

증류공정의 비간섭 농도제어계 구성

이광순·김태윤·유기풍·이원홍

서강대학교 이공대학 화학공학과
(1988년 10월 28일 접수, 1989년 4월 17일 채택)

Design of Decoupled Composition Control Loops of a Distillation Column

K.S. Lee, T.Y. Kim, K.P. Yoo, and W.H. Lee

Department of Chemical Engineering, Sogang Univ., CPO Box 1142, Seoul, Korea
(Received 28 October 1988; accepted 17 April 1989)

요 약

증류공정에서 적은 간섭효과를 가지는 제어계 구성방법을 단일성분 및 이성분 농도제어계에 대해 정상상태 모사연구를 통하여 제시하였다. 먼저 단일성분 농도제어에서는 운전조건의 원하는 생산물을 탑저 혹은 탑상부로 유출시키지 않고 완전히 회수하는 경우와 어느 정도 유출을 허용하는 경우로 나누어짐을 알 수 있었으며 이들 운전조건에 따라 서로 다른 제어계가 제시되었다. 단일성분 농도제어계의 결과를 확장하여 이성분 농도계의 구성방법도 제시하였다. 이 경우는 운전조건을 네가지의 서로 다른 상황으로 분류할 수 있었으며 각 상황에 적합한 제어계를 제시하였다.

Abstract—Design methods of composition control loops of a distillation column, which give small interaction effects, were proposed for two different cases, single- and dual-composition controls, through steady-state simulation study. In case of the single-composition control, the operating conditions could be categorized into two different ones, on one hand where the desired product is completely recovered without loss and on the other hand where a certain amount of the desired product is allowed to emanate through the other end of the column. Different control loops were suggested depending on the operating conditions for each case. By extending the results of the single-composition controls, design methods for dual-composition control loops were also proposed. In this case, the operating conditions could be divided into four different ones and an appropriate control loop which give minimum interaction effects was suggested for each case.

1. 서 론

증류공정에서 농도제어는 사양에 맞는 생산물을 얻기 위한 목적이라는 관점에서 볼 때 대단히 중요한 일이라 할 수 있다. 과거의 증류탑에서는 물질수지를 만족시키기 위한 최소한의 제어계만을 갖추고 운전되는 경우가 많았으며 이때 각종 외란에 의하여 생산물의 순도가 주

어진 사양을 벗어나는 것을 방지하기 위하여 탑의 단수를 과잉으로 설계하거나 또는 열유입량을 필요 이상으로 늘려 환류비를 증가시켜 운전하는 경우가 많았다. 그러나 에너지가격이 상승되고 경제성있는 운전의 중요성이 인식되면서 농도제어에 대한 관심이 높아지게 되었으며 필요 이상의 순도를 얻는 분리를 지양함으로써 운전비용을 극소화하려는 노력을 하게 되었다[9].

증류탑은 보통 원하는 생산물이 탑상부 혹은 탑하부의 어느 한 곳으로 유출되므로 초기의 농도제어계에 대한 연구에서는 탑상부 혹은 하부 한 곳에서의 농도만을 제어하는 단일성분제어(single-composition control) 문제가 주로 다루어졌으며 여기에 피드포워드 개념을 도입하여 제어계의 성능을 향상시키는 방법들이 구상되었다[9]. 이후 농도제어계에 대한 개념은 더욱 발전을 하여 탑상부와 하부의 농도를 동시에 제어하려는 이성분농도제어(dual-composition control)에 대한 연구가 관심을 끌게 되었다. 이 방법은 탑상부로 원하는 생산물을 얻는 경우 탑하부측의 농도도 엄밀하게 제어함으로써 탑하부로 빠져나가는 주요성분의 유출을 줄여 이로 인한 손실을 극소화하려는데 그 기본적인 목적을 두고 있다.

전통적인 이성분농도제어계의 구성방법은 탑상부농도의 제어에 환류량을 이용하고 탑하부농도의 제어에 재비기의 열유입량을 이용하는 것이었다. 이와 같은 제어방법은 1971년 Shinskey[7]가 그 문제점을 지적하고 소위 물질수지 제어방법이라는 것을 제안하며 개선되기 시작하였으며 이후 여러 사람들에 의해 새로운 제어방법들이 발표되었다. 그러나 이들 방법은 대개 정량적 분석이 결여된 개념적 개선 혹은 특정한 운전조건 하에서 행해진—주로 상대 이득치[2]의 계산에 의해—개선으로 그 어느 방법도 다양하고 복잡한 증류공정의 여러 운전조건에서 항상 적용될 수 있는 적절한 것이라고 보기 어렵다. 따라서 증류공정의 운전조건 또 제어목적에 따라 알맞는 제어방법을 제시해 줄 수 있는 일반적인 지침이 필요하다고 할 수 있다.

