

중복된 입력을 갖는 공정을 위한 루프제어방법

이기형* · 이대욱 · 이광순 · 정상태**

서강대학교 공과대학 화학공학과

*두산기술원 공정개발부문

**럭키중앙연구소 화공센터

(1993년 4월 9일 접수, 1993년 5월 19일 채택)

Loop Control Method for Processes with Input Redundancy

Ki Hyoung Lee*, Dae Wook Lee, Kwang Soon Lee and Sang Tae Jeoung**

Dept. Chem. Eng., Sogang Univ., Shinsoo-1, Mapogu, Seoul 121-742

*Doosan Tech. Center

**Lucky R & D Center

(Received 9 April 1993; accepted 19 May 1993)

요 약

중복된 입력변수를 갖는 공정에서 이들 변수를 모두 조작변수로 사용하는 루프제어방법을 제시하였으며, 여분의 조작변수를 일정한 값에 고정시키는 기존의 방법과 비교할 때 제어성능과 안정성이 개선될 수 있음을 주파수 영역에서 해석하였다. 회분식 반응열 분석 시스템의 온도제어에 제시된 제어방법을 적용한 결과 제어성능이 향상됨을 확인할 수 있었다.

Abstract—A loop control method, where all potential manipulated variables are actively utilized, is proposed for a process which has redundant manipulated inputs. Through analyses in the frequency domain, it was shown that the performance and stability of the proposed method are improved in comparison with those of the conventional method where extra manipulated variables are fixed at constant values. For experimental evaluation, the proposed method was applied to temperature control of a batch reaction calorimeter. As a result, tracking as well as regulation performances were found to be greatly improved compared to the conventional approach.

1. 서 론

화학공정의 제어제를 구성하다 보면 공정의 입력변수(input variable)와 출력변수(output variable)의 수가 서로 일치하지 않는 경우가 흔히 나타난다.

출력변수의 수가 입력변수의 수 보다 많은 경우 모든 입력변수가 조작변수(manipulated variable)로 사용될 수 있다. 그러나, 모든 출력변수에 독립된 설정치를 지정하고, 이를 만족하게 할 수는 없다. 이 상황에서 제

어계를 구성하는 방법으로는 첫째, 입력변수의 수에 해당하는 출력변수를 피제어변수(controlled variable)로 택하여 이들만을 제어하고 나머지 출력변수들은 종속된 결과를 갖도록 하는 방법, 둘째, 제어오차의 합이 최소가 되도록 제어하는 방법, 셋째, 다단제어계를 구성하여 상위의 피제어변수로 하위에 있는 피제어변수 제어기의 설정치를 조작하는, 즉 두 개의 출력변수가 하나의 입력변수와 짝을 이루도록 하는 방법들을 생각할 수 있다. 여기서 다단제어계를 구성하는 방법은 종속관계를 만

축하는 두 출력변수의 값을 피드백루프를 통하여 스스로 찾게 하는 것으로 이해할 수 있다. 증류탑에서 탑상온도와 탑상물농도를 독립된 두 출력변수로 생각할 때, 탑상온도만을 제어하고 탑상농도는 종속되어 나타나도록 하는 방법이 첫번째에 속하는 접근방법의 예가 되며, 가스크로마토그래프의 측정치를 이용한 농도제어기가 탑상온도제어기의 설정치를 조작하는 것이 세번째 접근방법의 예가 될 수 있다. 한편, 두번째 접근방법은 예측제어에 많이 활용되는 개념으로 정확한 공정모델을 필요로 한다.

입력변수의 수가 출력변수의 수보다 많은 경우는 출력변수 모두가 피제어변수가 될 수 있으나 출력변수의 설정치를 만족시키는 입력변수의 값이 무수히 많이 존재하는 중복의 문제가 발생된다. 이 경우에 제어계를 구성하는 방법으로는 먼저 여분의 입력변수들을 선택하고 이들을 일정한 값에 고정시키는 방법을 생각할 수 있다. 상업화된 예측제어방법의 하나인 IDCOM-HIECON에서는 출력변수와 같은 수의 입력변수만을 조작변수로 택한다. 여분의 입력변수는 IRV(Ideal Resting Value)라 하여 조작변수들이 제약조건에 걸리지 않고 정상범위 내에서 동작하도록 자신의 값을 bias시키는 기능을 부여하고 있다[1]. 또 다른 접근방법으로는 입력변수 모두를 조작변수로 취하되 무수히 많은 가능한 조작변수 값의 집합중 크기(적당한 norm에 의해 정의되는)가 가장 작은 것을 찾아 공정에 가하는 것을 생각할 수 있다. 이것은 가능한 한 작은 제어동작을 이용하자는 개념으로, 정확한 공정모델이 주어진 경우에 활용할 수 있는 개념이다. 윤활기유를 생산하는 진공증류공정(VDU)의 예측제어에서 Treiber와 Hoffman[2]이 이러한 개념을 도입한 바 있다.

본 연구에서는 정확한 공정모델이 주어져 있지 않아 다변수제어기법을 활용할 수 없는 일반적인 상황에서 입력변수의 수가 출력변수의 수보다 많은 경우에 대해 루프(multiloop)제어계를 구성하는 방법을 제시하였다. 또한 제시된 제어방법의 특성을 주파수영역에서 분석하였으며 실험을 통하여 그 성능을 검증하였다. 본 연구에서 제시한 방법은 입력변수를 모두 조작변수로 활용하는 방법으로 가능한 제어동작을 모두 활용함으로써 여분의 입력변수를 고정시켜 두는 방법에 비하여 더 나은 제어성능을 기대할 수 있게 된다.

