

증류탑 제어시스템에 관한 일반적 고찰(I) -제어구조를 중심으로

A Survey on Distillation Column Control System (I) -Focused on Control Structure

김 흥 식, 안 성 모 (한국하니웰 ACS 팀)
이 광 순 (서강대학교 화학공학과)

I. 서론

증류공정 제어시스템의 설계에 관련된 기술은 전통적 제어방법(Traditional Regulatory Control)과 최신 제어방법(Modern Advanced Control)으로 대별될 수 있으며, 각각의 방법은 그 범위가 광대하여 본 고에서는 산업 현장에서 검증되었거나 적용되고 있는 대표적인 주요 기술에 대하여 개략적으로 소개하고자 한다.

증류공정 제어시스템의 설계는 일반적으로 다음과 같은 순서에 의해 수행된다.

1. 제어목적 정의
2. 조작변수 및 제어변수의 설정
3. 제어구조 정의
4. 센서종류 및 위치선정
5. 주변장치 및 기본 루프의 제어에 대한 상세설계

이들 과정은 상호관련성이 있으므로 독립적으로 설계가 가능한 것은 아니며 상호연관성을 고려하며 설계과정을 반복할 필요가 있다.

한편 증류공정의 제어문제는 크게 다음과 같은 체계층으로 이루어지며 제어의 우선순위 또한 이 순서를 따른다.

- i. 증류탑의 안정운전(Inventory Control)
- ii. 생산물 규격조건 만족(Quality Control)
- iii. 경제적 조건(Optimizing Control)

여기서 Inventory control 은 탑 내부 물질수지를 만족시켜 정상상태 조업을 가능하게 하는 단계의 제어문제이며, Quality control 은 생산물의 규격을 만족시키기 위한 온도제어 등을 의미한다. 한편 Optimizing control 은 온도제어의 경우 설정치를 경제성이 있는 방향으로 조정하는 Regulatory control 의 상위인 Supervisory level 에서 수행되는 것을 의미한다.

제어시스템의 설계를 위해서 가장 먼저 수행되어야 하는 것은 공정특성에 관한 일반적인 이해로 그림 1 에 보인 이성분 증류공정을 모형으로 운전특성에 관한 정성적인 고찰을 하기로 한다.

II. 증류탑의 운전특성

정상상태의 증류탑이 만족시켜야 하는 관계는 물질수지(외부 물질수지)와 열수지(내부 물질수지)이며 먼저 총괄물질수지는 다음 두 식으로 표현된다.

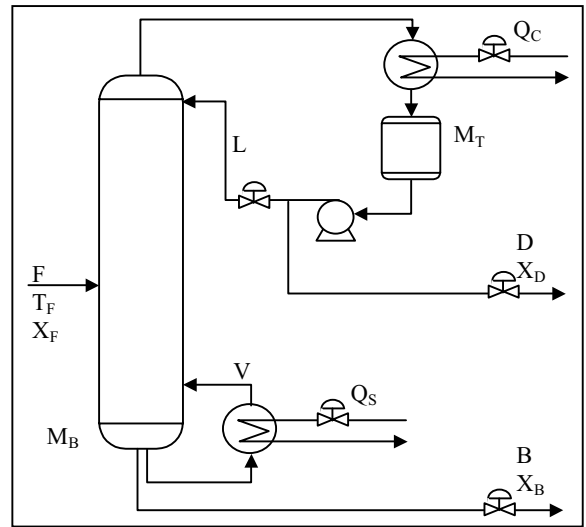


그림 1. 이성분 증류탑

$$F = D + B \tag{1}$$

$$F X_F = D X_D + B X_B \tag{2}$$

이 두식을 재정리하면

$$X_D = X_F + (B/D)(X_F - X_B) \tag{3}$$

의 관계를 얻는다. 이 간단한 식을 그림 2 에 보인 것처럼 B/D 의 변화에 따른 X_B 와 X_D 의 관계를 X_F=0.5 인 경우에 도시하면 매우 중요한 정보를 얻을 수 있다.

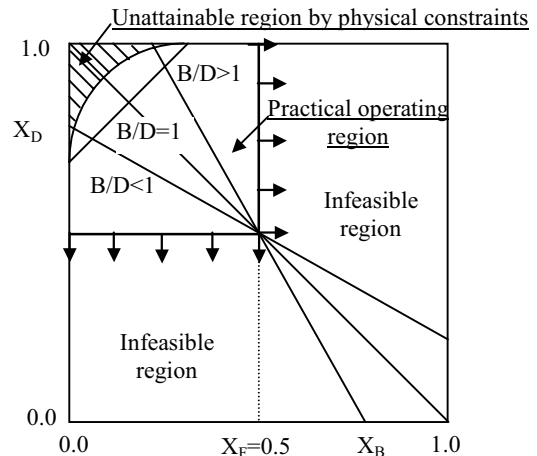


그림 2. 이성분 증류탑의 외부 물질수지에 의한 운전 조건과 조성과의 관계

즉, B/D 의 비가 변함에 따라 열수지에 상관없이-환류 비를 최대로 증가 시켜도 얻을 수 있는 최고의 순도가 제한되는 것을 볼 수 있다. 먼저 B/D=1.0 인 경우는 이론적으로 $X_D=1.0$, $X_B=0.0$ 까지 완전한 분리가 가능하다. 한편, B/D>1.0 인 경우는 탑하부로 저비점 원료성분의 일부가 필연적으로 배출되므로 X_D 는 1.0 까지 도달시키는 것이 가능하나 X_B 는 어느 정도의 값을 가질 수 밖에 없다. B/D<1.0 는 이 반대의 경우가 된다. 이와 같은 해석은 열수지를 전혀 고려하지 않은 것이지만, 이 결과로부터 특히 고순도 분리에는 외부 물질수지가 생산물의 조성을 결정하는 매우 중요한 인자로 작용함을 알 수 있다.