본 연구에서는 운전조건에 따른 증류공정의 정상상태 생산물농도를 운전조건들을 축으로 하는 그래프에 적절히 나타내고 해석하는 방법을 적은 간섭효과를 주는 농도제어계 구성을 위한 일반적인 지침으로 제시하고자 하였다. 여기서 농도제어는 단일성분과 이성분 제어계를 모두 대상으로 하였다. 이 해석을 위해 이성분 증류공정을 대상으로 모사연구를 행하였으며 기존에 발표된 제어계의 구성방법 및 상대이득치에 의한 결과와 비교 검토하였다.

2. 증류공정의 농도제어를 위한 자유도

일반적인 증류공정은 순수한 적분기의 성질을 가진 탑정조와 재비기를 가지고 있어 개환(open-loop) 상태에서는 근본적으로 불안정하다. 따라서 이들의 수위를

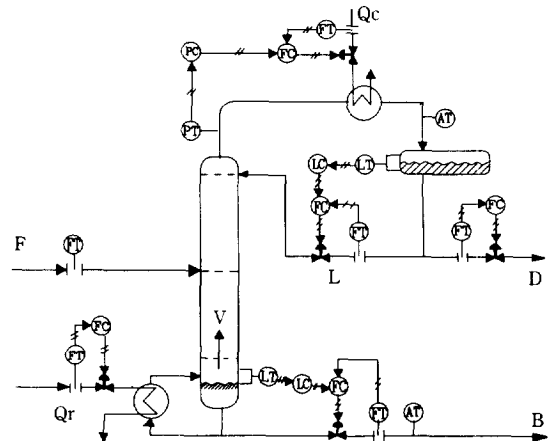


Fig. 1. Distillation column with control loops for material balance.

일정하게 유지시킴으로써 탑내의 액체체류량(liquid holdup)을 안정하게 조정할 필요가 있다. 또한 증류탑은 기체체류량(vapor holdup)에 대해서도 순수한 적분기로 작용하기 때문에 탑내 압력을 제어함으로써 안정화시키는 것이 필요하다. 이 세 제어계는 아무리 간단한 증류계에서도 꼭 있어야 하는 최소한의 것이며 이들에 의해 불안정성을 제거할 수 있다. 이 제어계를 실현하는 방법은 증류탑의 형태, 운전조건 등에 따라 여러 변형이 있을 수 있으나 Fig. 1과 같이 탑정조의 수위는 환류량 L 로 재비기의 수위는 탑저유출량 B 로, 그리고 탑내의 압력은 응축기의 냉각수량 Q_c 로 조절하는 제어계가 가장 전형적인 형태라 할 수 있다. 특히 이중 탑정조의 수위제어계는 Shinskey[7]에 의해 소위 물질수지(material balance) 제어개념이 발표된 이후 널리 채택되고 있는 방법으로 환류비가 1 이상인 경우 탑정유출액 D 에 의한 제어보다 항상 우수하게 동작되는 것으로 알려져 있다. 이들 세 제어계 사이에는 뒤에서 언급될 농도제어계와 달리 상호간섭이 없으며 그 응답이 매우 빨라 농도제어계에 비해 그 동특성을 무시할 수 있다.

이와 같은 제어계 하에서는 Fig. 1에서 제어발브가 연결된 5개의 조작변수 중 3개(L , Q_c , B)가 독립성을 잃게 되며 Fig. 2에 보인 것과 같이 2개의 조작변수가 농도제어에 이용되게 된다. 여기서 재비기의 열유입량 Q_r 은 기체유량 V 와 정비례한다고 볼 수 있으므로 V 로 대체하여 보았다. Fig. 2에 보인 두 개의 조작변수 V , D 가 실제 농도제어에 이용될 때는 (D/V) , V (D/V , V/B) 등 비(ratio)로 그 형태가 바뀌어

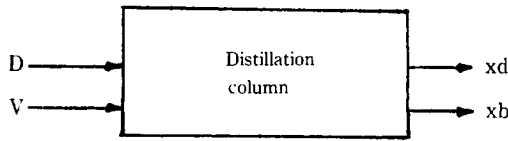


Fig. 2. Black box representation of the distillation column with basic control loops.

이용될 수도 있다.

3. 이성분 농도제어계의 구성

초기단계의 이성분 농도제어계는 탑정농도 x_d 를 L 로 탑저농도 x_b 를 V (혹은 Q_r)로 제어하는 것이 보통이었다. 이것은 증류탑 설계시 환류량이 탑상부의 조업선(operating line)을, 재비기의 열유입량이 탑하부의 조업선을 결정한다는 것을 제어계의 설계에 그대로 이용한 것이라 할 수 있다. 1971년 Shinskey[7]는 V 와 L 이 모두 증류탑의 에너지수지에 의해 지배받는 변수임을 지적하고 이로 인한 변수간의 종속성으로 기존의 이성분제어에서 상호간섭이 심하게 나타남을 지적하였다. 이의 해결을 위해 물질수지에 의한 변수 D 혹은 B 를 조작변수 중의 하나로 택할 것을 제안하고 이 방법을 물질수지 제어라 이름하였다. 1980년 Ryskamp[6]는 (D/V) 를 x_d 의 제어에 V 를 x_b 의 제어에 이용하는 소위 비제어 방법을 제안하고 실제 증류공정의 조작을 통해 물질수지 제어방법 보다 더 우수한 제어효과를 얻을 수 있었음을 보고하였다. 이 방법은 D/V 가 증류탑 상부 조업선의 기울기이므로 D/V 를 일정하게 유지하도록 D 를 조작하면 V 가 x_d 에 끼치는 간섭효과를 최소화 할 수 있을 것이라는데 근거하고 있다. Ryskamp에 의해 비제어 방법이 제시된 후 다른 형태의 비제어계들이 검토되기 시작하였으며 1983년 Shinskey[8]는 그가 대상으로 한 증류공정에 Bristol[2]의 상대이득 분석을 적용하여 x_d-D/V , x_b-V/B 의 구성이 가장 적은 간섭효과를 줄 수 있음을 찾아내고 실제운전을 통해 검증하였다.

