

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIA ELÉCTRICA Y ELECTRÓNICA**



**“CONTROL DE TEMPERATURA DE UN REACTOR QUÍMICO
UTILIZANDO ESTRATEGIAS DE CONTROL AVANZADO”**

INFORME DE SUFICIENCIA

PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE
INGENIERO ELECTRÓNICO

PRESENTADO POR:

JESÚS LUIS PALPA GUIMARAY

PROMOCIÓN 1995 – I

LIMA – PERÚ

2002

DEDICATORIA

El presente informe de suficiencia la dedico primordialmente a mis padres, que con su apoyo permanente me impulsaron siempre a no renunciar nunca a mis sueños y aspiraciones personales.

Un especial agradecimiento a mi alma mater, la Universidad Nacional de Ingeniería y a mi Facultad de Ingeniería Eléctrica y Electrónica que con la mística de una enseñanza exigente, reconocida por todos, me entregaron las herramientas del conocimiento, necesarias para mi desenvolvimiento profesional.

**CONTROL DE TEMPERATURA DE UN REACTOR QUIMICO,
UTILIZANDO ESTRATÉGIAS DE CONTROL AVANZADO**

INDICE

PROLOGO

CAPÍTULO I.- INTRODUCCIÓN

1.1	Objetivos	1
1.2	Generalidades	1
1.3	Conceptos básicos de un reactor químico	2
1.3.1	Procesos químicos	2
1.3.2	Las reacciones químicas	3
1.3.3	Reactor químico	3
1.3.4	La velocidad de reacción	5
1.3.5	Reacción endotérmica y exotérmica	6
1.4	Herramientas utilizadas en el estudio	7
1.4.1	Las herramientas matemáticas utilizadas	7
1.4.2	Herramienta informática	7

CAPITULO II.- ESTRUCTURA Y MODELO DE LA PLANTA

2.1	Definición de variables y parámetros del reactor químico exotérmico	9
2.2	Modelo matemático del reactor químico exotérmico	11
2.2.1	Balance de masa del producto reactante "A"	11

2.2.2	Balance de energía en el reactor	12
2.2.3	Balance de energía en la cámara del líquido refrigerante	12

CAPITULO III.- LINEALIZACIÓN Y DISCRETIZACIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO

3.1	Linealización del modelo matemático del reactor químico exotérmico	13
3.1.1	Cálculo de los puntos de operación	13
3.2	Modelo simplificado del reactor químico exotérmico	16
3.3	Discretización del modelo matemático usando Matlab	18
3.3.1	Programa del modelo matemático del reactor usando Matlab	18
3.4	Simulación del comportamiento del modelo matemático del reactor químico en lazo abierto usando Matlab	22

CAPITULO IV.- PRINCIPIOS Y ALGORITMOS DEL CONTROL AVANZADO

4.1	Principios del controlador óptimo cuadrático en tiempo discreto	23
4.2	Algoritmos usados para el controlador óptimo cuadrático	24
4.2.1	El Regulador óptimo proporcional	26
4.2.2	Selección de las matrices de ponderación	27
4.3	Principios del controlador adaptivo autosintonizado en tiempo discreto	27
4.4	Algoritmos usados para el controlador adaptivo autosintonizado	29
4.4.1	Modelado de procesos no lineales	29
4.4.2	Procedimientos de estimación	31
4.4.2.1	El método de los mínimos cuadrados recursivo mejorado	31
4.4.2.2	Estimación de parámetros	31
4.4.2.3	Estimación de estados	34

4.4.3	La ley de control	35
4.4.4	Procedimiento de diseño	37

CAPITULO V.- APLICACIÓN DE ESTRATEGIAS DE CONTROL AVANZADO

5.1	Control de temperatura del reactor químico exotérmico basado en un controlador optimo cuadrático en tiempo discreto	38
5.1.1	Diseño del controlador óptimo cuadrático proporcional de la temperatura del reactor químico exotérmico utilizando como variable de control, la variación del flujo del líquido refrigerante (F_c).	39
5.1.2	Diseño del controlador óptimo cuadrático proporcional de la temperatura del reactor químico exotérmico utilizando como variable de control, la variación de la temperatura de entrada del líquido refrigerante (Γ_{ci}).	42
5.2	Control de temperatura del reactor químico exotérmico, basado en un controlador adaptivo autosintonizado.	46
5.2.1	Diseño del controlador adaptivo autosintonizado de la temperatura del reactor químico exotérmico utilizando como variable de control, la variación del flujo del líquido refrigerante (F_c),	46
5.2.2	Diseño del controlador adaptivo autosintonizado de la temperatura del reactor químico exotérmico utilizando como variable de control, la variación de la temperatura de entrada del líquido refrigerante (Γ_{ci})	53

CAPITULO VI.- SIMULACIONES

6.1	Simulación del comportamiento del reactor químico exotérmico utilizando un controlador óptimo cuadrático en tiempo discreto	61
6.1.1.	Comportamiento del reactor químico exotérmico utilizando como variable de control, la variación del flujo del refrigerante	61
6.1.2.	Comportamiento del reactor químico exotérmico utilizando como variable de control, la variación de la temperatura de entrada del liquido refrigerante	62
6.2	Simulación del comportamiento del reactor químico exotérmico utilizando un controlador adaptivo autosintonizado	63
6.2.1	Comportamiento del reactor químico exotérmico utilizando como variable de control, la variación del flujo del refrigerante	64
6.2.2	Comportamiento del reactor químico exotérmico utilizando como variable de control, la variación de la temperatura de entrada del liquido refrigerante	65
	OBSERVACIONES Y CONCLUSIONES	66
	APENDICES	
	Apéndice A Aplicación de un reactor químico en la industria.	70
	Apéndice B Reactores avanzados.	76
	BIBLIOGRAFÍA	88
	DIRECCIONES ELECTRÓNICAS	89

PROLOGO

El presente informe de suficiencia está basado en la aplicación de las estrategias de control avanzado a fin de poder regular la temperatura de un reactor químico exotérmico.

En el Capítulo I, realizaremos una breve introducción a los conceptos básicos utilizados en los reactores químicos, los objetivos y estrategias de control avanzado empleados, así como de las herramientas matemáticas e informáticas empleadas para el estudio del reactor químico.

En el Capítulo II, se analizará al reactor desde el punto de vista netamente físico su comportamiento, es decir lo analizaremos a través de balances de masa y energía, mas no desde las reacciones químicas que se producen en el reactor, dado que dicho análisis es de estudio de la ingeniería química. Como resultado de ese análisis obtendremos el modelo matemático del reactor químico exotérmico.

En el Capítulo III, se verá el tratamiento que se le da al modelo matemático del Reactor a fin de poder hacer nuestro análisis de manera simplificada, realizamos en primer lugar la linealización, en segundo lugar, simplificamos el modelo matemático, y en tercer lugar procedemos a su discretización, con lo cual podremos analizar el comportamiento del sistema en lazo abierto es decir sin la aplicación de ningún controlador.

IX

En el Capítulo IV, con la finalidad de poder comparar y poder apreciar que método de control es el más conveniente para realizar este control de temperatura, es la razón por el cual se realizamos un estudio simplificado de los principios y los algoritmos de los controladores óptimo cuadráticos y los controladores adaptivos

En el Capítulo V, con los dos métodos de control avanzado estudiados en el Capítulo anterior, realizamos la programación correspondiente empleando el programa Matlab.

En el Capítulo VI, se realizan las simulaciones correspondientes a los programas realizados en el Capítulo V, con lo cual podremos analizar el efecto de los dos controladores aplicados sobre el reactor químico.

CAPITULO I INTRODUCCIÓN

1.1 Objetivos

El presente informe tiene como objetivos, los siguientes puntos:

- Lograr emplear todo los conocimientos adquiridos en el desarrollo del curso de control avanzado.
- Diseñar un controlador de temperatura de un reactor químico exotérmico utilizando las estrategias de Control como son las estrategias de control óptimo y control adaptivo. Cada uno con sus ventajas y desventajas propias para este proceso a controlar.
- Realizar un estudio comparativo entre dos tipos de estrategias de control avanzado, a fin de poder determinar cual de ellas es la más adecuada para el control de temperatura de nuestro reactor químico.

1.2 Generalidades

Aunque la falta de conocimiento sobre este tema ha llegado a pensarse que es una parte de la ciencia y la tecnología en donde solamente un circulo muy selectivo es capaz de entenderlo; sin embargo, los reactores químicos están en todas partes y a cualquier hora. Prueba de lo antes dicho, es cada uno de nuestros cuerpos, la actividad biosintética en las plantas, el "salitre" de nuestras casas, las lluvias ácidas, la formación del smog en las grandes ciudades, etc. El reactor químico es el corazón

de la producción de todas las industrias químicas. De hecho, el conocimiento de la Cinética Química y el diseño del reactor es lo que distingue al ingeniero químico de los otros ingenieros.

La selección de un sistema de reacción que opera con una buena seguridad y de la manera más eficiente, puede ser la clave para el éxito o fracaso económico de una planta química. Por ejemplo, si un sistema de reacción genera una gran cantidad de un producto no deseado, la purificación y separación subsecuente del producto deseado hará que el proceso sea económicamente poco atractivo.

Un reactor puede tener todas las formas físicas que uno crea convenientes, los hay desde simples tubos hasta los muy complejos y llenos de accesorios de seguridad.

1.3 Conceptos básicos de un reactor químico

1.3.1 Procesos químicos

Un proceso químico es un conjunto de operaciones químicas y/o físicas ordenadas a la transformación de unas materias iniciales en productos finales diferentes. Un producto es diferente de otro cuando tenga distinta composición, esté en un estado distinto o hayan cambiado sus condiciones.

En la descripción general de cualquier proceso químico existen diferentes operaciones involucradas. Unas llevan inherentes diversas **reacciones químicas**. En cambio otros pasos son meramente físicos, es decir, sin reacciones químicas presentes. Podemos decir que cualquier proceso químico que se pueda diseñar consta de una serie de operaciones físicas y químicas. Cada una de estas operaciones es una operación unitaria dentro del proceso global.

1.3.2 Las reacciones químicas

La reacción química es la operación unitaria que tiene por objeto distribuir de forma distinta los átomos de unas moléculas (compuestos reaccionantes o reactantes) para formar otras nuevas (productos). El lugar físico donde se llevan a cabo las reacciones químicas se denomina **reactores químicos**.

1.3.3 Reactor químico

Un reactor químico, es el equipo o recipiente en donde se lleva a cabo una reacción química.

Los reactores químicos por su versatilidad han logrado obtener una gran variedad de clasificaciones, todas estas clasificaciones adquieren sus nombres en base sus utilidades o aplicación, así, se pueden encontrar las siguientes clasificaciones:

Por la forma de obtener la producción:

- **Reactores batch.**
- **Reactores semicontinuos.**
- **Reactores continuos.**
 - a) Reactores continuos de mezcla completa (CSTR).
 - b) Reactores tubulares.
 - c) Reactores de lecho móvil.
- **Reactores continuos con recirculación.**

Por la forma de efectuar la reacción química:

- **Reactores homogéneos.**
- **Reactores heterogéneos.**
- **Reactores no catalíticos.**
- **Reactores catalíticos.**

- a) Reactores catalíticos de lecho fijo.
- b) Reactores catalíticos de lecho fluidizado.
- c) Reactores enzimáticos o bioreactores

Cada uno de estos tipos de reactores está acondicionado para desarrollar reacciones específicas y a veces únicas, dependiendo muchas veces de la oferta y demanda de un producto y en ocasiones depende del capital disponible para su puesta en marcha o aplicación.

Empezaremos nuestro estudio con los balances de materia sobre cada una de las especies químicas que participan en una reacción bajo la participación de una variable llamada **velocidad de reacción**, $-r_A$; porque la causa principal por la que existen todos estos tipos de equipos de reacción, es el cambio químico.

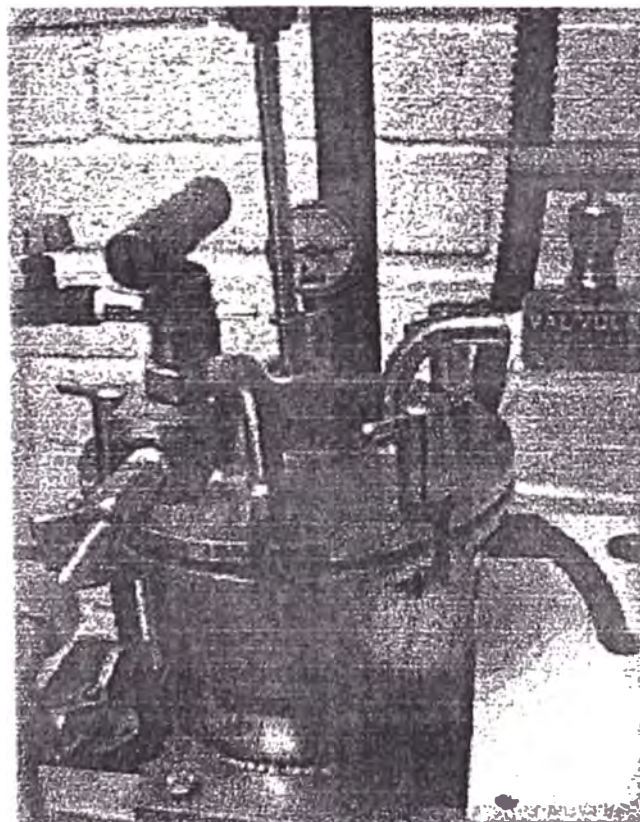


Figura 1.1. Un reactor Batch a escala laboratorio para reacciones homogéneas.

1.3.4 La velocidad de reacción

La velocidad de reacción, r_j , la definiremos como la velocidad de formación o de desaparición de la especie j por tiempo por unidad de volumen, es decir, representa al número de moles de las especies j transformadas por unidad de tiempo en una unidad de volumen.

La ecuación de velocidad, r_j , generalmente, se expresa como en función de las propiedades de los materiales reactantes (por ejemplo: la concentración de los componentes, temperatura, presión, tipo de catalizador, si lo hay), para un punto en el sistema. Y es independiente del tipo de sistema de reacción (por ejemplo: de un batch o continuo), en el cual se esté llevando a cabo. Sin embargo, puesto que las propiedades de los materiales reactantes pueden variar con la posición en el reactor químico, la velocidad de reacción, r_j , es función de la posición desde un punto a otro en el sistema.

La velocidad de reacción química es una cantidad intensiva dependiente de la temperatura y el número de moles. La ecuación de velocidad de reacción es esencialmente una ecuación algebraica involucrando la concentración (no es una ecuación diferencial). Por ejemplo, la forma algebraica de la ley de velocidad, $-r_A$, para la reacción:



puede ser una función lineal de la concentración, donde r_A , está dada por:

$$-r_A = kC_A$$

o puede tener alguna otra forma algebraica superior, dependiendo del orden de la

reacción, tales como:

$$-r_A = kC_A^2$$

$$-r_A = \frac{k_1 C_A}{1 + k_2 C_A}$$

o bien,

Estas expresiones se pueden determinar a partir de los resultados experimentales y $-r_A$, representa la desaparición del componente A, en este caso.

1.3.5 Reacción endotérmica y exotérmica

La energía en las reacciones químicas

En toda reacción química hay un intercambio de energía con el medio. Esa energía, que se intercambia, en la mayoría de las veces se manifiesta en forma de calor.

Representación de una ecuación química

Ahora, ya no basta con indicar cuales son las sustancias que reaccionan, las que se obtienen, y las cantidades que tenemos de las mismas.



A partir de aquí, deberemos tener en cuenta, dos cosas más, el estado de agregación de las sustancias reaccionantes y obtenidas, y la energía que absorbe o libera la reacción.



Por ejemplo, la reacción para la obtención de CO_2 , podemos representarla:



- En el ejemplo, de la obtención del CO_2 (g), el sistema da energía al medio que lo rodea, el sistema pierde energía para que se produzca la reacción, se dice que el sistema **cede o libera calor**, y se clasifica la reacción como una **reacción exotérmica**. El valor q de una reacción exotérmica es negativo porque el sistema pierde algo (calor u otro tipo de energía).

- Otras veces, el sistema necesita recibir energía del medio que lo rodea, se dice que el sistema **absorbe calor**, y se clasifica la reacción como una **reacción endotérmica**. El valor q de una reacción endotérmica es positivo porque el sistema gana algo (calor u otro tipo de energía).



En pocas palabras:

Si el sistema **absorbe calor** del medio, la **reacción es endotérmica**.

Si el sistema **entrega calor** al medio, la **reacción es exotérmica**.

1.4 Herramientas utilizadas en el estudio

Las herramientas necesarias para el estudio en el presente informe han sido tanto la herramienta matemática como la informática, por ello nos detendremos para explicar brevemente cuales son y como se han empleado.

1.4.1 Las herramientas matemáticas utilizadas

Principalmente fueron utilizadas, las ecuaciones diferenciales, en el planteamiento de los balances de masa y energía, también fueron empleadas las aplicaciones de las series de Taylor para las aproximaciones realizadas a fin de obtener las ecuaciones diferenciales linealizadas, y por último el empleo de matrices para la obtención de las ecuaciones de estado.

1.4.2 Herramienta informática

En cuanto a la herramienta informática, solo se ha utilizado al programa Matlab, a fin de poder simplificar los cálculos matemáticos, que resultarían tediosos y engorrosos lo cual sólo distraería el objetivo principal del estudio realizado. Así mismo este software nos ha permitido realizar las simulaciones de los cálculos matemáticos

realizados, por ello esta herramienta, es considerada como fundamental para el desarrollo del presente informe. Brevemente describamos que es el Matlab.

MATLAB es un entorno de computación y desarrollo de aplicaciones totalmente integrado orientado para llevar a cabo proyectos en donde se encuentren implicados elevados cálculos matemáticos y la visualización gráfica de los mismos. MATLAB integra análisis numérico, cálculo matricial, proceso de señal y visualización gráfica en un entorno completo donde los problemas y sus soluciones son expresados del mismo modo en que se escribirían tradicionalmente, sin necesidad de hacer uso de la programación tradicional.

MATLAB dispone también en la actualidad de un amplio abanico de programas de apoyo especializados, denominados Toolboxes, que extienden significativamente el número de funciones incorporadas en el programa principal. Estos Toolboxes cubren en la actualidad prácticamente casi todas las áreas principales en el mundo de la ingeniería y la simulación.

De forma coherente integra los requisitos claves de un sistema de computación técnico: cálculo numérico, gráficos, herramientas para aplicaciones específicas y capacidad de ejecución en múltiples plataformas. Esta familia de productos proporciona al estudiante un medio de carácter único, para resolver los problemas más complejos y difíciles.

CAPITULO II

ESTRUCTURA Y MODELO DE LA PLANTA

2.1 Definición de variables y parámetros del reactor químico exotérmico

De los tipos de reactores vistos anteriormente podemos considerar al nuestro como un reactor continuamente agitado donde ocurre la reacción exotérmica $A \rightarrow B$. Para remover el calor de la reacción, el reactor es rodeado por una cámara a través del cual fluye un líquido refrigerante. Para efectos de nuestro estudio debemos tener las siguientes consideraciones:

- Las pérdidas de calor circundantes son despreciables
- Las propiedades termodinámicas, densidades, y las capacidades caloríficas de los reactantes y los productos son ambos iguales y constantes
- Mezcla perfecta en el Reactor
- Temperaturas Uniformes en ambas Cámaras
- Volúmenes Constantes V , V_r

Teniendo en cuenta todas estas consideraciones definamos las variables y los parámetros para nuestra planta o proceso.