한편 열수지는 증류탑 내부의 물질흐름, 즉 증기량 및 환류량에 의한 조성의 영향을 나타낸다. 일단 외부 물질수지가 그림 2 의 B/D=1.0 인 경우를 생각하면, (X_D , X_B)는 해당직선 위의 다양한 값을 가질 수 있으며 이때 구체적인 값은 열수지에 의해 결정된다. 환류량과 증기량을 증가 시키는 경우는 순도가 상승하게 되므로 (X_D , X_B)는 좌측상단 방향으로 이동하게 된다. 그러나 탑의 단수, 분리하는 물질의 열역학적 성질에 의해 도달될 수 있는 최고순도는 제한을 받게 된다. 결국 그림에서 보인 것처럼 제한된 범위내의 순도 이상은 얻을 수가 없게 된다. 이 제약조건을 미리 계산하고 이 정보를 제어기 설계 및 조정에 반영하는 것은 매우 중요한 일이다.

증류탑의 정상상태 수직식을 통해 알 수 있는 또 하나의 중요한 정보는 물질수지와 열수지식 내의 유량 변수가 모두 F 로 normalization 된다는 것이다. 이것은 적어도 F 의 변화는 feedforward compensation 을 통해 효과적으로 상쇄시킬 수 있다는 것을 의미한다.

다음은 증류탑의 동적특성으로 그림 1 의 전형적인 이성분 증류탑은 환류량(L), 탑정 생산량(D), 탑저 생산량(B), 응축량을 조절할 수 있는 변수(Q_C), 재비량을 조절할 수 있는 변수(Q_S) 등 5 개의 가용한 조작변수를 갖는다. 피제어변수로는 탑 압력(P), Receiver 액위(M_T), 탑저 액위(M_B), 탑정 생산물 규격(X_D), 탑저 생산물 규격(X_B)의 5 가지를 생각할 수 있다. 한편 주요 외란은 원료의 유량(F), 엔탈피(T_F) 및 조성변동(X_F)과 냉각매체(Cooling medium)와 가열매체(Heating medium)의 공급 압력 및 온도변동 등을 들 수 있다.

일반적으로 입출력변수 만을 고려한 증류탑의 개환 동적특성은 일반적으로 다음과 같은 관계를 갖는다.

$$\begin{bmatrix} X_D \\ X_B \\ P \\ M_T \\ M_B \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} SS & x & x & SS & FS \\ SS & x & x & SS & FS \\ x & x & x & FS & FS \\ FS & FS & x & x & FS \\ SS & x & FS & FS & x \end{bmatrix} \begin{bmatrix} L \\ D \\ B \\ Q_S \\ Q_C \end{bmatrix}$$

FS: Fast and Strong dynamics
 SS: Slow and Strong dynamics
 x: Negligible or no effect

그림 3. 증류탑의 입출력 변수간의 동적관계

이중에서 Inventory 를 결정하는 M_T , M_B 및 P 는 해당 입력변수와 모두 적분공정(불안정 공정)의 관계를 가지며 상대적으로 빠른 응답을 갖는다. 특히 M_B 는 Q_S 의 변화에 대해 역응답을 보이는 경향이 강하다. 한편, 조성 X_D 와 X_B 의 관련 입력변수 사이의 관계는 모두 안정하며 상대적으로 느린 응답을 보인다.

이와 같은 일반적인 특성을 바탕으로 고려하여야 할 다음의 문제는 제어구조를 결정하는 일이다. 전통적인 제어방법에서 상호간섭이 있는 5x5 공정에서 가장 적합한 제어구조(SISO paring)를 결정하는 일은 간단하지 않다. 흔히 SISO paring 에 가장 많이 사용하는 RGA(Relative Gain Analysis) 등 상호간섭 척도들은 정상상태 특성만을 고려하는 방법으로 그림 3 에서와 같이 동특성 차이가 심한 단위공정 들이 섞여 있는 경우에는 그 의미를 잃는다. 여기서는 시상수의 차이가 심한 공정이 혼재하고 있는 경우의 제어계 구성에 관한 일반적인 고찰만을 하기로 하며 증류탑에 대한 구체적인 적용은 다음 절에서 수행하기로 한다.

빠른 동특성과 느린 동특성이 혼재하는 다중 입출력 공정에서는 정상상태 이득이 너무 작지 않다면 일단 빠른 응답을 주는 입출력 변수를 먼저 paring 한다. 이렇게 paring 된 loop 은 느린 동특성을 가지고 외란으로 작용하는 나머지 조작변수 혹은 피제어변수들의 영향을 쉽게 제거할 수 있기 때문에 사실상 decouple 된 상태가 된다. 이 접근방법의 타당성을 이해하기 위하여 다음과 같은 2x2 공정을 생각하자.

$$\begin{bmatrix} Y1 \\ Y2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G1 & G2 \\ G3 & G4 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U1 \\ U2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{10}{10s+1} & \frac{3}{s+1} \\ \frac{5}{10s+1} & \frac{10}{15s+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U1 \\ U2 \end{bmatrix} \quad (4)$$

정상상태 이득만으로 RGA 를 수행하면 Y1-U1, Y2-U2 사이의 이득이 단연 큰 값을 가지므로 Y1-U1, U2-U2 SISO paring 이 타당한 것으로 나타나게 된다. 그러나 동적인 상태의 효과를 고려한다면 Y1-U2 사이의 응답이 매우 빠르므로 Y1-U2, Y2-U1 paring 이 더 합리적일지도 모른다는 생각을 갖게 된다. 어느 paring 이 우수한 것인가는 역시 상호간섭이 더 작은 paring 이 어느 것인가에 의해 결정되는 것이 타당하다. 이 때 간섭현상은 과도응답 상태에서 문제가 되는 것이므로 closed-loop 상태의 진동 주파수 부근에서 해석하는 것이 당연하다. 따라서 동특성 차가 심하지 않은 경우는 정상상태 이득으로 타당한 결론을 얻을 수 있으나, 위의 예제 공정에서는 상호간섭을 동적상태에서 판단하여야 한다. 그림 4 는 예제 공정에 대한 closed-loop 진동주파수 부근에서의 이득을 예시한 것이다. 동특성 차에 의하여 정상상태 이득과는 전혀 다른 분포를 갖는 것을