이들 네가지 제어계 구성방법을 Table 1에 요약하여 보였다. 이 외에도 Takamatsu[10], Lee[5] 등 여러 사람들에 의해 이성분 농도제어 구성에 대한 연구가 진행되었으나 결국 위의 네가지 구성방법이 전체적인 제어계 구성방법의 기본이 되고 있다.

위의 방법들은 단계적으로 발전된 개념에 의하여 제시된 것이지만 경험적 분석 혹은 한정된 조건에서의 정량적 분석을 통해 얻어진 결과로 가장 발전된 형태인

Table 1. Dual composition control-loops

	Conventional	Material balance[3]	Ryskamp's ratio[2]	Shinskey's ratio[4]
x_d	L	D	D/V	D/V
x_b	V	V	V	V/B

Shinskey의 비제어계도 다양한 증류공정의 형태, 조건하에서 항상 잘 동작될 수 있다고 보기 어렵다. 따라서 좀 더 체계적인 분석을 통해 다양한 상황에 따라 알맞는 제어 형태를 제시해 줄 수 있는 포괄적인 방법이 필요하리라 할 수 있다.

4. 그래프에 의한 증류공정 정상상태 거동의 표현

계의 정상상태 거동에 관한 정보는 제어계 설계에 충분한 것은 되지 못하나 유익한 많은 자료를 제공해 줄 수 있다. 현재 증류공정의 농도제어계 구성은 정상상태 분석에 의해 제어루프(control loop)를 구성하고 동특성 분석에 의해 제어기의 형태 및 파라메타 설정을 하는 것이 일반적인 접근방법이라 할 수 있다.

본 연구에서도 정상상태 분석에 의해 제어계 구성을 행하고자 하였다. 본 연구에서는 정성적 분석이 중요하므로 상대휘발도를 도입하고 McCabe-Thiele 가정을 도입한 간략한 모델을 대상 예제계로 취하여 모사를 행하였다. Table 2에 본 연구에서 대상으로 한 증류탑의 규격 및 원료혼합물의 상대휘발도 값을 보였다. Table 2의 수치는 본 연구실에서 소장하고 있는 장치의 규격 및 분리 대상물인 물-메탄올이 실제 장치내에서 평균적으로 취하는 상대휘발도 값을 보인 것이다.

이와 같은 가정하에 수립된 증류공정의 정상상태 물질수지식의 모든 유량 변수들은 원료유량 F 에 의해 나눠진 변수로 표준화 될 수 있으며 2절에서 언급한 바

Table 2. Simulation conditions of the example system

Total No. of stage = 13'
Feed stage No. = 7
$x_f = 0.5$
$\alpha_r = 1.68$
$\alpha_s = 2.40$
Constant molal flow rates
Total condenser

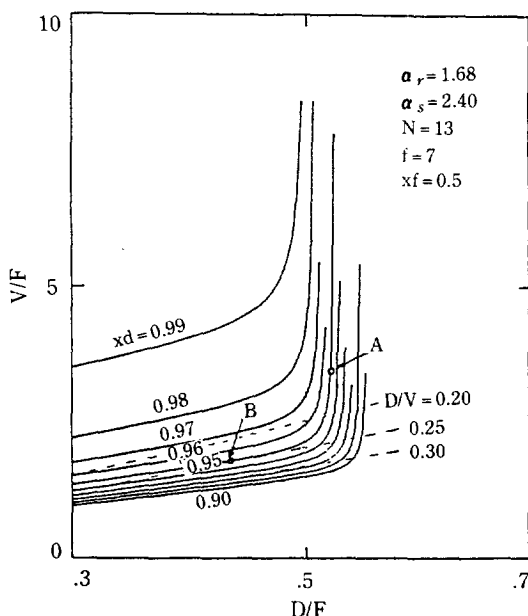


Fig. 3. Constant x_d curves at various steady state operating conditions.