Variables de entradas:

- Flujo del Producto A: $f(t)$
- Flujo del Líquido Refrigerante: $f_c(t)$

Variables de salida:

- Concentración del Producto Sobrante A: $C_A(t)$
- Temperatura en el Reactor: $T(t)$
- Temperatura del Líquido Refrigerante: $T_c(t)$

Perturbaciones medibles:

- Concentración del producto A en la entrada del Reactor: $C_{Ai}(t)$
- Temperatura de Entrada del producto A: $T_i(t)$
- Temperatura del Líquido Refrigerante a la Entrada: $T_{ci}(t)$
- Variable a controlar en el reactor: $T(t)$

Parámetros del proceso

Volumen del Reactor	V	0.37548342	m^3
Energía de Activación	E	64705147	Joules / Kgmole
Densidad del reactivo A	ρ	880.913	Kgmole / m^3
Calor de la Reacción	ΔH_r	-27956717	Joules / Kgmole
Area de Transferencia de Calor	A	3.344508	m^2
Factor de Frecuencia	k_o	1.73515×10^{13}	1/ min.
Constante Universal de los Gases	R	8314.34	Joules / (Kgmole-°K)
Capacidad Calorífica del Reactor	C_p	3684.384	Joules / (Kgmole-°C)
Coficiente de Transferencia de Calor Total	U	1533153.75	Joules / (hr- m^2 -°C)
Capacidad Calorífica del Líquido Refrigerante	C_{pc}	4186.8	Joules / (Kgmole-°C)
Densidad del Líquido Refrigerante	ρ_c	999.43584	Kgmole / m^3
Volumen del Líquido Refrigerante en la Cámara	V_c	0.04417452	m^3

Valores en el punto de operación

C_{Ai}	14.38771178	Kgmole / m ³
C_A	1.285011818	Kgmole / m ³
f	0.037846848	m ³ / min
f_c	0.024839472	m ³ / min
T	383.3333	°K
T_i	321.1111	°K
T_c	311.1111	°K
T_{ci}	300	°K

2.2 Modelo matemático del reactor químico exotérmico

Las ecuaciones diferenciales del proceso lo obtendremos a partir de las siguientes consideraciones:

1. Balance de masa del producto reactante A
2. Balance de energía en el reactor
3. Balance de energía en la cámara del líquido refrigerante

2.2.1 Balance de masa del producto reactante “ A ”

$$f(t)C_{Ai}(t) - Vr_A(t) - f(t)C_A(t) = V \frac{\partial}{\partial t} C_A(t) \quad (2.1)$$

Donde:

$$r_A(t) = K_0 \cdot e^{-E/RT(t)} \cdot C_A(t) \quad (2.2)$$

Es la tasa de reacción o velocidad de reacción

2.2.2 Balance de energía en el reactor

$$f(t)\rho c_p T_i(t) - Vr_i(t)\Delta Hr - UA [T(t) - T_c(t)] - f(t)\rho c_p T(t) = V_c \rho c_v \frac{\partial}{\partial t} T(t) \quad (2.3)$$

2.2.3 Balance de energía en la cámara del liquido refrigerante

$$f_c(t)\rho_c c_{pc} T_{ci}(t) - UA [T(t) - T_c(t)] - f_c(t)\rho_c c_{pc} T_c(t) = V_c \rho_c c_{vc} \frac{\partial}{\partial t} T_c(t) \quad (2.4)$$

Ahora como vemos, necesitamos linealizar las Ecuaciones Diferenciales obtenidas. Para ello, debemos linealizar aquellos términos No Lineales de cada Ecuación Diferencial para luego reemplazarlos en la Ecuación Original.

Ahora definamos las siguientes Variables de Desviación:

$$C_i(t) = c_i(t) - \bar{c}_i \quad C_{Ai}(t) = c_{Ai}(t) - \bar{c}_{Ai}$$

$$\Gamma(t) = T(t) - \bar{T} \quad F(t) = f(t) - \bar{f}$$

$$\Gamma_i(t) = T_i(t) - \bar{T}_i \quad F_c(t) = f_c(t) - \bar{f}_c$$

$$\Gamma_c(t) = T_c(t) - \bar{T}_c \quad \Gamma_{ci}(t) = T_{ci}(t) - \bar{T}_{ci}$$

CAPITULO III LINEALIZACIÓN Y DISCRETIZACIÓN DEL MODELO MATEMÁTICO

3.1 Linealización del modelo matemático del reactor químico exotérmico

Linealizando los términos de la ecuación(2.1), utilizando las series de Taylor alrededor del punto de operación:

$$f(t)c_{A_i}(t) \cong \bar{f} \bar{c}_{A_i} + c_{A_i}(f(t) - \bar{f}) + \bar{f}(c_{A_i}(t) - \bar{c}_{A_i}) \quad (3.1)$$

$$f(t)c_A(t) \cong \bar{f} \bar{c}_A + c_A(f(t) - \bar{f}) + \bar{f}(c_A(t) - \bar{c}_A) \quad (3.2)$$

$$r_A(t) \cong \bar{r}_A + \frac{\partial}{\partial T} r_A \Big|_{\bar{T}, \bar{c}_A} (T(t) - \bar{T}) + \frac{\partial}{\partial c_A} r_A \Big|_{\bar{T}, \bar{c}_A} (c_A(t) - \bar{c}_A)$$

$$r_A(t) \cong k_0 e^{\frac{-E}{RT}} \bar{c}_A + \frac{E k_0}{RT^2} e^{\frac{-E}{RT}} \bar{c}_A (T(t) - \bar{T}) + k_0 e^{\frac{-E}{RT}} (c_A(t) - \bar{c}_A)$$

$$r_A(t) \cong \bar{r}_A + \frac{E k_0}{RT^2} e^{\frac{-E}{RT}} \bar{c}_A (T(t) - \bar{T}) + k_0 e^{\frac{-E}{RT}} (c_A(t) - \bar{c}_A) \quad (3.3)$$

$$\Delta r_A(t) \cong K1. \Gamma(t) + K2. C_A(t) \quad (3.4)$$

3.1.1 Cálculo de los puntos de operación

Para ello evaluamos las ecuaciones (2.1), (2.3), (2.4):

$$\text{De ecuación (2.1):} \quad \bar{f} \bar{c}_{A_i} - V \bar{r}_A - \bar{f} \bar{c}_A = 0 \quad (3.5)$$

$$\text{De ecuación (2.3):} \quad \bar{f} \rho \bar{c}_p \bar{T}_i - V \bar{r}_A \Delta H r - UA[\bar{T} - \bar{T}_c] - \bar{f} \bar{c}_p \bar{T} = 0 \quad (3.6)$$

Ahora reemplazamos las ecuaciones obtenidas en (3.1), (3.2), y (3.4) en la ecuación diferencial (2.1):

$$\bar{f}\bar{c}_{A1} + \bar{c}_{A1}F(t) + \bar{f}C_{A1}(t) - V(r_A + K_1 \cdot \Gamma(t) + K_2 \cdot C_A(t)) - (\bar{f}\bar{c}_A + \bar{c}_A F(t) + \bar{f}C_A(t)) = V \frac{\partial}{\partial t} c_A(t) \quad (3.8)$$

Restando la ecuación (3.5) de la ecuación (3.8): (3.8)-(3.5)

$$\bar{c}_{A1}F(t) + \bar{f}C_{A1}(t) - VK_1 \cdot \Gamma(t) - VK_2 \cdot C_A(t) - \bar{c}_A F(t) - \bar{f}C_A(t) = V \frac{\partial}{\partial t} (c_A(t) - \bar{c}_A)$$

$$\boxed{V \frac{\partial}{\partial t} C_A(t) \cong -(VK_2 + \bar{f})C_A(t) - VK_1 \cdot \Gamma + (\bar{c}_{A1} - \bar{c}_A)F(t) + \bar{f}C_{A1}(t)} \quad (3.9)$$

Linealizando los términos en la ecuación (2.3):

$$f(t)Ti(t) = \bar{f}\bar{T}i + \bar{T}i(f(t) - \bar{f}) + \bar{f}(Ti(t) - \bar{T}i) \quad (3.10)$$

$$f(t)T(t) = \bar{f}\bar{T} + \bar{T}(f(t) - \bar{f}) + \bar{f}(T(t) - \bar{T}) \quad (3.11)$$

Usando las variables de desviación y reemplazando las ecuaciones (3.10) y (3.11) en la ecuación (2.3):

$$\begin{aligned} & \rho c_p [\bar{f}\bar{T}i + \bar{T}i(f(t) - \bar{f}) + \bar{f}(Ti(t) - \bar{T}i)] - V(r_A + K_1 \Gamma(t) + K_2 C_A(t)) \Delta H_r \\ & - UA[T(t) - T_c(t)] - \rho c_p (\bar{f}\bar{T} + \bar{T}F(t) + \bar{f}\Gamma(t)) = V \rho c_v \frac{\partial}{\partial t} T(t) \end{aligned} \quad (3.12)$$

Restando la ecuación (3.6) de la ecuación (3.12): (3.12) - (3.6)

$$\begin{aligned} & \rho c_p \bar{T}i F(t) + \rho c_p \bar{f} \Gamma_i(t) - VK_1 \Gamma(t) \Delta H_r - VK_2 \cdot \Delta H_r C_A(t) - UA[T(t) - T_c(t)] \\ & - \rho c_p (\bar{T}F(t) + \bar{f}\Gamma(t)) = V \rho c_v \frac{\partial}{\partial t} (T(t) - \bar{T}) \end{aligned}$$

$$\boxed{V \rho c_v \frac{\partial}{\partial t} \Gamma(t) = (-VK_2 \Delta H_r) C_A(t) - (VK_1 \Delta H_r + UA + \rho c_p \bar{f}) \Gamma(t) + \rho c_p (\bar{T}i - \bar{T}) F(t) + \rho c_p \bar{f} \Gamma_i(t) + UA \Gamma_c(t)} \quad (3.13)$$

Linealizando los términos de la ecuación (2.4):

$$f_c(t)T_{ci}(t) = \bar{f}_c T_{ci} + T_{ci} F_c(t) + \bar{f}_c \Gamma_{ci}(t) \quad (3.14)$$

$$f_c(t)T_c(t) = \bar{f}_c T_c + T_c F_c(t) + \bar{f}_c \Gamma_c(t) \quad (3.15)$$

Reemplazando las ecuaciones (3.14), (3.15) en la ecuación (2.4):

$$\begin{aligned} \rho_c c_{pc} [\bar{f}_c T_{ci} + T_{ci} F_c(t) + \bar{f}_c \Gamma_{ci}(t)] - UA [T(t) - T_c(t)] \dots \\ \dots - \rho_c c_{pc} [\bar{f}_c T_c + T_c F_c(t) + \bar{f}_c \Gamma_c(t)] = V_c \rho_c c_{vc} \frac{\partial T_c(t)}{\partial t} \end{aligned} \quad (3.16)$$

Restando la ecuación (3.7) de la ecuación(3.16): (3.16) – (3.7)

$$\begin{aligned} V_c \rho_c c_{vc} \frac{\partial}{\partial t} \Gamma_c(t) = -UA \cdot \Gamma(t) + (UA - \rho_c c_{pc} \bar{f}_c) \Gamma_c(t) + \rho_c c_{pc} (T_{ci} - T_c) F_c(t) \dots \\ \dots + (\rho_c c_{pc} \bar{f}_c) \Gamma_{ci}(t) \end{aligned} \quad (3.17)$$

Ahora realizamos los siguientes cambios de variables:

$$\frac{\partial}{\partial t} C_A(t) = \dot{C}_A(t) \quad \frac{\partial}{\partial t} T(t) = \dot{T}(t) \quad \frac{\partial}{\partial t} T_c(t) = \dot{T}_c(t)$$

Ahora estructuraremos nuestro modelo matemático del proceso en variables de estado, para ello reemplazamos las variables redefinidas anteriormente, en las ecuaciones principales (3.9), (3.13), (3.17), y ordenando términos tenemos:

$$\dot{C}_A(t) = \underbrace{-\left(K_2 + \frac{f}{V}\right)}_{a_{11}} C_A(t) - \underbrace{(K_1)}_{a_{12}} \Gamma(t) + \underbrace{\left(\frac{\bar{C}_{A1} - \bar{C}_A}{V}\right)}_{b_{11}} F(t) + \underbrace{\left(\frac{\bar{f}}{V}\right)}_{e_{11}} C_A(t)$$

$$\begin{aligned} \dot{\Gamma}(t) = \underbrace{-\left(\frac{K_2 \Delta H r}{\rho c_v}\right)}_{a_{21}} C_A(t) - \underbrace{\left(\frac{VK_1 \Delta H r + UA + \rho c_p \bar{f}}{V \rho c_v}\right)}_{a_{22}} \Gamma(t) + \underbrace{\left(\frac{\rho c_p (\bar{T}_i - \bar{T})}{V \rho c_v}\right)}_{b_{21}} F(t) + \dots \\ \dots + \underbrace{\left(\frac{\rho c_p \bar{f}}{V \rho c_v}\right)}_{e_{22}} \Gamma_i(t) + \underbrace{\left(\frac{UA}{V \rho c_v}\right)}_{a_{23}} \Gamma_c(t) \end{aligned}$$

$$\dot{\Gamma}_c(t) = - \underbrace{\left(\frac{UA}{V_c \rho_c c_{vc}} \right)}_{a32} \Gamma(t) + \underbrace{\left(\frac{UA - \rho_c p c_f \bar{c}}{V_c \rho_c c_{vc}} \right)}_{a33} \Gamma_c(t) + \underbrace{\left[\frac{\rho_c c_{pc} (\bar{T}_{ci} - \bar{T}_c)}{V_c \rho_c c_{vc}} \right]}_{b32} F_c(t) + \dots$$

$$\dots + \underbrace{\left(\frac{\rho_c c_{pc} \bar{c}}{V_c \rho_c c_{vc}} \right)}_{e33} \Gamma_{ci}(t)$$

Sean:

Las variables de estado: $C_A(t)$, $\Gamma(t)$, $\Gamma_c(t)$

Las variables de control: $F(t)$, $F_c(t)$,

Las perturbaciones medibles: $C_{Ai}(t)$, $\Gamma_i(t)$, $\Gamma_{ci}(t)$

$$\underbrace{\begin{bmatrix} \dot{C}_A(t) \\ \dot{\Gamma}(t) \\ \dot{\Gamma}_c(t) \end{bmatrix}}_{\dot{X}} = \underbrace{\begin{bmatrix} a11 & a12 & 0 \\ a21 & a22 & a23 \\ 0 & a32 & a33 \end{bmatrix}}_A \underbrace{\begin{bmatrix} C_A(t) \\ \Gamma(t) \\ \Gamma_c(t) \end{bmatrix}}_X + \underbrace{\begin{bmatrix} b11 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & b32 \end{bmatrix}}_B \underbrace{\begin{bmatrix} F(t) \\ F_c(t) \end{bmatrix}}_U + \underbrace{\begin{bmatrix} e11 & 0 & 0 \\ 0 & e22 & 0 \\ 0 & 0 & e33 \end{bmatrix}}_E \underbrace{\begin{bmatrix} C_{Ai}(t) \\ \Gamma_i(t) \\ \Gamma_{ci}(t) \end{bmatrix}}_V$$

$$\underbrace{\Gamma(t)}_Y = \underbrace{[0 \quad 1 \quad 0]}_C \underbrace{\begin{bmatrix} C_A(t) \\ \Gamma(t) \\ \Gamma_c(t) \end{bmatrix}}_X + \underbrace{[0 \quad 0]}_D \underbrace{\begin{bmatrix} F \\ F_c \end{bmatrix}}_U$$

3.2 Modelo simplificado del reactor químico exotérmico

Para efectos de un estudio simplificado, tendríamos que tener en cuenta que las siguientes variables pueden ser considerados constantes en el Proceso:

Flujo del producto reactante A: $f(t)$

Concentración del producto reactante A que ingresa al reactor: $C_{Ai}(t)$

La temperatura con que ingresa el producto reactante A: $T_i(t)$

Por tanto las variaciones de los parámetros anteriores serán iguales a cero.

Con lo cual el modelo en variables de estado del proceso quedaría de la siguiente manera:

$$\begin{bmatrix} \dot{C}_A(t) \\ \dot{\Gamma}(t) \\ \dot{\Gamma}_c(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & 0 \\ a_{21} & a_{22} & a_{23} \\ 0 & a_{32} & a_{33} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} C_A(t) \\ \Gamma(t) \\ \Gamma_c(t) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} b_{11} & 0 \\ b_{21} & 0 \\ 0 & b_{32} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 0 \\ F_c(t) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} e_{11} & 0 & 0 \\ 0 & e_{22} & 0 \\ 0 & 0 & e_{33} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ \Gamma_c(t) \end{bmatrix}$$

$$\Gamma(t) = \begin{bmatrix} 0 & 1 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} C_A(t) \\ \Gamma(t) \\ \Gamma_c(t) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 0 \\ F_c \end{bmatrix}$$

Con lo cual podemos ahora, redefinir el vector correspondiente a las variables de control: $\mathbf{u}(t)$

$$\begin{bmatrix} C_A(t) \\ \dot{\Gamma}(t) \\ \dot{\Gamma}_c(t) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & 0 \\ a_{21} & a_{22} & a_{23} \\ 0 & a_{32} & a_{33} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} C_A(t) \\ \Gamma(t) \\ \Gamma_c(t) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ b_{32} & e_{33} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} F_c(t) \\ \Gamma_c(t) \end{bmatrix}$$

$$\Gamma(t) = \begin{bmatrix} 0 & 1 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} C_A(t) \\ \Gamma(t) \\ \Gamma_c(t) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} F_c(t) \\ \Gamma_c(t) \end{bmatrix}$$

En este modelo reducido, debemos tener en cuenta que de las dos variables de entrada consideradas, solo una de ellas, el flujo del líquido refrigerante de la cámara del reactor (F_c), fue originalmente definido como una variable de entrada del proceso, y la otra variable de entrada que aparece en el modelo reducido, la temperatura del líquido refrigerante (T_{ci}), el cual definimos al inicio de nuestro análisis del proceso, como una perturbación medible, es considerado como tal, a fin de simplificar nuestro modelo lineal de estados, así como también realizar un sistema de control para dicha variable, por la influencia que ejerce en el comportamiento del proceso. En una posible implementación del sistema de control de temperatura del

reactor, en el cual utilizemos ésta última variable de entrada, debemos utilizar un transductor que convierta la señal del sensor de temperatura en una señal que regule por ejemplo una válvula de apertura y cierre del flujo del líquido refrigerante que ingresa a la cámara del reactor.

