

## 3기의 증류탑을 이용한 에너지 절약형 증류탑의 헥산공정에서의 응용

김영한<sup>†</sup> · 황규석\*

동아대학교 화학공학과  
604-714 부산시 사하구 하단동 840  
\*부산대학교 화학공학과  
609-735 부산시 금정구 장전동 산 30  
(2004년 7월 15일 접수, 2004년 10월 6일 채택)

### Application of An Energy-Efficient Distillation System using Three Columns to Hexane Process

Young Han Kim<sup>†</sup> and Kyu Suk Hwang\*

Department of Chemical Engineering, Dong-A University, 840, Hadan-dong, Saha-gu, Busan 604-714, Korea

\*Department of Chemical Engineering, Pusan National University, San 30, Jangjeon-dong, Geumjeong-gu, Busan 609-735, Korea

(Received 15 July 2004; accepted 6 October 2004)

#### 요 약

에너지 절약형 증류시스템인 열복합 증류탑의 에너지 사용량은 적으나 운전이 어렵기 때문에 실제공정에 활용이 잘 되지 않고 있어 에너지 사용은 적으면서 운전성이 개선된 3탑 증류 시스템을 제안하여 상업적인 실제공정인 헥산제조 공정에 활용할 때의 에너지 절약성과 실제 활용에서 생겨나는 문제에 대해 조사하였다. 에너지 회수구조를 활용할 경우, HYSYS를 이용한 시뮬레이션의 결과 기존의 2탑 증류 시스템에 비해 18%의 에너지 절감효과가 있음을 알았으며 2탑 증류시스템에 비해 제어루프의 수는 증가되지만 3가지 제품의 조성 조절이 쉽고 각 탑의 운전압력을 쉽게 조절할 수 있는 장점을 갖고 있다.

**Abstract** – Though a fully thermally coupled distillation column-an energy efficient distillation system-consumes less energy, it is not widely implemented in practice due to its operational difficulty. A 3-column distillation system having improved operability is proposed here, and its energy saving performance and application related issues are investigated from the implementation result to a practical hexane process. When an energy integration is employed, the proposed system requires 18% less energy than a conventional 2-column system, which is found from the HYSYS simulation. Though more control loops than the 2-column system are required, the proposed system has better controllability of product compositions and the pressure control of the system is easier.

Key words: Distillation, Ternary Separation, Energy-Efficient Distillation, Hexane Process

#### 1. 서 론

대부분의 경우에 3성분 혼합물을 분리하는 열복합 증류탑(fully thermally coupled distillation column, FTCDC)은 기존의 2탑 증류 시스템보다 적은 에너지를 소비하지만 탑의 운전이 기존의 시스템보다 어렵기 때문에 폭넓은 활용이 아직 이루어지지 않고 있다. 이러한 문제를 해결하기 위하여 탑의 운전방법을 개선하려는 많은 연구[1-6]들이 수행되어져 왔다. 이 문제 해결의 다른 접근 방법으로, 운전을 쉽게 하기 위하여 탑의 구조를 적절히 변형한 연구[7-9]도 발표된 바 있다. 그 밖에 이러한 연구의 일환으로 열복합 증류탑의 주탑을 두 부분으로 분할하여 분할된 탑 사이의 물질이동은 막으면

서 열적으로는 결합된 시스템을 사용하여 에너지 절감효과를 유지한 채 증류제품의 조성조절을 쉽게 할 수 있도록 한 구조를 제안하고 이 시스템의 다변수 제어성능을 시험한 연구가 발표되었다[10].

다성분 분리의 증류탑을 전환류 상태로 운전하면 탑의 증류곡선은 평형증류의 잔류농도 곡선에 근접하게 되며[11], 전환류 조작에서는 최소 에너지를 사용하기 때문에 탑의 열역학적 효율은 이상적이 된다. 이러한 이상적인 증류 곡선은 에너지 효율이 높은 증류 시스템의 하나로서 알려져 있는 열복합 증류탑의 탑 내 액체조성의 분포와 유사하다. Fig. 1의 열복합 증류탑은 증류곡선이 평형증류의 잔류농도 곡선과 유사한 구조로 되어 있기 때문에 탑효율이 높아 에너지 사용량이 기존의 2탑 시스템보다 적은 장점을 가지고 있다. 이러한 점에 착안하여 평형증류의 잔류농도 곡선과 유사한 증류선을 가지고 기존의 2탑 시스템과 비슷한 구조를 가진 Fig. 2의 3탑

<sup>†</sup>To whom correspondence should be addressed.  
E-mail: yhkim@mail.donga.ac.kr

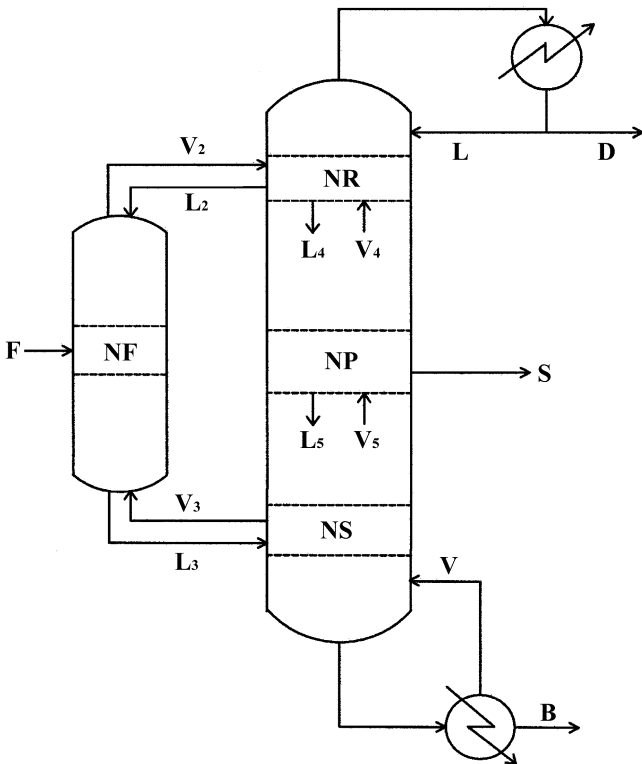


Fig. 1. A schematic diagram of a fully thermally coupled distillation column.

