

## 추출 열 통합 증류계의 프로파일 위치 제어

조 훈 · 최유미 · 이진홍 · 조임표 · 한명완<sup>†</sup>

충남대학교 화학공학과  
305-764 대전광역시 유성구 궁동 220  
(2012년 3월 17일 접수, 2012년 7월 23일 채택)

## Profile Position Control of Extractive Thermally Coupled Distillation System

Hoon Cho, Yumi Choi, Jinhong Lee, Impyo Cho and Myungwan Han<sup>†</sup>

Department of Chemical Engineering, Chungnam National University, 220 Gung-dong, Yuseong-gu, Daejeon 305-764, Korea  
(Received 17 March 2012; accepted 23 July 2012)

### 요 약

분리할 성분들의 비점이 비슷하거나 공비를 형성하는 경우 일반적인 증류로 완전 분리가 불가능하다. 이를 극복하기 위하여 제 3성분을 가하여 상대 휘발도에 변화를 주는 추출 증류가 사용된다. 일반적으로 두 개의 증류탑으로 이루어진 추출 증류 공정이 사용되나 열 통합된 연속식 증류탑으로 이루어진 추출 열 통합 증류 공정은 보다 에너지 효율이 높고 장치비가 절감되는 장점을 가지고 있다. 그러나 추출 열 통합 증류 공정은 종래의 추출 증류 공정에 비하여 운전 및 제어가 어려워 널리 사용되지 못하고 있다. 본 논문에서는 이러한 단점을 극복할 수 있도록, 또한 외란에 대하여 안전한 조업이 이루어지도록 할 목적으로 최적 조업조건에서의 추출 열 통합 증류 공정의 운전 및 제어를 연구하였고 여러 가지의 제어 구조를 제안하였다. 제안된 제어구조 중에 프로파일 위치 제어가 가장 좋은 제어 성능을 나타내었다.

**Abstract** – Extractive distillation system can be used when the components to be separated have close boiling points or form azeotropes. Extractive distillation is one of the most important and widely used separation methods in chemical process industry. The main disadvantage of the distillation is its high-energy requirements. Thermally coupled distillation system (TCDS) can provide significant savings in energy consumption and capital cost over the operation of sequences based on conventional distillation column. Despite such advantages of the thermally coupled distillation system, the process is not widely used in industry because control and operation of the column are difficult. In this study, we propose several control schemes for thermally coupled distillation system to overcome the difficulties and make the column stable when the process is confronted with feed disturbances. Profile position control scheme shows best control performance among the proposed control schemes.

Key words: Extractive Thermally Coupled Distillation System, Disturbances, Control Scheme

### 1. 서 론

증류는 혼합물을 분리하기 위한 방법으로 석유 및 화학 공정 산업에서 널리 쓰이고 있다[1]. 그러나 단순한 증류에 의해서는 아무리 이상적인 혼합물이라도 비등점이 거의 같은 성분을 분리하기는 곤란하며, 공비물의 형성 때문에 완전 분리가 불가능하다. 이를 해결하기 위한 방법으로 추출 증류와 공비 증류 등이 이용된다. 이 중 추출 증류는 끓는점이 비슷한 성분이 혼합되어 있는 경우, 보통의 증류법으로는 분리할 수 없기 때문에 추출제를 병용하면 쉽게 분리할 수 있다. 혼합된 두 성분보다 끓는점이 높은 제 3성분을 가하면 두 성분

중 제 3성분에 친화성이 강한 성분의 휘발도가 내려가게 되고 두 성분 간의 상대 휘발도가 커진다. 그 결과 분리조작이 쉬어지고 증류로 두 성분을 나눌 수 있다. 그러나 추출 증류 공정은 에너지 소비가 높기 때문에 에너지 절감 문제를 해결하기 위한 것이 증류 시스템 설계에서 중요한 핵심이 되고 있어 이를 줄이기 위한 연구가 진행되고 있다[2]. 에너지를 절감할 수 있는 대안으로 열 통합 증류 공정이 개발되어 일부 상용화시켜 사용하고 있으며 기존 공정과 비교하여 최대 30%까지 에너지를 절감할 수 있는 구조로 알려져 있다. 또한 열 통합 증류 공정은 재비기 또는 응축기를 하나만 가지는 구조로써 장치비도 절감할 수 있다[3]. 이는 기존 증류 공정에서 발생하는 재 혼합 효과를 막음으로써 에너지 효율을 높일 수 있다. 그러나 상호 연결 흐름을 포함하고 있어 구조가 복잡하며 설계 및 최적화의 어려움이 있다[4]. 추출 증류 공정은 여러 전문가들에 의해 연구되어 왔다.

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

<sup>‡</sup>이 논문은 KAIST 박선원 교수님의 정년을 기념하여 투고되었습니다.

Bravo[5] 등은 추출 열 통합 증류 공정과 분리벽형 증류 공정에 대하여 genetic algorithms을 이용하여 최소의 에너지 소비를 갖는 최적의 구조를 연구하였으며, Dunneber와 Pantelides[6]은 추출 열 통합 증류 공정에 대하여 mathematical optimization을 이용하여 최적의 설계를 하였다. Segovia-Hernandez 등[7]은 최적의 에너지 소모량을 갖는 열 통합 증류 공정에 대하여 조성 제어기를 이용하여 PI 제어기와  $PII^2$  제어기의 성능에 대한 비교 연구를 수행하였다. 이를 통해  $PII^2$  제어기의 성능이 더 우수하다는 것을 확인하였다. Cho 등[8]은 추출 열 통합 증류 공정의 특성을 파악하여 최적화된 공정 조업 조건 및 이를 위한 설계 지침을 제시하였다. 기존의 추출 증류 공정에 비해 추출 열 통합 증류 공정이 약 30% 이상의 에너지 절감 효과를 보여 경제 적임을 보였다.

본 연구에서는 Aspen plus의 최적화 기능을 이용하여 에너지 소 모량을 최소화하는 공정 조업조건(탑 상 물질 유속, 추출제의 양, 측 면 기체 흐름량)을 구하였고 이 최적 조업점에서 안정된 운전을 할 수 있는 제어계를 구성하였다. 불변 온도 기준(invariant temperature criterion, ITC)과 상대 이득 배열(relative gain array, RGA)을 이용하여 추출 열 통합 증류 공정의 동특성을 조사하였고 이를 바탕으로 여 러 가지 제어 구조를 구성하였고 각 제어 구조들의 성능을 비교, 분 석하였다.

## 2. 공정 설계

Fig. 1에 공비 혼합물을 분리하기 위한 2가지의 구조를 나타내었다. Fig. 1(a)는 가장 기본적인 구조로써 두 개의 응축기와 재비기를 가지고 있는 공정이다. 이 공정은 탑 상부에서 두 번째 탑으로 연결 하는 구조와 탑 하부에서 두 번째 탑으로 연결되는 구조로 나눌 수 있는데, Fig. 1(a)는 탑 하부에서 두 번째 탑으로 연결되는 구조를 이 용하였다. Fig. 1(b)의 추출 열 통합 증류 공정은 첫 번째 탑과 두 번 째 탑을 상호연결흐름을 사용하여 응축기나 재비기의 수를 하나로 줄일 수 있다. 이를 통하여 장치비 및 에너지 소비를 줄일 수 있다. 상호 연결 흐름을 액상이나 기상흐름으로 선택해 줄 수 있으며, 이 는 두 번째 탑에서 생성되는 물질의 회수율과 순도에 영향을 준다. 그러므로 설계 시 상호 연결 흐름으로 저비점 물질 및 고비점 물 질이 포함되지 않도록 설계하였다. 열역학 모델은 UNIQUAC 식을 이용하였다[9]. Table 1에 기존 추출 증류 구조 및 추출 열 통합 증 류 공정에 적용한 공비 혼합물의 원료 조성비 및 이를 분리하기 위

Table 1. Mixtures analyzed in this study

Mixture	Feed Composition	Feed Component flows(kmol/h)	Extractant
M1	THF(tetrahydrofuran)/water	36.28/9.07	1,2-Propanediol

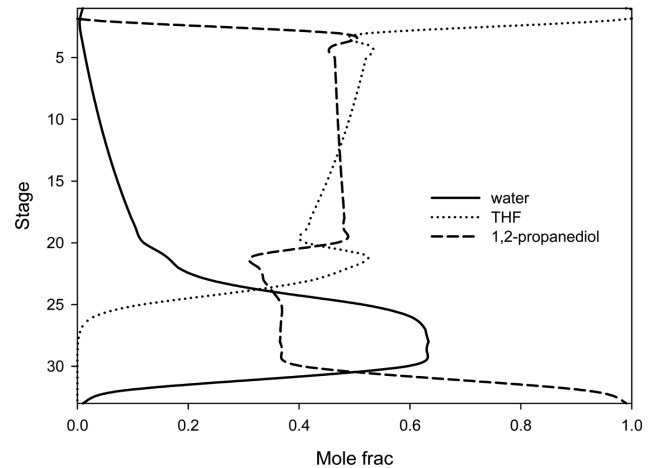


Fig. 2. Liquid composition profile in column (ETCDS).