3.3 Discretización del modelo matemático usando matlab

Después de haber llegado a determinar el modelo matemático del reactor químico exotérmico, de manera analítica, procederemos a ingresar dicho modelo matemático al programa matlab, a fin de poder realizar varios análisis adicionales, tales como de controlabilidad, observabilidad, comportamiento natural de la temperatura del reactor químico en lazo abierto es decir sin un controlador y su posterior discretización de su modelo matemático. Todos los análisis anteriores podrían realizarse analíticamente, pero resultaría sumamente engorroso y tediosos por la complejidad matemática misma del modelo del reactor químico, por ello a fin de no detenemos sólo en la parte matemática es que utilizamos como herramienta fundamental para esta tarea, al matlab.

3.3.1 Programa del modelo matemático del reactor usando matlab

```
% Programa ModReactor.m

% MODELO MATEMATICO DEL REACTOR QUIMICO EXOTERMICO

clear all

% PARAMETROS DEL PROCESO

V=0.37548342; E=64705147; ko=1.73515*(10^13); R=8319.1716;

d=880.913; dc=999.43584; Cp=3684.384; Cpc=4186.8; Hr =-27956717;

U=1533153.75; A=3.344508; Vc=0.04417452;
```

% VALORES EN EL PUNTO DE OPERACION

$T=383.3333$; $T_i=321.1111$; $T_c=311.1111$; $T_{ci}=300$;

$CA_i=14.38771178$; $f=0.037846848$; $f_c=0.024839472$;

$CA=1.285011818$;

% CONSTANTES ASUMIDAS PARA SIMPLIFICAR EXPRESIONES

$K_1=E \cdot k_o \cdot CA / (R \cdot T^2) \cdot \exp(-E/(R \cdot T))$;

$K_2=k_o \cdot \exp(-E/(R \cdot T))$; $m=(H_r \cdot K_2)/(d \cdot C_p)$; $n=(U \cdot A)/(V \cdot C_p \cdot d)$;

$p=(H_r \cdot K_1)/(C_p \cdot d)$; $q=f/V$; $s=(U \cdot A)/(V_c \cdot d_c \cdot C_{pc})$; $t=(f_c/V_c)$;

$a_{11}=-f/V-K_2$; $a_{12}=-K_1$;

$a_{21}=-m$; $a_{22}=-n+p+q$; $a_{23}=n$;

$a_{32}=-s$; $a_{33}=s-t$;

$b_{11}=(CA_i-CA)/V$;

$b_{21}=(T_i-T)/V$; $b_{32}=(T_{ci}-T_c)/V_c$;

$e_{33}=f_c/V_c$;

% DEFINIENDO LAS MATRICES DE ESTADO DEL SISTEMA

$A = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & 0 \\ a_{21} & a_{22} & a_{23} \\ 0 & a_{32} & a_{33} \end{bmatrix}$;

$B = \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ b_{32} & e_{33} \end{bmatrix}$;

$C_c = [0 \ 1 \ 0]$; $D_c = [0 \ 0]$;

```
% VERIFICACIÓN DE LA CONTROLABILIDAD Y OBSERVABILIDAD
```

```
M = [B A*B A^2*B]; N = [Cc' A'*Cc' (A')^2*Cc'];
```

```
% rank(M)=rank(N)=n=3 => c.c y c.o.
```

```
% DISCRETIZACIÓN DEL MODELO MATEMATICO
```

```
Ts = 0.01; % PERIODO DE MUESTREO SELECCIONADO
```

```
[G,H,C,D] = c2dm(A,B,Cc,Dc,Ts,'zoh'); % CONVERSION A DISCRETO
```

```
eigG= eig(G); % CALCULO DE LOS EIGENVALORES
```

```
% eigG = -0.0000
```

```
% 1.0018
```

```
% 1.1823
```

```
% EL SISTEMA ES INESTABLE, DADO QUE UN EIGENVALOR ESTA
```

```
% FUERA DEL CIRCULO UNITARIO
```

```
%G =
```

```
%H =
```

```
% -1.2593 -0.1461 -0.0075
```

```
0.0090 -0.0000
```

```
% 18.5055 2.1473 0.1101
```

```
-0.1339 0.0003
```

```
% -6.2282 -0.7260 1.2961
```

```
-2.8773 0.0064
```

```
%RESPUESTAS AL ESCALON UNITARIO
```

```
[Y,X,t]= step(A,B,Cc,Dc);
```

```
[YY,XX]= dstep(G,H,C,D);
```

```
tt=linspace(0,size(YY,1)*Ts,size(YY,1));
```

```
subplot(221);  
plot(t,Y(:,1),'k'); grid  
title('Modelo Continuo')  
xlabel('Tiempo en Minutos ')  
ylabel('T(t) para Fc=1, Tci=0')
```

```
subplot(223)  
plot(t,Y(:,2),'k'); grid  
xlabel('Tiempo en Minutos ')  
ylabel('T(t) para Fc=0, Tci=1')
```

```
subplot(222)  
plot(tt,YY(:,1),'k--'); grid  
title('Modelo Discreto (Ts=0.01 min)')  
xlabel('Tiempo en Minutos ')  
ylabel('T(k) para Fc=1, Tci=0')
```

```
subplot(224)  
plot(tt,YY(:,2),'k--'); grid  
xlabel('Tiempo en Minutos ')  
ylabel('T(k) para Fc=0, Tci=1')
```

3.4 Simulación del comportamiento del modelo matemático del reactor químico en lazo abierto usando Matlab

La siguiente gráfica nos muestra el comportamiento de la Temperatura del Reactor como respuesta a una estimulación de una variación de 1°K en la temperatura de entrada del liquido refrigerante (T_{ci}), como también de una variación de $1 \text{ m}^3/\text{min}$.

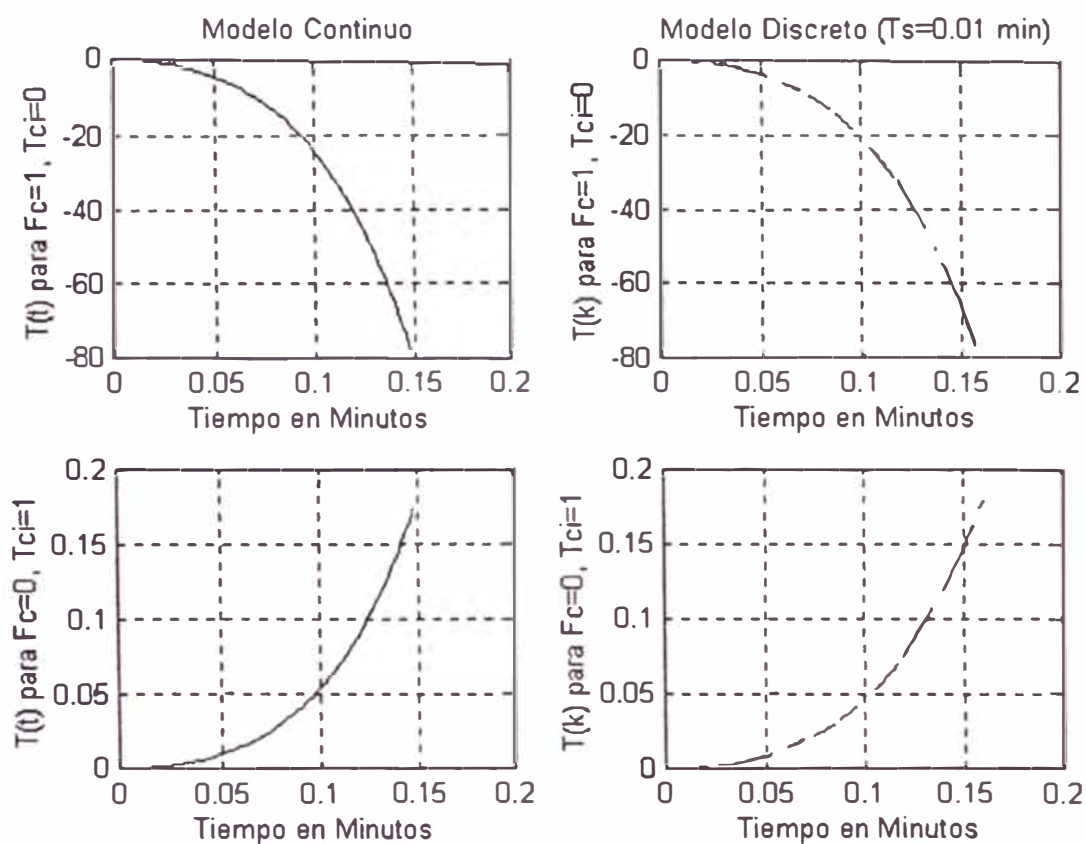


Figura 3.1 Simulación de la temperatura del reactor como respuesta a las señales de entrada del proceso

CAPITULO IV

PRINCIPIOS Y ALGORITMOS DEL CONTROL AVANZADO

4.1 Principios del controlador óptimo cuadrático en tiempo discreto

El control óptimo trata de determinar el “mejor sistema de control empleando una técnica óptima de diseño. Esta técnica óptima está basada en una función matemática llamada función de costo, conocida también como función de rendimiento, índice de rendimiento, índice de funcionamiento, etc. El procedimiento de diseño del sistema de control óptimo trata de encontrar un mínimo o un máximo de la función de costo con el fin de determinar los parámetros óptimos de una ley de control; de allí de una ley de control; de allí el término óptimo.

La búsqueda de la función de costo involucra procedimientos de error y corrección, (es decir un algoritmo en un programa) lo que significa que no siempre podemos estar seguros acerca de la forma exacta que debería poseer la función de costo.

Para sistemas de control discretos, (que es el caso que analizaremos en el presente informe), la función de costo es de la forma siguiente:

$$J = \sum_{k=0}^N L(x(k), r(k), u(k)) \quad (4.1)$$

Donde k es el tiempo discreto, N es el tiempo discreto final, $\mathbf{x}(k)$ es el vector de estado, $\mathbf{r}(k)$ es el vector de referencia (entrada al sistema de control) y $\mathbf{u}(k)$ es el vector de control óptimo.

Para aplicaciones prácticas, el vector de control u debe estar siempre acotado.

Por ejemplo:
$$|u_i(k)| \leq U_i \quad (4.2)$$

Donde cada elemento U_i es una constante determinada (el subíndice denota la componente i del vector \mathbf{u}).

En el presente informe de suficiencia, utilizaremos en nuestro diseño un sistema de control óptimo estacionario, empleando una ley de control óptima cuadrática que emplea señales del proceso medidas directamente. La configuración usada para éste diseño son el controlador o regulador óptimo proporcional. El procedimiento de diseño empleado es para sistemas multivariables, específicamente los sistemas M.I.S:O, por ello nuestro estudio estará enfocado solamente a estas especificaciones dadas para al proceso.

4.2 Algoritmos usados para el controlador óptimo cuadrático

Considerando que hemos considerado al control óptimo cuadrático estacionario podemos decir que la ganancia de realimentación de estados $K(k)$ es una matriz que se convierte constante para un tiempo infinito, por lo tanto, la función de costo para el estado estacionario toma la forma:

$$J = \frac{1}{2} \sum_{k=0}^{\infty} [x^T(k)Qx(k) + u^T(k)Ru(k)] \quad (4.3)$$

También en el estado estacionario, la matriz $P(k)$ resulta una matriz constante P .

Por lo tanto la ecuación de Ricatti en estado estacionario toma la forma siguiente:

$$P = Q + G^T P G - G^T P H [R + H^T P H]^{-1} H^T P G \quad (4.4)$$

en tanto que la matriz de ganancia K queda definida como:

$$K = [R + H^T P H]^{-1} H^T P G \quad (4.5)$$

y la ley de control del sistema estará definida por:

$$u(k) = -Kx(k) \quad (4.6)$$

y la función de costo mínima viene a ser:

$$J_{min} = \frac{1}{2} x^T(0) P x(0) \quad (4.7)$$

Ahora obtengamos la matriz P a partir de la ecuación de Ricatti en estado no estacionario, pero invirtiendo la dirección del tiempo.

$$P(k+1) = Q + G^T P(k) G - G^T P(k) H [R + H^T P(k) H]^{-1} H^T P(k) G \quad (4.8)$$

La ecuación (4.8) permite determinar una matriz P de magnitud convergente usando un cálculo recursivo como sigue:

- Asumimos inicialmente para $k=0$: $P(0) = 0$,
- Luego obtenemos $P(1)$; luego de usar $P(1)$, obtenemos $P(2)$, y así sucesivamente, hasta llegar a un tiempo discreto k .
- En este tiempo k se cumple que $P(k)=P(k+1)=P(k+2)=\dots$
- Con la matriz P así determinada, se puede calcular la ganancia K usando la ecuación (4.5), para luego obtener la ley de control dada por la ecuación (4.6).

4.2.1 El Regulador Óptimo proporcional

El regulador óptimo proporcional, que es el aplicado a nuestro sistema de control, es un sistema de control realimentado, en donde la salida controlada sigue a una señal de referencia: $r(k) = Ru(k)$, donde $u(k)$ es la función escalón.

En nuestro caso que un sistema M.I.S.O. de dos variables de control, entonces, nuestro procedimiento de diseño se realizará como de dos sistemas univariados que luego aplicaremos la superposición de esos dos sistemas, avalados en la linealidad del modelo del sistema para un punto de operación dado.

La figura (4.1) muestra el esquema de un regulador para la variable de estado $x_2 = \Gamma$ del vector de estado x , empleando la ley de realimentación de estados: $u(k) = -Kx(k)$

Para esta variable de estado $x_2 = \Gamma$ tenemos que para una de las señales de control del sistema ($u_1 = Fc$ ó $u_2 = Tci$), la siguiente relación:

$$u_1(k) = -k_1x_1(k) - k_3x_3 - \dots - k_nx_n(k) + k_2r(k) - k_2x_2(k)$$

$$u_1(k) = -kx(k) + k_2r(k) \quad (4.9)$$

Reemplazando la señal de control $u_1(k)$ en la ecuación de estado del proceso:

$$x(k+1) = Gx(k) + Hu_1(k) = (G - HK)x(k) + Hk_2r(k) \quad \dots(4.10)$$

Aplicando la transformada Z en (4.10), la función de transferencia pulso resulta:

$$y(z) = C(zI - G + HK)^{-1}Hk_2R\mu(z); \quad \mu(z) = \frac{z}{z-1} \quad (4.11)$$

Aplicando la propiedad del valor final a $y(z)$ obtenemos:

$$\lim_{k \rightarrow \infty} y(k) = \lim_{z \rightarrow 1} \frac{z-1}{z} y(z) = C(I - G + HK)^{-1}Hk_2R \quad (4.12)$$

La condición para que sea $y = R$ es que $C(I - G + HK)^{-1} Hk_2 = 1$, lo cual no siempre se cumple. Por lo cual se hace necesario afectar la señal de referencia por una ganancia g de modo que:

$$gC(I - G + HK)^{-1} Hk_2 = 1 \quad (4.13)$$

4.2.2 Selección de las matrices de ponderación

La función de costo que utilizamos para determinar la ganancia K del controlador óptimo estacionario esta dada por:

$$J = \frac{1}{2} \sum_{k=0}^{\infty} [x^T(k) Q x(k) + u^T(k) R u(k)]$$

Donde R es la matriz hermitiana que pondera la señal de control $u(k)$ mientras que la matriz hermitiana Q pondera el vector de estado $x(k)$.

Además R es una matriz cuadrada definida positiva si las raíces de su ecuación característica $|zI - R| = 0$ son todas positivas, mientras que la matriz Q es otra matriz cuadrada es semidefinida positiva si las raíces de su ecuación característica:

$|zI - Q| = 0$ Son positivas o nulas (sin embargo no todas las raíces deben ser nulas).

Para nuestro caso la dimensión de la matriz R es igual a la dimensión de la matriz de control u , el cual es igual 2, y la dimensión de la matriz Q es igual a la dimensión de la matriz de estado x , el cual es igual a 3.

4.3 Principios del controlador adaptivo autosintonizado en tiempo discreto

Los sistemas de control adaptivo ajustan su comportamiento a las cambiantes propiedades del proceso controlado y de las señales que interactúan sobre el proceso.

Por el contrario, los sistemas de control fijos se caracterizan por la presencia de una ley de control invariable en el tiempo.

El estudio sobre los controladores adaptivos se ha dirigido a dos grupos principales: los controladores adaptivos con un modelo referencial y controladores con autosintonización. Para nuestro estudio del reactor químico, utilizaremos el sistema de control adaptivo con autosintonización como el mostrado en la figura 4.3.1. Este sistema combina en su diseño un método de estimación de parámetros (el de los mínimos cuadrados recursivo mejorado), una técnica de estimación de estados (el filtro de Kalman), una representación lineal del modelo del proceso, y una ley de control (el controlador proporcional integral óptimo cuadrático con realimentación de estados). El objetivo del control es determinar una fuerza de control capaz de minimizar la diferencia entre la salida del proceso y la señal de referencia.

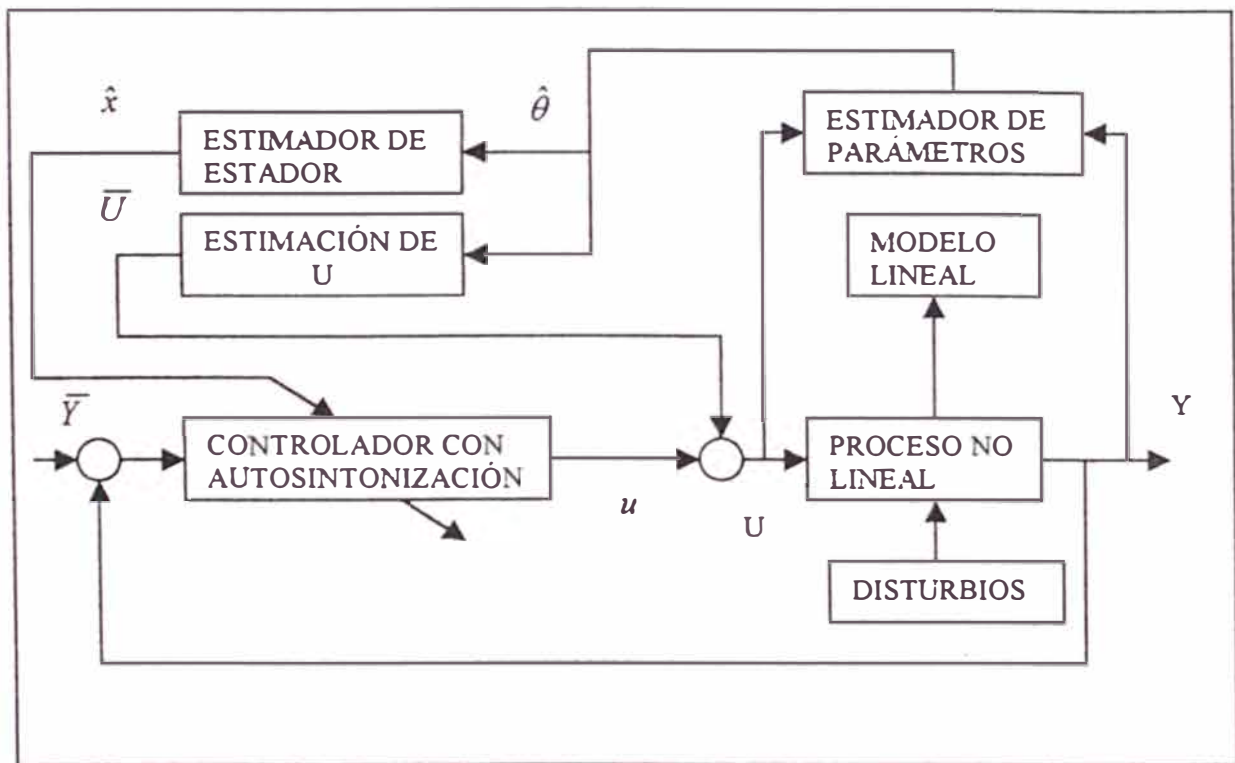


Figura 4.1 Diagrama de un sistema de control adaptivo autosintonizado

El sistema de control con autosintonización mostrado en la figura 4.1 trabaja de la siguiente manera: luego de cada tiempo de muestreo, el vector estimado de

parámetros $\hat{\theta}$ se actualiza empleando los datos proporcionados por la entrada U del proceso y por la salida Y del mismo. Luego, los elementos de $\hat{\theta}$ se usan para recuperar el modelo lineal del proceso, lo cual permite estimar el vector de estado del modelo del proceso \hat{x} (empleando un filtro de Kalman) y el valor de equilibrio \bar{U}

De la ley de control U . Tales resultados se usan luego para computar la ley de control residual u y para actualizar la ley de control actual U a partir de la relación:

$$U = \bar{U} + u$$

4.4 Algoritmos usados para el controlador adaptivo autosintonizado

Ahora vamos a centrar nuestra atención en el modelamiento de procesos no lineales como el del Reactor químico, como pudimos apreciar en el Capítulo II del presente informe. Para ello debemos realizar algunos procedimientos necesarios para estimar en línea (“on-line”) los parámetros y estados del modelo del proceso y realizar los algoritmos del controlador con autosintonización.

