

증류탑 제어계 설계에 관한 고찰

이 원 규

한국과학원 화학공학과

A Review of Distillation Column Control System Design

Won-Kyoo Lee

Department of Chemical Engineering,
Korea Advanced Institute of Science, Seoul 131, Korea

1. 서 론

증류는 화학공업에서 가장 많이 사용되고 있는 분리 기술이며, 증류탑은 공정의 마지막 부분에 존재하는 경우가 많아 생성물 자체가 공정의 다른 어떤 것보다 더 가치가 있으므로 가장 중요한 공정단위라 할 수 있겠다. 증류탑에서 생성되는 제품들은 보통 시장성이 좋은 반면 규격이 까다로워 정확한 제어를 필요로 하고 있다. 증류탑을 정확하게 제어하기는 어려운 일인데 그 이유는 다음과 같다.

- ㄱ. 제어 동작에 대한 응답이 느리다.
- ㄴ. 탑의 운전은 많은 변수에 의해서 영향을 받고 있어서 제어회로를 많이 요구하고 있고 또한 이러한 회로들은 서로 간섭(Interaction)하고 있다.
- ㄷ. 여러 근원으로부터 혼란(Disturbance)이 생긴다.
- ㄹ. 동특성이 복잡하고 예측할 수 없다.

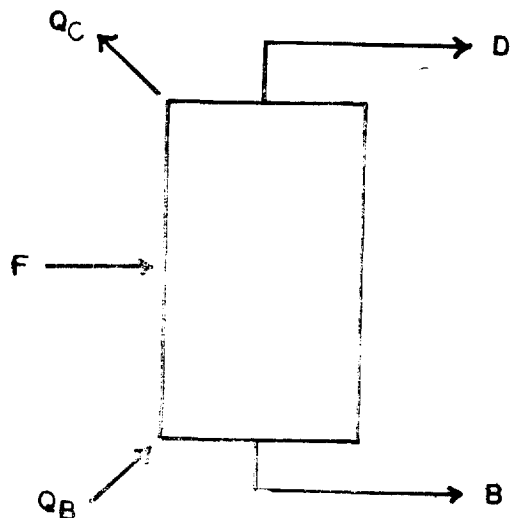
일반적으로 자동 제어는 혼란(Upset)이 생긴 후 또는 운전조건을 임의로 변경시킨 후 공정을

정상운전 상태로 환원 시키기 위해서 사용되고 있다. 유량 회로 처럼 단순한 공정의 제어계 설계는 보통 간단하지만, 증류 탑처럼 매우 복잡한 공정의 제어계 설계는 매우 복잡하다.

증류탑을 운전하는 데 관계되는 모든 변수를 열거해 보면 다음과 같다.

제어변수 (Controlled Variables)	조작변수 (Manipulated Variables)
생산량(Throughput)	Feed의 유량
유출액의 조성	유출액의 유량
탑저액의 조성	환류의 유량(Reflux)
탑저액의 액위	수증기의 양
접수조(Accumulator)의 액위	탑저액의 유량

자동제어가 되고 있는 모든 증류 탑에서는 적어도 4쌍의 어떤 변수들이 제어기(Controllers)에 의해서 연결되어 있다. 실제로 보통 한 생성물의 조성만 제어되고 있어 조작변수들 중의 하나는 독립적으로 설정치를 정할 수 있다. 제어계의 성능, 나아가서는 성공 실패 여부는 이러한 변수들이 어떻게 연결되어 쌍을 이루고 있느냐



MATERIAL BALANCE

$$F = D + B$$

COMPONENT MATERIAL BALANCE

$$Fz = Dy + Bx$$

$$\frac{D}{F} = \frac{z - x}{y - x}$$

SEPARATION REQUIREMENT

$$S(Q_B/F, n) = \left(\frac{y}{1-y} \right) / \left(\frac{x}{1-x} \right)$$

Fig. 1. Simple Distillation Column

에 달려 있다.

2. 품질에 영향을 주는 요소

공정기사는 주어진 원료(Feed)를 가지고 필요한 분리와 품질을 얻기 위하여 증류탑을 설계한다.

설계는 주로 필요한 단수(Number of Stages)와 에너지 양을 경제적인 면에서 최적화하는데 중점을 두게 된다. 반면 실제 운영에 있어서는 원료양, 원료조성, 열의 투입량이 달라지기도 한다. 이러한 이유 때문에 증류탑이 처음 설계자가 의도한대로 운영되기 위해서는 제어계가 설계되어 첨부되어야 한다.

증류탑이 일단 설계된 다음엔 운영과 성능은 주로 다음과 같은 두 요소에 의해서 정해진다.

ㄱ. 물질수지(The Material Balance)

ㄴ. 분리에 첨가한 에너지(The Energy Added

for Separation)

이들 요소와 제어설계와의 관계를 Fig. 1과 같이 간단한 이성분계 분리(Binary Separation)를 예로들어 설명하고자 한다.

2-1 물질수지

정상상태(Steady State)에서는 원료(Feed)가 탑에 투입된 양만큼 물질이 제거되어야 한다. 전체 물질수지는 다음과 같다.

$$F = D + B \quad (1)$$

각 성분에 대한 물질수지도 만족되어야 하므로

$$Fz = Dy + Bx \quad (2)$$

단 하나의 생성물만 독립적으로 책정되므로 물질수지는 D 나 B 를 조작하여 제어될 수 있다. 직접 혹은 간접으로 D 를 조작한다고 가정해보자. 물론 B 는 그 차액으로 처리된다. 이 경우 전체 물질수지는 D/F 비로 결정된다. 방정식 (1)과 (2)를 D/F 비를 위해서 풀면, 비율은 상대적 제품조성을 결정해 주고 있다.

$$D/F = \frac{z - x}{y - x} \quad (3)$$

2-2 분리지표(Separation Index)

조성을 유일하게 결정하기에는 물질수지만으로 충분치 못하다.