한 추출제를 나타내었다. 추출제로 1,2-Propanediol을 사용하였으 며 공비 혼합물(THF: water), 원료조성비(8:2)에 대하여 분리하였 다. Fig. 1(b)에 대하여 최적화를 수행하여 최적의 공정을 설계하 였다.

Fig. 2는 추출 열 통합 증류 공정에서 각 단의 액체 조성에 대하여 나타내었다. 이를 바탕으로 원료 투입단은 조성 프로파일을 확인하 여 원료의 조성과 가장 비슷한 조성을 나타내는 단수를 최적의 단으 로 설정하였다. 따라서 공비혼합물은 21단, 추출제는 3단으로 정하 였다. 두 번째 탑에서 생성되는 물질인 원료 혼합물 중 중비점 물질 (water)의 농도가 제일 높고 저비점 물질이 측면 정류기(side rectifier) 에 유입되지 않는 30단으로 측면 기체 흐름단을 선정하였다. 이는 두 번째 탑으로 가는 흐름중의 중비점 물질의 농도가 높으므로 측면 정 류기에서 분리정제가 쉬워져 에너지 소모량이 감소되는 효과를 얻을 수 있기 때문이다. 증류탑의 단수는 33단, 7단으로서 총 단수를 40 단으로 정하였다. 첫 번째 탑의 단수 선정은 예비모사를 통하여 물 질을 분리하기에 적절한 단수인 33단으로 선정하였으며, 두 번째 탑

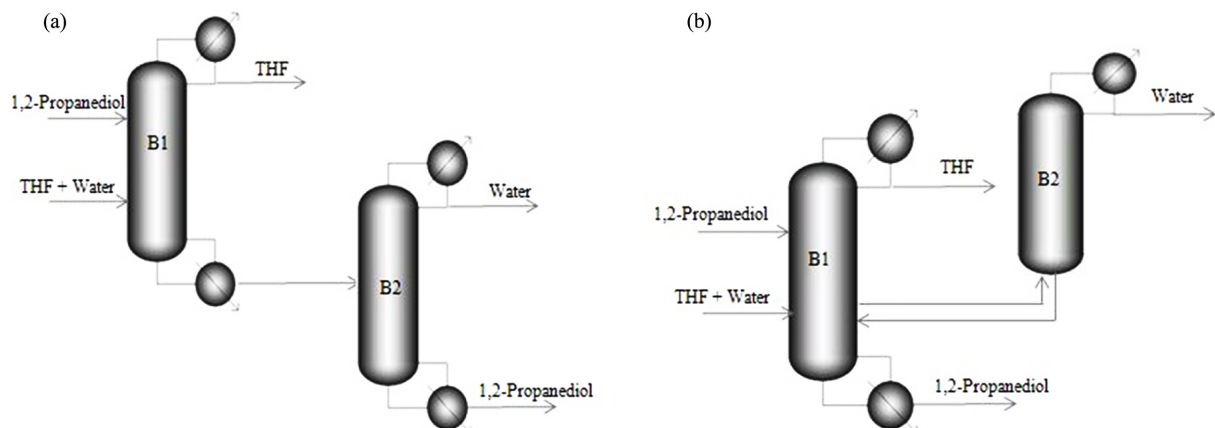


Fig. 1. Extractive distillation processes: (a) conventional column; (b) extractive thermally coupled distillation system.

의 단수 선정은 추출 증류의 경우 증비점과 고비점 물질의 상대휘발도가 크기 때문에 비교적 적은 단수인 7단으로 선정하였다.

### 3. 최적화

본 연구에서는 최적 조업조건을 결정하기 위하여 최적화 기법으로 최근 널리 사용되는 Aspen plus에 내장된 SQP (Successive Quadratic Programming)을 사용하였다. 다음과 같이 추출 열 통합 증류 공정에 대한 최적화 문제를 구성하였다.

$$\begin{aligned} \text{Minimize } (Q) &= f(F_v, Q, FE, D1, D2) \\ \text{Subject to Purity } (XD1) &= 0.99 \\ \text{Purity } (XD2) &= 0.99 \\ \text{Purity } (XD3) &= 0.99 \end{aligned} \quad (1)$$

Table 2는 최적의 공정을 모사하기 위한 최적화 변수와 제한조건을 나타내었다. 목적함수로 공정의 에너지 소모량(Q)을 고려하였다. 공

Table 2. Optimization variables and constraints

ETCDS	
Optimization variables	Q, F <sub>v</sub> , FE, D1, D2
Constraints	Low-boiling substances (99%)
	Mid-boiling substance (99%)
	High-boiling substance (99%)

Table 3. Specification of extractive thermally coupled distillation for azeotropic mixture

Variables	unit	value
total stage		40
1 <sup>st</sup> column		33
2 <sup>nd</sup> column		7
Feed	azeotropic mixture	21
	extractant	3
	interconnection stage	30
Pressure	atm	1.14
pressure drop	1 <sup>st</sup> column	atm 0.09
	2 <sup>nd</sup> column	atm 0.33
feed flow rate	azeotropic mixture	kmol/hr 36.28/9.07
	Extractant	kmol/hr 42.36

정의 제한조건으로는 각 생성물의 순도가 99%가 되도록 하였다. 최적화 변수는 재비점 열량(Q1, Q2), 탑 상 물질 유속(distillate rate, D1, D2), 측면기체흐름(vapor side stream flow, F<sub>v</sub>), 추출제이양(FE)을 고려하였다[10].

에너지 소모량(Q)은 첫 번째 탑과 두 번째 탑의 재비점에 사용되는 총괄 에너지이다. 따라서 본 최적화 문제는 각 물질들의 순도를 99%로 유지하면서 에너지 소모량을 최소로 하는 최적화 조건을 찾는 것이다. 각 증류탑의 단수와 측면 흐름단의 위치는 고정하였다. 각 증류탑의 단수는 분리에 충분한 단수로 예비 모사를 통하여 선정하였으며 측면 흐름단의 위치는 저비점 물질(THF)이 측면 정류기에 유입되지 않는 단을 선정하였다. 이를 바탕으로 결정한 공정의 최적 조업 조건을 Table 3에 나타내었다.

### 4. 제어 구조 설계

제안된 공정은 최적의 추출제 양이 존재하고 측면 기체 흐름을 가지는 측면 정류기를 포함하고 있기 때문에 동특성을 예상하기가 어렵다. 따라서, 각 탑의 온도프로파일에서 온도 변화가 큰 영역을 살펴보고 가장 민감한 온도 단을 선정하였다. 각 탑에 대한 온도프로파일은 Fig. 3에 나타내었다. 또한 정상 상태 모사 결과를 토대로 불변 온도 기준을 사용하였다. Fig. 4에  $\pm 0.05\%$  외란에 따른 첫 번째 탑에서의 불변 온도 기준을 나타내었다. 측면 기체 흐름량과 재비점 열량의 변화에 대해 2~3단, 25~27단, 30~32단 영역에서 온도 변화가 가장 큰 것으로 나타나고 있으며 언급한 영역 내에서 기준 제어단을 선정하였다[11]. 각각의 탑은 자체의 조작변수와 제어변수를 가지고 있으나 첫 번째 탑은 두 번째 탑에 영향을 미치는 선행장치임을 고려해야 한다. 따라서 첫 번째 탑에서 외란의 영향을 최대한 억제해야 하며 저비점 물질이 측면 기체 흐름으로서 두 번째 탑으로 유입되지 않게 하는 것이 중요하다. 또한 첫 번째 탑에서 외란에 대하여 탑 상의 생성물인 저비점 물질의 순도와 탑 하부 생성물인 고비점 물질의 순도를 유지하도록 하는 것이 중요하며 두 번째 탑에서는 증비점 물질의 순도를 유지하도록 하는 것이 중요하다.