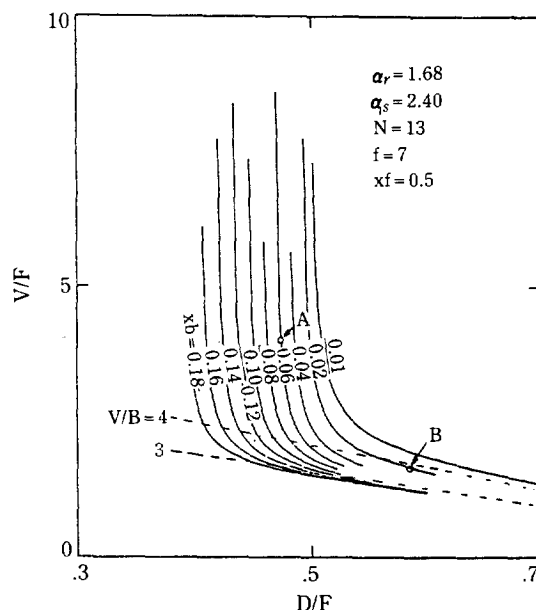


Fig. 4. Constant x_b curves at various steady state operating conditions.

두 개의 자유도를 가진다. 본 연구에서는 x_d 를 고정시키고 D/F 를 변화시키며 이 x_d 와 D/F 를 만족시키는 V/F 를 찾는 방법에 의해 주어진 x_d 를 주는 $(D/F, V/F)$ 의 값들을 구해 Fig. 3과 같은 그래프를 얻었다. 한편 Fig. 3에서 D/F 대 V/F 축 위에서 x_d 가 고정되면 그에 해당되는 x_b 가 결정되지만 그 결과를 D/F 대 V/F 축 위에 const. $-x_b$ 그래프로 나타내는 데는 어려움이 있어 x_b 에 대해서도 x_d 와 마찬가지로의 계산과정을 다시 적용하여 Fig. 4와 같은 그래프를 얻었다.

5. 정상상태 모사결과에 의한 농도제어계의 구성

Fig. 3-5는 앞의 4절에서 기술한 방법에 의한 정상상태 모사결과를 x_d 와 x_b 를 파라미터로 하여 D/F 대 V/F 축 위에 보인 것이다. 이와 같이 외부물질수지와 에너지수지를 결정하는 핵심변수인 D/F 와 V/F 를 좌표축으로 이용하는 것은 자연스러운 표현방법으로 생각되며 다른 좌표축(예: $L/D-V/B$)을 이용한 방법보다 모사가 용이하고, 편리하다는 이점이 있다. 먼저 Fig. 3에 의하면 운전조건이 const. $-x_d$ 의 그래프가 매우 가파르게 변하는 지점(A점 부근)과 완만하게 변하는 지점(B점 부근)으로 나누어짐을 볼 수 있다. 이 두 지점의 성격은 증류탑의 외부물질수지에 의해 이해될 수 있

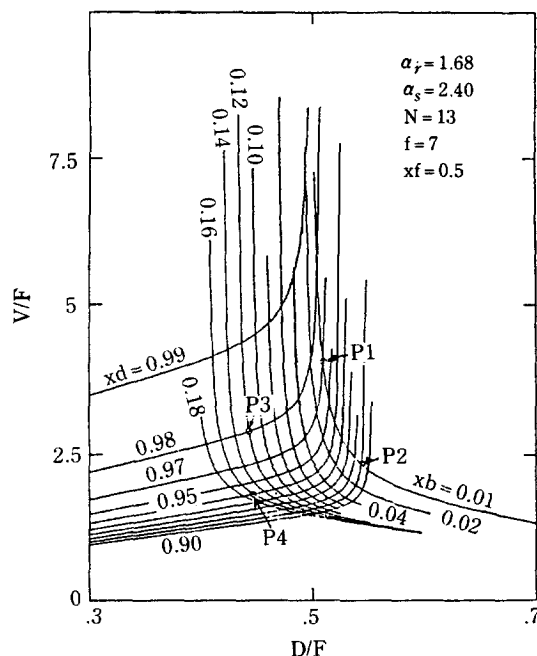


Fig. 5. Constant x_d, x_b curves at various steady state operating conditions.

다. 즉 증류탑 전체에 대한 물질수지식

$$x_d = \frac{1}{(D/F)} x_f + \left(1 - \frac{1}{(D/F)}\right) x_b \quad (1)$$

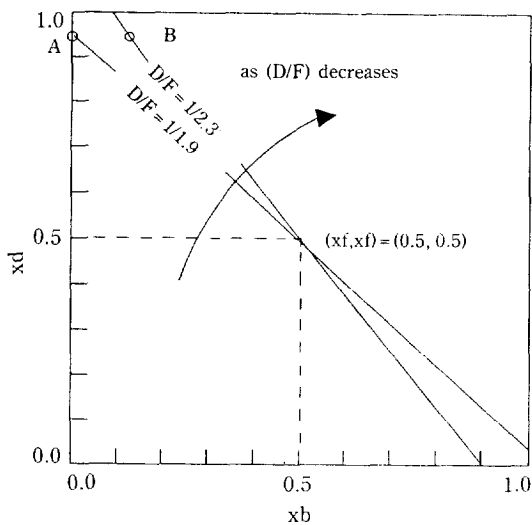


Fig. 6. Effect of (D/F) on product purity.