4.4.1 Modelado de Procesos No Lineales

Partimos del siguiente proceso dinámico continuo:

$$\dot{X} = f(X, U(t), v(X, t), t) \quad (4.14)$$

Donde X (de orden n) y $U(t)$ (de orden uno) es el vector de estado y la ley de control, respectivamente. La función No Lineal $f(\cdot)$ puede también contener disturbios $v(\cdot)$ en los estados. De la Ecuación (5.1), es posible obtener el modelo lineal siguiente:

$$\begin{aligned} \dot{X}(t) &= [A + \Delta A]X(t) + [B + \Delta B]U(t) + v(X, t) \\ Y(t) &= [C + \Delta C]X + w(X, t) \end{aligned} \quad (4.15)$$

Donde A es la matriz de estado de dimensión $n \times n$, B es la matriz de control de dimensión $n \times 1$, (en nuestro caso tendremos dos matrices B_1 y B_2 y los trabajaremos de manera independiente), C es la matriz de salida de dimensión $1 \times n$, y ΔA , ΔB y ΔC son las correspondientes incertidumbres acotadas con dimensiones apropiadas. Además, $v(X,t)$ es un vector no lineal de disturbios de orden uno actuando en la salida, e $Y(t)$ es la salida del proceso de orden uno. El proceso nominal no perturbado (o proceso con certidumbre) se obtiene fijando en cero todas las incertidumbres y todos los disturbios en la ecuación (4.14). Muestreando dicho modelo, podemos obtener la siguiente representación:

$$X(k+1) = GX(k) + HU(k); \quad Y(k) = CX(k) \quad (4.16)$$

Donde k es el tiempo discreto y las matrices G , H poseen las mismas dimensiones que las matrices A y B , respectivamente. La correspondiente ecuación polinomial toma la forma:

$$A(z^{-1})y(z) = B(z^{-1})u(z) \quad (4.17)$$

Donde z es el operador de desplazamiento, con:

$$\begin{aligned} A(z^{-1}) &= 1 + a_1 z^{-1} + \dots + a_d z^{-d} \\ B(z^{-1}) &= b_1 z^{-1} + \dots + b_d z^{-d} \end{aligned} \quad (4.17.1)$$

Empleando ahora las relaciones residuales: $y = Y - \bar{Y}$, $x = X - \bar{X}$ y $u = U - \bar{U}$ en las ecuaciones (4.16) y (4.17) obtenemos:

$$x(k+1) = Gx(k) + Hu(k); \quad y(k) = Cx(k) \quad (4.18)$$

$$A(z^{-1})Y(k) = B(z^{-1})U(k) + C \quad (4.19)$$

donde la constante C se determina de:

$$C = (1 + a_1 + \dots + a_n)\bar{Y} - (b_1 + \dots + b_n)\bar{U} \quad (4.20)$$

4.4.2 Procedimientos de Estimación

En esta parte presentaremos los procedimientos para estimar (o identificar) en línea los parámetros y los estados del modelo del proceso, por ello usaremos el método de los Mínimos Cuadrados Recursivo Mejorado, con el cual obtendremos nuestro controlador autosintonizado.

4.4.2.1 El método de los mínimos cuadrados recursivo mejorado

Ahora mostraremos los procedimientos para estimar (o identificar) en línea los parámetros y los estados del modelo del proceso utilizando el método de los mínimos cuadrados recursivo mejorado.

4.4.2.2 Estimación de los parámetros

Para estimar los parámetros del modelo del proceso usaremos las señales actuales $U(k)$ e $Y(k)$ en lugar de sus desviaciones $u(k)$ e $y(k)$. Para ello, la descripción en el espacio de estado dada por la ecuación (4.19) tiene que ser reordenada para tomar la forma siguiente:

$$Y(k) = \psi^T(k) \hat{\theta}(k) \quad (4.21)$$

donde ψ es el vector de información (o de medición) el cual contiene los valores presentes y pasados de la entrada U y de la salida Y como sigue:

$$\psi^T(k) = [Y(k-1) \cdots Y(k-n) \quad U(k-1) \cdots U(k-n) \quad 1] \quad (4.22)$$

y el vector de $\hat{\theta}$ contiene los parámetros a ser estimados, a saber:

$$\hat{\theta}(k) = [-a_1(k) \cdots -a_n(k) \quad b_1(k) \cdots b_n(k) \quad C^T] \quad (4.23)$$

Podemos ver que en la ecuación (4.21), el orden del vector de información y el orden del vector de parámetros es igual $(2n+1)$, es decir. Dichos vectores han

incrementado su orden en uno. La ecuación (4.19) con $z=1$ (propiedad del valor final) representa la condición de estado estable, es decir:

$$A(1)\bar{Y} = B(1)\bar{U} + C \quad (4.24)$$

El algoritmo básico de los mínimos cuadrados recursivo mejorado puede implementarse en la forma siguiente:

- 1) Obtener el vector de parámetros inicial $\hat{\theta}(0)$ usando los valores de los parámetros del modelo del proceso, ecuación (4.17)
- 2) Obtener el valor inicial del parámetro $C(0)$ empleando la ecuación (4.20), considerando $\bar{U} = 0$ e \bar{Y} igual a la señal de referencia.
- 3) La matriz de covarianza inicial P puede tener la forma $P = \alpha I$, donde I es la matriz identidad y $\alpha \gg 1$.
- 4) Tomar nuevas mediciones de $Y(k)$ y de $U(k)$ en el proceso, para obtener una nueva ecuación de la forma dada en la ecuación (4.21).
- 5) Computar: $\rho(k) = \max(1, \|\psi(k)\|^{-2})$; $\psi_n = \psi \rho(k)$
- 6) Determinar la matriz $N(k)$ aplicando factorización de Cholesky en:

$$N(k)N(k)^T = P(k)$$

- 7) Determinar la matriz diagonal de escalamiento $S(k)$ con elementos s_{jj} . Tal matriz minimiza el número condicional del producto $S(k)N(k)$ siempre que $s_{jj} = 1 / n_{jj}$, donde cada n_{jj} se obtiene tomando el valor absoluto de la suma de los elementos de la fila j de $N(k)$.

- 8) Computar:

$$P_s(k) = S(k)P(k)S(k)$$

$$\psi_{nS} = [S(k)]^{-1} \psi_n$$

$$r(k) = 1 + \psi_{nS}^T(k) P_S(k-1) \psi_{nS}(k)$$

$$\lambda(k) = 1 - \frac{1}{2} \left[r(k) - \sqrt{r^2(k) - \frac{4 \|P_S(k-1) \psi_{nS}(k)\|^2}{\text{tr } P_S(k-1)}} \right]$$

$$e_n(k) = Y(k) / \rho(k) - \psi_n^T(k) \hat{\theta}(k-1)$$

$$j(k) = \left[\psi_{nS}^T(k+1) P_S(k) \psi_{nS}(k+1) + \lambda(k) \right]$$

$$\hat{\theta}(k+1) = \hat{\theta}(k) + S^{-1}(k) P_S(k) \psi_{nS}(k) e_n(k+1) / j(k)$$

$$H_{nS}(k+1) = P_S(k) \psi_{nS}(k+1) \times \left[\psi_{nS}^T(k+1) P_S(k) \psi_{nS}(k+1) + \lambda(k) \right]^{-1}$$

$$P_S(k+1) = \left[I - H_{nS}(k+1) \psi_{nS}^T(k+1) \right] P_S(k) / \lambda(k)$$

$$\mu = \text{abs} \left[\frac{\max \text{eig}(P_S)}{\min \text{eig}(P_S)} \right]$$

- 9) Implementar el criterio para parar la estimación y para encontrar la nueva matriz de escalamiento N_{new} como sigue: sabiendo que μ es el número condicionante de P_S , si $\mu < \tau$ (cota inferior), para la estimación; en otro caso, si $\mu > \tau$ (cota superior), determinar $N_{new}(k)$ (a partir de la relación $P_S = N_{new} N_{new}^T$), calcular los elementos $n_{new_{jj}}$ (valor absoluto de la suma de los elementos de las filas de $N_{new}(k)$), determinar la matriz diagonal S_{new}

con elementos $s_{new\ jj} = 1/n_{new\ jj}$, y calcular la matriz $P_{new\ S} = S_{new} P_S S_{new}$.

Finalmente, actualizar: $P = P_{new\ S}$.

4.4.2.3 Estimación de estados

De la ecuación (4.18) podemos obtener el siguiente modelo perturbado del proceso:

$$\begin{aligned} x(k+1) &= Gx(k) + Hu(k) + v(k) \\ y(k) &= Cx(k) + w(k) \end{aligned} \quad (4.25)$$

El procedimiento de estimación descrito en la subsección anterior nos proporciona un vector de parámetros estimado del proceso $\theta(k)$. Usando los elementos de dicho vector de parámetros, podemos reconstruir las matrices estimadas $\hat{G}(k)$, $\hat{H}(k)$, y $\hat{C}(k)$. El vector de estado estimado $\hat{x}(k)$ puede ser obtenido empleando un filtro de Kalman, con ecuación de observación:

$$\hat{x}(k) = \bar{x}(k) + K_o(k) [y(k) - \hat{C}(k)\bar{x}(k)] \quad (4.26)$$

y la ecuación de actualización de estados:

$$\bar{x}(k+1) = \hat{G}(k)\hat{x}(k) + \hat{H}(k)u(k) \quad (4.27)$$

En la ecuación (4.26), la matriz de ganancia $K_o(k)$ se calcula de:

$$K_o(k) = P_o(k)\hat{C}^T(k) \left[C(k)P_o(k)\hat{C}^T(k) + R_o \right]^{-1} \quad (4.28)$$

Donde $P_o(k)$ es la matriz definida positiva, solución única de la siguiente ecuación matricial discreta asociada de Ricatti:

$$P_o(k+1) = Q_o + \hat{G}^T(k)P_o(k)\hat{G}(k) - \hat{G}^T(k)K_o(k)\hat{C}(k)P_o(k)\hat{G}(k) \quad (4.29)$$

Donde Q_o y R_o son matrices de covarianza definidas positivas correspondiente a los disturbios v y w , respectivamente.

4.4.3 La ley de control

Es bastante conocido que el controlador proporcional óptimo cuadrático es una matriz de ganancia K_x que nos permite formular la siguiente ley de control

$u = -K_x x(k)$. Dicha matriz es el resultado de la minimización de la función de costo:

$$I = \sum_{k=0}^{\infty} \left[x^T(k) Q x(k) + u^2(k) R \right] \quad (4.30)$$

sujeto a la ecuación de restricción:

$$x(k+1) = Gx(k) + Hu(k)$$

Donde la matriz $Q=Q^T$ es semidefinida positiva y la matriz R es definida positiva.

Como vimos anteriormente de manera detallada la selección de estas matrices. La ganancia K_x se obtiene de:

$$K_x = (R + H^T S H)^{-1} H^T S G \quad (4.31)$$

Donde S es la única matriz definida positiva solución de la siguiente ecuación matricial discreta asociada de Riccati:

$$0 = Q - G^T S G + G^T S H K_x \quad (4.32)$$

Para mejorar el rendimiento del controlador proporcional, es posible adicionar acción integral a dicho controlador proporcional, es posible adicionar una acción integral a dicho controlador. Definiendo la variable $z(k)$ como la integral (sumatoria) del error:

$$z(k) = \sum_{i=0}^{k-1} [Y(k) - Y(k)] = \sum_{i=0}^{k-1} [-y(k)] \quad z(k+1) = \sum_{i=0}^k [-y(k)]$$

entonces:

$$z(k+1) = z(k) - y(k) = z(k) - Cx(k) \quad (4.33)$$

de modo que la representación en el espacio de estado del sistema aumentado toma la forma siguiente:

$$\begin{aligned} x^a(k+1) &= G^a x^a(k) + H^a u(k) \\ y(k) &= C^a x^a(k) \end{aligned} \quad (4.34)$$

Donde el superíndice "a" significa aumentado. El vector x^a y las matrices A^a , B^a y C^a poseen la forma:

$$\begin{aligned} x^a(k) &= \begin{bmatrix} x(k) \\ z(k) \end{bmatrix} ; & G^a(k) &= \begin{bmatrix} G & 0 \\ -C & 1 \end{bmatrix} \\ H^a &= \begin{bmatrix} H \\ 0 \end{bmatrix} & C^a &= [C \quad 0] \end{aligned}$$

Por consiguiente, el problema es determinar la matriz de ganancia K^a como resultado de la minimización de la siguiente función de costo:

$$J^a = \sum_{k=0}^{\infty} \left[(x^a)^T(k) Q^a x^a(k) + u^2(k) R \right] \quad (4.35)$$

Donde la matriz $Q^a = [Q^a]^T$ es semidefinida positiva. La ganancia K^a se obtiene

$$K^a = \left\{ R + [H^a]^T P^a H^a \right\}^{-1} [H^a]^T P^a G^a \quad (4.36)$$

En la ecuación (4.36), P^a es la única matriz definida positiva solución de la siguiente ecuación matricial discreta asociada de Ricatti:

$$P^a = Q^a + [G^a]^T P^a G^a - [G^a]^T P^a H^a K^a \quad (4.37)$$

Por consiguiente, la ley de control del controlador óptimo cuadrático proporcional integral viene a ser:

$$u(k) = -K^a x^a(k) \quad (4.38)$$

Y los parámetros de ponderación de rendimiento son R y Q^a

4.4.4 Procedimiento de diseño

El procedimiento de diseñar el sistema de control con autosintonización es como sigue:

- 1) Formular el problema (definir especificaciones de diseño)
- 2) Usando toda la información disponible acerca del proceso no lineal, determinar sus modelos lineales y no lineales.
- 3) Implementar el método de los mínimos cuadrados recursivo mejorado, para estimar los parámetros del modelo del proceso.
- 4) Implementar el procedimiento desarrollado anteriormente para estimar los estados del modelo del proceso.
- 5) Implementar la Ley de Control residual $u(k)$ dada la ecuación (4.38), computar $U(k)$ usando la ecuación (4.20), y actualizar la ley de control actual empleando la relación.
- 6) Simular el sistema de control adaptivo variando las matrices de ponderación R , Q^a , R_0 y Q_0 , hasta obtener un rendimiento satisfactorio del sistema.
- 7) Implementación en software
- 8) Simulaciones del proceso

CAPITULO V

APLICACIÓN DE ESTRATÉGIAS DE CONTROL AVANZADO

En este capítulo se aplican los principios y algoritmos de las dos técnicas de control avanzado revisadas en el capítulo anterior haciendo uso del matlab para tal fin.

Como la aplicación de éstas estrategias de control avanzado está basado sobre el modelo discretizado del reactor químico, por tal motivo en la lista de comandos ingresados en el Matlab se requiere primero discretizar el modelo, buscando un periodo de muestreo adecuado para obtener su mejor aproximación a la representación del sistema en estado continuo. Luego aplicaremos los algoritmos correspondientes al controlador óptimo cuadrático proporcional y del controlador adaptivo autosintonizado, ingresarlos al lenguaje de programación del Matlab, a fin de poder verificar y realizar las modificaciones necesarias para lograr el control de temperatura deseado para el reactor.

5.1 Control de temperatura del reactor químico exotérmico basado en un controlador óptimo cuadrático en tiempo discreto

En este tipo de controlador, debemos realizar las ponderaciones de las variables de control para darle los ajustes necesarios al controlador. En los programas CtrlOptReactor_Fc y CtrlOptReactor_Tci se muestran la aplicación de lo antes expuesto.

5.1.1 Diseño del controlador óptimo cuadrático proporcional de la temperatura del reactor químico exotérmico utilizando como variable de control, la variación del flujo del refrigerante (Fc)

```

% Programa CtrlOptReactor_Fc

% CONTROL DE TEMPERATURA DEL REACTOR QUIMICO EXOTERMICO
% EN FUNCION DEL FLUJO DE ENTRADA DEL REFRIGERANTE ( Fc )
% ***** UTILIZANDO UN CONTROLADOR ÓPTIMO *****

clear all

% PARAMETROS DEL PROCESO

V=0.37548342; E=64705147; ko=1.73515*(10^13); R=8319.1716;
d=880.913; dc=999.43584; Cp=3684.384; Cpc=4186.8; Hr =-27956717;
U=1533153.75; A=3.344508; Vc=0.04417452;

% VALORES EN EL PTO DE OPERACION

T=383.3333; Ti=321.1111; Tc=311.1111; Tci=300;
CAi=14.38771178; f=0.037846848; fc=0.024839472;
CA=1.285011818;

% CONSTANTES ASUMIDAS PARA SIMPLIFICAR EXPRESIONES

K1=E*ko*CA/(R*T^2)*exp(-E/(R*T));
K2=ko*exp(-E/(R*T)); m=(Hr*K2)/(d*Cp); n=(U*A)/(V*Cp*d);
p=(Hr*K1)/(Cp*d); q= f/V; s=(U*A)/(Vc*dc*Cpc); t=(fc/Vc);

a11= -f/V-K2;   a12= -K1;
a21= -m;        a22= -(n+p+q); a23= n;

```


$$a_{32} = -s; \quad a_{33} = s-t;$$

$$b_{11} = (CA_i - CA)/V;$$

$$b_{21} = (T_i - T)/V; \quad b_{32} = (T_{ci} - T_c)/V_c;$$

$$e_{33} = f_c/V_c;$$

% MODELO LINEAL DEL REACTOR QUIMICO EXOTERMICO

$$A = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & 0 \\ a_{21} & a_{22} & a_{23} \\ 0 & a_{32} & a_{33} \end{bmatrix};$$

% UTILIZANDO EL CONTROL DE LA VARIACION DE FLUJO DEL

% REFRIGERANTE F_c

$$B = [0; 0; b_{32}];$$

$$C_c = [0 \ 1 \ 0]; \quad D_c = [0];$$

% VERIFICACION DE CONTROLABILIDAD Y OBSERVABILIDAD

$$M = [B \ A * B \ (A^2) * B]; \quad N = [C_c' \ A' * C_c' \ (A')^2 * C_c'];$$

% rank(M)=rank(N)=n=3 => c.c y c.o.

