

HYSYS를 이용한 열복합 증류식 가스 농축공정의 설계

Design of Gas Concentration Process with Thermally Coupled Distillation Column Using HYSYS Simulation

이 주 영, 김 영 한, 황 규 석
(Ju Yeong Lee, Young Han Kim and Kyu Suk Hwang)

Abstract : Design of gas concentration process using a fully thermally coupled distillation is conducted with the commercial design software HYSYS. Detailed procedure of the design is explained, and the performance of the process is compared with that of a conventional system. A structural design is exercised for the design convenience. The design outcome indicates that the procedure is simple and efficient. The structural information yielded from equilibrium distillation gives an easy formulation of distillation system which is the initial input required from the setup of the distillation system. The performance of the new process indicates that an energy saving of 17.6 % is obtained compared with the conventional process while total number of trays maintains at the same.

Keywords : distillation design, gas concentration process, thermally coupled distillation, energy conserved distillation, HYSYS simulation

I. 서론

석유 정유과정, 나프타 개질과정, 중질유 분해 공정 등에서 나오는 가스유분을 분리하는 방법은 이성분 증류탑과 유사하게 한 개의 탑에서 한가지 성분씩 분리하는 방법을 사용하고 있다. 첫 번째 증류탑에서 가장 저비점인 에탄을 분리하고 두 번째 증류탑에서 프로판과 부탄을 분리하는 2탑 방식이다. 이 방식은 현재의 석유화학 공장에서 사용하고 있는 일반적인 분리방법으로서 두 개의 재비기와 2개의 냉각기를 사용하기 때문에 에너지 소모가 많다. 이러한 분리용 증류방식은 한 개의 증류탑에서 한 개의 제품만을 생산하는 방식으로 모든 석유화학공장에서 사용하고 있고 최근까지의 문헌[1,2]에서도 증류탑의 배열을 이렇게 하는 것으로 설명하고 있다. 좀 더 자세히 설명하면 각 증류탑 마다 1개의 재비기와 1개의 냉각기를 독립적으로 사용하기 때문에 에너지 사용의 낭비가 크고 재비기와 냉각기용 열교환기의 용량이 크기 때문에 초기 설비비도 많이 소요되는 문제가 있다. 에너지 소비가 과다한 이유는 증류탑의 조성분포가 다성분 평형증류 조성곡선과 많은 차이를 가지기 때문인데 기존의 증류방식은 본질적으로 평형증류 조성곡선을 맞출 수 없다[3,4]. 증류탑 내의 액의 조성분포가 평형증류 조성곡선과 유사하면 탑 내에서 스트림의 혼합이 최소가 되어 탑효율을 극대화할 수 있으나 기존방식은 이를 전혀 고려하고 있지 않다.

다성분 평형증류 곡선에 맞는 증류 방식이 그림 1의 열복합공정의 가스 농축공정에 활용하여 저비점 성분인 에탄과 프로판, 부탄을 각각 분리하는 증류공정에 활용하고자 한다. 열복합 증류방식은 탑효율이 높기 때문에 열복합형

증류탑을 이용하여 분리조작을 하면 에너지 사용량을 절감할 수 있고 증류탑의 재비기와 냉각기로 사용하는 열교환기의 용량을 줄일 수 있어 열교환기의 설비비를 줄일 수 있다.

본 연구에서는 석유화학 공정에서 가스 제품을 생산하는 가스 농축공정을 열복합 증류탑을 사용하여 공정을 재구성하고 구조적 설계법을 이용하여 증류탑을 설계하는 방법을 제시한다. 이를 HYSYS 시뮬레이션을 이용하여 설계하고 새로운 공정의 운전 특성을 기존의 2탑공정과 비교하여 에너지 절감효과를 검토하고자 한다.