즉 생성물 조성들간의 또 다른 관계식을 필요로 한다. 분석을 목적으로 분리지표를 다음과 같이 정의하고 있다.¹⁾

$$S = \left(\frac{x_1}{x_2} \right)_D / \left(\frac{x_2}{x_1} \right)_B \quad (4)$$

간단한 이성분계에서의 분리지표는 다음과 같다.

$$S = \frac{y(1-x)}{x(1-y)} \quad (5)$$

성분이 주어진 계에서의 분리지표는 Fenske 식을 재정리하여 환류비와 Feed에 포함된 Light Components 합의 함수로 표시할 수 있지만²⁾, 주로 탑의 단수와 열투입량의 함수로 나타낼 수 있다.

$$S = f(n, Q_B/F) \quad (6)$$

물질수지 (D/F)와 분리지표 (S)를 정해주면 생성물의 조성도 정해진다.

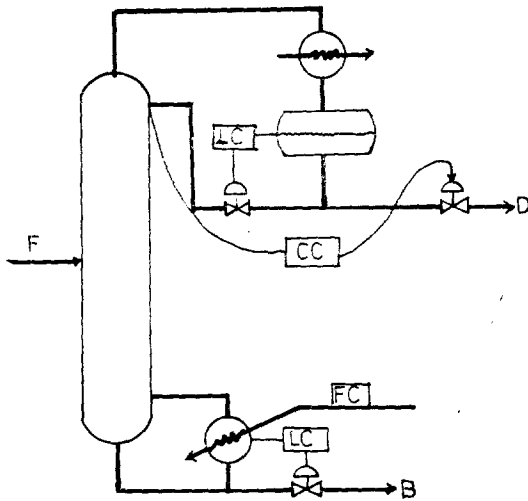


Figure 2. D/F Control of Composition

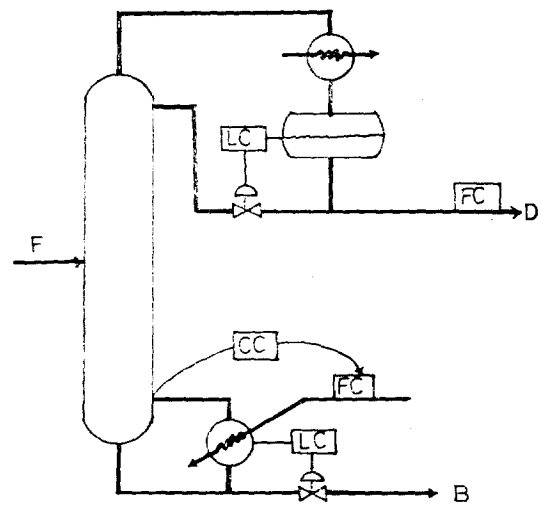


Figure 3. V/F Control of Composition

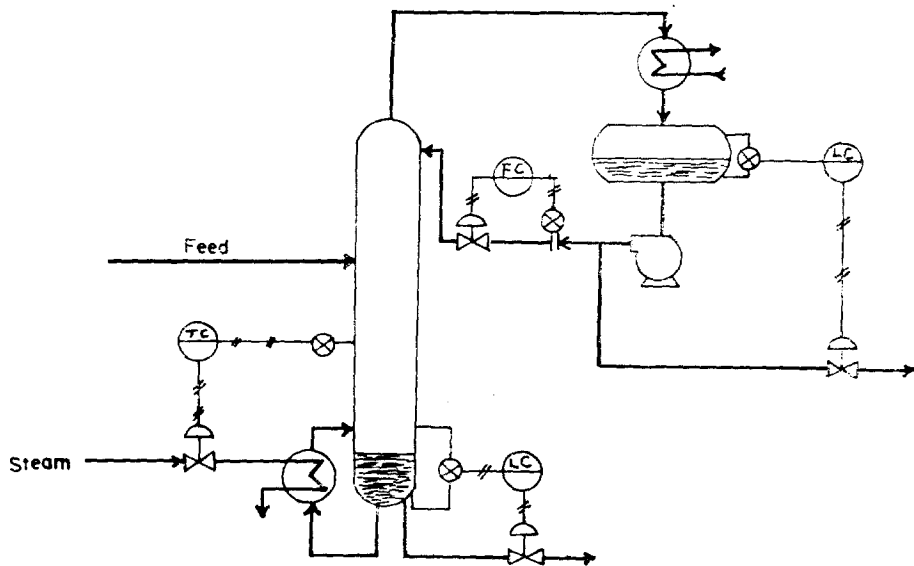


Figure 4. Interaction between the Heat and Material Balances

한 생성물의 조성을 제어하기 위해서는 Boilup (V/F)에 의해서 분리를 조작하거나 물질수지 (D/F)를 조작해서 할 수 있다. 물론 다른 요소들은 일정하게 유지되어야 한다. 한편 탑의 품질제어에 있어서 조성은 분리보다 물질수지에 훨씬 더 민감하다고 여러 문헌에 발표되었다.^{1,2)}

물론 Stripping 탑에서는 Boilup(V/F)에 더 민감하다. D/F 나 V/F 조작을 이용할 수 있는 두 가지 제어제를 Fig. 2와 Fig. 3에 도시하였다.

Fig. 2에서와 같은 유출액 조작제는 양이 작은 유체를 조작해야 하는 특성이 있고, D/V 비율은 0.5 보다 작아야 하며 환류비 (Reflux Ratio)

가 큰 경우에는 훨씬 더 작다. 이 제어제에서 Vapor Loading 을 결정해주는 투입열의 양은 일정하게 유지되어 있으며, 이렇게 하므로써 안전하게 큰 Loading 을 얻을 수 있겠고 또 제어를 할 수 있겠다.