본 연구에서는 일정량 이상의 추출제 양이 존재하게 되면 공비 혼합물을 분리하는데 어려움이 없으므로 정상상태에서의 최적의 값이 유지 되도록 하고 조작변수로 사용하지 않았다. 두 번째 탑에서의 환

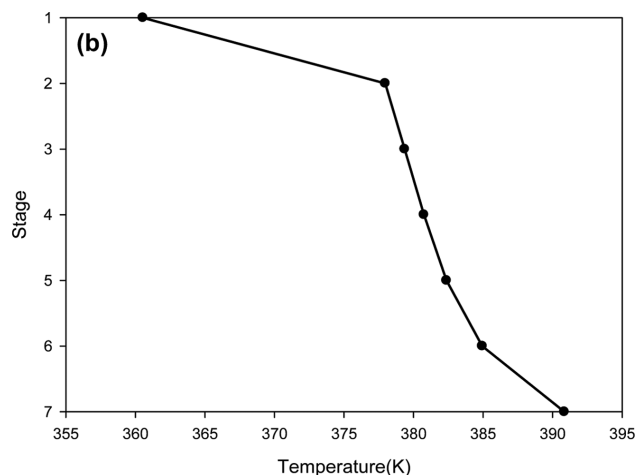
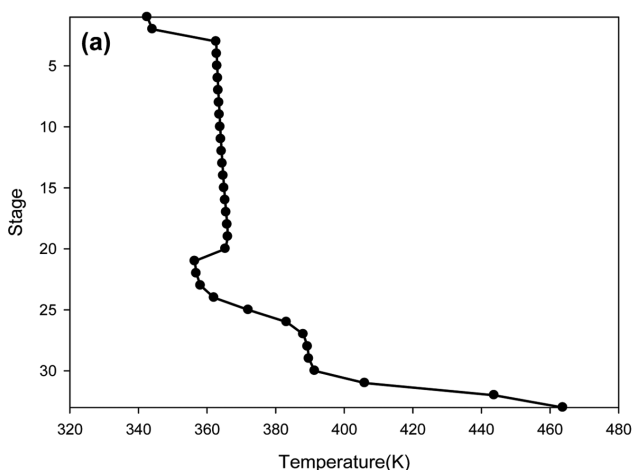


Fig. 3. Temperature profiles: (a) 1st column; (b) 2nd column.

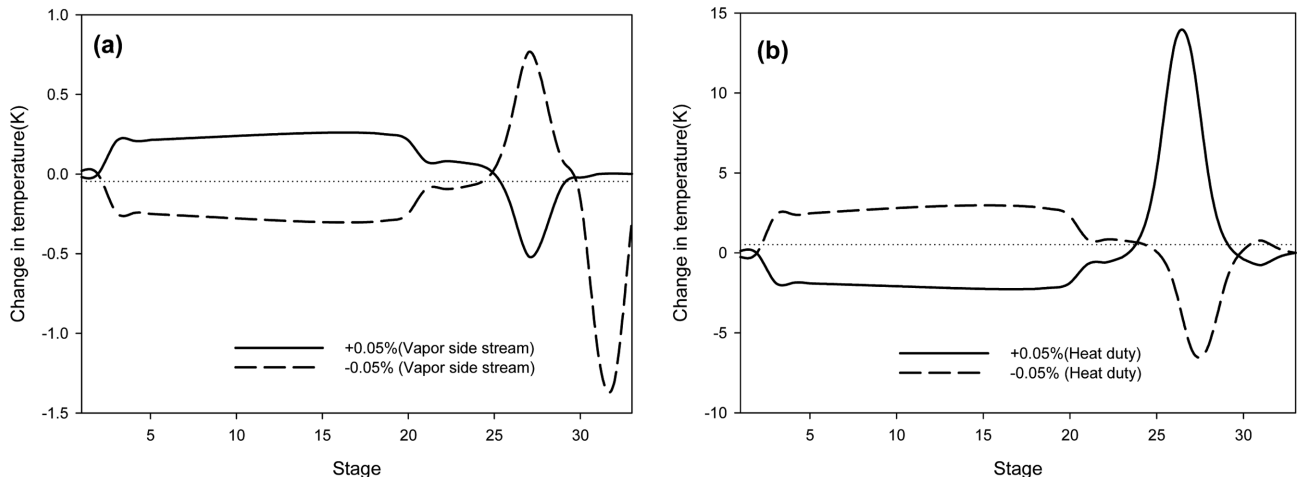


Fig. 4. Invariant temperature criterion of 1st column for the change of (a) vapor side stream flow; (b) heat duty.

류량(reflux rate) 또한 조작 변수로 이용하지 않았다. 이는 두 번째 탑으로 유입되는 물과 1,2-propanediol은 상대 휘발도 차이가 커서 적은 환류량으로 쉽게 분리가 되기 때문이다.

#### 4-1. 상대 이득 배열(relative gain array, RGA)

추출 열 통합 증류 공정에서 두 번째 탑으로 유입되는 기체 흐름의 농도와 첫 번째 탑의 저비점 물질의 순도를 제어할 필요가 있다. 제어 변수는 첫 번째 탑의 26단과 31단의 온도들이며 조작 변수는 환류량, 재비기 열량, 측면 기체 흐름 등의 변수가 존재한다. 조작 변수 값의 변화에 따른 제어 변수들인 온도 변화를 측정하여 상대 이득 배열 분석 방법을 사용하여 추출 열 통합 증류 공정에 대한 최적 제어 구조를 결정하였다[12,13]. 재비기 열량을 고정하고 측면 기체 흐름량을  $\pm 0.001\%$  변화를 줬을 때 측면 기체 흐름량을 고정하고 재비기 열량을  $\pm 0.001\%$  변화를 줬을 때 온도 변화에 따른 이득(K)값을 계산하여 상대이득( $\lambda$ )을 구하였으며 이렇게 얻어진 상대 이득 행렬 RGA 값은 다음과 같다.

$$\lambda = \begin{matrix} & F_v & Q \\ \begin{matrix} T_{26} \\ T_{31} \end{matrix} & \begin{bmatrix} 1.97 & -0.97 \\ -0.97 & 1.97 \end{bmatrix} \end{matrix} \quad (2)$$

제어기 짝짓기에서 상대이득이 양수이면서 가능한 1에 가까운 값을 선택하는 것이 좋다. 이는 상대이득 값이 커지면 커질수록 상호 간섭으로 인해 두 개의 출력이 독립적으로 제어되지 않기 때문이다. 그러므로 상대이득 값인 -0.97에 비해 1.97은 1에 가까우며 양수의 값을 갖기 때문에 짝짓기에 적절하다. 따라서 26단의 온도는 측면 기체 흐름으로 31단의 온도는 재비기 열량으로 2단의 온도는 환류량을 조작 변수로 하여 제어하도록 하였다. 각 단에 대한 짝짓기 내용을 Table 4에 정리하여 나타내었다.

Table 4. Pairing variables

Controlled variables	Manipulated variables
Temp. of 2nd tray in B1 column	R(reflux flow rate in 1st column)
Temp. of 26th tray in B1 column	Fv(vapor side stream flow)
Temp. of 31thtray in B1 column	Q(reboiler heat duty in 1st column)

#### 4-2. 제어 구조 선정

앞서 동특성 모사를 위해 분석한 불변 온도 기준, 상대 이득 행렬을 통하여 4개의 제어 구조를 선정하였으며 Fig. 5에 나타내었다. 모든 온도 제어 루프의 시간지연은 3분으로 설정하였다. 각 제어기는 PI 제어기를 사용하였고, 이 제어기의 조율은 Tyreus-Luyben 조율 방법을 적용하였다. 또한 Relay-feedback 방법을 이용하여 한계이득(ultimate gain)과 한계주기(ultimate period)를 구하였다.