에 의하면 주어진 원료조건에서 D/F가 변함에 따라 x_b 와 x_d 의 관계는 Fig. 6과 같이 (x_f, x_f) 를 지나는 직선으로 표현됨을 알 수 있다. 이 때 (x_b, x_d) 가 구체적으로 어느 값을 갖느냐 하는 것은 증류탑의 에너지 수지, 즉 내부 흐름에 의해 결정된다. 예로써 $x_f = 0.5$ 인 경우 $D/F = 1/1.9$ 로 하였다면 V/F가 0인 경우(환류를 시키지 않는 경우) 플래시 기화만에 의해 분리가 일어나므로 $(0.5, 0.5)$ 부근의 값을 가질 것이나 V/F를 증가시키는 경우 $(0.0, 0.95)$ 점으로 접근해 나가게 된다. 그러나 V/F를 계속 증가시켜 환류비를 늘린다 하더라도 물질수지에 의한 제약때문에(탑상부로 저비점물질을 모두 회수하며 탑저로의 유출을 허용하지 않음) $x_d = 0.95$ 이상의 값을 얻을 수 없게 된다. 따라서 Fig. 3과 6의 A 점은 저비점물질을 탑저로 유출시키지 않으려는 운전조건에, B 점은 탑저로의 유출을 어느 정도 허용하는 조건에 해당된다. 이와 같은 해석은 Fig. 4의 $\text{const.}-x_b$ 그래프에 대해서도 가능하다. 즉 Fig. 4의 A 점은 탑상부로 고비점물질의 유출을 허용하지 않는 운전조건에, B 점은 어느 정도 허용하는 조건에 해당된다.

5-1. 단일성분 농도제어계의 구성

이제 이들 그래프를 이용하여 x_d 혹은 x_b 의 단일성분에 대해 여러 외란에 의한 간섭효과를 극소화하며 조절할 수 있는 제어계 구성에 대하여 생각해 보자. 먼저 x_d 를 Fig. 3의 A 점 부근에서 운전하며 제어하고자 하는 경우, D/F에 대한 작은 변화도 x_d 에 큰 변화를

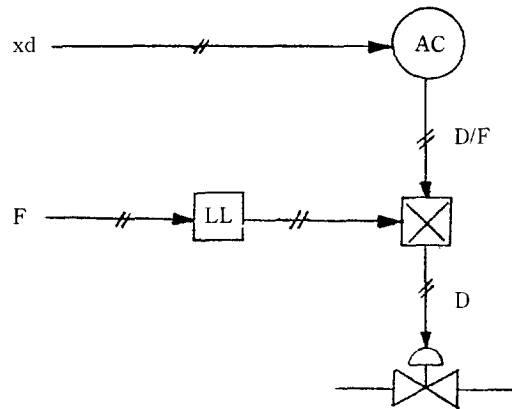


Fig. 7. Single composition control-loop, x_d -(D/F) configuration with feedforward compensation.

유발하나 V/F에 발생하는 변화는 D/F를 일정하게 유지하는 경우 x_d 에 별로 영향을 주지 않는 것을 볼 수 있다. 이것은 x_d 가 D/F에 대해 높은 민감도를 가지나 V/F에 대해서는 매우 둔감하게 영향을 받음을 의미하며 D/F를 조작변수로 이용하는 경우 V에 의한 외란의 영향을 거의 받지 않는 제어계를 구성할 수 있음을 의미한다. 실제의 경우 최종적으로 조작되는 것은 D이며 F의 변화는 Fig. 7에 보인 것과 같이 피드포워드 제어에 의해 상쇄시켜야 한다. 이와 같은 제어계에 의해 적어도 V와 F에 발생하는 외란에 의한 간섭을 극소화시키는 효과를 얻을 수 있을 것이다.

다음 Fig. 3의 B 점 부근에서 운전하는 경우 x_d 를 위한 제어계를 생각해 보자. B 점 부근에서 적합한 조작변수는 A 점의 D/F와 같이 $\text{const.}-x_d$ 선과 평행하게 변화하는 성질을 가진 것이어야 한다. 그렇게 함으로써 x_d 의 외란, V/F(혹은 D/F)에 대한 민감도를 극소화시킬 수 있는 제어계 구성이 가능해진다. 이를 위해 여러 종류의 조작변수를 시도하였으며 Fig. 3에 보인 것과 같이 D/V가 이 성질을 잘 만족시켜 줌을 알 수 있었다. Fig. 8에 D/V를 조작변수로 한 경우 F의 변화를 피드포워드 제어에 의해 상쇄시키는 제어계를 보였다. 탑상부 농도 x_d 가 일정하게 유지되는 동안은 D/V도 정상상태의 값을 가지게 된다. 일단 V/F에 외란이 발생되면 x_d 에 변화가 유발되기 전에 D/V의 정상상태 값을 유지시킬 수 있는 D/F 값이 구해지고 이것으로부터 D 값을 변화시키는 구조를 가지고 있다. 결국 이 비제어계란 V/F의 외란으로 인한 \dot{x}_d 의 변화를 피드포워드 제어계를 통해 상쇄시키는 것으

