

122ci

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
"CUAUTITLAN"

**CONTROL DE LA ZONA DE SOBRECALENTA-
MIENTO DE VAPOR DE UNA PLANTA TER-
MOELECTRICA UTILIZANDO UN REGULADOR
OPTIMO**

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO MECANICO ELECTRICISTA
P R E S E N T A :
RAUL GARCIA MENDOZA

1990

**TESIS CON
SELLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

Contenido

NOMENCLATURA	ii
INTRODUCCION	iv
1 GENERALIDADES	1
1.1 EQUIPO DE LA CENTRAL TERMoeLECTRICA.....	2
1.1.1 GENERADOR DE VAPOR.....	2
1.1.2 TURBINA.....	5
1.1.3 CONDENSADOR.....	5
1.1.4 GENERADOR ELECTRICO.....	5
1.2 CONTROL MODERNO.....	7
1.2.1 ESTADO Y VARIABLES DE ESTADO.....	8
1.2.2 REPRESENTACION EN EL ESPACIO DE ESTADOS ..	8
1.2.3 LINEALIZACION DE SISTEMAS.....	9
1.2.4 SOLUCION A LA ECUACION DE ESTADOS.....	10
1.2.5 FUNCION DE TRANSFERENCIA Y ECUACION CARAC- TERISTICA DE SISTEMAS REPRESENTADOS EN EL ESPACIO DE ESTADOS.....	11
1.2.6 CONTROLABILIDAD Y OBSERVABILIDAD.....	12
1.2.7 OBSERVADORES.....	12
1.2.8 CONTROL POR REALIMENTACION DE ESTADOS ..	14
1.2.9 DISCRETIZACION DE ECUACIONES DE ESTADO ..	15
1.2.10 SOLUCION A LA ECUACION DE ESTADOS DISCRETA	16
1.2.11 VARIABLES DE DESVIACION.....	17
2 IMPLEMENTACION DEL REGULADOR OPTIMO	18
2.1 EL REGULADOR OPTIMO DISCRETO.....	19

2.1.1	SOLUCION AL REGULADOR OPTIMO	20
2.2	EL OBSERVADOR OPTIMO	21
2.2.1	SOLUCION AL OBSERVADOR OPTIMO	22
2.3	REALIMENTACION DE LAS SALIDAS	22
2.4	MODELO DE LA UNIDAD TERMoeLECTRICA	23
2.5	REQUERIMIENTOS DEL MODELO	24
2.6	OBTENCION DE GANANCIAS OPTIMAS	25
2.7	PROGRAMA LQG-PLUS	25
2.8	LAZOS DE CONTROL MODIFICADOS	28
3	PRUEBAS DE FUNCIONAMIENTO	31
3.1	INICIO DE OPERACION	32
3.1.1	RESULTADOS	33
3.2	CAMBIO DE CARGA DE 70% A 90%	36
3.2.1	RESULTADOS	37
4	COMPARACION CON OTROS ALGORITMOS DE CONTROL	40
4.1	CONTROLADORES PID	40
4.2	ESQUEMAS AUTOSINTONIZABLES	44
4.3	ESQUEMAS PREDICTIVOS	46
	CONCLUSIONES	49
	APENDICES	50
	A MODELO DE LA PLANTA TERMoeLECTRICA	50
	B PROGRAMA LQG-PLUS	54
	BIBLIOGRAFIA	56

NOMENCLATURA

<i>adj</i>	Adjunta de una matriz.
<i>e</i>	Base de los logaritmos naturales.
$x(0)$	Condiciones iniciales de las variables de estado.
K_d	Constante derivativa.
K_i	Constante integral.
K_p	Constante proporcional.
<i>det</i>	Determinante de una matriz.
$M(t)$	Error actuante.
<i>e</i>	Error de reconstrucción de estados.
ξ	Esperanza matemática.
WRY	Flujo de agua de atemperación del recalentador.
WSY	Flujo de agua de atemperación del sobrecalentador.
$H(s)$	Función de transferencia.
XGG	Inclinación de los quemadores en el hogar.
B	Matriz de control.
P	Matriz de controlabilidad.
P_1	Matriz definida no negativa.
K	Matriz de ganancia del observador.
A	Matriz de estados.
I	Matriz identidad.
V	Matriz de observabilidad.
C	Matriz de observación.
E	Matriz de peso de control.
R_3	Matriz de peso de las variables a controlar.
W	Matriz de peso de errores de reconstrucción.
R_2	Matriz de peso para las variables de entrada.
G	Matriz de realimentación de estados.
F	Matriz de realimentación óptima de estados.
e^{At}	Matriz de transición de estados.
D	Matriz de transmisión.
\mathcal{L}^{-1}	Operador transformada inversa de Laplace.
T	Período de muestreo.
TRHO	Temperatura del vapor recalentado.
TSSO	Temperatura del vapor sobrecalentado.

$u(s)$	Transformada de Laplace de las variables de entrada.
$x(s)$	Transformada de Laplace de las variables de estado.
$y(s)$	Transformada de Laplace de las variables de salida.
$z(i)$	Variable a controlar.
s	Variable en el espacio de laplace (variable compleja).
$\dot{\hat{x}}$	Vector de derivadas de los estados observados o estimados.
\dot{x}	Vector de derivadas de x .
u	Vector de entradas del sistema.
\hat{x}	Vector de estados.
\hat{z}	Vector de estados observados o estimados.
f	Vector de funciones de relación entre x y u (funciones no lineales).
g	Vector de funciones de salida (no lineales).
y	Vector de salidas del sistema.
y	Vector de salidas (no lineales).
x	Vector de variables de estado.

INTRODUCCION

La teoría del control ha avanzado a grandes pasos, pero en lo que respecta a las aplicaciones de la misma a nivel industrial no se ha tenido el mismo avance, pues las leyes de control multivariables no han sido diseñadas pensando en este ambiente [6].

Dentro de la industria papelera se han desarrollado ya controladores basados en la teoría del control moderno (sistemas autoajustables), pero no se tiene un control lo suficientemente robusto como para ser aplicado en otros procesos.

En Japón se han aplicado desde hace 10 años controladores del tipo óptimo [1][2][3] a centrales termoeléctricas de 600 MW con resultados muy importantes como el hecho de que no se ha necesitado el reajuste de los parámetros de los controladores; otra característica de este tipo de controladores es que son de desempeño robusto, lo cual es deseable en cualquier sistema de control. Motivados por el buen desempeño de los controladores del tipo óptimo, en éste trabajo de tesis se diseña un regulador óptimo o regulador lineal cuadrático gaussiano para el simulador de una planta termoeléctrica mexicana de 300 MW.

El hecho de buscar implementar este sistema de control moderno en México se deriva de la necesidad existente de mantener en funcionamiento las unidades termoeléctricas y sobretodo, de mantener la vida útil de éstas, pues estudios realizados en los Estados Unidos indican que la edad crítica de una central de este tipo es de 30 años [10], y en nuestro país aproximadamente el 15% de las unidades termoeléctricas se encuentran por cumplir 30 años de operación.

La aplicación del regulador óptimo al simulador de una planta termoeléctrica mexicana tiene como objetivo principal evaluar este tipo de algoritmos en nuestro país y así, demostrar que los sistemas de control óptimo multivariables tienen mejor desempeño que los sistemas de control univariable que hasta el momento se han utilizado (controladores PID); el regulador óptimo se utiliza para regular las temperaturas del vapor sobrecalentado y del vapor recalentado.

El presente trabajo está dividido en cuatro capítulos, en el primero de ellos, se describe en forma general el funcionamiento y las partes principales

de una planta termoeléctrica, en este capítulo también se dan los fundamentos matemáticos de la teoría del control moderno como son el espacio de estados, controlabilidad, observabilidad.

En el segundo capítulo se presentan las definiciones y soluciones del regulador óptimo lineal cuadrático gaussiano (LQG) en su forma discreta, se describe también el modelo de la planta termoeléctrica que es usado y los requerimientos que debe cumplir; se presenta el programa que se desarrolló para efectuar el control, se indican los lazos de control que se modificaron y se muestra la forma en que se implementó el regulador en conjunto con los controladores PID.

En el capítulo 3 se muestran las pruebas y resultados que se obtuvieron al utilizar el arreglo LQG-PID para controlar las temperaturas en la zona de sobrecalentamiento del vapor y se generan índices de desempeño en cada prueba. Las unidades utilizadas son del sistema inglés debido a que el modelo está programado para trabajar en este sistema.

En el último capítulo se realizan comparaciones con algunos sistemas de control, tanto tradicionales (PID) como modernos (autosintonizables, etc.) que han sido desarrollados en el Instituto de Investigaciones Eléctricas para realizar el control en la misma zona en que se aplica el regulador implementado en este trabajo.

Capítulo 1

GENERALIDADES

La mayor parte de la energía eléctrica que se produce en nuestro país (aproximadamente un 70%), es debida a las plantas termoeléctricas [4].

El principio de la generación de electricidad en una central termoeléctrica es la transformación de energía química a energía térmica para así, producir un trabajo mecánico utilizable en un generador eléctrico.

Para la producción de electricidad es necesaria una fuente de energía disponible que se encuentra almacenada en un combustible derivado del petróleo, ésta se libera haciendo que se produzca una reacción química que en éste caso es la combustión, la cual realiza la transformación de energía química a energía calorífica. La combustión se realiza en el hogar de un generador de vapor. Al utilizar la energía calorífica para calentar agua y producir vapor, la energía se convierte en energía térmica.

La energía del vapor se transforma en trabajo mecánico en una turbina de vapor con la que se tiene otra transformación de energía; para finalizar el proceso, si la turbina se acopla a un generador eléctrico, se tiene la última transformación de energía, la cuál es el objetivo a cumplir: producir energía eléctrica.

1.1 EQUIPO DE LA CENTRAL TERMOCÉLECTRICA.

De acuerdo a la participación en la obtención de energía eléctrica, así como por el tamaño y costo, el equipo de una central termoeléctrica se clasifica en equipo principal y equipo auxiliar.

En la Figura 1.1 se presenta un diagrama general de una central termoeléctrica incluyendo los sistemas principales. Este diagrama es sólo representativo de una central termoeléctrica típica y pueden existir variaciones según cada central real en particular.

1.1.1 GENERADOR DE VAPOR.

En el generador de vapor se realiza la combustión para liberar energía en forma de calor y así, producir vapor saturado con determinadas características de presión y temperatura, para éste caso de 2656 psig y aproximadamente 677°F respectivamente. La combustión se realiza en un recinto llamado hogar.

El aire para la combustión es manejado por ventiladores que lo envían a través de ductos hasta los precalentadores para después mandarlo a los quemadores y al hogar.

El combustible utilizado es bombeado del tanque de día y llega a los quemadores a razón de 145,000.0 MLb/Hr. El calor de la combustión es aprovechado por diferentes partes del generador para calentar el agua y con ésto producir vapor, que posteriormente se sobrecalienta.

Las partes principales del generador de vapor son aquellos elementos que absorben calor tales como:

La caldera:

Es aquella parte del generador de vapor constituida por tubos, cabezales y recipientes que forman parte del circuito de circulación de agua o de la mezcla

de agua-vapor.

Las calderas pueden clasificarse según la distribución de los gases calientes y el agua, en dos tipos: Las calderas acuotubulares y las calderas piro-tubulares. Las calderas que se utilizan son las acuotubulares.

Las partes componentes de una caldera son las siguientes:

- Domo: Es un recipiente cilíndrico horizontal con determinado nivel de agua y es donde se realiza la separación del vapor producido por el agua.
- Tubos de generación: Son tubos alineados uno junto al otro para constituir las paredes del hogar, aquí se realiza el calentamiento del agua y parte de ésta se convierte en vapor.
- Tubos elevadores: Son tubos de enlace entre los tubos de generación y el domo, estos tubos no están expuestos al calor.
- Bajantes: Son tuberías de mayor diámetro que viajan por el exterior del hogar y contienen agua que debe circular hacia abajo.
- Domo inferior: Es un recipiente cilíndrico horizontal en la parte inferior del hogar, sirve como cabezal distribuidor y es el enlace entre los bajantes y los tubos de generación.

