

증류탑의 제어 시스템 설계

양대륙

고려대학교 화학공학과

1. 서론

증류탑은 석유 화학공업에서 매우 중요하고 많이 쓰이고 있는 단위 조작 가운데 하나이며, 또한 에너지 소비가 과다한 공정 중에 하나이다. 예로서 80년대의 한 보고서에 의하면, 미국 내 총 에너지 소비량 가운데 증류탑이 3% 정도의 크기를 차지하고 있다고 보고된 바 있다. 따라서 성능이 좋은 제어 전략을 사용하게 되면 증류탑에서 소모되는 에너지 소비량을 줄일 수 있고 그에 따른 에너지 절약의 효과는 다른 공정에 비해 얻어지는 효과가 상대적으로 매우 큰 것이 보통이다.

증류탑의 제어 시스템의 설계는 크게 두 부분으로 나눌 수 있다. 하나는 생성물의 농도를 제어하기 위한 조작변수의 형태 결정이고 다른 하나는 농도 제어시스템의 설계이다. 이 외에도 증류탑의 운전에 있어 필수적인 요소로서 탑상과 탑저의 inventory를 제어하기 위한 액위제어와 탑의 압력을 제어하기 위한 제어가 있으나, 이들은 보통 단일루프의 전통적 제어기(PID)에 의하여 효과적으로 제어되고 있으므로 크게 논의될 대상은 아니라고 볼 수 있다. 먼저 농도제어를 위한 조작변수의 결정은 조작변수의 선택에 따라 증류탑의 동특성이 바뀌게 되므로 그 선택이 매우 중요하게 되고 이를 증류탑 제어구조 연구분야로서 분류할 수 있다. 다른 하나는 증류탑이 두 개의 입력과 두 개의 출력을 가진 다중입출력(MIMO) 공정이므로 변수간의 상호간섭을 고려하여 선택되어지는 농도의 제어 전략으로 다변수 공정의 제어연구분야로 볼 수 있다.

증류탑 제어는 일반적으로 환류 속도(reflux flow rate) L 와 탑상 생성물 속도(distillate flow rate) D 에 의해 탑상 조성 변수를 제어하고, vapor boilup rate V 와 탑저 생성물

속도(bottom flow rate) B 에 의해 탑저 조성 변수를 제어한다. 이러한 상황에서 일반적으로 에너지수지 제어구조, 물질수지 제어구조, 여러 가지 형태의 비(ratio)제어 구조 등, 3가지의 제어구조가 사용되어 왔다. 에너지수지 제어구조는 L 과 V 의 유속을 조성 조작변수로서 사용하므로 에너지의 출입을 결정하게 된다. 물질수지 제어는 생산물의 유량인 D 와 B 를 조성 조작변수로서 사용하므로 전체 물질수지를 결정한다. 비제어는 이미 언급한 탑의 상부와 하부에 있는 유속들의 비를 이용한다. 이 제어구조들은 증류탑의 특성에 따라 상당히 다른 성능을 보여준다. 여러 가지 구조 중에 가장 알맞은 제어 구조를 찾는다는 것은 일반적으로 많은 노력이 필요하고, 이러한 제어 구조를 찾는 통일된 방법은 존재하지 않았었다.

증류탑 제어 구조의 다양성은 여러 문헌에서 이미 논해져 왔다. 기존의 방법들에서는 LV나 DV구조와 같은 조성 조작변수로서 간단한 형태의 유량을 사용하는 것 외에 유량의 비를 사용하는 것이 종종 논해졌다. 초기의 예로서는 환류량 L 과 탑상 기체유량 $L+D$ 의 비를 사용하여 $L/(L+D)$ 를 탑상 조성 조작 변수로서 사용할 것을 제시한 Rijnsdorp의 제안(1965)이 있다. 이 제안은 Wood와 Berry(1973)에 의해 $[(L+D)/L]V$ 구조와 LV구조를 실험적으로 비교 검증하였다. Rademaker(1975) 등의 책에서는 초기에 논해졌던 많은 유량의 비의 형태를 가진 조작 변수들을 나열하고 있다. 비제어에 대한 새로운 관심은 1980년대에 다시 증가되었다. Ryskamp(1980)는 와 탑상 기체유량의 비를 이용하여 탑상 조성을 제어하고 vapor boilup을 이용 탑저 생성물의 조성을 제어하는 dual composition control scheme을 제시하였다. Waller(1988) 등은 다음의 네 가지 구조, LV, DV, $[D/(L+D)]V$, $[D/(L+D)]V/B$ 에 대해 pilot-

plant column에서 실험적으로 비교하였다. 조작 변수에 대한 선정은 최근 Häggblom과 Waller(1989), Skogestad와 Morari(1987), Skogestad (1990) 등에 의해 연구되어 왔다. 또한 Finco(1989) 등은 이전에는 불가능한 구조라고 여겨져 왔던 DB구조에 대해서도 연구를 진행하여 이 구조가 제어 구조의 취약성을 줄이기 위해 우선(override)제어가 사용되어 진다면 low relative volatility 증류탑에서 꽤 좋은 특성을 나타냄을 알아냈다. 또한 많은 최근 논문에서 증류탑에 대한 적응제어나 예측제어와 같은 제어 기술을 적용하여 선형이나 비선형 다중 입출력 구조에 대해서 연구를 진행하였다. 그러나 이러한 연구는 근본적으로 제어 구조에 대한 연구는 아니다.

최근 Häggblom과 Waller, Yang 등에 의해 구조 변환이라는 이론이 연구되었다. 이 연구는 예로서, 일단 특정한 조작 변수로서 환류량과 boilup rate를 사용한다면 다른 구조의 동적 모델을 수학적으로 유도할 수 있게 되므로 다른 여러 제어 구조를 연구하는데 있어서 매우 유용하다. 이 변환 기법은 알맞은 제어 구조의 선정과 증류탑의 동적 거동의 이해에 많은 편리를 제공한다.