II. 열복합 증류탑의 설계

나프타 개질반응기로부터 나오는 유분을 처리하는 공정 중 안정화탑의 탑정제품으로 나오는 C4와 그보다 가벼운 화합물의 혼합물은 9가지의 성분이 혼합되어 있고 그 중 가장 가벼운 에탄과 프로판을 우선 각각 분리하여 제품으로 생산하는 데 이 분리를 열복합형 증류탑을 사용하여 분리하려고 한다. 성분의 수가 9가지이지만 비점과 함량에 따라 에탄을 포함한 저비점 혼합물, 프로판을 포함한 중간비점 혼합물 및 나머지 고비점 혼합물의 3가지로 분류한다.

그림 1에서와 같이 왼쪽에 있는 전처리탑에 원료가 공급되면 대부분의 저비점 혼합물과 반 정도의 중간비점 혼합물이 전처리탑의 상부로부터 주탑으로 이동되고 나머지의 중간비점 혼합물과 고비점 혼합물은 전처리 탑의 하부로부터 주탑으로 공급된다. 이때 전처리탑과 주탑의 연결단 사이는 증기와 액체가 서로 교환되기 때문에 전처리 탑에서는 재비기와 냉각기를 필요로 하지 않으며 이러한 이유로 열복합 증류탑을 이용하면 에너지 사용을 절감할 수 있다. 주탑에서는 저비점 혼합물, 중간비점 혼합물 및 고비점 혼합물이 생산제품의 규격에 맞는 고농도로 각각 분리되어 증류된다. 열복합형 증류탑은 전처리 탑과 증류탑으로 구성되며 탑의 단수, 두 탑의 연결위치, 원료 공급단, 중간제품 배출단의 결정을 위한 설계는 다음과 같이 한다.

논문접수 : 2002. 6. 20., 채택확정: 2002. 8. 22.

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

이주영 : 부산대학교 화학공학과(juyeong@skcorp.com)

황규석 : 부산대학교 화학공학과(kshwang@pusan.ac.kr)

※ 본 논문은 한국학술진흥재단의 연구비 지원(KRF- 2001- 002-E00124)에 의하여 연구되었음.

첫째 전환류 조작에 의해 증류를 한다고 가정하면 최소의 증류단수를 계산할 수 있고 최소 증류단의 단수를 2배로 하여 실제 소요의 증류단수를 계산할 수 있다. 최소 소요단을 계산하기 위해서는 그림 1의 왼쪽에 있는 전처리 탑의 경우 액체 원료의 조성을 원료 투입단 조성으로 하고 그 보다 1단 위쪽은 원료의 조성 과 평형을 이루는 증기의 조성을 그 단의 액체 조성으로 한다. 전환류 조작에서는 탑의 효율이 이상적이고 탑내 조성분포가 평형관계 만으로 계산되기 때문이다. 이렇게 하여 전처리 탑의 상부탑 조성을 각각 계산한다. 전처리탑 하부의 조성분포는 반대로 원료 투입단에서부터 1단 아래의 단의 증기조성이 액체 원료의 조성 과 같은 것으로 하여 차례차례 1단씩 내려가면서 계산한다. 전처리 탑의 상부와 하부의 조성분포를 계산하여 두고 각각의 끝은 주탑의 조성분포를 계산한 후에 결정한다.

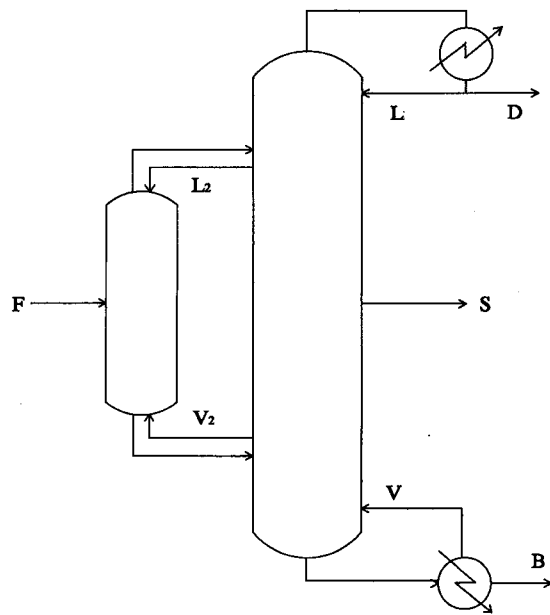


그림 1. 열복합증류 방식의 증류탑 배치도. (F는 원료, D는 벤젠, S는 톨루엔, B는 고비점 제품)

