

포화시작점에서의 운전을 위한 제어방법

안광노 · 임상훈 · 성수환 · 이지태[†]

경북대학교 화학공학과
41566 대구광역시 북구 대학로 80
(2020년 3월 5일 접수, 2020년 3월 14일 수정본 접수, 2020년 3월 23일 채택)

Control Methods for Operation on the Saturation Edge

Gwang Noh Ahn, Sanghun Lim, Su Whan Sung and Jietae Lee[†]

Department of Chemical Engineering, Kyungpook National University, 80, Daehak-ro, Buk-gu, Daegu, 41566, Korea
(Received 5 March 2020; Received in revised form 14 March 2020; accepted 23 March 2020)

요 약

몇몇 포화를 갖는 공정에서 경제적인 운전점이 포화시작점에 있게 된다. 고전적인 피드백 제어기는 포화시작점에서 동특성이 급박하게 바뀌고 포화가 된 상태에서는 피드백을 위한 정보가 없기 때문에 사용할 수가 없다. 포화점과 동특성이 알려져 있고 바뀌지 않을 때는 모델예측제어 같은 최적화를 기반으로 하는 방법들이 어려움 없이 이 제어 문제를 처리할 수 있다. 그렇지 않으면, 이 포화점과 동특성을 추적하는 적응 방법이 첨가되어야 한다. 여기서는, 이 제어 문제를 해결할 수 있는 매우 간단한 방법들로서, 최근의 slope seeking method와 relay feedback method에 기반한 두가지 제어 방법을 제안한다. 포화현상을 갖는 이차 액위제어 공정에 적용한 모사를 통하여 그 성능을 검사하였다. 모사결과는 제안하는 본 제어 방법들이 포화시작점을 5% 이내로 찾고 유지하는 것을 보여주고 있다.

Abstract – For some processes with saturations, economical operating points are on the saturation edges. Traditional feedback controllers cannot be used to regulate such processes on the saturation edges because there are abrupt dynamics changes and no feedback information at saturations. Optimization-based methods such as the model predictive control can treat this control problem without difficulty when the saturation levels and dynamics are known and not varying. Otherwise, an adaptation scheme to track the saturation levels and dynamics should be included. Here, for very simple methods to treat this control problem, two control methods based on the recent slope seeking method and the relay feedback method are proposed. Their performances are evaluated with simulations applying them to a second order liquid level system with saturation. Simulations show that these proposed control methods can find and maintain operating point of the saturation edge under 5% relative error.

Key words: Control on the Saturation Edge, Extremum Seeking Control, Relay Feedback Control, Vaporization, Chemical Reaction

1. 서 론

일부 고분자 반응기에서, 반응기 온도는 단량체의 끓는점에서 포화된다. 이 포화온도에서, 더 가해진 혹은 덜 제거된 열은 반응기 온도의 증가 없이 단량체 증발에 의해 소모되고 단량체 재순환을 위한 냉각수를 늘려야 하는 불필요한 효과를 준다. 여기서 경제적 운전점은 최소화된 냉각수 요구량을 가지면서 가장 높은 반응기

온도인 포화시작점에 있다. 이와 유사한 문제는 여러 화학반응 공정에서 나타난다. 영차반응이 있는 공정에서 미반응물이 반응기 출구에 나타나기 시작하는 지점이 최적의 운전 조건이 될 수 있다. 과잉 반응물을 갖는 반응공정에서 과잉 반응물의량은 반응기 출구에서 다른 과잉이 아닌 반응물의 미반응물이 나오기 시작하는 지점이 최적의 운전 조건이 될 수 있다[1]. 이런 포화시작점이 최적 운전 조건이 되는 화학공정의 제어 문제를 다루고자 한다[2].

공정 변수를 설정점에 유지하는 고전적인 피드백 제어 방법[3-4]은 위의 문제를 해결할 수 없다. 포화시작점에서는 공정 동특성과 정특성이 확연히 바뀌고, 포화점을 지나서는 피드백을 위한 공정 정보가 없어진다. 모델과 포화점이 알려져 있고 이들이 변하지 않으면, 모델예측제어 같은 최적화에 기반을 둔 제어 방법들이 이 문제의 해결에 사용될 수 있다. 그렇지 않으면 모델과 포화점을 온라인

[†]To whom correspondence should be addressed.

E-mail: jtleee@knu.ac.kr

‡이 논문은 POSTECH 이인범 교수님의 정년을 기념하여 투고되었습니다.

This is an Open-Access article distributed under the terms of the Creative Commons Attribution Non-Commercial License (<http://creativecommons.org/licenses/by-nc/3.0>) which permits unrestricted non-commercial use, distribution, and reproduction in any medium, provided the original work is properly cited.

으로 찾는 적응제어 방법이 첨가되어야 하는데 이는 제어 시스템을 매우 복잡하게 만든다.

