

INA 방법에 의한 초임계유체 추출공정의 제어계 구성

김원철 · 이광순 · 유기풍 · 이원홍

서강대학교 이공대학 화학공학과
(1989년 4월 25일 접수, 1989년 11월 24일 채택)

Control System Design of a Supercritical Fluid Extraction Process by INA Method

W. C. Kim, K. S. Lee, K. P. Yoo and W. H. Lee

Department of Chemical Engineering, Sogang Univ., C.P.O. Box 1142, Seoul, Korea
(Received 25 April 1989; accepted 24 November 1989)

요 약

초임계유체 추출공정의 압력 및 유량제어계를 설계하고 그 성능을 검토하였다. 이를 위하여, 먼저 제어 밸브와 압축기의 특성식, 그리고 초임계유체의 상태방정식을 이용하여 동특성 모델식을 구성하였다. 이 동특성 모델식을 이용하여 조작변수와 제어변수 사이에 최소의 정상상태 상호작용을 하는 짝을 상대이득분석에 의하여 구하였다. 이 결과를 이용하여 제어계를 구성하였으나 동적상태에서 심하게 상호간섭을 보였다. 이를 해결하기 위하여 INA 방법을 사용하여, 상대이득행렬에 의해 정해진 제어각에 대해 엄밀한 분석을 다시 행하고 비간섭 제어계 구성을 위한 보상기를 설계하였다. 컴퓨터 모사를 통해 이렇게 구성된 제어계는 매우 좋은 제어특성을 갖게 됨을 확인하였다.

Abstract—A pressure and flowrate control system for a supercritical fluid extraction process was designed and its performance was investigated. First, a dynamic model was set up using performance equations of the control valve and the compressor, and a state equation of the supercritical fluid. From this model, pairs of manipulated and controlled variables which give least steady state interaction were determined through the relative gain analysis. These pairs, however, showed significant dynamic interaction when they were connected in closed loops. To solve this problem, the control pairs by the relative gain analysis were reassessed rigorously using the inverse Nyquist array method and compensators for noninteracting control system were constructed. Simulation study showed that the resulting compensated system had much better closed loop responses than those by the relative gain analysis.

1. 서 론

초임계 추출현상은 비휘발성 용질이 고밀도 응축상에서 저밀도 팽창상인 초임계유체로 이동하는 증발현상이라고 이해되기도 하며 한편으로는 용질과 용매간의 상호작용에 의한 용해현상이라고 이해되기도 한다. 이와

같이 증류와 추출의 양면성을 갖고 있는 초임계유체 추출기술은 기존의 기술로서는 분리가 어려웠던 이성체, 열변성 혼합물의 분리, 고분자물질의 정제, 천연식물로부터의 의약, 향료와 같은 유효성분의 분리를 비롯하여 에너지 절약형 무공해 공정개발 등 그 응용범위가 넓어 최근 비상한 관심을 끌면서 활발한 연구가 진행되는 참

단 분리기술의 하나이다. 그러나 초임계유체 추출기술은 아직 초보적인 단계에 있으며 경제성있는 조업조건 및 장치의 설계를 위한 정량적인 자료는 매우 불충분한 편이다.

현재 상업화되어 있는 초임계유체 추출공정으로는 서독 HAG사의 커피로부터 카페인을 제거하는 공정이 있으며 이외에도 맥주의 쓴맛을 내는 hop 향의 추출, 담배의 니코틴 제거, 석탄의 액화, 활성탄의 재생 등에 상업적으로 이용되고 있다[5].

초임계유체의 용해력을 이용하여 물질을 추출하는 초임계유체 추출공정은 기본적으로 추출단계와 분리단계로 이루어진다. 추출단계에서 추출물과 초임계유체 용매가 서로 밀접하게 접촉하여 추출물 중의 가용성분이 초임계유체로 용해된다. 추출단계에서 나오는 용질을 함유하고 있는 초임계유체는 분리단계에서 용질과 분리되며, 이 때 분리된 초임계유체는 압력과 온도가 재조정되어 추출단계로 재순환된다. 추출단계에서는 조업조건을 조정하므로써 초임계유체의 용해력을 변경시켜 추출물 중의 특정성분을 선택적으로 추출할 수 있으며 분리단계에서도 조업조건을 변경하여 추출물의 성분을 분류할 수 있다. 이와 같은 조업조건 중 중요한 것은 조업온도와 압력이 되며 특히 압력은 그 영향이 클 뿐 아니라 조작이 간편하여 조업시 매우 잘 제어되어야 할 중요한 변수가 된다.

본 연구에서는 초임계유체 추출공정 운전시 문제가 되는 각 부분에서의 압력과 초임계유체의 유량을 예측하는 동특성 모델식을 구성하고 이들 변수의 조절을 위한 제어계를 구성하였다. 초임계유체 추출공정은 MIMO(multiple-input multiple-output)계이고 초임계유체를 환류하며 사용함에 따라 심한 상호작용이 나타나는 계이다. 이 MIMO 계의 제어계 구성을 위해, 본 연구에서는 상대이득행렬에 의한 정상상태 상호간섭 분석과 이 결과에 의한 제어계 구성을 먼저 시도하였으며, INA(Inverse Nyquist Array)에 의해 엄밀한 상호간섭 분석을 행하여 이 제어계를 개선하였다. 이와 같이 구성된 제어계는 전산기 모사에 의해 그 성능이 검토되었다.

2. 공정의 개요

Fig.1에 본 연구진에 의해 설계된 초임계유체 추출공정의 공정도를 보였다. 먼저 gas booster(Haskel사 제품)에 의해 300 psig의 CO₂가 8,500 psig의 초임

계상태로 압축된 후 초임계 추출기에 전달된다. 초임계 추출기는 고체시료를 다루는 탱크로 연속조업이 어려워 두 개의 bed를 설치하여 전환하며 사용하도록 하였다. 추출기를 나온 CO₂와 추출물은 수동발브 및 제어발브에 의해 감압되어 1차 분리기에 전달된다. 이곳에서 상 분리된 일부 추출물은 수위제어에 의해 1차분리기에서 빠져 나가도록 하였고 CO₂와 나머지 추출물은 다시 수동발브 및 제어발브에 의해 감압된 후 2차분리기에서 완전히 분리되도록 하였다. 이 때 나온 CO₂의 일부는 vent시키고 나머지는 재순환시켜 다시 압축하도록 하였다. 또한 손실된 CO₂는 Tank로부터 보충되도록 하여 전체 CO₂양의 균형을 맞추도록 하였다. 추출기, 각 분리기의 압력, 그리고 CO₂의 유량조절을 위하여 4개의 제어발브(CV1-CV4)를 설치하도록 하였으며 온도 제어를 위해 외부에 전열기 또는 냉각기를 설치하도록 하였다. 추출기 및 각 분리기 사이에서의 압력강하를 모두 제어발브에 부담시키는 것은 제어발브 특성에 영향을 주므로 수동발브(MV1, 2, 3, 4)를 2단으로 설치하여 부담을 나누도록 하였다.

