

현대제어이론의 전력 플랜트 적용

박 익수* · 황 재호**

(*한전기술연구원 책임연구원, **연구원)

1. 서 론

PI또는 PID방식의 아나로그 제어기는 바로 최근까지의 수 십년 동안 제어분야에서 확고한 위치를 지켜왔다.

그러나 특별히 발전 plant의 대용량화 추세와 더불어 점증하는 다양한 요구를 충족시키는 데에는 가격과 기능 면에서 한계에 도달하였다고 볼 수 있다.

한편 수학적 방법을 사용하여 보다좋은 제어를 위한 기술은 오랫동안 확립되어 왔고 이것이 마이크로 컴퓨터의 출현에 힘입어 실제로 제어분야에 응용되기 시작하였다.

여기에 기술한 내용은 현대제어이론의 응용으로서 observer 를 갖는 state controller가 보일러의 온도제어에 이용되고 있는 기술적인 개요와 그 성과에 관한 것이다.

2. 상태 제어방식(State Control)

다이나믹 프로세서는 질량, 에너지운동량 보존법칙에 따르는 많은 변수들의 Internal Storage, Release, 상태 변화에 의해서 그 특성이 결정된다. 만약 입력과 출력 사이에 하나 이상의 Storage가 있다고 할 때 입력의 변화는 일정시간 후에 출력에 나타날 것이고 이 경우, 널리 사용되고 있는 PID제어로서는 페루프에서 그 안정도가 보장되기 위하여 제어의 질이 현저히 저하된다. 또 Internal process에 대하여 정확하게 분석된 지식이 있

다고 하여도 Control Structure를 실제로 개선하는 데에는 그다지 유용하지도 않다. 이러한 문제들은 프로세서의 내부 상태변수들을 측정하여 이들을 제어요소로 사용함으로써 해결될 수 있는데 이러한 방법을 "Control by Complete process state feedback" 또는 줄여서 "State Control"이라고 한다. State Controller의 본질은 제어대상인 시스템의 모든 상태변수가 제어기에 적절하게 Feedback 되고 실제 제어변수는 PI 제어기에서와 같이 사용되는 것이다. 여기서 변수들은 상태변수로서 Storage 즉 Heat Storage, Mass Storage, Energy Storage 등의 상태를 의미하고 온도, 수위, 압력등으로 표시될 수 있다.

예를들어, 보일러 과열기 출구 증기온도를 제어하는 경우, 관련된 시스템의 상태변수는 과열기 튜브를 따라서 형성된 온도가 되는데, 이것은 연속적으로 분포되어 있기 때문에 상태변수의 수는 무한대라고 할 수 있다. 따라서 전체를 대표할 수 있는 몇 개의 구간들로 나누어 그 곳의 온도를 측정하여 튜브 전체의 온도분포를 예측할 수 있다. 이와같이 하면 열적으로 외란이 발생하여도 확실하게 순간적인 프로세스의 상태를 충분히 파악할 수 있고 정확한 수정동작을 재빨리 인가할 수 있다.

PID제어기에 비교할 때 상태변수제어기는 보다 많은 제어파라메타를 갖는 대신 안정도에 구애됨이 없이 제어의 질을 향상시킬 수 있다.

그림1은 입구측에 Spray Injection Water를 갖는 과열기를 나타낸 것이고 그림1-b은 과열기의 과도응답을

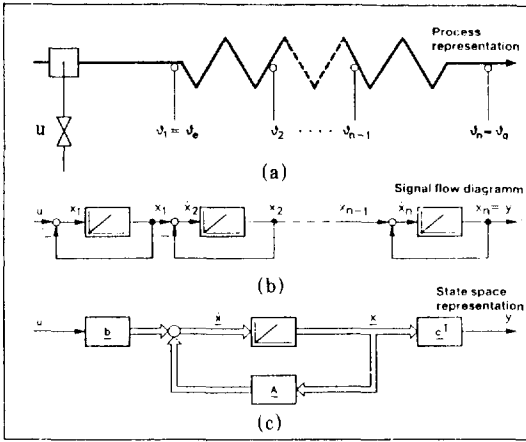


그림 1. State Representation

1차의 시간지연요소를 여러개 직렬로 사용하여 시물레이션한 것을 보인 것이다. 상태변수로서 각 시간지연요소의 출력을 이용하고 시스템 전체의 과도응답에 맞도록 미분방정식을 세울 수 있는데 이 변수들은 실제 프로세서에서 온도로 직접 측정될 수도 있다.