El sobrecalentador:

El sobrecalentador está formado por una gran cantidad de tubos que se conectan a un cabezal de entrada y a otro de salida. La función del sobrecalentador es recibir vapor saturado a la salida del domo y sobrecalentarlo hasta la temperatura requerida de 1005°F (1464.67°R) a 2485 psig. Este vapor es el que recibe la turbina de alta presión.

Una planta termoeléctrica puede tener uno o más sobrecalentadores por lo que se nombran como sobrecalentador secundario al que esté más cerca de el hogar y, sobrecalentador primario al más alejado.

El recalentador:

Las características y el comportamiento del recalentador son semejantes a las del sobrecalentador, pero el recalentador trabaja a menor presión (543 psig) pues éste recibe el vapor que ya trabajó en la turbina de alta (vapor recalentado frío) y lo recalienta a la temperatura de 1005°F (1464.87°R) que es la requerida por las etapas restantes de la turbina.

El recalentador siempre está expuesto a la "bola" de fuego producida por la combustión, lo que quiere decir que la transferencia de calor al recalentador es por radiación. Para lograr controlar las temperaturas en el recalentador (y también en el sobrecalentador), pueden realizarse las siguientes acciones [13]:

- Inyectar agua de alimentación de la caldera en forma pulverizada.
- Pasar cierta cantidad de vapor por un serpentín sumergido en el interior del cilindro o tambor de la caldera.
- Usar un intercambiador de calor cerrado para controlar el recalentamiento con el agua de alimentación entrante.
- Desviar los gases calientes antes de que lleguen a los sobrecalentadores.

Estos cuatro tipos de control se denominan *atemperadores*.

El economizador:

Para producir económicamente energía se necesita extraer la máxima cantidad de calor que puede obtenerse de un combustible dado; la economía debida al calentamiento del agua de alimentación se manifiesta en la disminución de consumo de combustible y el aumento del rendimiento del generador de vapor. Las ventajas que se derivan del calentamiento de agua de alimentación son:

- reducción de las tensiones en los tubos de la caldera.
- utilización del calor que de otra forma se perdería.
- mayor aproximación a los rendimientos térmicos ideales de las instalaciones con sangrado en los escalamientos de la turbina.

El economizador se encuentra en la salida de los gases, después de los sobrecalentadores y el recalentador.

Pre calentadores de aire:

Estos aparatos sirven para calentar aire recuperando parte del calor de los gases que van a la chimenea. Las ventajas que se derivan del empleo de aire precalentado en la combustión son: conservación de la energía, combustión mejorada, quemado de combustibles de baja calidad, aumento del rendimiento y aumento de capacidad. El aire caliente al ser introducido al hogar aumenta la temperatura de éste, y como consecuencia, aumenta la transmisión de calor radiante a la caldera.

1.1.2 TURBINA

Las turbinas son máquinas de flujo permanente, en las cuales, el vapor entra por las toberas y se expansiona hasta una presión más pequeña, al hacerlo, el chorro de vapor adquiere una gran velocidad.

Parte de la energía cinética de este chorro es cedida a los álabes de la turbina convirtiendo la energía del vapor en trabajo mecánico; en una central termoeléctrica, el trabajo mecánico se emplea para mover un generador eléctrico que transforma el trabajo en energía eléctrica.

1.1.3 CONDENSADOR

El condensador es una gran cámara que se encuentra en la parte inferior del escape de la turbina. La cámara está atravesada por miles de tubos y por el interior de los tubos circula el agua necesaria para el enfriamiento del vapor, que al hacer contacto con los tubos fríos se condensa.

1.1.4 GENERADOR ELECTRICO

El generador eléctrico transforma la energía mecánica generada en la turbina a energía eléctrica, su funcionamiento lo rigen las leyes de la inducción de Faraday. Se constituye de dos partes principales, una fija, llamada estator que contiene devanados dispuestos sobre imanes permanentes y otra parte móvil llamada rotor, formado por arrollamientos de alambres en un eje, en los cuales se inducirá la corriente eléctrica.

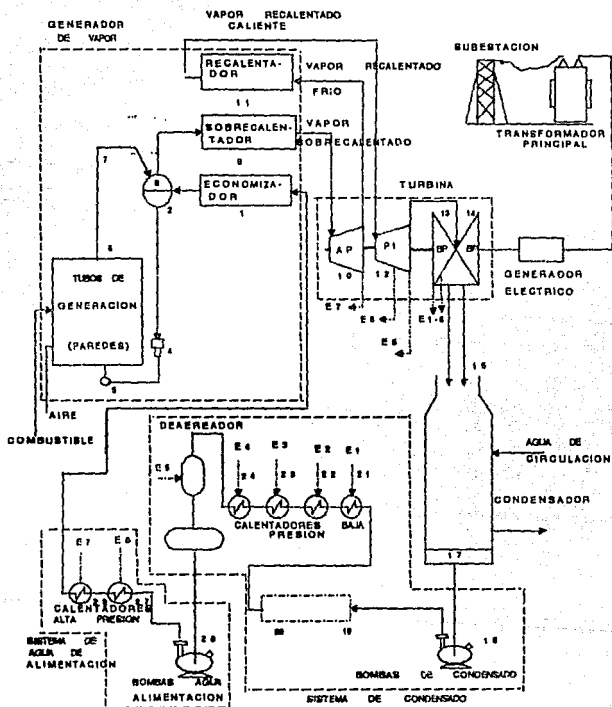


Figura 1.1: Diagrama general de una central termoelectrica.

Lista de equipo de la central termoeléctrica.

GENERADOR DE VAPOR

- 1.- Economizador.
- 2.- Domo.
- 3.- Bajantes.
- 4.- Bombas circulación.
- 5.- Domo inferior o cabezales.
- 6.- Tubos de Generación.
- 7.- Tubos Elevadores.
- 8.- Disp. separación agua-vapor.
- 9.- Sobrecalentador.
- 11.- Recalentador.

CONDENSADOR

- 16.- Condensador.
- 17.- Pozo caliente.
- 18.- Bombas de condensado.
- 19.- Otros.
- 20 a 24.- Calentadores.
- 21.- De baja presión (1).
- 22.- De baja presión (2).
- 23.- De baja presión (3).
- 24.- De baja presión (4).
- 25.- Deaerador (5).

TURBINA

- 10.- Turbina alta presión y 1er. paso.
- 12.- Turbina presión intermedia (1 + 2).
- 13 y 14.- Turbina baja presión.
- 15.- Escape.

EXTRACCIONES

- E7.- Extracción a calentador 7.
- E6.- Extracción a calentador 6.
- E5.- Extracción a deaerador.
- E4.- Extracción a calentador 4.
- E3.- Extracción a calentador 3.
- E2.- Extracción a calentador 2.
- E1.- Extracción a calentador 1.

AGUA DE ALIMENTACION

- 26.- Bombas de alimentación.
- 27.- Calentador alta presión (6).
- 28.- Calentador alta presión (7).

1.2 CONTROL MODERNO

La teoría de control clásico contrasta con la teoría del control moderno, ya que ésta última se aplica a sistemas de múltiples entradas y múltiples salidas que pueden ser lineales o no lineales, invariantes o variables en el tiempo, mientras que la primera se aplica únicamente a sistemas lineales invariantes en el tiempo y de entrada y salida única.

El diseño de sistemas de control en la teoría de control clásico, se basa

en procedimientos de tanteo y ajuste, mientras que la teoría del control moderno permite al ingeniero diseñar sistemas de control óptimo con respecto a índices de desempeño dados y, además, también lo habilita para incluir condiciones iniciales en el diseño.

La teoría de control clásica se basa en relaciones entrada-salida o función de transferencia mientras que la teoría de control moderno se basa en la descripción de los sistemas en términos de ecuaciones diferenciales de primer orden que pueden ser representados en una sola ecuación vectorial-matricial de primer orden, lo cuál simplifica grandemente la representación matemática de sistemas de ecuaciones.

Desde el punto de vista computacional, los métodos de espacio de estado son particularmente adecuados para los cálculos en computadoras digitales en el dominio del tiempo.

1.2.1 ESTADO Y VARIABLES DE ESTADO

El estado de un sistema dinámico es aquel conjunto de variables tales que el conocimiento de esas variables en $t = t_0$, juntamente con la entrada para $t \geq t_0$, determinan totalmente el comportamiento del sistema para cualquier tiempo $t \geq t_0$.

Las variables de estado de un sistema dinámico son aquellas variables que determinan el estado del sistema dinámico; si se necesitan al menos n variables para describir totalmente el comportamiento de un sistema, estas variables constituyen un conjunto de variables de estado.

1.2.2 REPRESENTACION EN EL ESPACIO DE ESTADOS

Se puede describir un sistema dinámico de tiempo continuo por ecuaciones diferenciales ordinarias, utilizando la notación vectorial-matricial, podemos representar una ecuación diferencial de n -ésimo orden con una ecuación diferencial vectorial-matricial de primer orden, a esta ecuación se le conoce como ecuación de estado de tiempo continuo o simplemente *ecuación de estados* y se representa en forma general por [15]:

$$\dot{\mathbf{x}}(t) = \mathbf{f}[\mathbf{x}(t), \mathbf{u}(t)] \quad (1.1)$$

$$\mathbf{y}(t) = \mathbf{g}[\mathbf{x}(t), \mathbf{u}(t)] \quad (1.2)$$

Esta forma general puede representar sistemas dinámicos que sean no lineales, invariantes en el tiempo o variantes en el mismo; para el caso particular de sistemas lineales e invariantes en el tiempo se tiene la representación siguiente:

$$\dot{\mathbf{x}}(t) = \mathbf{A}\mathbf{x}(t) + \mathbf{B}\mathbf{u}(t) \quad (1.3)$$

$$\mathbf{y}(t) = \mathbf{C}\mathbf{x}(t) + \mathbf{D}\mathbf{u}(t) \quad (1.4)$$

La ecuación de estados se obtiene directamente de las leyes físicas que gobiernan el sistema.

1.2.3 LINEALIZACION DE SISTEMAS

En la realidad ningún proceso o sistema es lineal, es por ésto que resulta necesario aproximar los sistemas no lineales a lineales mediante el cálculo de los jacobianos de el sistema en torno a un punto de operación dado [15].

En base a lo anterior, las matrices **A** y **B** de la ecuación de estados del sistema lineal estarán definidas por las siguientes relaciones:

$$\mathbf{A} = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial x_1} & \frac{\partial f_1}{\partial x_2} & \dots & \frac{\partial f_1}{\partial x_n} \\ \frac{\partial f_2}{\partial x_1} & \frac{\partial f_2}{\partial x_2} & \dots & \frac{\partial f_2}{\partial x_n} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \frac{\partial f_n}{\partial x_1} & \frac{\partial f_n}{\partial x_2} & \dots & \frac{\partial f_n}{\partial x_n} \end{bmatrix} \quad (1.5)$$

$$\mathbf{B} = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial u_1} & \frac{\partial f_1}{\partial u_2} & \dots & \frac{\partial f_1}{\partial u_p} \\ \frac{\partial f_2}{\partial u_1} & \frac{\partial f_2}{\partial u_2} & \dots & \frac{\partial f_2}{\partial u_p} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ \frac{\partial f_n}{\partial u_1} & \frac{\partial f_n}{\partial u_2} & \dots & \frac{\partial f_n}{\partial u_p} \end{bmatrix} \quad (1.6)$$

1.2.4 SOLUCION A LA ECUACION DE ESTADOS

Sea la ecuación de estados:

$$\dot{x}(t) = \mathbf{A}x(t) + \mathbf{B}u(t)$$

aplicando la transformada de Laplace en ambos lados obtenemos:

$$sI\mathbf{x}(s) - \mathbf{x}(0) = \mathbf{A}\mathbf{x}(s) + \mathbf{B}u(s)$$

Despejando la variable $\mathbf{x}(s)$ de la ecuación, se obtiene la ecuación de estados transformada:

$$\mathbf{x}(s) = (sI - \mathbf{A})^{-1}\mathbf{x}(0) + (sI - \mathbf{A})^{-1}\mathbf{B}u(s) \quad (1.7)$$

Aplicando a ésta la transformada inversa de Laplace y usando la propiedad de convolución, obtenemos la respuesta de \mathbf{x} para cualquier tiempo

$$\mathbf{x}(t) = e^{\mathbf{A}t}\mathbf{x}(0) + \int_0^t e^{\mathbf{A}(t-\tau)}\mathbf{B}u(\tau)d\tau \quad (1.8)$$

Donde:

$$e^{\mathbf{A}t} = \mathcal{L}^{-1}\{(sI - \mathbf{A})^{-1}\}$$

y $\mathbf{x}(0)$ es el vector de condiciones iniciales. A la matriz $e^{\mathbf{A}t}$ se le conoce como la matriz de transición de estados.