Fig. 1. Schematic of fully thermally coupled distillation system. (F:feed; D: benzene; S: toluene; B: high b.p. product)

그림 1의 오른쪽 탑은 주탑인데 주탑의 조성계산은 중간제품의 농도를 기준으로 상부와 하부탑의 조성을 전처리 탑과 동일하게 계산하여 상부는 상부제품의 조성이 얻어질 때까지 계산하고 하부는 하부제품의 조성이 얻어질 때까지 한단씩 계산해 내려간다. 이렇게 하여 상부 끝과 하부 끝의 단수를 합하면 주탑의 전체 단수가 얻어지고 중간제품의 배출단은 상부와 하부단의 수로부터 결정된다. 전처리탑의 단수와 주탑의 연결단은 두탑의 조성분포를 비교하여 계산하는데 두 탑의 조성분포를 나열하고 불순물의 양과 두탑의 조성이 어느 정도 근접하는지를 고려하여 결정한다. 이렇게 결정된 전처리탑의 상부조성의 단수와 하부조성의 단수를 합하면 전처리탑의 전체 단수가 되고 원료의 공급단은 상부와 하부의 단수를 비교하여 결정된다. 또 주탑의 연결부위는 전처리탑의 양쪽

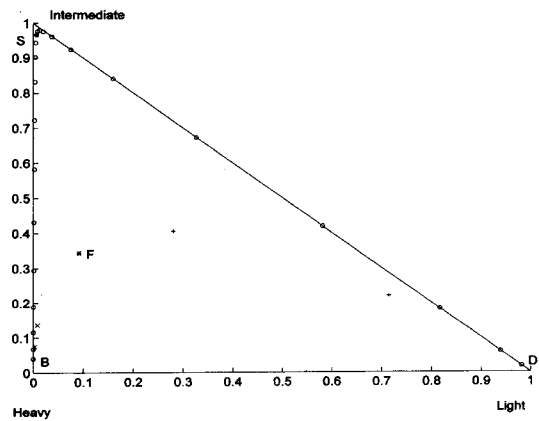


그림 2. 최소 증류단에서의 액체조성 분포. Fig. 2. Liquid composition profile in minimum trays.

끝 조성 각각과 이에 대응하는 위치를 찾아서 알아낸다. 이렇게 하면 열복합 증류탑의 설계를 위한 단수가 결정된다. 그림 2에 단수 결정을 위한 평형증류의 조성분포를 표시하였다. 그림에서 F로 표시된 것이 원료단의 조성이고 D는 상부제품의 조성 B는 하부제품의 조성 S는 중간제품의 조성을 나타낸다. 우선 x와 +로 표시한 것이 전처리탑의 조성분포를 위에서 설명한 대로 한 단씩 계산한 것이다. 전처리탑의 상부쪽으로 2 번째의 +가 불순물(고비점 성분)이 적고 주탑의 조성 중 근접하는 조성을 찾을 수 있어 이 단을 전처리 탑의 최상부 단으로 결정하고 하부단의 끝은 두 번째(저비점 성분이 거의 없음)로 결정한다. 아울러 주탑의 연결단은 근접하는 조성의 단으로 정한다.