먼저 각 발브 규격의 결정은 발브의 특성식[1]

$$CV = \frac{GPM}{\sqrt{\Delta P/G_L}} \quad \text{for liquid service} \quad (1)$$

$$CV = \frac{SCFH\sqrt{T(^{\circ}R)G_c}}{1360\sqrt{P_1\Delta P}} \quad \text{for gas service} \quad (2)$$

을 이용하였으며 CO₂가 초임계상태에 있는 지점에서는 liquid service 식을, 기체상태에 있는 지점에서는 gas service 식을 적용하였다. Liquid service 식에서 필요한 초임계상태의 CO₂ 밀도계산은 Peng-Robinson 식을 이용하여 행하였다.

Gas booster의 용량은 Haskel사의 특성표[4]를 이용하여 결정하였으며 booster를 기동하는 공기압, 유입되는 CO₂ 압력, 토출되는 CO₂ 압력, CO₂ 토출량 사이를 나타내는 관계식은 특성그래프로 나타나 있는 것을 regression 하여 구하였다.

3. 모사를 위한 가정 및 기본 수치식

설계된 초임계유체 추출공정은 CO₂가 재순환되는 가운데 각 장치에서의 압력 및 전체 유량이 조절되어야 하는 까다로운 제어 문제를 갖는다. 이 제어계의 구성을 위해 각 부분의 압력, CO₂의 유량을 나타내는 모델을 구성하고 모사를 행하였다.

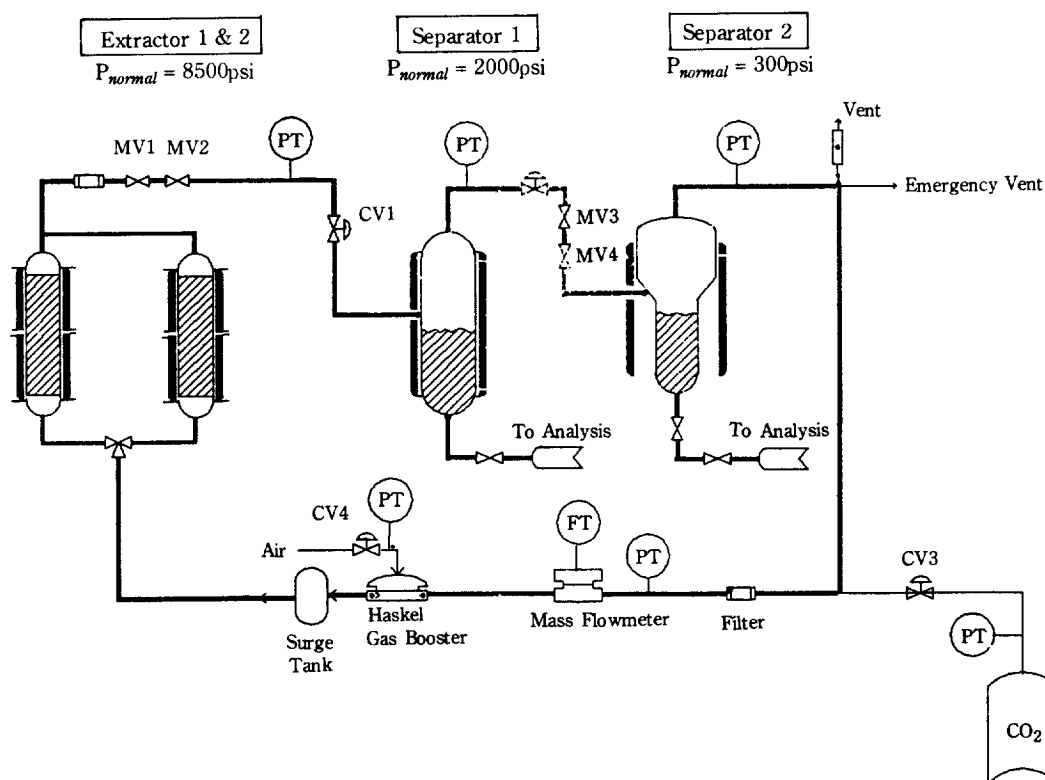


Fig. 1. Supercritical fluid extraction process.

모델식의 구성을 위해 도입된 가정은 다음과 같다.

(i) CO₂에 섞여있는 추출물에 의한 유체물성의 변화는 무시한다.

(ii) CO₂에 녹아있는 추출물의 양은 상대적으로 매우 작아 전체 물질수지는 CO₂에 의해서만 결정된다.

(iii) 압력강하의 유연한 조작을 위해 2개씩 설치한 수동발브들(MV1, 2와 MV3, 4)은 이와 동등한 1개의 수동발브로 환산하여 모델에 고려한다.

이와 같은 가정으로 단순화된 모사를 위한 공정도와 정상상태 조업조건, 그리고 각 조건에서 Peng-Robinson 식으로부터 계산한 CO₂의 molar volume 등을 Fig.2에 보였다.

이제 각 장치에서의 물질수지식은 다음과 같다.