1.2.5 FUNCION DE TRANSFERENCIA Y ECUACION CARACTERISTICA DE SISTEMAS REPRESENTADOS EN EL ESPACIO DE ESTADOS

Si transformamos al dominio de Laplace la ecuación de salida de nuestro sistema (ecuación 1.4) tendremos:

$$y(s) = \mathbf{C}x(s) + \mathbf{D}u(s)$$

sustituyendo en ésta la ecuación de estados transformada (ec. 1.7)

$$y(s) = \mathbf{C} \left[(s\mathbf{I} - \mathbf{A})^{-1}x(0) + (s\mathbf{I} - \mathbf{A})^{-1}\mathbf{B}u(s) \right] + \mathbf{D}u(s)$$

considerando condiciones iniciales nulas, obtenemos la función de transferencia de nuestro sistema que se representa:

$$\mathbf{H}(s) = \frac{y(s)}{u(s)} = \mathbf{C}(s\mathbf{I} - \mathbf{A})^{-1}\mathbf{B} + \mathbf{D}$$

como:

$$(s\mathbf{I} - \mathbf{A})^{-1} = \frac{\text{adj}(s\mathbf{I} - \mathbf{A})}{\det(s\mathbf{I} - \mathbf{A})}$$

Entonces:

$$\mathbf{H}(s) = \frac{\mathbf{C}\text{adj}(s\mathbf{I} - \mathbf{A})\mathbf{B} + \mathbf{D}\det(s\mathbf{I} - \mathbf{A})}{\det(s\mathbf{I} - \mathbf{A})}$$

Igualando el denominador de la fórmula anterior a cero, se obtiene la *ecuación característica* del sistema, esto es:

$$\det(s\mathbf{I} - \mathbf{A}) = 0 \quad (1.9)$$

La *ecuación característica* anterior es un polinomio con grado igual al número de variables de estado del sistema.

A las raíces de la *ecuación característica* se les llama *valores característicos* o *valores propios* e indican la localización de los polos del sistema en el plano complejo.

Los valores característicos indican la estabilidad absoluta de los estados, si los valores tienen partes reales negativas, los estados son *estables* y, si algún valor tiene parte real positiva, entonces los estados relacionados con ese valor característico son *inestables*.

1.2.6 CONTROLABILIDAD Y OBSERVABILIDAD

Sea un sistema lineal de orden n representado por la ecuación de estados descrita anteriormente (ec. 1.3), entonces el sistema es de estado completamente controlable si existe una matriz \mathbf{P} , definida por [15] [17]:

$$\mathbf{P} = [\mathbf{B} \quad \mathbf{A}\mathbf{B} \quad \mathbf{A}^2\mathbf{B} \quad \dots \quad \mathbf{A}^{n-1}\mathbf{B}] \quad (1.10)$$

tal que todos los renglones de \mathbf{P} sean linealmente independientes, ésto es, que \mathbf{P} sea de rango n o el determinante de \mathbf{P} sea diferente de cero.

En otras palabras, un sistema lineal es de estado completamente controlable si cada variable de estado puede ser afectada por cualquier entrada para alcanzar cierto objetivo en un tiempo finito. Si se cumple esta condición, entonces se dice que el par (\mathbf{A}, \mathbf{B}) es *controlable*.

Se dice que un sistema lineal es observable si cada estado afecta a todas las salidas del sistema, ésto quiere decir que si medimos alguna salida, podremos obtener información sobre cualquier estado.

La observabilidad de un sistema lineal de orden n se comprueba si existe una matriz \mathbf{V} , definida por [15] [17]:

$$\mathbf{V} = [\mathbf{C}^T \quad \mathbf{A}^T\mathbf{C}^T \quad \mathbf{A}^{T^2}\mathbf{C}^T \quad \dots \quad (\mathbf{A}^T)^{n-1}\mathbf{C}^T] \quad (1.11)$$

con rango n .

Si la condición anterior se cumple, se dice que el par (\mathbf{A}, \mathbf{C}) es *observable*.

1.2.7 OBSERVADORES

Un observador es un sistema que reconstruye los estados de sistemas representados por la ecuación de estados, a partir de las medidas de las salidas y las entradas como puede verse en la figura 1.2. Matemáticamente un observador es definido como 5:

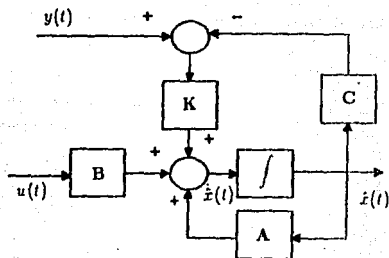


Figura 1.2: Diagrama de bloques de un observador

$$\dot{\hat{x}}(t) = \mathbf{A}\hat{x}(t) - \mathbf{B}u(t) + \mathbf{K}(y(t) - \mathbf{C}\hat{x}(t)) \quad (1.12)$$

con $\hat{x}(t_0) = x(t_0)$.

Se puede ver que a partir de la definición de observador, podemos obtener la siguiente ecuación:

$$\dot{\hat{x}}(t) = [\mathbf{A} - \mathbf{K}\mathbf{C}]\hat{x}(t) - \mathbf{B}u(t) + \mathbf{K}y(t)$$

En la que notamos que la estabilidad del observador está dada por la localización de las raíces de:

$$\det(s\mathbf{I} - \mathbf{A} - \mathbf{K}\mathbf{C}) = 0$$

Si estas raíces se encuentran en la parte real negativa del plano complejo, el observador es estable y el error de reconstrucción, definido por:

$$e \equiv x(t) - \hat{x}(t)$$

tiende a cero y $x(t)$ es el estado real y $\hat{x}(t)$ es el estado estimado

1.2.8 CONTROL POR REALIMENTACION DE ESTADOS

Dentro de la teoría del control moderno, la mayoría de las técnicas de diseño están basadas en la realimentación de estados, así, en lugar de utilizar controladores con configuración fija, se logra el control realimentando los estados a través de ganancias constantes. El diagrama de bloques de un sistema realimentado por los estados es el mostrado en la Figura 1.3

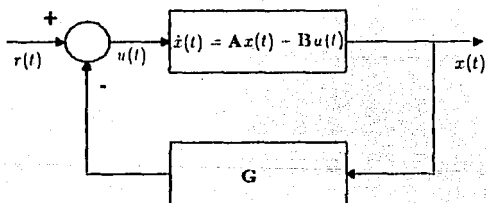


Figura 1.3: Diagrama de realimentación de estados

Se observa de la Figura 1.3 que:

$$u(t) = -Gx(t) + r(t) \quad (1.13)$$

Por lo que la ecuación de estados del sistema en lazo cerrado es:

$$\dot{x}(t) = (A - BG)x(t) - Br(t) \quad (1.14)$$

entonces, si el sistema es *controlable*, existe una matriz G tal que las raíces de la ecuación característica dada por:

$$\det \{\lambda I - (A - BG)\}$$

pueden asignarse arbitrariamente y así, la realimentación de los estados asegura un sistema estable.

1.2.9 DISCRETIZACION DE ECUACIONES DE ESTADO

Los sistemas de tiempo discreto o sistemas de datos muestreados, son sistemas dinámicos en los cuales sólo se tiene información de las variables en algunos instantes de tiempo.

Para hacer uso de computadoras digitales en el control de procesos es necesario que los sistemas de tiempo continuo sean trasladados o convertidos en sistemas de tiempo discreto como se describe a continuación [17]:

Sea un sistema lineal representado por la ecuación de estado mostrada con anterioridad (ec. 1.3), sabemos que la solución está dada por la siguiente ecuación (ec. 1.8):

$$x(t) = e^{At}x(0) - \int_0^t e^{A(t-\tau)}Bu(\tau)d\tau$$

para $t \geq t_0$, como únicamente interesan las respuestas en los instantes de muestreo $t = (k-1)T$, donde T es el período de muestreo para $k = 1, 2, \dots$. Entonces tendremos la ecuación:

$$x\{(k+1)T\} = e^{A(k+1)T}x(0) + e^{A(k-1)T} \int_0^{(k-1)T} e^{-A\tau}Bu(\tau)d\tau$$

de igual forma, para $t = kT$ y multiplicando por e^{At} tenemos:

$$e^{\mathbf{A}t} \mathbf{x}(kT) = e^{\mathbf{A}(k+1)T} \mathbf{x}(0) + e^{\mathbf{A}(k+1)T} \int_0^{kT} e^{-\mathbf{A}r} \mathbf{B}u(r) dr$$

restando esta ecuación de la anterior y como la función de la variable u es constante entre períodos de muestreo:

$$\mathbf{x}[(k+1)T] = e^{\mathbf{A}T} \mathbf{x}(kT) + \int_0^T e^{\mathbf{A}\lambda} \mathbf{B}u(kT) d\lambda$$

donde:

$$\lambda \equiv T - t$$

definiendo

$$\mathbf{G}(T) \equiv e^{\mathbf{A}T}$$

$$\mathbf{H}(T) \equiv \left(\int_0^T e^{\mathbf{A}t} dt \right) \mathbf{B}$$

entonces, la ecuación de estados de tiempo discreto que representa al sistema de tiempo continuo es:

$$\mathbf{x}[(k+1)T] = \mathbf{G}(T)\mathbf{x}(kT) + \mathbf{H}(T)u(kT) \quad (1.15)$$

1.2.10 SOLUCION A LA ECUACION DE ESTADOS DISCRETA

Se puede obtener directamente por recurrencia [17]; la solución de la ecuación de estados discreta deducida en la sección anterior (ec. 1.15):

$$\mathbf{x}(T) = \mathbf{G}(T)\mathbf{x}(0) + \mathbf{H}(T)u(0)$$

$$\mathbf{x}(2T) = \mathbf{G}(T)\mathbf{x}(T) + \mathbf{H}(T)u(T) = \mathbf{G}(T)^2\mathbf{x}(0) + \mathbf{G}(T)\mathbf{H}(T)u(0) + \mathbf{H}(T)u(T)$$

en general:

$$\mathbf{x}(kT) = \mathbf{G}^k \mathbf{x}(0) + \sum_{j=0}^{k-1} \mathbf{G}^{k-j-1} \mathbf{H}(T)u(j) \quad (1.16)$$

para $k = 0, 1, 2, \dots$

1.2.11 VARIABLES DE DESVIACION

Una variable de desviación es aquella que se le ha trasladado al origen; para obtener una variable de desviación es necesario realizar una transformación de la siguiente forma:

Sea x_{ref} el valor de referencia de la variable y x el valor real de la misma, entonces la variable de desviación se define:

$$x_d \equiv x - x_{ref}$$

lo que implica que para un sistema dado, el llevar la variable x al valor de referencia x_{ref} , cuando $t \rightarrow \infty$ es equivalente a llevar la variable de desviación x_d a cero cuando $t \rightarrow \infty$.

Capítulo 2

IMPLEMENTACION DEL REGULADOR OPTIMO

La zona que presenta más dificultades para controlar en una planta termoeléctrica es la zona de sobrecalentamiento, esta zona está constituida por el generador de vapor, el domo de vapor, el sobrecalentador, el recalentador y la turbina.

El vapor que se obtiene a la salida de sobrecalentadores y recalentador es usado para realizar trabajo en la turbina, este vapor, debido a la presión y energía cinética que posee debe estar libre de gotas de agua, pues si éstas chocaran con la turbina causarían daños térmico-mecánicos que pueden llegar a disminuir la vida útil de ésta.

Un buen control de la temperatura del vapor evitará daños y permitirá un mejor uso del vapor en las extracciones de la turbina ayudando así a aumentar la eficiencia de la planta.