Yang등은 1991년 'combined balance structure'라는 새로운 통일된 방식에 의해 제어 구조를 구성하는 방법을 제시하였다. 이 새로운 제어 구조는 물질 수지 제어와 에너지 수지 제어의 장점을 이용하여 두 가지 제어 구조를 적절히 조합하여 사용하는 것이다. 또한 다른 기존의 제어 구조는 CB구조의 파라미터를 적당히 선택하여 얻어질 수 있는 특별한 경우로 생각할 수 있다. 예를 들어 비제어 구조 개념은 정상 상태에서 선형화를 도입한 CB의 특별한 경우로 여겨질 수 있다. 이러한 새로운 개념을 이용하여 여러 가지 제어 구조에 대해 일반적인 상호 관계는 이미 여러 사람들이 (Jafarey 등 1979, Häggblom 1988) 논했던 특별한 관계를 증명함으로써 유도되어질 수 있다. 이 새로운 구조는 꽤 가능성이 있어 보이고, 또 여러 다양한 대안들을 수용할 수 있으므로 최적 구조는 적절히 선언된 목적 함수를 이용하여 구조 파라미터를 찾음으로써 얻어질 수 있다. 이 목적 함수는 열린루프계의 정보(예, RGA, disturbance gain 등)에 바탕을 두거나, 닫힌루프계의 정보(ITAE, IAE 같은 performance criteria)에 바탕을 둘 수 있다. 이런 최적 구조는 최적화 기법을 사용하여 얻을 수 있다.

이와 같이 목적에 따라 적당한 제어구조를 선택하게 되면 다음 단계는 앞에서 선택된 조성 조작변수를 이용하여 생성물의 농도를 품질규격이나 조업 목표에 맞추도록 제어하는 것이다. 증류탑에 이용되는 제어 전략은 아직도 대부분의 산업체에서 전통적인 제어를 이용하여 두 개의 단일루프를 구성하는 것이 보통이며 루프간의 상호간섭이 문제를 일으켜 제어 성능이 저하되는 경우는 decoupler 같은 것을 사용하여 해결하였고, 앞의 제어구조 연구분야에서 처럼 네가지

변수를 모두 응용하기보다는 결정된 두 개씩의 조작변수와 피제어변수에 대한 일종의 변환을 거쳐 상호작용을 줄이려는 노력이 행하여져 왔다. 그러나 현대에 와서는 최근 수년 전 부터 각광을 받고 있는 모델 예측제어 방법을 적용하고 있는 산업체가 급속히 늘고 있다. 루프간 상호간섭에 의해 발생하는 문제 해결방법외의 다른 측면으로는 특히 고순도의 분리가 행해지는 증류탑에서 발생하는 비선형성 문제가 있는데, 가장 간단한 접근방법으로 농도에 대수함수를 취해 비선형성을 제거하는 방법들이 사용되어 왔다. 최근에 사용되고 있는 방법은 다변수 비선형 제어전략들로서 이들은 상당히 복잡한 수학을 요구하므로 산업체에 널리 사용되고 있지는 못한 실정이다. 만일 제어구조의 선택에서 상호간섭을 줄이고 동특성이 좋은 제어구조가 선택되었다면 제어전략은 상대적으로 간단한 방법을 사용하여도 원하는 목적을 쉽게 달성할 수 있다. 이에 따라 본 논문에서는 제어구조 결정에 관련된 분야와 다변수 공정제어의 연구분야에 대하여 고찰해 보고자 한다.

2. 증류탑의 제어구조

현재 산업체에서 가장 많이 쓰이고 있는 증류탑 제어구조는 에너지 수지 제어, 물질 수지 제어, 여러 가지 비제어 등이다. 여기서 증류탑 제어구조란 조성제어를 하기 전에 열린루프로서의 동특성에 근거하여 제어구조의 적합성을 판단하는 것이다. 즉 열린루프 응답자체가 조성제어를 하지 않은 상태에서 루프간의 상호간섭이나 외란에 대한 민감성의 특성 등을 고려하여 제어구조의 적합성을 판단하는 것이다. 이 주제에 대한 연구는 비제어 구조를 바탕으로 활발히 진행되고 있다. (Häggblom과 Waller, 1989; Skogestad와 Morari, 1987) 선택 가능한 제어 구조의 종류는 가능한 조작 변수들의 조합 개념에서는 많은 숫자가 가능하나, 실제적으로 사용되는 구조의 숫자는 그렇게 많지 않다. 왜냐하면 많은 수의 임의의 제어구조의 성능을 예측하는 것이 어렵기 때문이다. 그러나 동적 구조 변환이 Yang(1990) 등에 의해 개발되어 기본적 제어구조의 동특성을 알고 있다면 다른 임의의 형태의 제어구조에 대한 동특성을 예측할 수 있게 되었으므로 이와 같은 문제는 해결되었고, 좀더 기본적인 관점에서 제어 구조의 설계 문제를 다시 생각하게 되었다. 그러므로 현재 사용되는 제어구조의 선택의 폭을 확장한다는 의미에서 두 변수(예를 들어 탑상에는 L과 D, 탑저에서는 V와 B)의 선형 조합을 사용한다면 에너지 및 물질 수지 제어구조의 장점을 살릴 수 있는 가능한 방법이 된다. 따라서 다음과 같이 새로운 조성 조작 변수를 정의한다.

