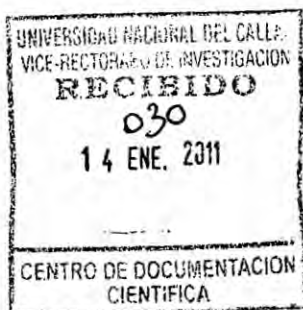


UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO



FACULTAD DE INGENIERIA ELECTRICA Y ELECTRONICA



“CONTROL DE TEMPERATURA DE UN REACTOR QUÍMICO UTILIZANDO ESTRATEGIAS DE CONTROL ÓPTIMO Y ADAPTIVO”

PROYECTO DE INVESTIGACION

PRESENTADO POR:

M. SC., ING. NICANOR RAUL BENITES SARAVIA

(PERIODO DE EJECUCION: 01 FEBRERO 2010 AL 31 DE ENERO 2011)

(RESOLUCION RECTORAL N° 100-2010-R)

CALLAO – PERU

2011

I.	INDICE	I
II.	RESUMEN	1
III.	INTRODUCCION	2
3.1	Planteamiento del Problema de Investigación	2
3.2	Objetivos y Alcances de la Investigación	7
3.2.1	Objetivos	7
3.2.2	Alcances	8
3.3	Importancia y Justificación de la Investigación	8
3.4	Formulación de la Hipótesis	9
IV.	MARCO TEORICO	10
4.1	El Reactor de Tanque Agitado Continuo	10
4.2	Consideraciones previas para el modelado	12
V.	MATERIAL Y METODOS	15
5.1	Modelo Dinámico del CSTR	15
5.1.1	Ecuaciones diferenciales del CSTR	15
5.1.2	Linealización de las ecuaciones diferenciales del CSTR	16
5.1.3	Modelo simplificado del CSTR	20
5.1.4	Discretización del modelo matemático usando Matlab	22
5.1.5	Simulación del modelo matemático usando Matlab	23
5.2	Requerimientos de Diseño del Controlador de Temperatura	24
5.3	Diseño de la estrategia de Control Optimo Discreto para el CSTR	24
5.3.1	Diseño de la estrategia de Control Optimo Discreto del CSTR utilizando como variable de control a la variación del flujo del Líq. Refrigerante (F_c)	27
5.3.2	Diseño de la estrategia de Control Optimo Discreto del CSTR utilizando	

	como variable de control a la variación de la temperatura del líquido	
	Refrigerante (F_c)	27
5.4	Diseño de la estrategia de Control Adaptivo Autosintonizado	28
5.4.1	Modelo de Procesos No Lineales	29
5.4.2	Procedimiento de Estimación	30
5.4.3	La Ley de Control	34
VI	RESULTADOS	37
6.1	Resultados del Sistema de Control Optimo Proporcional controlado por el flujo del líquido refrigerante (F_c)	37
6.2	Resultados del Sistema de Control Optimo Proporcional controlado por la temperatura del líquido refrigerante (T_{ci})	38
6.3	Resultados del Sistema de Control Adaptivo Autosintonizado controlado por el flujo del líquido refrigerante (F_c)	39
6.4	Resultados del Sistema de Control Adaptivo Autosintonizado controlado por la temperatura del líquido refrigerante (T_{ci})	40
VII	DISCUSION	42
7.1	Comparación de resultados	42
7.2	Conclusiones y recomendaciones	43
VIII	REFERENCIAS	44
	APENDICE A	46
	Programa en Matlab de la Respuesta del Modelo del Proceso en Lazo abierto	
	APENDICE B	48
	Programa en Matlab del Sistema de Control Óptimo Proporcional	

controlado por el flujo del líquido refrigerante (F_c) (Autoría propia)

APENDICE C

50

Programa en Matlab del Sistema de Control Óptimo Proporcional

controlado por la temperatura del líquido refrigerante (T_{ci})

(Autoría propia)

APENDICE D

52

Programa en Matlab del Sistema de Control Adaptivo

Autosintonizado controlado por el flujo del líquido refrigerante (F_c)

(Autoría propia)

APENDICE E

55

Programa en Matlab del Sistema de Control Adaptivo Autosintonizado

controlado por la temperatura del líquido refrigerante (T_{ci})

(Autoría propia)



II. RESUMEN

El presente trabajo de investigación trata sobre el diseño de estrategias de Control Óptimo y Adaptivo para el control de temperatura de un reactor químico a escala reactor a escala de 0.37548342 m^3 . El reactor químico a considerar es un reactor exotérmico; es decir un reactor de tanque agitado continuo (CSTR), el cual consta de un tanque con agitación casi perfecta, en el que hay un flujo continuo de material reaccionante y desde el cual sale continuamente el material que ha reaccionado (material producido). La condición de agitación no es tan difícil de alcanzar siempre y cuando la fase líquida no sea demasiada viscosa.