최근에 공정입력에 연속적으로 작은 진폭의 정현파를 넣고 공정출력을 분석하여 공정출력의 입력에 대한 미분값을 구하고, 이를 영으로 만드는 적분 피드백 제어기로 공정의 최대값을 찾고 유지하는 extremum seeking control (ESC) 법이 제안되어 많은 연구와 응용이 보고되고 있다[5-7]. 공정출력의 입력에 대한 미분값은 공정출력에 입력에 넣는 정현파와 같은 정현파를 곱하여 얻을 수 있는데, 이 미분값 신호를 영으로 만드는 제어 대신에 원하는 값이 되도록 하는 제어 방법이 slope seeking method (SSM) 이라는 이름으로 제안되어 있다[8]. 포화점시작점에서 공정출력의 입력에 대한 미분값이 급격히 바뀌어 영으로 가기 때문에, 포화시작점이 최적 운전점이 되는 공정의 제어에 이 SSM 시스템이 이용될 수 있다[2]. 이 ESC 혹은 SSM 시스템은 몇몇 변수를 가지고 있는데, 이 방법들이 고전적 제어 방법과 다르고 이들 변수를 결정하기 위한 경험이 적다는 이유등으로 이 방법들의 성공적 응용에는 어려움이 따른다. 특히 포화시작점에서 공정출력의 입력에 대한 미분값이 불연속이고 선형에서 크게 벗어나 SSM 시스템의 실제 적용에 주의가 필요하다[6]. 본 연구는 고전적 SSM 시스템이 가지고 있는 설계 변수의 수를 최대한 줄이고, 피드백 신호인 미분값의 비선형성을 고려하여 개선을 한 방법을 제안한다.

온-오프 제어방법(relay feedback method: RFM)은 가장 간단한 제어 방법 중 하나이다[3]. 설정점을 중심으로 작은 크기의 진동 출력이 나타나는데, 이것이 허용되면 매우 유용한 제어 방법이 될 수 있다. 이 RFM의 다른 응용으로 진동 출력이 공정 동특성에 관한 중요 정보를 갖고 있다는 것을 이용하여 relay feedback autotuning 이라는 이름의 제어기 튜닝 방법이 널리 사용되고 있다[3,9-11]. 이 RFM 시스템을 본 포화시작점 위의 제어에 응용하여 그 성능을 보였다. 포화점을 찾는 기법이 첨가되어 포화점을 모르거나 바뀌는 경우를 대처할 수 있도록 하였다. 공정입력이 온-오프 되는 chattering 이 발생하는데, 전기히터 입력 같이 이 chattering이 허용되는 공정에 매우 유용하게 사용될 수 있을 것이다.

2. Problem

Fig. 1에 보인 것과 같이 공정입력 u 와 공정출력 y 에서 입력이 어느 정도 이상의 값에서 출력 y 가 포화되는 공정을 고려한다. 여기서

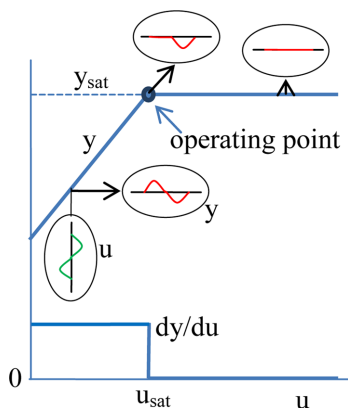


Fig. 1. Operating point on the saturation edge for a linear static process with saturation.

y_{sat} 는 공정출력의 포화값이고, u_{sat} 는 포화가 시작되는 공정입력 값이다. 이 공정에서 포화되는 시작점이 공정의 최적 운전점이 되고, 이 지점에서 공정이 운전되도록 하는 제어 시스템을 제안하고자 한다. 이런 유형의 문제는 온도제어 공정으로 끓는점이 있는 액상 공정과 같은 물질의 phase가 바뀌는 공정에서 나타날 수 있다. 입력 u 가 투입 열이고 출력 y 는 액체 온도인 경우, 열을 가하면 온도가 증가하지만 액체의 끓는점에 도달하면 더 이상 온도가 오르지 않는다. 본 문제는 액체 온도가 최대 이면서 투입 열은 최소가 되는 지점이 최적 운전점이 되는 경우이다. 또한 화학반응 공정에서 과잉 반응물 투입량 조절 문제[1], 연료전지용 수소를 생산하기 위한 메탄올 개질반응기 같은 직렬-병렬 반응 공정에서 잉여 반응물 투입량 조절 문제 등에서 나타날 수 있다[12].