탑이 설계되고 크기가 결정된 다음엔 Loading 이나 Boilup 에 어느 정도 변화가 있어도 견디어 낼 수 있다. 그렇지만 V/F 제어는 Boilup 에 큰 변화를 초래해서 탑을 범람(Flooding)시킬 수 있다. V/F 제어의 다른 단점은 만약 원료의 투입양이나 조성이 바뀔 때에는 탑을 Pinch 영역으로 이끌어 제어할 수 없게 한다.

2-3 물질수지와 에너지 수지간의 간섭

증류탑에 가장 흔히 사용되고 있는 제어제는 Fig. 4 와 같다.

이 제어제에서는 Boilup 을 적절히 조작해서 탑저액의 조성을 제어하고 있다. Fig. 4 에 도시한 제어제처럼 두 생성물의 유량이 액위 제어 下에 있을 때는 물질수지를 직접적으로 조작할 수 없다. 그 이유는 두 생성물의 유량들이 탑에 영향을 미치는 모든 혼란(Disturbances)에 의해서 변하기 때문이다.

환류(Reflux)가 유량제어(Flow Control) 下에 있을 때는 증기(Vapor)와 환류양에 변화가 있을 때마다 유출액(Distillate)은 영향을 받게 된다. 더욱이 유출액이 종속변수(Dependent Variable)로 되어 있을 때는 환류와 증기양에 영향을 받을 뿐만 아니라, Feed 와 환류의 엔탈피에도 영향을 받게 된다. 이러한 조건들 아래서 조성을 제어하기는 어려워진다.

품질은 온도(비점) 제어를 통해서 정해진 환류양에 상대적인 Boilup(V/L)을 조절해서 제어되고 있다. 저비점(Low-Boiling) 성분이 탑저에 축적되기 시작하면 온도가 저하되어 Boilup 을 증가시키게 된다. Boilup 이 증가되므로써 분리가 증가되고 물질수지도 변하게 된다. 분리의 증가는 생성물을 더 순수하게 만들지만, 반면 물질수지의 변경(Boilup 과 환류의 차이로 나타냄)은 물질을 탑저에서 탑정으로 이동케 한다. 이 결과로 탑저액의 순도는 더 증가되며, 유출액의

순도는 저하된다. 단순히 Boilup 만을 증가시키는 데에도 이러한 서로 간섭되는 효과가 야기되고 있다.

더욱이 비등하는 순수 액체의 온도는 일정하기 때문에(정해진 압력 下에서), 온도측정은 포화 액체의 온도가 그 조성의 추정치가 될 수 있는 단(Stage)에서 이루어져야 한다. 이러한 단(Stage)을 최적 제어단이라고 부르는데 이것을 구하기 위해서는 D/F 비율 대칭적으로 바꾸어가면서 정상상태 물질수지와 에너지수지 계산을 해야하며 이때 얻어지는 온도 윤곽(Profile)에서 가장 큰 대칭 온도 편차가 있는 단을 찾아내면 된다.³⁾

3. 증류탑 총괄제어제(Overall Control System) 선정

일반적인 경우로서 Feed 양과 조성이 정해져 있고 또 우리 임의로 조정할 수 없다하자. 물론 여기서 정해졌다 함은 탑을 제어하기 위해서 조작할 수 없을 뿐이지 그 자체는 바뀔 수 있다.

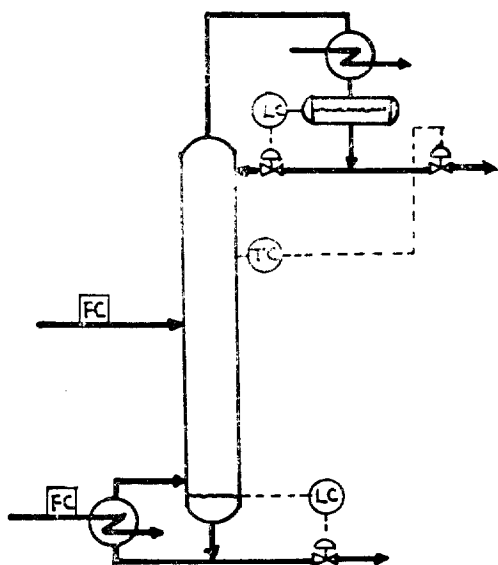
Feed 변화나 다른 외란의 영향을 보상하기 위해서 제어회로를 설치해야 한다. 이러한 경우 우리가 조작할 수 있는 변수는 (1) 수증기의 양, (2) 환류의 양, (3) 유출액양, (4) 탑저액양이다.

종속 또는 제어되어야 하는 변수는 (1) 접수조액위, (2) Reboiler 액위, (3) 유출액 조성, 혹은 (4) 탑저액 조성.

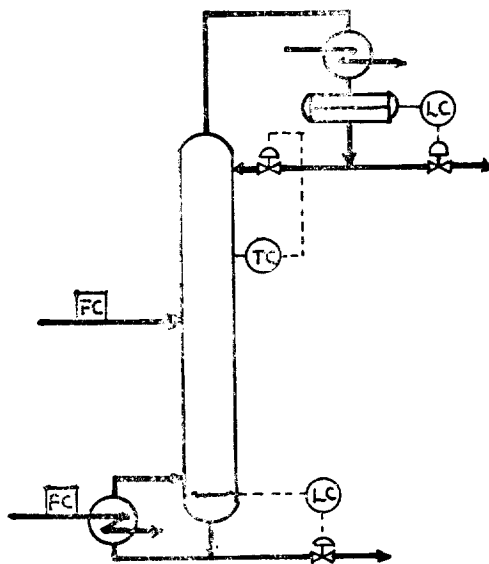
증류탑 압력은 다른 방법에 의해서 정확하게 제어되고 있다고 가정한다. 이것을 열거하면 다음과 같다.