$$\Delta\mu_1 = a\Delta L + (1-a)(-\Delta D) \quad (1)$$

$$\Delta\mu_2 = b\Delta V + (1-b)(-\Delta B) \quad (2)$$

여기서, Δ 는 정상 상태에서 차이, $\Delta\mu_1$ 과 $\Delta\mu_2$ 는 새로운 조성 조작변수이고, a 와 b 는 설계 파라미터이다. 예를 들어, $a=1, b=1$ 일 때에는 LV구조를 얻을 수 있고, $a=0, b=1$ 이면 DV구조가 얻어진다. 위의 두 식에서 D와 B 앞에 있는 음수 부호는 조성에 대해서 L이나 V와는 달리 조성에 대하여 반대부호의 이득을 가지기 때문이다.

a 와 b 파라미터를 적당히 설정함으로써 (1)과 (2)에 있는 새로운 'combined balance structure'는 물질 수지 구조나 에너지 수지 구조 또는 많은 종류의 비제어 구조를 표현할 수 있다. (유량의 비를 조작변수로 사용하는 경우, 1차의 Taylor 시리즈 확장과 같은 방법을 이용하여 정상 상태의 조건에서 선형인 형태로 두 변수가 표현된다면, 이 두 변수의 비는 두 변수의 선형 조합의 형태로서 나타낼 수 있다. 만약 L, V, D, B와 같은 많은 변수의 비가 사용될 때, 명백히 더 많은 파라미터들을 (1)과 (2)에 추가하여야만 한다.) 게다가 CB구조는 a 와 b 를 일반적인 값을 사용하므로 더 많은 종류의 변형 제어구조(hybrid structure)를 구성할 수 있다. 이것들 중에는 상호 연계를 줄이고 외란 제거 능력이 우수하거나 닫힌루프계 성능이 좋은 것들이 포함되어 있다. a 와 b 는 계의 동특성을 향상시키기 위해서 상수값이 아니라 전달 함수의 형태를 취할 수도 있으므로, 좀 더 일반적인 제어구조를 표현할 수 있다.

(1)과 (2)에 있는 변수와 Yang(1990) 등에 의한 동적 구조 변환 이론을 이용한다면, CB구조의 전달 함수는 쉽게 얻을 수 있다. 동적 구조 변환은 LV구조와 같은 기본 구조를 L, V, D, B, F 등과 같은 일반적인 조작 변수의 선형 조합으로 조성 조작 변수가 표현되는 제어 구조로 표현할 수 있다. Yang(1990) 등이 사용한 기호와 가정을 이용할 때, 기본 구조인 LV구조는 다음과 같이 표현할 수 있다.

$$\begin{bmatrix} \Delta Y \\ \Delta I \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{YU} \\ G_{IU} \end{bmatrix} \Delta U + \begin{bmatrix} G_{YW} \\ G_{IW} \end{bmatrix} \Delta W \quad (3)$$

여기서, G 는 각각의 아래 첨자에 해당하는 전달 함수의 행렬, Δ 는 정상 상태로부터의 차이, $\Delta Y=[\Delta y \ \Delta x]^T$ 는 피제어변수 벡터, $\Delta I=[\Delta D \ \Delta B]^T$ 는 inventory 제어를 위한 조작변수 벡터, $\Delta U=[\Delta L \ \Delta V]^T$ 는 조성 제어를 위한 조작변수, $\Delta W=[\Delta F \ \Delta z]^T$ 는 외란변수 벡터, 윗첨자 T는 벡터의 transpose를 의미한다. 전달 함수 행렬들은 다음과 같다.

$$\begin{aligned} G_{YU} &= \begin{bmatrix} G_{yL} & G_{yv} \\ G_{xL} & G_{xv} \end{bmatrix} & G_{YW} &= \begin{bmatrix} G_{yF} & G_{yz} \\ G_{xF} & G_{xz} \end{bmatrix} \\ G_{IU} &= \begin{bmatrix} G_{DL} & G_{DV} \\ G_{BL} & G_{BV} \end{bmatrix} & G_{IW} &= \begin{bmatrix} G_{DF} & G_{Dz} \\ G_{BF} & G_{Bz} \end{bmatrix} \end{aligned} \quad (4)$$

여기서,

$$\begin{aligned} G_{DL} &= G_D(G_{VrL} - 1) & G_{DV} &= G_D G_{VrV} \\ G_{BL} &= G_B(1 - G_{VrL}) & G_{BV} &= -G_B G_{VrV} \end{aligned}$$

중류탑의 제어 시스템 설계

$$\begin{aligned} G_{DF} &= G_D G_{VrF} & G_{Dz} &= G_D G_{Vrz} \\ G_{BF} &= G_B(1 - G_{VrF}) & G_{Bz} &= -G_B G_{Vrz} \end{aligned} \quad (5)$$

G 는 전달 함수, G_D 와 G_B 는 탑상부와 하부 액위제어 시스템에 대한 inventory 조작변수(예를 들어, DV구조에서 ΔL 이 reflux drum의 액위제어에 사용됨)와 inventory 조작변수를 제외한 accumulator에 출입하는 유량의 합(예를 들어, DV구조인 경우 reflux drum에서 ΔL 을 제외하고 $V_T - \Delta D$) 사이의 각각의 전달 함수이다. (5)에서 아래 첨자인 V_r 와 L_B 는 각각 탑 상부의 기체 흐름과 탑 하부에서 액체의 흐름이다. 일반적인 경우, 새로운 변수 (조작변수나 외란변수)와 원래의 변수 사이의 관계는 다음과 같이 표현된다.

$$\begin{bmatrix} \Delta \nu \\ \Delta \mu \\ \Delta \omega \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} H_{\nu I} & H_{\nu U} & H_{\nu W} \\ H_{\mu I} & H_{\mu U} & H_{\mu W} \\ 0 & 0 & H_{\omega H} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta I \\ \Delta U \\ \Delta W \end{bmatrix} \quad (6)$$

