

재순환이 포함된 화학공정의 정상상태 이득의 계산

고재욱* · 윤인섭

*광운대학교 공과대학 화학공학과
서울대학교 공과대학 화학공학과
(1991년 3월 7일 접수, 1991년 6월 7일 채택)

Calculation of Steady State Gains for Chemical Process with Recycle

Jae Wook Ko* and En Sup Yoon

**Department of Chemical Engineering, Kwang Woon University, Seoul, Korea*
Department of Chemical Engineering, Seoul National University, Seoul, Korea
(Received 7 March 1991; accepted 7 June 1991)

요 약

재순환이 포함된 공정(대부분의 화학공정)에서의 변수들 간의 정상상태 이득은 재순환의 영향으로 unit 자체만을 고려하여 구한 이득과 차이를 보이고 있다. 이로 인해 unit 자체에서 구한 이득을 바탕으로 판별기준을 적용하게 되면 loop pairing 및 변수들의 상호작용 해석을 잘못하게 되는 오류를 범하게 되어 합리적 제어구조 선정에 문제를 발생시킨다. 따라서 본 연구에서는 이를 해결하기 위해 unit 자체에서 구한 정상상태 이득과 재순환을 고려한 공정의 정상상태 이득 사이의 차이점을 규명하고 두 이득 사이의 관계를 연결시켜 주는 방법을 구하였다. 다루고자 하는 재순환 공정은 크게 관심있는 unit에만 독립변수(입력변수)가 있는 경우와 독립변수들이 다른 공정에서도 같이 존재하는 경우로 나눌 수 있으며 각각에 대해 정상상태 이득을 올바르게 구하는 방법을 제시하였다. 그리고 예제를 통하여 제시한 방법의 검증과 응용성을 알아 보았다.

Abstract—The steady state gains of variables of the process which has recycle streams (most of all chemical processes) are different from those of each individual process. If the gains of individual process are applied to the criterion for the steady state gains, it is wrong to pair the control loops and analyze the interaction of variables of process with recycle. In the end the reasonable selection of control structure is mistaken. The proper calculation method of steady state gains of process which has recycle streams was proposed through the efficient sensitivity analysis of process flowsheet variables. The treated recycle processes were divided into two cases. In the first case, independent variables (input variables) only exist in the interesting unit and in the second case, independent variables exit several units at the same time. The method was suggested to calculate correctly the steady state gains for the each case. The suggested method was applied to example to illustrate its usefulness.

1. 서 론

원료 가격 상승, 에너지 가격 파동, 상호 경쟁, 안정성 및 공해 방지 등의 이유로 새로운 공정 및 개선되고 있는

공정은 서로 얽히고 재순환이 증가하여 복잡하게 되어 가고 있다. 이로 인해 각 장치들 사이에 서로 영향을 미칠 뿐 아니라 변수들 사이에서도 상호 작용(interaction)이 심하게 나타나고 있으며, 기존 방식으로 설계된

공정의 구조가 제어 측면에서 불안정하거나 제어 자체를 할 수 없는 경우도 발생하게 되었다. 또한 제어 목적이 단순히 안정성과 경제성의 추구로부터 보다 복합적으로 공정 시스템의 flexibility, reliability 및 operability 등이 추가되어 다목적에 떠게 되었다[1, 2].

따라서 공정 설계 단계에서 가능한 범위까지 제어 시스템 설계를 병행하는 것이 바람직하며 이를 위해 가교 역할을 할 수 있는 것이 공정 제어 구조 합성(synthesis)이다. 제어 구조 합성은 과거의 공정에서의 제어 법칙 적용의 범주를 벗어나 전 공정을 subsystem으로 분해(decomposition)하여 측정변수와 제어변수 및 조작변수의 합리적 선택, 변수들 사이의 상호작용 해석을 통한 최적 제어 구조 선정들을 다루고 있다[3-5].

일반적으로 제어 구조 합성은 먼저 정성적 방법들을 이용하여 가능한 제어변수, 측정변수 및 조작변수들의 집합을 구한 후, 정량적 판별기준들을 이용하여 집합들을 좀더 세분화하고 가능하면 SISO pairing까지 합리적으로 구하게 된다[6-8]. 그러나 이전의 많은 연구에서 변수들의 상호 작용 해석 및 loop pairing을 위한 판별기준들은 대부분 고립된 공정 unit만을 고려하여 구한 정상상태 이득(gain)을 사용하였으나 재순환이 포함된 공정(대부분의 화학공정)에서의 변수들간의 정상상태 이득은 재순환의 영향으로 unit 자체만을 고려하여 구한 이득과 차이를 보이고 있다[8]. 이로 인해 unit 자체에서 구한 이득을 바탕으로 판별기준을 적용하게 되면 loop pairing 및 변수들의 상호작용 해석을 잘못하게 되는 오류를 범하게 되어 합리적 제어 구조 선정에 문제를 발생시킨다.