[Temp_Rpta, xr]=step(A, B,Cc,Dc); % RESPUESTA AL ESCALON

T = 0.01; % PERIODO DE MUESTREO SELECCIONADO

[G,H,C,D] = c2dm(A,B,Cc,Dc,T,'zoh'); %CONVERSION A DISCRETO

```
% DISEÑO DEL CONTROLADOR OPTIMO Fc
```

```
Q = [1 0 0; 0 100 0; 0 0 1]; % MATRICES DE PONDERACION
```

```
R = [10];
```

```
[K,P,E] = dlqr(G,H,Q,R); k2 = K(2); % GANANCIA OPTIMA K
```

```
g = 1/(C*inv(eye(3)-G+H*K)*H*k2); % CORRECCION DE r(k)
```

```
x = [0;0;0]; N = 200; % CONDICION INICIAL
```

```
for k=1:N
```

```
  r=383.3333*g;
```

```
  Fc(k) = -K*x + k2*r;
```

```
  x = G*x + H*Fc(k);
```

```
  Temp(k) = x(2);
```

```
end
```

```
% GRAFICOS
```

```
t1 = linspace(0,T*N,size(Temp_Rpta,1));
```

```
subplot(3,1,1)
```

```
plot(t1,Temp_Rpta,'k'); ylabel('Temp_Rpta (°K) Open'); grid;
```

```
title('Temperatura del Reactor aplicando el Controlador Optimo u1= Fc')
```

```
t = linspace(0,T*N,N);
```

```
subplot(3,1,2)
```

```
plot(t,Temp,'k'); ylabel('T(K) (°K) Closed'); grid;
```

```

subplot(3,1,3)
plot(t,Fc,'k'); ylabel('Fc (m^3/min)'); grid;
xlabel('Tiempo (min)   Ts= 0.01')
print -deps -f CtrlOptReactor_fc

```

```
% CALCULO RECURSIVO DE LA MATRIZ Pr Y CALCULO DE Kr
```

```
T = 15; Pr = zeros(3,3);
```

```
for i=1:T
```

```
Pr = Q + G'*Pr*G - G'*Pr*H*inv(R+H'*Pr*H)*H'*Pr*G;
```

```
end
```

```
Kr = inv(R + H'*P*H)*H'*P*G;           % SE CUMPLE QUE K=Kr Y P=Pr
```

5.1.2 Diseño del controlador óptimo cuadrático proporcional de la temperatura del reactor químico exotérmico utilizando como variable de control, la variación de la temperatura de entrada del liquido refrigerante (Tci)

```
% Programa CtrlOptReactor_Tci
```

```
% CONTROL DE TEMPERATURA DEL REACTOR QUIMICO EXOTERMICO
```

```
% EN FUNCION DE LA TEMPERATURA DE ENTRADA DEL LIQUIDO
```

```
% REFRIGERANTE (Tci)
```

```
clear all
```

```
% PARAMETROS DEL PROCESO
```

```
V=0.37548342; E=64705147; ko=1.73515*(10^13); R=8319.1716;
```

```
d=880.913; dc=999.43584; Cp=3684.384; Cpc=4186.8; Hr =-27956717;
```

```
U=1533153.75; A=3.344508; Vc=0.04417452;
```

% VALORES EN EL PTO DE OPERACION

$$T=383.3333; Ti=321.1111; Tc=311.1111; Tci=300;$$

$$CAi=14.38771178; f=0.037846848; fc=0.024839472;$$

$$CA=1.285011818;$$

% CONSTANTES ASUMIDAS PARA SIMPLIFICAR EXPRESIONES

$$K1=E*ko*CA/(R*T^2)*exp(-E/(R*T));$$

$$K2=ko*exp(-E/(R*T)); m=(Hr*K2)/(d*Cp); n=(U*A)/(V*Cp*d);$$

$$p=(Hr*K1)/(Cp*d); q= f/V; s=(U*A)/(Vc*dc*Cpc); t=(fc/Vc);$$

$$a11=-f/V-K2; a12=-K1;$$

$$a21=-m; a22= -(n+p+q); a23= n;$$

$$a32=-s; a33= s-t;$$

$$b11=(CAi-CA)/V;$$

$$b21=(Ti-T)/V; b32=(Tci-Tc)/Vc;$$

$$e33= fc/Vc;$$

% MODELO LINEAL DEL REACTOR QUIMICO EXOTERMICO

$$A=\begin{bmatrix} a11 & a12 & 0 \\ a21 & a22 & a23 \\ 0 & a32 & a33 \end{bmatrix};$$

% UTILIZANDO EL CONTROL DE LA VARIACION DE

% TEMPERATURA DE ENTRADA DEL REFRIGERANTE (Tci)

```

B = [0; 0; e33];
Cc = [0 1 0]; Dc = [0];

% VERIFICACIÓN DE LA CONTROLABILIDAD Y OBSERVABILIDAD
M = [B A*B (A^2)*B]; N = [Cc' A'*Cc' (A')^2*Cc'];
% rank(M)=rank(N)=n=3 => c.c y c.o.

% CONVERSION DEL ESTADO CONTINUO AL DISCRETO
[Temp_Rpta,xr] = step(A,B,Cc,Dc);           % RESPUESTA AL ESCALON
Ts = 0.01;                                % PERIODO DE MUESTREO SELECCIONADO
[G,H,C,D] = c2dm(A,B,Cc,Dc,Ts,'zoh');     % CONVERSION A DISCRETO

% DISEÑO DEL CONTROLADOR OPTIMO
Q = [1 0 0; 0 100 0; 0 0 1]; R = [0.1];   % MATRICES DE PONDERACION
[K,P,E] = dlqr(G,H,Q,R); k2 = K(2);       % GANANCIA OPTIMA K
g = 1/(C*inv(eye(3)-G+H*K)*H*k2);         % CORRECCION DE r(k)
x = [0;0;0]; Nm = 200;                    % CONDICION INICIAL

for k=1:Nm
    r=383.3333*g;
    Tci(k) = -K*x + k2*r;
    x = G*x + H*Tci(k);
    Temp(k) = x(2);
end

```

```
% GRAFICOS
```

```
r = linspace(0,T*Nm,size(Temp_Rpta,1));
```

```
subplot(3,1,1)
```

```
plot(r,Temp_Rpta,'k'); ylabel('Temp_Rpta (°K ) Open'); grid;
```

```
title('Simulación del Controlador Optimo aplicado al Reactor u2= Tci')
```

```
t = linspace(0,T*Nm,Nm);
```

```
subplot(3,1,2)
```

```
plot(t,Temp,'k'); ylabel('Temp (°K ) Closed'); grid;
```

```
subplot(3,1,3)
```

```
plot(t,Tci,'k'); ylabel('Tci (°K )'); grid;
```

```
xlabel('Tiempo (min)')
```

```
print -deps -f CtrlOptReactor_Tci
```

```
% CALCULO RECURSIVO DE LA MATRIZ Pr Y CALCULO DE Kr
```

```
T = 15; Pr = zeros(3,3);
```

```
for i=1:T
```

```
Pr = Q + G'*Pr*G - G'*Pr*H*inv(R+H'*Pr*H)*H'*Pr*G;
```

```
end
```

```
Kr = inv(R + H'*P*H)*H'*P*G;
```

```
% SE CUMPLE QUE K=Kr Y P=Pr
```

5.2 Control de temperatura del reactor químico exotérmico basado en un controlador adaptivo autosintonizado

Procediendo de manera muy similar al anterior solo con el cambio de los algoritmos correspondientes al controlador adaptivo autosintonizado. Por tanto a continuación se muestran los siguientes programas: CtrlAdapReactor_Fc.m, CtrlAdapReactor_Tci.m,

5.2.1 Diseño del controlador adaptivo autosintonizado de la temperatura del reactor químico exotérmico utilizando como variable de control, la variación del flujo del refrigerante (Fc)

El programa CtrlAdapReactor_Fc.m, nos permite obtener el diseño del reactor químico exotérmico respecto de la variable mencionada (Fc).

```
% Programa CtrlAdapReactor_Fc.m
% CONTROL DE TEMPERATURA DEL REACTOR QUIMICO EXOTERMICO
% ***** EL METODO DE CONTROL ADAPTIVO *****
% UTILIZANDO EL CONTROL DEL FLUJO DEL REFRIGERANTE (Fc)

clear all

% PARAMETROS GENERALES

nn = 3; % nn: ORDEN DEL PROCESO;

r=1; % r: NUMERO DE SALIDAS

NN = 7; % ORDEN DEL VECTOR ESTIMADO DE PARAMETROS

% PARAMETROS DEL PROCESO

V=0.37548342; E=64705147; ko=1.73515*(10^13); R=8319.1716;

d=880.913; dc=999.43584; Cp=3684.384; Cpc=4186.8; Hr =-27956717;

U=1533153.75; A=3.344508; Vc=0.04417452;
```

% VALORES EN EL PTO DE OPERACION

T=383.3333; Ti=321.1111; Tc=311.1111; Tci=300;

CAi=14.38771178; f=0.037846848; fc=0.024839472;

CA=1.285011818;

% CONSTANTES ASUMIDAS PARA SIMPLIFICAR EXPRESIONES

K1=E*ko*CA/(R*T^2)*exp(-E/(R*T));

K2=ko*exp(-E/(R*T)); m=(Hr*K2)/(d*Cp); n=(U*A)/(V*Cp*d);

p=(Hr*K1)/(Cp*d); q= f/V; s=(U*A)/(Vc*dc*Cpc); t=(fc/Vc);

a11=-f/V-K2; a12=-K1;

a21=-m; a22= -(n+p+q); a23= n;

a32=-s; a33= s-t;

b11=(CAi-CA)/V;

b21=(Ti-T)/V; b32=(Tci-Tc)/Vc;

e33= fc/Vc;

% MODELO LINEAL DEL PROCESO EN TIEMPO CONTINUO

$$A = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & 0 \\ a_{21} & a_{22} & a_{23} \\ 0 & a_{32} & a_{33} \end{bmatrix};$$

B1 = [0; 0; b32];

Cc = [0 1 0]; Dc = [0];

% MODELO LINEAL DISCRETO

Ts = 0.01;

% PERIODO DE MUESTREO

[G1,H1,C,D] = c2dm(A,B1,Cc,Dc,Ts,'zoh');% CONVERSION A DISCRETO

[num1,den1] = ss2tf(G1,H1,C,D);

a1 = den1(2); a2 = den1(3); a3=den1(4);

b1 = num1(2); b2 = num1(3); b3=num1(4);

% PARAMETROS PARA OPTIMIZAR GANANCIA DEL FILTRO DE KALMAN

Xi = 0.001; Sigma = 10;

% PARAMETROS DE OPTIMIZACION DEL CONTROLADOR Ke

R = 0.1*eye(r,r); Qa = 0.001*eye(r+nn,r+nn);

% Gcc,Hcc, Ccc, Dcc: REPRESENTACION CANONICA CONTROLABLE

acc11 =0; acc12 =1; acc13 =0; acc21 =0; acc22 =0 ;

acc23 =1; acc31 = -a3; acc32 = -a2; acc33 =-a3;

bcc11 = 0; bcc21 = 0; bcc31 = 1;

ccc11 =b3; ccc12 = b2; ccc13 = b1;

Gcc = [acc11 acc12 acc13;acc21 acc22 acc23;acc31 acc32 acc33];

Hcc = [bcc11;bcc21;bcc31];

Ccc = [ccc11 ccc12 ccc13]; Dcc = [0];

% CONDICIONES INICIALES

```

Ref = 383.3333;           % MAGNITUD DE LA SEÑAL DE
                           % REFERENCIA: Yo = Ref

Ce = (1 + a1 + a2 + a3)*Ref; % Uo = 0 (ARBITRARIO)

thi = [-a1 -a2 -a3 b1 b2 b3 Ce]';

alfa=1000; Pi = alfa*eye(NN); % MATRIZ P INICIAL

lamb=0.98; lamb0 = 0.99;   % FACTOR DE MEMORIA

Y(1) = 0; Y(2) = 0; Y(3) = 0; y(1)=0; y(2)=0; y(3)=0;

U(1) = 0; U(2) = 0; U(3) = 0; u(1)=0; u(2)=0; u(3)=0;

xmenos = zeros(nn,1);      % VECTOR DE OBSERVACION INICIAL

z=0;                        % ACCION INTEGRAL INICIAL

```

% ***** BUCLE DE CONTROL *****

```
MM = 100;
```

```
for t = 1:MM
```

```
% SEÑAL DE REFERENCIA
```

```
Yo(t+3)= 383.3333;
```

```
% MODELO LINEAL DEL PROCESO
```

```
Y(t+3) = [Y(t+2) Y(t+1) Y(t) U(t+2) U(t+1) U(t)]*...
```

```
[-a1 -a2 -a3 b1 b2 b3]';
```

```
y(t+3) = Y(t+3) - Yo(t+3); % SALIDA RESIDUAL (DESVIACION)
```

```
% ESTIMACION DE PARAMETROS (METODO MCRM)
```

```
psi = [Y(t+2) Y(t+1) Y(t) U(t+2) U(t+1) U(t) 1]';
```

```
rho = max(1,norm(psi));
```

```
psin = psi/rho;
```

```
Nn = chol(Pi'); % Nn'*Nn = Pi => Nn*N' = Pi'
```

```
S = inv(diag(Nn*ones(NN,1),0));
```

```
Ps = S*Pi*S;
```

```
psins= inv(S)*psin;
```

```
rt = 1 + psins'*Ps*psins;
```

```
lamb = 1 - (rt-sqrt(rt^2-4*norm(Ps*psins)^2/trace(Ps)))/2;
```

```
e = Y(t+3)/rho - psin'*thi;
```

```
j = psins'*Ps*psins + lamb;
```

```
th = thi + e*inv(S)*Ps*psins/j;
```

```
Hns = Ps*psins/j;
```

```
Ps = (Ps - Hns*psins'*Ps)/lamb;
```

```
tt = abs(max(eig(Ps))/min(eig(Ps)) );
```

```
cmax = 100; cmin = 15;
```

```
if tt <= cmin,
```

```
    Pi = Ps; thi = th;
```

```
elseif tt >= cmax,
```

```
    Nnew = chol(Ps'); % Nnew*Nnew' = Ps'
```

```
    Snew = inv(diag(Nnew*ones(NN,1),0));
```

```
    Psnew = Snew*Ps*Snew;
```

```
    Pi = Psnew; thi = th;
```

end

% RECUPERACION DE LA ECUACION CANONICA CONTROLABLE

ae1 = -th(1); ae2 = -th(2); ae3 = -th(3);

be1 = th(4); be2 = th(5); be3 = th(6); Ce = th(7);

ae11 = 0; ae12 = 1; ae13 = 0; ae21 = 0; ae22 = 0;

ae23 = 1; ae31 = -ae3; ae32 = -ae2; ae33 = -ae1;

GE = [ae11 ae12 ae13; ae21 ae22 ae23; ae31 ae32 ae33];

be11 = 0; be21 = 0; be31 = 1; HE = [be11; be21; be31];

ce11 = be3; ce12 = be2; ce13 = be1;

CE = [ce11 ce12 ce13]; DE = [0];

% CALCULO DE LA GANANCIA F DEL ESTIMADOR DE KALMAN

F = dlqe(GE, HE, CE, Sigma, Xi);

xmas = xmenos + F*(y(t+3) - CE*xmenos);

z = z - CE*xmas;

% CALCULO DE LA GANANCIA Ka DEL CONTROLADOR

Ga = [GE zeros(nn,r); -CE eye(r,r)];

Ha = [HE; zeros(r,r)];

Ca = [CE zeros(r,r)];

Ka = dlqr(Ga, Ha, Qa, R);

% CALCULO DE LA LEY DE CONTROL RESIDUAL

u(t+3) = -Ka*[xmas; z];

```
% ACTUALIZANDO ESTADOS
```

```
xmenos = GE*xmas + HE*u(t+3);
```

```
AE = 1 + ae1 + ae2 + ae3; BE = be1 + be2 + be3;
```

```
Uin = inv(BE)*(AE*Yo(t+3) - Ce);
```

```
% CALCULO DE LA SEÑAL DE CONTROL U(t)
```

```
U(t+3) = u(t+3) + Uin;
```

```
% LIMITANDO LA SEÑAL U(t)
```

```
if (U(t+3) > 1000)
```

```
    U(t+3) = 1000;
```

```
elseif(U(t+3) <-1000)
```

```
    U(t+3) = -1000;
```

```
end
```

```
end
```

```
% ***** FIN DEL BUCLE *****
```

```
% GRAFICOS
```

```
ejex = linspace(0,MM*Ts,MM);
```

```
subplot(2,1,1)
```

```
plot(ejex, Yo(3:MM+2), '- ', ejex, Y(3:MM+2)); grid
```

```
xlabel('Ts= 0.01 min')
```

```
ylabel(' T Reactor (°K)')
```

```
title(' Temperatura del Reactor aplicando el Controlador Adaptivo u1= Fc');
```

```

subplot(2,1,2)

plot(ejex,U(3:MM+2)); grid

xlabel('Tiempo en min')

ylabel('Fc ( m^3/min )')

print -deps -f CtrlAdapReactor_Fc

```

5.2.2 Diseño del controlador adaptivo autosintonizado de la temperatura del reactor químico exotérmico utilizando como variable de control, la variación de la temperatura de entrada del liquido refrigerante (T_{ci})

El programa CtrlAdapReactor_Tci.m, nos permite obtener el diseño del reactor químico exotérmico respecto de la variable mencionada (T_{ci}).

```

% Programa CtrlAdapReactor_Tci.m

% CONTROL DE TEMPERATURA DEL REACTOR QUIMICO EXOTERMICO

%      ***** METODO DE CONTROL ADAPTIVO *****

% UTILIZANDO EL CONTROL DE TEMPERATURA DE ENTRADA DEL

%              REFRIGERANTE (Tci)

clear all

% PARAMETROS GENERALES

nn = 3;  % nn: ORDEN DEL PROCESO;

r=1;    % r: NUMERO DE SALIDAS

NN = 7; % ORDEN DEL VECTOR ESTIMADO DE PARAMETROS

% PARAMETROS DEL PROCESO

V=0.37548342; E=64705147; ko=1.73515*(10^13); R=8319.1716;

```

$d=880.913$; $dc=999.43584$; $Cp=3684.384$; $Cpc=4186.8$; $Hr=-27956717$;