여기서, (6)에서 H 는 새로운 변수와 원래의 변수 사이의 대수적 관계를 나타내는 행렬, $\Delta \nu=[\Delta \nu_1 \ \Delta \nu_2]^T$ 는 새로운 구조에서 inventory 제어를 위한 조작 변수 벡터, $\Delta \mu=[\Delta \mu_1 \ \Delta \mu_2]^T$ 는 새로운 구조에서 조성 제어를 위한 조작 변수 벡터, $\Delta \omega=[\Delta \omega_1 \ \Delta \omega_2]^T$ 는 새로운 구조에서 외란 변수 벡터를 나타낸다. 새로운 제어 구조에 대한 조성에 대한 전달 함수는 다음과 같다.

$$\begin{bmatrix} \Delta Y \\ \Delta \nu \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{Y\mu} \\ G_{\nu\mu} \end{bmatrix} \Delta \mu + \begin{bmatrix} G_{Yw} \\ G_{\nu w} \end{bmatrix} \Delta w \quad (7)$$

(3), (6), (7)로부터 Yang(1990, 1995) 등이 제시한 것과 같이 G_{U} 와 G_{W} 가 새로운 inventory 제어 구조를 반영하도록 수정해 주면, 새로운 제어 구조에 대한 전달 함수 행렬을 결정할 수 있다.

$$\begin{bmatrix} G_{Y\mu} \\ G_{\nu\mu} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{YU} & G_{YU} \\ H_{\nu W} + H_{\nu I} G_{IU} \end{bmatrix} (H_{\mu U} + H_{\mu I} G_{IU})^{-1} \quad (8)$$

$$\begin{bmatrix} G_{Yw} \\ G_{\nu w} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{YW} \\ H_{\nu W} + H_{\nu I} G_{IW} \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} G_{Y\mu} \\ G_{\nu\mu} \end{bmatrix} (H_{\mu W} + H_{\mu I} G_{IW}) (H_{\mu U} + H_{\mu I} G_{IU})^{-1} \quad (9)$$

일반적인 예제로서, D, B가 inventory 조작변수로 사용되는 경우 CB 제어구조는 다음과 같다.

$$\begin{bmatrix} \Delta y \\ \Delta x \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{yL}^{CB} & G_{yV}^{CB} \\ G_{xL}^{CB} & G_{xV}^{CB} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta \mu_1 \\ \Delta \mu_2 \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} G_{yF}^{CB} & G_{yz}^{CB} \\ G_{xF}^{CB} & G_{xz}^{CB} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta F \\ \Delta z \end{bmatrix} \quad (10)$$

여기서, 각각의 전달 함수는 다음과 같다.

$$\begin{aligned}
G_{yL}^{CB} &= \frac{1}{Det} [(b + G_B(1-b)K_{v_rv}) G_{yL} \\
&\quad + G_B(1-b)(1-K_{v_rL}) G_{yV}] \\
G_{yV}^{CB} &= \frac{1}{Det} [G_D(1-a)K_{v_rv} G_{yL} + \\
&\quad (a + G_D(1-a)(1-K_{v_rL})) G_{yV}] \\
G_{xL}^{CB} &= \frac{1}{Det} [(b + G_B(1-b)K_{v_rv}) G_{xL} \\
&\quad + G_B(1-b)(1-K_{v_rL}) G_{xV}] \quad (11) \\
G_{xV}^{CB} &= \frac{1}{Det} [G_D(1-a)K_{v_rv} G_{xL} \\
&\quad + (a + G_D(1-a)(1-K_{v_rL})) G_{xV}] \\
Det &= ab + a(1-b)K_{v_rv}G_B + b(1-a)(1-K_{v_rL})G_D
\end{aligned}$$

윗첨자 CB는 combined balance 제어구조를 나타낸다. (10)에서 새로운 조작 변수 $\Delta\mu_1, \Delta\mu_2$ 는 (1)에 나와 있듯이 4가지 흐름의 선형 조합으로 이루어진다. (10)의 외란 변수에 대한 전달 함수도 똑같은 방법으로 Yang(1990, 1995) 등이 제시한 동적 구조 변환 기법에 의해 구할 수 있다.

다음은 어떻게 CB 제어 구조가 적용될 수 있을지를 알아보자. 실제 증류탑에서 L, D, V, B 들은 조작될 수 있고, 그것들 가운데 두 개는(아니면 변수의 선형 조합) inventory를 제어(새로운 inventory 조작 변수는 탑상과 탑저에 대해 각각 1과 2로 선언되어 있다.)하는데 사용될 수 있다. 예를 들어 새로운, inventory 제어 변수, $\Delta\nu_1 = \Delta L$ 이 환류드럼 액위를 제어하는데 사용되어 진다고 한다면, (1)로부터 다음의 관계가 얻어진다.

$$\Delta D = \frac{-1}{1-a} \Delta\mu_1 \frac{1}{1-a} \Delta L \quad (12)$$

만약 윗식에서 간략화를 위해 $[-1/(1-a)]\Delta\mu_1$ 을 $\Delta\mu_1^0$ 로 대체하면 (12)은 다음과 같이 된다.

$$\Delta D = \Delta\mu_1^0 + \frac{a}{1-a} \Delta\nu_1 \quad (13)$$

여기서 $\Delta\mu_1^0$ 는 $[-1/(1-a)]\Delta\mu_1$ 이다. 다른 방법으로 $\Delta\nu_1 = \Delta D$ 이라면

$$\Delta L = \Delta\mu_1^0 - \frac{1-a}{a} \Delta\nu_1 \quad (14)$$

이 경우 $\Delta\mu_1^0$ 는 $-\Delta\mu_1/a$ 가 된다. 또한 만약 $\Delta\nu_1 = \Delta L + \Delta D$ 인 경우

$$\begin{aligned}
\Delta L &= \Delta\mu_1 - (1-a)\Delta\nu_1 \\
\Delta D &= -\Delta\mu_1 + a\Delta\nu_1
\end{aligned} \quad (15)$$

이러한 예제들은 비교적 간단한 경우에 대해서 증류탑의 기본 제어구조와 비교해 CB 구조를 적용할 때 사용되는 관계

를 나타낸다.