따라서 이를 해결하기 위해서는 unit 자체에서 구한 정상상태 이득과 재순환을 고려한 공정의 정상상태 이득 사이의 차이점을 규명하고, 두 이득사이의 관계를 연결시켜주는 방법의 연구가 필요하다. 그렇게 함으로서 계산량이 방대한 재순환 공정의 정상상태 이득을 구하지 아니하고 계산량이 적은 unit 별의 정상상태 이득과 연결시켜주는 방법을 이용하여 재순환 공정의 올바른 제어 구조를 선정할 수 있다.

이를 위해 기본 이론의 정립에는 시스템의 입력변수에 대한 출력변수들의 sensitivity 분석 방법을 이용하였으며 실제 공정의 변수들의 sensitivity(즉, 주어진 조건에서의 정상상태 이득)는 기존의 공정 모사기를 이용하여 구하였다[10, 11].

다루고자 하는 재순환 공정은 크게 관심있는 unit에만 독립변수(입력변수)가 있는 경우와 독립변수들이 다른 공정에서도 같이 존재하는 경우로 나눌 수 있으며 각각에 대해 정상상태 이득을 올바르게 구하는 방법을 제시하였다.

그리고 예제를 통하여 제시한 방법의 검증과 응용성을 알아보았다.

2. 재순환이 포함된 공정의 정상상태 이득의 계산

2-1. 재순환 공정에서 대상 unit에만 독립변수가 있는 경우

재순환이 있는 공정의 변수들은 독립변수(a), 재순환되는 종속변수(t), 재순환되지 않는 종속변수(y), 해석을 위해 재순환되는 변수를 쪼갬을 때 생기는 변수(t'), 쪼개서 생긴 변수 t'이 공정 2에 영향을 미치는 변수(c)로 나눌 수 있다. 다른 공정에서 출력으로 나오는 변수 c는 대상공정의 입력변수의 일부가 된다. 일반적으로 공정 1에 대한 제어 시스템의 조작변수 및 외란 변수는 변수 a중의 일부가 되며 제어변수는 변수 y와 변수 t중의 일부가 된다(Fig. 1).

재순환이 되는 변수를 쪼갬을 때 공정 1에서 주어진 정상상태에서의 입력 a와 c의 변화에 대해 출력 y와 t의 변화의 관계는 다음과 같다.

$$\begin{bmatrix} \Delta t_1 \\ \Delta t_2 \\ \vdots \\ \Delta t_r \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{\partial t_1}{\partial a_1} & \frac{\partial t_1}{\partial a_2} & \cdots & \frac{\partial t_1}{\partial a_p} \\ \frac{\partial t_2}{\partial a_1} & \frac{\partial t_2}{\partial a_2} & \cdots & \frac{\partial t_2}{\partial a_p} \\ \vdots & \vdots & & \vdots \\ \frac{\partial t_r}{\partial a_1} & \frac{\partial t_r}{\partial a_2} & \cdots & \frac{\partial t_r}{\partial a_p} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta a_1 \\ \Delta a_2 \\ \vdots \\ \Delta a_p \end{bmatrix}$$

$$+ \begin{bmatrix} \frac{\partial t_1}{\partial c_1} & \frac{\partial t_1}{\partial c_2} & \cdots & \frac{\partial t_1}{\partial c_s} \\ \frac{\partial t_2}{\partial c_1} & \frac{\partial t_2}{\partial c_2} & \cdots & \frac{\partial t_2}{\partial c_s} \\ \vdots & \vdots & & \vdots \\ \frac{\partial t_r}{\partial c_1} & \frac{\partial t_r}{\partial c_2} & \cdots & \frac{\partial t_r}{\partial c_s} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta c_1 \\ \Delta c_2 \\ \vdots \\ \Delta c_s \end{bmatrix}$$

$$t = Ja + Kc \quad (1)$$

여기서 J: r×p 행렬,
K: r×a 행렬,
t: r×1 벡터,
a: p×1 벡터,
c: s×1 벡터이다.