Los requerimientos del diseño del controlador de temperatura del producto, son: la Temperatura del reactor debe ser precisa, es decir, un error en estado estacionario nulo ($e_{ss} = 0$), el tiempo de establecimiento debe ser $t_s \leq 30 \text{ min}$, y el sobre nivel porcentual pequeño ($SP \leq 5\%$).

Las estrategias de control que se han utilizado para fines de comparación son Control Óptimo Cuadrático y Control Adaptivo Autosintonizado, que permiten controlar la temperatura del reactor.

La herramienta de simulación tanto para el modelado como para el diseño y desempeño de los controladores indicados ha sido Matlab, lo que ha permitido obtener resultados comparativos entre las dos técnicas, y concluir que la técnica de Control Óptimo es el más adecuado para esta aplicación, sea utilizando el flujo o temperatura del líquido refrigerante; ya que se cumple con los requerimientos de funcionamiento considerados.

III. INTRODUCCION

3.1 Planteamiento del Problema de Investigación

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.

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**.

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:

I) 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.

II) 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.

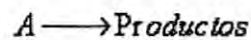
La velocidad de reacción, r_j , la definiremos como la velocidad de formación o de desaparición de la especie j por tiempo por unidad de volumen, es decir,



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 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.

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:

$$-r_A = kC_A^2$$

o bien,

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

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

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

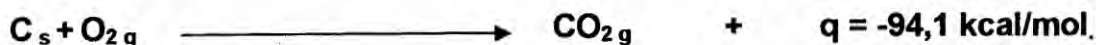
Ahora, ya no basta con indicar cuales son las sustancias que reaccionan, las que se obtienen, y las cantidades que tenemos de las mismas.



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 por:



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).



Aut

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**.

Diseño de un Proceso Químico Seguro

Hay tres factores que permiten considerar en el diseño de un proceso químico seguro:

- a) La energía: está involucrado en la producción de cualquier producto químico. Un diseño seguro requerirá un conocimiento de la energía inherente (liberación exotérmica/absorción endotérmica) durante la reacción química. Esta información puede obtenerse de la literatura técnica, de cálculos termoquímicos o del uso de equipos de prueba y procedimientos.
- b) Velocidad de la reacción: que depende de la temperatura, la presión y las concentraciones. Se debe determinar la velocidad de reacción durante la operación normal y anormal, incluyendo el peor de los casos posibles, con objeto de diseñar un proceso inherentemente seguro.
- c) Diseño de la planta y el equipo: el calor generado por la reacción debe ser eliminado adecuadamente y debe controlarse la producción de gas.

De los tipos de reactores vistos anteriormente, se tratará del 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_c

Teniendo en cuenta todas estas consideraciones, el problema a resolver es controlar la temperatura de un reactor químico exotérmico, a una referencia dada.

Entre los requerimientos del diseño del controlador de temperatura del producto, tenemos: la Temperatura del reactor debe ser precisa, es decir, un error en estado estacionario nulo, $e_{ss} = 0$, el tiempo de establecimiento debe ser $t_s \leq 30 \text{ min}$, y el sobre nivel porcentual debe ser pequeño ($SP \leq 5\%$).

Ante estos requerimientos de respuesta transitoria y estacionaria, es que se plantea la problemática en forma de pregunta:

¿Es posible cumplir con los requerimientos planteados, usando estrategias de control Optimo y Adaptivo?

3.2 Objetivos y Alcances de la Investigación

3.2.1 Objetivos

Objetivo general

El objetivo general del presente trabajo es obtener error estacionario nulo y un tiempo de establecimiento $t_s \leq 30 \text{ min}$ en el control de temperatura del reactor.

Objetivo específico

El objetivo específico del presente trabajo es aplicar estrategias de Control Óptimo Cuadrático y el Control Adaptivo Autosintonizado, para controlar la temperatura del reactor.

3.2.2 Alcances

En cuanto a la herramienta informática, solo se ha utilizado 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 efectuar las simulaciones de la respuesta del proceso en lazo abierto (lazo sin control) y lazo cerrado (lazo controlado); por ello esta herramienta es considerada como fundamental para el desarrollo del presente trabajo.