볼 수 있다. 고주파 영역에서는 G2와 G3의 이득이 상대적으로 크기 때문에 Y1-U2, Y2-U1 pairing이 더 적합한 구조임을 알 수 있다. 일단 이러한 pairing을 수행하면 G1과 G4는 작은 값을 가지므로 Y1-U2, Y2-U1 루프에 크게 간섭하지 않는다. 이러한 근거로 증류공정의 경우도 dynamics의 차이에 의해 inventory 제어그룹을 조성제어 그룹과 분리하여 생각하는 것이 가능하다.

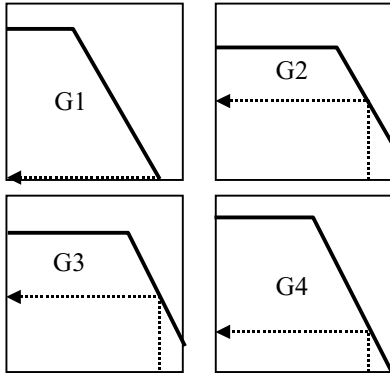


그림 4. Closed-loop 진동주파수 부근에서 단위공정의 이득.

Inventory 제어루프가 결정되면 조성제어를 위한 조작변수는 두개 만이 남게 된다. 따라서 탑정과 탑저의 two points를 제어하는 경우, 조성제어를 위한 pairing 문제는 선택의 여지가 없어진다. 그러나 이것은 L(D)와 Qs로 조성을 직접 제어하는 경우로 이들 조작변수의 조합-보통은 비(ratio)-을 조작변수로 선택하게 되면 경우의 수는 늘어나게 된다. 실제 공정에서는 탑정 또는 탑저의 one-point 제어만을 수행하는 경우가 많으며, 증류탑의 운전목적 및 상황에 따라 각각의 제어 루프의 구성에 대하여 고찰하기로 한다.

III. One-Point Control에서 제어구조 정의

현재 운전되고 있는 대부분의 증류탑은 탑정과 탑저 생산물 중에서 보다 중요한 한가지 생산물의 규격만을 제어하는 one-point control 방식을 사용한다. 이는 탑정 및 탑저 생산물 조성을 동시에 제어하는 two-point control 방식의 경우 제어기간의 상호간섭 작용으로 인하여 운전이 사실상 어려우며 이미 많은 증류탑이 장치적인 constraints 부근에서 운전되고 있어 구조적으로 one-point control 만이 가능하다는 데에 기인한다. One-point control에서는 그림 3의 5개의 조작변수 중에서 하나의 조작변수가 사용되지 않게 되며 이를 자유 조작변수라고 하고 대개는 일정하게 고정시키지만 제어성능을 높이기 위하여 다른 조작변수나 F와 비제어(ratio control)를 구성해 주기도 한다. 특히 자유 조작변수가 재비량이고 증류탑이 한계치 근처에서 운전되는 경우에는 재비량으로 증류탑의 ΔP(flooding)를 제어해 주는 differential pressure control을 구성하기도 한다. 다음 절에서 소개할 최신 제어방법인 MPC

(Model Predictive Control)와 같은 다변수제어를 수행하는 경우에는 economic optimum을 만족시키며 동시에 다른 조작변수와 함께 coordination되어 제어에 참여하도록 구성할 수 있다.

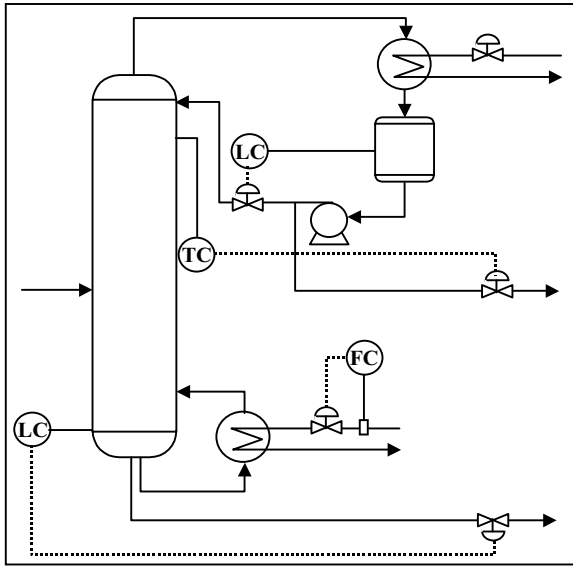
On-point control 제어구조를 정의하기 위하여 먼저 증류탑의 안정성과 관련하여 가장 중요한 피제어변수인 압력을 생각해보면, 압력은 탑내의 증기 inventory를 나타내는 공정변수로 그림 1의 공정에 대해서는 그림 3에서 보인 것처럼 증기를 발생시키는 Qs 혹은 응축량을 조절하는 Qc가 조작변수로 사용될 수 있다. 일반적인 경우 Qs는 모든 공정변수에 심한 영향을 미치기 때문에 특별한 상황에서만 압력제어용 조작변수로 사용되며 따라서 Qc가 사실상 유일한 선택이 된다.