그림에서 나타난 바와 같이

$$\begin{aligned}
 \dot{X}_1 &= a_{11}X_1 + bu \\
 \dot{X}_2 &= a_{12}X_1 + a_{22}X_2 \\
 &\vdots \\
 \dot{X}_n &= \dots\dots\dots a_{n-1,n}X_{n-1} + a_{nn}X_n
 \end{aligned} \quad (1)$$

Matrix Form으로 바꾸어

$$\begin{aligned}
 \dot{X} &= AX + bu \\
 y &= C^T X
 \end{aligned} \quad (2)$$

여기서 y는 시스템의 출력변수이다.

그림 1-c는 식(2)에 해당하는 피제어시스템의 상태공간으로의 표현이다.

그림2는 상태변수제어를 나타낸 것으로

튜브 입구 증기온도의 비례적분된 신호는 개개의 중간 튜브에 비중을 둔 온도와 합하여 과열저감기 분사수 밸브의 위치를 명령하는 신호를 만든다. 또한 출구측 온도의 적분동작은 시간이 경과하면서 설정치에 맞도록 동작한다.

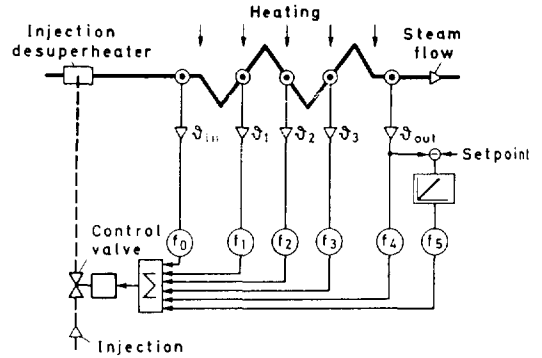


그림 2. 상태변수제어기

3. OBSERVER

그러나 위에서 언급한 바와 같이 많은 구간에서 온도를 측정한다는 것은 경제적으로 많은 비용이 소요된다. 일반적으로 intermediate variables의 측정은 필요치 않은데, 이들은 dynamic process model (observer)에 의해서 연속적으로 계산된 값으로 대신할 수 있기 때문이다. 따라서 제어기에는 측정된 데이터를 제공하지 않고 observer를 통하여 반복적으로 데이터를 만들어주는데 이 시스템의 기능이 신뢰할 수만 있다면 상태변수의 재구성은 그것들을 변화시키는 제어가 행하여 지는 것보다 더 빨리 수렴하여야 한다. 또한 상태변수제어에서는 이 계산된 값이 정적으로나 동적으로나 실제 프로세서 값

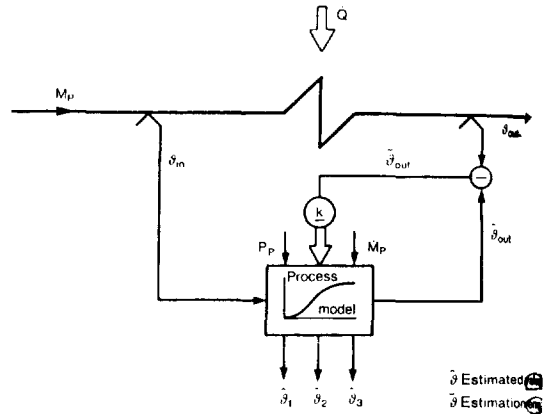


그림 3. OBSERVER

과 정확하게 일치시키는 것이 반드시 필수적이라고 할 수도 없다. 중요한 것은 제어가 그 차이를 외부로부터 프로세서에 가한 영향인지 아니면 제어기 자신의 작용에 의한 것인가를 분간하는 것이다.