2. 중복된 입력을 모두 활용하는 루프제어방법

2-1. 제어계 구성의 개념

먼저 Fig. 1과 같이 두개의 입력변수와 하나의 출력

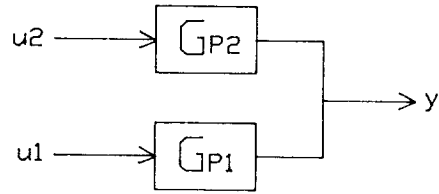


Fig. 1. A process with one output but two input variables.

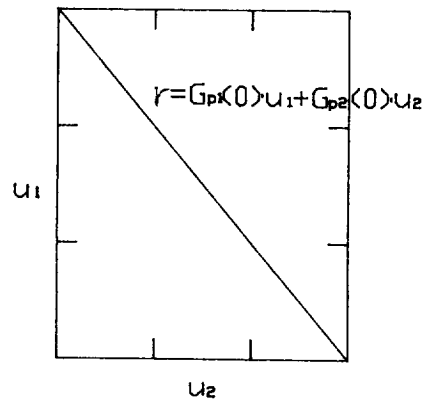


Fig. 2. Set of steady state input pairs that make $y=r$.

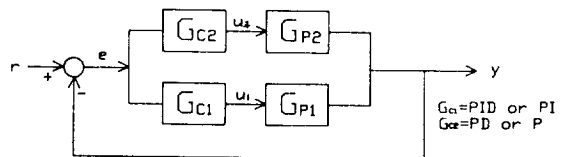


Fig. 3. Proposed loop control method.

변수를 갖는 간단한 공정을 생각하자. 만일 이 공정이 정상상태에서 운전되고 있다면 출력변수 y 를 주어진 설정치 r 에 유지시킬 수 있는 입력변수(u_1, u_2)의 값은 Fig. 2에 보인 직선상의 모든 점이 되며 정상상태 중복성의 문제가 발생한다. 이 두 입력변수중 하나를 일정한 값에 고정시키고 나머지 한 변수를 조작변수로 사용하면 제어계 구성은 간단히 해결되는 것이지만 가용한 조작변수 하나를 제어동작에 활용하지 않는다는 점에서 바람직하지 않은 것이다.

두 입력변수를 모두 조작변수로 사용하는 제어루프는 Fig. 3과 같은 형태를 가질 것이다. 이제 이 제어루프내의 두 제어기가 모두 적분동작을 가지고 있다고 하자. 적분동작은

$$u_{bias}^{new} = u_{bias}^{old} + \frac{K_c}{\tau_I} \int_0^t e(t') dt' \quad (1)$$

Table 1. Four different cases for a two-input one-output process

	Dynamic characteristics	Steady state gain (Sensitivity)
Case A	$\tau_1 < \tau_2$	$K_1 > K_2$
Case B	$\tau_1 > \tau_2$	$K_1 > K_2$
Case C	$\tau_1 < \tau_2$	$K_1 < K_2$
Case D	$\tau_1 > \tau_2$	$K_1 < K_2$

$$G_{p1} = \frac{K_1}{\tau_1 s + 1}, G_{p2} = \frac{K_2}{\tau_2 s + 1}$$

와 같이 조작변수의 정상상태 값을 재설정(reset)해 주는 기능을 하므로 두 제어기가 모두 적분동작을 갖게 되면 정상상태에서의 u_1 과 u_2 가 Fig. 2 직선 위의 어느 점에 나타나게 될지 결정될 수 없다. 이것은 두 제어루프가 상호간섭을 하며 정상상태 제어출력이 Fig. 2의 직선 위를 따라 표류(drift)하게 됨을 말한다.

이러한 생각을 하고 보면 위의 문제를 해결하는 방법은 자명해진다. 그것은 피드백 제어기중 하나만 적분모드를 갖게 하고 나머지는 P(비례), 혹은 PD(비례-미분) 동작만을 갖게 하는 것이다. 이렇게 되면 적분동작을 가지지 않는 제어기는 제어오차가 0으로 갈 때 입력변수가 초기에 설정하였던 bias값을 그대로 갖게 되므로 두 제어기 사이의 정상상태 제어출력에 의한 간섭이 해소된다. 입력변수가 중복되어 있다는 것은 사실 동적인 상태에서도 중복이 있다는 것을 의미하지만, 일단 각 제어기의 구조와 파라미터들이 결정되면 제어오차에 대해 조작변수가 응답하는 방법이 결정되므로 동작상태에서의 간섭문제는 일어날 수가 없다. 이와 같은 간단한 생각으로부터 입력변수 모듈을 조작변수로 활용하는 방법이 제시될 수 있으며, Fig. 3에 제시된 루프제어의 방법을 보였다.

2-2. 공정의 특성에 따른 제시된 제어방법의 효과

앞절에서 제시된 제어방법은 공정의 특성에 따라 그 효과가 다르게 나타날 수 있다. 이 효과를 정성적으로 살펴보기 위하여 Fig. 1에 보인 전달함수 G_{p1} 과 G_{p2} 가 1차지연(first-order lag)모델로 표현된다고 가정하자. 이 두 공정이 가질 수 있는 특성은 Table 1과 같이 공정응답의 빠르기와 정상상태이득의 관점에서 4가지로 나누어 볼 수 있다. 여기서 case A와 D, 그리고 case B와 C는 각각 대칭적인 상황으로 같은 경우에 해당되므로 공정상황을 case A와 B로 나누어 살펴보기로 하자.