La necesidad de mantener regulada la temperatura del vapor mientras varía la cantidad producida en la caldera, ha conducido a realizar distintas acciones para lograr el control, como es el uso de combinaciones de sobrecalentadores, el uso de atemperadores tanto en el recalentador como en el sobrecalentador, el uso de quemadores de combustible que sean móviles y sobre todo, el uso de buenos controladores PID. Todas las acciones anteriores están basadas en las técnicas

tradicionales de la teoría clásica del control.

Dentro de la teoría clásica del control la regulación se realiza sin tomar en cuenta el costo del esfuerzo de control, lo cual no es óptimo para nuestro sistema, por otro lado, en la teoría del control moderno, el regulador lineal cuadrático minimiza tanto variaciones en los estados como esfuerzos de control mediante un criterio del tipo cuadrático.

El regulador lineal cuadrático es por naturaleza *robusto* lo cual es una característica deseable en todo controlador, aunque la teoría referente a el regulador es ya muy conocida, la aplicación en el control de procesos ha sido muy poca [3] [18], por lo que el objetivo primordial de este trabajo de tesis es evaluar este algoritmo, que *sólomente es utilizado en plantas termoeléctricas japonesas* [1] [2] [3] para determinar si es factible el implementar el regulador en plantas termoeléctricas mexicanas.

2.1 EL REGULADOR OPTIMO DISCRETO

Consideremos el siguiente sistema lineal de tiempo discreto:

$$x(i+1) = Ax(i) - Bu(i) \quad (2.1)$$

Con $x(i_0) = x_0$ como condición inicial, se tiene la variable a controlar $z(i)$ definida como:

$$z(i) = Ex(i)$$

Si consideramos el siguiente criterio de optimización:

$$\sum_{i=i_0}^{i_1-1} \{z^T(i+1)R_3(i+1)z(i+1) + u^T(i)R_2u(i)\} - x^T(i_1)P_1x(i_1)$$

Donde $R_3(i+1)$ y $R_2(i+1) \geq 0$ para $i = i_0, i_0 + 1, \dots, i_1 - 1$, y $P_1 \geq 0$, entonces al problema de hallar una entrada $u(i)$ para $i = i_0, i_0 + 1, \dots, i_1 - 1$, tal que minimice el criterio, es conocido como el *problema del regulador óptimo lineal discreto*, o regulador lineal cuadrático (LQR) [5].

2.1.1 SOLUCION AL REGULADOR OPTIMO

La entrada $u(i)$ que minimiza el criterio de la sección anterior está dada por la ley de control siguiente¹:

$$u(i) = -F(i)x(i) \text{ para } i = i_0, i_0 + 1, \dots, i_1 - 1. \quad (2.2)$$

Donde:

$$F(i) = \{R_2(i) + B^T [R_1(i+1) + P(i+1)] B\}^{-1} \cdot$$

$$B^T [R_1(i+1) + P(i+1)] A$$

Siempre que exista la inversa y

$$R_1(i) \equiv E^T R_3(i) E$$

para $i = i_0 + 1, i_0 + 2, \dots, i_1$.

La secuencia de matrices $P(i)$, $i = i_0, i_0 + 1, \dots, i_1 - 1$, satisface la ecuación matricial diferencial siguiente:

$$P(i) = A^T [R_1(i+1) + P(i+1)] [A - BF(i)]$$

para $i = i_0, i_0 + 1, \dots, i_1 - 1$, con la condición terminal $P(i_1) = P_1$ y el valor del criterio estará dado por:

$$x^T(i_0) P(i_0) x(i_0)$$

Es conveniente resolver las ecuaciones anteriores en base a la programación dinámica, suponiendo primero una matriz $P(i+1)$ y, con ésta, calcular $F(i)$ para poder calcular la nueva $P(i)$.

Para poder resolver adecuadamente las ecuaciones se debe de considerar lo siguiente [5]:

Suponiendo:

¹ para una demostración a detalle ver [5].

$$R_3(i+1) \geq \alpha I$$

y

$$R_3(i) \geq \beta I$$

para $i \geq i_0$ y donde α y β son constantes positivas, entonces, si el sistema es controlable, la solución $P(i)$ de la ecuación con la condición terminal $P(i_1) = 0$ converge a una matriz constante, conforme $t \rightarrow \infty$.

La solución del regulador óptimo discreto para sistemas invariantes en el tiempo tiende a una matriz constante [5] por lo que se hablará de $F(i)$ como F .

2.2 EL OBSERVADOR OPTIMO

Consideremos el siguiente sistema con ruido blanco:

$$x(i+1) = Ax(i) + Bu(i) + w_1(i)$$

$$y(i) = Cx(i) + Du(i) + w_2(i)$$

con matriz de varianza:

$$V(i) = \begin{pmatrix} V_{11}(i) & V_{12}(i) \\ V_{12}^T(i) & V_2(i) \end{pmatrix}$$

para $i \geq i_0$ y sabiendo que $V(i)$ es la intensidad del ruido blanco entonces, si $x(i_0)$ es una variable con:

$$\mathcal{E}\{x(i_0)\} = \bar{x}_0$$

$$\mathcal{E}\{(x(i_0) - \bar{x}_0)(x(i_0) - \bar{x}_0)^T\} = Q_0$$

y se considera el observador

$$\hat{x}(i+1) = \mathbf{A}\hat{x}(i) + \mathbf{B}u(i) + \mathbf{K}(i)[y(i) - \mathbf{C}\hat{x}(i) - \mathbf{D}u(i)]$$

entonces, al problema de hallar una matriz $\mathbf{K}(i)$ y la condición inicial $\hat{x}(i_0)$ que minimize:

$$\mathcal{E} \{e^T(i)W(i)e(i)\}$$

donde $e(i) = x(i) - \hat{x}(i)$ es el error de reconstrucción de los estados y $W(i)$ es una matriz de peso, es conocido como el problema del *observador óptimo discreto* [5].

2.2.1 SOLUCION AL OBSERVADOR OPTIMO

La ganancia $\mathbf{K}(i)$ del observador óptimo, puede obtenerse solucionando las siguientes ecuaciones²:

$$\mathbf{K}(i) = [\mathbf{A}Q(i)\mathbf{C}^T + V_{12}(i)] [V_2(i) + \mathbf{C}Q(i)\mathbf{C}^T]^{-1}$$

$$Q(i+1) = [\mathbf{A} - \mathbf{K}(i)\mathbf{C}]Q(i)\mathbf{A}^T + V_1(i) - \mathbf{K}(i)V_{12}^T(i)$$

con la condición inicial $Q(i_0) = Q_0$, la condición inicial de los estados del observador puede elegirse como $\hat{x}(i_0) = \bar{x}_0$.

De igual manera que el regulador óptimo, la solución de el observador óptimo para sistemas invariantes en el tiempo tiende a una matriz constante por lo que se hablará de $\mathbf{K}(i)$ como \mathbf{K} .

2.3 REALIMENTACION DE LAS SALIDAS

Considerando el sistema discreto representado por:

²para una demostración ver [5]

$$x(i+1) = Ax(i) + Bu(i)$$

se mostró con anterioridad que la ley de control óptima para el sistema es de la forma $u(i) = -Fx(i)$, a menudo no es posible medir físicamente los estados sin embargo, se tiene información de la salida, dada por:

$$y(i) = Cx(i) + Du(i)$$

Entonces, si colocamos un observador a el sistema de la forma:

$$\hat{x}(i+1) = A\hat{x}(i) + Bu(i) + K[y(i) - Du(i) - C\hat{x}(i)]$$

podemos reemplazar la variable x por el valor reconstruido por el observador \hat{x} , obteniéndose la ley de control:

$$u(i) = -F\hat{x}(i) \quad (2.3)$$

Se puede observar que la obtención de esta ley, es una combinación de el regulador óptimo y el observador óptimo, la cuál es conocida como el *regulador lineal cuadrático gaussiano* (LQG) [5].

2.4 MODELO DE LA UNIDAD TERMOCLECTRICA

La implementación del regulador óptimo LQG se realizó en un modelo validado de una planta termoelectrica de 300 MW que se encuentra en una PC-AT programado en lenguaje C, con 22 variables de estado, 9 variables de excitación y 14 variables de salida (ver apéndice A), este modelo simula el funcionamiento de la planta termoelectrica Francisco Pérez Ríos de Tula Hidalgo [8].

Del modelo anterior sólo se controla la zona de sobrecalentamiento, para realizar ésto se utilizan como actuadores o variables de control los flujos de atemperación y la inclinación de quemadores en el hogar.

Para realizar el control se derivó del modelo anterior, un modelo linealizado y discretizado con un período de muestreo de 0.005 segundos que cuenta con veintidos variables de estado, dos salidas (TSSO, TRHO) y tres variables de excitación (WSY, WRY y XGG). Para implementar el regulador óptimo LQG en el modelo de la planta termoelectrónica se modificaron dos de los lazos de control originales que son el control de la temperatura de sobrecalentado y el control de la temperatura de recalentado.

2.5 REQUERIMIENTOS DEL MODELO

Para realizar el regulador óptimo, se requiere que el modelo para el control cumpla con las propiedades de controlabilidad y observabilidad [5], para comprobar ésto se utilizaron diferentes paquetes de programación, así como diferentes criterios para determinar estas propiedades.

Los criterios principales que se siguieron fueron la determinación del rango de las matrices de controlabilidad (\mathbf{P}) y observabilidad (\mathbf{V}) definidas mediante las ecuaciones (1.10) y (1.11).

Debido a la forma de computar las matrices \mathbf{P} y \mathbf{V} , en uno de los paquetes de programación utilizados, surgió la necesidad de definir, utilizando valores característicos [12], una forma alternativa de las matrices de controlabilidad y observabilidad de la siguiente manera:

$$\mathbf{P} = [\mathbf{B}, \mathbf{A} - \lambda_i \mathbf{I}]$$

$$\mathbf{V} = [\mathbf{C}^T, \mathbf{A}^T - \lambda_i \mathbf{I}]$$

Donde \mathbf{I} es la matriz identidad y λ_i es una matriz diagonal formada por los valores característicos del sistema.

Al calcular el rango de las matrices \mathbf{P} y \mathbf{V} se comprobó que el modelo para el control es *controlable* y *observable* indicando ésto que existen matrices \mathbf{F} y \mathbf{K} que solucionan el problema del regulador y observador óptimos.

2.6 OBTENCION DE GANANCIAS OPTIMAS

Como no todos los estados del sistema son medibles físicamente, entonces no es posible implementar un control que realmente éstos directamente, por lo que es necesario que el controlador cuente con un observador.

Para obtener la matriz de ganancia óptima del observador (**K**) y la ganancia óptima de realimentación (**F**) se realizaron diferentes cálculos y pruebas con diversos paquetes de programación [11].

En base a los criterios de minimización del regulador y el observador óptimos, es necesario definir matrices de peso para la señal de control $u(i)$ y los estados $x(i)$. Para la elección de la matriz de peso $R_2(i)$ del criterio, se hizo que los términos que componen a éste fueran iguales y que los términos elevados al cuadrado fueran porcentajes de error de las señales de excitación, por lo que se obtuvo la siguiente regla:

$$r_{11}(\%wsy)^2 = r_{22}(\%wry)^2 = r_{33}(\%xgg)^2$$

Donde $\%wsy$, $\%wry$ y $\%xgg$ son aproximadamente el 1% del valor máximo de cada señal de excitación WSY, WRY y XGG respectivamente, con lo cual se obtuvo una matriz para el cálculo de la matriz **F** con los siguientes valores:

$$\begin{pmatrix} 25.0 & 0.0 & 0.0 \\ 0.0 & 1.0 & 0.0 \\ 0.0 & 0.0 & 9104.9 \end{pmatrix}$$

Para las demás matrices de peso se eligieron matrices identidad.

2.7 PROGRAMA LQG-PLUS

Para la implementación del modelo se realizó un programa en lenguaje de programación C llamado LQG-PLUS el cual se describe a continuación:

Variables de entrada:

tiempo = Tiempo de simulación del modelo.
TRHO = Temperatura a la salida del recalentador.
TSSO = Temperatura a la salida del recalentador.
WSY = Flujo de agua de atemperación del sobrecalentador.
WRY = Flujo de agua de atemperación del recalentador.
XGG = Inclinación de quemadores.