이제 탑정 생산물의 조성을 제어하는 경우 탑정 액위제어에는 D 혹은 L이 사용될 수 있으며, 이때 남은 유량변수가 조성제어에 사용된다. 그림 3에 의하면 D는 open-loop 상태에서 조성에 직접적으로 영향을 미치지 않으나 일단 액위제어 loop가 구성되면 D의 변화에 대응하여 L이 곧 변하므로 조성제어가 이루어지게 된다. 그림 5의 A와 D는 탑상 조성을 제어하는 두 구조를 보인 것이다. 구조 A에서는 액위제어계가 tight하게 tuning되어야 조성제어 효과가 지연되지 않고 나타나며, 구조 D에서는 오히려 액위제어계가 loose하게 tuning되어 다음 공정으로 전달되는 유량에 급격한 변화를 일으키지 않는 것이 바람직하다. 한편 D<<L인 경우는 정상상태 분석에서 고찰하였듯이 (식 3 참조) D의 변화에 조성이 민감하게 반응하므로 D를 조성제어의 조작변수로 사용하는 것이 바람직하며, 그 외의 경우는 L을 조성제어의 조작변수로 사용한다. 탑저 생산물의 조성제어가 요구되는 경우도 유사한 논리가 적용된다. 이와 같은 기본적인 분석을 바탕으로 널리 사용되는 one-point control의 4가지 구조를 그림 5에 보였으며, 각 구조의 특성을 표 1에 요약하였다.

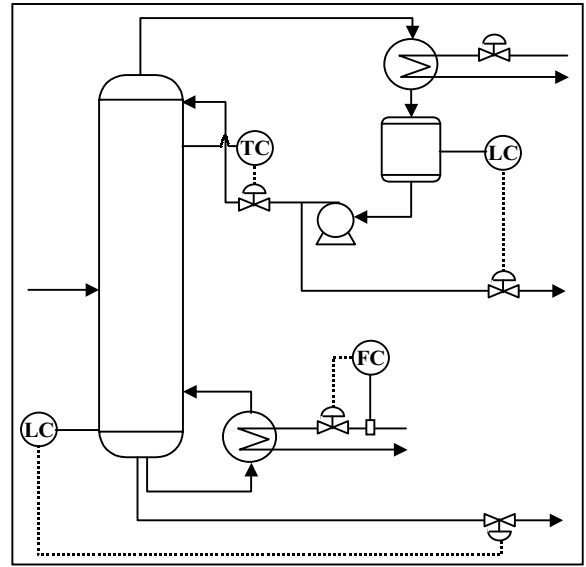
표. 1. 대표적인 one-point control 구조의 특성

특성	구조	A	B	C	D
탑정제품의 품질이 중요한 경우		O	X	X	O
탑저제품의 품질이 중요한 경우		X	O	O	X
탑정생산물 유량이 탑저보다 작은 경우		O	X	X	O
탑정생산물 유량이 탑저보다 큰 경우		X	O	O	X
환류비가 작은 경우(L/D<1)		X	O	O	Δ
환류비가 큰 경우(L/D>1)		O	X	X	X
탑저생산물 유량의 Smoothness		X	O	X	X
탑정생산물 유량의 Smoothness		O	X	X	X
가열매체 변동에 대한 강건성		X	O	Δ	X
냉각매체 변동에 대한 강건성		O	X	X	Δ
탑저액위 역응답 존재시의 강건성		O	X	O	O
대형 증류탑에서의 응답 속도성		X	Δ	O	X

이들 중 어느 구조를 채택할 것인가에 대한 좀 더 폭넓은 선정규칙은 다음과 같다.