먼저 어느 한 전달함수가 다른 편에 비하여 이득도 작고 응답도 느린 case A를 생각하여 보자. 적분동작은 큰 정상상태이득을 갖는 G_{p1} 측 제어기가 가지고 있어야 하므로 G_{p2} 에 PD(혹은 P) 제어기가 연결되어야 할

것이다. 이 때 G_{p2} 는 공정이득도 작고 응답도 느리므로 PD 제어기를 이용한 제어루프가 나쁜 영향을 주는 것은 아니지만 G_{p1} 루프의 제어성능을 향상시키는데 큰 효과를 주지 못할 것이다. G_{p2} 측 페루프특성은 G_{p2} 자체와는 상관없이 PD 제어기의 이득을 크게 함으로써 빠르게 만들 수도 있겠지만 이것은 이론적인 가상일 뿐이다. G_{p2} 의 정상상태이득이 작다는 것이 실제로는 입력 u_2 가 좁은 범위의 값 밖에 가질 수 없다는 것을 의미하기 때문에 큰 제어기이득으로 큰 제어출력을 가해 페루프의 특성을 개선하는 것은 사실상 불가능한 일이다.

Case B의 경우에도 G_{p1} 의 정상상태이득이 큰 값을 가지므로 적분동작이 G_{p1} 측 제어기에 포함되어야 하며, G_{p2} 측에 PD 제어기가 연결되어야 할 것이다. 이 때 G_{p2} 는 정상상태이득은 작지만 응답이 빠른 특성이 있어 PD 제어기의 제어신호가 공정출력 y 에 빠르게 영향을 미치는 성질을 갖게 된다. 이것은 G_{p1} 측 제어기가 적분모드를 이용하여 큰 걸음으로 공정의 설정치를 추적하는 동안, G_{p2} 측 제어루프는 이 때 발생하는 작은 제어오차들에 빠르게 대응하는 기능을 갖게 됨을 의미한다. 여기서 G_{p2} 는 정상상태이득이 작으므로 입력변수가 쉽게 포화되어 큰 제어오차에 대처할 능력은 없다. 결국 G_{p1} 측 제어루프는 큰 제어오차를, G_{p2} 측 제어루프는 작은 오차를 담당하는 효율적인 역할분담이 이루어지게 된다.

2-3. 주파수 영역에서의 성능 분석

2-3-1. 보조제어루프에 의한 제어성능 향상

먼저 G_{p1} 의 제어계만을 구성하는 경우를 생각하여 보자. 제어기의 조정은 루프이득(loop gain)

$$G_{o1} = G_{p1}G_{c1} \quad (2)$$

의 이득여유(gain margin)가 대략 2에서 5사이로, 위상여유(phase margin)는 30° 에서 60° 사이가 되도록 결정되는 것이 통례이므로 루프이득은 대략 Fig. 4와 같은 Nyquist plot을 가질 것이다. 이제 G_{c2} 에 PD형의 제어기를 연결한 경우를 생각하자. 두 개의 전달함수 $G_{p1}G_{c1}$ 과 $G_{p2}G_{c2}$ 가 병렬로 연결되므로 전체 루프이득은

$$G_{o2} = G_{p1}G_{c1} + G_{p2}G_{c2} = G_{o1} + G_{p2}G_{c2} \quad (3)$$

가 되며 추가된 제어루프에 의해 G_{o2} 의 Nyquist plot은 G_{o1} 의 Nyquist plot을 각각의 주파수 ω 에 대해 복소평면상에서 $G_{o1}(j\omega)$ 과 $G_{p2}(j\omega)G_{c2}(j\omega)$ 을 벡타합한 것으로 나타나게 된다. 2-3절에서 제시된 루프제어제가 좋은 제어성능을 보일 수 있는 것은 G_{p2} 가 G_{p1} 에 비하여 응답이 빠르나 정상상태이득이 작은 경우임을 언급한 바 있다. 이 때 G_{c2} 가 적분모드가 없는 PD 제어기라 하면 $G_{p2}G_{c2}$ 는 G_{o1} 에 비하여 모든 주파수에서 위상각

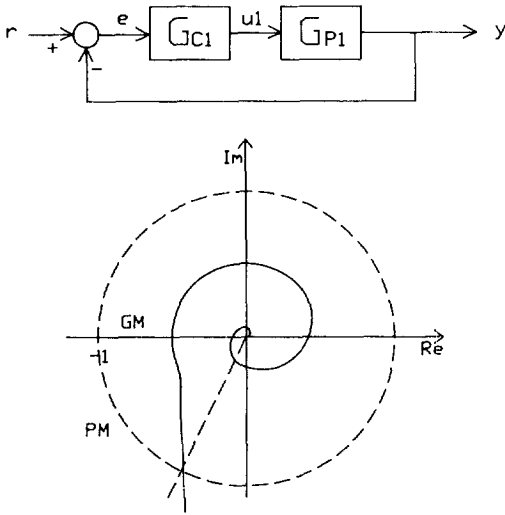


Fig. 4. Feedback control loop and a typical Nyquist plot.