추출기 :

$$V_e \frac{d}{dt} \left(\frac{1}{v_e} \right) = m_1 - m_2 \quad (3)$$

분리기 1 :

$$V_{s1} \frac{d}{dt} \left(\frac{1}{v_{s1}} \right) = m_2 - m_3 \quad (4)$$

분리기 2 :

$$V_{s2} \frac{d}{dt} \left(\frac{1}{v_{s2}} \right) = m_3 + m_5 - m_1 - m_4 \quad (5)$$

제어발브 :

$$m = 569.85 CV \sqrt{\Delta P / v} \quad (6)$$

Gas Booster :

$$m_1 = 1.26 \times 10^{-10} [5P_3 - P_e + 69,070]$$

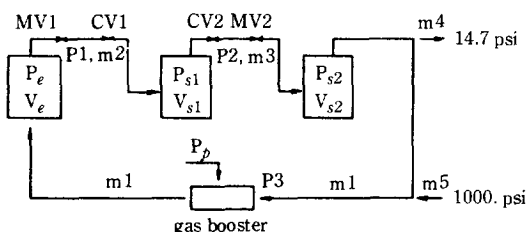
$$\left[100 - \frac{P_e + 14.7}{P_3 + 14.7} \right] (P_3 + 14.7)$$

$$[150P_e - P_e + 5P_3]^{0.35} \quad (7)$$

Fig.2에서 수동발브 MV1과 제어발브 CV1을 흐르는 유량 m₂는 서로 같다. CO₂의 몰부피 v를 발브 양단의 평균압력에서 계산하여 대입하면 이 때 MV1을 흐르는 유량은 P_e와 P₁의 함수로, CV1을 흐르는 유량은 P₁와 P_{s1}의 함수로 나타나므로 P₁의 소거가 가능해지고 결국 m₂는 다음의 식으로 나타내진다.

$$m_2 = 75 \left[\frac{CV_1}{\sqrt{1 + 9.6 \times 10^6 CV_1^2}} \right] \sqrt{P_e - P_{s1}} \quad (8)$$

같은 방법으로 m₃도 다음의 식으로 나타낼 수 있다.



$$V_e = 695 \text{ cm}^3, V_{s1} = 257 \text{ cm}^3, V_{s2} = 1908 \text{ cm}^3$$

$$v [\text{cm}^3/\text{mol}] = \begin{array}{l} 42.9 \text{ at } 8500 \text{ psi} \\ 51.2 \text{ at } 4600 \text{ psi} \\ 84.6 \text{ at } 2000 \text{ psi} \\ 176.6 \text{ at } 1320 \text{ psi} \\ 1211.8 \text{ at } 300 \text{ psi} \end{array}$$

At steady state,

$$P_e = 8500 \text{ psi}, P1 = 4600 \text{ psi}, P_{s1} = 2000 \text{ psi}$$

$$P2 = 1320 \text{ psi}, P_{s2} = 300 \text{ psi}, P3 = 300 \text{ psi}$$

$$m1 = m2 = m3 = 1.5 \text{ mol/min}$$

$$m4 = m5 = 0.15 \text{ mol/min}$$

Fig. 2. Simplified process.

$$m3 = 53 \left[\frac{CV2}{\sqrt{1 + 1.3 \times 10^6 CV2^2}} \right] \sqrt{P_{s1} - P_{s2}} \quad (9)$$

CO₂ tank 내부의 압력을 1000 psi, 대기압을 14.7 psi로 하고 CO₂의 몰부피를 발브양단의 평균압력에서 계산하여 대입하면 vent 되는 CO₂량 m4와 보충되는 CO₂량 m5는 다음 식으로 나타낼 수 있다.

$$m4 = 8.88 \times 10^{-3} \sqrt{P_{s2} - 14.7} \quad (10)$$

$$m5 = 5.67 \times 10^{-3} \sqrt{1000 - P_{s2}} \quad (11)$$

추출기 및 분리기의 식을 압력에 관한 식으로 나타내기 위해 chain rule을 $(d/dt)[1/v]$ 에 적용하면 다음과 같다.

$$\frac{d}{dt} \left(\frac{1}{v} \right) = \left(- \frac{1}{v^2} \frac{dv}{dp} \right) \frac{dp}{dt} \quad (12)$$

CO₂의 상태방정식으로 이용한 Peng-Robinson 식

$$P = \frac{82.05T}{v - 26.3} - \frac{3.86 \times 10^6 \{1 + 0.7186 [1 - (T/304.2)^{1/2}]\}^2}{v(v + 26.3) + 26.3(v - 26.3)} \quad (13)$$

으로부터

$$v^2 \frac{dP}{dv} = v^2 \left[7.72 \times 10^6 \{1 + 0.7186 [1 - (T/304.2)^{1/2}]\}^2 \right. \\ \left. \frac{(v + 26.3)}{v(v + 26.3) + 26.3(v - 26.3)^2} \right. \\ \left. - 82.05T/(v - 26.3)^2 \right] \quad (14)$$

의 관계를 얻을 수 있으며 이렇게 얻어진 $v^2(dP/dt)$ 의 v 값에 정상상태 조업조건에서의 값을 대입함으로써 부

분적인 선형화를 행하였다.

이와 같은 과정을 통해 얻어진 최종적인 식은 다음과 같다.

추출기 :

$$4.39 \times 10^{-4} \frac{dP_e}{dt} = m1 - m2 \quad (15)$$

분리기 1 :

$$1.56 \times 10^{-3} \frac{dP_{s1}}{dt} = m2 - m3 \quad (16)$$

분리기 2 :

$$5.51 \times 10^{-3} \frac{dP_{s2}}{dt} = m3 + m5 - m1 - m4 \quad (17)$$

여기서

$$m1 = 1.26 \times 10^{-10} [5P3 - P_e + 69,070]$$

$$\left(100 - \frac{P_e + 14.7}{P3 + 14.7} \right) [P3 + 14.7]$$

$$[150P_p - P_e + 5P3]^{0.35} \quad (18)$$

$$m2 = 75 \left[\frac{CV1}{\sqrt{1 + 9.6 \times 10^6 CV1^2}} \right] \sqrt{P_e - P_{s1}} \quad (19)$$

$$m3 = 53 \left[\frac{CV2}{\sqrt{1 + 1.3 \times 10^6 CV2^2}} \right] \sqrt{P_{s1} - P_{s2}} \quad (20)$$

$$m4 = 8.88 \times 10^{-3} \sqrt{P_{s2} - 14.7} \quad (21)$$

$$m5 = 5.67 \times 10^{-3} \sqrt{1000 - P_{s2}} \quad (22)$$

4. 동특성 모사 및 전달함수의 구성

식 (15)-(22)로 표시된 추출공정에서 조작변수는 CV1, CV2, P_p의 세 개, 출력변수는 P_e, P_{s1}, m1의 세 개이며 P_{s2}는 공정에서 가장 큰 영향을 미치는 외란이 된다. 이 관계를 Fig.3에 나타내었다. 공정은 3차 비선형계로서 선형화하여 전달함수를 구하는 경우 전달함수의 각 요소가 3차식으로 나오는 복잡성을 가지게 된다. 이를 피하기 위해 실제 실험을 수행하는 것과 같

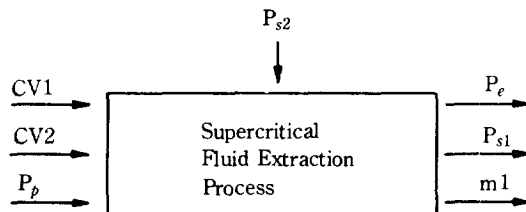


Fig. 3. Black box representation of the supercritical fluid extraction process.