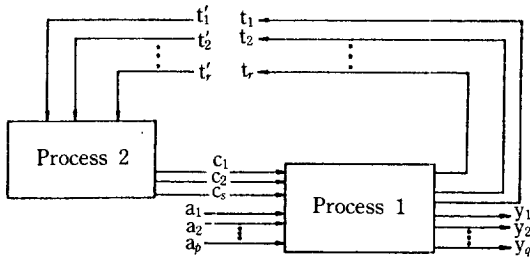


Fig. 1. Parameters flowsheet of recycle process (independent variables are only in the process 1).

행렬의 각 element(원소)는 특정 입력에 대한 특정 출력의 sensitivity를 나타낸다.

$$y = L a + M c \quad (2)$$

$$(L)_{ij} = \frac{\partial y_i}{\partial a_j}, \quad (M)_{ij} = \frac{\partial y_i}{\partial c_j}$$

여기서 $L : q \times p$ 행렬,
 $M : q \times s$ 행렬,
 $y : q \times 1$ 벡터이다.

재순환 변수(t')가 입력으로 영향을 미치는 다른 공정들(모두 합쳐 공정 2)을 거쳐 나오는 출력 c 의 변화식은 다음과 같다.

$$c = N t' \quad (3)$$

$$(N)_{ij} = \frac{\partial c_i}{\partial t'_j}$$

여기서 $N : s \times r$ 행렬,
 $t' : r \times 1$ 벡터이다.

식 (3)을 식 (1)과 (2)에 대입하여 c 를 소거하면 다음과 같다.

$$t = J a + K N t' \quad (4)$$

$$c = L a + K N t' \quad (5)$$

재순환을 고려하는 전공정에서 $t = t'$ 이므로 식 (4)와 (5)는

$$t = J a + K N t \quad (6)$$

$$y = L a + M N t \quad (7)$$

가 되며 정리하면 다음과 같다.

$$t = (I - K N)^{-1} J a = S_t a \quad (8)$$

$$y = M N S_t a + L a = (M N S_t + L) a = S_y a \quad (9)$$

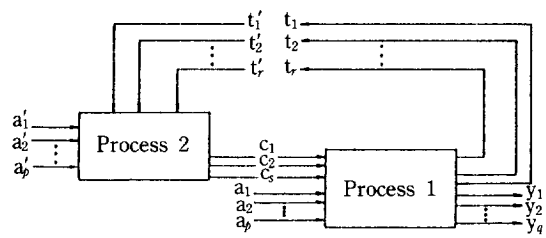


Fig. 2. Parameters flowsheet of recycle process (independent variables are in the process 1 and 2).

여기서 $S_t : r \times p$ 행렬,
 $S_y : q \times p$ 행렬이다.

따라서 최종적으로 재순환이 있는 공정의 정상상태 이득은 다음과 같이 주어진다.

$$\frac{\partial t_i}{\partial a_j} = (S_t)_{ij}, \quad \frac{\partial y_i}{\partial a_j} = (S_y)_{ij} \quad (10)$$

Unit 자체만을 고려하여 정상상태 이득을 구할 때는 J 와 K 행렬들로부터 필요한 값을 얻었으나, 재순환이 있는 공정은 재순환의 영향이 고려된 식 (10)의 S_t 와 S_y 행렬들로부터 이득을 계산하여야 공정의 올바른 이득을 얻을 수 있다.

2-2. 재순환 공정에서 독립변수들이 다른 unit에도 존재하는 경우

만약에 공정 2에서 독립변수(a')가 추가되는 공정(Fig. 2)이라면 입력 a 와 c 의 변화에 대한 출력 y 와 t 의 변화의 관계는 식 (1), 식 (2)와 같다. 그러나 공정 2의 출력 c 의 변화에는 재순환 변수(t')와 입력(a')의 영향을 받는다.

$$c = N t' + O a' \quad (11)$$

$$(N)_{ij} = \frac{\partial c_i}{\partial t'_j}, \quad (O)_{ij} = \frac{\partial c_i}{\partial a'_j}$$

여기서 $O : s \times p'$ 행렬,
 $a' : p' \times 1$ 벡터이다.