3. CB 제어구조를 이용한 새로운 제어전략

증류탑에 대한 전형적인 조성제어 측면에서 본다면, 일반적으로 선호되는 시스템은 제어 루프간의 상호 연계(interaction)가 최소화되고 외란 제거 능력이 있는 시스템이라 할 수 있다. 정상 상태의 상호 연계를 측정 할 수 있는 효과적인 방법 중에 하나는 relative gain array(RGA)을 사용하는 것이다. a와 b를 적절히 설정해서 정상 상태의 상호 연계가 없는 구조를 만들 수 있다. (11)에서 a와 b의 적절한 값을 사용하여 (10)의 오른쪽 첫 번째 항의 off-diagonal이 0이 되는 값을 해석적으로 구할 수 있다. (G_D 와 G_B 는 정상 상태에서 1이다.) 이 값은 다음과 같다.

$$\begin{aligned}
a &= \frac{(1-K_{v_rL})K_{yV} + K_{v_rv}K_{yL}}{-K_{v_rL}K_{yV} + K_{v_rv}K_{yL}} \\
b &= \frac{(1-K_{v_rL})K_{xV} + K_{v_rv}K_{xL}}{-K_{v_rL}K_{xV} + K_{v_rv}K_{xL}}
\end{aligned} \quad (16)$$

이렇게 하면 “statically decoupled combined balance (SDCB) 제어구조”가 얻어진다. 이 제어 구조는 ill-conditioned 계에(이러한 계는 거의 singular한 정상상태 이득행렬을 가지며, 이것의 역행렬은 수치적 민감성을 보인다.) 대해서 발생하는 inverse-based decoupler의 파라미터 민감성 문제가 발생하지 않는다.

또 다른 제어계 성능의 지표로 외란과 피제어변수 사이의 정상 상태 이득의 크기로서 나타내어지는 자발적 외란 제거 능력이 있다. 외란에 영향을 받지 않는 두 피제어변수를 가지도록 하기 위해서는 그 외란 이득의 크기를 0으로 하는 a와 b 선택해야만 한다. 그러나 상호연계 제거 능력이나 외란 제거 능력이 증진되도록 a와 b의 값이 알맞게 정해진다고 할지라도, 이 두 상황을 만족하는 a와 b의 값이 같은 값으로 구해진다는 보장이 없다. 그러므로 a와 b는 이 두 상황을 적정한 선에서 모두 수용하는 능력을 보이는 값으로 선택을 해야만 한다. 이를 위해 상호 연계와 외란 제거 특성을 가지는 바람직한 계가 만들어질 수 있도록 J라는 목적 함수를 정의할 수 있다.

$$J(a, b) = w_I J_I + w_D J_D \quad (17)$$

여기서 w는 제어 목적에 따라 변할 수 있는 가중치이고, J_I 와 J_D 는 각각 상호 연계의 정도를 나타내는 지표와 피제어 변수에 대한 외란 영향의 지표이다.

a와 b 파라미터는 적당한 일반적 최적화에 의해 J를 최소화하는 값으로 얻어질 수 있다. (17)에서 RGA는 상호 연계를 측정 할 수 있으나, 단지 하나의 off-diagonal만이 0

경우 단방향 decoupling과 양방향 decoupling을 구분 할 수 없는 단점이 있다. 그러나 column diagonal dominance는 각각의 입력이 출력에 미치는 영향이므로, 다음과 같이 J_I 가 one-way decoupling에도 지표로 반영하도록 column diagonal dominance의 norm이 사용될 수 있다.

$$J_I = |K_{xL}/K_{yL}| + |K_{yV}/K_{xV}| \quad (18)$$

여기서, K 는 아래 첨자에 해당하는 공정이득이다. 정규화된 외란 이득 크기의 합인 J_D 는 다음과 같다.

$$J_D = |K_{yF}|_n + |K_{xF}|_n + |K_{yL}|_n + |K_{xL}|_n \quad (19)$$

여기서, 아래 첨자 n 은 정규화된 값을 의미한다. 일반적 최적화 기법에 의해 상호 연계 정도를 최소화하고, 외란 제거 능력을 최대화하는 a 와 b 를 선택하여 “static optimum combined balance (SOCB)” 제어구조를 구성 할 수 있다.

그러나 SDCB와 SOCB를 다른 기존의 제어 구조 - LV, DV, ratio 등 - 와 비교를 하기 위해 최적 조성제어기 조율 값을 가지고 예비 모사 연구를 해본 결과 SDCB와 SOCB 구조는 integral time weighted absolute error(ITAE)와 같은 성능 기준으로 비교할 때 썩 좋은 과도응답을 보이지는 않는다. 이유는 SDCB와 SOCB 구조는 단지 정상 상태의 정보만을 이용했고 동특성은 고려되지 않았기 때문이다.