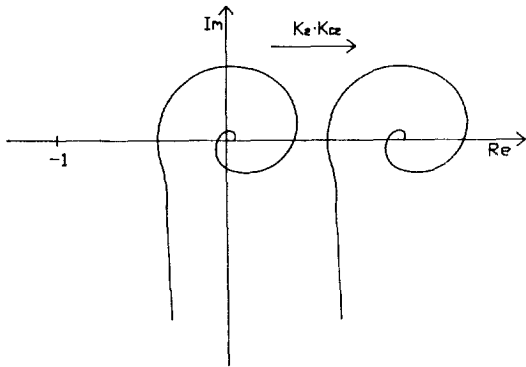


Fig. 5. Nyquist plot of the open-loop gain for the proposed control loop.

(phase angle)이(음의 방향으로) 작게 나타나므로 G_{O2} 는 G_{O1} 에 비하여 안정성이 향상되게 된다. 이것은 제시된 제어루프에서는 Fig. 4와 같이 단일루프제어를 하는 경우에 비하여 G_{C1} 의 이득을 더 크게 할 수 있음을 의미하며, 같은 크기의 제어오차에 대해서 계의 안정성을 깨뜨리지 않으면서 더 과감한 제어동작을 할 수 있어 전체적으로 제어성능을 크게 향상시킬 수 있음을 의미한다.

위의 분석에 대한 예로 Fig. 4의 루프에 G_{P2} 가 1차 지연제이며 PD 제어기 G_{C2} 가 연결된 경우를 생각하여 보자. 만약 PD 제어기의 미분시간을 G_{P2} 의 시정수와 같게 취하였다면

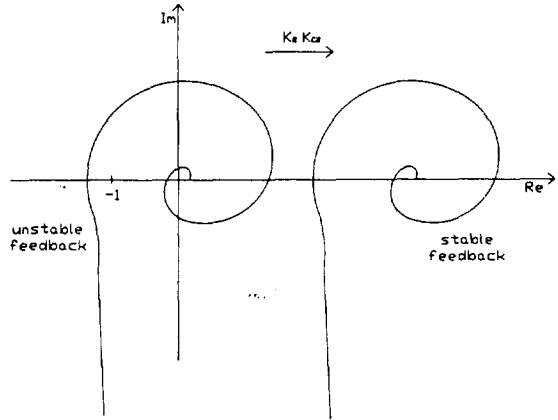


Fig. 6. Even the unstable loop can be stabilized with the aid of the ancillary control loop.

$$G_{P2}G_{C2} = \frac{K_2}{\tau s + 1} K_{C2}(1 + \tau s) = K_2 K_{C2} = \text{const.} > 0 \quad (4)$$

가 되며 전체루프이득 G_{O2} 는 Fig. 5에 보인 것과 같이 G_{O1} 을 $K_2 K_{C2}$ 만큼 양의 방향으로 평행이동시킨 것이 된다. 따라서 계의 안정성이 크게 향상되는 결과를 얻게 되며, Fig. 6에 보인 것과 같이 제어기이득을 크게 하여 G_{O1} 루프자체가 불안정하게 조정된 경우도 $G_{P2}G_{C2}$ 루프가 연결되면 안정성이 확보됨을 볼 수 있다.

2-3-2. Actuator 포화의 영향

Fig. 6의 예에 의하면 보조제어루프의 이득곱(gain product) $K_2 K_{C2}$ 가 클수록 제어계 전체의 안정성여유가 더 많이 확보되는 것을 볼 수 있다. 여기서 이득곱을 크게 한다는 것은 제어기 이득 K_{C2} 를 크게 한다는 것을 의미하며 같은 제어오차에 대해 더 큰 제어신호가 출력됨을 의미한다. 이렇게 되면 G_{P2} 의 actuator는 쉬 포화가 될 것이다. 실제로는 actuator의 범위에 맞추어 제어기의 출력이 0-100%로 포화되는 것이지만 이것을 actuator의 포화로 보아도 상관이 없다. 반면에 보조제어루프의 이득곱을 작게 하면 actuator의 포화는 피할 수 있으나 안정성 여유를 충분히 확보할 수 없게 된다. 이제 actuator의 포화가 제어계의 성능과 안정성에 어떠한 영향을 주는가를 분석하기로 하자.

Actuator의 포화요소는 Fig. 7(a)와 같은 limiter 블록으로 표현된다. Limiter는 비선형 블록이며, describing function으로 그 특성을 근사할 때 위상지연은 주지 않지만 이득은 입력 정현파(sine wave)의 진폭에 따라 Fig. 7(b)와 같이 변하는 비선형 특성을 가진다. 이러한 특성을 고려할 때 actuator 포화가 고려된 제어계 루프이득의 주파수응답은 Fig. 8과 같이 큰 제어오차에

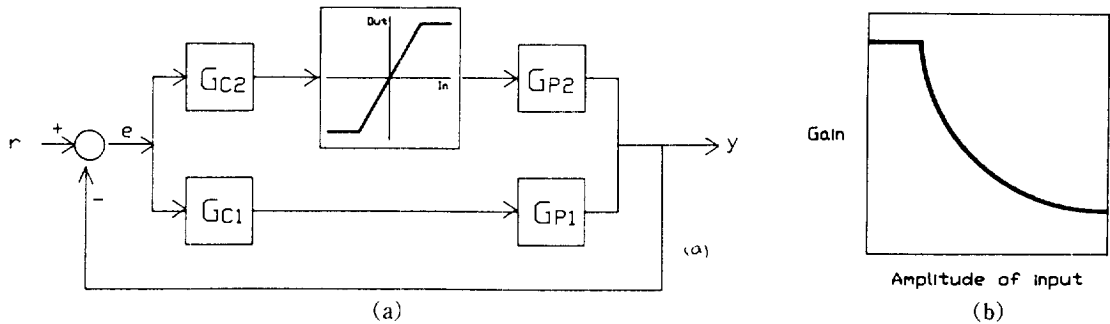


Fig. 7. Block diagram of the feedback loop with actuator saturation (a): amplitude-gain relationship of the limiter (b).