Fig. 1의 응답을 보이는 공정에서 포화점 이상에서는 공정출력의 위치를 나타내는 정보를 주지 않기 때문에 포화시작점 위에서 운전을 하기 위하여는 고전적 피드백 제어 방법이 사용될 수 없으며, 다른 기법이 요구된다[3-4]. 여기서는 두 가지 방법을 고려한다. 하나는 최근의 extremum seeking control (ESC)에 근거한 방법으로 다음의 변환을 고려한다.

$$z = y - r \cdot u \quad (1)$$

여기서 r 은 포화하기 앞의 dy/du 보다 작은 값의 설계 변수이다. 그러면 z 는 u_{sat} 에서 최대값을 보인다. 즉 $dz/du=0$ 지점을 찾고 유지하는 최근의 extremum seeking control (ESC) 방법이 적용될 수 있다[5-7]. 이는 $dy/du=r$ 지점을 찾는 slope seeking method (SSM)과 같은 문제로 된다[8]. 다른 하나는 relay feedback method (RFM)에 근거한 방법이다[3,9-11]. 포화점 y_{sat} 에서 RFM 시스템에 의해 작은 진동이 일어나게 하면 원하는 제어 목적을 달성할 수 있다. 포화값 y_{sat} 의 변화를 추적할 수 있는 방법이 필요한데 이를 제안한다.

3. Slope Seeking Method (SSM)

다음의 포화 특성을 갖는 비선형 공정을 고려한다.

$$y = f(u) \quad (2)$$

여기서 $f(u)$ 는 증가함수이고 u_{sat} 에서 포화되어 y_{sat} 의 값을 가진다. 그러면 식 (1)과 같은 변환된 z 는 u_{sat} 에서 최대값 $z_{max} = y_{sat} - r u_{sat}$ 를 가진다. 이 최대점을 찾는 extremum seeking control (ESC)는 정현파 perturbation을 갖는 입력 $u(t) = \bar{u}(t) + a \sin\left(\frac{2\pi t}{p}\right)$ 에 대한 다음의 관계식을 이용한다[5-7].

$$\begin{aligned} z(t) &= f\left(\bar{u}(t) + a \sin\left(\frac{2\pi t}{p}\right)\right) - r\left(\bar{u} + a \sin\left(\frac{2\pi t}{p}\right)\right) \\ &= f(\bar{u}) + \frac{df}{du}\bigg|_{\bar{u}} a \sin\left(\frac{2\pi t}{p}\right) + O(a^2) - r\bar{u} - r a \sin\left(\frac{2\pi t}{p}\right) \end{aligned} \quad (3)$$

출력신호 $z(t) = y(t) - r u(t) = f(u(t)) - r u(t)$ 에 $\sin(2\pi t/p)$ 를 곱하고 평균을 내면 근사적으로 $dz/du = df/du - r$ 에 비례하는 신호를 얻을 수 있다. 즉

$$\begin{aligned} q(t) &= \frac{2}{p} \int_{t-p}^t z(t) \sin\left(\frac{2\pi t}{p}\right) dt = \frac{2}{p} \int_{t-p}^t y(t) \sin\left(\frac{2\pi t}{p}\right) dt - r a \\ &= \frac{df}{du}\bigg|_{\bar{u}} a + O(a^3) - r a = \left(\frac{df}{du}\bigg|_{\bar{u}} - r\right) a + O(a^3) = \frac{dz}{du}\bigg|_{\bar{u}} a + O(a^3) \end{aligned} \quad (4)$$

적분 제어기로 $dz/du=0$ 가 되는 지점을 찾으면 z 가 최대가 되는 지점을 찾을 수 있다. 이를 다르게 보면 $dy/du=r$ 이 되도록 하는 slope seeking method (SSM)으로 볼 수 있다. 이들을 정리하면 다음의 SSM 시스템이 얻어진다[5-7].

$$\begin{aligned} u(t) + \bar{u}(t) &= a \sin\left(\frac{2\pi t}{p}\right) \\ q(t) &= y(t) \cdot \sin\left(\frac{2\pi t}{p}\right) \\ \bar{u}(t) &= k_I \int e(t) dt, e(t) = q(t) - q_r \end{aligned} \quad (5)$$

식 (5)의 SSM 시스템은 $dz/du=0$ 이 되는 z 의 최대값을 찾는다. 여기서 dz/du 가 연속이지 않아 이론적 접근이 어렵지만 실제 적용에는 어려움이 없는 것으로 보고되고 있다[6]. 여기에 식 (5)의 피드백 제어를 실제 적용할 때는 몇몇 기능을 첨가하여 사용한다. 먼저 공정 출력에 포함된 매우 느린 변화의 나쁜 영향을 없애기 위하여 공정 출력에 고역통과필터(high pass filter: $HPF(s)=t_H s/(t_H s+1)$)를, 입력에 넣는 정현파 신호를 평균화하기 위한 저역통과필터(low pass filter: $LPF(s)=1/(t_L s+1)$)를 설치한다. 식 (2)의 비선형 공정이 동특성을 가지게 되면 식 (5)의 $q(t)$ 는 dy/du 를 제대로 근사할 수 없다. 동특성으로 인한 phase lag를 고려하여야 한다. 즉 다음과 같이 수정하여야 한다[5-7].