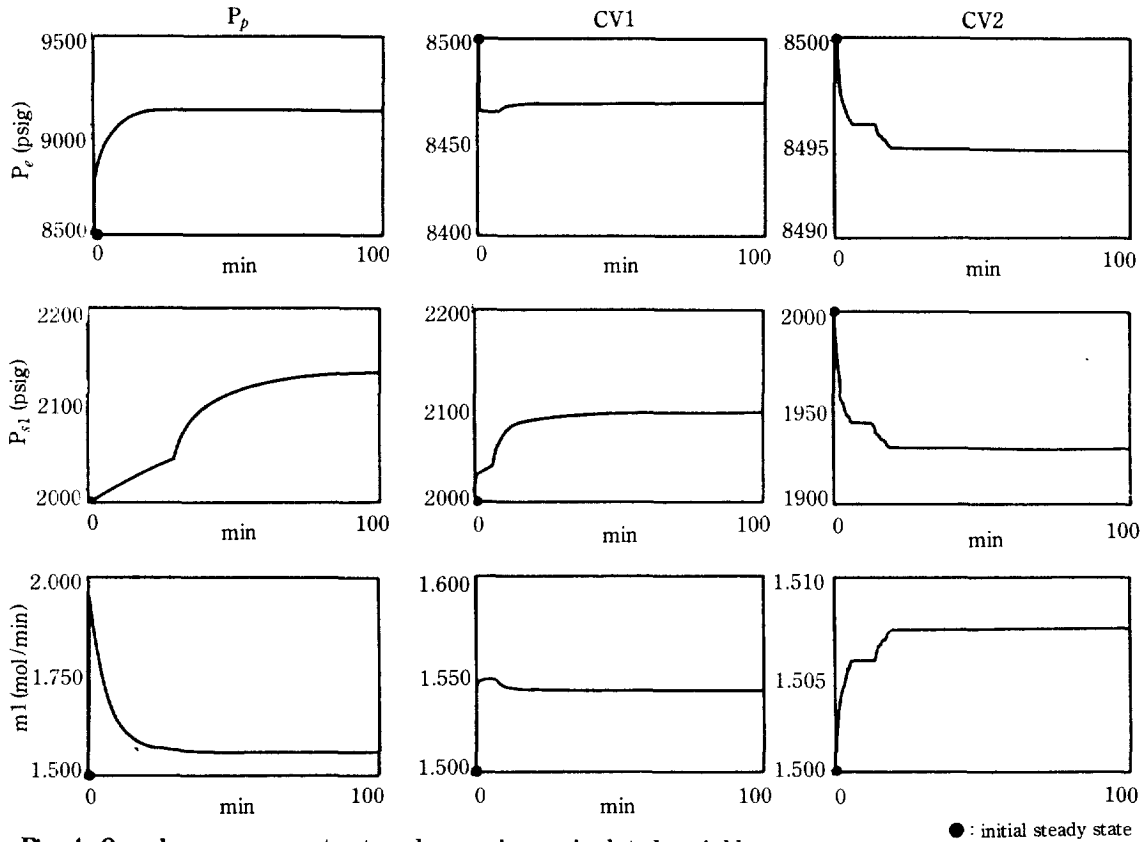


Fig. 4. Open-loop responses to step changes in manipulated variables.

Table 1. Open loop transfer function matrix for the supercritical fluid extraction process

$\begin{bmatrix} \bar{P}_e \\ \bar{P}_{s1} \\ \bar{m}l \end{bmatrix}$	$\frac{0.75}{5.1s+1}$	$\frac{-0.05}{0.1s+1} + \frac{0.013}{6.0s+1}$	$\frac{-0.0077}{3.9s+1}$	$\begin{bmatrix} \bar{P}_o \\ \bar{CV}_1 \\ \bar{CV}_2 \end{bmatrix}$
	$\frac{0.66}{30s+1}$	$\frac{0.461}{3.1s+1}$	$\frac{-0.41}{3.0s+1}$	
	$2.6 + \frac{-2.22}{7.5s+1}$	$\frac{0.339}{0.32s+1} + \frac{-0.072}{3.5s+1}$	$\frac{0.0565}{3.8s+1}$	

이 각 출력변수의 제어를 행하는데 있어서 효과적인 조작변수의 짝을 결정하기 위해 각 조작변수의 계단변화에 대한 출력변수의 응답을 구하였다. Fig.4에 이들 조작변수와 출력변수 사이의 계단응답을 CV1, CV2, P_p 의 +10% 변화에 대하여 보였다. 이 공정의 응답 중 무진동 overshoot를 보이는 CV1- P_e 과 CV2- m l은 두 1차계가 반대방향으로 작용하고 있는 1차계+1차계로, direct transmission이 있는 P_p - m l은 상수+1차계로, 그리고 나머지는 시간지연이 없는 1차계로 근사하여 전달함수행렬을 구성하였다. 이 전달함수행렬을

Table 1에 나타내었다. 이 때 각 전달함수의 시간상수는 분 단위로 나타내었으며 정상상태 공정이득은 무차원, 정규화된 것으로 다음과 같이 계산하여 나타내었다.

$$\frac{\text{현재값} - \text{초기 정상상태값}}{0.6 \times \text{초기 정상상태값}} \quad (23)$$

5. RGA에 의한 제어계 구성

4장에서 구한 결과로부터 단일루프(single loop)제

Table 2. Controller parameters for the system designed by RGA

controller	K_c	$T_I(\text{min})$	$T_D(\text{min})$
1	4.08	0.03	0.0075
2	-0.308	0.03	0.0075
3	49.6	0.03	0.0075

여제를 구성하기 위해 먼저 Bristol의 상대이득(relative gain)분석을 행하였다.