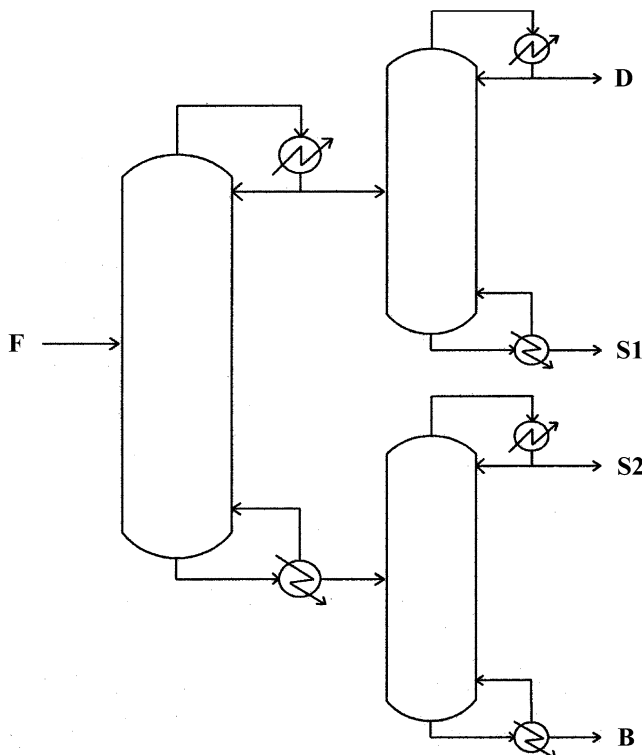


Fig. 2. A schematic diagram of a 3-column distillation system.

시스템은 에너지 사용량이 적으면서 탑의 운전이 용이한 장점을 살릴 수가 있다. 이러한 3탑 시스템은 저비점 성분과 고비점 성분의 두 부분으로 나누는 전처리 탑을 가지고 있으며 저비점 성분은 상부탑으로 이동하고 고비점 성분은 하부탑으로 이동한다. 전처리 탑

을 사용하는 이유는 탑의 액체조성 분포를 열복합 증류탑의 조성 분포와 동일하게 만들기 위함이다.

통상적으로 2기의 증류탑이 3성분 혼합물의 분리에 이용되었지만, 액체의 조성분포가 평형증류의 잔류농도 곡선과는 완전히 다르다. 바꾸어 말하면, 2탑 증류 시스템은 원료 공급단에서의 혼합과 중간비점 성분의 재혼합 같은 비가역적 과정이 포함되어 있기 때문에 비이상적이다[1]. 그러나 2탑 시스템에 전처리탑을 추가하면 높은 증류탑 효율을 나타내는 열복합 증류탑과 유사한 조성분포를 가진다. 비록 추가된 탑이 3탑 시스템의 운전에서 제어루프의 수를 늘리지만, 제어루프들 사이의 연결이 완전히 분리되기 때문에 세 가지 제품의 조성제어가 열복합 증류탑의 조성제어보다 쉽다.

본 연구에서는 3성분 혼합물의 분리를 위하여 개량된 증류시스템을 제안하고 이를 실제 현장에서 사용하는 핵산 제조공정에 활용하여 그 성능을 조사하며 응용에서 생기는 문제점에 관해 분석해 보고자 한다. 사용하는 증류시스템은 기존의 열복합 증류탑과 유사한 증류곡선을 가지는 3탑 증류시스템이며 성능평가를 위해 HYSYS 시뮬레이션을 사용하였다.

## 2. 구조 설계

본 연구의 3탑 증류시스템의 구조는 기존의 열복합 증류탑을 기본으로 구성되었기 때문에 열복합 증류탑을 먼저 설계하고 이를 바탕으로 3탑 증류시스템을 설계한다. 열복합 증류탑은 Fig. 1에 나타나 있는 것처럼 전처리 탑과 주탑으로 구성되어 있다. 두 탑의 액체 조성이 다성분계 평형증류의 잔류농도 곡선과 유사한 형태를 가질 때, 증류탑의 열역학적인 효율이 이상적임을 바탕으로 한 설계방법 [12, 13]을 사용하면 열복합 증류탑을 설계할 수 있으나 여기서는 물질 수지식을 이용한 계단식 설계법을 사용하여 다음과 같이 구조설계를 하였다.

열복합 증류탑의 설계에서 보는 바와 같이 액체조성이 평형증류의 잔류농도 곡선과 유사한 조성 분포를 가진 전처리 탑은 실제탑에서는 얻을 수 없다. 전환류 조작은 이론적인 경우에 한정되며 실제 원료가 공급되면 전처리탑의 상부와 하부에서 증기와 액의 비율이 서로 다르게 되므로 한 개의 증류곡선으로 전체를 표현할 수 없기 때문이다. 그러나 여기서는 설계의 편의를 위하여 원료 공급단의 조성분포와 원료의 조성이 같다고 가정하면 원료 공급시 혼합이 일어나지 않으므로 높은 탑효율이 얻어진다. 그러므로 Table 1에 나타난 원료 조성에 근접한 공급단의 조성을 만들기 위해 공급단의 조성이 원료의 조성분포와 같다고 가정하고 원료 공급단보다 한 단 위의 액체 조성은 다음의 물질수지로부터 계산할 수 있다. 이러한 계산방법으로 전처리 탑의 맨 위 단까지 단의 액체조성을 계산한다.

$$x_{n,i}^II = (V_2 y_{n+1,i}^I - F z_i \gamma_{1,i}) / L_2 \quad (1)$$

여기서 액과 증기의 유량은 설계 시스템의 상대휘발도를 이용하여 계산한 최소 유량[14]의 1.5배를 사용하였으며, 등몰유출의 가정을 적용하였다. 실제 유량은 여기서 사용한 값이 아닐 수 있지만 설계 편의를 위해 통상 설계기준을 사용하였다. 식 (1)에서의 증기조성은 HYSYS 데이터베이스의 파라미터를 이용한 Peng-Robinson식으로부터 구하였다. 본 연구의 원료에 포함된 19개의 구성성분에 대한 평형계산이 간단하지 않기 때문에, 여기서는 주요 성분만 선택하여

Table 1. Flow rates of feed and products of FTCDC and 3-column systems of hexane process in kmol/h