이러한 이유로 최상의 구조를 찾는다는 목적 함수로서 ITAE 성능 계수가 사용되는 것이 바람직하다. 이렇게 하면 과도응답의 단헨루프계 성능에 기초를 한 ‘optimum combined balance (OCB)’ 제어구조가 다음과 같은 두 가지의 목적 함수를 정의하여 얻어질 수 있다. 첫째, 제어 목적에 따라 적당한 가중치를 이용한, 설정값을 추적하는 문제에 대한 목적 함수

$$J_s(a, b) = w_1 P_{yy} + w_2 P_{xy} + w_3 P_{yx} + w_4 P_{xx} \quad (20)$$

이고, 둘째로 부하외란 제거문제에 대한 목적 함수

$$J_L(a, b) = w_1 P_{yF} + w_2 P_{xF} + w_3 P_{yL} + w_4 P_{xL} \quad (21)$$

여기서 P_{ij} 는 탐상 조성의 설정치가 바뀔 때 대한 탐상 조성의 응답을 나타내는 ITAE 값을 의미하고, 비슷하게 아래 첨자에 따라 다른 값들도 정의가 된다. 또한 set-point tracking과 regulation problem에 대한 문제를 동시에 해결할 수 있는 목적 함수가 정의되도록 조합되어질 수 있다. 다른 제어 구조들을 비교할 때, 액위 제어가 제어구조의 성능에 영향을 미칠 수 있으므로 액위제어의 영향이 공정한 형태로 조정되어야 한다. 그러므로 액위 제어기의 조절 파라미터는 조성 제어 변수가 변함(이것은 액위제어 계에 대해서는 외란의 역할을 한다.)에 따라 액위응답에 대해 유사한 단헨루프계의 동특성이 나타나도록 조절되어야 한다. (Yang, 1990)

이상과 같이 증류탑에 대해 주어진 목적에 맞는 제어구조를 선택하면 조성제어가 한층 쉬워지고 평범한 조성제어기를 사용하여도 좋은 제어성능을 가지게 된다. 그러나 제어구조의 선택이 아주 민감하게 되는 경우나 정밀한 조성의 제어가 요구되는 경우는 선택된 제어구조에 더 성능이 좋은 제어전략을 적용함으로써 향상된 제어 성능을 얻을 수 있다.

4. 진보된 제어전략

일단 제어구조가 선택되면 선택된 조절변수를 이용하여 조성을 제어하는 제어기를 설계하여야 한다. 증류탑에 적용할 수 있는 제어전략에는 거의 제한 없이 일반적인 방법을 사용하여도 별 문제가 없다. 현재 현장에서 가장 많이 사용되고 있는 제어 전략은 다중루프의 PID 제어기이다. 이 방식은 그 형태가 간단하고 현장 조업자들이 익숙해 있어 거부감이 전혀 없으며 제어기 조율변수의 조절이 쉬운 편이다. 또한 공정의 모델을 모른다 해도 직접 사용할 수 있다는 장점이 있다. 루프간의 상호작용이 적고 조업범위가 한정되어 있어 품질제어가 별 문제가 없는 경우나 제어구조의 신중한 선택에 의하여 바람직한 동특성을 가지고 있다면 이 방법에 의하여 매우 훌륭한 결과를 얻을 수 있다. 루프간 상호작용이 있는 경우 각 루프의 제어기 조절변수를 결정할 때 시행착오에 의해 많은 시간이 소모될 수 있는데, 이 때 사용할 수 있는 방법으로 BLT (Biggest Log Modulus) 조율법이 있다. 이 방법은 단일루프를 조율한 뒤, 단일 변수를 변경해가며 따로 정의된 단헨루프의 Log modulus를 최대가 되도록 다른 조율변수를 따라서 변화시키는 방법으로 다른 방식에 비해 매우 간단하다는 장점이 있다. 이런 방식으로 Detuning을 하는 경우 성능저하가 심하게 되면 Decoupler를 고려할 수 있다. Decoupler는 정상상태만을 고려하는 것과 동특성을 고려하는 것이 있으며, 단방향이나 양방향의 상호간섭을 제거하는 형태를 취할 수 있다. 동특성을 고려하는 경우는 공정의 동특성을 상쇄시키고 바람직한 동특성을 가지도록 하는 이상적인 Dynamic Decoupler를 설계하였을 때, 실현불가능한 경우가 생기거나 너무 복잡한 형태가 얻어질 수 있는데 이때는 앞섬-뒤짐 보상기(lead-lag compensator)의 형태를 취하는 것이 보통이다. 경우에 따라 이중 한가지 형태를 택하는 경우 상당히 큰 효과를 보일 수 있으나 모델이 부정확하거나 공정의 상호간섭 구조가 ill-conditioned된 경우는 오히려 역효과를 보는 경우도 생길 수 있다. 또 다른 접근법으로는 SVA(Singular Value Analysis)기법을 이용해서 입력과 출력변수의 형태를 바꾸어 상호간섭을 줄이려는 방법이 시도되어 좋은 결과를 얻었으나 산업체에 많이 응용되지는 못하였다.

상호간섭을 따로 고려하지 않고 다변수 공정 전체를 대상

으로 제어하는 방법을 다변수 제어기법으로 분류할 수 있는데, 많이 응용되는 방법으로는 내부모델제어(IMC, Internal Model Control), 모델예측제어(MPC, model Predictive Control), 일반모델제어(GMC, Generic Model Control), 적응제어(Adaptive control) 등이 있다. 이들은 모두 공정의 모델을 근거로 하여 설계되는 제어기로서 대상공정의 모델을 비교적 정확하게 얻는 것이 제어기의 성능에 결정적 영향을 줄 수 있다.

IMC는 공정의 모델에 근거하여 제어기를 설계하는데 공정의 시간지연이나 비최소위상(nonminimum phase)요소를 제외한 나머지 부분을 상쇄시키는 제어기를 설계하는 방법으로서 조율이 간단하고 성능이 우수하여 이에 관한 적용과 많은 연구가 진행된 바 있다. IMC에 사용하는 공정모델이 간단한 형태인 경우에는 얻어지는 제어기가 PID제어기의 형태를 가지는 경우가 있어 일부 제한된 경우에 PID제어기의 조율규칙으로 사용되기도 한다. 현대적 제어기에 있어 대부분이 모델을 사용하므로 모델의 불확실성의 문제가 크게 대두되어 제어기의 Robustness에 관한 연구가 많이 진행되고 있다. 따라서 IMC에 대해서도 설계시에 Robust stability와 Robust performance를 고려하는 연구가 많이 발표되어 모델의 불확실성을 고려하여 설계할 수 있는 기법이 개발되었다. 그러나 이러한 접근법은 이론이 어렵고 얻어지는 제어기의 형태가 복잡하여 널리 이용되지는 못하고 있다. 증류탑에 적용된 대표적 경우는 고순도의 분리를 요하는 증류탑의 제어에 적용한 결과가 보고되어 있다.