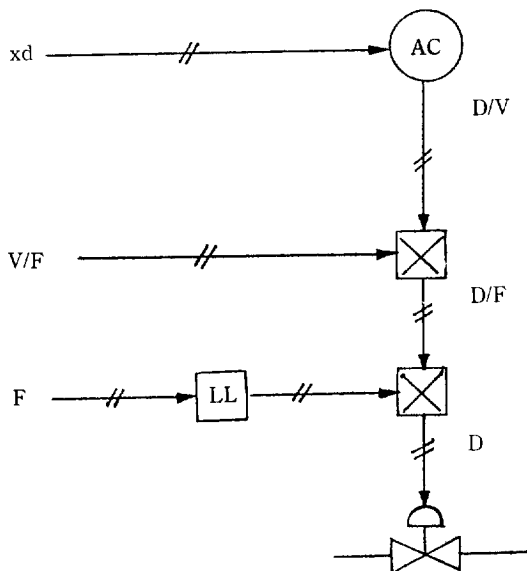


Fig. 8. Single composition control-loop, $xd-(D/V)$ configuration with feedforward compensation.

로 그 기능을 이해할 수 있다. 이때 재비기에서 발생된 V 의 영향은 탑상부에 곧 미치게 되므로 F 의 변화를 상쇄시킬 때와 같은 동적상쇄(dynamic compensation)는 불필요할 것으로 생각된다.

탑저의 생산물농도 xb 제어를 위한 조작변수도 마찬가지로 방법에 의해 결정할 수 있다. 먼저 Fig. 4의 A점, 즉 탑상부로 고비점물질의 유출을 허용하지 않는 운전조건이라면 D/F 를 조작변수로 선택하는 것이 좋을 것이다. 그러나 이때 D/F 는 정상상태의 특성만으로 결정된 것이며 xb 와의 지연시간의 크기에 따라 물질수지를 결정하는 다른 변수인 B/F 를 조작변수로 취하는 것도 생각할 수 있다. B/F 를 xb 의 조작변수로 취하는 경우 재비기의 수위는 V 에 의해 탑정조의 수위는 D 에 의해 제어되도록 수위제어계를 변화시키는 것이 필요하다. Fig. 4의 B점, 즉 탑상부로 고비점물질의 유출을 어느 정도 허용하는 운전조건에서는 Fig. 4에 보인 바 V/B 가 적절한 조작변수로 이용될 수 있음을 알 수 있다. 이와 같은 조작변수들의 선택에 의해 xb 제어의 경우도 V 와 F 등 탑내부와 외부의 유량변화들이 농도에 간섭하는 효과를 극소화시킬 수 있게 된다.

5-2. 이성분 농도제어계의 구성

이성분 농도제어계의 구성은 단일성분 제어계에서 행

한 해석을 확대, 적용함으로써 행할 수 있다. 이를 위해 Fig. 5에 Fig. 3과 4의 그래프를 함께 보였다. 이성분 농도제어의 운전조건들은 Fig. 5에 보인 것과 같이 탑상부와 탑저로 모두 순수한 물질을 얻기 위한 P1점의 조건, 탑상부로 저비점물질을 모두 회수하고 탑저부로의 유출을 허용하지 않으며, 한편 탑상부로 고비점물질의 유출을 어느 정도 허용하는 P2점의 조건, 이의 반대에 해당되는 P3의 운전조건, 그리고 탑의 양끝으로 모두 어느 정도의 불순물 유출을 허용하며 느슨하게 운전하는 P4의 네 조건으로 나누어 볼 수 있다.

먼저 P1 조건의 경우 단일성분 제어계의 결과를 그대로 적용하면 $xd-D/F$, $xb-B/F$ 의 제어계가 나타나 이때 D 와 B 는

$$D+B=F \quad (2)$$

의 조건에 의해 종속되어야 하므로 독립된 조작변수로 쓰이는 것이 불가능해진다. 이것은 xd 와 xb 가 모두 물질수지 변수 D 혹은 B 에 의해서 그 값이 결정되며 에너지수지 변수 V 혹은 L 에 의해서는 거의 영향을 받지 않음을 의미하므로 두 농도를 독립적으로 제어하는 것이 대단히 어렵다는 것을 뜻한다. Jafarey와 McAvoy[3]는 이것을 이성분 농도제어의 "Degeneracy of Decoupling"이라 하였다. 이와 같이 양끝단에서 모두 고순도 분리를 행하는 경우는 1개의 물질수지 변수에 의해 탑 전체의 분리특성이 거의 결정되게 되며 실제 D 만을 조작함으로 양끝단 고순도분리를 성공적으로 행한 예[1, 3]들이 보고되어 있다. Degeneracy of Decoupling이 완전하게 일어나는 경우도 $const.-xd$ 와 $const.-xb$ 선이 일치하는 때이며 P1점은 이와 같은 종속이 완전하게 일어난 점은 아니므로 xb 제어를 위한 조작변수를 따로 선택한다면 에너지수지 변수인 V/F 혹은 V/B 중에서 선택하는 것이 필요하다.