$$q(t) = y(t) \sin(2\pi t/p - \phi) \quad (6)$$

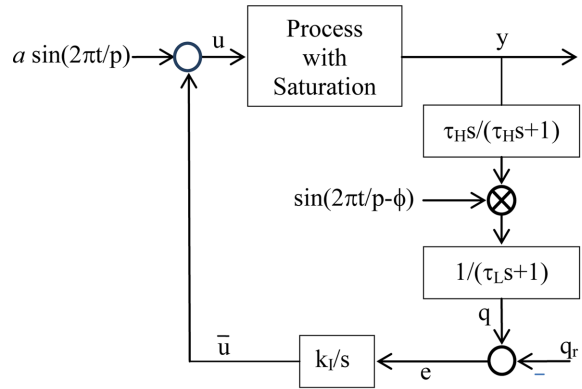
이들을 모두 고려하면 Fig. 2(a)의 제어 시스템이 얻어진다.

이 SSM 시스템은 $a, p, \tau_H, \tau_L, \phi, q_r, k_I$ 의 변수를 가진다. 여기서 입력 perturbation의 진폭 크기 a 는 공정출력에서의 진동이 허용되는 최대 크기로 정한다. 입력 perturbation의 주기 p 는 공정의 시간상수를 감안하여 정하고, 필터들의 시간상수 τ_H, τ_L 들도 이 p 와 연관하여 결정할 수 있다. ϕ 는 공정의 동특성으로 인한 perturbation 정현파의 phase lag으로 정하여야 한다. q_r 은 포화하기 앞의 $0.5a(dy/du)$ 보다 작아야 하는데, 충분히 작게 하면 된다. k_I 는 SSM 시스템의 수렴속도를 결정하는 것으로 안정성과 강건성을 고려하여 적절히 선택하여야 한다. 공정의 동특성과 관련된 세 변수 p, ϕ, k_I 가 시스템 안정성과 성능을 좌우하는 중요한 변수들이다. 이 제어 변수 결정의 어려움 외에 Fig. 1에 나타나 있듯이 dy/du 에는 피드백을 위한 정보가 적다. 즉 포화시작점을 중심으로 양쪽에서 일정한 값을 가지고 있다. 따라서 공정 초기값에 따라 수렴이 달라질 수가 있다.

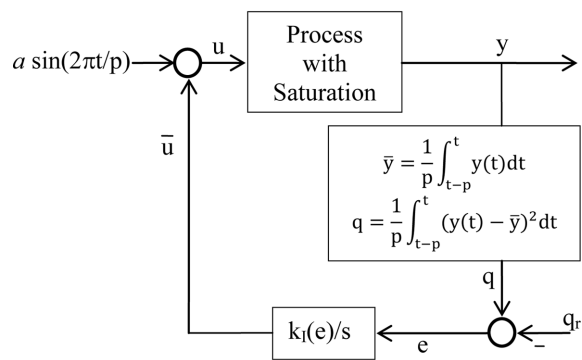
비선형 동적 시스템에 적용하려면 식 (4)의 $q(t)$ 계산에서 공정의 phase lag 정보 ϕ 가 필요하다. 이 정보는 얻기가 쉽지 않은데, 여기서는 이 정보가 필요 없는 방법을 제안하고자 한다. Fig. 1에서 보면, 포화지점에 가까이 갈 때 공정출력 편차값이 점차 0으로 가는 것을 볼 수 있다. 이를 피드백 신호로 이용한다. 다음의 포화시작점 위의 제어를 위한 개선된 SSM 시스템을 제안한다.

$$\begin{aligned} u(t) + \bar{u}(t) &= a \sin\left(\frac{2\pi t}{p}\right) \\ q(t) &= \frac{1}{p} \int_{t-p}^t (y(t) - \bar{y})^2 dt, \bar{y} = \frac{1}{p} \int_{t-p}^t y(t) dt \\ \bar{u}(t) &= \int k_I(e(t)) e(t) dt, e(t) = q(t) - q_r \end{aligned} \quad (7)$$

$q(t)$ 계산이 편차값 계산으로 변경되었고, 이 편차값 계산을 위한 적분으로 고역필터와 저역필터의 필요성을 없앴다. 실제 $q(t)$ 는 공정



(a) Conventional Slope Seeking Method (SSM)



(b) Proposed Slope Seeking Method (SSM)

Fig. 2. Slope seeking methods (SSM) for a process with saturation.

이 포화되기 전에는 양수의 값을 가지고 포화되면 0이 된다. 즉 dy/du 의 정보를 가지며, 이 경우 공정 동특성으로 인한 phase lag 정보가 필요없다. Fig. 2(b)의 개선된 SSM 시스템이 얻어진다. 이 SSM 시스템은 a, p, q_r, k_I 의 변수를 가진다. 여기에 더하여 다음 두 가지의 개선을 한다.