그림3은 OBSERVER를 나타낸다.

과열기 온도를 제어하는데 입구온도, 증기압력, 그리고 증기유량이 OBSERVER 모델로 입력된다. 이것은 증기의 열에너지 상태를 수학적으로 해석한다. 모델의 출력은 프로세서 출력의 온도와 연속적으로 비교하여 편차가 있으면 수정 벡터 K를 통하여 모델로 Feedback 된다. 이렇게 하여 모델은 연속적으로 실제의 프로세서 상태에 적응하여 진다. 상태변수제어를 하는데 필요한 중간 과정의 온도는 적당한 모델출력에서 산정한다.

이러한 방법은 열응력계산이나 측정불가능 또는 측정 곤란한 상태변수의 산정에도 유용하게 사용될 수 있다. 또한 OBSERVER를 사용함에 따라 Control System에 사용되는 신호에 Noise가 있을 때 필터 기능을 갖게 하여 선택적으로 억누를 수도 있다.

그림4는 Inlet temp(실제 조작변수)가 OBSERVER Model에 입력되어 과열기 튜브에 저장된 에너지를 포함하여 증기의 에너지 전달을 Simulate한다.

따라서 Inlet Temp가 변화할 때 과열기에서의 시간에 대한 온도변화 curve는 모델을 통하여 출력되는 것으로 대신한다. 외부의 영향이 없으면 모델 출력은 과열기 출구 온도를 시간에 따른 추이에 맞게 추종한다. 그

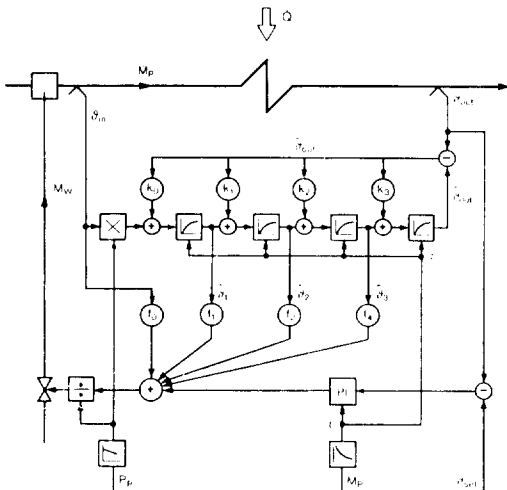


그림 4. State Controller with observer

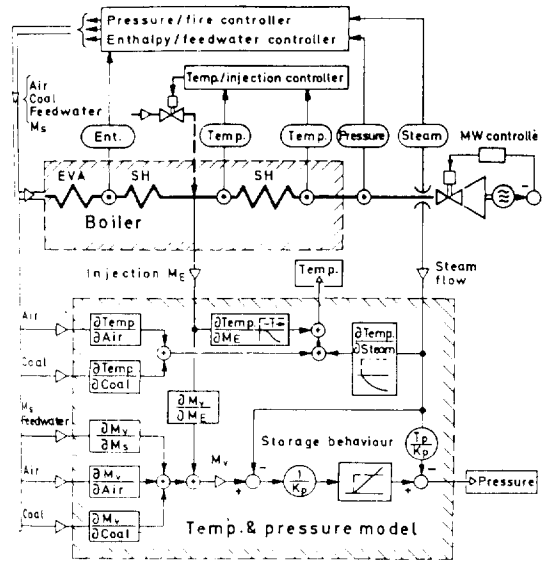


그림 5. Two Loop Control System

러나 과열기가 외부로부터 열적인 외란을 받으면 모델에 의하여 계산된 값과 측정된 값과의 차이가 뚜렷해진다. Correction factor K는 이 error signal을 모델로 전달하고 각각의 벡터 성분은 Heating의 외란 형태에 의하여 결정되지만 그들은 제어시스템이 수렴하도록 결정되어야 한다. 다변수 제어에 있어서 상태변수제어는 훨씬 좋은 결과를 얻을 수 있다.

observer를 갖는 상태변수제어는 외란 없이 선행제어를 할 수 있기 때문에 decoupling network가 필요치 않고 잘못된 선행제어를 피할 수 있다.