표 1. 탑의 구조계산 결과. (단수는 탑상부에서부터 계산한 값임)

Table 1. Result of structural design. (Tray numbers are from top tray.)

| | 전처리탑 | 주탑 |
|-------------|------|--------|
| 총단수 | 10 | 45(55) |
| 원료 또는 중간제품단 | 5 | 23 |
| 연결단 | | 5,43 |

(괄호 안은 운전조건 계산 시 일부 수정한 단수임)

이렇게 계산된 단수는 최소 소요단으로 실제는 전환류 조작을 하지 않으므로 실제단수는 통상의 설계기준[5]에 따라 최소단의 2배로 하여 실제 소요단을 결정한다. 표 1에 본 연구의 열복합 증류탑 단수 결정 결과가 정리되어 있다. 최소단으로부터 계산된 단수는 운전조건 계산에서 약간 수정되었으며 괄호 안에 있는 값이 수정된 단수이다. 전처리탑의 5단에 원료가 공급되고 주탑의 23단에서 중간제품이 생산된다. 주탑의 5번째 단은 전처리탑의 상부와 연결되고 43번째 단은 전처리탑의 하부와 연결된다. 본 연구의 열복합 증류탑에는 재비기와 냉각기가 주탑에 만 설치되어 있는 것이 기존의 증류탑과 다른 점이다.

표 2. 원료와 제품의 조성.

Table 2. Compositions of feed and products.

| 성분 | 원료 | 상부제품 | 중간제품 | 하부제품 |
|--------|--------|--------|--------|--------|
| (저비점) | | | | |
| 메탄 | 0.0037 | 0.0412 | 0.0000 | 0.0000 |
| 에탄 | 0.0853 | 0.9551 | 0.0009 | 0.0000 |
| 프로펜 | 0.0021 | 0.0002 | 0.0060 | 0.0001 |
| (중간비점) | | | | |
| 프로판 | 0.3439 | 0.0035 | 0.9679 | 0.0225 |
| (고비점) | | | | |
| i-부탄 | 0.2819 | 0.0000 | 0.0193 | 0.4832 |
| 부텐 | 0.0121 | 0.0000 | 0.0005 | 0.0209 |
| n-부탄 | 0.2666 | 0.0000 | 0.0054 | 0.4656 |
| i-펜탄 | 0.0044 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0077 |
| n-펜탄 | 0.0001 | 0.0000 | 0.0000 | 0.0001 |

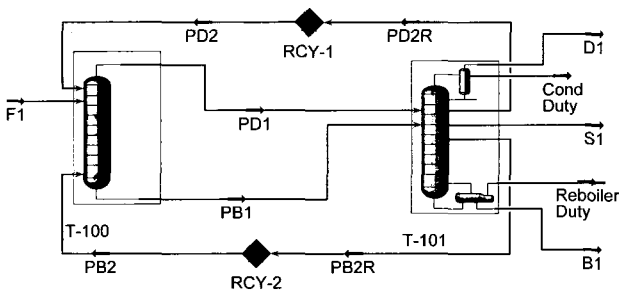


그림 3. 열복합 증류식 가스 농축공정의 개략도.

Fig. 3. Schematic of a thermally coupled gas concentration unit.

III. 결과 및 고찰

안정화탑으로부터 얻어진 제품에는 여러 가지의 가스 성분이 혼합되어 있고 이를 각각의 용도별로 분리하여 제품으로 생산해 낸다. 본 연구의 장치는 이 분별증류에 사용되는 장치로써 장치에 공급되는 원료는 9가지 가스 성분이 혼합되어 있고 그 조성은 표 2와 같다. 상부제품은 배출 가스로서 공장 내에서 연료로 사용하며 중간제품인 프로판은 일반 가정용 연료로서 주로 공급된다. 하부제품의 부탄은 차량용 연료로서 사용되고 최근에는 동절기 난방용으로도 많이 쓰이고 있다.

표 2에는 원료의 조성과 함께 제품의 규격조성도 포함되어 있는데 이러한 제품을 생산하기 위해서는 장치의 운전조건을 계산하여야 한다. 운전조건을 계산하기 위하여 표 1과 같은 증류탑의 구조를 가진 열복합 증류탑에 여러 가지 운전조건을 사용하였을 때의 증류계산을 반복 실시하여 요구되는 제품을 생산하면서 에너지 사용이 가장 적은 조건을 찾아야 한다. 이러한 계산을 위해 본 연구에서는 상업용 계산 프로그램인 HYSYS를 사용하였으며 표 3의 운전조건에서 요구되는 제품이 얻어진다.