[개선 1]: 식 (5)와 (7)의 SSM 시스템은 모두 최적점에 가까이 가는 과정에서 피드백 제어 오차가 줄어들어야 하는데, 포화 공정에서는 그렇지 못하다. 따라서 피드백 적분제어기의 오차가 쌓여 제어 성능에 매우 나쁜 영향을 준다. 제어 성능이 공정의 초기 조건에 크게 영향을 받으며, 때에 따라서는 원하는 최적점에 도달하지 못한다. 이를 극복하기 위하여 비례적분(PI: proportional integral) 제어기를 초기 조건을 최적점 근처로 보내기 위해 추가적으로 사용한다. 포화점 아래에서는 피드백을 위한 정보가 있으므로 PI제어기를 사용할 수 있다.

[개선 2]: q_r 을 작게 잡으면, 포화시작점 아래에서는 피드백을 위한 $e(t)$ 신호가 상대적으로 크고 포화시작점을 지나서는 작다. 즉 수렴속도가 크게 차이가 날 수 있는데, 이를 극복하기 위하여 적분제어기 이득에 차이를 둔다. 여기서는 $e(t)$ 가 음수일 때의 k_I 를 $e(t)$ 가 양수일 때의 값보다 10배 정도 크게 한다.

4. Relay Feedback Method (RFM)

공정에 관한 최소한의 정보를 가지고 원하는 운전점에서 운전할

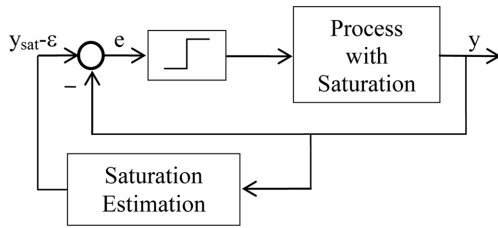


Fig. 3. Relay feedback method (RFM) for a process with saturation.

수 있게 해주는 제어법으로 relay에 의한 온-오프 제어를 들 수 있다[3]. 공정출력에 작은 진동이 있게 되는 것이 흠인데, 이것이 허용되면 매우 간편한 제어 방법이 될 수 있다. 이를 본 포화시작점에서의 제어에 적용한다. 계산식은 다음과 같다.

$$u(t) = \begin{cases} u_{max}, & e(t) \geq 0 \\ u_{min}, & e(t) < 0 \end{cases}, \quad e(t) = (y_{sat} - \varepsilon) - y(t) \quad (8)$$

여기서 u_{max} 와 u_{min} 은 각각 공정입력 $u(t)$ 의 최대값과 최소값이다. ε 는 공정출력에 포함되어 있을 수 있는 잡음을 극복하는 작은 값이다. y_{sat} 는 제어기 적용에 앞서 알려져 있지 않거나 변화할 수 있는데, 이는 포화값 예측(saturation estimation) 블록에서 온라인으로 새롭게 한다. 방법은

$$y_{sat} = \begin{cases} y_{ss}, & \text{when } y(t) \text{ is saturated at } y_{ss} \text{ for the relay on-time} \\ \max y(t), & \text{for the relay off-time} \end{cases} \quad (9)$$

Fig. 3에 본 RFM 시스템을 보였다. 포화값 y_{sat} 가 실제보다 작게 설정되어 있으면 공정출력에 진동이 일어나고[3,9-10], 이 진동의 최대값인 식 (9)의 off-time 조건으로 점진적으로 커진다. 반면에 실제보다 크게 설정되어 있으면 공정출력에서 진동은 없고 relay는 계속 on이 되고, 식 (9)의 on-time 조건으로 바로 실제 값이 얻어진다.

5. 모사 결과

앞에서 소개한 방법들의 성능을 비교하기 위하여 간단한 액위공정(Fig. 4)을 고려하였다.

$$\begin{aligned} \dot{h}_1 &= \beta u - a_1 \sqrt{2gh_1} \quad (\text{if } h_1 > h_{1M}, h_1 = h_{1M}) \\ \dot{h}_2 &= a_1 \sqrt{2gh_1} - a_2 \sqrt{2gh_2}, y = h_2 \end{aligned} \quad (10)$$

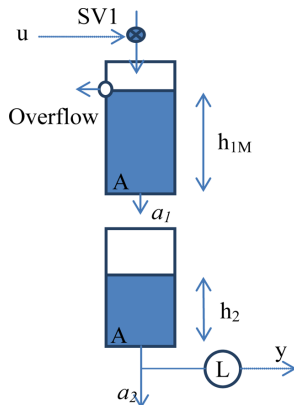


Fig. 4. A liquid level system showing the saturation nonlinearity.