이러한 예로서는 그림5에서 증기온도/급수 제어와 상호작용하는 증기압력/연료 제어를 들 수 있다. 왜냐하면 각 조작변수는 두 제어변수에 작용하여 두조작변수를 서로 통합하여 제어되도록 할 수 있기 때문이다. 즉 연료량이 변하면 급수량도 변하여 오직 증기압력만 영향을 받고 증기온도는 일정하게 유지된다. 만약 미분기에 축적된 미분탄의 갑작스런 증가와 같은 외란이 발생되면 Coal discharge는 급격히 live steam pressure를 상승시키는 요인이 되고, 그렇게 되면 증기압/연료 제어기는 급탄기의 속도를 느리게 하거나, 정지시키도록 제어함과 동시에 decoupling network를 통하여 급수유량이 즉시 증가하도록 제어한다.

4. Implementation

Observer(Simulation of the controlled system)는 1차 지연요소를 직렬로 연결하여 실현된다. 지연요소의 수와 Observer의 차수는 시뮬레이션 할 과열기에 의하여 좌우된다. 왜냐하면 시스템의 시정수가 부하에 따라 변하기 때문에 개개의 시간지연요소의 시정수도 부하에 따라(M_p) 제어 되어야 한다. 그 관계식을 보면

$$\tau = \tau_0 \frac{M_p 100\%}{M_p}$$

와 같고 Observer에서 신호증폭은 입력에서의 Multiplier에 의하여 이루어 지는데 외부신호(P_p)로 제어한다. 이것은 변압운전시에 과열기의 시뮬레이션에 필요한 Amplification의 change를 가능하게 하기위함이다. 그리고 출력신호 Q_{out} 은 실제 측정된 과열기 출구온도(Q_{out})와 비교되어 그 편차 Q_{out} 을 가지고 연속적으로 Observer를 수정하여 가는데 Controlled System과 Observer사이의 mismatch는 시간, 증폭도, 차수에 따라 그 deviation pattern이 구분되어 진다.

그림6은 그 모양을 보인 것이다.

실제의 Controller는 PI 제어기능도 포함하고 있는데, 그것은 Q_{out} 이 Q_{set} 에 추종하기 위하여이다. 이렇게 하여 PI 제어 출력에 입구온도와 Observer의 출력에 factor를 곱한 신호를 합하여 제어기 출력(Valve position Setpoint)를 만든다. 입구온도의 측정장치가 Trouble이 발

생하여도 제어기 내부에서 산정된 온도를 가지고 대응할 수 있으며 얼마간의 제어의 질의 저하를 감수 할 뿐 자동운전은 계속 할 수 있는 장점도 있다.

그림7은 프로세서 측정으로 부터 프로세서 식별, 최적 제어시스템설계를 위한 보편적인 과정을 보인 것이고 그림8은 세분화하여 설명한 것이다

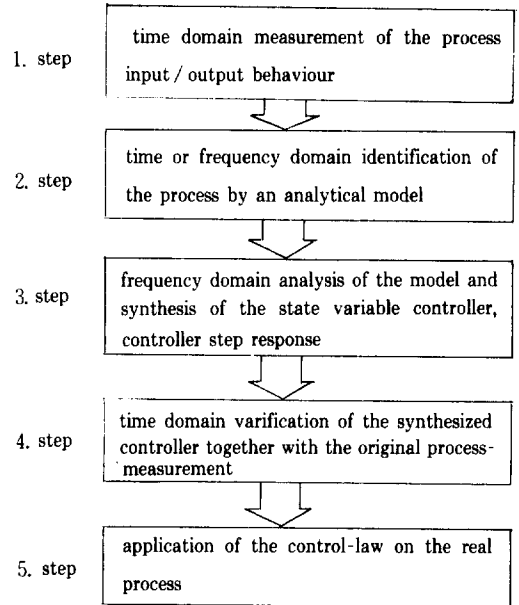
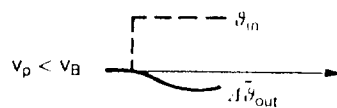
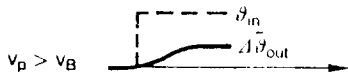
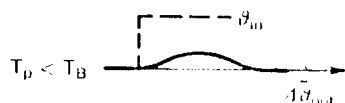
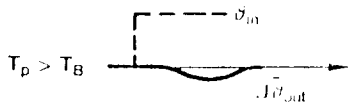