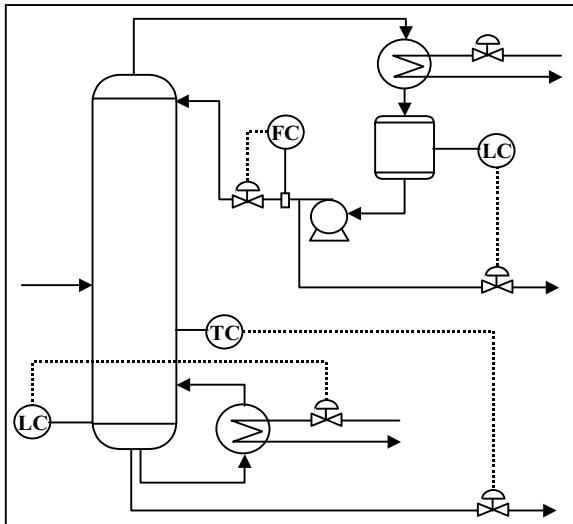


구조 A

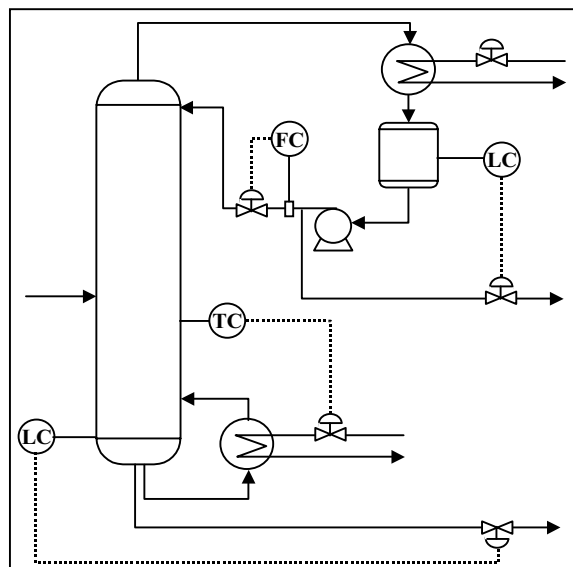


구조 D

그림 5. One-point control 의 대표적 구조



구조 B



구조 C

- (1) 제어변수와 조작변수는 가까울수록(빠른 응답) 좋다. 구조 B 와 C 는 탑저 규격제어가 필요할 때 혹은 stripper 나 stabilizer 등에 적합하고, 구조 A 와 D 는 탑정 규격제어가 중요할 때 혹은 rectifier 등에 적합하다.
- (2) 탑정과 탑저 중 양이 작은 쪽의 생산물을 조성제어에 사용하도록 한다. 양이 큰 쪽으로 제어하는 경우는 양이 작은 쪽 생산물 조성이 큰 폭으로 흔들릴 수 있다.
- (3) 조성은 energy balance 조작변수(L, V) 보다 material balance 조작변수에 훨씬 민감하며 이 차이는 고순도 증류탑일수록 커진다.
- (4) 액위는 유량이 큰 stream 으로 우선적으로 제어하도록 한다. 작은 stream 으로 제어하는 경우 밸브 포화, 환류량이 작을 경우에는 tray dry 가 유발될 수도 있다. 그러므로 환류비가 1 이상인 경우와 같이 환류량이 생산량보다 더 클 때에는 환류량으로 액위제어를 하는 것이 바람직하며 그 반대의 경우에는 생산량으로 제어하는 것이 타당한 방법이 된다.
- (5) Direct scheme 의 경우에는 액위제어를 통해 간접적으로 탑 내부에 영향을 주게 되므로 액위제어를 tight 하게 tuning 해 주어야 한다. 측정잡음이 심하여 강한 액위제어가 곤란한 경우에는 indirect scheme 으로 전환도 고려한다.
- (6) 재비량으로 탑저액위를 제어하는 경우는 액위 역응답이 발생할 수도 있으며 이 경우 액위제어가 매우 어려워진다.
- (7) 탑 내부에서 vapor 의 전파속도는 liquid 보다 수십 배 빠르다. 증류탑이 클수록, 센서위치가 탑정에서 멀수록 환류량에 의한 조성제어 반응성 둔화는 커지며 따라서 superfractionator 에서는 탑정생산물 규격제어에도 종종 구조 C 가 적용되기도 한다. 재비

기에서의 체류시간(residence time)이 클수록 탑저에서는 반응성이 둔화된다. Packing column 인 경우에는 tray column 에 비해 liquid 의 전과속도가 빠르며, 탑 내부 단 사이의 온도구배가 클수록 비열축적 효과로 인해 전과속도가 둔화된다.

- (8) 응축이나 비등이 일어나는 액위는 측정잡음과 제어 변동폭이 크다. 생산물 유량으로 액위를 제어하는 구조에서는 유량 fluctuation 으로 인한 하부공정의 안정성 저하를 초래할 수도 있다. 이런 현상은 생산물량이 탑 내 유량보다 작을 경우 심화된다.
- (9) 구조 A 는 기상조건으로 인한 냉각매체의 변동에 강건하고 구조 B 와 C 는 취약하다. 반면 가열매체의 변동에는 구조 B 가 제일 강건하고 구조 A 와 D 는 취약하나 그 차이는 냉각매체의 변동 시에 비하면 크지 않다.

위의 선정 규칙들을 종합하여 가장 적절한 제어구조를 선정할 수 있는 데 규칙이 서로 상치되는 경우에는 공정특성에 따른 우선도를 기준으로 엔지니어의 판단에 따르거나 보다 면밀하게 정량적이고 분석적인 접근을 시도하여야 할 것이다.

한편 위의 4 가지 제어구조로도 운전이 어려운 몇 가지 특수한 사례가 있을 수 있는 데 그에 관한 몇 가지 사례를 소개하면 다음과 같다.

- (1) 환류량은 충분하나 탑저생산물이 매우 작고 탑저에서의 액위 역응답이 매우 심한 경우 탑저 액위 제어기를 충분히 detuning 하여 다음 구조를 적용한다.

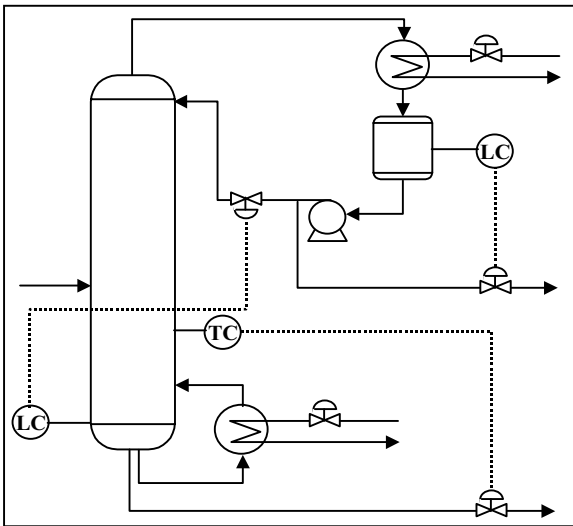


그림 6. 특수한 one-point control 구조 1.

- (2) 환류비가 매우 크고 탑저생산물이 규격제어도 하지 못할 정도로 작은 superfractionator 에 다음 구조를 적용할 수 있다.

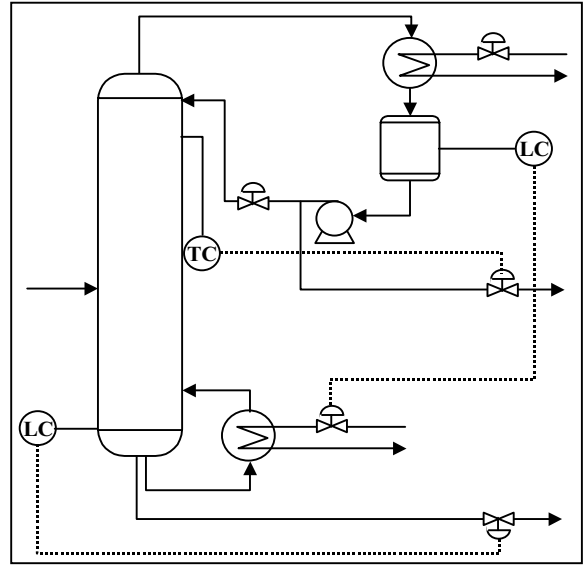


그림 7. 특수한 one-point control 구조 2.