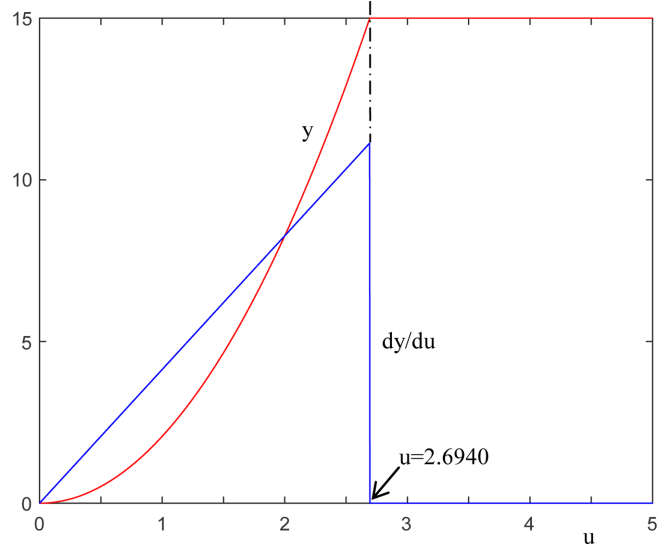


Fig. 5. Steady state map and dy/du for the liquid level system with saturation.

여기서

A: cross-sectional area of tanks (28.2743 cm²)

h_1, h_2 : liquid levels of tanks [cm]

h_{1M} : overflow height in Tank 1 (15 cm)

a_1, a_2 : cross-sectional area of orifice tubes (0.0314 cm²)

g: gravitational acceleration (980 cm/s²)

β : a constant (2 cm³/s)

u: control input (pulse width modulation signal between 0 and 5)

y: process output (h_2)

Fig. 5에 이 액위공정의 정상상태 관계와 이것의 기울기 dy/du 가 나타나 있다. 포화시작점은 $u_{sat}=2.6940$, $y_{sat}=15$ 이다. 공정입력의 최소값과 최대값은 각각 0과 5이다.

모사를 위한 적분에는 오일러 적분을 사용하였고 오차를 줄이기 위해 샘플링 시간은 충분히 작은 0.1s로 하였다.

[Conventional SSM] 식 (5)의 고전적 SSM 시스템을 적용하였다. 제어 변수로 $p=100s$, $\alpha=0.3$, $k_f=0.5$, $\phi=\pi/2$, $q_r=0.002$, $\tau_H=\tau_L=15.9s$ 로 하였다. Fig. 6에 고전적 SSM 시스템의 제어 응답을 보였다. Run 1은 제대로 된 포화시작점을 찾아 가는 것을 볼 수 있다. 최종 u 의 평균값은 2.8781로 얻어졌다. 이는 u_{sat} 와 비교하여 6.8%의 상대오차를 갖는다. Run 2는 f 의 효과를 보기 위하여 $f=0$ 으로 하였을 때의 응답이다. 포화시작점을 제대로 찾지 못하는 것을 볼 수 있다. Run 3는 공정의 초기값의 영향을 보여주고 있다. Run 1과 같은 제어 변수를 가지지만 포화시작점을 제대로 찾지 못하는 것을 볼 수 있다. 이는 피드백 신호인 dy/du 가 포화시작점에 다가갈 때 줄어들어야 하는데, 본 포화공정의 경우 그렇지 않은데 있다. Run 3의 공정 초기값 조건에서도 수렴이 보장되려면 적분제어기 이득 k_I 를 줄여야 하는데, 이는 수렴속도를 줄이는 효과를 준다.

[Proposed SSM] 식 (7)의 Proposed SSM 시스템을 적용하였다. 제어 변수로 $p=100s$, $\alpha=0.3$, $k_f=0.25$, $q_r=0.001$ 로 하였다. Fig. 7의 Run 5에 Proposed SSM 시스템의 제어 응답을 보였다. 제대로 된

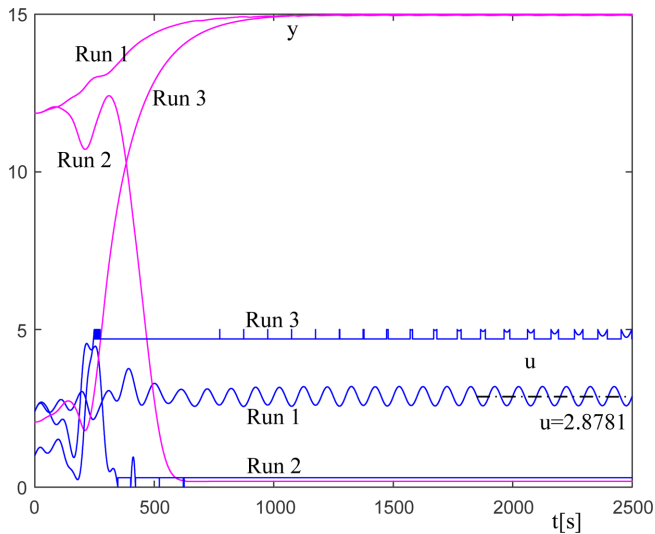


Fig. 6. Convntional slope seeking method (SSM) for control on the saturation edge.