그림 7. General design procedure for state variable feedback systems

Deviating amplification



Deviating time constants



Deviating order



그림 6. Observer adjustment

5. Design Aspects

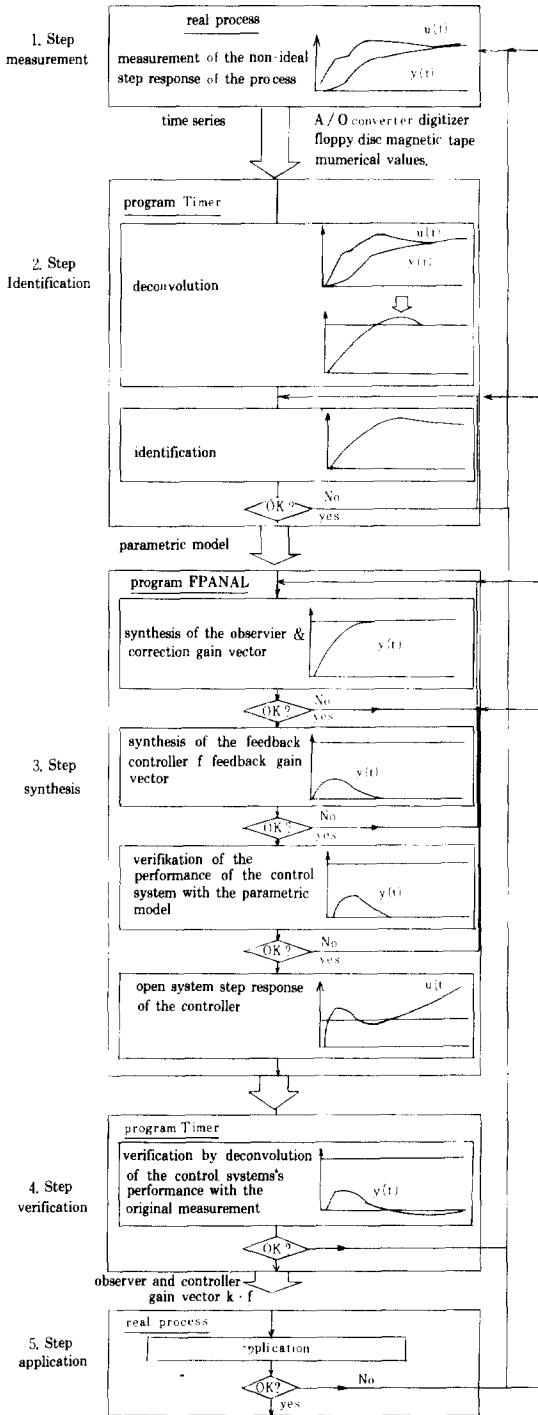


그림 8. Detailed design procedure

여기에서 언급된 방정식과 흐름도는 그림 9, 10에 보였고 Closed single input / output의 성질을 기술하는데는 open / closed시스템의 특성다항식의 비로 정의된 Inverse of return difference가 중요한 항목이다.

실제적으로 상태변수 제어시스템을 설계하는데는 matrices가 사용되는데 결과적으로는 특성다항식은 Laplacian system matrices의 determinant로 대치할 수 있는데 이것은 controller structure를 보아 곧 알 수 있다.