MPC는 그 발상이 산업계에서 시작된 것으로 현재 고급 다변수제어기로는 산업체에 가장 많이 적용되고 있는 제어 방법이다. 초기에는 DMC나 MAC등으로 알려진 MPC는 공정모델을 임펄스 응답계수를 이용한 모델의 nonminimal representation을 이용하였다. 이 모델을 공정에 임펄스변화를 가했을 때 얻어지는 응답의 형태를 그대로 숫자로 저장하는 것으로 쉽게 이해될 수 있다는 장점이 있다. 이렇게 얻어진 모델로부터 과거의 입력변화를 근거로 미래의 응답을 예측하고 예측된 응답이 원하는 값에 도달할 수 있도록 미래의 입력변화 형태를 계산하는 방법으로 입출력변수의 수가 다르거나 제약조건이 부가된 제어문제를 효율적으로 해결할 수 있다는 장점이 있다. 단점으로는 제어를 위한 계산이 최적화를 포함하므로 계산의 양이 많아 계산속도가 빠른 컴퓨터를 이용하여야 하므로 통신이나 자료의 acquisition에 있어 상당한 단계에 이르는 상황이 요구된다는 것이다. 최근에 와서는 nonminimal representation 뿐 아니라 고정된 차수의 모델도 적용할 수 있는 일반예측제어(Generalized Predictive Control)의 형태로 통합되었다. 이 방법은 현재 까지 개발된 제어기법중 산업체에서 가장 성능이 뛰어나다는 반응을 얻고 있는 방법으로 상업적으로도 여러 형태의 package로 개발되어 시판되고 있으며 현재 세계 각국에서

많은 수가 현장에 적용되고 있고 우리 나라에도 여러 업체에서 이를 적용하여 좋은 결과를 얻고 있다.

1988년에 Lee와 Sullivan이 발표한 GMC는 선형일 필요가 없는 일반적인 모델을 사용하여 제어기를 설계하므로 일반모델제어라는 이름이 붙게 되었다. 특히 공정에 대하여 비선형 상미분 방정식의 모델이 얻어지는 경우는 이를 그대로 제어기 출력 계산에 이용하므로써 비선형 특성을 그대로 반영하는 제어기가 구성될 수 있다. 이 방식은 제어기의 성능이 출력변수의 시간에 대한 미분형태로서 정의될 수 있어 조율변수의 선택이 물리적 의미를 포함할 수 있어 편리함이 있으며 그 결과가 최적제어문제의 single step 해와 같게된다는 결과가 보고되었다. 사용되는 비선형모델의 부정확성이나 시간에 따라 변하는 특성을 고려하기 위해 적응제어적인 기법을 접목하여 Adaptive GMC의 방법도 발표되었다. 이 방법은 대표적 비선형공정인 pH 제어나 증류탑제어에 많이 적용되어 좋은 결과를 얻었다는 논문이 다수 존재한다. 그러나 산업체에 직접 적용된 예는 그리 많지 않은 편이다.

적응제어는 이미 오래 전부터 여러 가지 형태로 개발되어 널리 알려진 방법이다. 초기에는 고정된 차수의 선형모델을 이용하여 모델의 파라미터를 공정의 입출력 관계로부터 유추하여 시간이 지남에 따라 가장 적당한 값을 가지도록 변화시켜가는 방식을 이용하였다. 그후 비선형 모델을 사용하는 방법이나 모델 파라미터의 Identification에 대한 여러 가지 방법이 개발되어 그 변형이 상당히 많은 편이다. 모델 파라미터의 Identification을 위해서는 공정의 입출력이 변화하지 않는다면 유용한 정보를 얻을 수 없고 또 일정한 형태의 변화가 가해진다면 얻어지는 결과도 주어진 변화의 유형만을 반영하는 모델이 얻어질 수 있다. 따라서 크기가 작은 변화를 입력에 부가하여 주 응답에는 크게 영향을 주지 않도록 소위 persistently excited perturbation 신호를 가하게된다. 적응제어는 이미 상용화된 모듈 형태의 제어기도 시판되고 있고 다양한 분야에서 많은 적용례를 가지고 있다. 산업체에도 많이 보급된 편이나 오래된 역사와 연구의 방대한 양에 비하여 이론의 복잡성과 조율변수가 많고 이해가 어려워 일반적인 현장에서는 그리 많이 사용되고 있지는 못한 실정이다.

이밖에도 인공지능적인 방법이나 Artificial Neural Network, Fuzzy control 등을 사용하는 예도 보고되어 있으나 증류탑의 제어에는 그리 많은 응용예가 있지 않고, 아직까지는 주로 학문적인 관심의 대상으로 연구되고 있는 실정이다.