제어변수	조작변수
접수조(Overhead Accumulator), A	수증기양, S
Reboiler 액위, R	환류 양, L
조성, C	유출액양, D
조성, C	탑저액양, B

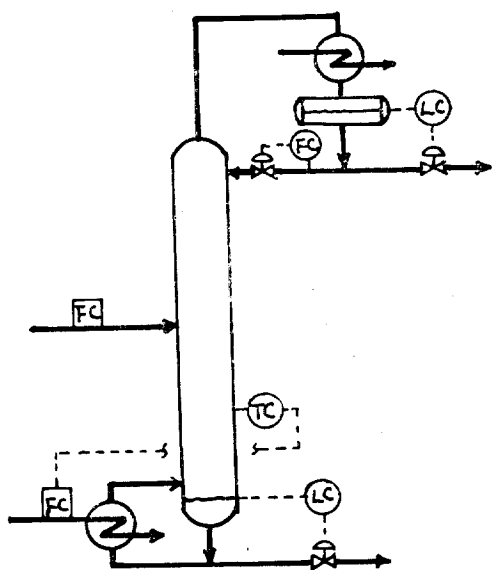
대개의 경우 한 생성물의 조성만 자동적으로



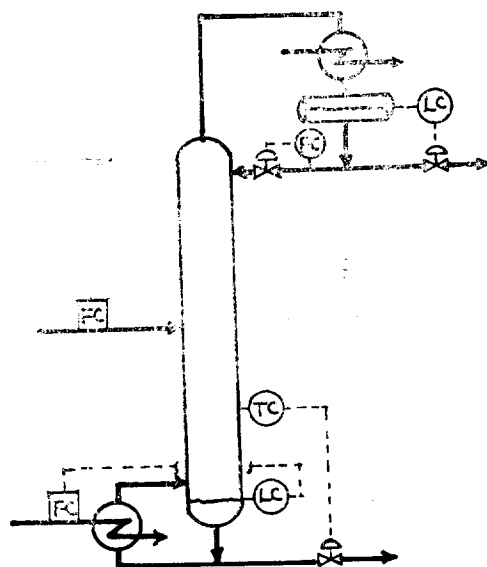
Scheme 1 : Direct Material Balance



Scheme 2 : Indirect Material Balance



Scheme 3 : Indirect Material Balance



Scheme 4 : Direct Material Balance

Figure 5. Examples of Most Frequently Encountered Control Systems

제어하고자 한다. 그러므로 한 조작변수를 독립적으로 정해주면 다른 생성물의 조성도 정해진

다.

Side Stream 이 있는 복잡한 경우에도 Side

Stream의 구성과 관계되는 조작할 수 있는 유량이 있다. 세 변수(A, R 그리고 C)를 네 유체(S, L, D 그리고 B) 중 셋만 조작하여 제어하는 경우를 생각해 보자. 가능한 모든 조합은 24가지이며, 24개를 분석, 검토해보면 우리가 가장 흔히 사용하고 있는 4개만 남게 된다. 이 제들을 Fig. 5에 도시하였다.

문헌들은 조성 제어의 기본적인 제어제로써 물질수지 제어방법을 주로 많이 지지하고 있다. 즉 이 방법은 조성제어를 위해 D/F비를 어떠한 방법으로 조정하는 것이다. 응축기 부하를 조작하여 탑의 압력을 제어한다고 하면 Fig. 5와 같은 4가지의 서로 다른 물질수지 제어제가 선택되어진다. 이 중에서 주어진 증류탑에 가장 적합한 제어제를 선택하기 위해서는 탑의 목적, 운영조건, 예측되는 외란, 정상상태 Gain 그리고 탑의 동특성을 고려해야 한다.

증류탑의 목적이 단 하나의 생성물 조성에만 중점을 둔다면 중요한 제품이 생성되는 탑의 한 쪽 끝부분에만 제어를 가하는 것이 바람직하다. 이 방법은 조성 제어회로 내에서 Effective Dead Time to Total Lag의 비를 최소화해서 성능이 좋은 제어를 할 수 있다. 반면 이러한 제어 개선은 다른 생성물의 질을 저하시키기도 한다.

일반적으로는 예측되는 외란을 보상할 수 있는 전체적으로 좋은 제어제를 선택하는 것이 좋겠고, 위에 서술한 방법으로 대개의 경우 두 제품의 품질 제어도 잘할 수 있다.

제어제를 선택하는데 지침이 되도록 4가지의 다른 배설의 상대적인 장, 단점을 열거하겠다. 이 지침은 정상상태 물질수지와 에너지 수지를 통한 탑의 유량들로부터 계산한 상대적인 Gain (Relative Gain)과 실제 운영 경험을 근거로 한 것이다.^{3,4)}

제어제 1. 이 제어제에서는 유출액의 양을 조작하여 탑의 물질수지를 직접 조정하고 있다. 주된 장점은 에너지 수지와 간섭이 가장 적는데 있다. McCabe-Thiele 도표로 말하면 어떠한 에너지 수지 혼란에도 불구하고 탑의 조작선(Operating Line)의 기울기를 항상 일정하게 유지해

주는 것이라 하겠다. 이러한 에너지 수지 혼란으로 부터의 독립은 외부 환류(External Reflux) Subcooling의 변화에도 내부 환류(Internal Reflux)를 일정하게 유지해 줄 수 있기 때문이다. 외부 환류의 온도가 변할때 접수조(Accumulator) 액위를 일정하게 유지키 위해 외부 환류를 조절하면 일시적으로 내부 환류 변화가 상쇄된다. 만약 접수조 액위 회로의 응답이 빠르면 이 혼란은 탑의 밑부분으로 전파되지 않으며, 탑의 전체 물질수지도 변하지 않는다.