3.3 Importancia y Justificación de la Investigación

En nuestro medio existen empresas que fabrican diferentes productos, y para ello utilizan reactores químicos; sin embargo, para el control de temperatura utilizan estrategias de control clásicas, como son el **Control ON/OFF**, y el **Control PI**. Sin embargo, las exigencias de un mejor control, es decir más suave y óptimo desde el punto de vista de la energía usada, y de la velocidad de respuesta del controlador, lleva a la necesidad de emplear estrategias de control en espacio de estado, como son el **Control Óptimo Cuadrático** y el **Control Adaptivo Autosintonizado, aplicados al modelo lineal del reactor**. Los resultados de dichas estrategias, permitirán comparar sus resultados y seleccionar la mejor estrategia a utilizar.

Es necesario anotar que no existe un trabajo similar al que se propone en ninguna universidad de Lima y el Callao, por lo que el esfuerzo del presente trabajo es importante y se justifica.

3.4 Formulación de la Hipótesis

En función del planteamiento del problema, de las interrogantes planteadas del problema, de los antecedentes técnicos, así como de los objetivos generales y específicos que se persigue, es que se plantea la siguiente hipótesis:

“La aplicación de estrategias de control Óptimo y Adaptivo permitirán controlar la temperatura del reactor a niveles de referencia deseados, con sobrepicos moderados ($PO \leq 5\%$), tiempo de establecimiento $t_s \leq 30 \text{ min}$, y error estacionario nulo $e_{ss} = 0$ ”.

En este sentido, las variables que se operan son las siguientes:

Variables dependientes:

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

Variables independientes:

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

IV. MARCO TEORICO

4.1 El Reactor de Tanque Agitado Continuo

El reactor de tanque agitado continuo (CSTR) consta de un tanque con una agitación casi perfecta, en el que hay un flujo continuo de material reaccionante y desde el cual sale continuamente el material que ha reaccionado (material producido). La condición de agitación no es tan difícil de alcanzar siempre y cuando la fase líquida no sea demasiada viscosa.

El propósito de lograr una buena agitación es lograr que en el interior del tanque se produzca una buena mezcla de los materiales, con el fin de asegurar que todo el volumen del recipiente se utilice para llevar a cabo la reacción, y que no existan o queden espacios muertos.

Se puede considerar que la mezcla es buena o casi perfecta, si el tiempo de circulación de un elemento reactante dentro del tanque es alrededor de una centésima del tiempo promedio que le toma al mismo elemento para entrar y salir del reactor.

En el reactor continuamente agitado, ocurre la reacción exotérmica $A \rightarrow B$. Para remover el calor de la reacción, el reactor es rodeado por una cámara (camisa de refrigeración) a través del cual fluye un líquido refrigerante. Para efectos de estudio, se han hecho las siguientes suposiciones:

- 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

Just

- Mezcla (agitación) perfecta en el reactor, por tanto la concentración, presión y temperatura son iguales en cualquier punto del tanque
- Temperaturas Uniformes en ambas cámaras (camisa de enfriamiento y/o calentamiento)
- Volúmenes Constantes V , V_c

Por lo general, los reactores continuos de tanque agitado (CSTR) se operan cerca de ó en puntos de equilibrio inestables, que corresponden a una producción óptima del proceso [1]. Aun cuando el punto de equilibrio sea estable a lazo abierto, este puede ser muy sensible a cambios de carga (e.g.; cambios en las condiciones de alimentación). Debido a que los CSTR son comúnmente la parte central de un proceso químico completo, el control de la operación del CSTR ha sido uno de los problemas más importantes en la industria química.

La regulación de temperatura es la operación de control más sencilla de los CSTR. La mayoría de controladores de temperatura en la industria química son controladores PI clásicos [1,2]. Existen muchas razones para esto, incluyendo sus antecedentes de operación probada, el hecho que se entiende bien el funcionamiento por parte de los técnicos, operadores industriales y personal de mantenimiento. Además, en muchas aplicaciones, el hecho que un controlador PI diseñado adecuadamente y bien sintonizado logre o exceda los objetivos de control.

Un controlador industrial PI tiene muchas ventajas adicionales que lo hacen práctico para la operación de un CSTR. Por ejemplo, cuenta con interrupción automática y manual, seguimiento del punto de referencia (set point) y modos manuales de emergencia.