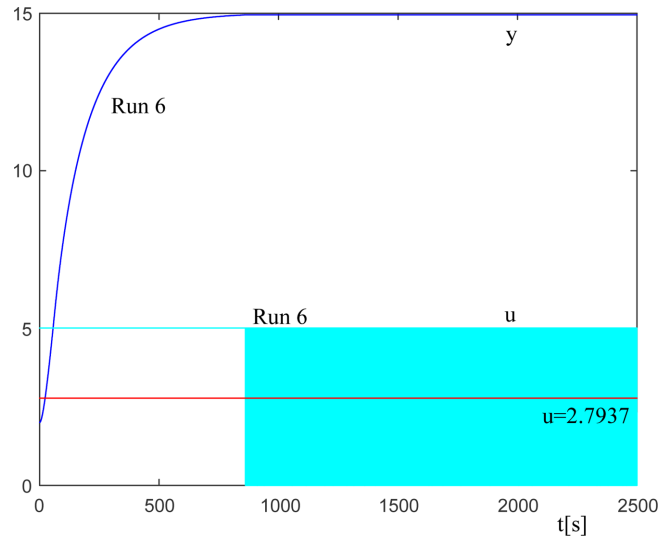


Fig. 8. Relay feedback method (RFM) for control on the saturation edge.

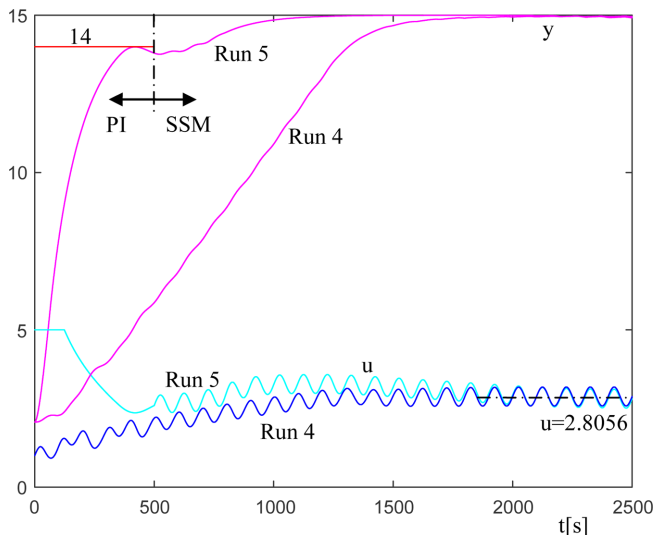


Fig. 7. Slope seeking methods (SSM) for control on the saturation edge (Run 4: Conventional SSM, Run 5: Proposed SSM).

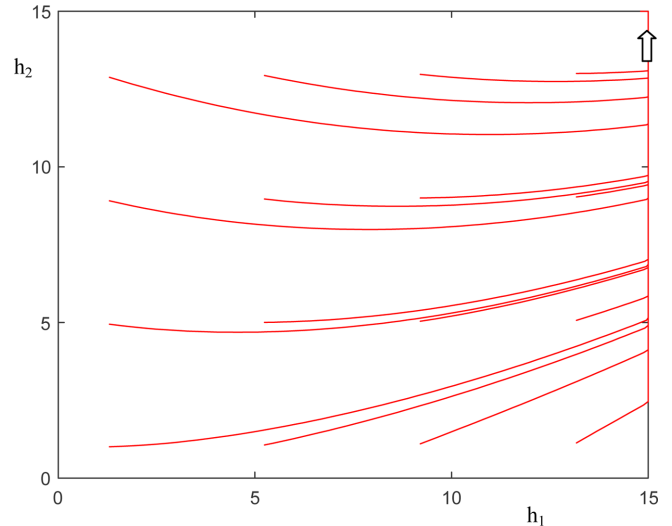


Fig. 9. Phase plane plot of the RFM system for control on the saturation edge.

포화시작점을 찾아가는 것을 볼 수 있다. 최종 u 의 평균값은 2.8056으로 얻어졌다. 이는 u_{sat} 와 비교하여 4.1%의 상대오차를 갖는다. 공정 운전 시작부터 500s까지는 설정점 14를 갖는 PI제어기로 제어를 먼저 하였다. PI제어를 위하여 제어기 이득은 1, 적분상수는 200s로 정하였다. Run 4는 비교를 위하여 앞의 고전적 SSM 시스템의 제어응답을 보였는데, 안정적 수렴을 위하여 적분제어기 이득을 $k_f=0.2$ 로 약간 줄였다. Proposed SSM 시스템인 Run 5가 고전적 SSM 시스템의 Run 4에 비하여 매우 빠른 수렴을 보여주는 것을 알 수 있다.