Observer를 갖는 상태변수 제어는 Controller module에서 모델링된 dynamic process에 기초를 두고 있으므로 제어기 설계는 만약 프로세서 모델이 control process에 잘 순응된다고 하면 closed system의 eigenvalue는 feedback vector f 또는 Correction Vector K 를 가지고 곧 수정할 수 있다. 이와같은 수정과정을 가진 Open system에서의 eigenvalue는 고정되었을 때와 비교하여 보다 안정하면서 매우 빠르게 감쇄하여 가고, 그 결과, 전체적인 실행에서는 거의 영향이 없다.

만약 Inverse of the return difference가 determinant 형태에서 존재하면 disturbance, noise 그리고 제어기능과 같은 것도 곧 알 수 있다.

따라서 설계목표는 가장 간단한 전달함수를 얻을 수

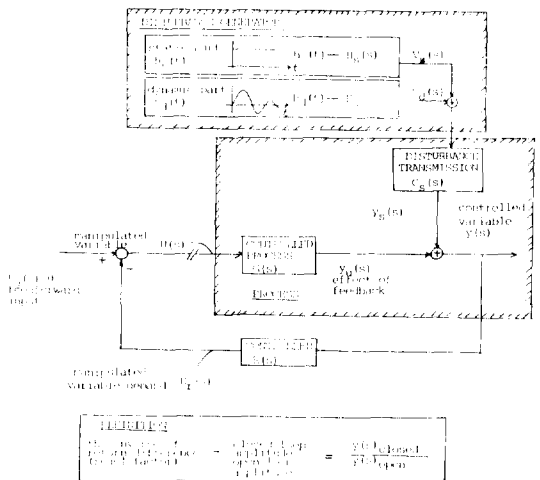
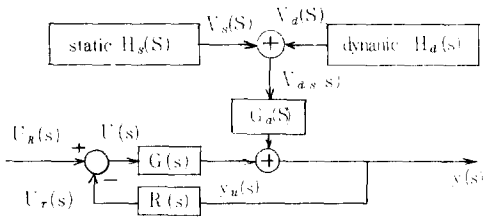


그림 9-a. Definition of the inverse of return difference (Regal factor)

a) block diagram representation



controller

$$\begin{aligned} \text{frequency domain: } \frac{U(s)}{y(s)} = R(s) &= \frac{Z_r(s)}{N_r(s)} \\ &= \frac{r_r \cdot S^m + r_{r-1} \cdot S^{m-1} + \dots + r_0}{S^d + d_{d-1} \cdot S^{d-1} + \dots + d_0} \\ &= \underline{C}_r^T \cdot \text{adj}(SI - A_r) \cdot b_r \cdot d \end{aligned}$$

time domain: $\dot{X}_r = A_r \cdot X_r + b_r \cdot y$
 $U = \underline{c}_r^T \cdot X_r + d$

control process

$$\begin{aligned} \text{frequency domain: } \frac{y_u(s)}{u(s)} = G(s) &= \frac{Z_u(s)}{N_u(s)} \\ &= \frac{b_m S^m + b_{m-1} S^{m-1} + \dots + b_0}{S^n + a_{n-1} S^{n-1} + \dots + a_0} \\ &= \underline{C}_p^T \cdot \text{adj}(SI - A_p) \cdot b_p \end{aligned}$$

time domain: $\dot{X}_p = A_p \cdot X_p + b_p \cdot U$, $y_u = \underline{C}_p^T \cdot X_p$

disturbance process

$$\begin{aligned} \text{frequency domain: } V_d(s) &= H_d(s) \cdot 1 \\ \text{domain} & \\ V_d(s) = H_d(s) \cdot 1 &= \frac{1}{SI - A_d} \end{aligned}$$

disturbance transmission

$$\begin{aligned} \text{frequency domain: } \frac{y_d(s)}{v(s)} = G_d(s) &= \frac{Z_d(s)}{N_d(s)} \\ &= \frac{Z_{d,m} \cdot S^m + Z_{d,m-1} \cdot S^{m-1} + \dots + Z_{d,0}}{S^n + a_{n-1} S^{n-1} + \dots + a_0} \\ &= \underline{C}_p^T \cdot \text{adj}(SI - A_p) \cdot b_p \end{aligned}$$

time domain: $\dot{X}_p = A_p \cdot X_p + b_p \cdot v_d$, $y_d = \underline{C}_p^T \cdot X_p$