| Component             | Feed          | FTCDC         |               |               | 3-column      |               |               |
|-----------------------|---------------|---------------|---------------|---------------|---------------|---------------|---------------|
|                       |               | Overhead      | Bottom        | Side          | Overhead      | Bottom        | Side          |
| <b>(Light)</b>        |               |               |               |               |               |               |               |
| n-butane              | 3.0316        | 3.0320        | 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        | 26.051        | 0.0000        | 0.0000        | 26.040        | 0.0000        | 0.0000        |
| i-pentane             | 13.479        | 13.484        | 0.0000        | 0.0000        | 13.479        | 0.0000        | 0.0000        |
| Cyclopentane          | 1.4812        | 1.4818        | 0.0000        | 0.0000        | 1.4812        | 0.0000        | 0.0000        |
| 2,2-methylbutane      | 0.2666        | 0.2664        | 0.0000        | 0.0002        | 0.2666        | 0.0000        | 0.0000        |
| 2-methylpentane       | 7.5840        | 6.9219        | 0.0022        | 0.6217        | 7.2507        | 0.0015        | 0.3318        |
| <b>(Intermediate)</b> |               |               |               |               |               |               |               |
| 3-methylpentane       | 5.0856        | 3.3096        | 0.0145        | 1.7302        | 3.4113        | 0.0158        | 1.6586        |
| n-hexane              | 21.182        | 2.1110        | 1.3207        | 17.789        | 1.7340        | 1.6676        | 17.780        |
| 1-hexene              | 0.0099        | 0.0077        | 0.0000        | 0.0021        | 0.0082        | 0.0000        | 0.0017        |
| Methylcyclopentane    | 2.6959        | 0.1196        | 0.6783        | 1.9189        | 0.0984        | 0.6138        | 1.9837        |
| <b>(Heavy)</b>        |               |               |               |               |               |               |               |
| Cyclohexane           | 1.7874        | 0.0043        | 1.4605        | 0.3136        | 0.0017        | 1.2397        | 0.5459        |
| Benzene               | 1.2541        | 0.0773        | 0.3239        | 0.8580        | 0.0648        | 0.2946        | 0.8948        |
| n-heptane             | 8.0516        | 0.0000        | 8.0278        | 0.0224        | 0.0000        | 8.0205        | 0.0311        |
| 2-methylhexane        | 1.6330        | 0.0000        | 1.5957        | 0.0341        | 0.0000        | 1.5810        | 0.0520        |
| 3-methylhexane        | 1.3632        | 0.0000        | 1.3395        | 0.0218        | 0.0000        | 1.3309        | 0.0323        |
| Methylcyclohexane     | 1.2355        | 0.0000        | 1.2301        | 0.0051        | 0.0000        | 1.2284        | 0.0071        |
| Cycloheptane          | 1.1786        | 0.0000        | 1.1789        | 0.0000        | 0.0000        | 1.1785        | 0.0001        |
| Toluene               | 0.7385        | 0.0000        | 0.7382        | 0.0004        | 0.0000        | 0.7379        | 0.0006        |
| <b>Total</b>          | <b>98.750</b> | <b>57.519</b> | <b>17.910</b> | <b>23.318</b> | <b>57.520</b> | <b>17.910</b> | <b>23.320</b> |

사용하였는데 저비점 혼합물에서 3가지, 중간비점 혼합물에서 1가지, 고비점 혼합물에서 5가지를 농도가 높은 것만 골라 계산에 사용하였다. 여기서 계수  $\gamma_{i,i}$ 는  $i$ 성분이 전처리 탑에서 주탑의 상부연결을 통해 이동되는 양의 전체 공급량에 대한 비이며, 참고문헌[14]에서 정의된 중간비점 성분의 최적분리비  $\beta$ 로부터 계산되어 진다. 예를 들어 저비점성분 A에 대해서는 1, 중간비점 성분 B에 대해서는  $\beta$ 이고 고비점 성분 C에 대해서는 0이 된다. 최적분리비는 다음 식과 같이 계산된다.

$$\beta = \frac{\alpha_B - \alpha_C}{\alpha_A - \alpha_C} \quad (2)$$

동일한 방법으로 전처리탑 하부의 증기 조성은 원료조성에서 시작하여 다음의 물질수지로부터 계산된다. 여기서는 상부와 다르게 액체 조성 대신에 증기조성이 얻어진다.

$$y_{n+1,i}^H = (L_3 x_{n-1,i}^H - Fz_i \gamma_{2,i}) / L_3 \quad (3)$$

주탑의 중간비점 제품 생산단 상부(Fig. 1에서 NP와 NR 사이)에서는 식 (1)과 유사하게

$$x_{n,i} = (V_4 y_{n+1,i} + Fz_i \gamma_{3,i}) / L_4 \quad (4)$$

을 사용하여 액의 조성을 계산하고 전처리 탑의 상단과 연결되는 주탑의 상부 연결단(NR)은 전처리 탑의 최상단과 조성의 차이가 가능한 작아야 하기 때문에 최적화 계산이 필요하므로 다음과 같은 목적식을 사용하여 계산한다.

$$\text{Min}_{m,n} \sum_i |(x_{n,i} - x_{m,i}^H) Fz_i \gamma_{1,i}| \quad (5)$$

여기서 하첨자  $m$ 은 전처리 탑의 원료 공급단 상부의 단번호를 나타내고 하첨자  $n$ 은 주탑의 중간비점제품 생산단 상부의 단번호를 나타낸다. 일단 단번호가 결정 되면, 상부 연결단(NR)에서의 액체 조성은 다음의 물질수지식으로부터 구해진다.

$$x_{NR,i} = (V_4 y_{NR+1,i} + V_2 y_{1,i}^H - Fz_i \gamma_{4,i}) / L \quad (6)$$

그리고 연결단(NR)에서 주탑의 최상부까지 액조성은 상부제품의 조성을 만족할 때까지 다음 식으로 한 단씩 계산한다.

$$x_{n,i} = (V y_{n+1,i} - Fz_i \gamma_{4,i}) / L \quad (7)$$

주탑의 하단부에서도 상단부와 유사하게 중간비점제품 생산단(NP)의 하부영역(Fig. 1의 NP와 NS 사이)에서

$$y_{n,i} = (L_5 x_{n-1,i} + Fz_i \gamma_{5,i}) / V_5 \quad (8)$$

을 사용하고 하부 연결단(NS)의 결정은 다음의 목적식을 사용하여 최적화 계산을 하며

$$\text{Min}_{m,n} \sum_i |(x_{n,i} - x_{m,i}^H) Fz_i \gamma_{2,i}| \quad (9)$$

여기서 하첨자  $m$ 은 전처리 탑의 원료 공급단 하부의 단번호를 나타내고 하첨자  $n$ 은 주탑의 중간비점제품 생산단 하부의 단번호를 나타낸다. 하부 연결단(NS)의 조성은

$$y_{NS,i} = (L_5 x_{NS-1,i} + L_3 x_{NT2,i}^H + Fz_i \gamma_{6,i}) / V \quad (10)$$

와 같이 계산하고 다시 주탑의 최하단부에서는 다음식을 사용하여 하부제품의 조성이 얻어질 때까지 계단식 계산을 반복한다.