그림 3에 HYSYS로 본 연구의 열복합 증류탑을 사용하여 운전계산을 할 때의 장치 그림이 나타나 있다. 그림에서 왼쪽에 있는 탑이 전처리 탑이고 오른쪽에 있는 탑이 주탑이다.

다. 두 탑의 단수와 연결단의 위치, 원료 공급단과 중간제품 공급단의 위치는 표 1에 제시된 대로 설정하였다. 그림에서 F1으로 표시된 것이 원료이고 D1으로 표시된 것이 상부제품, S1으로 표시된 것이 중간제품, B1으로 표시된 것이 하부 제품이며 원료의 공급량을 표 3에서 제시된 대로 공급하고 원료의 조성이 표 2에서와 같을 때 상부, 중간, 하부제품 각각의 조성은 표 2에 제시된 대로 얻어 졌고 이 때의 생산량은 표 3에 나열된 바와 같다. 여기서 얻어진 증류탑 내에서의 각 단의 액체조성의 분포를 정리한 것이 그림 4이다.

표 3. 열복합 증류탑의 운전조건.

Table 3. Operating conditions of fully thermally coupled distillation column.

| | 전처리탑 | 주 탑 |
|--------------------|-------|-------|
| 원료유량 (kg-mol/h) | 269.1 | |
| 상부제품유량 (kg-mol/h) | | 24.0 |
| 하부제품유량 (kg-mol/h) | | 92.1 |
| 중간제품 유량 (kg-mol/h) | | 152.9 |
| 환류유량 (kg-mol/h) | 200.0 | 589.8 |
| 증기유량 (kg-mol/h) | 278.2 | 511.9 |
| 열공급량(Gcal/h) | | 1.76 |

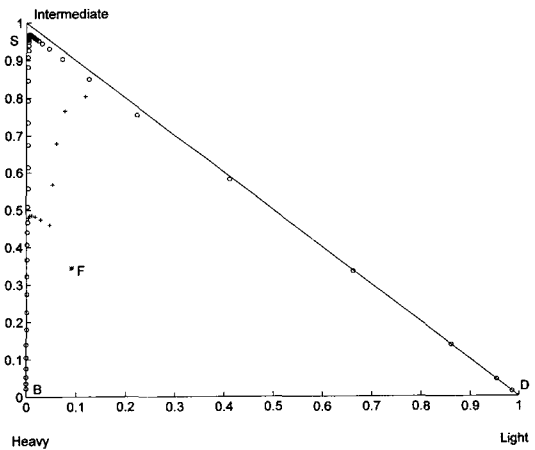


그림 4. 열복합 증류식 가스 농축공정의 액체조성 분포.

Fig. 4. Liquid composition profile in a thermally coupled gas concentration unit.

그림에서 +으로 표시된 것이 전처리탑의 조성이며 원의 표시는 주탑의 조성을 나타낸다. F로 표시한 부분이 원료의 조성이고 이 것과 가장 가까이 있는 +가 원료 공급단의 조성이다. 이들 둘 사이의 거리가 매우 짧은 것은 원료 공급단에서 서로 다른 스트림 간 혼합이 많이 일어나지 않는다는 것을 의미하며 열복합 증류탑의 증류효율이 높은 것도 혼합이 적기 때문이다. 열복합 증류탑의 운전방법은 원료를 시간당 269.1 kg-몰 씩 전처리탑의 상단에서 5번째 단에 공급하고 주탑의 43번째 단으로부터 시간당 278.2 kg-몰 씩 증기를 유출

하여 전처리 탑의 하부로 공급한다. 이 증기를 사용하기 때문에 전처리 탑은 재비기를 사용할 필요가 없다. 또 주탑의 5번째 단에서 액을 시간 당 200.0 kg-몰 씩 유출하여 전처리 탑의 최상단에 공급한다. 그러므로 전처리 탑에는 냉각기를 필요로 하지 않는다. 전처리 탑의 최상단에서 유출된 증기는 주탑의 5번째 단에 공급하고 전처리탑의 최하단에서 유출된 액은 주탑의 43번째 단에 공급한다. 주탑의 최상단에서 얻은 증기를 냉각하여 일부는 환류시키고 일부는 상부제품으로 생산하며 최하단에서 유출된 액 중 일부는 하부제품으로 생산하고 나머지는 재비기에서 가열하여 증기로 다시 주탑 하부에 공급한다. 주탑에서 중간제품은 23번째 단에서 생산한다.