식 (11)을 식 (1)과 (2)에 대입하여 c 를 소거하면 다음과 같다.

$$\begin{aligned} t &= J a + K (N t' + O a') \\ &= J a + K O a' + K N t' \\ &= J' b + K N t' \end{aligned} \quad (12)$$

$$y = L a + M (N t' + O a')$$

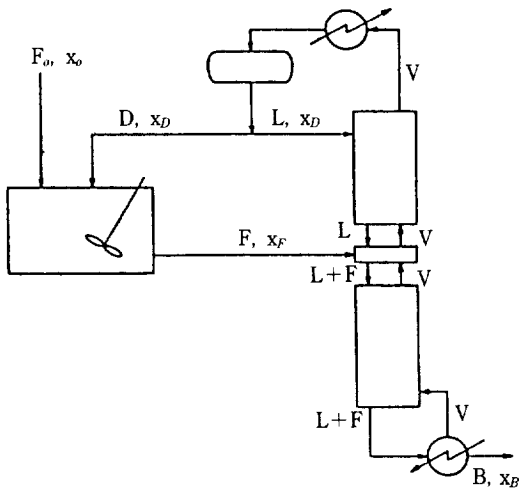


Fig. 3. An isothermal CSTR followed by a binary distillation column with recycle of the unreacted feed.

$$=L a+M O a'+M N t'$$

$$=L' b+M N t' \quad (13)$$

여기서 $J'=[J; K O]: r \times (p+p')$ 행렬,
 $L'=[L; M O]: q \times (p+p')$ 행렬,
 $b=[a^T; a'^T]^T: (p+p') \times 1$ 벡터이다.

$t=t'$ 이므로, 식 (12)와 (13)을 정리하면

$$t=(1-K N)^{-1} J' b=S_i' b \quad (14)$$

$$y=(M N S_i'+L') b=S_y' b \quad (15)$$

$$\frac{\partial t_i}{\partial b_j}=(S_i')_{ij}, \quad \frac{\partial y_i}{\partial b_j}=(S_y')_{ij} \quad (16)$$

가 된다.

여기서 $S_i': r \times (p+p')$ 행렬,
 $S_y': q \times (p+p')$ 행렬이다.

최종적으로 재순환이 있는 공정에서 독립변수가 여러 공정에 있는 경우의 정상상태 이득은 식 (16)의 S_i' 와 S_y' 행렬들로부터 구해진다.

3. 적용 결과 및 고찰

이성분계 증류탑과 탑상 생성물을 다시 재순환시키는 반응시키는 재순환 공정(Fig. 3)에 대한 정상상태 이득을 구하는 과정을 통해 앞에서 제시한 방법의 타당성을 알아보았다.

혼합 탱크 반응기(CSTR)에서 1차 반응 $A \xrightarrow{k} B$ 이

Table 1. Data for distillation column

• Flows (Flows/Column Feed Flow)
feed flow=1,000, distillate flow=0.5210
bottom product flow=0.4790, boilup flow=1.6672
reflux flow=1.1462
total no. of tray=21
feed tray no. (from top)=9
relative volatility, $\alpha=2$
• Steady state mole fraction
$x_F=0.500$, $x_D=0.9500$, $x_B=0.0105$

일어나며 유출물은 증류탑을 거쳐 미반응 원료는 재순환시키는 공정이다. 이성분계 증류탑의 정상상태 조건은 Table 1에 주어져 있으며 $F_0=0.479$ (flows/column feed flow), $x_0=0.9$, 무차원 속도상수 $k=0.8522$ 를 추가하였다.

경우 1 : unit 자체(증류탑 공정)만을 대상으로 조작변수(L, V)와 제어변수(x_D , x_B)의 정상상태 이득을 구하면 다음과 같다[12].

$$\begin{bmatrix} dx_D \\ dx_B \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1.372 & -1.325 \\ 0.470 & -0.521 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} dL \\ dV \end{bmatrix} \quad (17)$$

재순환이 있는 전공정(증류탑과 반응기)의 변수들을 한꺼번에 고려한 정상상태 모사를 통해 조작변수(L, V)와 제어변수(x_D , x_B)의 정상상태 이득을 구하면 다음과 같다.

경우 2 : 반응기에 주입되는 원료(F_0)를 일정하게 유지하는 경우

$$\begin{bmatrix} dx_D \\ dx_B \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1.210 & -1.131 \\ 0.307 & -0.347 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} dL \\ dV \end{bmatrix} \quad (18)$$

경우 3 : 증류탑에 주입되는 원료(F)를 일정하게 유지하는 경우

$$\begin{bmatrix} dx_D \\ dx_B \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 2.251 & -2.171 \\ 0.779 & -0.819 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} dL \\ dV \end{bmatrix} \quad (19)$$