상대이득분석은 제어변수와 조작변수가 2개 이상 존재하는 시스템에서 어떤 제어변수에 대해 선택된 조작변수의 영향과 남은 다른 조작변수들에 의한 영향을 비교하여, 제어변수와 선택된 조작변수가 얼마나 밀접하게 결합되어 있으며 다른 조작변수들에 의한 간섭은 어느 정도인가를 분석하는 방법이다[2]. i 번째 제어변수 y 와 j 번째 조작변수 u 사이의 상대이득은 다음과 같이 정의된다.

$$\lambda_{yu} = \frac{(\partial y_i / \partial u_j)_u}{(\partial y_i / \partial u_j)_y} \quad (24)$$

상대이득이 1이면 다른 루프가 열렸거나 닫혔어도 이득값이 같으므로 다른 조작변수에 의한 간섭이 없음을 의미하며 상대이득이 0이면 결합도가 0임을 의미하므로 해당되는 제어변수와 조작변수는 제어적으로 선택될 수 없음을 가리킨다. 그러므로 1에 가까운 값을 갖는 항의 조작변수와 제어변수를 제어적으로 선택하는 것이 가장 좋다.

$n \times n$ 시스템에 대해 상대이득을 행렬로 나열하면

$$A = Y_1 \begin{pmatrix} u_1 & u_2 & \cdots & u_n \\ \lambda_{11} & \lambda_{12} & \cdots & \lambda_{1n} \\ \lambda_{21} & \lambda_{22} & \cdots & \lambda_{2n} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \lambda_{n1} & \lambda_{n2} & \cdots & \lambda_{nn} \end{pmatrix} \quad (25)$$

이 되며 이것을 상대이득행렬이라 한다. 이 상대이득행렬은 각 행 또는 열의 원소를 합하면 항상 1이 되는 성질이 있다. D 를 open loop 정상상태 이득행렬이라 하면 RGA는 다음과 같은 관계식에 의해 쉽게 구해진다[7].

$$A = D \otimes (D^{-1})^T \quad (26)$$

\otimes : Hadamard multiplication

Bristol의 상대이득행렬을 이용하여 P_e , P_{s1} , 및 $m1$ 의 제어를 위한 조작변수의 짝을 구하였다. CV1, CV2, P_p 의 10%변화에 대한 각 변수의 정상상태 이득

행렬은

$$\begin{pmatrix} \bar{P}_e \\ \bar{P}_{s1} \\ \bar{m1} \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 0.75 & -0.038 & -0.0077 \\ 0.66 & 0.461 & -0.41 \\ 0.38 & 0.267 & 0.0565 \end{pmatrix} \begin{pmatrix} \bar{P}_p \\ \bar{CV1} \\ \bar{CV2} \end{pmatrix} \quad (27)$$

으로 나타났으며 이것으로부터 구한 상대이득행렬값은

$$\begin{pmatrix} \bar{P}_e \\ \bar{P}_{s1} \\ \bar{m1} \end{pmatrix} \begin{pmatrix} \bar{P}_e & \bar{CV1} & \bar{CV2} \\ 0.934 & 0.0657 & -0.00007 \\ 0.0004 & 0.191 & 0.807 \\ 0.0652 & 0.742 & 0.192 \end{pmatrix} \quad (28)$$

와 같이 나타났다. 이것으로부터 각 출력변수를 제어하기 위한 조작변수는

$$\begin{array}{lcl} P_e & \text{---} & P_p \\ P_{s1} & \text{---} & CV2 \\ m1 & \text{---} & CV1 \end{array} \quad (29)$$

이 적합한 것으로 나타났다. 이 제어책들은 모두 0과 1 사이의 값으로 1에 가까운 상대이득을 가지고 있어 RGA 분석의 관점으로는 매우 좋은 제어책인 것으로 나타나 있다. 이렇게 구한 출력변수와 조작변수의 짝으로 제어계를 구성하고 제어를 시도해 보았다. 구성된 페루프계가 잘 decoupling 되어 있다면 제어책들은 1차제로 근사할 수 있으므로 PID 제어기를 사용하더라도 안정하다. 전산기 모사를 위해 anti-reset windup과 kick 현상 등을 고려한 discrete 형태의 PID 제어기를 사용하였다. Sampling interval은 0.03분으로 하였고 CV1과 CV2의 최대값은 정상상태의 3배로 P_p 의 최대값은 120 psi로 제한하였으며 제어발보는 모두 선형으로 가정하였다. 연속시간대에서의 제어 응답은 시간지연이 없는 것으로 나타났으나 제어기 변수 조절시에는 sample-hold에 의한 시간지연을 고려한 dead-time approximation 모델[8]을 이용하였다. 제어기 변수는 먼저 Ziegler-Nichols의 방법에 의해 결정하였으며 제어응답이 심하게 진동하는 것으로 나타나 제어기 이득을 줄이는 등 좋은 제어응답이 얻어지도록 조정하였다. Table 2에 이렇게 하여 구한 제어기 변수값을 보였으며 Fig. 5에 설정치에 계단입력을 가한 경우의 제어응답을 보였다. 그림에 나타난 바 제어초기에 심한 진동과 간섭이 나타나고 있다. 이 현상은 더이상 개선되지 않았으며 이렇게하여 구성된 제어계가 고압에서 안정된 제어가 되어야 하는 초임계유체 추출공정에 적합치 않은 것이다.

이와 같은 결과는 정상상태 이득에만 의존하여 SISO paring을 행하는 상대이득 분석방법의 한계를 보여주

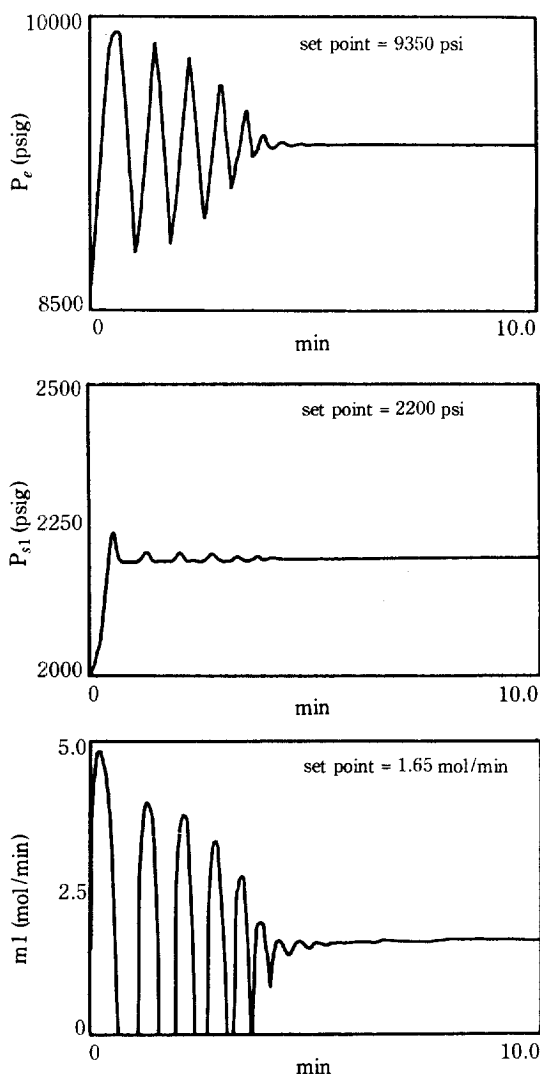


Fig. 5. Closed-loop responses for the system designed by RGA.