DEFINITION

the inverse of return difference = $\frac{\text{CLOSED loop amplitude}}{\text{OPEN loop amplitude}}$ = $\frac{y(s) \text{ CLOSED}}{y(s) \text{ OPEN}}$ (Regelfaktor)

func. frequency: $\frac{1}{1 + G(s) \cdot R(s)}$ = $\frac{1/\text{DET closed}}{1/\text{DET open}}$

$\frac{\text{DET open}}{\text{DET closed}} = \left| \frac{SI - A_p}{1 + G(s) \cdot R(s)} \cdot \frac{SI - A_r}{SI - A_d} \right|$

그림 9-b. Definition of the inverse of return difference (Regel factor)

b) matrix / determinant representation

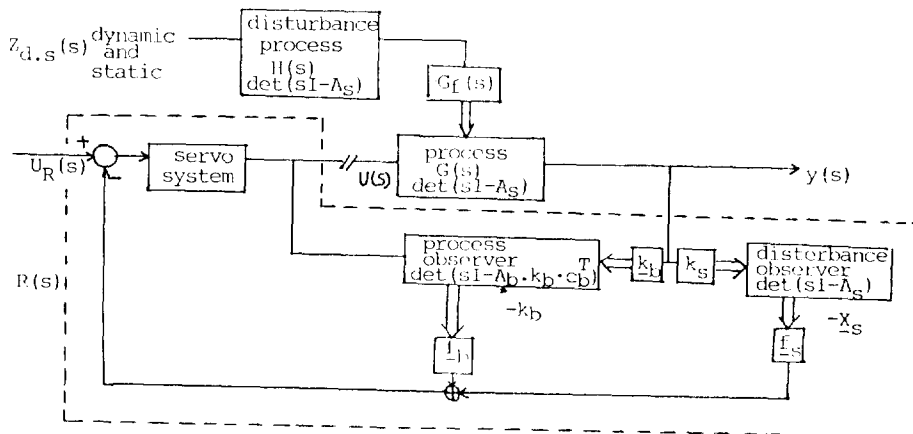


그림 10-a. State feedback control system with process and disturbance observer

a) block diagram representation

있도록 주어진 transmission Zero가 Closed system의 free eigenvalue로 보상되어야 하고 remaining eigenvalue는

제어의 질, 안정도, 견인성, 잡음강도의 기준에 따라 조정된다.

the inverse of det(open system)
return difference det(closed system)
(Regelfaktor)

$$\left. \begin{matrix} A_c \in A_c \\ C_c \in C_c \\ b_p \in b_c \end{matrix} \right\} = \frac{\text{proce} \quad \text{control} \quad \text{disturban} \\ \text{e} \quad \text{er} \quad \text{e} \\ \det(SI-A_p) \cdot \det(SI-A_c \cdot k \cdot C_c^T \cdot b_p \cdot f_b) \cdot \det(SI-A_d)}{\det(SI-A_{ss} \cdot b_{ss} \cdot f_{ss}) \cdot \det(SI-A_c \cdot k \cdot C_c^T)}$$

State feed back process observer

controlled loop : $\frac{y(s)}{U(s)} = \frac{G(s)}{1+G(s) \cdot R(s)}$

$$Z_c(s) \cdot \frac{\det(\text{controller}) \cdot \det(\det(\text{disturbance observer}))}{\det(\text{state feedback}) \cdot \det(\text{process observer})}$$