$U=1533153.75$; $A=3.344508$; $Vc=0.04417452$;

% VALORES EN EL PTO DE OPERACION

$T=383.3333$; $Ti=321.1111$; $Tc=311.1111$; $Tci=300$;

$CAi=14.38771178$; $f=0.037846848$; $fc=0.024839472$;

$CA=1.285011818$;

% CONSTANTES ASUMIDAS PARA SIMPLIFICAR EXPRESIONES

$K1=E*ko*CA/(R*T^2)*exp(-E/(R*T))$;

$K2=ko*exp(-E/(R*T))$; $m=(Hr*K2)/(d*Cp)$; $n=(U*A)/(V*Cp*d)$;

$p=(Hr*K1)/(Cp*d)$; $q=f/V$; $s=(U*A)/(Vc*dc*Cpc)$; $t=(fc/Vc)$;

$a11=-f/V-K2$; $a12=-K1$;

$a21=-m$; $a22=-(n+p+q)$; $a23=n$;

$a32=-s$; $a33=s-t$;

$b11=(CAi-CA)/V$;

$b21=(Ti-T)/V$; $b32=(Tci-Tc)/Vc$;

$e33=fc/Vc$;

% MODELO LINEAL DEL PROCESO EN TIEMPO CONTINUO

```
A=[ a11    a12    0
    a21    a22    a23
    0      a32    a33];
```

% MODELO LINEAL DEL REACTOR QUIMICO EXOTERMICO

```
B2 = [0; 0; e33];
Cc = [0 1 0];    Dc = [0];
```

% MODELO LINEAL DISCRETO

```
Ts = 0.01;                                % PERIODO DE MUESTREO
[G2,H2,C,D] = c2dm(A,B2,Cc,Dc,Ts,'zoh');% CONVERSION A DISCRETO
[num2,den2] = ss2tf(G2,H2,C,D);
a1 = den2(2); a2 = den2(3); a3=den2(4);
b1 = num2(2); b2 = num2(3); b3=num2(4);
```

% PARAMETROS PARA OPTIMIZAR GANANCIA DEL FILTRO DE KALMAN

```
Xi = 0.001; Sigma = 10;
```

% PARAMETROS DE OPTIMIZACION DEL CONTROLADOR Ke

```
R = 0.1*eye(r,r); Qa = 0.001*eye(r+nn,r+nn);
```

% Gcc,Hcc, Ccc, Dcc: REPRESENTACION CANONICA CONTROLABLE

```
acc11 =0; acc12 =1; acc13 =0; acc21 =0; acc22 =0 ;
acc23 =1; acc31 = -a3; acc32 = -a2; acc33 =-a3;
```



```
bcc11 = 0; bcc21 = 0; bcc31 = 1;
```

```
ccc11 = b3; ccc12 = b2; ccc13 = b1;
```

```
Gcc = [acc11 acc12 acc13; acc21 acc22 acc23; acc31 acc32 acc33];
```

```
Hcc = [bcc11; bcc21; bcc31];
```

```
Ccc = [ccc11 ccc12 ccc13]; Dcc = [0];
```

```
% CONDICIONES INICIALES
```

```
Ref = 383.3333; % MAGNITUD DE LA SEÑAL DE
```

```
REFERENCIA:  $Y_o = Ref$ 
```

```
Ce = (1 + a1 + a2 + a3)*Ref; %  $U_o = 0$  (ARBITRARIO)
```

```
thi = [-a1 -a2 -a3 b1 b2 b3 Ce]';
```

```
alfa=1000; Pi = alfa*eye(NN); % MATRIZ P INICIAL
```

```
lamb=0.98; lamb0 = 0.99; % FACTOR DE MEMORIA
```

```
Y2(1) = 0; Y2(2) = 0; Y2(3) = 0; y2(1)=0; y2(2)=0; y2(3)=0;
```

```
U2(1)= 0; U2(2) = 0; U2(3) = 0; u2(1)=0; u2(2)=0; u2(3)=0;
```

```
xmenos = zeros(nn,1); % VECTOR DE OBSERVACION INICIAL
```

```
z=0; % ACCION INTEGRAL INICIAL
```

```
% ***** BUCLE DE CONTROL *****
```

```
MM = 100;
```

```
for t = 1:MM
```

```
% SEÑAL DE REFERENCIA
```

```
Y2o(t+3)= 383.3333;
```

% MODELO LINEAL DEL PROCESO

$Y2(t+3) = [Y2(t+2) \ Y2(t+1) \ Y2(t) \ U2(t+2) \ U2(t+1) \ U2(t)] * \dots$

$[-a1 \ -a2 \ -a3 \ b1 \ b2 \ b3]'$;

$y2(t+3) = Y2(t+3) - Y2o(t+3)$; % SALIDA RESIDUAL (DESVIACION)

% ESTIMACION DE PARAMETROS (METODO MCRM)

$\psi = [Y2(t+2) \ Y2(t+1) \ Y2(t) \ U2(t+2) \ U2(t+1) \ U2(t) \ 1]'$;

$\rho = \max(1, \text{norm}(\psi))$;

$\psi_{\text{sin}} = \psi / \rho$;

$N_n = \text{chol}(\Pi')$; % $N_n' * N_n = \Pi \Rightarrow N_n * N_n' = \Pi'$

$S = \text{inv}(\text{diag}(N_n * \text{ones}(NN, 1), 0))$;

$P_s = S * \Pi * S$;

$\psi_{\text{sins}} = \text{inv}(S) * \psi_{\text{sin}}$;

$r_t = 1 + \psi_{\text{sins}}' * P_s * \psi_{\text{sins}}$;

$\lambda = 1 - (r_t - \sqrt{r_t^2 - 4 * \text{norm}(P_s * \psi_{\text{sins}})^2 / \text{trace}(P_s)}) / 2$;

$e = Y2(t+3) / \rho - \psi_{\text{sin}}' * \theta$;

$j = \psi_{\text{sins}}' * P_s * \psi_{\text{sins}} + \lambda$;

$\theta = \theta + e * \text{inv}(S) * P_s * \psi_{\text{sins}} / j$;

$H_{\text{ns}} = P_s * \psi_{\text{sins}} / j$;

$P_s = (P_s - H_{\text{ns}} * \psi_{\text{sins}}' * P_s) / \lambda$;

$t_t = \text{abs}(\max(\text{eig}(P_s)) / \min(\text{eig}(P_s)))$;

$c_{\text{max}} = 100$; $c_{\text{min}} = 15$;

if $t_t \leq c_{\text{min}}$,

$\Pi = P_s$; $\theta = \theta$;

```
elseif tt >= cmax,
```

```
    Nnew = chol(Ps'); % Nnew*Nnew' = Ps'
```

```
    Snew = inv(diag(Nnew*ones(NN,1),0));
```

```
    Psnew = Snew*Ps*Snew;
```

```
    Pi = Psnew; thi = th;
```

```
end
```

```
% RECUPERACION DE LA ECUACION CANONICA CONTROLABLE
```

```
ae1 = -th(1); ae2 = -th(2); ae3 = -th(3);
```

```
be1 = th(4); be2 = th(5); be3 = th(6); Ce = th(7);
```

```
ae11 = 0; ae12 = 1; ae13 = 0; ae21 = 0; ae22 = 0;
```

```
ae23 = 1; ae31 = -ae3; ae32 = -ae2; ae33 = -ae1;
```

```
GE = [ae11 ae12 ae13; ae21 ae22 ae23; ae31 ae32 ae33];
```

```
be11 = 0; be21 = 0; be31 = 1; HE = [be11; be21; be31];
```

```
ce11 = be3; ce12 = be2; ce13 = be1;
```

```
CE = [ce11 ce12 ce13]; DE = [0];
```

```
% CALCULO DE LA GANANCIA F DEL ESTIMADOR DE KALMAN
```

```
F = dlqe(GE, HE, CE, Sigma, Xi);
```

```
xmas = xmenos + F*(y2(t+3) - CE*xmenos);
```

```
z = z - CE*xmas;
```

```
% CALCULO DE LA GANANCIA Ka DEL CONTROLADOR
```

```
Ga = [GE zeros(nn,r); -CE eye(r,r)];
```

```
Ha = [HE; zeros(r,r)];
```

```
Ca = [CE zeros(r,r)];
```

```
Ka = dlqr(Ga,Ha,Qa,R);
```

```
% CALCULO DE LA LEY DE CONTROL RESIDUAL
```

```
u2(t+3) = - Ka*[xmas;z];
```

```
% ACTUALIZANDO ESTADOS
```

```
xmenos = GE*xmas + HE*u2(t+3);
```

```
AE = 1 + ae1 + ae2 + ae3; BE = be1 + be2 + be3;
```

```
Uin = inv(BE)*(AE*Y2o(t+3) - Ce);
```

```
% CALCULO DE LA SEÑAL DE CONTROL U(t)
```

```
U2(t+3) = u2(t+3) + Uin;
```

```
% LIMITANDO LA SEÑAL U(t)
```

```
if(U2(t+3) > 1000)
```

```
    U2(t+3) = 1000;
```

```
elseif(U2(t+3) < -1000)
```

```
    U2(t+3) = -1000;
```

```
end
```

```
end
```

```
% ***** FIN DEL BUCLE *****
```

```
% GRAFICOS
```

```
ejex = linspace(0,MM*Ts,MM);
```

```
subplot(2,1,1)
```

```
plot(ejex,Y2o(3:MM+2),'-',ejex,Y2(3:MM+2)); grid
```

```
xlabel('Ts= 0.01 min')
```

```
ylabel(' T Reactor (°K)')
```

```
title(' Temperatura del Reactor aplicando el Controlador Adaptivo u2= Tci');
```

```
subplot(2,1,2)
```

```
plot(ejex,U2(3:MM+2)); grid
```

```
xlabel('Tiempo en min')
```

```
ylabel('Tci Reactor (°K)')
```

```
print -deps -f CtrlAdapReactor_Tci.m
```

CAPITULO VI SIMULACIONES

En este capítulo se presentarán las simulaciones del comportamiento del reactor químico exotérmico, correspondientes a los dos métodos de control avanzado aplicados al proceso, dichas simulaciones fueron obtenidas luego de haber ejecutado las instrucciones de los programas editados en el lenguaje de programación del matlab.

6.1 Simulación del comportamiento del reactor químico exotérmico utilizando un controlador óptimo cuadrático en tiempo discreto

Para el controlador óptimo cuadrático proporcional, los programas planteados para cada uno de las dos variables de control del proceso se ha realizado las simulaciones respectivas, con lo cual obtendremos y analizaremos gráficamente su comportamiento en forma independiente para cada uno.

6.1.1 Comportamiento del reactor químico exotérmico utilizando como variable de control, la variación del flujo del refrigerante (F_c)

En la figura 6.1 podemos apreciar tres gráficas, la primera de la parte superior, nos muestra el comportamiento de la temperatura del reactor en lazo abierto, es decir, sin la aplicación de ningún controlador al sistema. En la segunda gráfica podemos apreciar el comportamiento de la temperatura del reactor aplicando el controlador óptimo cuadrático proporcional, es decir, en lazo cerrado. En la tercera gráfica se

muestra la variación que debe sufrir la variable de control, que en este caso es el flujo del líquido refrigerante (F_c), a fin de poder controlar la temperatura del reactor.

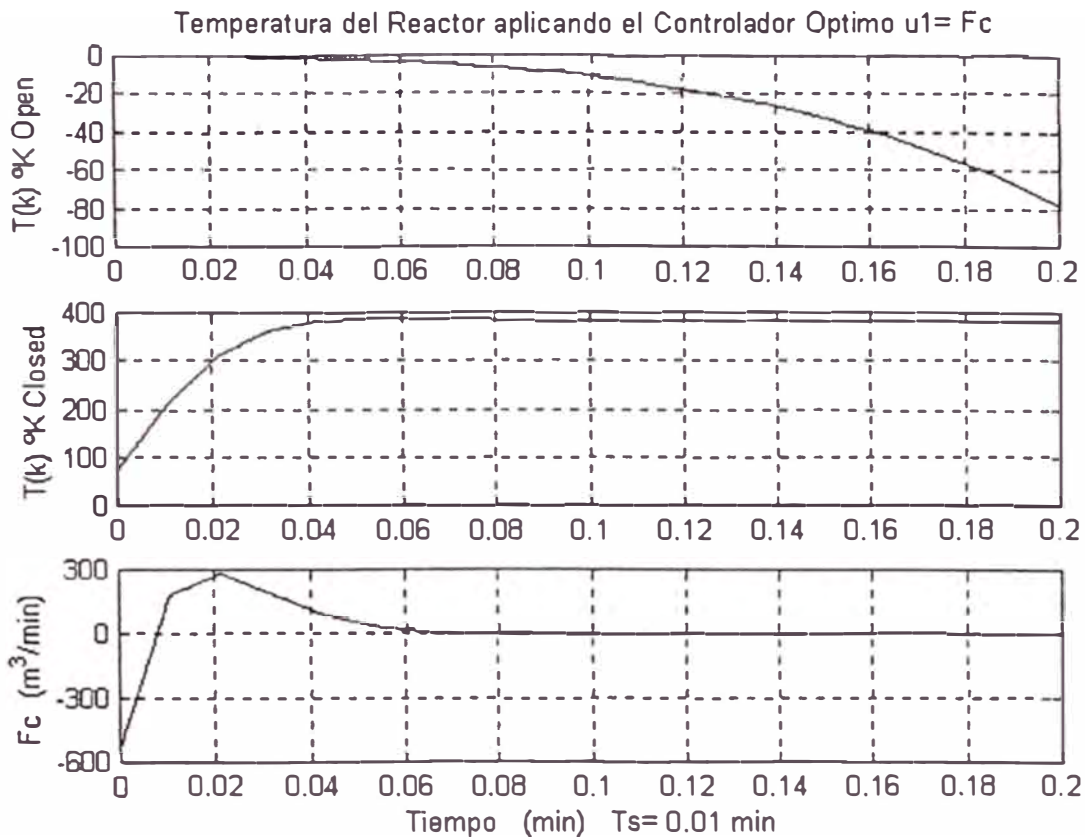


Figura 6.1 Temperatura del reactor controlado por el flujo del líquido refrigerante utilizando un controlador óptimo cuadrático.

6.1.2 Comportamiento del reactor químico exotérmico utilizando como variable de control, la variación de la temperatura de entrada del líquido refrigerante (T_{ci})

En la figura 6.2, de la misma manera que en el caso anterior, podemos apreciar tres gráficas, la primera de la parte superior nos muestra el comportamiento de la temperatura del reactor en lazo abierto, es decir, sin la utilización de un controlador óptimo cuadrático proporcional. En la segunda gráfica podemos apreciar el comportamiento de la temperatura del reactor cuando se utilizó el controlador óptimo

cuadrático proporcional es decir, un sistema en lazo cerrado. En la tercera gráfica se muestra la variación de la variable de control utilizando el controlador óptimo cuadrático proporcional, que en este caso es la temperatura del líquido refrigerante, a fin de poder controlar la temperatura del reactor.

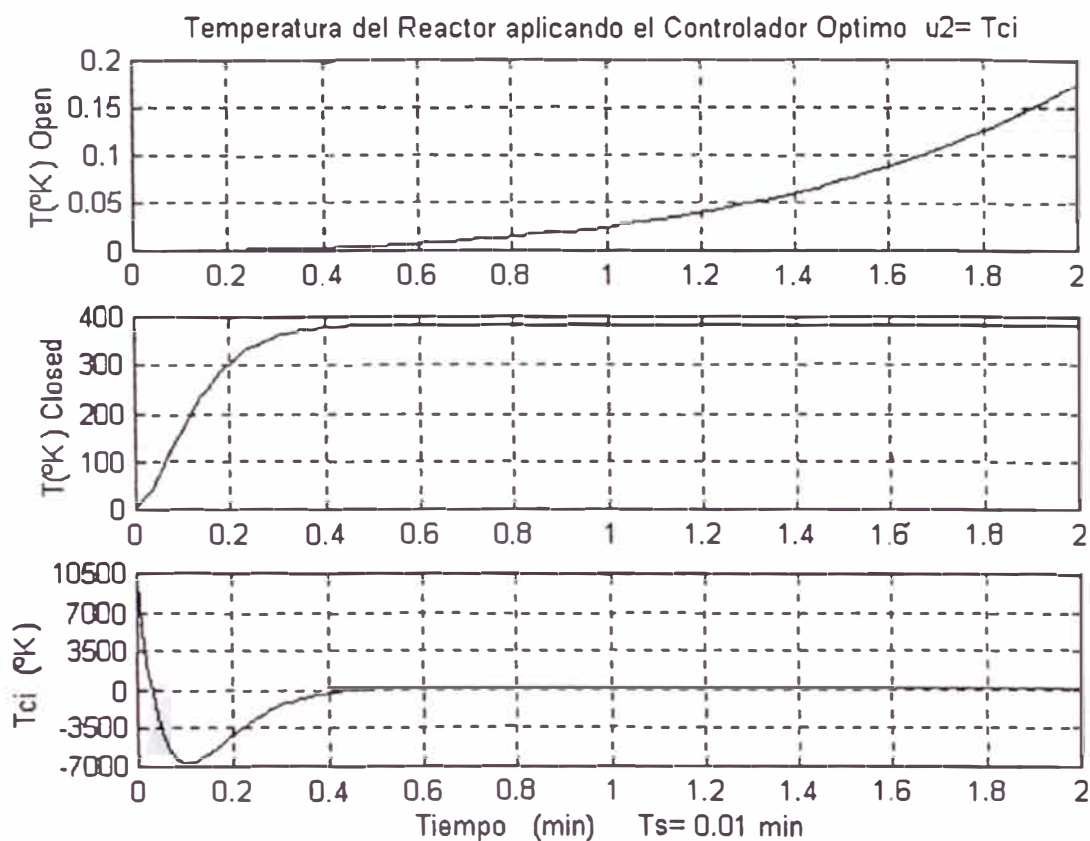


Figura 6.2 Temperatura del reactor controlado por la temperatura del líquido refrigerante utilizando un controlador óptimo cuadrático

6.2 Simulación del comportamiento del reactor químico exotérmico utilizando un controlador adaptivo autosintonizado

Ahora podemos realizar las simulaciones correspondientes a los programas planteados utilizando el controlador adaptivo, con lo cual obtendremos gráficamente el comportamiento del proceso en las situaciones siguientes:

6.2.1 Comportamiento del reactor químico exotérmico utilizando como variable de control, la variación del flujo del refrigerante (F_c)

En la figura 6.3 podemos apreciar otras dos gráficas, en la primera de la parte superior nos muestra dos curvas, la curva de trazo continuo nos muestra a la señal de referencia del sistema ($T=383.33$ °K), la otra curva superpuesta de trazo discontinuo nos muestra el comportamiento de la temperatura del reactor habiendo utilizado el controlador adaptivo autosintonizado. En la segunda gráfica se muestra la variación que sufre la variable de control, (el flujo del líquido refrigerante) utilizando el controlador adaptivo autosintonizado, a fin de poder controlar la temperatura del reactor.