CS-1에서는 2단의 온도를 환류량, 26단의 온도를 측면 기체 흐름량, 31단의 온도를 재비기 열량으로 제어하였다. CS-2에서는 저비점 물질의 조성을 첫 번째 탑의 환류량, 중비점 물질의 조성을 두 번째 탑의 환류량, 고비점 물질의 조성을 재비기 열량으로 제어하였다. CS-3은 저비점 물질의 조성을 환류량, 중비점 물질의 조성을 측면 기체 흐름량, 31단의 온도를 재비기 열량으로 제어하였다. CS-4는 기존의 온도 제어가 아닌 프로필 위치를 제어 변수로 하는 프로필 위치 제어기를 도입하였다. 31단의 온도를 재비기 열량, 첫 번째 탑의 민감한 온도 프로필 위치 S를 측면 기체 흐름량으로 제어하였다. 열 통합 증류탑 내의 온도 변화는 갑자기 일어나기 때문에 온도를 제어 변수로 정하면 제어가 어려워진다. 이는 외란이 작용하였을 때 온도 프로필이 초기의 온도 프로필보다 완만해지기 때문이다. 따라서 프로필의 위치를 제어 변수로 정하면 온도 프로필이 유지되므로 외란이 작용하였을 경우에도 제어가 가능할 것이다. 프로필 위치는 각 단과 단의 온도차이를 계산하여 가장 민감한 지점으로 정하였다. 이 프로필의 위치를 S로 나타내었으며, 계산식은 다음과 같다. 또한 열 통합 증류탑의 하부를 0, 상부를 1로 정하였다.

$$S = \frac{\sum_{j=m}^{n-1} S_j \Delta T_j}{\sum_{j=m}^{n-1} \Delta T_j}$$

동특성 모사를 수행할 때 증류탑 내에 형성되는 프로필의 위치를 계산하기 위해서는 S와  $\Delta T$ 가 필요하다. 따라서 이를 정의해 주어야 한다.  $S_j$ 는 j단의 위치이며  $\Delta T_j$ 는 j단과 j-1단의 온도차이다. Aspen Custom modeler의 Stage 모델에 온도차와 프로필의 위치를 정의해 주고, RADFRAC 모델에 프로필 위치를 계산하는 계산식을 정의해 주었다[14].

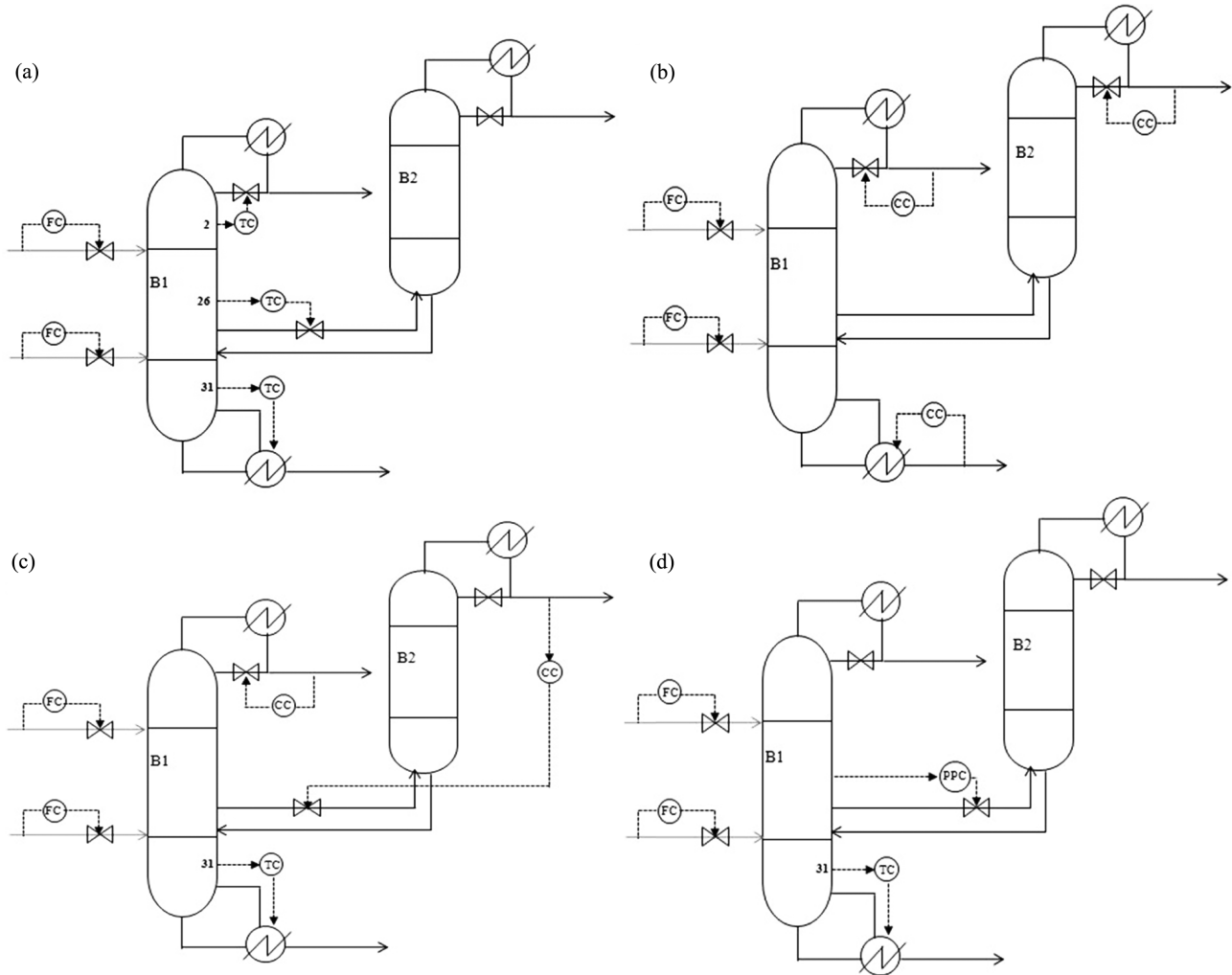


Fig. 5. Proposed control structures: (a) CS-1; (b) CS-2; (c) CS-3; (d) CS-4.

이상 4개의 제어 구조에 대하여 원료 공급물 유량을  $\pm 10\%$  변화를 주었을 경우와 원료 조성비 변화(7.5 : 2.5, 8.5 : 1.5)를 주었을 때의 동적 응답을 살펴보았다.

## 5. 결과 및 토론

### 5-1. 온도 제어를 이용한 제어 구조의 동적 응답

Fig. 6~7에 제안된 설계 구조 중 CS-1 제어 구조에 대한 동적 응답을 나타내었다. Fig. 6은 CS-1의 제어구조에 대하여 원료 공급물 유량을  $\pm 10\%$  변화를 주었을 때의 THF와 물의 순도 변화를 나타내었다. +10% 원료 공급물 유량에 대하여 THF의 순도는 약 3%의 차이를 보였으며, 물의 순도는 약 1%의 차이를 보였다. 그러나 -10% 원료 공급물 유량에대해 THF의 순도는 정상상태의 순도보다 높게 나타났으며, 물의 순도는 설정값으로 잘 유지되는 것을 볼 수 있다. 이는 +10% 원료 공급물이 더 주입되게 되면 첫 번째 탑의 26단의 온도를 제어하더라도 온도 프로필이 초기의 온도 프로필보다 완만해짐으로써 측면 기체 흐름으로 THF가 유입되기 때문이다. 따라서 두 번째 탑에서 유입된 THF는 분리될 수 없기 때문에 물의 순도가 떨어진다.

Fig. 7은 CS-1의 제어 구조에 대하여 원료 조성비(7.5 : 1.5, 8.5 :

1.5)를 변화 주었을 때의 THF와 물의 순도 변화를 나타내었다. 원료 조성비 변화에 대하여 THF와 물의 순도는 전체적으로 설정값에 잘 유지되었다. 그러나 8.5 : 1.5의 원료 조성비 변화에 대해 THF의 순도가 약 0.2%의 오차를 보였다. Fig. 6에 나타난 바와 같이 THF가 측면 기체 흐름으로 유입되지 않도록 하기 위해서 26단의 온도만을 제어하는 것에는 한계가 있음을 알 수 있다. Fig. 8은 CS-1에 대하여 외란이 작용하였을 때의 온도 프로필을 나타내었다. 이를 통해 초기의 온도 프로필이  $\pm 10\%$  원료 공급물 유량 변화에 대한 온도 프로필과 차이가 있다는 것을 알 수 있다.