$$y_{n,i} = (L x_{n-1,i} - Fz_i \gamma_{6,i}) / V \quad (11)$$

**Table 2. Tray numbers from structural design and operating conditions for 3-column, the FTCDC and 2-column systems of hexane process. Tray numbers are counted from top**

| Name                 | 3-coumn   |       |       | FTCDC     |          | 2-column |       |
|----------------------|-----------|-------|-------|-----------|----------|----------|-------|
|                      | Prefract. | Upper | Lower | Prefract. | Main     | 1st      | 2nd   |
| <b>Structural</b>    |           |       |       |           |          |          |       |
| Number of trays      | 29        | 46    | 20    | 29        | 66       | 25       | 70    |
| Feed/side product    | 10        | 17    | 11    | 11        | 32       | 11       | 44    |
| Interlinking stages  |           |       |       |           | 11<br>57 |          |       |
| <b>Operating</b>     |           |       |       |           |          |          |       |
| Feed(kmol/h)         | 98.75     | 71.00 | 27.75 | 98.75     |          | 98.75    | 41.22 |
| Overhead(kmol/h)     | 71.00     | 57.52 | 9.840 |           | 57.52    | 57.53    | 23.32 |
| Bottom(kmol/h)       | 27.75     | 13.48 | 17.91 |           | 17.91    | 41.22    | 17.90 |
| Side(kmol/h)         |           |       |       |           | 23.32    |          |       |
| Reflux(kmol/h)       | 34.00     | 73.00 | 61.00 | 25.00     | 134.1    | 132.3    | 74.39 |
| Vapor boilup(kmol/h) | 99.74     | 123.5 | 65.93 | 94.00     | 169.3    | 175.7    | 89.92 |
| Heat duty(GJ/h)      | 3.121     | 3.636 | 2.108 |           | 5.449    | 5.382    | 2.892 |

이상과 같이 물질수지를 사용하여 계단식으로 각 단에서의 액체 농도를 계산하고 계산된 단의 수로부터 전처리 탑과 주탑의 단수, 원료 공급단(NF)의 위치, 중간비점 제품 생산단(NP) 및 상부(NR)와 하부연결단(NS)을 알아낼 수 있다. 실제탑의 경우 공급단의 액체 농도가 원료의 농도와 다르므로 설계시 계산의 편의를 위하여 같다고 가정하고 계산하였기 때문에 보정이 필요하다. 본 연구에서는 얻어진 전처리탑의 단수에 통상의 설계기준을 적용하여 1.7을 곱한 값을 사용하였다. 이렇게 얻은 결과는 열복합 증류탑의 구조이며 이를 바탕으로 3탑 시스템의 구조를 얻을 수 있다. 양쪽 시스템의 전처리 탑은 같기 때문에 같은 값을 사용할 수 있다. 3탑 시스템의 상부탑은 열복합 증류탑의 주탑에서 중간비점 제품의 생산단의 상부 부분에 해당되며, 하부탑은 주탑의 하부 부분에 해당된다. 그러나 HYSYS 시뮬레이션 과정에서 약간의 단수 조정이 있었으며 전체 단수는 동일하다. Table 2에 열복합 증류탑의 설계결과와 3탑 증류시스템의 설계결과가 정리되어 있다.

이렇게 3탑 증류 시스템의 구조자료가 얻어지면, 주어진 제품의 조성을 생산할 수 있는 증류탑의 운전조건, 즉 액과 증기의 유량 같은 조작 변수들은 HYSYS 시뮬레이션을 통해 구할 수 있다. 시뮬레이션 결과는 Table 2에 나타나 있다. HYSYS 시뮬레이션에서 증류 시스템의 구조를 입력하고 운전변수를 변화시키면서 Table 1에 주어진 3가지 제품의 양과 조성이 얻어질 때까지 반복 계산한다.

**3. hexan 공정**

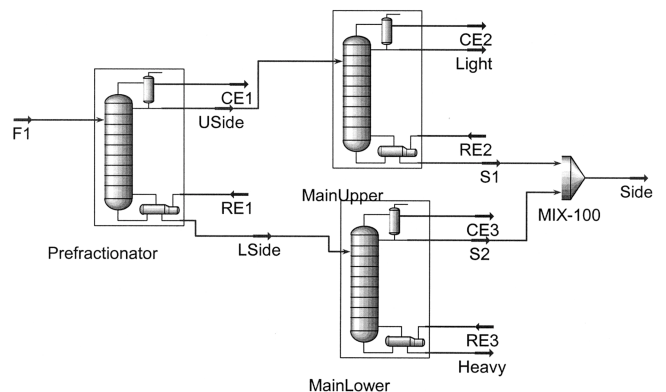
hexan 공정은 원유를 정제하는 상압 증류탑에서 얻어지는 저비점 나프타를 원료로 하여 고농도 hexan을 얻는 공정이다. 이 공정의 제품을 최종 제품으로 판매하기 위해서는 유황 화합물을 제거하는 공정이 추가되어 진다. Table 1의 원료 조성 및 3가지 제품의 농도는 실제공정에서 얻은 자료이다. 상업적인 공정에 관한 연구로는 나프타 정류공정에서 에너지 절약에 대해 연구[15, 16]된 바 있지만, hexan공정의 에너지 절약에 대해서는 아직 연구되지 않았다.

**4. 결과 및 고찰**

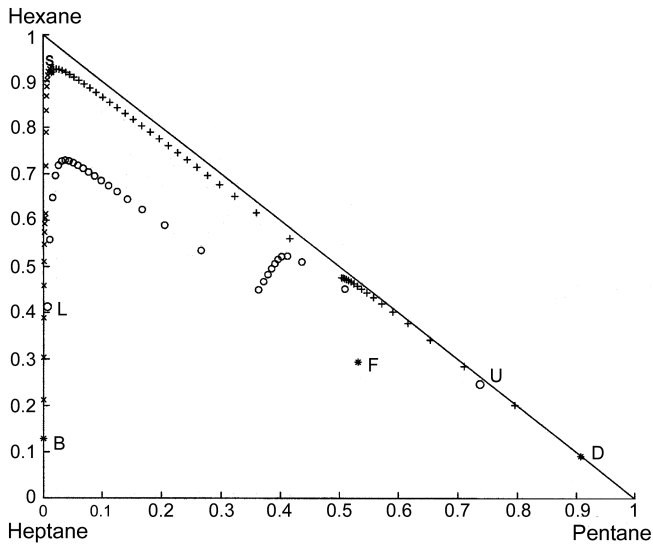
열복합 증류탑이 기존의 2탑 시스템에 비하여 적은 에너지를 사  
 화학공학 제43권 제1호 2005년 2월

용하는 높은 열역학적인 효율을 가지지만, 운전의 어려움은 열복합 증류탑의 실제적인 활용을 제한하여 왔다. 이러한 운전성의 개선을 위하여 3탑 증류시스템을 제안하고 이 시스템의 성능을 에너지 소요량을 비교하여 평가하고자 한다. 이러한 평가는 기존의 2탑 시스템과 열복합 증류탑을 비교하여 실시하고 또 3탑 증류 시스템의 실제 활용시 생겨나는 문제점을 검토하고자 한다.