P2 조건은 단일성분 농도제어계의 결과가 그대로 적용될 수 있다. 즉 $xd-D/F$, $xb-V/B$ 의 제어계가 구성되며 조작변수가 물질수지 및 에너지수지를 결정하는 것으로 각각 되어 있으므로 P1 지점에서의와 같은 문제점이 없다.

P3 조건의 경우 단일성분 농도제어의 결과를 그대로 적용하면 $xd-D/V$, $xb-B/F$ 와 같이 되며 이때 재비기의 수위는 V , 즉 열유입량을 이용하여 제어하여야 한다. 그러나 일반적으로 수위측정에는 잡음성분이 많이 나타나며 이에 따라 V 의 변화도 심해지게 되어 탑내 압력에 많은 흔들림을 유발할 수 있다. 따라서 수위측정치를 큰 시정수의 low-pass filter로 처리하여 제어

Table 3. Pairing of manipulated and control variables for composition control loops

Operating conditions	Characteristics	Composition control loops by graphical analysis	
		Single composition control	Dual composition control
P1	High purities in both ends	xd-D/F, xb-B/F	Y-U3 (U1)
P2	Low impurity in xb	xd-D/F, xb-V/B	Y-U3
P3	Low impurity in xd	xd-D/V, xb-B/F	Y-U5 (U4)
P4	Low purities in both ends	xd-D/V, xb-V/B	Y-U4

Relative gains between y1 and u1

Pair	P1	P2	P3	P4
Y-U1	0.694	0.865	0.042	0.117
Y-U2	-1.993	-4.119	1.146	0.962
Y-U3	0.708*	0.905*	0.083	0.226
Y-U4	-2.472	6.295	1.066	0.982*
Y-U5	0.389	0.286	1.038*	1.063

where,

* = Pair with minimum relative gain

$Y = [y1, y2]$, $U = [u1, u2]$

$Y = [xd, xb]$

$U1 = [D/F, V/F]$, $U2 = [D/V, V/F]$, $U3 = [D/F, V/B]$, $U4 = [D/V, V/B]$, $U5 = [D/V, B/F]$

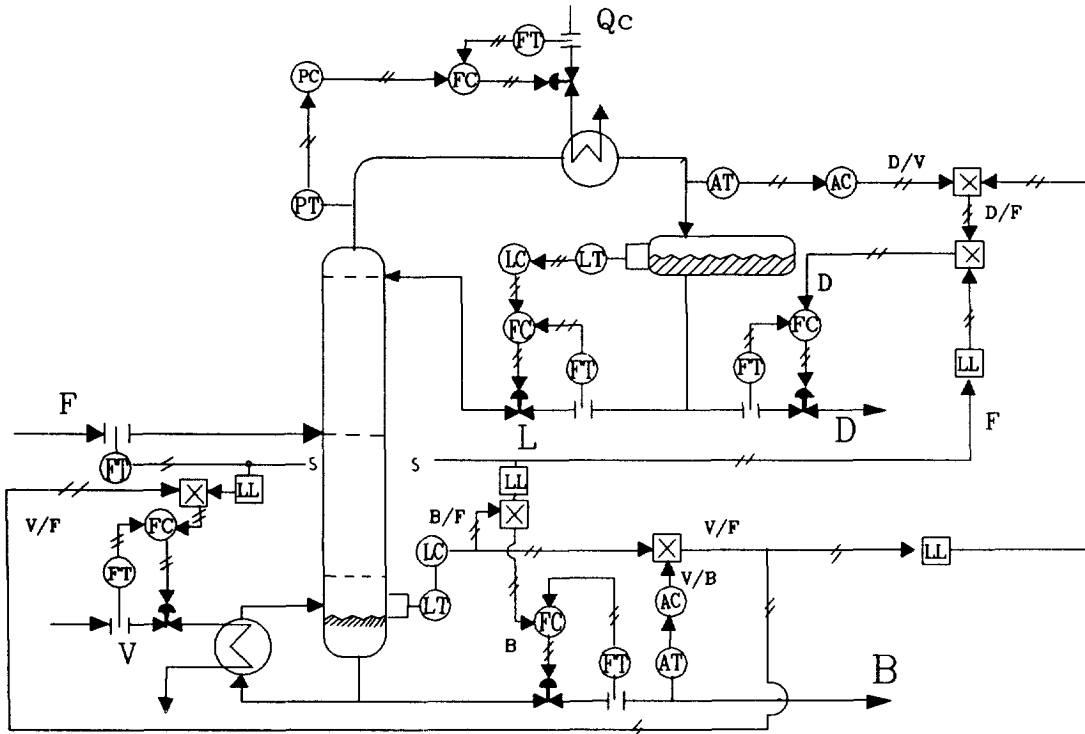


Fig. 9. Dual composition control-loop, xd-(D/V) and xb-(V/B) configuration with feedforward compensation.