는 것으로 생각되며 본 초임계유체 추출공정의 안정된 제어계 구성을 위해서는 동적상태에서의 상호간섭까지를 분석하고 이를 최소화할 수 있는 보상기의 설치가 필요함을 알 수 있었다.

6. INA 에 의한 분석과 제어계의 구성

상대이득 분석방법에 의한 제어계를 개선하기 위해서는 동적상태에서의 엄밀한 상호간섭분석을 행하여야 하며 이에 따라 적절한 보상기를 설계할 필요가 있다. 이를 위해 본 연구에서는 INA 방법을 도입하여 초임계

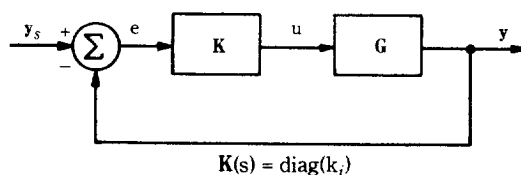


Fig. 6. Control diagram for a plant G with a controller K .

유체 추출공정의 특성을 다시 분석하고 제어계를 재구성하였다. Rosenbrock[6]에 의해 개발된 INA 방법은 전달함수의 주파수응답에 기반을 둔 Nyquist의 방법을 다변수계에 확장한 것으로 컴퓨터그래픽 기능을 이용하여 직관적인 방법으로 제어계의 안정성 및 설계를 행할 수 있다는 이점이 있다.

이제 전달함수행렬 $G(s)$ 를 갖는 MIMO 계에 Fig. 6과 같은 폐루프가 구성되어 있다고 할 때 폐루프의 전달함수행렬은

$$H(s) = [I + G(s)K]^{-1}G(s)K \quad (30)$$

가 된다. 부호사용의 편의를 위해

$$\hat{H}(s) = H(s)^{-1}, \hat{K}(s) = K(s)^{-1}, \hat{G}(s) = G(s)^{-1} \quad (31)$$

와 같은 정의를 도입하고 식 (30)의 역을 취하면

$$\hat{H}(s) = I + \hat{K}\hat{G}(s) \quad (32)$$

의 관계를 얻게 된다. SISO 계의 Nyquist 안정성판별은 식 (32)과 같은 MIMO 계의 전달함수의 역행렬로도 확장이 되며 초임계유체 추출공정과 같이 안정한 공정에 대해 기술하면 다음과 같이 나타난다.

$\det \hat{G}(s)$ 와 $\det \hat{H}(s)$ 의 Nyquist plot이 원점을 시계방향으로 각각 \hat{N}_G , \hat{N}_H 번 감싼다고 하자. 만일

$$\hat{N}_G = \hat{N}_H \quad (33)$$

이면 이 폐루프는 asymptotically stable이다.

INA 방법에서 가장 중요한 개념은 diagonal dominance이다. 임의의 전달함수행렬 $Q(s)$ 에서

$$|q_{ii}(j\omega)| > d_i(\omega) \quad i=1, 2, \dots, n \quad (34)$$

여기서 $q_{ij}(s)$ 는 $Q(s)$ 의 ij 번째 요소이고,

$$d_i(\omega) = \sum_{j=1, j \neq i}^n |q_{ij}(j\omega)|$$

이 만족되면 전달함수행렬은 $s=j\omega$ 에서 (row-) diagonal dominant하다고 하며 $\det Q(s)$ 의 Nyquist plot이 원점을 감싸고 도는 횟수는 $q_{ii}(s)$ 들의 Nyquist plot이 원점을 감싸고 도는 횟수의 합과 일치하게 된다. 따라서 diagonal dominance가 만족되는

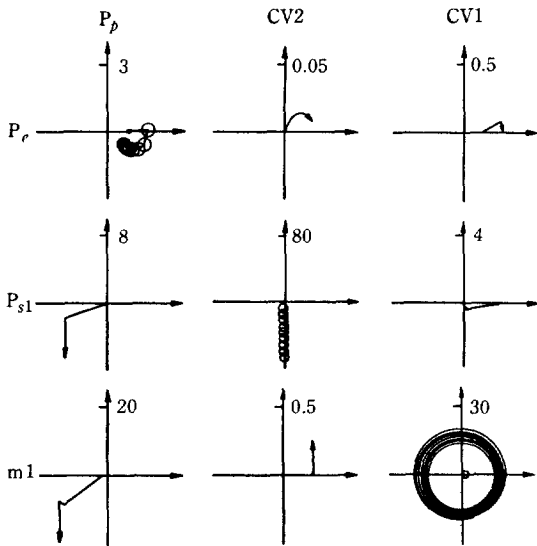


Fig. 7. INA of the open-loop system \hat{M} .

경우 Nyquist 방법에 의한 안정성 판단은 대각항 $q_{ii}(s)$ 에 의한 Nyquist plot만으로 행할 수 있다. 이와 같은 판정은 컴퓨터그래픽스를 이용하여 쉽게 행할 수 있다. 즉 식 (34)에서 $q_{ii}(j\omega)$ 를 중심으로 하고 $d_i(\omega)$ 를 반경으로 하는 원(Gershgorin circle)을 모든 ω 에 대하여 그리면 band를 얻게 되며 이것을 Gershgorin band(G-band)라 부른다. 이 G-band를 모든 대각항에 대해 그리고 이들이 원점을 지나는 여부로부터 $\mathbf{Q}(s)$ 의 diagonal dominance를 판정하게 된다.