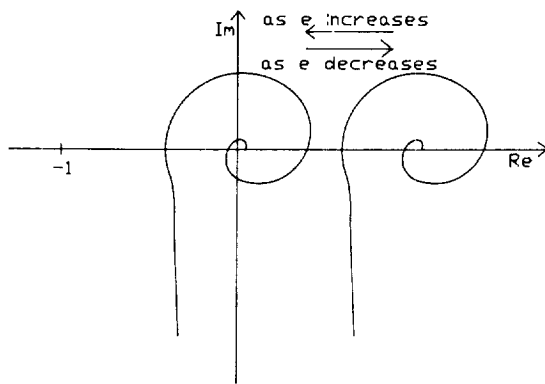


Fig. 8. Nyquist plot shifts depending on the magnitude of control error.

대해서는 G_{O1} 의 특성을, 작은 제어오차에 대해서는 G_{O2} 의 특성을 갖는 것으로 근사된다. 다시 말하면 제어오차가 클 때는 안정성여유가 줄어들고 제어오차가 작아지면 안정성여유가 커지며 평균적으로는 G_{O1} 과 G_{O2} 중간정도의 안정성여유를 얻을 수 있음을 의미한다.

3. 회분식 반응열분석장치 온도제어에의 응용

3-1. 회분식 반응열분석장치의 개요와 온도제어의 문제

회분식 반응열분석장치는 실제 공정과 같은 온도조건에서 반응을 수행시키며 얻어진 운전정보로부터 반응열의 시간에 따른 패턴을 추정하는 장치이다. 반응열의 추정은 열수지식으로부터 얻어지는 것이지만 정확한 반응열추정을 위해서는 정밀한 반응온도제어가 필수적으로 요구된다. 회분식 반응열분석장치의 반응기 자체는 일반적인 실험용 반응기와 다를 것이 없지만 반응기 내용물의 열용량, 반응기와 자켓 사이의 열전달계수의 추정을 위하여 Fig. 9에 보인 것과 같이 소용량의 보정용

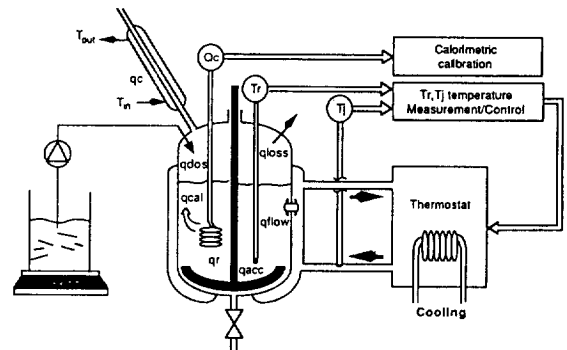


Fig. 9. Schematic diagram of the batch reaction calorimeter.

전열기(calibration heater)가 내장되어 있는 것이 특이하다. 한편 반응기 승온은 자켓측의 전열기로, 그리고 냉각은 제어발브로 냉각수 유입량을 조절함으로써 수행한다. 상용화된 스위스 Mettler사의 RC-1과 같은 시스템에서는 보정용 전열기를 열전달계수와 열용량의 추정을 위한 목적으로만 사용하였으나 본 연구진에서 제작한 장치에서는 보정용 전열기를 반응기의 온도제어에도 함께 사용함으로써 제어성능과 안정성을 도모하고자 하였다. 참고로 본 연구진이 제작한 반응기의 유효용적은 2리터, 승온용 전열기는 2 kw, 보정용 전열기는 0.2 kw의 용량을 가지고 있다.

Fig. 9의 보정용 전열기를 온도제어에 사용하게 되면 피제어변수는 반응기 온도 하나뿐만 아니라, 조작변수는 보정용 전열기, 승온용 전열기, 그리고 제어발브의 3가지가 되어 입력 중복의 문제가 발생하게 된다. 여기서 승온용 전열기와 냉각용 제어발브는 split-range 제어로 작동되므로 동시에 움직이는 일이 없어 하나의 조작변수로 생각할 수 있으며, 따라서 이 조작변수와 보정용 전열기 사이에서 입력중복의 문제가 발생된다.