Variables de salida:

cw_{sy} = Señal de realimentación óptima para WSY.
cw_{ry} = Señal de realimentación óptima para WRY.
cx_{gg} = Señal de realimentación óptima para XGG.

Las subrutinas que utiliza LQG-PLUS se dividen en:

- *Subrutinas de lectura.*- Son llamadas una sola vez durante la simulación y realizan las lecturas de las matrices **A**, **B**, **C**, **D**, **F** y **K**.
- *Subrutinas algebraicas.*- Son llamadas continuamente durante la simulación y realizan operaciones con matrices de cualquier orden (ver apéndice B).

La subrutina LQG-PLUS obtiene los estados y los valores óptimos de las variables de excitación en base a las ecuaciones del observador:

$$\hat{x}(i+1) = A\hat{x}(i) + Bu(i) + K[y(i) - C\hat{x}(i) - Du(i)]$$

y de la ley de control:

$$u(i) = -F\hat{x}(i)$$

donde $y(i)$, $u(i)$ y $\hat{x}(i)$ son variables de desviación.

Para resolver la ecuación del observador es necesario un valor inicial $\hat{x}(0)$, el cual se obtiene recordando de la definición de observador que el valor inicial del estado reconstruido es igual al valor inicial del valor real, por lo que la variable de

desviación $\hat{x}(0)$ es cero.

La subrutina LQG-PLUS recibe variables con valores de proceso, por lo que dentro de la misma subrutina se transforman éstas a variables de desviación para realizar los cálculos del observador y de la ley de control.

Para obtener los valores de las señales de realimentación óptima, se transforman los valores resultantes de la ley de control a valores de proceso.

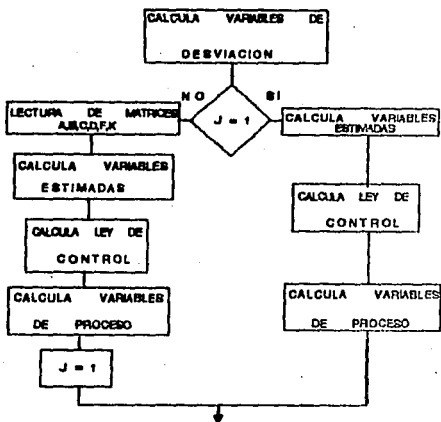


Figura 2.1: Diagrama de flujo de LQG-PLUS

2.8 LAZOS DE CONTROL MODIFICADOS

Para implementar el regulador óptimo se modificaron dos lazos de control que constan de controladores PID, éstos son los que realizan las acciones de control en el modelo original, los lazos modificados se muestran en la figura 2.2 y son:

- Lazo de control de temperatura de recalentado.
- Lazo de control de temperatura de sobrecalentado.

Además se tomaron en cuenta experiencias recientes [5] en la implementación de reguladores óptimos en plantas termoelectricas en Japón.

En síntesis, el nuevo arreglo del lazo de control realiza la suma de las señales provenientes de los controladores PID del arreglo original y las señales de realimentación óptima calculadas con la subrutina LQG-PLUS.

La suma de las señales de los dos controladores tiene como fin eliminar el error que se podría obtener al utilizar únicamente el regulador óptimo, pues éste es en esencia, un controlador del tipo proporcional.

Las ventajas de este arreglo son que elimina el error en estado estacionario y que en caso de falla del regulador óptimo LQG, los controladores PID se mantendrán en funcionamiento evitando así que en algún momento la planta esté sin controlar.

En la figura 2.3 se muestra en línea punteada el esquema de control original del modelo, al cuál sólo se le adiciona el regulador óptimo (LQG) para obtener el arreglo tratado en este trabajo.

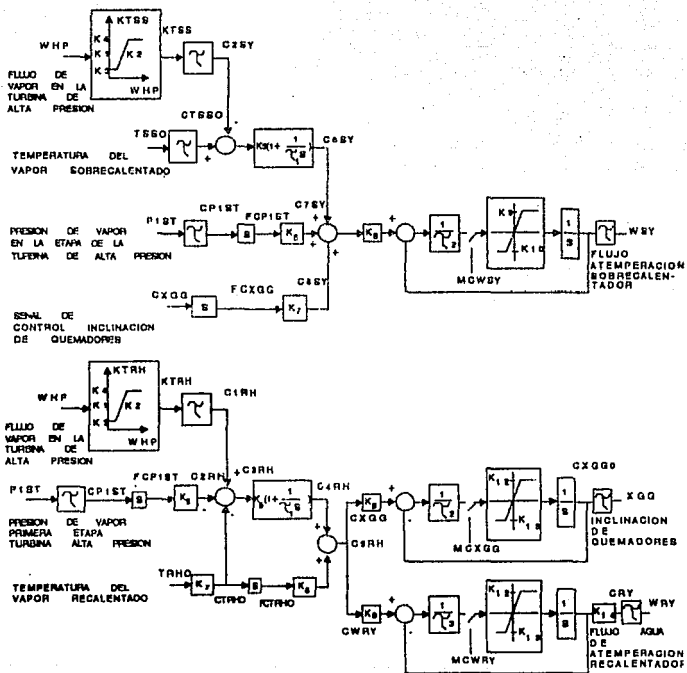


Figura 2.2: Lazos de control de temperaturas del vapor.

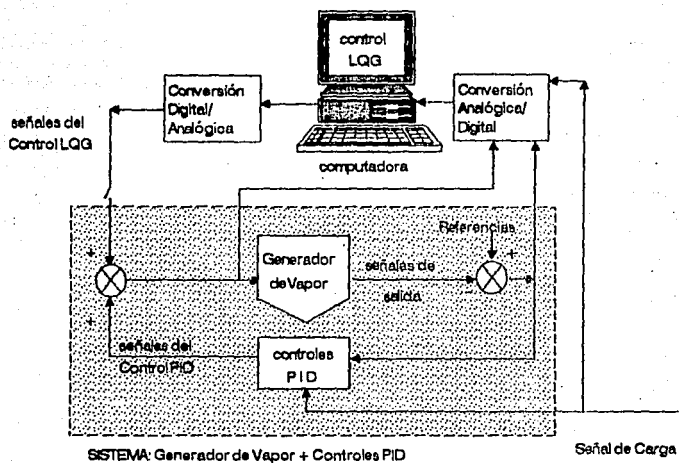


Figura 2.3: Esquema de implementación

Capítulo 3

PRUEBAS DE FUNCIONAMIENTO

Se encuentra en la literatura [7] que para validar nuevos algoritmos de control para plantas termoelectricas de 300 MW existen tres pruebas:

- Grandes cambios de carga¹ con baja relación de cambio².
- Grandes relaciones de cambio³, acompañadas de pequeños cambios de carga netos⁴.
- Grandes relaciones de cambio de carga con grandes cambios de carga.

Las pruebas que se eligieron para analizar el funcionamiento del arreglo de regulador óptimo LQG y controladores PID fueron: la puesta en operación del controlador estando la planta en estado estacionario y la acción de regulación del controlador ante variaciones de carga con una rampa, cuya pendiente corresponde a la relación de cambio máxima permitida de la planta (10% por minuto).

Para realizar una comparación justa con otros tipos de controladores (en especial los PID), se obtuvieron índices de desempeño de las señales a controlar,

¹ Alrededor de 30% de la capacidad total

² Alrededor de 2% por minuto

³ 10% de la capacidad total por minuto

⁴ Alrededor de 10% de la capacidad total

éstos están relacionados con el error de regulación, dentro de los diferentes índices que existen [17] [19], se eligió el llamado índice de error absoluto integral definido por:

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (3.1)$$

se seleccionó este criterio por la facilidad de programación que ofrece. La aplicación de este índice se hizo solamente en la prueba de cambio de carga.

Para las pruebas de funcionamiento, se utilizan sólo dos variables manipulables o actuadores (WSY y XGG) pues el flujo de agua de atemperación del recalentador (WRY) es usado sólo en casos extremos en los cuales es imposible controlar la temperatura del vapor recalentado sólo con la inclinación de quemadores (XGG).

Como se ha indicado en capítulos anteriores, las temperaturas deben variar dentro de un rango de 1% del valor de diseño (1464.67°R), por lo que los valores permitidos son 1479.31°R como máximo y 1450.02°R como mínimo.

3.1 INICIO DE OPERACION

Para realizar esta prueba se obtuvieron condiciones iniciales del modelo original en estado estacionario para así iniciar la simulación. La finalidad de esta prueba es analizar el comportamiento de los actuadores observando el esfuerzo de control que significa el poner en funcionamiento al regulador óptimo LQG y, dados estos esfuerzos, comprobar que la temperatura del vapor no está en un rango mayor del permitido.

La simulación se hizo durante 700 segundos, los primeros 50 segundos se mantuvo el arreglo original de controladores PID en el modelo y después se conectó el regulador óptimo LQG hasta que se estableció nuevamente el estado estacionario en todas las señales.

Para la conversión de las variables con valor de proceso a variables de desviación, se tienen como valores de referencia los siguientes:

$$TSSO_{ref} = 1464.67^{\circ}R, \quad TRHO_{ref} = 1464.67^{\circ}R$$

$$WSY_{ref} = 15.132 \text{ lb/seg}$$

$$WRY_{ref} = 0.0 \text{ lb/seg}$$

$$XGG_{ref} = 0.005 \text{ rad.}$$

Las respuestas que se obtuvieron de las temperaturas y de los actuadores se muestran en las figuras 3.1 y 3.2.

3.1.1 RESULTADOS

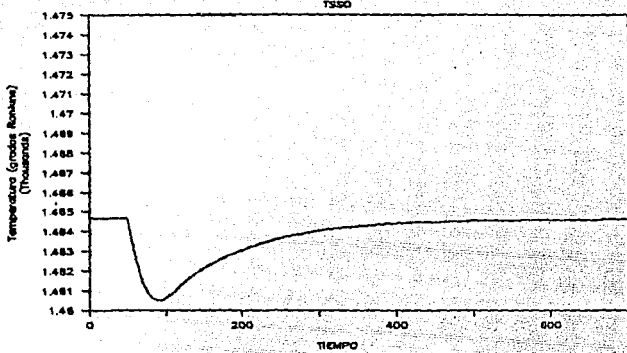
Los cambios en las temperaturas tienen tendencias de disminución, se observa que aproximadamente en 300 segundos después de conectar el regulador, se tiene un error pequeño, lo cual hace notar la facilidad de recuperación del arreglo LQG-PID.

La temperatura del vapor sobrecalentado mostrada en la figura 3.1 (a) disminuye aproximadamente un 0.28% del valor de diseño, alcanzando aproximadamente una temperatura de $1460.5^{\circ}R$, este valor está dentro del rango permitido (1%) por lo que el inicio de operación del regulador para el control en el sobrecalentador no ocasiona cambios bruscos en la temperatura.

Para la temperatura del vapor recalentado mostrada en la figura 3.1 (b) la disminución es aproximadamente de un 0.16% del valor de diseño con lo que se tiene una temperatura de $1462.3^{\circ}R$ la cual, también se encuentra dentro del rango permitido, se nota entonces que el efecto de conectar el regulador LQG es menor en el recalentador que en el sobrecalentador.