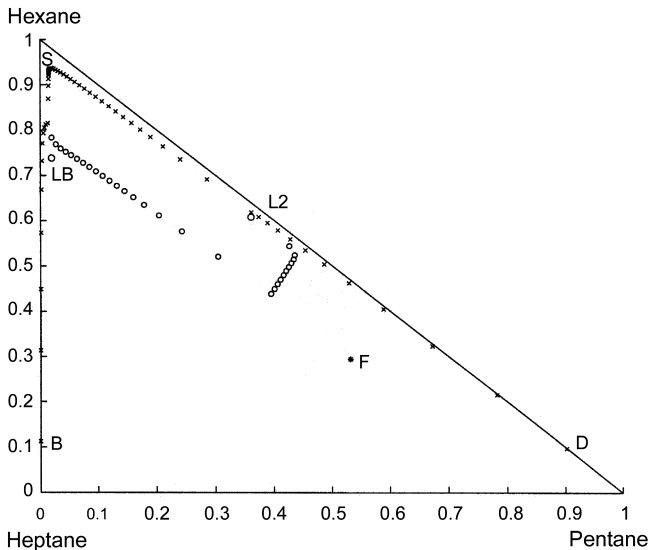
hexan공정에 대해, 3탑 시스템의 구조적인 설계는 Table 2에 나타나 있는 것처럼 열복합 증류탑의 설계 결과로부터 유도되었다. 물론 약간의 수정이 있었지만, 두 시스템의 구조는 유사하다. 3탑 시스템의 상부탑은 열복합 증류탑에서 주탑의 상부 부분(중간비점 제품생산단 기준)과 유사하고, 그와 유사하게 하부탑은 열복합 증류탑 주탑의 하부 부분과 유사하다. 두 시스템에서 전처리 탑은 동일하다. Fig. 2의 3탑 시스템을 HYSYS로 시뮬레이션 하기 위하여 구성된 공정도가 Fig. 3과 같다. 이 그림과 같은 3탑 시스템의 탑 내 액체의 조성 분포를 그림으로 나타낸 것이 Fig. 4이다. 여기서 o 기호는 전처리 탑의 조성분포이고, + 기호는 상부 탑의 조성분포, x 기호는 하부 탑에서의 조성 분포를 각각 나타낸다. o 기호에 쓰여 있는 U와 L은 상부 탑과 하부 탑에 공급되는 각각의 원료조성을 나타낸다. D는 저비점 제품, S는 중간비점 제품, B는 고비점 제품을 각각 표시한다. F로 표기된 원료의 조성분포와 U와 L이 동일 선상에 있음을 주목할 필요가 있는데 이 요구조건은 증류탑 설계의 유연성을 제한하여 탑효율을 저하시키는 주요인이 된다. 열복합 증류탑의 경



**Fig. 3. A HYSYS flow diagram of 3-column distillation system.**



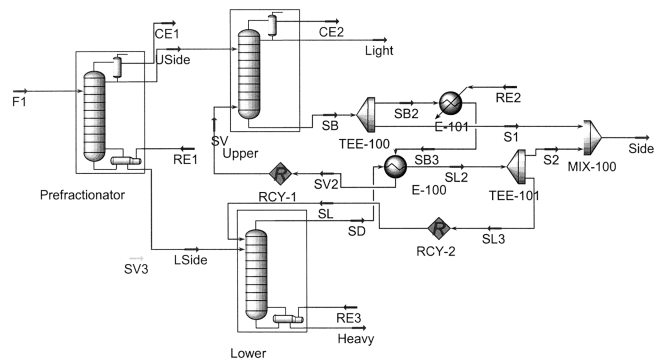
**Fig. 4. Liquid composition profile of hexane process in 3-column system. The symbols U and L indicate feed compositions of upper and lower main columns, respectively.**



**Fig. 5. Liquid composition profile of hexane process in a fully thermally coupled distillation column.**

우, Fig. 5에 조성 분포가 나타나 있다. 여기서 L2는 주탑에서 전처리 탑으로 이송되는 액의 조성이며, LB는 전처리 탑의 하단에서 주탑으로 이동되는 액의 조성이다. 이들 3가지 조성들은 3탑 시스템과는 달리 직선을 이루지 않아 열복합 증류탑의 구조 설계를 유연하게 한다. 열복합 증류탑의 경우는 전처리 탑과 주탑 사이에 양방향 물질이동이 일어나기 때문에 이들 조성 사이에 직선을 이룰 필요가 없다. Fig. 4와 5를 비교하면 두 시스템 모두 평형증류의 잔류농도 곡선과 유사한 증류곡선을 가짐을 알 수 있고 이는 이들 시스템의 효율이 높다는 것을 예상하게 한다.

핵산공정의 운전에 관한 HYSYS 시뮬레이션의 결과가 Table 2에 나타나 있다. 비록 3가지 다른 시스템이 주어진 조성의 같은 제품을 생산한다 할지라도, 에너지 소모량이 각기 다르다. 열복합 증류탑의 경우는 기존의 2탑 시스템에 비해 34%의 에너지 절감효과가 있으나 3탑 시스템은 2탑 시스템에 비해 오히려 7% 더 많은 에너



**Fig. 6. A HYSYS flow diagram of 3-column distillation system with heat integration.**

지를 요구한다. 이는 앞에서 지적한 전처리 탑의 원료와 제품 조성 사이의 직선성의 조건에 따른 증류탑 설계의 제약에 의해 생긴 문제점이다. 그러나 3탑 시스템의 하부 탑 운전압력을 0.1기압 상승시키면 하부탑의 냉각기에서 회수된 열을 상부탑의 재비기에서 활용할 수 있는 구조가 가능하다. 이러한 변형 시스템의 공정을 HYSYS 공정도로 작성한 것이 Fig. 6이다. 그림에서와 같이 하부탑의 냉각기와 상부탑의 재비기를 1개의 열교환기로 구성하고 부족한 열량은 추가의 가열기를 설치하여 해결하였다. 이러한 구조는 2탑 시스템에 비해 다소 복잡한 구조이지만 3가지 제품의 조성을 각각 조절하기가 쉽고 2탑 시스템에 비해 18%의 에너지 절감효과를 얻을 수 있다. 2탑 시스템의 경우는 제1탑의 재비기 온도가 제2탑의 냉각기 온도보다 너무 높기 때문에 단순한 열결합이 불가능하다. 에너지 비용뿐만 아니라 설비비용을 비교하기 위하여 제안된 3탑 증류시스템의 설비비용을 항목별로 구분하여 Table 3에 나타내었으며 기존의 2탑 시스템과 비교하여 약간 적은 비용이 소요됨을 알 수 있다. 설비비용의 계산은 참고문헌[17]에서 제시된 방법으로 계산한 결과이다. 3탑 증류시스템은 전처리탑의 운전 조건에 따라 에너지 사용량이 변화하므로 전처리 탑에서의 상부 및 하부제품의 분리량과 환류량에 따른 에너지 소요량을 계산한 결과를 Table 4에 정리하였다. 여기서 알 수 있는 바와 같이 전처리탑의 상부로 70%를 분리할 때 그리고 환류비를 0.5로 할 때 가장 적은 에너지를 사용함을 알 수 있다.