이 제어제의 주된 단점은 탑저액의 조성제어에 목적이 있는 Stripping 탑에서는 Feed 양 변화에 응답이 느리다는 것이다. 접수조의 체유량(Hold up)이 큰 탑에서도 액위 제어가 조성을 효율적으로 제어하기에 느리다.

이러한 이유로 이 제어제는 유출액이 탑에서 유량이 작은 유체의 하나일 때 사용되는 것이 좋고, 만약 동특성으로 보아서 이 지침과 다른 제어제가 적합하다고 판단될 때는 동특성을 개선키 위해 Feedforward 제어를 첨가해서 사용하는 것이 좋겠다.

제어제 2. 이 제어제는 두 액위 제어를 통해 물질수지를 간접적으로 조절하고 있다. 장점은 조성 회로내에서 Effective Dead Time to Total Lag의 비를 줄여준다는데 있으며 물질수지와 에너지 수지간에 간섭이 크다는 단점이 있다.

이 제어제는 환류의 양이 다른 유체보다 작고 환류비가 0.8보다 작은 경우에 고려 대상이 될 수 있다. 만약 조성회로 내에서 Effective Dead Time to Total Lag의 비를 줄이는 것이 꼭 필요하고 중요하다고 생각되는 경우에도 사용할 수 있겠다.

제어제 3. 이 제어제는 화학공장에서 가장 많이 사용되는 배열이며 주로 Stripping 탑에 사용되고 있다. 이 제어제도 제어제 2처럼 간접적으로 물질수지를 조절하고 있다. 조성회로내에서 Effective Dead Time to Total Lag 비를 최소화하는 장점이 있고, 단점으로는 Reboiler

를 조작하여 조성을 제어하기 때문에 물질수지와 에너지수지 사이에 간섭이 가장 큰 점이다. 이러한 간섭 때문에 Reboiler Boilup의 Feed 양에 대한 비가 2.0 보다 큰 탑에는 추천할 수 없다.

제어제 4. 이 제어제에서는 탑저액의 유량을 조절하여 물질수지를 직접 조작하고 있고, 제어제 1처럼 물질수지와 에너지 수지간에 간섭이 적은 장점이 있다. 반면 Sump의 액위회로 때문에 조성회로 내에서의 Effective Dead Time to Total Dead Time의 비가 증대될 수 있다. 특히 제어제 4에서와 같은 Sump의 액위회로는(수증기 양으로 제어되고 있다) 가끔 역응답(Inverse Response)⁵⁾ 현상 때문에 이 회로를 수행하기가 어렵거나 제어하기가 거의 불가능해질 수 있다. 이러한 어려움 때문에 제어제 4는 탑저액의 양이 다른 유체양에 비해 상당히 작고, Reboiler의 Boilup의 20%보다 작은 경우에만 추천되고 있다.

위의 네 제어제는 다만 개념상의 배열이며, 기본적인 물질수지 제어 개념이 유지되는 한 이 네 제어제를 변경해서 사용할 수 있다. 보통 사용되고 있는 변경은 유량회로와 함께 Cascade 제어, 전체 Boilup 또는 수증기 가열을 하지 않는 Reboiler의 부하를 예측하기 위해서 쓰는 탑

의 압력감소 측정등이다. 이러한 변경은 절대 필수일 수도 있지만, 근본적으로 탑의 설계나 제어성 분석에는 하등의 영향을 주지 않는 상세적인 면에 불과하다.

4. 두 제품(유출액, 탑저액) 조성 제어 (Control of Both Product Compositions)

두 생성물의 조성을 제어할 필요성이 있을 때도 있다. 이 경우는 주로 경제적인 분석에서 초래되고 있다.

전술한 바와 같이 사용할 수 있는 조작변수는 4가지 뿐이다. 두 조성을 제어하기 위해서는 D/F 그리고 V/F 둘다 조작되어야 한다. 그래서 4 변수(접수조 액위, Reboiler액위, 두 조성 x, y) 제어가 가능해진다. 단일 회로 방법을 사용하고자 한다면 가장 좋은 제어를 하기 위해서 이러한 변수들을 어떻게 쌍을 지울까 하는게 문제가 되겠다. 주된 문제는 두 성분 제어기 간에 일어나고 있는 간섭(Interaction) 현상이다.

문제는 x, y 제어와 D/F, V/F를 어떻게 쌍을 지우느냐에 있다. Fig. 6에 제어 기능을 도시했다.

Fig. 6에서 u_1, u_2 는 조작변수 D/F나 V/F를 나타내고 변수 c_1, c_2 는 각각 y, x 를 의미한

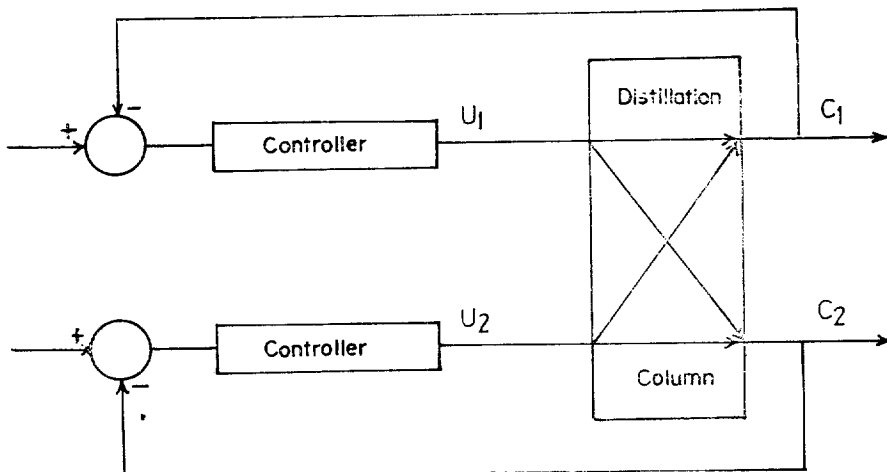


Figure 6. Diagram for Both Product Controls

다. 변수들간에 쌍을 지우기 위해서는 완전한 동특성 모사를 해야 한다고 생각될지도 모르겠다.