### 5-2. 조성 제어를 이용한 제어 구조의 동적 응답

Fig. 5(b)의 CS-2의 제어 구조는 Segovia-Hernandez가 제안한 제어 구조로서 각 탑 생성물의 원하는 순도를 얻기 위하여 조성 제어기를 이용하였다. 이 제어 구조는 다른 제어 구조와 달리 측면 기체 흐름에 대하여 제어를 하지 않은 구조이다. Fig. 9~10은 제안된 설계 구조 중 CS-2의 제어 구조에 대한 동적 응답을 나타내었다. Fig. 9는 CS-2의 제어 구조에 대하여 원료 공급물 유량을  $\pm 10\%$  변화를 주었을 때를 나타내었다. 원료 조성비 변화를 주었을 때의 THF와 물의 순도 변화를 나타내었다. 원료 공급물 유량 변화에 대해 THF의 경우 빠른 제어 시간을 보였고, 원하는 설정값을 유지하는 것을 볼 수

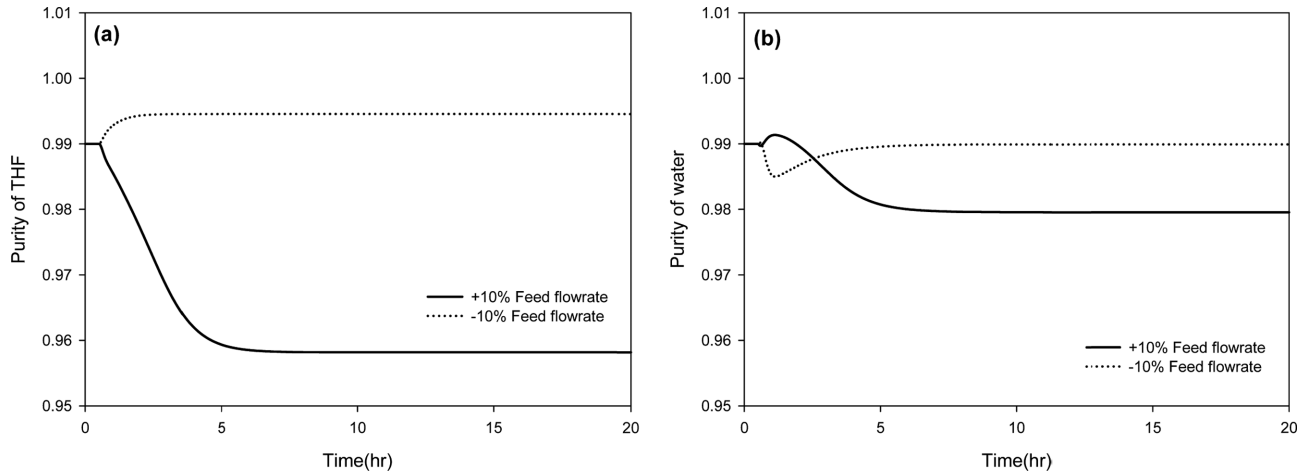


Fig. 6. Dynamic responses of CS-1 for  $\pm 10\%$  feed flow disturbance: (a) purity of THF; (b) purity of water.

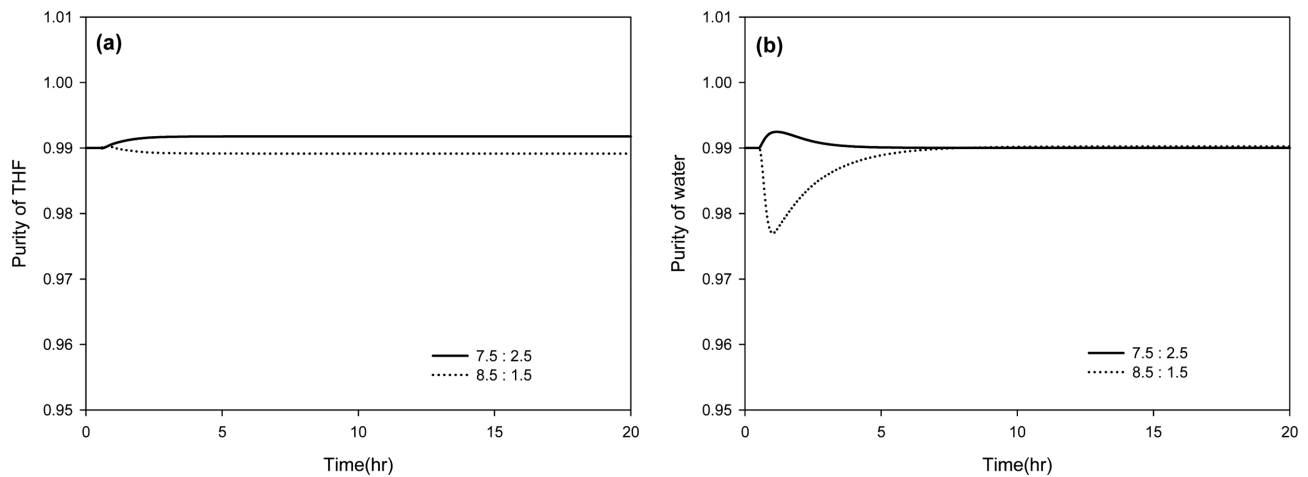


Fig. 7. Dynamic responses of CS-1 control scheme for feed composition disturbance: (a) purity of THF; (b) purity of water.

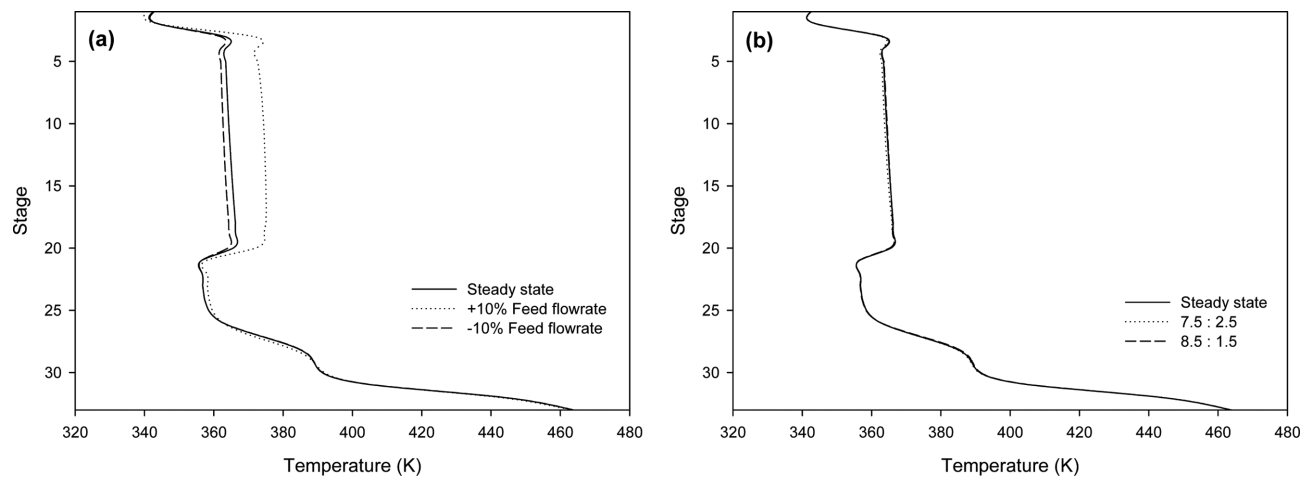


Fig. 8. Column temperature profiles under CS-1 control scheme for: (a)  $\pm 10\%$  feed flowrate disturbance; (b) feed composition disturbance.

있다. 그러나 원료 공급물 유량을  $-10\%$  변화를 주었을 때 물에 대해서 약 4%의 오차를 보였다. 이는 첫 번째 탑의 THF의 순도를 얻기 위해 생성량을 줄임으로 분리되지 못한 THF가 두 번째 탑으로 유입되어 두 번째 탑에서 생성이 되기 때문이다. 따라서 26단의 온도에 대해측면 기체 흐름으로 제어해야 CS-2의 문제점을 해결할 수

있다. Fig. 10은 원료 조성비 변화를 주었을 때의 THF와 물의 순도 변화를 나타내었다. 원료 조성비 변화(7.5 : 2.5, 8.5 : 1.5)에 대하여 THF와 물의 순도가 설정값을 잘 유지하지 못하는 것을 볼 수 있다. THF의 경우 7.5 : 2.5에 대하여 약 3%의 오차를 보였으며, 물의 경우 8.5 : 1.5에 대하여 약 22.2%의 오차를 보였다.