- (3) 탑정 생산물량이 매우 작고 가열매체의 변동이 심한 경우

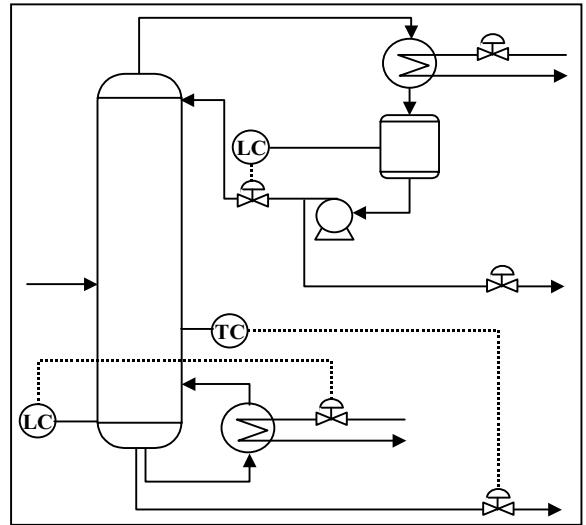


그림 8. 특수한 one-point control 구조 3

한편 탑저 생산물량이 매우 작고 탑저 surge volume 의 증가고 어려운 상황에서 하부 공정으로 가는 탑저 생산물량을 극히 일정하게 유지해야 하는 경우에는 구조 C 를 그림 9 와 같이 변형하여 적용하기도 한다.

이상에서 소개한 조성제어는 조성을 대표하는 변수로 온도를 직접 사용하고 유량변수를 조작하는 방법을 보인 것이다. 이들 방법은 적절한 구조가 선택되는 경우는 잘 작동하지만 비선형 입력 보상기를 구성하면 더욱 좋은 제어성능을 얻을 수 있다. 그림 5 의 구조 A 의 경우, 만일 스팀 압력의 변화로 증기 발생량이 증가하면 D(조성의 조작변수)를 일정하게 유지함으로써 조성을 유지할 수가 없다. 결국 온도는 변화하고 D 가 다시 조절되는 일련의 과도기를 거친 후 온도는 안정을 되찾게 된다.

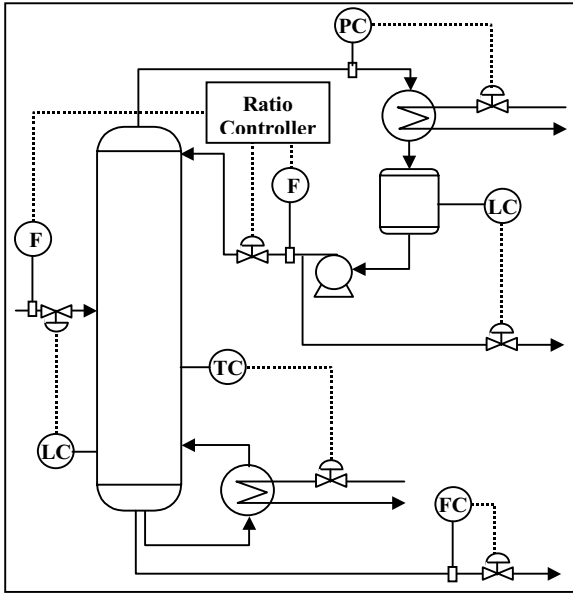
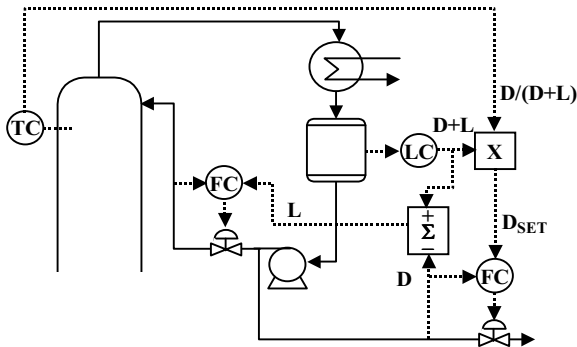
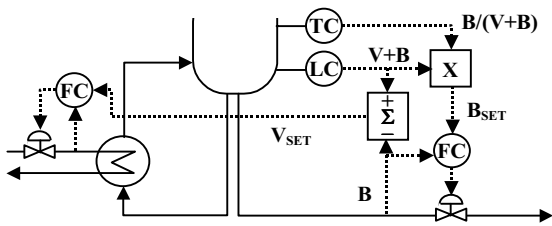


그림 9. 특수한 one-point control 구조 4

그러나 shortcut 모델을 이용한 간단한 분석을 수행하여 보면 탑정 조성의 경우, D/V 를 일정하게 유지하면 V 의 변화에 대하여 비교적 작은 변화만이 나타나는 것을 볼 수 있다. 이것은 $L > D$ 인 경우에 더욱 뚜렷하며 D/V 가 D 에 비하여 더 우수한 탑정 조성의 조작변수임을 의미한다. 마찬가지로 탑저 조성을 제어하는 경우는 $B/(V+B)$ 가 V (혹은 Q_s) 보다 더 우수한 조작변수가 된다. 이 제어방법은 Ryskamp 에 의해 제안되었으며 Shinsky 는 이를 비(ratio) 제어구조라고 명명하였다. 그림 10 에 비제어구조를 실현하는 방법을 예시하였다.



(a) 탑상부의 비제어



(b) 탑하부의 비제어

그림 10. Ratio 제어를 이용한 조성제어 구조

IV. Two-Point 제어구조와 MPC

Two-point 제어구조는 순도와 함께 회수율(recovery)도 제어할 수 있다는 장점을 갖고 있으나, 상호간섭이 심하여 운전이 어렵고 전통적인 제어방법으로는 잘 사용되지 않는 구조라 할 수 있다.