3-2. 온도제어루프의 구성

Fig. 10에 2장에서 제시한 루프제어 구성방법을 회분식

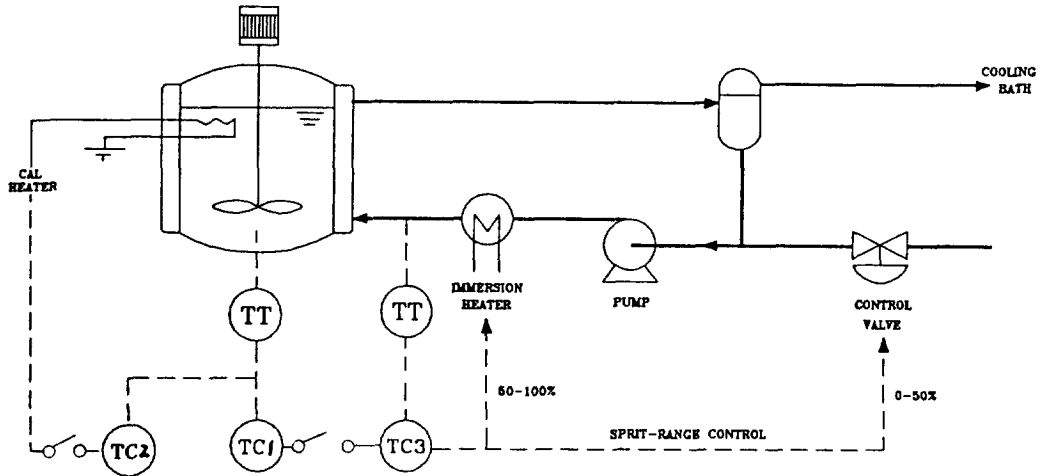


Fig. 10. Control scheme of the batch reaction calorimeter.

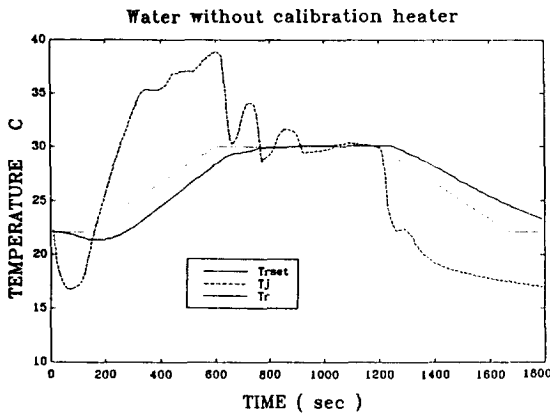


Fig. 11. Tracking performance when the calibration heater as an ancillary manipulated variable was not used.

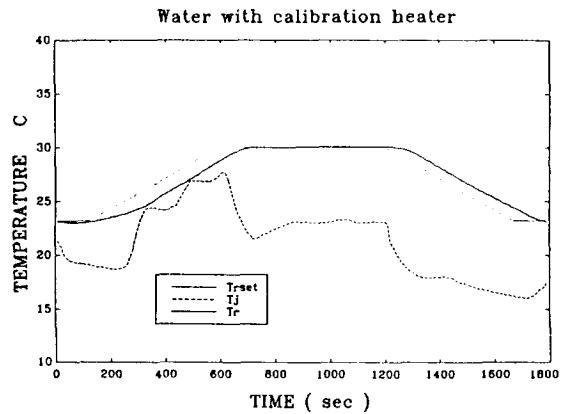


Fig. 12. Tracking performance when the calibration heater as an ancillary manipulated variable was used.

반응열분석장치에 적용한 P&ID를 보였다. 승온용 전열기는 용량이 크지만 벽면을 통해 전열이 되므로 전열속도가 느린 반면, 보정용 전열기는 반응물과 직접 접촉하고 있어 반응기 온도에 빠른 응답을 줄 수 있으나 용량이 승온용의 것에 비해 1/10 수준이다. 따라서 이 공정은 Table 1의 case B(혹은 C)의 상황에 해당되어 제시된 루프제어가 좋은 성능을 보일 수 있는 경우가 된다. Fig. 10에서 보정용 전열기측 제어기 TC2는 PD형으로 하였으며 정상상태에서의 제어출력은 50%로 하였다. 한편 주제어기 TC1은 PID형으로 하였다.

3-3. 실험결과 및 고찰

Fig. 11과 12는 반응기에 2리터의 물을 채우고 보정용 전열기의 입력을 고정시키고 온도제어를 행한 경우와

보정용 전열기를 온도제어에 함께 사용한 경우에 대한 각각의 실험결과이다. 이 때 TC1의 제어기 파라미터는 같은 동일한 값을 사용하였다. Fig. 11에서 볼 수 있듯이 보정용 전열기 입력을 고정시킨 경우는 온도제어의 역할이 자켓측에만 주어지므로 승온시에는 자켓의 온도가 반응물 온도에 비해 상당히 높아지는 것을 볼 수 있고, 응답지연이 긴 공정을 제어하는 상황이므로 반응물의 온도를 일정하게 유지하는 부분에서도 자켓온도가 안정되어 있지 못하고 많은 변화가 나타나는 것을 볼 수 있다. 이에 반하여 보정용 전열기를 함께 사용한 Fig. 12에서는 승온시에 보정용 전열기가 역할을 분담하게 되므로 자켓의 온도가 반응물 온도보다 높지 않게 나타남을 볼 수 있고 또한 온도를 일정하게 유지하는 부분에서 자켓의 온도가 상당히 안정되는 것을 볼 수 있다.

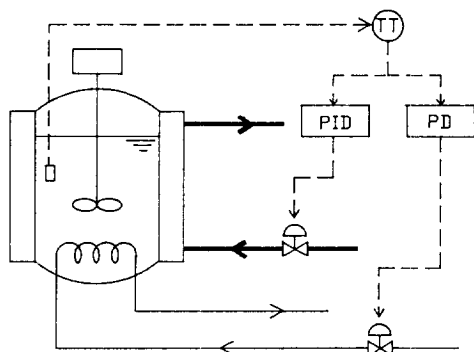


Fig. 13. Proposed control scheme for a batch reactor with an auxiliary cooling coil.