다행히도 Bristol⁶⁾이 이런 경우 정상상태 Gain 단으로 쌍을 지울 수 있는 기준을 제안했었다. Bristol은 이 기준이 충분하다고 주장하지는 않았지만 대부분의 경우 90% 이상 정확하다고 발표되고 있다. 이 기준은 다음과 같이 간략히 설명될 수 있다.

수동적인 변화에 대한 Gain Matrix M 은 정상상태 계산으로부터 다음과 같이 얻을 수 있다.

$$M = \begin{pmatrix} \left(\frac{\Delta C_1}{\Delta M_1} \right)_{M_2} \left(\frac{\Delta C_1}{\Delta M_2} \right)_{M_1} \\ \left(\frac{\Delta C_2}{\Delta M_1} \right)_{M_2} \left(\frac{\Delta C_2}{\Delta M_2} \right)_{M_1} \end{pmatrix} \quad (7)$$

이 Matrix M 의 각 원소들은 다른 조작변수를 일정하게 유지했을 때 각 조작변수에 대한 각 조성의 정상상태 Gain이다. 이것들은 실험이나 계산을 통해서 얻을 수 있다. M 을 Inverting 하고 Transpose 해서 다른 Matrix C 를 다음과 같이 정의한다.

$$C \equiv (M^{-1})^T \quad (8)$$

이것의 원소들은 $(\Delta M_i / \Delta C_i)_C$ 이며 다른 조성을 일정하게 유지하면서 한 조성을 한단위만큼 변화시키기에 필요한 조작변수의 양을 나타내고 있다. Matrix C 는 위의 식 (8)처럼 계산할 수도 있고 또는 실험적으로 구할 수도 있다. 간섭

Matrix, λ 는 Matrix M 과 C 의 각 원소들을 곱해서 얻을 수 있다.

$$\lambda_{ij} = \left(\frac{C_i}{M_j} \right)_M \left(\frac{M_j}{C_i} \right)_C \quad (9)$$

끝으로 이 간섭 Matrix λ 가 1.0에 가까운 변수끼리 쌍을 지워야 한다는 것을 알 수 있게 된다. 다른 모든 회로들이 자동으로 되었을 때와 그렇지 않을 경우에도 공정 Gain(Process Gain)이 같다면, 다른 회로들은 아무 영향도 주지 않고 있다는 것을 의미하고 간섭이 없다는 것과 같은 뜻이 되겠다. 이 경우에 $\lambda=1.0$ 이 된다. λ 의 값이 1.0에서 멀어질수록 간섭이 증대하고 있다는 것을 의미한다.

극한적으로 $\lambda=0$ 이 될 수도 있는데, 이 경우는 식 (9)에서 분자가 0일 때 생긴다. 이것의 의미하는 바는 제어변수 C_i 는 다른 회로의 존재 여부에 관계없이 조작변수 M_j 에 아무 영향을 받지 않는다는 것이다.

De-Ethimizer 탑의 경우를 예로 들면

	D/F	V/F	
$M = C_3$	32.6	-0.4	
C_2	-21.8	-0.88	
	D/F	V/F	(10)
$\lambda = C_3$	0.6165	.3835	
C_2	0.3835	.6165	

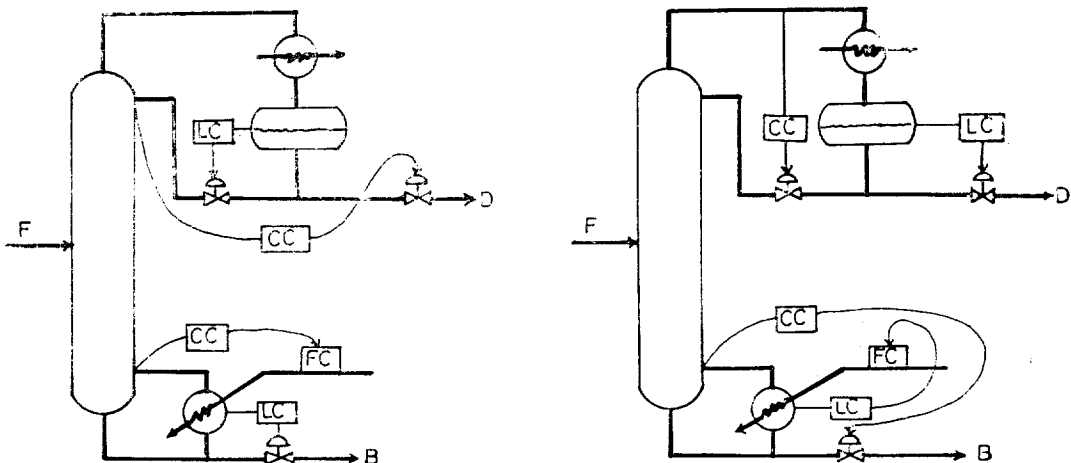


Figure 7. Control of Both Products

대각선 원소들이 1.0에 가깝기 때문에 탑정액 C_3 조성은 D/F 조작으로 제어되어야 하고, V/F(혹은 L/F)는 탑저액 C_2 조성 제어에 사용되어야 한다. 이러한 제어 방법을 Fig. 7에 도시했다. 조성 제어 회로에서는 간섭이 일어날 가능성이 많아 제어 문제를 초래하기 때문에 제어 설계를 위해서도 위와같이 Bristol 방법을 이용하여 간섭 분석을 해야하며 가능하다면 동특성 모사도 해야한다.