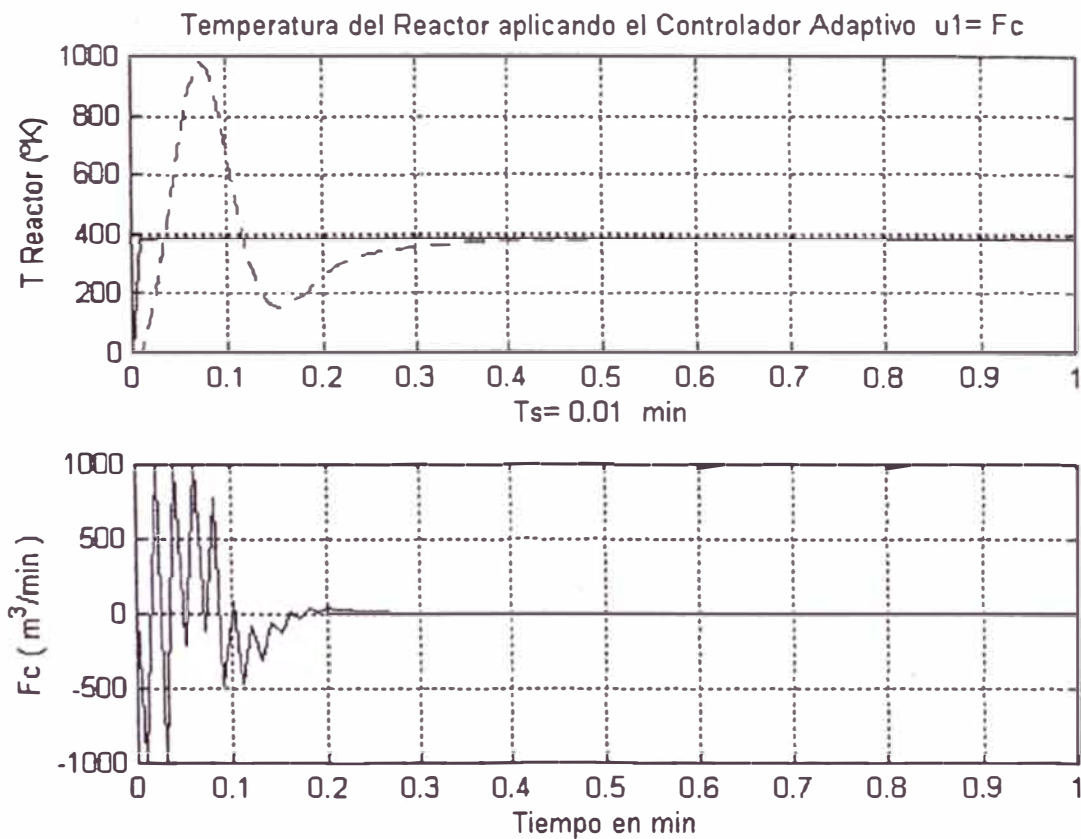


Figura 6.3 Temperatura del reactor controlado por el flujo del líquido Refrigerante utilizando un controlador adaptivo autosintonizado

6.2.2 Comportamiento del reactor químico exotérmico utilizando como variable de control, la variación de la temperatura de entrada del líquido refrigerante (T_{ci})

En la figura 6.4 podemos apreciar dos gráficas, la primera de la parte superior nos muestra al igual que el caso anterior dos curvas superpuestas, una es la referencia y la otra es la respuesta (temperatura) del reactor químico cuando se utiliza el controlador adaptivo autosintonizado. En la segunda gráfica se muestra la variación que sufre la variable de control (la temperatura del líquido refrigerante), cuando se utiliza el controlador adaptivo autosintonizado, a fin de poder controlar la temperatura del reactor.

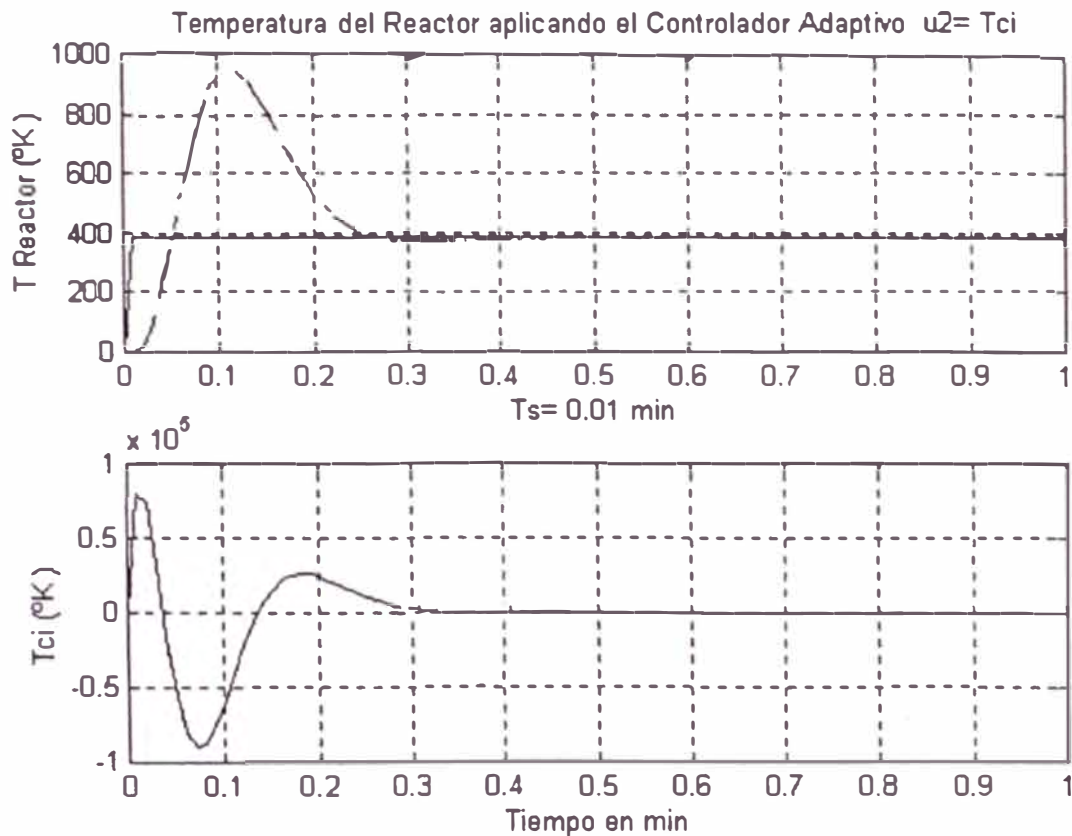


Figura 6.4 Temperatura del reactor controlado por la temperatura del líquido refrigerante utilizando un controlador adaptivo autosintonizado

OBSERVACIONES Y CONCLUSIONES

A partir de las gráficas obtenidas en el capítulo anterior, podemos comparar las dos estrategias de control empleados en el diseño del control de temperatura del reactor químico. A su vez en cada estrategia de control empleado, se realizó un análisis independiente para cada una de las variables de entrada empleadas. Las respuestas obtenidas con los dos métodos de control, nos permite efectuar las observaciones y conclusiones siguientes:

1. En las gráficas de las figuras 6.1 y 6.2 se analiza la aplicación de un controlador óptimo cuadrático proporcional, en donde podemos observar lo siguiente:
 - Las respuestas del comportamiento de la temperatura del reactor, obtenidas de manera independiente respecto a las dos variables de entrada consideradas, en ambas gráficas observamos que son señales subamortiguadas
 - Que el tiempo de establecimiento de la temperatura del reactor, aplicando como variable de entrada al flujo del líquido refrigerante es aproximadamente diez veces menor que el que se emplea al aplicar la otra variable de entrada, la temperatura del líquido refrigerante.
 - De la misma manera se observa que la variación del flujo del líquido refrigerante se aplica por un tiempo más corto que cuando se controla la variación de temperatura del líquido refrigerante, con el fin de lograr estabilizar la temperatura del reactor químico.

2. En las gráficas de las figuras 6.3 y 6.4 podemos analizar la aplicación de un controlador adaptivo autosintonizado, en el cual podemos realizar las siguientes apreciaciones:

- Las respuestas del comportamiento de la temperatura en ambas gráficas son señales sobreamortiguadas
- Que el tiempo de establecimiento de la temperatura del reactor, es ligeramente menor usando como variable de entrada, el flujo del líquido refrigerante, que el empleado cuando se usa la otra variable de entrada, la temperatura del líquido refrigerante.
- Asimismo podemos observar que la variación del flujo del líquido refrigerante y la variación de la temperatura del líquido refrigerante que se aplican a este controlador emplean casi el mismo tiempo para estabilizar al reactor químico.

3. **Con respecto a la velocidad de respuesta del proceso**, podemos observar que aplicando ambas estrategias de control obtenemos el siguiente comportamiento:

- Utilizando al flujo del líquido refrigerante como variable de entrada, podemos observar que usando el controlador óptimo cuadrático proporcional, la temperatura del reactor se estabiliza en un tiempo menor al que emplea el controlador adaptivo autosintonizado.
- De lo anterior se concluye que, empleando un controlador óptimo cuadrático proporcional en el diseño del control de temperatura del reactor químico, conseguiremos una mejor performance con respecto a este parámetro de comparación, resultado deseado en el presente trabajo.

- Ahora observemos que utilizando a la temperatura del líquido refrigerante como variable de entrada, y aplicando ambas estrategias de control (el controlador óptimo cuadrático proporcional y el controlador adaptivo autosintonizado), vemos que cada controlador emplea casi el mismo tiempo para estabilizar la temperatura del reactor químico.
 - Con la observación anterior llegamos a concluir que teniendo solo en cuenta la velocidad de respuesta del proceso, es indiferente usar cualquiera de los dos controladores respecto de esta variable de entrada, debido a que emplean casi el mismo tiempo para estabilizar de la temperatura del reactor químico. Claro está que escogeríamos al controlador óptimo proporcional por ser relativamente más fácil diseñar su algoritmo de control (sin mencionar otras ventajas como de la variación de la temperatura del líquido refrigerante), en tanto que el de un controlador adaptivo es un poco más extenso y complejo.
4. **Con respecto a la variación de la magnitud de las variables de control,** podemos observar que aplicando ambas estrategias de control obtenemos las siguientes observaciones:
- Que en la aplicación del controlador óptimo cuadrático proporcional, vemos que se requiere de una menor variación de la magnitud del flujo del líquido refrigerante (F_c), desde -536.6 hasta $+278.27$ m^3/min aproximadamente, comparado con la variación obtenida haciendo uso del controlador adaptivo autosintonizado, en el cual, la variable de control de flujo del líquido refrigerante (F_c) ha sido acotado o forzado al rango de ± 1000 m^3/min , con la finalidad de que dicha variable pueda ser medible fácilmente.

- Con la apreciación anterior, podemos concluir que utilizando un controlador óptimo cuadrático proporcional para esta variable de entrada, podemos manipular mas fácilmente el flujo del líquido refrigerante (F_c), lo cual hace que utilicemos un transductor de flujo de menor rango de medición y por consiguiente de menor costo en el mercado.
- Cuando empleamos como variable de entrada a la temperatura del liquido refrigerante (T_{ci}) para controlar la temperatura del reactor, es mejor utilizar el controlador óptimo cuadrático proporcional, dado que éste requiere de una menor variación de la magnitud de esta variable de entrada (desde $-6,676$ hasta $+9,860$ °K aproximadamente) para controlar la temperatura del reactor, obteniendo casi los mismos resultados que usando el controlador adaptivo, el cual requiere de una mayor variación de la magnitud de la temperatura del liquido refrigerante (desde $-90,405$ hasta $+79,700$ °K aproximadamente).
- Con la observación anterior podemos concluir que para fines prácticos no es recomendable utilizar como variable de control a la temperatura del liquido refrigerante (T_{ci}), dado que se requiere medir y manejar elevados rangos de variación de temperatura que haría costoso y poco práctico utilizar un sensor de temperatura con estas características.

APENDICE A: Aplicación del Reactor químico en la industria

Reactores de polimerización.

La polimerización abarca complejas reacciones, lo que conlleva a la formación de estructuras moleculares complejas.

Las condiciones bajo las cuales es llevada a cabo la polimerización tienen un gran efecto sobre la longitud de la cadena, grado de ramificación, distribución en la composición del copolímero, distribución de la secuencia del copolímero y otras medidas de las estructuras moleculares que afectan directamente a sus propiedades finales. Estas últimas difíciles de alcanzar debido a la variedad y complejidad de la microestructura.

A continuación se muestra en la figura A1.1, un esquema donde se representan las variables de un proceso de polimerización(6).

De todo ello, se deduce la importancia que tiene la modelización de la microestructura de las macromoléculas producidas en reactores de polimerización. Los detalles de la microscopía polimérica determinan las propiedades del producto.

Es clara la necesidad de unir las herramientas de los científicos del campo de los polímeros y del ingeniero, para mejorar tanto el proceso de obtención como las propiedades finales del polímero

El ingeniero de reacciones de polimerización no solo ha de reunir proporciones específicas, producciones y purezas, sino también obtener un producto con ciertas características de procesado y propiedades finales que son, en la práctica, las verdaderas medidas del funcionamiento de los reactores de polimerización (8).

La disponibilidad de un modelo matemático que prediga con precisión las propiedades moleculares del polímero producido en un reactor tiene una gran importancia económica. La llave para realizar un buen modelo es describir matemáticamente los fenómenos químicos y físicos del proceso, obteniendo los balances necesarios de materia, energía y momento. Esta descripción implica ecuaciones no lineales (algebraicas, diferenciales, etc.).

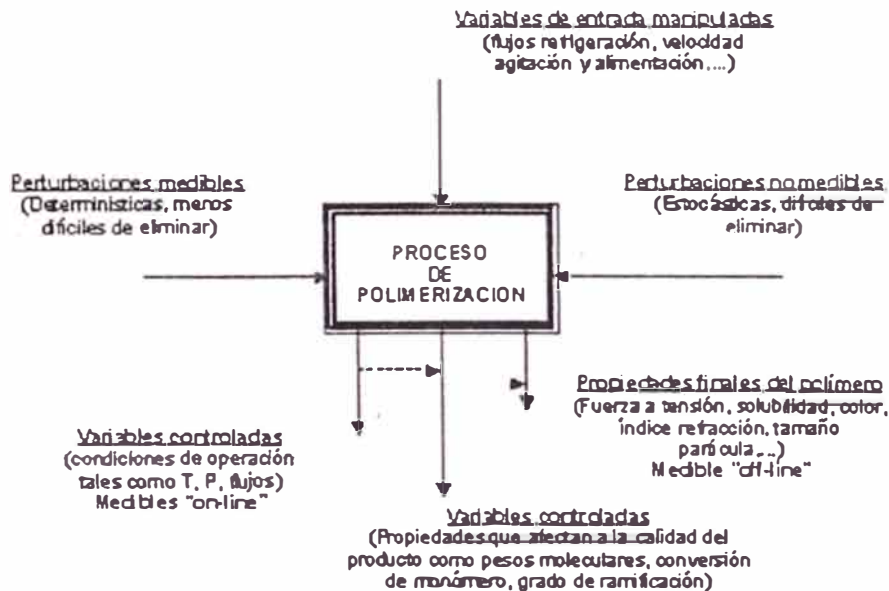


Fig. A1.1.- Variables de un proceso de polimerización

Los principales problemas que se plantean a la hora de realizar una modelización para la producción de polímeros son:

- La comprensión de las reacciones de polimerización. Las cinéticas de polimerización son complejas debido al número de reacciones diferentes que ocurren y a que éstas, son fuertemente influenciadas por cambios físicos en el sistema, tales como el incremento de la viscosidad. La combinación de grandes incrementos en la viscosidad y la implicación de moléculas de cadena larga en las reacciones, conduce al control difusional de algunas reacciones. La difusión puede entonces determinar la velocidad de la reacción y se establece una relación directa entre la física de polímeros y las cinéticas de polimerización.
- La habilidad para medir y caracterizar todas las variables que influyen en la calidad del polímero.
- El desarrollo de modelos no lineales basados en controladores predictivos.

Según **Ray** (1986), los diferentes fenómenos físicos y químicos que se producen en un reactor de polimerización pueden ser clasificados en los siguientes niveles de modelización:

Modelización "cinética-química" ≡ MICROESCALA

Modelización "física-transporte" ≡ MESOESCALA

Modelización "dinámica-reactor" ≡ MACROESCALA

Microescala

Basada en la modelización de los mecanismos cinéticos en reacciones en cadena (por ejemplo: crecimiento, ramificación, terminación de la cadena)

La modelización matemática de cinéticas de polimerización a nivel microescala ha estado sujeta numerosas publicaciones (por ejemplo: Achilias y Kiparissides, 1992).

Mesoescala

Los fenómenos de la interfase (equilibrios termodinámicos, cinéticas,...), intrafase (transferencia de masa y calor entre diferentes fases), así como el "micromezclado", juegan un importante papel y pueden influir sobre propiedades moleculares y morfológicas. La modelización de este tipo depende del diseño específico de la operación del proceso.

Macroescala

Tiene que ver con el desarrollo de modelos que describan: fenómenos de "macromezcla" en el reactor, balances globales de masa y energía, transferencia de masa y calor, dinámica y control del reactor.

En definitiva, para la óptima modelización de un reactor de polimerización deben incluirse modelos apropiados que representen todos los fenómenos físicos y químicos que ocurren a las tres escalas anteriormente expuestas.

En procesos químicos industriales tipo batch o continuo, la utilización de computadoras se está implementando desde hace ya algún tiempo, debido a que ayudan a operar con más estabilidad, seguridad, mejoran la productividad, calidad, reducen el impacto ambiental y mejoran la conservación de la energía.

Aunque el control por ordenador se ha estado aplicando a la industria de polímeros desde hace 25 años, la aplicación de estrategias avanzadas de control en reactores de polimerización se ha limitado al control de la temperatura y presión.

Como causas más importantes de la falta de progreso en el control de calidad de polímeros se pueden enumerar las siguientes:

1. Las reacciones de polimerización son procesos altamente no lineales (variación de parámetros con el tiempo).
2. Las propiedades moleculares (por ejemplo: nº medio, peso molecular y composición del copolímero,...) a menudo evolucionan en direcciones opuestas a las variables de control manipuladas (por ejemplo: Temperatura, concentración adimensional de iniciador,...).
3. La falta de medidas "on-line" de propiedades moleculares retrasa la caracterización de la calidad del polímero.

Entonces, una producción inteligente de polímeros engloba: modelos matemáticos del proceso, sensores avanzados, aproximaciones estadísticas y control avanzado de procesos (9).

Como se ha comentado con anterioridad, la elección de un tipo de reactor u otro, además del tipo de agitación, influirá sobre la estructura del polímero y como consecuencia de esto, sobre sus propiedades finales. El dimensionamiento del reactor se basa en la velocidad de polimerización de la planta piloto. La elección del tipo de reactor depende de la cinética y de consideraciones económicas.

Las configuraciones de reactor tipo Batch son comúnmente usadas. Sin embargo, los procesos continuos son más económicos que los anteriores sin restar importancia a los procesos semibatch.