본 연구에서 얻은 설계결과를 2탑 증류방식을 사용하는 실제 현장에서의 단수와 비교하면 실제공정에서는 제1탑에서 36단, 제2탑에서 100단을 사용하는데 비해 본 연구의 결과는 전처리탑이 29단, 상부탑이 46단, 하부탑이 20단이므로 총단수가 95단이다. 그러나 여기서 계산된 값은 이상적인 탑효율을 가졌을 경우이며 실제공정에서 70%의 탑효율을 고려하면 실제공정에서의 총단수가 늘어짐을

**Table 3. Investment costs of proposed 3-column and conventional 2-column systems in thousand dollars**

|           | 3-column |        |       | 2-column |       |
|-----------|----------|--------|-------|----------|-------|
|           | Prefr.   | Upper  | Lower | 1st      | 2nd   |
| Column    | 151.3    | 224.6  | 77.6  | 181.6    | 290.2 |
| Tray      | 14.3     | 23.6   | 5.8   | 19.2     | 32.0  |
| Condenser | 145.7    | 146.4  | 91.5  | 208.9    | 141.3 |
| Reboiler  | 107.0    | 69.3   | 69.1  | 152.4    | 101.8 |
| Subtotal  | 418.3    | 463.9  | 244.0 | 562.1    | 565.3 |
| Total     |          | 1126.2 |       | 1127.4   |       |

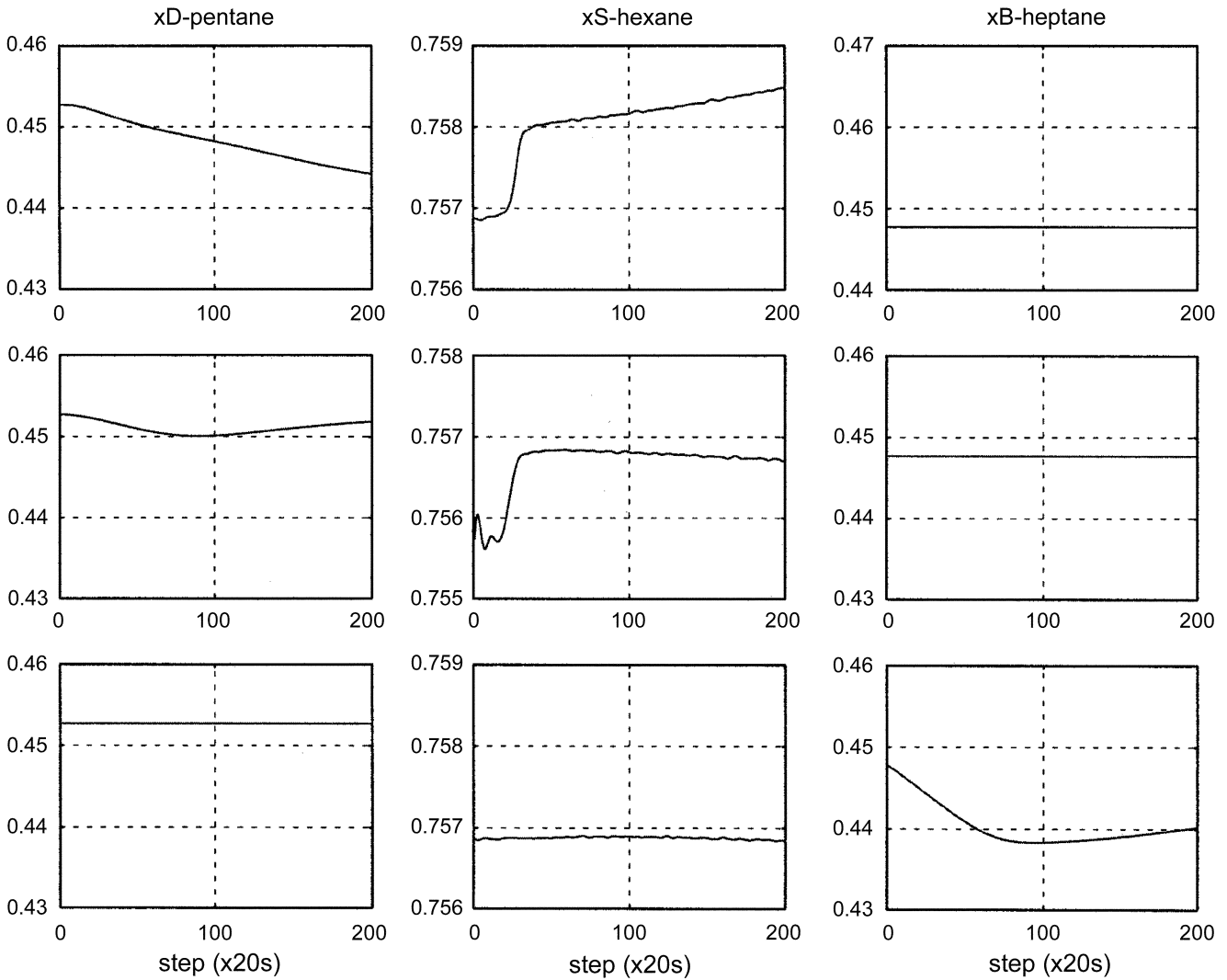
**Table 4. Comparison of energy requirements for different operating conditions of upper split rate and reflux flow in prefractionator. Units are in GJ/h**

|                      | Prefr. | Upper | Lower | Total |
|----------------------|--------|-------|-------|-------|
| Upper split (kmol/h) |        |       |       |       |
| 67                   | 2.99   | 4.65  | 2.23  | 9.87  |
| 69                   | 3.06   | 3.56  | 2.17  | 8.79  |
| 71                   | 3.12   | 3.64  | 2.11  | 8.87  |
| 73                   | 3.19   | 3.81  | 2.05  | 9.05  |
| 75                   | 3.25   | 4.03  | 1.99  | 9.27  |
| Reflux ratio         |        |       |       |       |
| 0.45                 | 2.97   | 3.69  | 2.17  | 8.83  |
| 0.50                 | 3.07   | 3.54  | 2.17  | 8.78  |
| 0.55                 | 3.17   | 3.45  | 2.17  | 8.79  |
| 0.60                 | 3.27   | 3.45  | 2.17  | 8.89  |

알 수 있고 이는 본 연구의 설계기준이 적절함을 나타낸다.