이렇듯 자켓온도를 안정화시키는 것도 반응열 분석시 매우 중요한 사항중의 하나로 제어루프를 개선함으로써 큰 효과를 얻을 수 있었다. 한편 반응기 온도의 제어 상태도 한결 개선된 것을 볼 수 있으며, 특히 상승 또 하강하며 변하는 설정치에 대한 추적성능, 또 온도설정치가 꺾여지는 지점에서의 overshoot이 많이 개선된 것을 볼 수 있다.

4. 산업공정에서의 응용 가능성에 대한 고찰

위에서 다변수제어계의 입력중복문제를 없애기 위한 루프제어방법과 이를 회분식 반응열 분석시스템의 온도제어에 적용한 결과를 소개하였다. 이러한 입력중복의 문제는 실제 산업공정에서도 흔히 일어날 수 있다. 여기서는 제시된 루프제어방법을 실제 산업공정에 적용할 수 있는 예를 고려해 보기로 하자.

공정 예 1. 냉각용 자켓과 함께 냉각코일이 설치된 회분식 반응기

발열이 심한 반응이 수행되는 산업용 회분식 반응기에서는 충분한 전열면적을 확보하기 위하여 냉각용자켓 외에 내부에 냉각코일을 설치하는 경우가 흔히 있다. 보통 냉각코일측에는 on-off 밸브를 설치하여 반응온도가 급격히 상승하는 위험상황때 이를 저지하기 위하여 저온냉매(chilled coolant)를 흘리든지, 아니면 수동밸브를 통해 일정량의 냉매를 흘리도록 하고 반응온도제어는 자켓측 냉매유량을 조절하여 수행하는 것이 일반적이다. 그러나 냉각코일은 코일내를 흐르는 냉매의 선속도가 자켓측 냉매의 선속도보다 빨라 국부열전달계수가 더 큰 값을 가질 뿐 아니라 동일한 내압에 견딜 수 있는 코일의 두께가 반응기와 자켓 사이의 벽두께보다 얇기 때문에 총괄열전달계수가 상대적으로 큰 값을

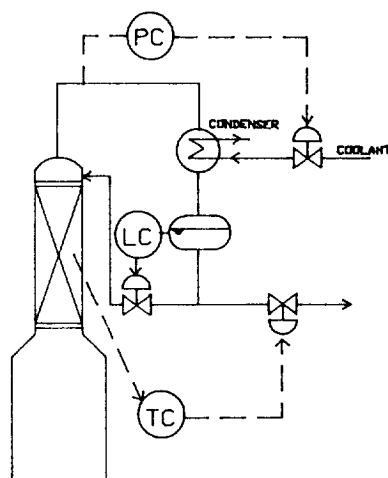


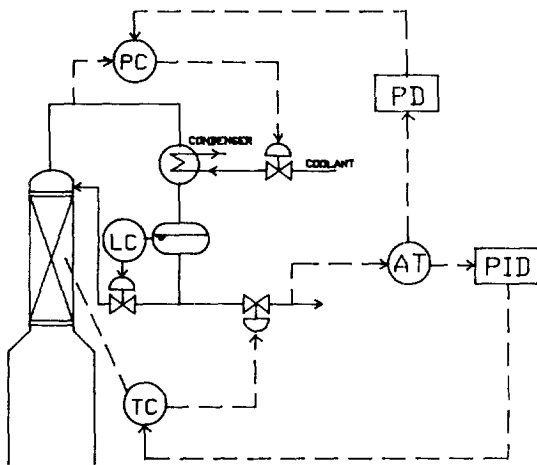
Fig. 14. A typical control scheme for top temperature and pressure of a distillation column.

갖게 된다. 따라서 냉각코일로는 자켓에 비해 많은 유량을 흘릴 수 없으나 열전달이 빠르므로 Table 1의 case B에 해당되어 냉각코일 유량을 보조제어변수로 사용하게 되면 자켓측 유량만을 이용하여 온도제어를 하는 경우보다 개선된 제어결과를 기대할 수 있게 된다.

Fig. 13에 본 연구에 제시한 루프제어방법을 냉각코일이 있는 자켓반응기의 온도제어에 적용한 상황을 보였다. 냉각코일이 위험상황(run-away)에 대비해 설치된 경우는 저온냉각수를 흘려 충분한 제열이 가능하도록 되어 있다. 이러한 경우에는 냉각코일측 PD 제어기의 bias값을 낮은 값으로 결정하고 제어기의 최대출력값을 제한하는 것(예, 60%)이 바람직할 것이다. 이것은 PD 제어기가 측정잡음에 의해 지나치게 큰 값을 출력하는 것을 억제할 필요가 있다는 이유와 더불어 100% 출력은 위험상황 대처를 위한 공정 interlock에서 사용토록 할 필요가 있기 때문이다.