간섭 분석 결과 간섭이 심하여 단일 회로 방법을 사용할 수 없을 때는 원래 제어 목적을 바꾸든지 아니면 Decoupler를 사용해야 한다.

한편 Decoupler를 사용할 때 Decoupler의 Gain 오차에 대한 감도(Sensitivity)가 문제화되고 있다. 이러한 Decoupler의 감도문제 때문에 정상상태 Two-way Decoupling을 증류탑에서는 실현될 수 없으며 One-way Decoupling만이 가능하다고 한다.⁷⁾ McAvoy⁸⁾는 Decoupler의 정상상태 감도를 분석했는데 Decouple된 제어의 감도는 Decouple되기 전제의 간섭 Matrix λ 의 크기에 달려 있다고 발표했다. 또한 그는 재래

식으로 제어되는 증류탑 즉 환류와 Boilup 양을 조작해서 제어되는 탑은 물질수지에 의해서 제어되는 탑에 비해 Decoupler의 오차에 더욱 민감하며, 환류비가 크고 순도가 높은 제품을 생산하는 탑에서의 Decoupler 감도는 매우 크다고 했다.

흥미로운 결과는 재래식으로 제어되는 탑의 One-way Decoupling은 물질수지로 제어되는 탑과 거의 대동하다는 점이다.

5. Feedforward 제어

Feedback 제어만을 사용하느냐 아니면 Feed-back 제어에 Feedforward 제어를 첨가해서 사용하느냐에 관한 논의가 오랫동안 지속되었었다

Feedback 제어만을 사용하는 제어는 간단한 반면 Feedforward를 첨가하므로써 제어계는 복잡해진다. 그렇지만 Feed의 양이나 조성에 변화가 있을 때 좋은 제어를 할 수 있는 가능성이 있다.

Feedforward는 외란(Disturbances) 또 변화

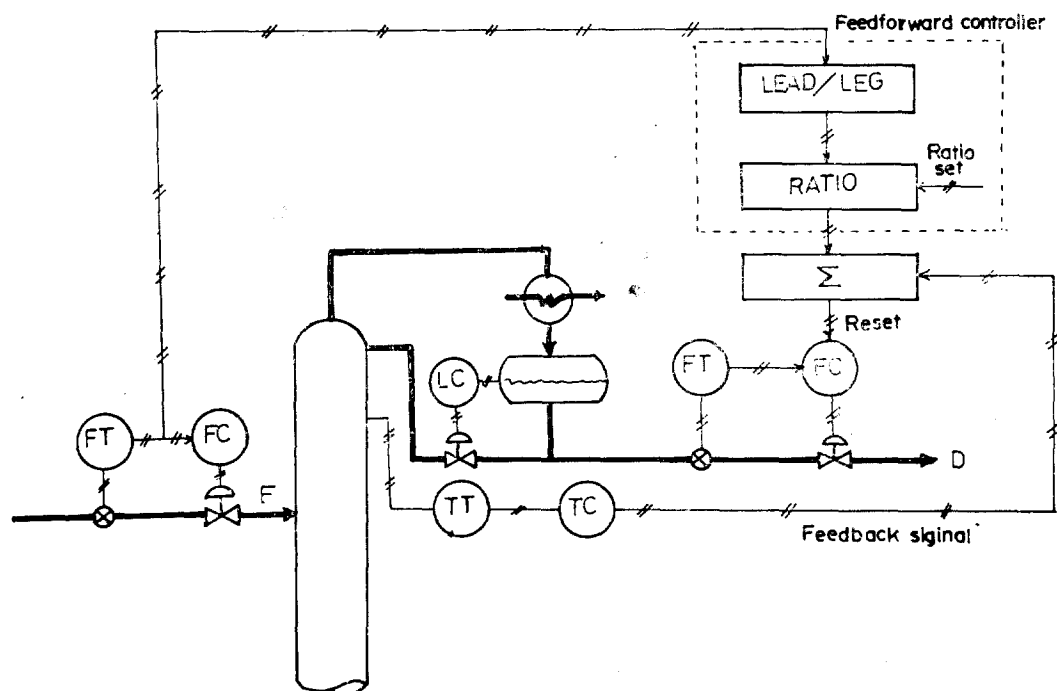


Figure 8. Feedforward/Feedback Control With Additive Signals

가 없을 때 혹은 있어도 조업에 크게 영향을 미치지 못할 경우에는 정당화 할 수 없을지도 모른다.

Feedforward에 관한 문헌들이 많이 발표되었지만 실제로 공장에 사용되고 있는 예는 많지가 않다. 최근 에너지 문제로 인하여 Feedforward 제어의 이용도가 높아지고 있다.

Feedforward 제어를 사용하려면 공정응답을 알고 있어야 한다. 시간응답과 정상상태 Gain, 외란이 측정될 수 있을 때 Feedforward 제어는 공정을 조작하여 외란으로 인한 영향을 상쇄시켜 준다.

그 예로 Fig. 8에 도시한 것처럼 Feed 양의 증가가 측정될 때 그 신호(Signal)를 보내 유출액이나 탑저액을 증가 시킨다.

Fig. 9에 Ethylbenzene과 Styrene 분리를

위해 Shinskey⁹⁾가 제안한 복잡한 Feedforward 제어계를 도시했다.

Parsons과 Lupfer¹⁰⁾는 환류와 탑저액으로 가는 Feedforward 신호에 동특요소를 사용했다고 보고 했으며, McMullen과 Shinskey¹¹⁾는 Feed 조성변화의 보상을 위한 Feedforward제를 이용했다고 하며 제품회수를 1.5% 더 할 수 있어 4개월만에 Payout 할 수 있었다고 한다.