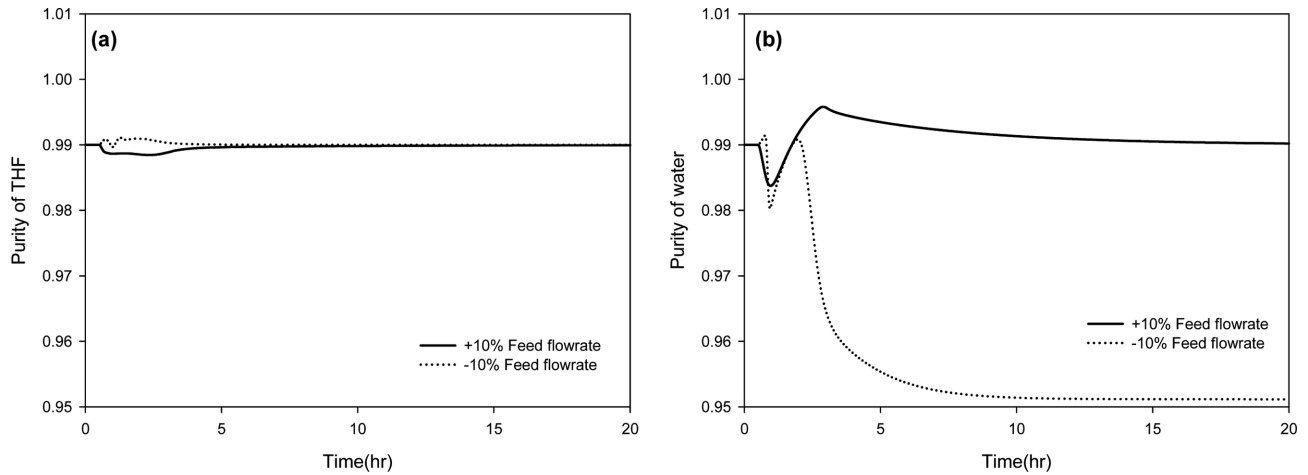


Fig. 9. Dynamic responses of CS-2 control scheme for  $\pm 10\%$  feed flow disturbance: (a) purity of THF; (b) purity of water.

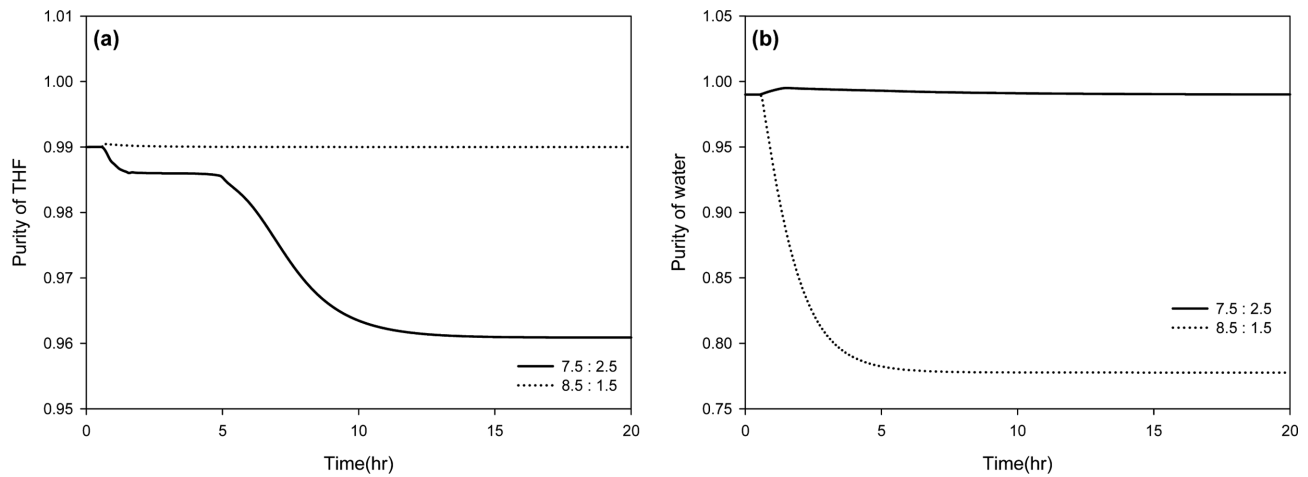


Fig. 10. Dynamic responses of CS-2 control scheme for feed composition disturbance: (a) purity of THF; (b) purity of water.

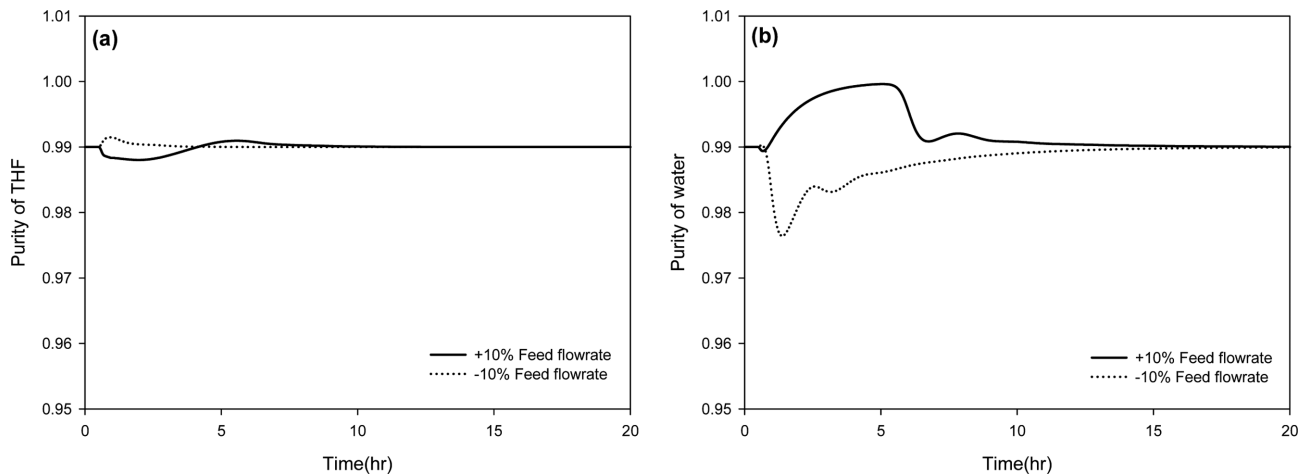


Fig. 11. Dynamic responses of CS-3 control scheme for  $\pm 10\%$  feed flow disturbance: (a) purity of THF; (b) purity of water.

### 5-3. 온도 제어, 조성 제어를 이용한 제어 구조의 동적 응답

Fig. 11~12는 제안된 설계 구조 중 CS-3의 제어 구조에 대한 동적 응답을 나타내었다. CS-3의 제어 구조에 대하여 원료 공급물 유량을  $\pm 10\%$  변화를 주었을 때와 원료 조성비 변화를 주었을 때의 THF와 물의 농도 변화를 나타내었다. 원료 공급물 유량 변화에 대하여 THF

의 경우 빠른 제어 시간을 보였으나 물은 늦은 제어 시간과 요동 (oscillation)이 존재하였다. 전체적으로 외란이 작용하였을 때 THF와 물은 설정값을 잘 유지하는 것을 볼 수 있다. 다음으로 CS-3 제어 구조에 대하여 원료 조성비 변화에 대하여 알아보았다. THF의 경우 원료 조성비 변화(7.5 : 2.5)에 대하여 약 0.6%의 오차를 보였으며, 물