이제 $\hat{\mathbf{G}}(s)$ 와 $\hat{\mathbf{H}}(s)$ 의 각 요소를 $\hat{g}_{ij}(s)$, $\hat{h}_{ij}(s)$ 라 하면 식 (32)로부터

$$k_i \hat{h}_{ij}(s) = \begin{cases} k_i + \hat{g}_{ij}(s), & i=j \\ \hat{g}_{ij}(s), & i \neq j \end{cases} \quad (35)$$

의 관계가 있음을 알 수 있다. 따라서 $\hat{\mathbf{G}}(s)$ 가 diagonal dominant하며 안정할 때 식 (30)의 페루프가 안정할 충분조건은 $\hat{g}_{ii}(s)$ 의 G-band가 원점을 감싸는 회수가 $-k_i + j0$ 점을 감싸는 회수와 같아야 한다는 것으로 나타난다. 만일 공정자체의 전달함수행렬을 $\mathbf{M}(s)$ 라 하고 $\mathbf{M}(s)$ 가 위의 조건을 만족하지 못하는 경우 elementary(row- and column-) operation을 통해 적절한 보상기를 설계하여 위의 조건을 만족시킬 수 있다.

상대이득 분석에 의해 구한 제어쪽을 대각항으로 취하여 Gershgorin band와 함께 그린 $\mathbf{M}(s)$ 의 INA를 Fig.7에 보였다. 그림에서 y축 위에 쓰여진 숫자는 y

축의 최대값을 표시한다. CV1-m1과 CV2- P_{st} 에 대해 그린 두 개의 Gershgorin band가 원점을 감싸고 지나가므로 비대각항들의 영향이 큰 것을 알 수 있다. CV1-m1이 낮은 주파수에서는 원점을 감싸지 않는 것으로 정상상태에서는 decoupling이 이루어진다는 것을 의미하고 따라서 상대이득 분석에 의해 비간섭적으로 나타났음을 알 수 있다. 그러나 주파수가 커짐에 따라 심한 상호간섭이 나타나 제어계의 동특성이 매우 나쁘게 나타났던 것으로 생각된다.

INA에서의 보상기의 설계는 기본적으로 elementary operation에 의해 행해지는 것이나 최적화 개념에 의한 수학적 접근방법으로 여러 형태의 방법이 제시되어 있다. 그러나 현재 개발되어 있는 pseudo-diagonalization 방법들[3,6]은 완전한 diagonal dominance criterion에 근거한 것이 아니며 특정 주파수를 택하여 이 주파수에서의 diagonal dominance를 개선하기 위한 보조적인 방법이라고 할 수 있다. 따라서 전달함수행렬 전체의 inverse Nyquist plot을 살펴가면서 elementary operation에 의해 보상기를 구성해 나가는 것이 특정 주파수를 택해 보상기를 설계하는 것보다 나을 수 있다. 본 연구에서는 elementary operation에 의해 보상기를 설계하였다. 보상기 설계 과정은 inverse Nyquist plot에서 diagonal dominance를 가장 잘 만족시켜 주는 항을 대각항으로 선택한 다음 대각항의 dominance를 증가시켜 주는 elementary operation을 행하였다. 이렇게 하여 비대각항들의 영향을 무시할 수 있는 보상기를 다음과 같이 구성하였다.

$$\mathbf{G} = \mathbf{FMB}$$

$$\mathbf{B} = \begin{bmatrix} 1.0 & 0.0 & 0.0 \\ 10.0 & 1.0 & 0.9 \\ 10.0 & 0.0 & 1.0 \end{bmatrix}$$

$$\mathbf{F} = \begin{bmatrix} 3.0 & 0.0 & 1.0 \\ 0.0 & -1.0 & 0.0 \\ -5.0 & 0.0 & 0.0 \end{bmatrix} \quad (36)$$

이 $\mathbf{G}(s)$ 에 대한 INA를 Fig.8에 나타내었으며 이때 그림에서 볼 수 있듯이 제어계는 Fig.9와 같이 구성하였다. Fig.8에서 제어기의 critical value는 각각 -0.02 , -1.25 , 그리고 -0.35 로 나타났다. 비례 제어기를 사용하는 경우 제어기의 이득이 critical value보다 크기만 하면 폐환전달함수의 INA는 원점을 감싸지 않게 되고 개환전달함수도 원점을 감싸지 않으므로 구성된 제어계는 안정하다. 따라서 본 계는 제어기의

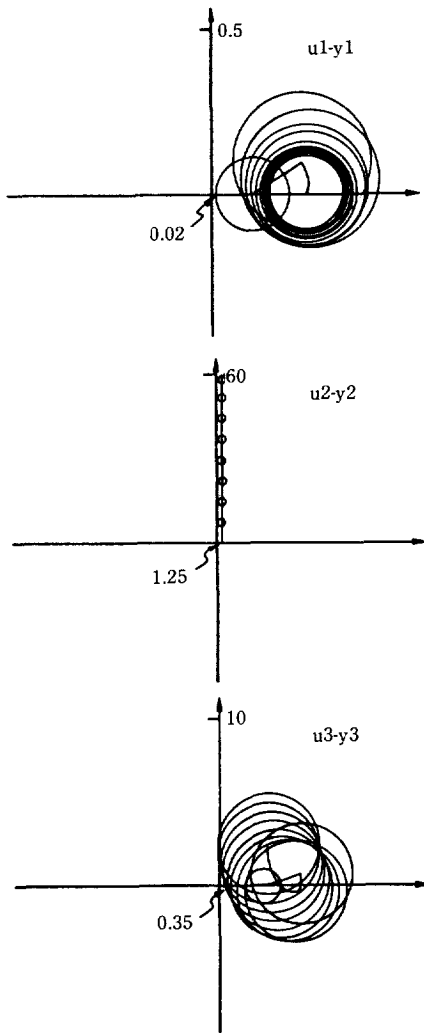


Fig. 8. INA of the compensated system \hat{G} .

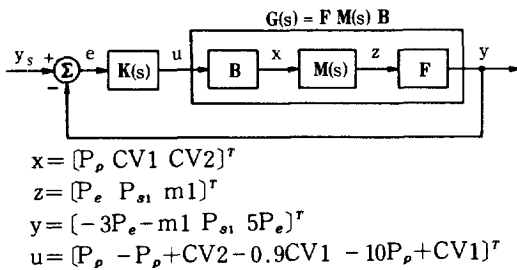


Fig. 9. Designed closed loop system.