Feedforward 제어제 설계에 있어 공정 gain (Process gain)을 정하기 위하여 물질수지와 에너지수지 계산을 사용할 수 있다.

Feedforward 제어 작동의 동특성 보상을 해야 하는데 표준 Hardware를 직접 Tuning하므로써 잘 할 수 있다.

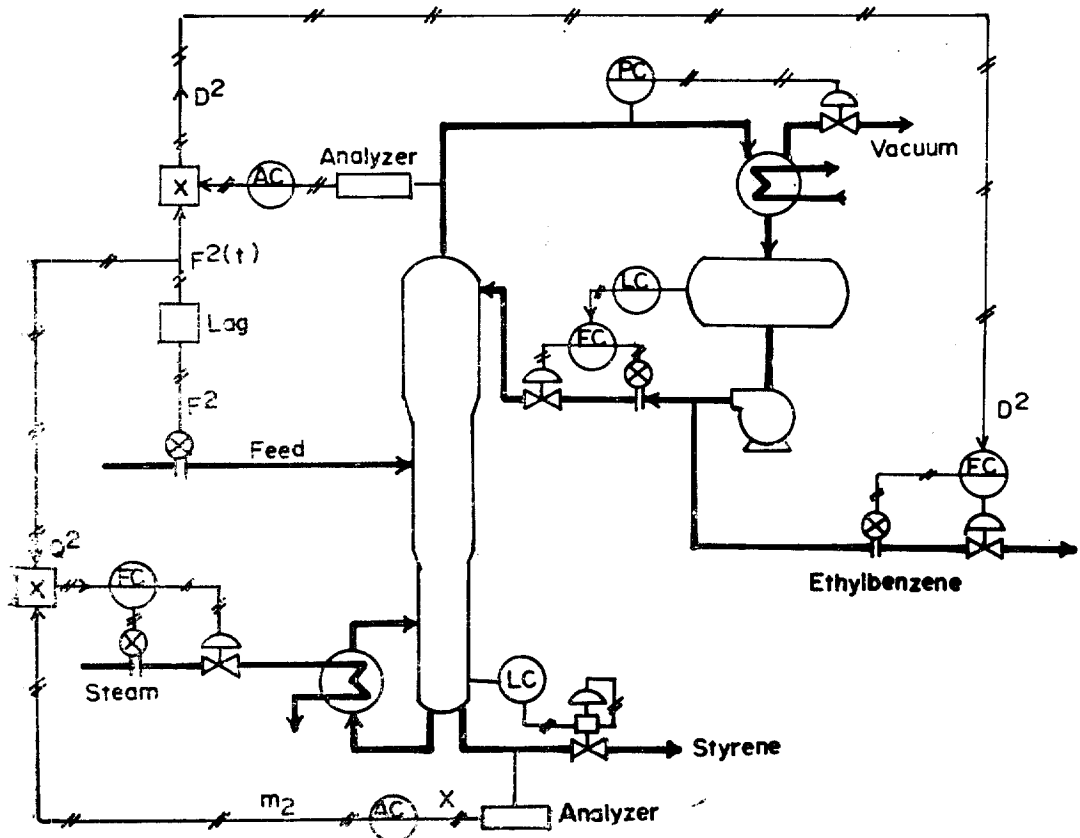


Figure 9. Feedforward/Feedback Control System for Ethylbenzene-Styrene Distillation

6. 결 론

증류탑 제어계는 이상적으로는 가능한한 동특성 모사에 의해서 연구되고 설계되어야 한다. 반면 현재 사용되고 있는 동특성 모사기술은 신뢰도, 경제성면에서 정상상태 모사처럼 사용하기에 용이치 못하다. 이러한 이유로 정상상태 계산을 이용한 지침을 사용하여 대부분의 증류탑 제어계가 설계되고 있고, 두 생성물 조성 제어에 있어서는 Bristol 간섭 Matrix를 사용하여 분석, 검토하므로써 간섭을 줄일 수 있는 제어계가 설계될 수 있다.

참고 문헌

1. F.G. Shinskey, "Distillation Control for Productivity and Energy Conservation," McGraw-Hill, New York, 1977.
2. A. Jafarey, J.M. Douglas, and T.J. McAvoy, "Short-cut Techniques for Distillation Columns Design and Control. 1. Column Design," Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 18(1979) 197.
3. T.L. Tolliver and L.C. McCune, "Distillation Control Design Based on Steady State Simulation," paper presented at the ISA Chemical and Petroleum Industries Division Symposium, Houston, 1978.
4. P.W. Gallier and L.C. McCune, "Simple Internal Reflux Control," CEP 70(1974) 71.
5. P.S. Buckley, R.D. Cox and D.C. Dollins, "Inverse Response in a Distillation Column," CEP 71(1975) 83.
6. E.H. Bristol, "On a New Measure of Interaction for Multivariable Process Control," IEEE Trans. A.C. (Jan., 1966) 133.
7. A. Jafarey, T.J. McAvoy, "Degeneracy of Decoupling in Distillation Columns," Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. 17(1978) 485.
8. T.J. McAvoy, "Steady-State Decoupling of Distillation Columns," Ind. Eng. Chem. Fundam. 18(1979) 269.
9. F.G. Shinskey, "Distillation Control," Oil and Gas J. part I, (July 4, 1969) 80; part II, (July 21, 1969) 79; part III, (July 28, 1969) 147.
10. D.E. Lupfer and J.R. Parsons, "A Predictive Control System for Distillation Columns," CEP 58(1962) 37.
11. E.C. McMullan and F.G. Shinskey, "Control Engineering," 11(1964) 69.