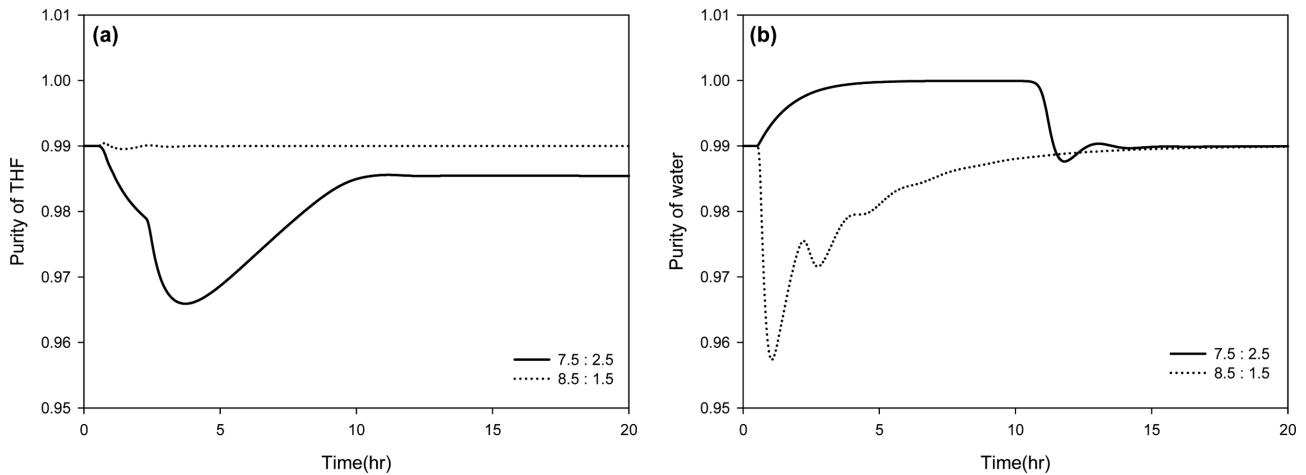


Fig. 12. Dynamic responses of CS-3 control scheme for feed composition disturbance: (a) purity of THF; (b) purity of water.

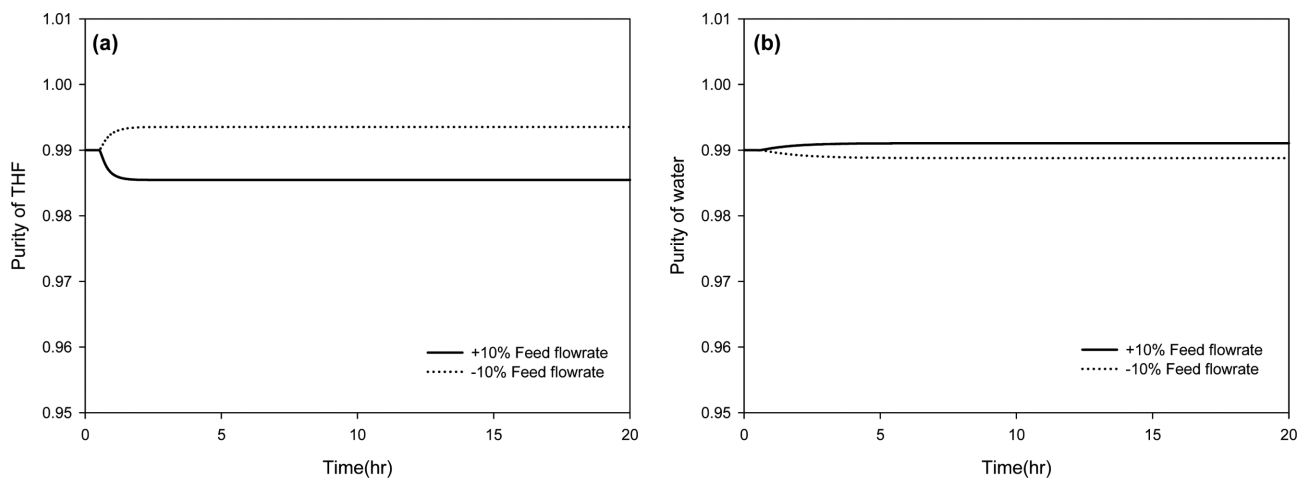


Fig. 13. Dynamic responses of CS-4 control scheme for  $\pm 10\%$  feed flow disturbance: (a) purity of THF; (b) purity of water.

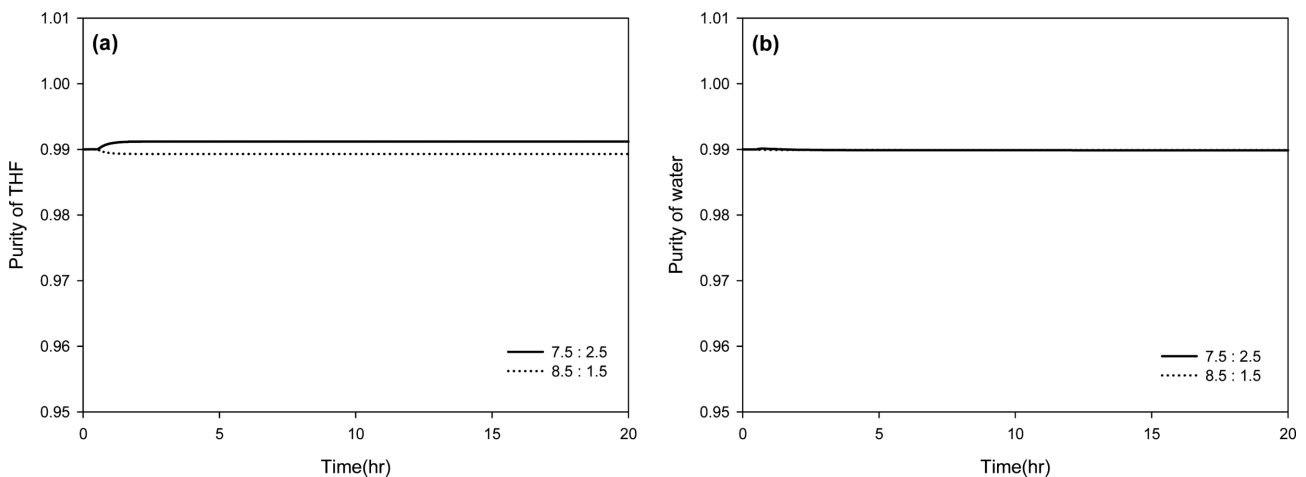


Fig. 14. Dynamic responses of CS-4 control scheme for feed composition disturbance: (a) purity of THF; (b) purity of water.

의 경우 원하는 설정값을 대체로 만족하였으나, 원료 공급물 유량이 변화하였을 때 보다 더 늦은 제어 시간과 요동이 존재하였다.

#### 5.4. 온도 제어, 프로필 위치 제어를 이용한 제어 구조의 동적 응답

CS-1의 제어 구조에서 발생하였던 문제점을 해결하기 위해서 첫

번째 탑에 대하여 프로필 위치 제어를 설치하였다. Fig. 13~14는 제안된 설계 구조 중 CS-4의 제어 구조에 대한 동적 응답을 나타내었다.  $\pm 10\%$  원료 공급물 유량과 원료 조성비 변화에 대하여 Fig. 13~14에서 보는 것과 같이 약간의 offset이 존재하나 CS-1과 비교하였을 때 설정값을 잘 유지하며 각 탑 상 제품의 순도인 THF와 물의 순



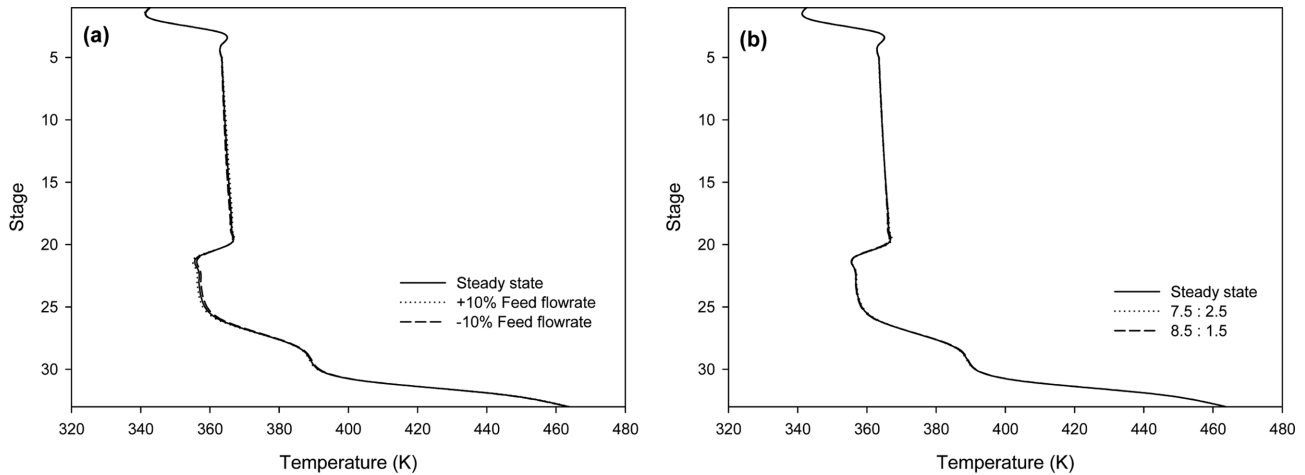


Fig. 15. Column temperature profiles under CS-4 control scheme for: (a)  $\pm 10\%$  feed flowrate disturbance; (b) feed composition disturbance.