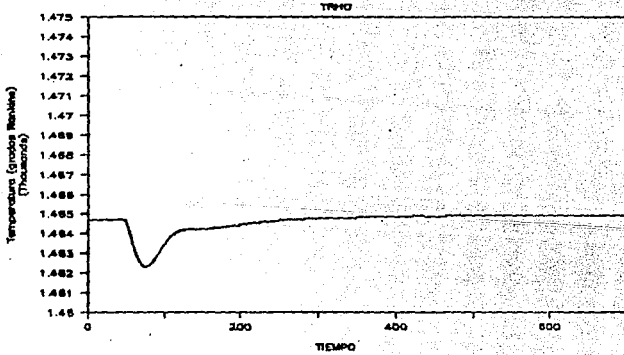
El inicio de operación del regulador óptimo LQG provoca cambios en las variables de control o actuadores (WSY y XGG) éstos se muestran en la figura 3.2

INICIO DE OPERACION LQG-PID



(a)

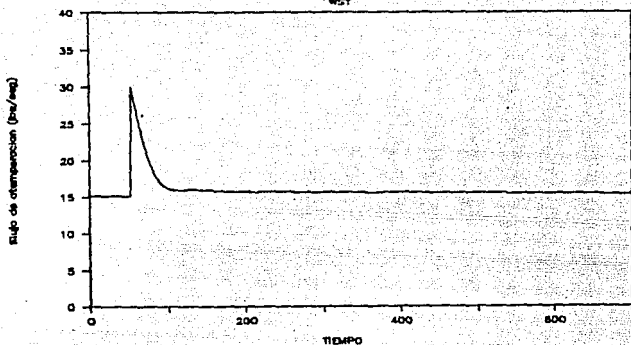
INICIO DE OPERACION LQG-PID



(b)

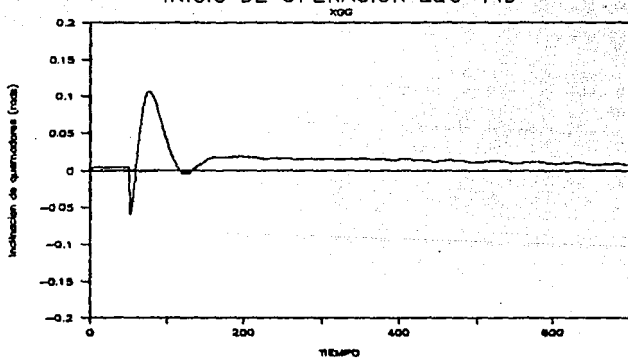
Figura 3.1: Temperaturas del vapor (a) sobrecalentado (TSSO), (b) recalentado (TRHO).

INICIO DE OPERACION LQG-PID



(a)

INICIO DE OPERACION LQG-PID



(b)

Figura 3.2: Reacción de los actuadores (a) Flujo de atemperación (b) Inclinación de quemadores.

(a) y (b). Inicialmente se tienen variaciones grandes, pero el tiempo de éstas es pequeño (60 segundos después de la conexión del LQG), pasado este tiempo, los actuadores tienden a sus valores iniciales.

Si tomamos en cuenta que la puesta en funcionamiento del regulador LQG se realizará una sola vez durante la operación normal de la planta entonces, podemos considerar que no se afecta a la misma al realizar la implementación.

3.2 CAMBIO DE CARGA DE 70% A 90%

La segunda prueba de funcionamiento del regulador óptimo LQG en combinación con los controladores PID se realizó mediante una simulación durante 1000 segundos; la variación de carga que experimentó la planta fue de un 20% de la capacidad máxima de la misma en operación normal, por lo que se tuvo un cambio de carga del 70% al 90% con una razón de cambio del 10% de carga por minuto, lo que implica un cambio de 0.166 MW por segundo; el aumento se llevó a cabo en 120 segundos utilizando una función de carga del tipo rampa con pendiente igual a la razón de cambio de carga (10% por minuto).

Durante un ciclo normal de operación con las mismas características antes mencionadas pero sin regulador óptimo, las condiciones de los actuadores cambian y se establecen en nuevos valores ($WSY=3.300$, $XGG=-0.379$) por lo que es necesario hacer un seguimiento de estos valores para el regulador óptimo LQG, para realizar el seguimiento se utilizó una función lineal rampa desplazada del origen 100 unidades de tiempo con lo que se obtuvieron las nuevas señales de referencia en el intervalo de 100 a 220 segundos con las siguientes fórmulas:

$$WSY_{ref} \equiv -0.0986(\text{tiempo} - 100) + 15.132 \quad (3.2)$$

$$XGG_{ref} \equiv 0.0032(\text{tiempo} - 100) + 0.005 \quad (3.3)$$

Cuando se alcanza el tiempo de 220 segundos los valores de referencia de los actuadores se mantienen constantes en 3.300 para WSY y en -0.379 para XGG (0.0 para WRY).

Las figuras 3.3 y 3.4 muestran el comportamiento de las variables a controlar así como el comportamiento de los actuadores.

3.2.1 RESULTADOS

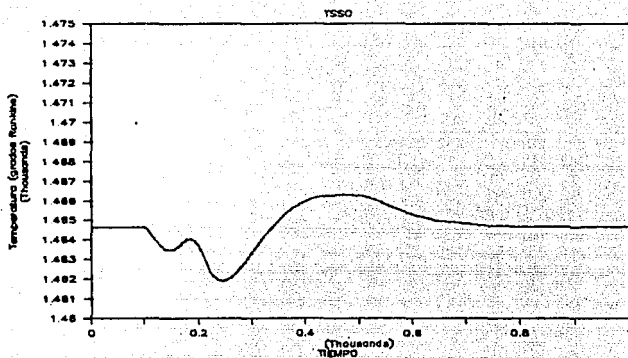
Primero se analiza la regulación obtenida en las temperaturas al utilizar el arreglo LQG-PID y después se analiza el esfuerzo de control que llevan a cabo los actuadores.

Como se observa en la figura 3.3 (a) el máximo sobreimpulso que se tiene en la temperatura del sobrecalentador es aproximadamente de 2.5°R que es aproximadamente un 0.17% del valor de diseño y el índice IAE es aproximadamente de 560 unidades.

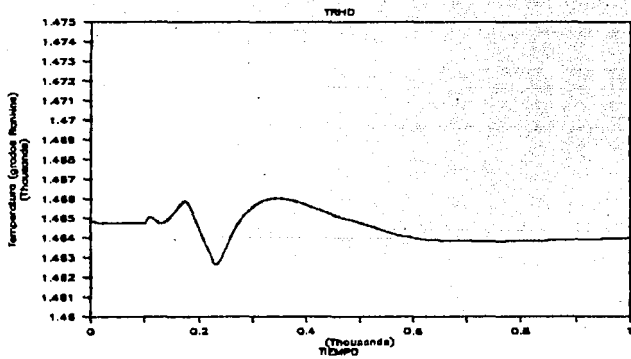
Para la temperatura del vapor recalentado mostrada en la figura 3.3 (b) se tiene un máximo sobreimpulso de 2.1°R que es un 0.14% del valor de diseño; el índice IAE que se obtuvo para esta gráfica es de 860 unidades.

El problema de regulación es el evitar los grandes sobreimpulsos y las gráficas muestran que al utilizar el arreglo LQG-PID se alcanza una buena regulación; las variaciones en la temperatura están dentro del rango permitido y los sobreimpulsos son pequeños, mostrando así el buen desempeño del arreglo implementado.

Para los actuadores los esfuerzos de control no son bruscos y en el caso de el flujo de atemperación que se muestra en la figura 3.4 (a), tiende suavemente a el nuevo valor de referencia; para la inclinación de quemadores que se presenta en la figura 3.4 (b) se tiene un pequeño movimiento hacia arriba a los 200 segundos, pero después tiende, sin oscilar, a su nuevo valor de referencia.



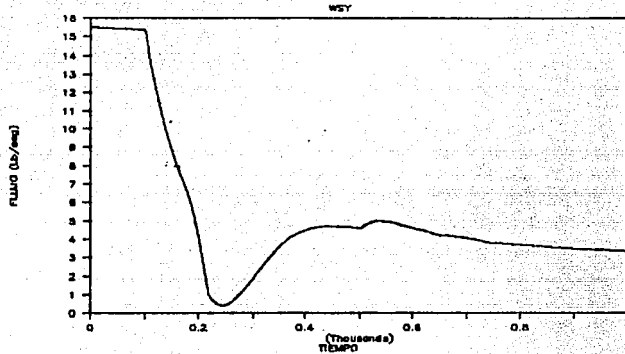
(a)



(b)

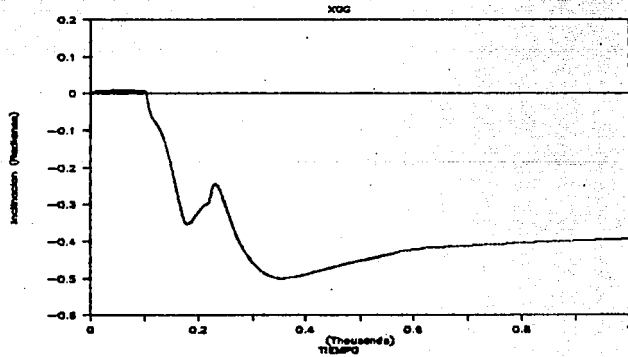
Figura 3.3: Temperatura de vapor (a) sobrecalentado (b) recalentado.

FLUJO DE ATEMPERACION



(a)

INCLINACION DE QUEMADORES



(b)

Figura 3.4: Reacción de los actuadores (a) Flujo de atemperación (b) Inclinación de quemadores.

Capítulo 4

COMPARACION CON OTROS ALGORITMOS DE CONTROL

Para dar una idea más clara de lo que significa la regulación de las temperaturas con el arreglo LQG-PID, se realizan comparaciones con diferentes métodos de control moderno como son los controladores autosintonizables por asignación de polos [16], por variancia mínima [7] y el control heurístico predictivo [20]; dentro del control clásico se compara con los tradicionales controladores PID.

Primero se menciona en forma básica la forma en que trabajan éstos algoritmos o esquemas de control y después se realiza la comparación de funcionamiento entre éstos y el arreglo LQG-PID ante el aumento de carga.

4.1 CONTROLADORES PID

Los controladores más utilizados en la actualidad son los del tipo proporcional-integral-derivativo que están regidos por la siguiente ley de control:

$$M(t) = K_p e(t) + K_i \int_0^t e(t) + K_d \frac{d}{dt} e(t) \quad (4.1)$$

donde $e(t)$ es el error de la señal de salida con respecto al valor que debe alcanzar y $M(t)$ es el error actuante en el sistema. Este tipo de controladores son con los

que se cuenta en el modelo original de la planta termoelectrica.

Manteniendo el arreglo original PID antes mencionado, se realizo la prueba de cambio de carga del 70% al 90% en 120 segundos para observar la regulacion que se presenta con los PID. Los resultados que se obtuvieron se muestran en las figuras 4.1 y 4.2.

Como se puede ver en la grafica del vapor sobrecalentado de la figura 4.1 (a), el maximo sobreimpulso es aproximadamente de 4.3°R lo que significa que la regulacion de esta temperatura es buena con el PID. El indice IAE que se tiene es de 860 unidades.

En la grafica del vapor recalentado de la figura 4.1 (b), se tiene un sobreimpulso bastante brusco llegando a una temperatura aproximada de 1474°R para despues disminuir un poco y volver a aumentar. El indice IAE que se tiene es de 1190 unidades. Aun cuando la variacion en la temperatura se encuentra dentro del rango de 1%, el objetivo que se tiene es evitar los cambios bruscos y por lo que se observa en la grafica, el control con PID no es muy bueno.

La figura 4.2 (a) muestra en linea delgada la temperatura del vapor sobrecalentado al ser controlada con PID y en linea gruesa, se muestra la regulacion que se obtuvo con el arreglo LQG-PID implementado en este trabajo

Aunque la regulacion es buena con ambos arreglos, para determinar cual es el mejor comparamos los indices IAE que se obtuvieron en los dos casos y se determina que el del arreglo LQG-PID es menor en 200 unidades lo que indica que es mejor que el control con PID.

La figura 4.2 (b) muestra con linea delgada la temperatura de vapor recalentado al ser controlada con PID, con linea gruesa se muestra la regulacion con el arreglo LQG-PID.

En este caso, a simple vista se puede determinar que el arreglo LQG-PID implementado es mejor que el control con PID, las variaciones en la temperatura son menores con el nuevo arreglo y no existen sobreimpulsos bruscos ademas de que existe una disminucion aproximada de 600 unidades en el indice IAE.