기존의 증류방식에 의한 운전조건을 본 연구의 장치와 비교하기 위하여 그림 5와 같은 장치로 HYSYS를 이용하여 계산한 결과 표 4와 같은 결과를 얻었다. 기존의 증류탑과 본 연구의 증류탑 전체의 단수를 일치시키기 위하여 그림 5의 첫 번째 증류탑은 30단, 두 번째는 35단을 사용하였다. 그림 6은 이때의 탑내 액의 조성분포를 나타낸 것이다.

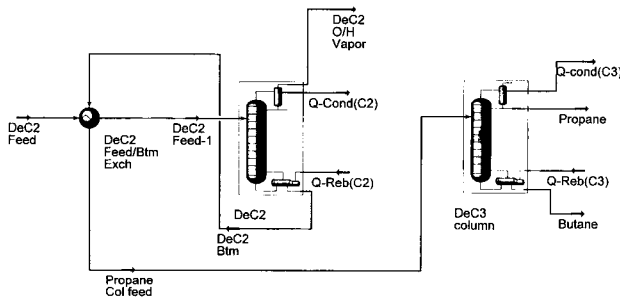


그림 5. 기존 가스 농축공정의 개략도.
Fig. 5. Schematic of a conventional gas concentration unit.

표 4. 기존 증류탑의 운전조건.
Table 4. Operating conditions of a conventional system.

| | 제1탑 | 제2탑 |
|--------------------|-------|-------|
| 원료유량 (kg-mol/h) | 269.1 | 245.1 |
| 상부 제품유량 (kg-mol/h) | 24.0 | 92.1 |
| 하부 제품유량 (kg-mol/h) | 245.1 | 153.0 |
| 환류유량 (kg-mol/h) | 319.2 | 249.5 |
| 증기유량 (kg mol/h) | 202.1 | 413.0 |
| 열공급량 (Gcal/h) | 0.71 | 1.43 |

이렇게 조작하여 얻은 제품의 조성은 표 2에 제시된 제품의 조성고 동일하다. 본 연구에서 제시하는 것은 동일한 원료를 가공하여 동일한 제품을 생산하면서 기존의 증류방식에 비해 적은 에너지를 사용한다는 점이다. 이것은 표 3의 열 공급량과 표 4의 열공급량을 비교하면 알 수 있고 여기서 얻은 수치는 실제 실험에서 얻은 수치가 아니지만 계산에 사용한 HYSYS라는 상업용 설계 프로그램이 세계 80개국의 석유화학 공장에서 16,000 개가 사용되고 있고 우리나라에서도 석유화학 공장에서 40개가 실제 업무용으로 사용하고 있는 점을 감

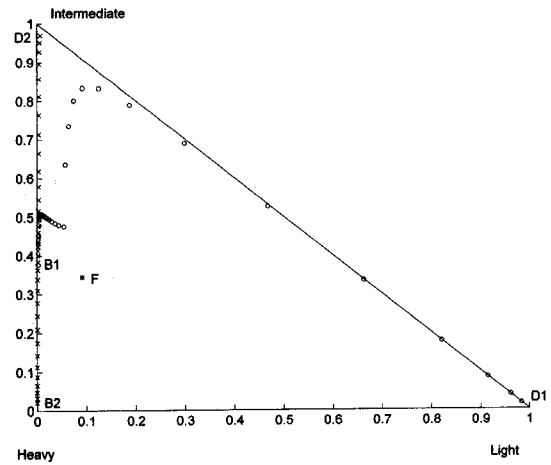


그림 6. 기존 가스 농축공정의 액체조성 분포.
Fig. 6. Liquid composition profile of a conventional gas concentration unit.