도를 만족하는 것을 볼 수 있다. 또한 다른 제어 구조에 비하여 빠른 제어 시간을 보였으며, 요동이 줄어들었다. 이는 Fig. 15에서 확인할 수 있듯이 외란에 대하여 THF와 물의 조성을 만족시키기 위해 첫 번째 탑의 온도 프로파일 초기의 온도 프로파일과 일치하기 때문이다.

Fig. 15는 초기의 온도 프로파일과 외란이 작용하였을 경우의 온도 프로파일을 나타내었다. CS-1의 온도 프로파일은 초기의 온도 프로파일과 차이가 있다. 하지만 프로파일 위치 제어기를 사용하면 원하는 정상상태와 비슷한 온도프로파일을 가지는 것을 확인할 수 있다. 이를 통해 31단의 온도와 첫 번째 탑의 프로파일 위치를 제어 변수로 정하면 외란이 작용할 경우에도 생성물의 원하는 순도를 얻을 수 있다.

## 6. 결 론

공비 혼합물의 분리를 위한 추출 증류는 석유 및 화학 공정 산업에서 널리 쓰이고 있다. 그러나 에너지 소비가 높은 단점을 가지고 있기 때문에 에너지 절감문제가 설계에서 중요한 문제이다. 기존 공정과 비교하여 최대 30%까지 에너지를 절감할 수 있는 열 통합 증류 공정을 제안하였고 Aspen plus의 최적화 기능을 이용하여 최적 조업 조건을 구하였다. 이를 바탕으로 이 최적 조업점에서의 동특성을 조사하였으며 안정한 조업이 이루어질 수 있도록 여러 가지 제어 구조를 제안하였다. 또한 제안된 제어 구조에 대하여 외란이 작용할 때 생성물의 순도가 설정값으로 잘 유지되는지 비교, 검토하였다.

온도 제어를 이용한 CS-1 구조는 +10% 원료 공급물 유량에 대하여 THF의 순도는 약 3%의 차이를 보였으며, 물의 순도는 약 1%의 차이를 보였다. 조성 제어를 이용한 CS-2 구조는 물에 대해서 원료 공급물 유량을 -10% 변화를 주었을 때 약 4%의 오차를 보였다. 또한, 원료 조성비 변화(7.5 : 2.5, 8.5 : 1.5)에 대하여 THF의 경우 7.5 : 2.5에 대하여 약 3%의 오차를 보였으며, 물의 경우 8.5 : 1.5에 대하여 약 22.2%의 오차를 보였다. 이는 4개의 제어 구조 중에서 가장 나쁜 성능을 보였다. 온도 제어와 조성 제어를 이용한 다단계 제어 구조인 CS-3 구조는 원료 조성비 변화(7.5 : 2.5)에 대하여 THF의 순도는 약 0.6%의 오차를 보였으며, 물의 경우 원하는 설정값을 만족하였으나, 늦은 제어 시간과 요동이 존재하였다. 온도 제어와 프로파일 위치 제어로 이루어진 CS-4 구조는  $\pm 10\%$  원료 공급물 유량과 원료 조성비 변화에 대하여 약간의 잔류편차가 존재하지만 각 탑 상 제품

의 순도인 THF와 물의 순도를 만족하였고, 또한 다른 제어 구조들에 비해 빠른 제어 시간을 보였으며, 요동이 줄어들었다. 이로써 증류탑의 프로파일을 원하는 위치에 고정시키는 것이 외란에 대하여 시스템을 안정화시키는 데 주요한 역할을 하는 것을 확인하였다.

## 감 사

본 연구는 지식경제부 에너지기술평가원의 연구비 지원에 의하여 수행되었습니다.

## 사용기호

ETCDS	: Extractive thermally coupled distillation system
SQP	: Successive quadratic programming
ITC	: Invariant temperature criterion
RGA	: Relative gain array
R	: Reflux flow rate [kmol/h]
$Q_i$	: Heat duty of column $i$ [kW]
Fv	: Vapor side stream flow [kmol/h]
FE	: Amount of extractant [kmol/h]
$D_i$	: Distillate rate of column $i$ [kmol/h]

## 참고문헌

- Segovia-Hernandez, J. G., Bonilla-Petriciolet, A. and Salcedo-Estrada, L. I., "Dynamic Analysis of Thermally Coupled Distillation Sequences with Unidirectional Flows for the Separation of Ternary Mixtures," *Korean J. Chem. Eng.*, **23**, 689(2006).
- Segovia-Hernandez, J. G., Hernandez-Vargas, E. A. and Marquez-Munoz, J. A., "Control Properties of Thermally Coupled Distillation Sequences for Different Operation Conditions," *Comput. Chem. Eng.*, **31**, 867(2007).
- Ramirez, N. and Jimenez, A., "Two Alternatives to Thermally Coupled Distillation Systems with Side Columns," *AIChE J.*, **50**, 2971(2004).
- Glinos, K. and Malone, M. F., "Optimality Regions for Complex Column Alternatives in Distillation Columns," *Trans. Ichme. Cherd.*,

- 66(229), (1988).
5. Bravo-Bravo, C., Segovia-Hernandez, J. G., Gutierrez-Antonio, C., Duran, A. L., Bonilla-Petriciolet, A. and Briones-Ramirez, A., "Extractive dividing wall column: Design and optimization," *Ind. Eng. Chem. Res.*, **49**, 3672(2010).
  6. Dunnebie, G. and Pantelides, C. C., "Optimal Design of Thermally Coupled Distillation Columns," *Ind. Eng. Chem. Res.*, **38**, 162(1999).
  7. Segovia-Hernandez, J. G., Hernandez, S., Femat, R. and Jimenez, A., "Control of Thermally Coupled Distillation Arrangements with Dynamic Estimation of Load Disturbances," *Ind. Eng. Chem. Res.*, **46**, 546(2007).
  8. Cho, H., Woo, D., Choi, Y. and Han, M., "Design and Optimization of Extractive Thermally Coupled Distillation System," *Korean Chem. Eng. Res.(HWAHAK KONGHAK)*, **48**, 342(2012).
  9. Hernandez, S. and Gutierrez-Guerra, R., "Design and Optimization of Thermally Coupled Extractive Distillation Sequences," *Computer Aided Process Engineering.*, **26**, 189(2009).
  10. Kolbe, B. and Wenzel, S., "Novel Distillation Concepts using One-shell Columns," *Chem. Eng. Process.*, **43**, 339(2004).
  11. Woo, D., Cho, Y., Kim, B., Hwang, H. and Han, M., "Recovery of Lactic Acid Using Reactive Dividing Wall Column," *Korean Chem. Eng. Res.(HWAHAK KONGHAK)*, **48**, 342(2010).
  12. Wang, S. J., Wong, S. H. and Yu, S. W., "Design and Control of Transesterification Reactive Distillation with Thermal Coupling," *Comput. Chem. Eng.*, **32**, 3030(2008).
  13. Zhu, Y. and Liu, X., "Dynamics and Control of High Purity Heat Integrated Distillation Columns," *Ind. Eng. Chem. Res.*, **44**, 8806(2005).
  14. Cho, Y., Kim, B., Kim, D., Han, M. and Lee, M., "Operation of Divided Wall Column with Vapor Sidedraw Using Profile Position Control," *J. Process Control*, **19**(6), 932(2009).