이득이 양이기만 하면 asymptotically stable 하게 되며 이 때 Ostrowski band에 의한 폐회로 diagonal dominance를 해석할 경우 Fig. 8에 나타난 것보다 한결 개선된 diagonal dominance 효과를 나타낼 것이

Table 3. Controller parameters for the system designed by INA

controller	K_c	T_I (min)	T_D (min)
1	0.020	0.03	0.0075
2	103.	0.03	0.0075
3	2.94	0.03	0.0075

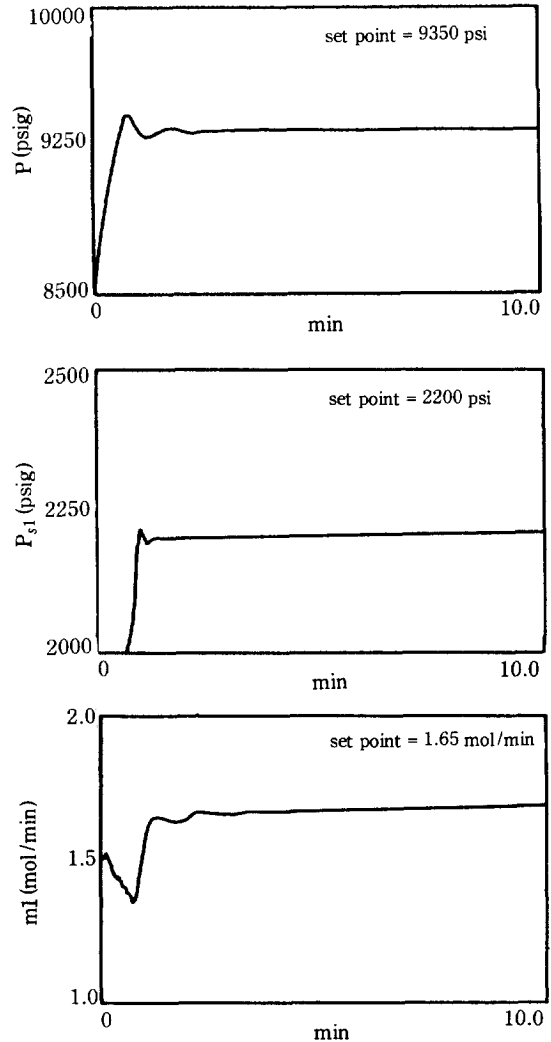


Fig. 10. Closed-loop responses for the system designed by INA.

자명하다.

INA 방법에 의해 설계된 제어계에 대해 제어를 시도해 보았다. 제어기는 상대이득행렬의 경우와 같은 PID 제어기를 사용하였으며 제어기 변수는 Ziegler-Nichols 방법으로 tuning 하였다. INA 방법에 의한

안정성 분석은 비례 제어를 가정하여 행하는 것이지만 본 계에서는 PID 제어를 사용하더라도 phase lag가 -180 도를 넘지 않기 때문에 안정성은 그대로 유지된다. 제어밸브의 비선형성을 고려하여 원하는 제어응답을 주는 제어기의 이득값들을 Table 3과 같이 추가적으로 조정하였으며 Fig.10과 같은 제어응답을 얻었다. 보상은 제어기들이 다른 제어기의 제어출력량을 고려하여 제어출력을 내보내게 되어 있다. 특히 P_{s1} 에 관한 그림에서 제어초기에 압력변화가 일어나지 않은 것은 추출기의 압력을 조절하며 제1분리기의 압력을 제어하려고 하기 때문에 입구 및 출구의 제어밸브가 saturation 되었기 때문이다. 상대이득분석에 의해 구성된 제어계는 제어기의 이득을 크게 할 수 없었던 반면, INA 분석에 의해 구성된 제어계는 동적 상호간섭을 고려했기 때문에 제어기의 이득을 크게 할 수 있어 설정치에 빨리 도달할 수 있었다. 본 연구에서는 제어발브상수를 직접 조작하는 것으로 가정하였기 때문에 발브의 비선형성을 고려하여 제어기의 이득을 추가적으로 조정하였으나, 실제 공정에서 유량제어를 할 때는 cascade 제어루프를 구성하기 때문에 제어발브의 비선형성이 문제가 되지 않는다.

6. 결 론

동적 상태에서 상호간섭이 심한 MIMO 계인 초임계 공정의 동특성모사를 행하여 다음과 같은 결론을 얻었다.

1. 정상상태 특성만 이용한 상대이득 분석에 의해 구성된 제어계는 동적 상태에서 상호간섭이 심한 초임계공정에 적합하지 않음을 알 수 있었다.

2. 이를 해결하기 위해 주파수 응답 분석방법인 INA 방법에 의해 매우 좋은 제어응답을 나타내는 제어계를 구성할 수 있었다.

갑 사

본 연구의 수행을 위해 재정적인 도움을 준 한국과학기술단에 깊은 감사를 드립니다.

NOMENCLATURE

B	: input compensator matrix
CV	: control valve, valve constant
d	: radius of a Gershgorin circle, defined in eq.

(34)

D	: steady-state gain matrix
F	: output compensator matrix
GPM	: gallon per minute (liquid)
G_L	: specific gravity with respect to water
G_G	: specific gravity with respect to air
G	: open loop transfer function matrix
H	: closed loop transfer function matrix
j	: imaginary number, $\sqrt{-1}$
K	: controller gain matrix
K_c	: controller gain
M	: process transfer function matrix
m	: molar flowrates, mol/min
MV	: manual valve, valve constant
p	: pressure, psi
Q	: transfer function matrix
SCFH	: standard cubic feet per hour (gas)
T	: temperature
T_D	: derivative time, min
T_I	: integral time, min
u	: manipulated variable
v	: molar volume of CO_2 , cm^3/mol
V	: volume, cm^3
y	: controlled variable

Greek Letters

λ	: relative gain
Λ	: relative gain array

Superscripts

-	: normalized value
-	: inversion

Subscripts

e	: extractor
s1	: separator 1
s2	: separator 2
p	: air drive motor

REFERENCES

1. Badger Catalog on Research Control Valves, Badger Meter, Inc. (1980).
2. Bristol, E.H.: *IEEE Trans. Auto. Control*, **AC-11**, 133 (1966).
3. Bryant, G.F. and Yeung, L.F.: *IEE Proc.*, **130**, 72 (1983).
4. Haskel Catalog on Nonlube-Contaminant Free Gas Booster, Catalog M-26C, Haskel Inc. (1976).
5. Mchugh, M. and Krukoni, M.: "Supercritical Fluid

- Extraction", Butterworth Inc., Boston (1986).
6. Rosenbrock, H.H.: "Computer Aided Control System Design", Academic Press, London (1974).
7. Shinskey, F.G.: "Process Control Systems", 3rd ed., McGraw-Hill, New York (1988).
8. Smith, C.L.: "Digital Computer Process Control", International Textbook Company, New York (1972).