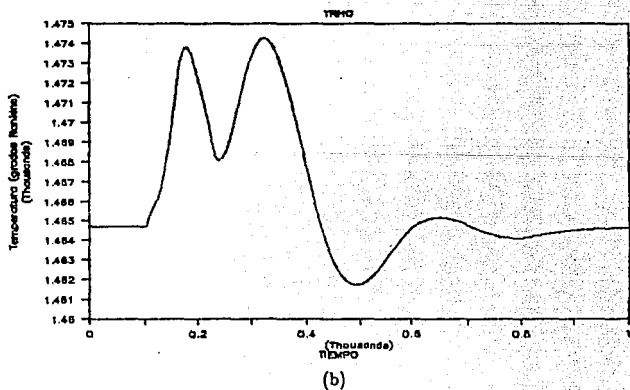
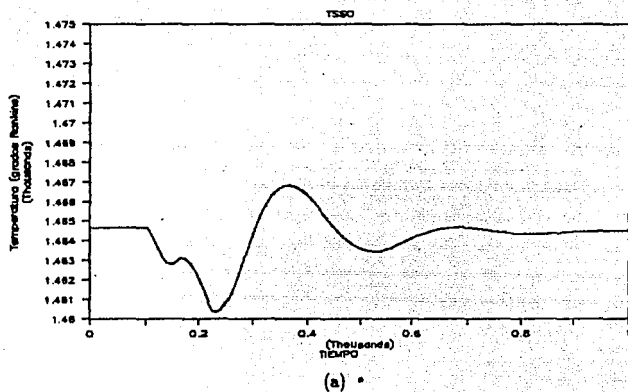
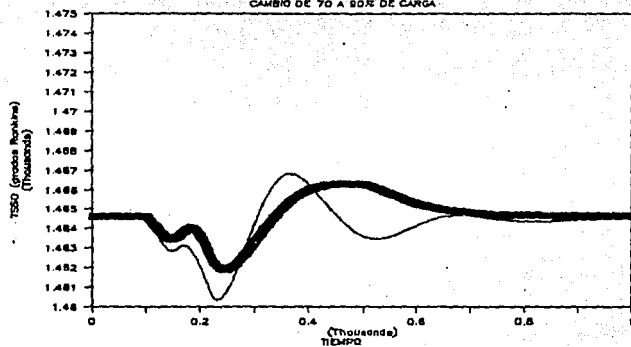


Figura 4.1: Temperaturas del vapor (a) sobrecalentado (b) recalentado.

TEMPERATURA DE SOBREALENTADO

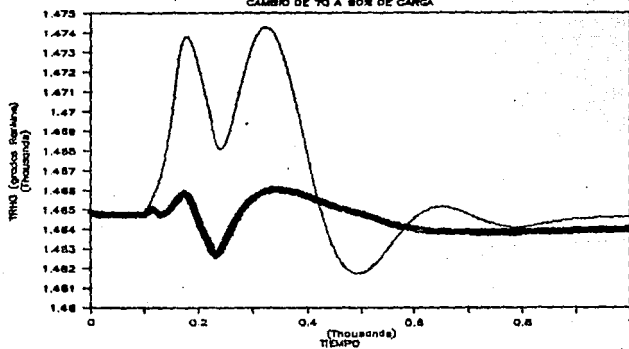
CAMBIO DE 70 A 90% DE CARGA



(a)

TEMPERATURA DE RECALENTADO

CAMBIO DE 70 A 90% DE CARGA



(b)

Figura 4.2: Comparación con controladores PID (a) vapor sobrecalentado (b) vapor recalentado.

4.2 ESQUEMAS AUTOSINTONIZABLES

Durante los años setentas el control adaptable se presentó como un área sólida de automatización para aplicaciones industriales. En principio, la estructura de un controlador autosintonizable está formada por dos bloques, un identificador y un controlador; el bloque de identificación es generalmente implementado por los métodos de mínimos cuadrados en sus diferentes versiones y para el controlador, su ley se basa en criterios óptimos (variancia mínima) [7] o no óptimos (asignación de polos) [16].

Dentro del Instituto de Investigaciones Eléctricas se han desarrollado los tipos de controladores antes mencionados y también se han aplicado para controlar la zona de sobrecalentamiento, por lo que tanto los desarrollos como los resultados de estos controladores pueden encontrarse en [7] y [16] de la bibliografía, en este trabajo sólo se presentan las gráficas que se obtuvieron con estos controladores.

Se realizaron las mismas simulaciones con cambio de carga de 70% al 90% en el mismo tiempo; la figura 4.3. muestra la regulación debida a el controlador autosintonizable por variancia mínima.

Como podemos ver en la figura 4.3 (a) la temperatura del vapor sobrecalentado tiene una variación aproximada de 2 grados Rankine con el controlador por variancia mínima, que indica que para ésta temperatura la regulación es buena.

En la figura 4.3 (b) se muestra la variación en la temperatura del vapor recalentado, el máximo sobreimpulso que se produjo con el control por variancia mínima fue de 7.5 grados Rankine que, aunque se encuentra dentro del rango aceptable, es mucho mayor al valor obtenido con el arreglo LQG-PID además es necesario hacer resaltar que los esfuerzos de control debidos al esquema autosintonizable son bruscos y en forma de escalones, mientras que con el arreglo LQG-PID éstos son suaves.

Al utilizar el controlador autosintonizable por asignación de polos se obtuvieron los resultados que se muestran en la figura 4.4; en la gráfica (a), se observa que la temperatura del vapor sobrecalentado tiene una buena regulación con un sobreimpulso máximo aproximado de 3 grados Rankine y el valor se establece

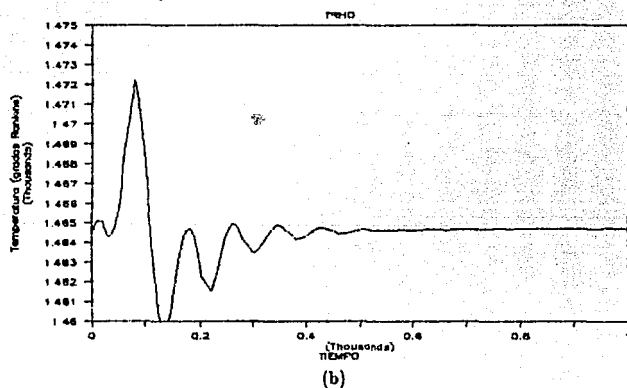
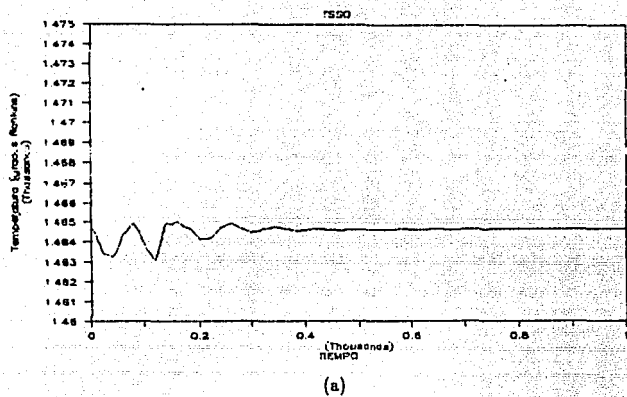


Figura 4.3: Temperaturas del vapor con autosintonizables por variancia mínima, (a) sobrecalentado, (b) recalentado.

rápidamente.

Se observa en la gráfica (b) que la temperatura del vapor recalentado tiene un sobreimpulso mayor a los 10 grados Rankine esto muestra el carácter no óptimo de este esquema de control.

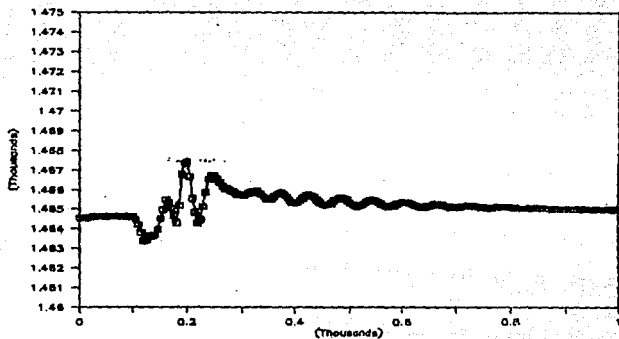
De la comparación de resultados podemos observar que el arreglo implementado LQG-PID ofrece un mejor control para ambas temperaturas, lo que no ofrece ninguno de los dos tipos de controladores autosintonizables, ya que mientras que la temperatura del vapor sobrecalentado es bien regulada por ambos esquemas, la temperatura del vapor recalentado tiene sobreimpulsos grandes que no se presentan en el control con el arreglo LQG-PID.

4.3 ESQUEMAS PREDICTIVOS

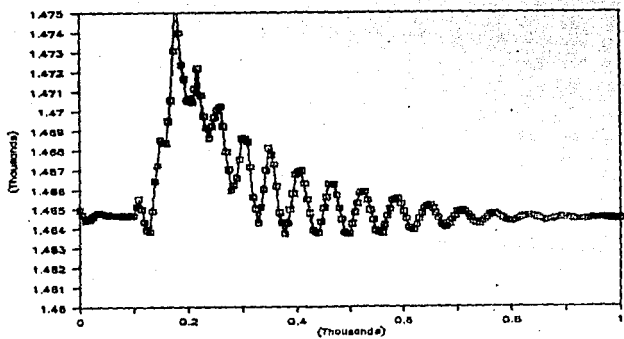
Estos se basan en un modelo interno del proceso a controlar, que es identificado en línea o fuera de línea, este tipo de controles necesitan un predictor y una trayectoria de referencia que es la que dicta la estrategia de control a seguir. Un desarrollo completo de estos controles se encuentra en [20].

En la Figura 4.5 (a) y (b) se muestra la regulación que se obtuvo con el esquema predictivo; la prueba que se presenta en las gráficas es durante una simulación de 2400 segundos con un cambio de carga de 70 a 90%, pero con una pendiente de 4% por minuto, pues se comprobó [20] que este tipo de controladores no es muy bueno cuando se tienen cambios bruscos, como el aplicado al arreglo LQG-PID (pendiente de 10%), esto da una idea de la *robustez* del arreglo LQG-PID.

En resumen, el desempeño de los controladores tanto clásicos (PID) como modernos (autosintonizables, predictivos), es superado por el arreglo implementado en este trabajo; solamente existe un caso para el cual el desempeño del arreglo LQG-PID es superado y es el caso de la temperatura del vapor sobrecalentado cuando es controlada con autosintonizable por variancia mínima pero, como la regulación debe realizarse en dos temperaturas (de sobrecalentado y de recalentado), en forma global los resultados muestran que el arreglo LQG-PID ofrece una buena regulación en ambas temperaturas.



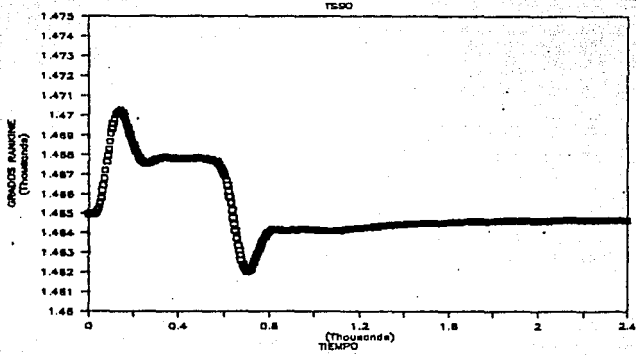
(a)



(b)

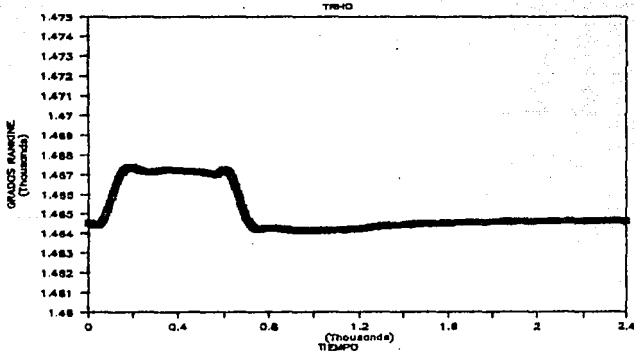
Figura 4.4: Temperaturas del vapor con autosintonizable por asignación de polos
(a) sobrecalentado (b) recalentado.

ESQUEMA PREDITIVO



(a)

ESQUEMA PREDITIVO



(b)

Figura 4.5: Temperaturas del vapor con modelo predictivo 70-90% de carga (a) sobrecalentado (b) recalentado.