Se consideran cuatro tipos de reactores de polimerización (6-8):

- Bat ch
- Semibatch
- Flujo pistón (tubular)
- Tanque agitado (continuo)

Batch

Este tipo de reactor es el más versátil y ha sido ampliamente usado, especialmente para polímeros de baja producción. Posee agitador, camisa de refrigeración y condensador a reflujo (para el caso de las polimerizaciones "step growth")

Su tamaño va desde los 5 galones (plantas piloto) hasta los 30000 galones. Se construyen en acero al carbono, vidrio y pueden estar recubiertos de polímero. El intercambio de calor de polimerización se realiza mediante una camisa de refrigeración.

Tiene la ventaja de acomodar varios productos. Los reactivos se añaden al comienzo de la polimerización. Así, la velocidad de polimerización cambia con el tiempo mientras la concentración adimensional de los reactivos decrece. Se obtienen elevadas conversiones

El diseño de reactores Batch se basará en estimaciones de tiempos de polimerización provenientes de datos de planta piloto y/o estudios de simulación. A la hora del "scale-up", se pondr  especial cuidado en la agitación y transferencia de calor.

Se utilizan para la obtención de Nylon 6, resinas fenólicas, urea-formaldehido, melanina-formaldehido. Han sido reemplazados por los reactores continuos debido a su mayor capacidad de producción.

APENDICE B: Reactores avanzados

En los últimos tres decenios, la población mundial casi se ha duplicado y continuará en aumento. Según las estimaciones actuales, en el año 2020 habitarán en este planeta unas 8100 millones de personas, y casi el 90% del incremento de la población se registrará en los países en desarrollo. El consumo actual de electricidad por habitante en estos países, que puede utilizarse como indicador del nivel de vida, es muy bajo, en uno o dos órdenes de magnitud inferior al de los países industrializados. Además de las numerosas necesidades urgentes, tales como los alimentos, la vestimenta, el alojamiento y el trabajo, la disponibilidad de energía es un requisito previo importante para el desarrollo socioeconómico en todas las partes del mundo.

Dependiendo de la ubicación geográfica y el nivel de industrialización, la energía final se consume de distintas maneras: como electricidad, para el transporte, o como fuente de calor. Entre las distintas fuentes energéticas de que disponen los países, la energía nucleoelectrica representa una de las pocas opciones que permite producir energía en todas sus formas, es decir, como electricidad, calor industrial en régimen de baja y alta temperatura y vapor industrial, en forma económica y en condiciones ambientalmente aceptables. Las preocupaciones respecto de los efectos ambientales del quemado de combustibles fósiles para la producción de energía han fomentado el interés por las fuentes de energía poco contaminantes. Por lo tanto, el desarrollo y despliegue de la energía nucleo-eléctrica podrían ser para algunas naciones una opción atractiva para contribuir a un suministro energético seguro y fiable a largo plazo.

En los últimos tres decenios, se han acumulado miles de años-reactor de experiencia operacional con los sistemas nucleares económicos y fiables actualmente existentes. Sobre la base de estos logros y de las enseñanzas extraídas de la experiencia de las centrales en explotación, se han desarrollado, o se están desarrollando, nuevas generaciones de centrales nucleares; por lo tanto, se prevé que los nuevos diseños avanzados serán aún más seguros, económicos y fiables que sus predecesores.

Los diseños avanzados incorporan generalmente mejoras de los conceptos relacionados con la seguridad, incluidas, entre otras cosas, características que permitirán a los operadores disponer de más tiempo para tomar medidas de seguridad, y que proporcionarán una protección aún mayor contra cualquier liberación posible de radiactividad al medio ambiente. Los diseños mejorados también pueden incluir la introducción de características de seguridad pasiva basadas en fuerzas naturales tales como la convección y la gravedad, lo que permite reducir la dependencia de las funciones de seguridad de los sistemas y componentes activos, tales como las bombas y válvulas.

Se presta gran atención a la simplificación de las actividades de explotación, inspección, mantenimiento y reparación de las nuevas centrales, a fin de aumentar su eficacia general desde el punto de vista de los costos. En caso de perturbaciones y accidentes, los sistemas de control, vigilancia y protección ampliamente digitalizados pondrán automáticamente a la central a funcionar de nuevo en condiciones normales o en un estado de cierre seguro, sin la intervención del operador. Los objetivos de diseño característicos permiten a los

operadores disponer de por lo menos 30 minutos para tomar medidas de seguridad y contar así con el tiempo necesario para evaluar la situación minuciosamente antes de intervenir. La mayor inercia térmica en el sistema del reactor y las menores densidades de potencia en el núcleo son dos factores de ese tipo relacionados con el diseño.

En lo que respecta a los dispositivos de seguridad pasiva, sus funciones también serán normalmente independientes del suministro de corriente eléctrica (al menos después de la iniciación de la función), aprovechando mecanismos termohidráulicos tales como las diferencias de densidad debidas a diferentes temperaturas, y tanques de agua elevados, a fin de, por ejemplo, permitir el flujo del refrigerante al sistema del reactor por gravedad para alcanzar los niveles máximos de refrigerante.

La labor de desarrollo de un nuevo diseño de reactor es costosa y difícil, y requiere gran cantidad de recursos. Este problema se ha resuelto frecuentemente mediante la cooperación a escala nacional o internacional, y se han demostrado las ventajas de mancomunar los recursos en proyectos de desarrollo. En su calidad de foro internacional para el intercambio de información científica y técnica, el Organismo Internacional de Energía Atómica (OIEA) desempeña una función importante en este contexto, reuniendo expertos para un intercambio de información a escala mundial sobre los programas nacionales y los programas coordinados de investigación relativos a proyectos de desarrollo de reactores avanzados.

Diseños avanzados

Una forma de atender a las necesidades energéticas futuras es aumentar gradualmente el despliegue de la energía nuclear, introduciendo diseños avanzados en los sistemas de suministro de energía del mundo entero. En este contexto, cabe señalar que por diseño avanzado se entiende el diseño de una central de interés o mérito actual, pero que todavía no ha sido construida ni explotada; dichos diseños avanzados pueden, a su vez, dividirse en diseños evolutivos y de desarrollo. Un diseño evolutivo es un descendiente del diseño de una central existente que presenta las mejoras y modificaciones del diseño efectuadas sobre la base del aprovechamiento de la experiencia e incluye nuevos adelantos tecnológicos; El diseño evolutivo de una central requiere a lo sumo ensayos técnicos y confirmatorios previos al despliegue comercial. Por otra parte, el diseño de desarrollo incluirá diferencias más significativas con respecto a los diseños de centrales existentes, y puede requerir igualmente la construcción de una planta de demostración y/o planta prototipo antes del despliegue comercial en gran escala. Un diseño de desarrollo que incluye cambios radicales en el diseño puede denominarse diseño innovador, y representa, por lo tanto, una subcategoría especial de diseños de desarrollo.

Actualmente se desarrollan tres tipos básicos diseños avanzados:

- Reactores refrigerados por agua;
- Reactores rápidos; y
- reactores refrigerados por gas,

que se examinan a continuación.

Reactores refrigerados por agua

Los reactores refrigerados por agua se caracterizan por utilizar agua como moderador y refrigerante; los reactores de agua ligera (LWR) utilizan agua ligera normal (H_2O) y los reactores de agua pesada (HWR) utilizan agua pesada (D_2O), al menos como moderador. En el agua pesada, los átomos de hidrógeno (H_2) han sido reemplazados por deuterio (D_2), un isótopo pesado del hidrógeno.

Actualmente se encuentran en funcionamiento en todo el mundo unas 330 centrales LWR, lo que representa un 75% de todas las centrales nucleares en explotación. Este tipo de reactor se ha venido explotando desde hace más de 35 años. El continuo perfeccionamiento y mejoramiento evolutivo de los diseños de centrales LWR han constituido la base para el desarrollo de diseños de LWR avanzados (ALWR), tanto del tipo BWR (reactor de agua en ebullición) como del tipo PWR (reactor de agua a presión).

Ejemplos de diseños de LWR avanzados

Unidades de gran tamaño:

ABWR	Construido por General Electric Co (GE), EE.UU., junto con Hitachi & Toshiba, Japón
APWR	Construido por Westinghouse (W), EE.UU., junto con Mitsubishi, Japón
BWR 90	Construido por ABB Atom, Suecia
EPR	Construido por Nuclear Power International (NPI), una empresa conjunta de Framatome, Francia, y Siemens, Alemania
System 80 +	Construido por ABB Combustion Engineering Nuclear Power, EE.UU.
WWER-1000 (W-392)	Construido por Atomenergoproject y Hidro press, Rusia

Unidades de mediano tamaño:

AP-600	PWR con mayores características de seguridad pasiva – construido por W, EE.UU.
AC-600	PWR con mayores características de seguridad pasiva – construido por China National Nuclear Corporation
MS-600	PWR con un sistema de seguridad tipo "híbrido" - construido por Mitsubishi, Japón
SBWR	BWR con mayores características de seguridad pasiva construido por Mitsubishi, Japón

WWER-500/600 (W-407)	PWR con características pasivas - construido por Ansaldo, Italia
ISIS	Innovador, PWR tipo de desarrollo - construido por Ansaldo, Italia
PIUS	Innovador, PWR tipo de desarrollo - construido por ABB Atom, Suecia
SPWR	Innovador, PWR tipo de desarrollo - construido por JAERI e IHI, Japón
WPBER-600	Innovador, PWR tipo de desarrollo - construido por OKMB, Rusia

Actualmente se desarrollan reactores grandes y medianos; los primeros representarían, en gran medida, ampliaciones de los diseños existentes, mientras que en los más pequeños se emplearían mayormente dispositivos de seguridad pasiva con miras a la simplificación de las centrales y la realización de economías, a fin de lograr que, no obstante su menor tamaño, sea competitivo desde el punto de vista del costo. Algunos diseños de desarrollo, particularmente los diseños innovadores, tales como el PWR PIUS sueco, incluyen funciones de seguridad de naturaleza distinta a las características de seguridad tradicionales de los diseños existentes, por ejemplo, funciones de autoprotección para la parada del reactor en caso de condiciones operacionales inaceptables y para la eliminación fiable del calor de desintegración (el calor que se produce en el combustible después de la parada) del núcleo del reactor.

En el transcurso de los años se han realizado constantes mejoras del combustible en las centrales en funcionamiento; por ejemplo, el mayor empleo de

absorbentes consumibles en el combustible y el mayor grado de quemado del combustible han permitido lograr reducciones considerables en el consumo de uranio, de un 20% en comparación con el estudio de 1978 1979 realizado por la INFCE (Evaluación internacional del ciclo del combustible nuclear).

El reciclado de plutonio mediante combustible de mezcla de óxidos (MOX) se ha convertido en una práctica común en varios países, tales como Alemania, Francia y Suiza, y puede que varios otros países adopten también esta práctica en un futuro.

Los diseños avanzados procurarán normalmente aprovechar todos los progresos en la esfera del combustible; los diseños del núcleo se optimizarán teniendo en cuenta las estrategias avanzadas en materia de absorbentes consumibles y los mayores grados de quemado del combustible. Muchos de ellos tendrán la capacidad de funcionar con un núcleo que contenga hasta un 100% de combustible MOX. Las centrales HWR representan un 7% de todas las centrales nucleares en explotación; la mayoría de ellas son tipo CANDU, el diseño canadiense de reactor de tubos de presión. La mayoría de estas centrales han funcionado de manera segura, fiable y competitiva desde su primera puesta en marcha.

Las mejoras de diseño efectuadas en los reactores tipo CANDU se centran en el aumento de la seguridad de la central, la prolongación de su vida útil hasta 100 años, la simplificación de las actividades de sustitución de todos los componentes que no puedan diseñarse para una vida útil de esa duración, la reducción del plazo de construcción y la producción de electricidad a costos que sean

competitivos con los de otras fuentes de energía (por ejemplo, el carbón bituminoso).

Reactores rápidos

Los reactores rápidos utilizan neutrones rápidos en apoyo del proceso de fisión, contrariamente a los reactores refrigerados por agua y por gas, los cuales utilizan neutrones térmicos. Los reactores rápidos se conocen también generalmente como reproductores, ya que producen combustible, además de consumirlo. La reproducción de plutonio permite a los reactores rápidos extraer 60 veces más energía del uranio que los reactores térmicos por lo que podrían resultar económicos y ventajosos para los países que no disponen de abundantes recursos de uranio. El mayor despliegue de la energía nucleo-eléctrica en los decenios venideros conducirá probablemente a un agotamiento de los recursos de uranio, y puede que en la primera mitad del próximo siglo sea necesario recurrir a los reactores reproductores para producir material fisionable.

En el espectro de neutrones rápidos presentes en tales reacciones, todos los elementos transuránicos se vuelven fisionables, por lo que los reactores rápidos podrían contribuir igualmente al quemado del plutonio procedente de la explotación de otros tipos de reactores y del desmantelamiento de las armas nucleares, así como a la disminución del inventario total de transuránicos dentro del macrosistema, transmutándolos en energía y productos de fisión; la reelaboración y el reciclado del combustible en los reactores rápidos permitirían el quemado de los radisótopos transuránicos de período muy largo, reduciendo

considerablemente el tiempo de aislamiento requerido en el caso de los desechos de actividad alta.

Los reactores rápidos están refrigerados normalmente por metal líquido (sodio), por lo que se denominan reactores rápidos refrigerados por metal líquido (LMFR). Se han diseñado, construido y explotado con éxito centrales LMFR, tales como el BN-600 en Rusia, el Superphénix de 1200 MWe en Francia, y el Monju de 280 MWe en el Japón.

Los nuevos trabajos de desarrollo de los reactores rápidos se centran en los requisitos económicos y de seguridad revisadas para la próxima generación de centrales nucleares. Prosiguen igualmente los trabajos encaminados a mejorar el grado de quemado y la tecnología de reciclado del combustible, a fin de reducir las cantidades de desechos radiactivos producidos en las centrales.

Actualmente se encuentran en estudio varios tipos distintos de LMFR, así como el empleo más amplio de sistemas pasivos para lograr una mayor seguridad; entre éstos se encuentran el BN-800M de Rusia, el DFBR del Japón, y el PFBR de la India. También existe un diseño de LMFR avanzado de pequeña y mediana potencia, desarrollado por la General Electric de los Estados Unidos de América. Este concepto de ALMR incorpora dispositivos de seguridad pasiva, e incluye instalaciones de gestión y reelaboración de desechos, así como la fabricación de combustible en el emplazamiento de la central, formando un sólo parque nuclear a fin de minimizar los riesgos de proliferación de materiales fisiónables. Entre otros reactores rápidos avanzados figura el reactor rápido

europeo (EFR), que podría llegar a ser ampliamente utilizado para el reciclado de plutonio y la producción de electricidad.

Reactores refrigerados por gas

Los reactores de alta temperatura refrigerados por gas (HTGR) se vienen desarrollando desde hace mucho tiempo, y aunque ya se han construido varias centrales prototipo o de demostración, no se ha logrado tener pleno éxito en su explotación. El HTGR es básicamente un reactor moderado por grafito con un gas (helio) como refrigerante. El gas He inerte y el diseño especial del combustible hacen posible su funcionamiento a temperaturas considerablemente superiores a las de los reactores refrigerados por agua, lo que permite, a su vez, producir a una temperatura (y presión) mucho más alta el vapor destinado a los generadores convencionales accionados por turbina de vapor, lográndose así una mejora considerable de la térmica de la central, o producir calor industrial en régimen de alta temperatura para aplicaciones especiales.

En los últimos años, los trabajos de desarrollo se han centrado en unidades modulares pequeñas, visto que los experimentos y análisis han demostrado que dichas unidades pueden lograr un grado excepcional de autoprotección.

A diferencia del combustible LWR y LMFBR, el combustible HTGR no está contenido en agujas de combustible revestidas de metal, sino en partículas de combustible. Estas partículas miden entre 0,2 y 0,6 mm y consisten en una mezcla de óxido o carburo de uranio o torio o uranio/torio. A fin de retener los productos de fisión, cada partícula está revestida con varias capas de material cerámico resistente a altas temperaturas. Las partículas se dispersan de manera

homogénea en una matriz de grafito que se comprime ulteriormente en elementos esféricos, bolas, o en forma de barras, que se introducen en los canales de combustible de un bloque de grafito de agujeros múltiples. Las partículas permanecen intactas y retienen prácticamente todos los productos de fisión hasta una temperatura de unas 1600 C. Estas partículas no se funden a una temperatura umbral dada y sólo fallan gradualmente en condiciones de accidente; por lo tanto, no se puede producir una liberación súbita de los productos de fisión.

Los futuros trabajos de desarrollo de los HTGR se centrarán en los estudios para mejorar el comportamiento y prolongar la vida útil de las centrales. Con respecto a lo primero, actualmente se realizan considerables esfuerzos en relación con el denominado ciclo de turbina de gas, en el que el gas en régimen de alta temperatura pasa directamente a una turbina de gas, lo que permite obtener una eficiencia térmica muy elevada y prever costos energéticos reducidos, así como en lo que atañe a la producción de calor industrial en régimen de muy alta temperatura.

BIBLIOGRAFIA

1. Rojas Moreno, Arturo Ph.D, "Control Avanzado. Diseño y aplicaciones en tiempo real". Universidad Nacional de Ingeniería. Edición 2001.
2. Eronini-Umez-Eronini, "Dinámica y Sistemas de Control", Morgan State University, Thomson Learning, Mexico. Edición 2001.
3. Ogata Katushiko, Ingeniería de Control Moderna. Tercera edición, Prentice Hall Hispanoamericana – Englewood Cliffs – Londres, 1998
4. Smith Carlos A. y Corripio Armando B. "Principles and Practice of Automatic Process Control". Segunda Edición. Ediciones John Wiley&Sans, Inc 1997
5. Ogata Katushiko, "Sistemas de Control en Tiempo Discreto". Segunda edición, Prentice Hall Hispanoamericana, S.A. México, Nueva York, 1996.
6. MathWorks,Inc., Matlab Reference Guide, Prentice Hall, Englewood Cliffs, New Jersey, primera edición, 1996.
7. Andersen & Wenzel. "Introduction to Chemical Engineering".McGraw-Hill.

DIRECCIONES ELECTRÓNICAS

1. http://academic.csuohio.edu/jgatica/courses/che404/industrial_reactors.html
2. <http://cienega.cuci.udg.mx/Daniel/HTML/parte1a.htm>
3. <http://www.frlp.utn.edu.ar/grupos/biomat/servicios.html>.
4. <http://www.tanquesinoxidables.com.mx/equipos.htm>
5. <http://www.seibo.com.ar/software/softplan/chemstations/ccreacs/ccreacs.htm>.
6. <http://www.modeloingenieria.edu.ar/libros/modeinge.htm#notaselectro>.
7. <http://www.sc.ehu.es/iawfemaf/archivos/materia/teoria.htm>
8. <http://www.sc.ehu.es/iawfemaf/archivos/materia/00009i.htm>
9. <http://www.sc.ehu.es/iawfemaf/archivos/materia/practicas/introduccion.htm>
10. <http://cipres.cec.uchile.cl/~iq57a/>
11. <http://www.tanquesinoxidables.com.mx/>
12. <http://www.iaea.or.at/worldatom/Periodicals/Factsheets/Spanish/spadvrea.html>