기에 전달하든지 제어기의 비례대역폭을 크게 하여야 하며 그렇지 않으면 재비기수위를 2절에 언급한 바 B로 조절하고 x_b 를 V/F 혹은 V/B 로 제어하는 차선책을 생각하여야 할 것이다.

P4의 조업조건에서 단일성분 농도제어계를 적용하면 x_d -D/V, x_b -V/B에서 상호간섭이 가장 적은 이성분 농도제어계가 얻어짐을 알 수 있다. 이 제어계는 그 적용에 앞서와 같은 특별한 문제가 없다.

이상에서 얻은 농도제어계의 구성결과를 Table 3에 요약하였으며 이 중 이성분 농도제어계에서 나타난 5가지의 조작변수의 쌍에 대해 구한 상대 이득치를 함께 보였다. Table 3의 조작변수 쌍 중 U_1 , U_2 , U_4 는 각각 Shinsky의 물질수지[7], 그리고 Ryskamp[6]와 Shinsky[8]의 비제어계에 해당되며 U_3 과 U_5 는 본 연구의 그래프분석에 의해 새로이 제안된 제어계이다. Table 3에 보인 상대이득치는 1에 가까이 나올수록 상호간섭이 적은 제어계가 구성됨을 나타내며 상대 이득치에 의해 제시된 제어계가 Fig. 3-5의 그래프를 해석하여 얻은 결과와 잘 일치되는 것을 볼 수 있다.

실제 제어계의 구성방법을 예시하기 위해 Fig. 9에 P4 조건에서 얻어진 결과를 F의 피드포워드 제어를 행하며 구현하는 방법을 보였다.

6. 결 론

증류공정에서 상호간섭을 최소로 줄일 수 있는 제어계의 구성을 위하여 증류공정의 정상상태 모사결과를 D/F대 V/F의 그래프 상에서 해석하는 것이 유용하였으며 운전조건에 따라 적합한 농도제어계 구성방법이 다음과 같이 제시되었다.

단일성분 농도제어의 경우, 탑하부 혹은 상부로 원하는 생산물의 유출을 허용치 않으며 운전하는 엄밀한 상황에서는 x_d 혹은 x_b 의 제어에 물질수지 변수인 D/F 혹은 B/F를 조작변수로 취하는 것이 유리하며, 원하는 생산물의 유출을 허용하는 느슨한 운전조건에서는 x_d , x_b 각각에 대해 물질수지와 에너지수지 변수의 비로 구성되는 D/V와 V/B를 조작변수로 취하는 것이 유리함을 알 수 있었다. 한편 이성분 농도제어의 경우는 단일성분 농도제어계 구성방법을 확대, 적용하여 Table 3과 같은 결과를 얻을 수 있었다.

실제 증류탑의 경우 본 연구에서 예로 취한 증류탑과 상대휘발도, 단수 등 여러 조건이 다르더라도 D/F대 V/F의 그래프상에서의 const.- x_d , const.- x_b 선은

비슷한 양상을 보이며 변할 것이다. 따라서 본 연구에서 제시한 제어계 구성방법은 매우 포괄성이 있는 것이라 할 수 있다.

감 사

본 연구의 진행을 위해 재정적인 도움을 준 한국과학 재단에 깊은 감사를 드립니다.

NOMENCLATURE

- B : flow rate of the bottom product stream
- D : flow rate of the top product stream
- F : flow rate of the feed stream
- L : reflux flow rate
- Qc : rate of heat removal from the condenser
- Qr : rate of heat input from the reboiler
- V : internal vapor flow rate
- x_b : mole fraction of low-boiling material in the bottom product
- x_d : mole fraction of low-boiling material in the top product
- x_f : mole fraction of low-boiling material in the feed

Greek Letters

- α_r : relative volatility in the rectifying section
- α_s : relative volatility in the stripping section

REFERENCES

1. Boyd, D.M.: *CEP*, **71**, 55 (1975).
2. Bristol, E.H.: *IEEE Trans*, AC-11, 133 (1966).
3. Jafarey, A. and McAvoy, T.J.: *I&EC Proc. Des. Dev.*, **17**, 485 (1978).
4. Kwon, Y.S. and Park, K.Y.: KICHe annual meeting, Pusan, Oct. (1987).
5. Lee, B.G.: MS. Dissertation, Sogang Univ., Seoul, Korea (1985).
6. Ryskamp, C.J.: *Hydrocarbon Processing*, 51 (1980).
7. Shinsky, F.G.: *ISA Trans.*, **10**, 403 (1971).
8. Shinsky, F.G.: *Proc. PACHEC '83*, Seoul, III, III-85 (1983).
9. Shinsky, F.G.: "Distillation Control for Productivity and Energy Conservation", 2nd ed., McGraw-Hill, N.Y. (1984).
10. Takamatsu, T., Hashimoto, I., and Hashimoto, Y.: *Proc. PACHEC '83*, Seoul, III, III-141 (1983).