5. 결 론

본 논문에서는 증류탑 제어 구조의 선택과 선택된 조작변수를 이용한 조성제어 전략에 대하여 고찰해 보았다. 제어

구조 설계시 증류탑의 양끝에서 물질 수지와 에너지 수지 제어를 조합해 주는 두 파라미터에 의해, 예상되어지는 제어 구조를 동적 구조 변환 기법을 사용하여 쉽게 분석할 수 있으며, Combined balance 방법으로부터 시작하여, 증류탑에 대한 3가지의 새로운 방법을 소개하였다. 제어 구조를 결정하는데 ITAE와 같은 닫힌루프 성능지표에 기초한 최적 combined balance 구조는 multiloop dual 조성 제어에 대해 다른 구조보다 뛰어난 성능을 보이고 있다. 이 방법은 새로운 증류탑의 제어 구조를 설계할 때나, 기존의 증류탑 성능을 향상시키는 데에 사용 할 수 있다. 이상과 같이 제어구조가 결정된 후 사용할 수 있는 여러 가지 제어전략을 소개하였다. 제어전략의 선택은 사용자의 목적에 따라 적절한 것을 선택하면 되는데, 대부분의 경우는 적당한 제어구조를 Combined balance 구조로서 결정하게 되면 간단한 형태의 전통적 제어기를 사용해도 무방하며 제어구조의 선택이 선행되지 않으면 MPC와 같은 고급 제어전략을 사용하여 상호작용 등에 의하여 생기는 문제를 해결하는 것이 바람직하다.

Nomenclature

a = CB 구조에 대한 제어구조 파라미터
 B = 탑저 생성물 유량
 b = CB 구조에 대한 제어구조 파라미터
 D = 탑상 생성물 유량
 F = 공급물 유량
 G = 전달 함수 행렬
 G = 전달 함수
 H = 구조 변환에 대한 계수 행렬
 I = inventory 조작변수의 벡터
 J₀ = 정상 상태 외란 이득에 대한 목적 함수
 J₁ = 정상 상태 상호 연계 측정을 위한 목적 함수
 J_L = 부하외란 제거문제에 대한 목적 함수
 J_s = 설정값 추적문제에 대한 목적 함수
 K = 이득
 L = 환류량
 L_B = 탑저에서 리보일러로 유입되는 액체의 유량
 P = 목적 함수에서 사용되는 ITAE 지표
 U = 조성 조작 변수 벡터
 V = 리보일러로부터 boilup rate
 V_T = 탑상에서 콘덴서로 유입되는 기체의 유량
 W = 외란 변수 벡터
 x = 탑저 생성물 조성
 Y = 피제어 조성 변수 벡터
 y = 탑상 생성물 조성
 z = 공급물 조성

Greek Letters

$\alpha, \beta, \gamma, \delta$ = CB 구조에서 구조 파라미터의 수치적 값
 Δ = 정상 상태로부터의 차이
 κ = 1,1 요소에 대한 Rijnsdorp의 상호연계 지표
 λ = RGA의 요소
 μ = 새로운 조성 조작 변수 벡터
 ν = 새로운 inventory 조작 변수 벡터
 ω = 새로운 외란 변수 벡터

Subscripts

B = 탑저 sump 제어 시스템, 탑저 생성물 유속
 D = 드립 액위제어 시스템, 탑상 생성물 유속
 F = 공급물 유속
 L = 환류 유속
 L_B = 탑저에서 액체의 유속
 n = 정규화 된 값
 o = 정상 상태 조건
 V = boilup rate
 V_T = 탑상에서 기체의 유속
 x = 탑저 생성물 조성
 x_s = 탑저 생성물 조성에 대한 설정값
 y = 탑상 생성물 조성
 y_s = 탑상 생성물 조성에 대한 설정값
 z = 원료 조성

Superscripts

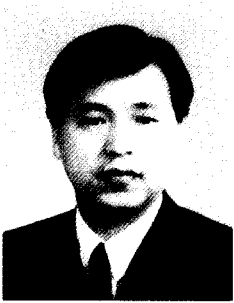
CB = combined balance structure
 DV = DV structure
 LB = LB structure
 0 = scaled variable
 R = 탑상 조성 제어에 대한 비 변수
 S = 탑저 조성 제어에 대한 비 변수
 * = Inventory 제어 구조에 따라 수정되는 전달 함수 행렬
 ⊗ = 임의의 조성조작변수

참 고 문 헌

- [1] Buckley, P. S., W. L. Luyben, and J. P. Shunta, *Design of Distillation Column Control*, ISA, Research Triangle Park, NC(1985).
- [2] Finco, M. V., W. L. Luyben. and R. E. Pollek, *I&EC Research*, 28, 75(1989).
- [3] H ggblom, K. E. and Waller K. V., *AIChE J.*, 34, 1634(1988).
- [4] H ggblom, K. E. and Waller K. V., *AIChE J.*, 36, 1107(1990).

- [5] Lee, P. L. and G. R. Sullivan, *Comput. Chem. Eng.*, 12, 6, 573(1988).
- [6] Mix, T. W., and J. S. Dweck, *Conserving Energy in Distillation*, Industrial Energy-Conservation Manual No. 13, MIT Press, Cambridge, MA(1982).
- [7] Moonyong Lee and Sunwon Park, *AIChE J.*, 37, 1725(1991).
- [8] Morari, M., and E. Zafiriou, *Robust Process Control*, Prentice Hall, Englewood Cliffs, NJ(1989).
- [9] Rani K. Y. and K. Gangiah, *AIChE J.*, 37, 11, 1634 (1991).
- [10] Ryskamp, C., *Hydrocarbon Process.*, 59, 6, 51 (1980).
- [11] Seborg, D. E., D. A. Mellichamp, and T. F. Edgar, *Process Dynamics and Control*, Wiley and Sons Inc., New York, NY(1989).
- [12] Yang, D. R., K. V. Waller, D. E. Seborg and D. A. Mellichamp, *AIChE J.*, 36, 1391(1990).
- [13] Yang, D. R., D. E. Seborg and D. A. Mellichamp, *I & EC Research*, 30, 2168(1991).

저 자 소 개



양 대 륙

- 1981 서울대 화공과(학사) 1983 한국과학기술원 화공과(석사).
 1983~86 한국과학기술연구원 공정개발실.
 1990 캘리포니아 주립대(Santa Barbara, 박사).
 1990~91 ABB Simcon Inc. Application Engineer.
 1992~93 포항공대 화공과 조교수 1994~현재 고려대 화공과 조교수.