[RFM] Relay Feedback Method (RFM)의 응답을 얻었다. Fig. 8의 Run 6에 RFM법의 제어 응답을 보였다. 제대로 된 포화시작점을 찾아가는 것을 볼 수 있다. 최종 u 의 평균값은 2.7937으로 얻어졌다. 이는 u_{sat} 와 비교하여 3.7%의 상대오차를 갖는다. RFM법은 앞의 방법들과 비교하여 우수한 수렴속도를 보여주고 있다. 앞서서도

언급하였듯이, chattering이 단점으로 지적된다. 따라서 RFM법은 전기히터 같이 이 chattering이 허용되는 공정에 이용할 수 있다. 입력 직전에 저역필터를 넣어 이 chattering효과를 줄이는 것도 생각해 볼 수 있다.

공정이 이차공정이어서 phase plane 분석을 할 수 있는데, Fig. 9에 이를 나타내었다. 여러 공정 초기값에 대하여 본 RFM 시스템이 포화시작점으로 수렴하는 것을 볼 수 있다. 본 RFM 시스템의 전역 안정성을 보여준다.

6. 결 론

포화를 갖는 공정에서 포화시작점이 최적 운전점이 되는 경우, 이 포화시작점에 공정입력을 유지시키는 2가지 제어시스템 들을 제안하였다. 하나는 slope seeking method (SSM)에 근거한 방법으로 공정출력의 공정입력에 대한 기울기가 포화시작점에서 급격히

바뀌는 것을 이용한다. 입력에 작은 크기의 정현파를 넣고 공정출력을 분석하여 기율기 정보를 얻고 이를 피드백하여 포화시작점을 찾고 이 지점에 공정을 유지하는 제어 목적을 달성한다. 이 기율기가 포화시작점에서 불연속의 jump가 있어 고전적인 SSM 시스템은 적용에 몇몇 어려움이 있다. 여기서는 이들을 극복하는 개선된 방법을 제안하였다. 다른 하나는 가장 간단한 제어 방법의 하나인 relay feedback method (RFM)에 근거한 방법을 제안하였다. 이를 위해서는 포화값의 정보가 필요한데, 이를 제어 과정에서 찾고 따라가는 방법을 고안 첨가 하였다. 앞의 SSM 시스템은 몇몇 변수가 있어 뒤의 RFM 시스템에 비하여 적용 과정이 복잡하다. 반면에 RFM 시스템은 온-오프의 relay 동작으로 인한 chattering이 발생한다. 전기히터 같은 chattering이 허용되는 공정에 효과적으로 적용될 수 있다. 포화를 갖는 액위제어 시스템을 모사하는 공정에 본 방법들을 적용하여 그 성능을 밝히는 모사 결과를 보였다.

References

1. Smith, R., *Chemical Process Design and Integration*, 2nd ed., Wiley, UK, 2016.
2. Lee, J. and Kim, D. H., Control of Processes Whose Optimal Operating Conditions are on the Saturation Edge, 2015 AIChE Spring Meeting, April 26-30, Austin, Texas, U.S.A., 2015.
3. Seborg, D. E., Mellichamp, D. A., Edgar, T. F. and Doyle III, F. J., *Process Dynamics and Control*, 4th ed. Wiley, New Jersey, 2016.
4. Lee, J. and Edgar, T. F., "Globally Stable Control Systems for Processes with Input Multiplicities," *Korean J. Chem. Eng.*, **33**, 416-422(2016).
5. Krstic, M. and Wang, H. H., "Stability of Extremum Seeking Feedback for General Nonlinear Dynamic Systems," *Automatica* **36**, 595-601(2000).
6. Tan, Y., Moase, W. H., Manzie, C., Nesic, D. and Mareels, I. M., "Extremum seeking from 1922 to 2010," *Proc. 29th Chinese Control Conference*, July 29-31, Beijing, China, 2010.
7. Dochain, D., Perrier, M. and Guay, M., "Extremum Seeking Control and Its Application to Process and Reaction Systems: A Survey," *Mathematics and Computers in Simulation* **82**, 369-380(2011).
8. Ariyur, K. A. and Krstic, M., "Slope Seeking: a Generalization of Extremum Seeking," *Int. J. Adaptive Control and Signal Processing* **18**, 1-22(2004).
9. Astrom, K. J. and Hagglund, T., "Automatic Tuning of Simple Regulators with Specifications on Phase and Amplitude Margins," *Automatica* **20**, 645-651(1984).
10. Brener, J., Hagglund, T. and Astrom, K. J., "Asymmetric Relay Autotuning - Practical Features for Industrial Use," *Control Engineering Practice* **54**, 231-245(2016).
11. Lee, J., Sung, S. W., Lee, F. Y., Baldea, M. and Edgar, T. F., "Full Closed-Loop Tests for the Relay Feedback Autotuning of Stable, Integrating, and Unstable Processes," *ACS Omega* **4**, 18760-18770(2019).
12. Lee, H. C. and Kim, D. H., "Kinetics of CO and H₂ Oxidation over CuO-CeO₂ Catalyst in H₂ Mixtures with CO₂ and H₂O," *Catal. Today* **132**, 109-116(2008).