안하면 실제 공정에서도 거의 유사한 결과를 얻을 수 있음을 알 수 있다.

원료를 그림 5의 기존의 장치로 처리하였을 때 필요한 에너지의 양은 첫 번째 증류탑에서 0.71 Gcal/h, 두 번째 증류탑에서 1.43 Gcal/h가 필요하나 본 연구의 장치를 사용할 경우 1.76 Gcal/h가 필요하다. 즉 17.6%의 에너지 절감 효과를 얻을 수 있다. 국내 하루 프로판 생산량이 2만 9천 바렐이므로 국내 총 생산량을 기준할 때 하루의 에너지 절감 비용이 704만원에 상당한다. 이 비용은 증기의 재사용을 고려한 증기의 비용으로 실제 증기의 생산비용보다 적은 값이며 공장에서 생산제품의 원가 계산에 사용하는 수치이다. 또 재비기와 냉각기의 용량을 상당하는 비율로 줄일 수 있어 초기 설치비를 절감할 수 있다. 이를 국내 총생산량 기준의 비용으로 계산하면 9억 4천만원의 비용절감에 해당한다.

IV. 결론

석유화학공정에서 다량 생산되는 가스 성분을 용도별로 분리 생산하는 가스 농축공정을 열복합 증류탑을 사용하는 에너지 절감 공정으로 대체하는 방안을 제시하였다. 본 설계를 위하여 구조적 설계법을 활용하였고 설계에는 HYSYS라는 설계 프로그램을 이용한 시뮬레이션 방식을 사용하였다.

제시된 설계방법으로 새로운 가스 농축공정을 구성할 수 있었으며 새로운 열복합 증류탑을 사용하면 기존의 2탑 공정에 비해 17.6%의 에너지 절감효과를 얻을 수 있고 이는 국내 총생산량을 기준할 때 하루 약 700만원의 비용절감을 가져오고 공장의 설비비 절감은 약 9억여원에 해당한다.

참고문헌

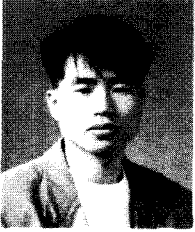
[1] R. Smith, "Chemical process design," pp. 129, McGraw -Hill Book Co., N. Y., 1995.
[2] W. D. Seider, J. D. Seader and D. R. Lewin, "Process design principles," pp. 141, John Wiley & Sons, Inc., N. Y., 1999.
[3] Y. H. Kim, "Structural design of extended fully thermally coupled distillation columns," Ind. Eng. Chem.

Res., Vol. 40, pp. 2460-2466, 2001.

- [4] Y. H. Kim, "Structural design of operation of a fully thermally coupled distillation column," Chem. Eng. J.,

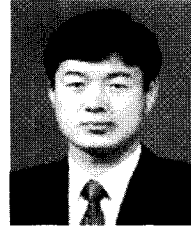
Vol 85, pp. 289-301, 2002.

- [5] J. D. Seader and E. J. Henley, "Separation process principles," pp. 510, John Wiley & Sons, Inc., N.Y., 1998.



이 주 영

1969년 3월 4일생. 1993년 부산대학교 화학공학과 학사. 1995년 부산대학교 화학공학과 석사. 1999년 부산대학교 화학공학과 박사 과정. 관심분야 : 화학공정 설계, 화학공정제어.



김 영 한

1952년 8월 21일생 1976년 동아대학교 화학공학과 학사. 1980년 한국과학기술원 화학공학과 석사. 1984년 미국 Lamar Univ. 화학공학과 박사. 관심분야 : 화학공정설계, 화학공정제어, 화학공정 센서.



황 규 석

1955년 1월 4일생. 1982년 부산대학교 화학공학과 학사. 1985년 일본 동경공업대학 화학공학과 석사. 1988년 일본 동경공업대학 화학공학과 박사. 관심분야 : 화학공장 자동화, 화학공정 전문가 시스템, 화학공정안전.