변수들의 상호 작용 해석 및 loop pairing을 위한 판별기준들에 사용되는 정상상태 이득은 대부분 관심있는 공정 unit 만을 고려하여 구하였으나[식 (17)], 재순환이 포함된 공정(대부분의 화학공정)에서의 변수들간의 정상상태 이득은 재순환의 영향으로 unit 자체만을 고려하여 구한 이득과 차이를 보이고 있다[식 (17)과 (18), 또는 식 (17)과 (18)]. 이로 인해 unit 자체에서 구한 정상상태 이득을 바탕으로 판별기준을 적용하게 되면 loop pairing 및 변수들의 상호 작용 해석을 잘못하게 되는 오류를 범하게 되어 합리적 제어 구조 선정에 문제를 발생시킨다.

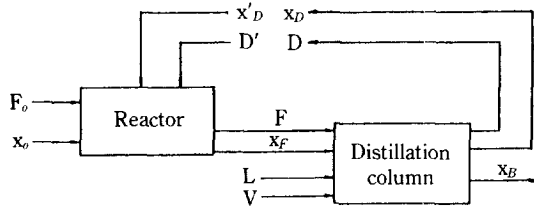


Fig. 4. Parameters flowsheet for case 2.

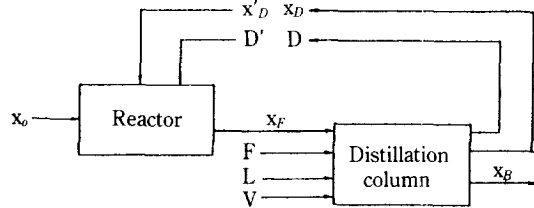


Fig. 5. Parameters flowsheet for case 3.

전공정에 대해 앞에서 제시한 방법을 사용하기 위해, 경우 2에서의 증류탑(공정 1)과 반응기(공정 2)에 대한 변수들의 공정 흐름도는 Fig. 4에 나타내었으며 공정 1과 공정 2에 대한 각각의 입력변수들간의 변화량 관계는 다음과 같다.

증류탑

$$\begin{bmatrix} dx_D \\ dD \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1.372 & -1.325 \\ -1 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} dL \\ dV \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0.636 & 1.449 \\ 0 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} dF \\ dx_F \end{bmatrix}$$

$$\begin{bmatrix} dx_B \\ dV \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0.470 & -0.521 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} dL \\ dV \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0.330 & 0.512 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} dF \\ dx_F \end{bmatrix}$$

반응기

$$\begin{bmatrix} dF \\ dx_F \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ -0.014 & 0.259 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} dF_o \\ dx_o \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 & 1 \\ 0.281 & 0.013 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} dx'_D \\ dD' \end{bmatrix}$$

식 (14)-(16)을 이용하여 재순환이 포함된 전공정에 대한 조작변수(L, V)와 제어변수(x_D, x_B)의 정상상태 이득을 구하면 다음과 같다.

$$\begin{bmatrix} dx_D \\ dx_B \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1.210 & -1.131 \\ 0.307 & -0.347 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} dL \\ dV \end{bmatrix} \quad (20)$$

또한, 경우 3에 대한 변수들의 공정 흐름도는 Fig. 5에 나타내었으며 공정 1과 공정 2에 대한 각각의 입력변수들과 출력변수들간의 변화량 관계는 다음과 같다.

증류탑

$$\begin{bmatrix} dx_D \\ dD \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1.372 & -1.325 & 0.638 \\ -1 & 1 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} dL \\ dV \\ dF \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 1.449 \\ 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} dx_F \end{bmatrix}$$

$$\begin{bmatrix} dx_B \\ dV \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0.470 & -0.521 & 0.330 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} dL \\ dV \\ dF \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0.512 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} dx_F \end{bmatrix}$$

반응기

$$\begin{bmatrix} dx_F \\ dD \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0.259 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} dx_o \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0.281 & 0.027 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} dx'_D \\ dD' \end{bmatrix}$$

식 (14)-(16)을 이용하여 재순환이 포함된 전공정에 대한 조작변수(L, V)와 제어변수(x_D, x_B)의 정상상태 이득을 구하면 다음과 같다.

$$\begin{bmatrix} dx_D \\ dx_B \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 2.251 & -2.171 \\ 0.779 & -0.819 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} dL \\ dV \end{bmatrix} \quad (21)$$

위 두 경우에서 보듯이 전공정을 한꺼번에 고려하여 정상상태 이득을 구한 것과 각 unit에서 변수들의 정상상태 이득을 구하여 앞에서 제시한 방법을 통해 구한 이득이 같음을 알 수 있었다[식(18)과 (20), 식 (19)와 (21)].