제안된 3탑 시스템의 제어능력이 열복합 증류탑에 비해 운전 성능이 개선됨을 알아보기 위하여 상부제품의 유량, 상부탑의 증기공급량 및 하부탑의 증기공급량 변화에 따른 상부제품 중간 제품 및

하부제품의 주요성분에 대한 계단응답을 Fig. 7에 나타내었다. 그림의 상부열 3개의 그림은 상부제품의 유량변화에 따른 상부제품의 펜탄 조성, 중간제품의 헥산 조성, 하부제품의 헵탄 조성을 각각 나타내며 중간열은 상부탑의 증기공급량에 대한 계단응답을, 하부열은 하부탑의 증기공급량에 대한 응답을 나타낸다. 그림에서 알 수 있는 바와 같이 상부탑에 변화가 주어졌을 때 하부탑의 제품조성은 영향을 받지 않으며 이점은 하부탑에 변화가 주어졌을 때에도 마찬가지로 상부탑의 제품조성이 영향을 받지 않는다. 또 상부탑 내에서도 증기공급량을 조절하여 중간제품의 조성을 조절할 수 있으며 상부제품의 유량과 증기공급량을 복합적으로 조절하여 상부제품의 조성을 조절할 수 있음을 알 수 있고 하부제품의 조성은 하부탑의 증기공급량을 조절하여 쉽게 제어할 수 있음을 보여주고 있다. 그러나 열복합 증류탑의 경우 Fig. 8에 나타낸 바와 같이 1개의 탑에서 3가지 제품이 생산되기 때문에 환류량에 대한 3가지 제품의 계단응답이 동시에 나타나며 중간제품의 유량변화에 대한 계단응답에서도 중간제품과 하부제품의 조성변화가 동시에 나타나기 때문에 3가지 제품의 조성제어를 동시에 하기가 매우 어려움을 보여주고 있다. 이러한 응답의 결과를 고려할 때 3탑 증류시스템이 열복합 증



**Fig. 7. The responses of overhead, side draw and bottom product specifications with step changes of overhead product and vapor boilup rates in upper column and vapor boilup rate in lower column of 3-column system for hexane process. Top three figures are of overhead product flow, middle three are of vapor boilup rate in upper column and the bottom three are of vapor boilup rate in lower column.**

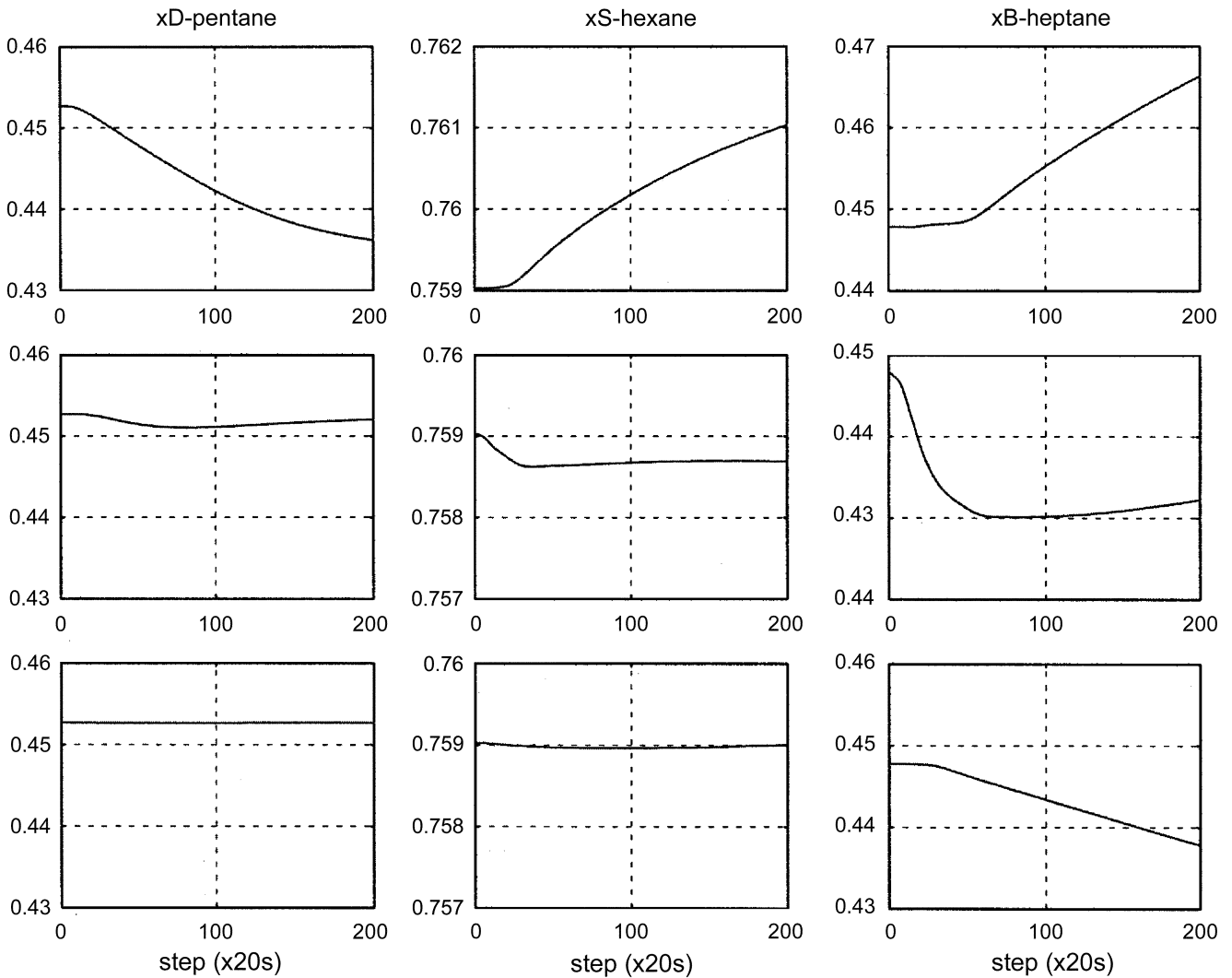


Fig. 8. The responses of overhead, side draw and bottom product specifications with step changes of reflux, vapor boilup and side draw rates in the FTDCDC for hexane process. Top three figures are of reflux flow rate, middle three are of vapor boilup rate and the bottom three are of side draw rate.