$\rightarrow Z_c(s) \in \det(\text{process observer})$

disturbance transmission : $\frac{y(s)}{r_{d,s}(s)} = H(s) \cdot \frac{G_d(s)}{1+G(s) \cdot R(s)}$

$$= Z_d(s) \cdot \frac{(s) \cdot \det(\text{controller})}{\det(\text{state feedback}) \cdot \det(\text{process observer})}$$

$\rightarrow Z_d(s) \in \det(\text{state feedback})$

- STATE FEEDBACK : $|S| = A_{b,s} + b_{b,s} \cdot f_{b,s}^T = 0$
: solution completely defined by $f_{b,s}$
 - PROCESS OBSERVER : $|S| = Ab + Kb \cdot C_b^T = 0$
: solutions completely defined by K_b
 - UEL CONTROLLER LOOP : $|S| = Ab + K_b \cdot C_b^T \cdot b_b \cdot f_b^T = 0$ quick and stable solutions
 $\rightarrow G_{LYM}(K_b \cdot f_b) \ll \text{MIN} |S_{LYM}(f_{b,s}), S_{LYM}(K_b)|$
- $$A_{b,s} = \begin{bmatrix} A_b & 0 \\ 0 & A_s \end{bmatrix} ; b_{b,s} = \begin{bmatrix} b_b \\ b_s \end{bmatrix} ; f_{b,s} = \begin{bmatrix} f_b \\ f_s \end{bmatrix}$$

그림 10-b. State feedback control system with process and disturbance observer
b) described by the mean of the inverse of return difference (Regelfaktor) (matern. representation)

6. 결 론

이상에서 Observer에 의한 상태추정방식을 사용하여 실제 플랜트제어를 구현하는 방법을 살펴보았다. 제어 분야에 있어서 디지털화는 컴퓨터기술의 진보와 함께 꾸준히 발전하여 왔으며 산업의 여러 현장에서 그 우수성이 입증되고 있다. 종래의 아날로그제어에 전적으로 의존하고 있던 플랜트제어도 아날로그 방식을 디지털화한 여러 제어방식이 출현, 현재 점차로 적용되고 있다.

더우기 시스템의 파라메타들과 상태변수 등의 추정에 의한 고도의 현대제어는 그 물리적, 열역학적 해석이 정확히 주어짐으로 보다 우수한 플랜트제어를 가능하게 하고 있다.

미국이나 일본의 경우 시스템 모델링에 의한 플랜트 제어로의 접근이 이미 60년대와 70년대에 걸쳐 활발히 진행되어 현재는 엔지니어링 차원으로의 시도가 이루어지고 있다. 현대제어이론의 발전플랜트에의 적용은 제어의 질의 향상 뿐만 아니라 효율향상과 기기수명 측면에서도 그 효과가 상당하여, 앞으로 이에 대한 활발한 연구와 실제 적용을 기대해 본다.

참 고 문 헌

- 1) Optimal Observers Using Time-Weighted Performance Index with Prespecified Eigenvalues, Journal of Dynamic Systems, Measurement and Control, vol. 108, December 1986, Transactions of the ASME.
- 2) Operational Experience with a State Variable Controller with Observer on a Superheater Temperature Control System. -R. Herzog and U. Kägi-SULZER AV6 Control System.
- 3) Observer Control for superheater arrangements with less injection points. -Dipl.-ing, R. Herzog and Dipl.-ing. F. Läubli- VGB TECHNISCHE VEREINIGUNG DER GROSSKRAFTWERKBETREIBER. VGB Congress "Power Plants 1986" in strasbourg, September 2-5. 1986.
- 4) Control Systems and Instrumentation for a Major Lignite Power Station. M.G. Pöschel, Control Systems and Instrumentation for a Major Lignite Power station. SULZER.
- 5) Modernisation of the Steam Generator Control in Weisweiler Power Station. SULZER AV6 Control System.
- 6) Operational Experience with Progressive Control Concepts Demonstrated on a State Controller, Herbert Krause, Rolf Vahldieck, MANNESMANN Hartmann & Braun.
- 7) STATE CONTROLLER with OBSERVER SULZER Control System AV6.