공정 예 2. 증류공정의 탑상농도제어

증류공정의 운전에서 가장 중요한 문제는 탑상부 유출물의 농도를 정확히 제어하는 것이라 할 수 있다. 일반적으로는 탑상물 농도를 온라인으로 측정하는 것이 어렵기 때문에 농도제어루프는 구성하지 않고 Fig. 14에 보인 것과 같이 원하는 농도를 만족시키는 탑상부의 압력과 온도 설정치를 결정하여 탑상부 압력과 온도를 제어하는 하위제어루프만을 구성한다. 여기서 기액평형상태의 주어진 기체(혹은 액체)농도를 만족시키는 온도, 압력조건은 유일하게 존재하는 것이 아니라 어떤 함수관계를 만족하는 무수한 많은 점으로 나타난다.



예를 들어 이상상태의 두 성분 A, B가 기액평형을 이루고 있다고 할 때, 성분 A의 액상물분율이 x^* 가 되도록 하는 온도 T와 압력 P는

$$P = P_A(T)x^* + P_B(T)(1-x^*) \quad \text{여기서 } P_A, P_B \text{는 } A, B \text{ 성분의 증기압} \quad (5)$$

를 만족하는 모든 (T, P)가 될 것이다. 따라서 만약 농도의 온라인 측정(혹은 온도, 압력을 이용한 추정)이 가능하여 농도제어루프를 구성한다면 탑상온도, 압력이 모두 농도제어의 조작변수로 사용될 수 있는 입력중복의 문제가 발생한다.

증류공정에서 탑상부 압력이 낮아지면 일반적으로 상대휘발도가 커져 분리가 잘 일어나고, 또한 끓는 점이 낮아져 많은 증기가 발생되므로 환류비가 커져(탑상탱크의 액위를 환류탕으로 제어하는 경우) 탑상물 순도가 향상되는 효과를 얻게 된다. 압력이 높아지면 이의 반대효과가 나타날 것이다. 여기서 압력에 따른 상대휘발도의 변화는 매우 빠르게 나타나는 것이다. 한편 어떠한 제어방법을 이용하더라도 일반적으로 탑상부 압력은 온도에 비하여 빠르게 변화시킬 수 있다. 이러한 특성들은 압력설정치와 농도 사이의 시정수가 온도설정치와 농도 사이의 시정수에 비하여 짧은 것을 의미한다. 그러나 탑내압력은 큰 폭으로 변하는 것이 바람직하지 못하며 이것은 탑의 내압 범위가 제한되어 있으며, 탑내유체의 수력학적 특성이 압력에 민감하게 영향을 받기 때문이다. 탑내압력이 정상조업치보다 낮아지면 flooding이 일어날 가능성이 높아지는 것이 그 한 예이다. 따라서 탑내압력은 정상조업치를 중심으로

이러한 상황은 온도, 압력설정치를 중복된 조작변수로, 농도를 피제어변수로 볼 때, 증류탑이 Table 1의 case B에 해당된다는 것을 알 수 있다. 따라서 본 연구에서 제시한 루프제어방법을 적용하게 되면 압력을 고정시키고 온도만을 조작하는 통상의 제어개념에 비하여 제어성능이 향상될 것으로 기대할 수 있다. Fig. 15에 본 연구에서 제시한 루프제어방법을 적용한 예를 보였다. 실제로 증류탑은 변수들 간의 상호간섭이 심하고, 기액평형도 특이한 현상을 보이는 경우가 많아 Fig. 15의 적용을 위해서는 충분한 사전 검토가 필요하다 하겠다.

5. 결 론

중복된 입력을 갖는 공정에서 입력변수 모두를 조작 변수로 사용하여 제어성능을 향상시킬 수 있는 루프제어방법을 제시하였다. 주파수 영역에서의 분석과 회분식 반응열 분석장치에서의 실험을 수행한 결과 얻은 주요 결론은 다음과 같다.

(1) 주 조작변수와 연결된 제어기에는 적분기능을 부여하고 나머지 보조 조작변수의 제어기에는 적분기능을 부여하지 않음으로써 정상상태 중복현상을 피할 수 있다.

(2) 제시된 제어방법이 역분의 입력변수를 고정시키는 통상적인 접근방법에 비하여 피드백 루프의 안정성과 성능을 향상시킨다.

(3) 제시된 제어방법에 의해 제어성능이 특별히 향상될 수 있는 것은 보조 조작변수의 피제어변수에 대한 응답이 주 조작변수의 것에 비하여 빠른 경우이다.

본 연구에서는 보조제어루프의 P 혹은 PD 제어기의 제어출력 bias값을 일정하게 유지하는 것을 가정하였으나 IDCOM-HIECON의 IRV 개념을 도입하는 것도 가능하다. 실제 공정에 제시된 제어방법이 적용되기 위해서는 이러한 개념이 접합되는 것이 바람직하며, 공정의 운전특성이 한층 개선될 수 있을 것이다.

갑 사

본 연구에 재정적인 지원을 하여 주신 럭키중앙연구
소와 공정사업의 지능자동화연구센터에 감사드립니다.

사용기호

e : control error
G_c : controller transfer function
G_o : open-loop transfer function

Gp : process transfer function
IRV : ideal resting value
K : steady state gain of a process
Kc : proportional gain of a controller
P : pressure
PID : proportional-integral-derivative controller
r : set point
T : temperature
Tj : jacket temperature
Tr : reactor temperature
u : manipulated variable

x : mole fraction in the liquid phase
 τ : time constant
 τ_I : integral time

참고문헌

1. 정찬설 : SECL 기술지, 1, 79(1991).
2. Treiber, S. and Hoffman, D. W.: Proc. of the 3rd International Conf. on Chem. Proc. Cont., Asilomar, Calif., 185-230, 1986.