류탑에 비해 제품의 품질관리가 훨씬 쉬움을 알 수 있다. 3탑 증류 시스템은 기존의 2탑 증류시스템에 비하여 탑이 제어 루프의 수가 4개 더 필요하며 개당 15,000달러의 비용(미국 계측제어시스템협회의 평균추정비용)을 감안할 때 약 60,000달러의 설비비용이 추가된다. 그러나 3탑 증류시스템의 에너지 절감비용이 연간 88,000달러 임을 감안할 때 추가비용은 약 8개월의 운전비용 절감으로 회수할 수 있음을 알 수 있다.

열복합 증류탑의 높은 효율과 낮은 에너지 소요는 현장 기술자들에게 널리 알려져 있으나, 조작상의 어려움이 탑의 실제 활용에 많은 제약을 가져왔다. 물론 기존의 2탑 시스템보다 3탑 시스템에 탑이 하나 더 많기 때문에 더욱 많은 제어루프를 요구하지만, 3가지 제품의 조성 제어는 열복합 증류탑의 조성 제어보다 훨씬 용이하다. 또한, 3탑 시스템에서 3기의 탑의 운전 압력은 각각 따로 조절할 수 있기 때문에 다중 열결합에 의한 에너지의 회수가 가능하지만, 열복합 증류탑에서는 전처리 탑과 주탑 사이의 양방향 흐름 연결 때문에 탑의 압력을 임의대로 조절하기 어렵기 때문에 시스템 내에서 에너지를 회수하여 재사용하기가 불가능하다. 3탑 시스템은 3기의

탑을 각각 다른 압력으로 운전하기 때문에 탑 단수의 차이에 따른 탑 설치의 구조에 제한이 없으나 열복합 증류탑의 경우는 전처리탑의 수직적 위치 선정을 적절하게 하지 않으면 주탑과의 양방향 기액 이송을 할 수 없는 문제가 있다.

### 5. 결 론

에너지 절약형 증류 시스템인 열복합 증류탑의 낮은 운전성을 개선하기 위하여 3기의 증류탑을 사용하여 3가지 제품을 생산하는 공정을 제안하고 실제 현장에서 사용하는 헥산 제조공정에 활용하였을 때의 성능을 조사하였다. 원료와 제품의 조성 간에 직선성을 필요로 하기 때문에 3탑 증류시스템의 설계에 제한이 있어 열복합 증류탑과 같은 탑효율은 얻어지지 않으나 시스템 내에서 에너지 회수가 가능하여 이를 활용할 경우 기존의 2탑 시스템에 비해 18%의 에너지 절감효과를 얻을 수 있다. 3탑 시스템은 3기의 증류탑을 각각 운전하기 때문에 3가지 제품의 조성조절이 쉽고 각각의 운전압력 설정이 쉬운 장점을 가지고 있다.

## 감 사

본 연구는 2004년도 한국학술진흥재단의 지원(KRF-2004-002-D00093)으로 수행되었으며, 이에 감사드립니다.

## 사용기호

|    |                                       |
|----|---------------------------------------|
| D  | : overhead product                    |
| B  | : bottom product                      |
| F  | : flow rate of feed [kmol/h]          |
| 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]   |
| y  | : vapor composition [mol fraction]    |
| z  | : feed composition [mol fraction]     |

## 윗첨자

II : prefractionator

## 아래첨자

|   |                          |
|---|--------------------------|
| A | : lightest component     |
| B | : intermediate component |
| C | : heaviest component     |
| i | : component              |
| m | : tray number            |
| n | : tray number            |

## 그리스 문자

|          |   |
|----------|---|
| $\alpha$ | : relative volatility                                   |
| $\beta$  | : intermediate component split ratio defined in Eq. (2) |
| $\gamma$ | : transport ratio                                       |

## 참고문헌

- Triantafyllou, C. and Smith, R., "The Design and Optimisation of Fully Thermally Coupled Distillation Columns," *Trans. IChemE*, Part A, **70**(2), 118-132(1992).
- Wolff, E. A. and Skogestad, S., "Operation of Integrated Three-Product (Petlyuk) Distillation Columns," *Ind. Eng. Chem. Res.*, **34**(6), 2094-2103(1995).
- Halvorsen, I. J. and Skogestad, S., "Optimizing Control of Petlyuk Distillation: Understanding the Steady-State Behavior," *Computers chem. Engng.*, **21**(S1), S249-S254(1997).
- Abdul Mutalib, M. I. and Smith, R., "Operation and Control of Dividing Wall Distillation Columns, Part 1: Degrees of Freedom and Dynamic Simulation," *Trans. IChemE*, Part A, **76**(3), 308-318 (1998).
- Abdul Mutalib, M. I., Zeglam, A. O. and Smith, R., "Operation and Control of Dividing Wall Distillation Columns, Part 2: Simulation and Pilot Plant Studies using Temperature Control," *Trans. IChemE*, Part A, **76**(3), 319-334(1998).
- Kim, Y. H., "Structural Design and Operation of a Fully Thermally Coupled Distillation Column," *Chem. Eng. J.*, **85**(2), 289-301 (2002).
- Agrawal, R., "More Operable Fully Thermally Coupled Distillation Column Configurations for Multicomponent Distillation," *Trans. Inst. Chem. Eng.*, Part A, **77**(6), 543-553(1999).
- Agrawal, R., "Multieffect Distillation for Thermally Coupled Configurations," *AIChE J.*, **46**(11), 2211-2224(2000).
- Agrawal, R., "Thermally Coupled Distillation with Reduced Number of Intercolumn Vapor Transfers," *AIChE J.*, **46**(11), 2198-2210(2000).
- Kim, Y. H., "An Alternative Structure of a Fully Thermally Coupled Distillation Column for Improved Operability," *J. Chem. Eng., Japan*, **36**(12), 1503-1509(2003).
- Widagdo, S. and Seider, W. D., "Azeotropic Distillation," *AIChE J.*, **42**(1), 96-130(1996).
- Kim, Y. H., "Structural Design of Extended Fully Thermally Coupled Distillation Columns," *Ind. Eng. Chem. Res.*, **40**(11), 2460-2466(2001).
- Kim, Y. H., "Rigorous Design of Extended Fully Thermally Coupled Distillation Columns," *Chem. Eng. J.*, **89**(1), 89-99(2002).
- Fidkowski, Z. and Krolikowski, L., "Thermally Coupled System of Distillation Columns: Optimization Procedure," *AIChE J.*, **32**(14), 537-546(1986).
- Lee, J. C., Yeo, Y. K., Song, K. H. and Kim, I. W., "Operating Strategies and Optimum Feed Tray Locations of the Fractionation Unit of BTX Plants for Energy Conservation," *Korean J. Chem. Eng.*, **18**(4), 428-431(2001).
- 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**(4), 495-501(2004).
- Douglas, J. M., *Conceptual Design of Chemical Processes*, McGraw-Hill, New York, NY(1988).