CONCLUSIONES

La aplicación de sistemas de control moderno en plantas termoeléctricas surge de la necesidad que existe de mantener la vida útil de estas plantas en México. Los sistemas de control que minimizan índices de desempeño del tipo cuadrático (sistemas de control óptimo) tienen entre sus características el ser de desempeño robusto, lo cual es deseable mas no siempre obtenido con otros controladores.

Al aplicar el regulador óptimo al simulador de una planta termoeléctrica para controlar las temperaturas del vapor de la zona de sobrecalentamiento (vapor sobrecalentado y vapor recalentado), se obtuvo una regulación bastante buena, pues al existir cambios en la dinámica del proceso (cambio de carga en la planta), las temperaturas no excedieron en más de 3 grados al valor de operación que se requiere en la turbina (1464.87°R); la robustez del arreglo LQG-PID implementado en este trabajo queda de manifiesto al soportar los cambios de carga rápidos.

En comparación con otros sistemas de control, tanto modernos como clásicos que se han implementado en el mismo modelo de la planta termoeléctrica, el arreglo LQG-PID ofrece un mejor control en ambas temperaturas (de recalentado y de sobrecalentado), ya que los demás sistemas implementados, no controlan con la misma eficacia la temperatura del vapor recalentado.

De acuerdo a los resultados obtenidos con la aplicación del arreglo LQG-PID, es factible implementar este tipo de controladores en plantas termoeléctricas mexicanas, lo que traerá como consecuencia la reducción de costos debidos al mantenimiento correctivo de algunas partes de la unidad (principalmente de la turbina) y se podrá aumentar la vida útil de la misma.

La importancia de este trabajo no es el diseño de el regulador óptimo sino la evaluación de el arreglo LQG-PID en plantas mexicanas de 300 MW, ya que solamente Japón tiene, desde hace diez años sin necesidad de reajuste alguno este tipo de sistemas.

Para la aplicación en plantas reales, se necesita implementar el regulador óptimo en controladores industriales, lo cual será el siguiente paso a realizar dentro de los trabajos del Instituto de Investigaciones Eléctricas.

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

Apéndice A

MODELO DE LA PLANTA TERMoeLECTRICA

El modelo que se utilizó para realizar las pruebas es un modelo de la unidad termoeléctrica Francisco Pérez Ríos de Tula Hidalgo, ésta es una planta de 300 MW y los datos del modelo están validados con datos de planta en un rango de operación de 75% al 90% de carga.

El modelo está dividido en tres secciones:

1. Generador de Vapor.
2. Turbina.
3. Generador Eléctrico.

Para la construcción del modelo se consideraron parámetros concentrados, incompresibilidad del agua y términos despreciables de inercia en ecuaciones de flujo. La dinámica de la planta se describe mediante leyes físicas de conservación de energía, momentum y masa.

Para la implementación del modelo se utilizaron ecuaciones diferenciales que representan la dinámica de la planta, obteniéndose así un modelo no lineal de orden 54 con 22 variables de estado de proceso, 32 variables de estado de control, 14 variables de salida y 9 variables manipulables.

La programación del modelo es en forma estructurada, por lo que cuenta con una gran flexibilidad al hacer posible una fácil modificación de cualquiera de sus módulos utilizados; Los módulos principales están divididos en un módulo de procesos termodinámicos y un bloque de control.

En la figura A.1 se muestra la estructura del programa ejecutivo que realiza la sincronización de todos los módulos de proceso y control.

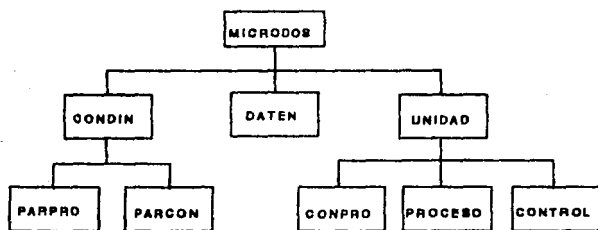


Figura A.1: Estructura del programa ejecutivo

Las funciones que desempeñan los módulos del programa ejecutivo son:

- MICRODOS.- Programa principal que coordina la ejecución de las subrutinas para la simulación.
- CONDIN.- Efectúa la lectura de condiciones iniciales.
- DATEN.- Efectúa la lectura de los datos usados para generar perturbaciones a las variables de entrada al modelo.
- UNIDAD.- Coordina la ejecución de las subrutinas de proceso y control.
- PARPRO.- Lee los parámetros de proceso.

- **PARCON.**- Lee parámetros, ganancias, constantes de tiempo y límites de variables de la subrutina de control.
- **CONPRO.**- Efectúa la trasducción de demandas de control a señales de proceso.
- **PROCESO.**- Llama a ejecución a las subrutinas que modelan el proceso de la unidad generadora.
- **CONTROL.**- Llama a ejecución a las subrutinas que modelan el sistema de control de la unidad generadora.

La subrutina **PROCESO** realiza el llamado a otras dos subrutinas, una que coordina el cálculo de las ecuaciones algebraicas de proceso (**ALGPROS**) y otra que coordina el cálculo de las ecuaciones diferenciales del proceso (**DIFPROS**).

La subrutina **CONTROL** coordina a los módulos de control que son:

- **CDEMA.**- Demanda maestra del generador de vapor.
- **CFLAI.**- Control de flujo de aire.
- **CFLCO.**- Control de flujo de combustible.
- **CPRHO.**- Control de presión del hogar.
- **CFLAA.**- Control de flujo de agua de alimentación.
- **CFLAC.**- Control de agua de condensado.
- **CTMRC.**- Control de temperatura de vapor recalentado.
- **CTMSC.**- Control de temperatura de vapor sobrecalentado.
- **CTURB.**- Control de la turbina.

Estos módulos realizan llamados a las subrutinas de trasducción de señales (**XDUCER**) y a la subrutina limitadora de señales de control (**CHECK**).

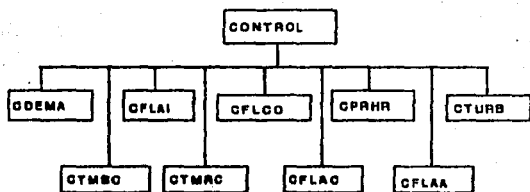


Figura A.2: Estructura del modelo del sistema de control.

Apéndice B

PROGRAMA LQG-PLUS

El programa que se realizó para implementar el regulador lineal cuadrático gaussiano contiene seis subrutinas de lectura de datos, que son las encargadas de cargar los valores de las matrices al programa, las subrutinas son:

- **MAT.A.-** Lee la matriz de estados del sistema.
- **MAT.B.-** Lee la matriz de control del sistema.
- **MAT.C.-** Lee la matriz de observación del sistema.
- **MAT.D.-** Lee la matriz de transmisión del sistema.
- **MAT.K.-** Lee la matriz de ganancia del observador.
- **MAT.F.-** Lee la matriz de ganancias de realimentación de estados.

Además de las subrutinas de lectura el programa cuenta con tres subrutinas de operaciones algebraicas matriciales:

- **SUMAT.-** Realiza la suma de dos matrices de cualquier orden.
- **RESMAT.-** Realiza la resta de dos matrices de cualquier orden.
- **MULMAT.-** Realiza la multiplicación de dos matrices de cualquier orden (siempre y cuando se cumpla con las reglas de multiplicación de matrices).

El programa hace uso de subrutinas de trasducción y de limitación de valores, estas subrutinas son propias del modelo de la planta, por lo que el programa LQG-PLUS sólo realiza el llamado de las subrutinas cuando es necesario; los nombres y las funciones de estas subrutinas son: XDUCER que realiza las trasducciones y CHECK que limita la señal a valores entre 1 y 5.

El programa LQG-PLUS se implementó en el modelo de la planta dentro de la subrutina CONTROL y después de la subrutina CTMSC del control PID del vapor sobrecalentado.

Las señales de control que se obtienen con las subrutinas CTMSC y CTMRC son trasducidas a sus valores físicos reales (0 a 50 libras para WSY y 0.524 radianes para XGG), mediante la subrutina XDUCER; ésto se puede hacer antes o después de llamar a la subrutina LQG-PLUS.

Una vez que se realiza el llamado de LQG-PLUS ésta realiza la resta de los valores actuales de la temperatura y los valores de referencia (que se encuentran fijos dentro de LQG-PLUS) para así, realizar los cálculos del observador y de la ley de control, sumando a éstos los valores de referencia para obtener los valores de proceso.

Al terminar de ejecutarse la subrutina LQG-PLUS, los valores obtenidos con ésta son sumados a los valores trasducidos de las subrutinas CTMSC y CTMRC y finalmente, se vuelven a trasducir a valores entre 1 y 5 que son los utilizados por el modelo.

BIBLIOGRAFIA

- [1] M. Uchida, H. Nakamura, "Optimal Regulation for Thermal Power Plants." *IEEE Control Systems Magazine*, Enero de 1989.
- [2] M. Uchida, H. Nakamura, y K. Kawai, "Application of Linear Programming to Thermal Power Plant Control." 8th IFAC World Congress, Kyoto, Japón, 1981.
- [3] M. Uchida, H. Nakamura, "Implementation of Optimal Regulator at Supercritical Thermal Power Plants." Conference on Power Plant Controls and Automation, Febrero, 1989, Miami, Florida.
- [4] D. Palomares, R. Bourguet y J. Alvarez, "Tendencias en el Control Moderno de Unidades Termoelectricas." *Boletín IIE*, Vol. 13, núm. 6, Noviembre-Diciembre, 1989.
- [5] H. Kwakernaak, R. Sivan, "Linear Optimal Control Systems", Edit. John Wiley and Sons, E. U. A. 1972.
- [6] A. Morari, "Robust Control Process", Prentice Hall, E. U. A. 1989
- [7] R. E. Bourguet, "Controlador Autosintonizable de la temperatura de vapor de una unidad termoelectrica.", Tesis de Maestría, Instituto Tecnológico de la Laguna, Torreón Coah. 1989.
- [8] D. Palomares y R. Mar, "Desarrollo de un Simulador de una Unidad Termoelectrica basado en una computadora PC-AT.", XI Encuentro AMIDIQ, Cholula, Puebla, 1990.
- [9] K. J. Astrom, "Adaptive Feedback Control", *Proceedings of the IEEE*, vol. 75, núm. 2, 1987.
- [10] A. F. Armor "Trends in the Electric Power Industry", EPRI: Cycling Conference, Princeton, 1987.

- [11] PC-MATLAB User's Guide, Version 3.2, Mathworks Inc. E.U.A. 1987.
- [12] G. C. Paige, "Propiedades de Numerical Algorithms Related to Computing Controllability", IEEE Trans. Automatic Control, Vol. AC-26, núm. 1, 1981.
- [13] W. H. Severns, J. C. Miles y H. E. Degler, "Energía Mediante Vapor, Aire o Gas", Edit. Reverté S. A. 1976.
- [14] Central Escuela Celaya, "Introducción a Centrales Termoeléctricas", 1a. Edición, Celaya, Gto. 1985.
- [15] B. C. Kuo, "Sistemas Automáticos de Control", Edit. CECSA, 1983.
- [16] D. Suárez, "Control Autoajustable Multivariable de una Unidad Termoeléctrica", Tesis Maestría, I.P.N.- CINVESTAV, 1989.
- [17] K. Ogata, "Ingeniería de Control Moderna", Edit. Prentice Hall, 1972.
- [18] D. Palomares, "Selección de Estructuras de Control para Columnas de Destilación", Tesis Maestría, U.A.M.- Iztapalapa, 1985.
- [19] R. C. Dorf, "Sistemas Automáticos de Control, Teoría y Práctica", Edit. Fondo Educativo Interamericano, 1978.
- [20] M. Salmerón, "Análisis de las Características del Control Heurístico con Modelo Predictivo Aplicado a la Simulación de Unidades Termoeléctricas", Tesis de Licenciatura, I.P.N. 1990.
- [21] D. Palomares y R. García, "Control Óptimo de un Generador de Vapor", XI Encuentro AMIDIQ, Cholula, Puebla, 1990.