Two-point 제어구조로는 우선 그림 5 에서 자유조작 변수를 나머지 제어되지 않고 있는 조성의 제어에 연결하는 방법을 생각할 수 있다. 탑정과 탑저의 순도가 그리 높지 않은 경우는 이 방법이 종종 시도되지만 순도가 높아질수록 상호 간섭이 심해져 제어에 어려움을 갖게 된다. 또한 방향성(directionality)도 심하게 나타나 양측의 순도를 모두 높이는 설정치는 만족시키기가 대단히 어려운 반면, 어느 한쪽의 순도는 높이되 나머지 한 쪽의 순도는 낮추는 방향의 설정치는 쉽게 만족시키는 특성을 갖는다.

상호 간섭을 완화하는 방법은 그림 10 의 비제어구조를 이용하는 것으로 이 구조는 탑정 혹은 탑저의 어느 한 부분에만 채택하여도 많은 효과를 볼 수 있으며, 양측에 모두 적용하는 경우 더욱 좋은 제어효과를 얻는 것으로 보고되고 있다.

전통적인 제어방법에 비하여 상대적으로 근래에 개발된 모델예측 제어(MPC, Model Predictive Control) 기법은 공정의 입력과 출력의 제한조건을 동시에 고려할 수 있는 방법으로 증류탑 제어에 널리 이용되고 있다. 특히, 공정의 제한조건에 관한 중요성은 실질적으로 증류탑의 최적 운전조건이 하나 또는 그 이상의 제한조건에 걸쳐 있다는 사실로부터 유추될 수 있다. 상용 모델예측 제어기들은 다양한 형태로 제공되고 있지만 그 근간은 동일한 형태를 지니고 있다. 그림 11 에 일반적인 모델예측 제어기의 구조를 나타내었다.

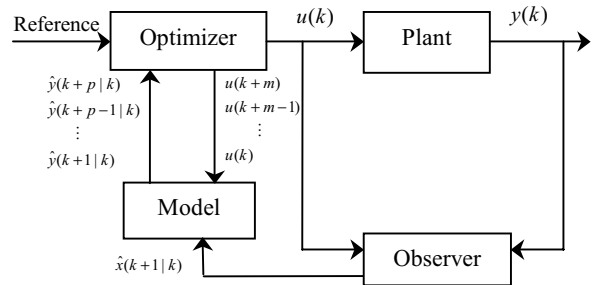


그림 11. 모델예측 제어기의 구조

여기서 observer 는 공정에 대한 입력과 출력을 사용하여 state 의 추정값, \hat{x} 을 계산한다(대부분의 상용 MPC 들은 state 의 추정값을 사용하지 않고 bias update 정도의 작업만 수행한다.). 이러한 추정값을 근거로 하여 미래의 공정 출력값인 \hat{y} 를 예측구간(prediction horizon), p 까지 계산한다. 이렇게 예측된 출력값이 원하는 값 또는 원하는 궤적(reference)에 도달하게 되는 최적의 공정 입력 값인 u 를 제어구간(control horizon), m 까지 계산하게 된다. 이러한 계산에 사용되는 optimizer 는

공정의 입력과 출력에 주어지는 제한 조건들을 고려하여 최적의 공정 입력값, u 를 계산하게 된다. 또한 제어 구간 m 까지 계산을 하지만 계산된 배열의 첫 번째 원소인 $u(k|k)$ 만을 사용하게 되며 매 샘플링 주기마다 이러한 계산을 반복하게 된다. 이러한 의미에서 모델 예측 제어기는 moving horizon 또는 receding horizon 제어기라고 칭해지기도 한다.

모델예측 제어기법은 전통적인 제어 방법들로는 다루기 힘들었던 다변수 제어를 구현할 수 있으며 특히 제한 조건들을 논리적으로 고려할 수 있다는 장점을 갖고 있다. 또한, 제어변수의 설정치 제어 이외에도 상한과 하한을 설정하여 제어할 수 있는 range control 기능도 구비하고 있어 제어기의 유연성을 확보하기가 용이하다. 최근의 상용 모델예측제어기는 local steady-state optimizer 기능이 포함되어 재비기의 열량이나 생산량 등을 원하는 수준으로 최적화할 수 있어 증류공정의 생산성 향상 및 에너지절감을 위하여 다양하게 적용되는 것으로 보고되고 있다.

그림 12 및 13 에 상용 모델예측 제어기(Honeywell 사의 RMPCT)를 석유화학분야의 증류탑에 적용하기 전과 후를 비교하여 도시하였다. 조작변수와 제어변수는 그림 3 에서 정의된 변수들로 취하였으며, 원료유량을 외란 변수로 설계하였다. 모델예측 제어를 적용하기 전(조성제어는 수동상태), 탑정의 온도가 매우 심하게 진동하고 receiver 의 수위가 주기적으로 큰 폭으로 변화하는 것을 볼 수 있다. 또한 환류량과 탑정 생산량의 변화를 볼 때 증류탑이 불안정 상태에서 운전되고 있음을 알 수 있다. 이에 반하여 그림 13 에서 보듯이 모델예측 제어가 적용된 후에는 탑정 온도가 안정적으로 제어되고 있으며 receiver 레벨과 조작변수로 취한 환류량과 탑정 생산량도 안정적으로 적응해나감을 볼 수 있다.