따라서 전체 변수를 한꺼번에 공정 모사하기 힘든 복잡한 공정에 대한 정상상태 이득을 구하고자 할 때 우선 먼저 독립변수를 규정한 후 각 unit 별로 입력변수와 출력변수들의 이득을 구하고 변수들의 흐름 관계를 고려하여 앞에서 제시한 방법을 사용하면 구하고자 하는 전공정의 정상상태 이득을 정확히 구할 수 있다.

4. 결론 및 제언

이상의 연구 결과로부터 다음과 같은 결론을 얻었으며 두 가지 제안을 첨가하였다.

(1) 정상상태 모사(simulation)를 통해, 재순환이 포함된 공정에서의 변수들간의 정상상태 이득은 재순환의 영향으로 unit 자체만을 고려하여 구한 정상상태 이득과 상당한 차이가 있음을 알 수 있다.

(2) 재순환 공정의 전공정을 한꺼번에 고려하여 정상상태 모사를 통해 변수들간의 정상상태 이득을 구한 것과 각 unit에서 정상상태 모사를 통해 변수들의 정상상태 이득을 구하여 앞에서 제시한 방법을 통해 계산된 정상상태 이득이 같음을 알 수 있었다.

(3) 전체 변수를 한꺼번에 공정 모사하기 힘든 복잡한 공정에 대한 정상상태 이득을 구하고자 할 때 우선 먼저 독립변수를 규정한 후 각 unit 별로 입력변수와 출력

변수들의 이득을 구하고 변수들의 흐름 관계를 고려하여 앞에서 제시한 방법을 사용하면 구하고자 하는 전공정의 정상상태 이득을 정확히 구할 수 있었으며, 재순환 공정에 대한 정상상태 이득의 계산량 및 계산 시간을 절감할 수 있었다.

(4) 이 방법을 이용하여 기존의 대형 공정 모사기의 sensitivity 분석 기능을 증진시키고 공정 설계 단계에서 합리적 제어 구조 선정까지의 제어 시스템 설계를 병행하는데 기여할 것이다.

(5) 또한, 본 연구에서 수행된 내용은 최근에 활발히 연구되고 있는 공정 제어 시스템 설계를 위한 전문가 시스템에 활용될 것이며, 특히 제어 구조 합성을 위한 판별기준에 필요한 수치계산에 많은 도움을 줄 것이다.

감 사

본 연구는 과학재단의 일반 기초 연구비 지원에 의하여 이루어진 연구 결과로서 당 재단에 감사드립니다.

NOMENCLATURE

a, a', c, t', y, b : variables vector
 $J, J', K, L, L', O, S, S_y, S_y', S_y'$: sensitivity matrix
 D : distillate flow rate
 F : feed flow rate for distillation column
 F_r : feed flow rate for reactor
 L : reflux flow rate
 V : boilup flow rate

x_B : bottom concentration
 x_D : top concentration
 x_F : feed concentration for distillation column
 x_o : feed concentration for reactor

REFERENCES

1. Nishida, N., Stephanopoulos, G. and Westerberg, A. W.: *AIChE J.*, **27**, 321(1981).
2. Fisher, W. R., Doherty, M. F. and Douglas, J. M.: *Ind. Eng. Chem. Res.*, **27**, 597(1988).
3. Stephanopoulos, G.: *Comput. Chem. Engng.*, **7**, 331(1983).
4. Nidda, K. and Umeda, T.: *CPC III, CACHE-Elsevier*, 869(1986).
5. 고재욱, 윤인섭 : 화학공업과 기술, **6**, 22(1988).
6. Manousiouthakis, V., Savage, R. and Arkun, Y.: *AIChE J.*, **32**, 991(1986).
7. Mijares, G., et al.: *AIChE J.*, **32**, 1439(1986).
8. Ko, J. W.: Ph. D. Dissertation, Seoul National Univ., Seoul, Korea(1989).
9. Pavadourakis, A., Doherty, M. F. and Douglas, J. M.: *Ind. Eng. Chem. Res.*, **26**, 1259(1987).
10. Frank, P. M.: "Introduction to System Sensitivity Theory", Academic Press, London(1978).
11. Leis, J. R., Gallagher, S. A. and Kramer, M. A.: *Comput. Chem. Engng.*, **11**, 409(1987).
12. 고재욱, 윤인섭 : 화학공학, **27**, 138(1989).