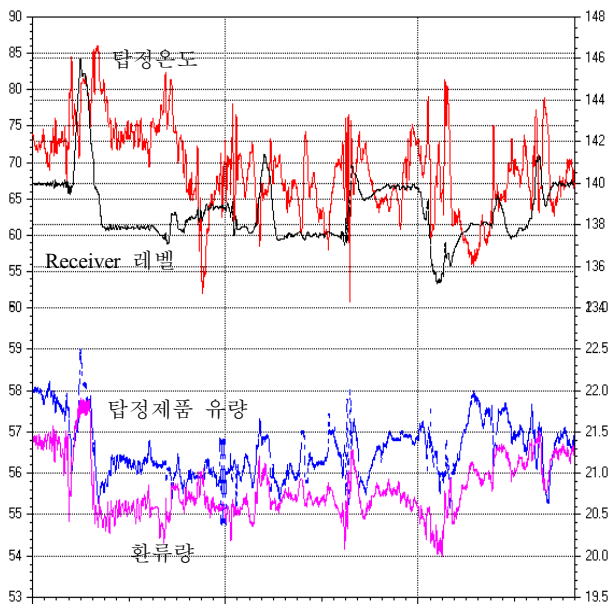


그림 12. 모델예측 제어기 적용 전

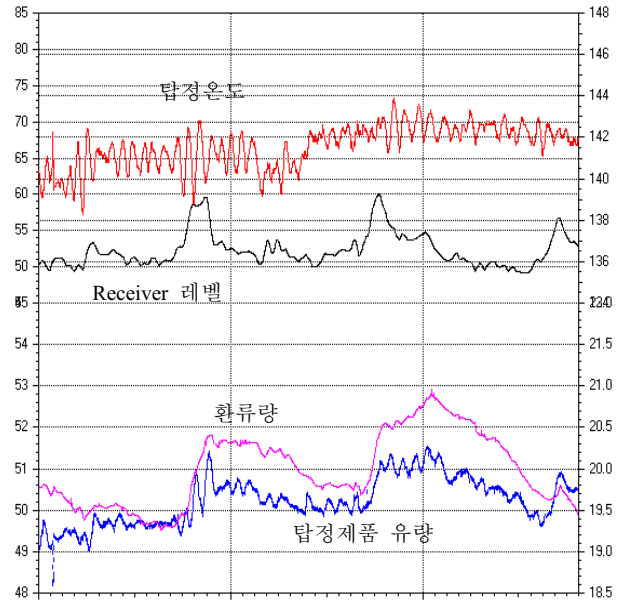


그림 13. 모델예측 제어기 적용 후

근래에 모델예측 제어기법을 증류공정에 성공적으로 적용한 여러 사례가 보고되고 있지만 이 분야의 연구 또한 크게 다음의 두 가지 측면에서 지속적으로 수행되고 있다.

- (1) 모델 인식(model identification): 상용 모델예측 제어기들의 대부분은 FIR(Finite Impulse Response) 모델이나, 이를 근사한 전달함수 형태의 모델을 사용하는 데, 이러한 모델은 많은 계수들을 포함하는 점과 과거의 변화를 기억할 수 있는 state 를 포함하고 있지 않다는 단점을 지니고 있다. 이러한 단점을 극복하기 위하여 상태공간(state space)으로 모델을 얻어내는 sub-space 식별 방법이 제안되고 있다.
- (2) 제어기 성능(controller performance) : 상용 모델예측 제어기들은 대부분 최초에 인식된 모델을 갱신하지 않고, 모델로부터 계산된 예측값과 실측값 사이의 오차(bias)를 갱신한다. 이러한 문제는 주로 모델의 안정성(stability)과 제어기의 강건성(robustness) 측면을 논리적으로 고려하면서 모델을 갱신하는 방안이 부족함에 기인하는 것으로 모델을 주기적으로 갱신하는 적응제어 기법이나 비선형성을 논리적으로 고려하는 방법들이 다양하게 연구되고 있다.

또한 모델예측 제어기법을 증류공정에 성공적으로 적용하기 위해서는 제어목적의 정의와 함께 앞 절에서 기술한 전통적인 방법에 의한 공정분석 및 제어구조에 대한 분석을 선행하여 제어문제를 정확하게 정의하는 것이 필요하다. 또한 제 2 편에 소개하는 증류탑 제어 시스템의 하부 요소제어 기법을 선택적으로 병행하여 하부 안정제어 구조를 강건하게 구축한 후 적용하는 것이 바람직 할 것이다.

김 흥 식

1985, 1987, 1991 년 서강대학교 화학공학과 공학사, 공학석사, 공학박사(공정제어 전공). 1991~1994 년 두산기술원 FA 센터 선임연구원, 1995~1999 년 삼성 SDS 제조 개발팀 책임, 현재 한국하니웰 ACS 팀 근무. 관심분야는 모델예측제어(Model Predictive Control), 공장 정보시스템(Plant Information Management System) 및 운전 최적화.

E-mail: heungshik.kim@honeywell.com

안 성 모

1993, 1995, 1999 년 서울대학교 화학공학과 공학사, 공학석사, 공학박사(공정제어 전공). 1999 년 ~ 현재 한국 하니웰 ACS 팀 근무. 관심분야는 비선형 모델예측 제어(Nonlinear Model Predictive Control), 강인제어(Robust Control), 이상진단 및 운전 최적화.

E-mail: sungmo.ahn@honeywell.com

이 광 순

1977 년 서울대학교 화학공학과 졸업(공학사). 1979, 1983 년 한국과학기술원 화학공학과 공학석사, 공학박사(공정제어 전공). 1983 년 서강대학교 화학공학과에 임용되어 현재 정교수. 1986 년 캐나다 Univ. of Waterloo 방문교수. 1995 년 미국 Auburn Univ. 방문교수. 1991~1999 년 포항공과대학교 부설 공정산업의 지능자동화 연구센터(ARC) 연구원으로 회분식 공정의 자동화분야 담당. 관심분야는 batch repetitive transient 공정의 학습제어 및 모델기반 예측제어, MPC, 모델인식 및 SPC.

E-mail: kslee@ccs.sogang.ac.kr