Básicamente, el controlador PI para regulación de temperatura se diseña en base a una linealización alrededor del punto de equilibrio de operación. El diseño y análisis de controladores PI para la estabilización y regulación de CSTR se origino en el trabajo de Aris y Amundson [3] en los cincuentas, y ha dado lugar, desde entonces, a una literatura abundante y numerosas aplicaciones exitosas. Sin embargo, existen preguntas teóricas importantes que todavía están abiertas. Una de ellas, la cual es el objetivo de esta parte del proyecto, es la posibilidad de optimizar una ley de control que permita una mejor respuesta tanto en tiempo de establecimiento como en la exactitud del seguimiento a una consigna (set point); así como la capacidad de minimizar los efectos de las perturbaciones, evitando así un descontrol del sistema; o, lo que es lo mismo, asegurar estabilidad asintótica en lazo cerrado. Es en este camino, la justificación del diseño y simulación de controladores Óptimos y Adaptivos.

4.2 Consideraciones previas para el modelado

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 [4,5] 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_c

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

Variables independientes (variables de entrada):

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

Variables dependientes (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: $T_{ci}(t)$

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
Área 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- $^{\circ}K$)
Capacidad Calorífica del Reactor	c_p	3684.384	Joules / (Kgmole- $^{\circ}C$)
Coefficiente de Transferencia de Calor Total	U	1533153.75	Joules / (hr- m^2 - $^{\circ}C$)

Aug

Capacidad Calorífica del Líquido Refrigerante	C_{pc}	4186.8	Joules / (Kgmole- $^{\circ}$ 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	$^{\circ}$ K
T_i	321.1111	$^{\circ}$ K
T_c	311.1111	$^{\circ}$ K
T_{ci}	300	$^{\circ}$ K

Sud

V. MATERIAL Y METODOS

La metodología empleada es la siguiente:

- Modelar matemáticamente el Proceso de Molienda, y efectuar su simulación en lazo abierto
- Diseñar y simular la estrategia de Control Optimo Cuadrático Discreto
- Diseñar y simular la estrategia de Control Adaptivo Autosintonizado
- Efectuar las conclusiones en base a los resultados obtenidos y efectuar algunas recomendaciones para trabajos futuros.

5.1 Modelo Dinámico del CSTR

5.1.1 Ecuaciones diferenciales del CSTR

Las ecuaciones diferenciales del proceso mostrado en la figura 5.1, lo obtendremos a partir de las siguientes consideraciones:

- Balance de masa del producto reactante A
- Balance de energía en el reactor
- Balance de energía en la cámara del liquido refrigerante

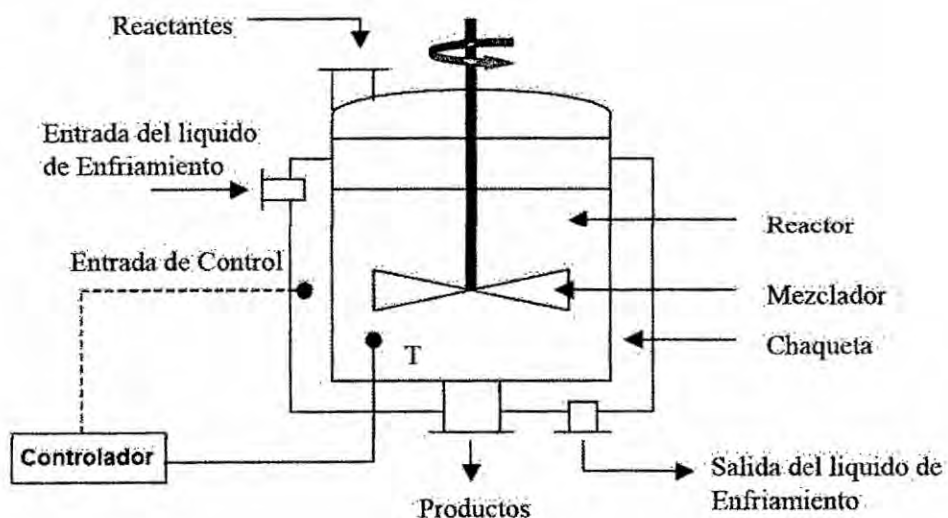


Figura 5.1: Diagrama esquemático del CSTR

Veamos:

- **Balance de masa del producto reactante " A "**

$$f(t)c_{Ai}(t) - Vr_A(t) - f(t)c_A(t) = V \frac{\partial}{\partial t} c_A(t) \quad (5.1)$$

donde:

$$r_A(t) = K_0 \cdot e^{-E/RT(t)} \cdot c_A(t) \quad (5.2)$$

La ecuación 5.2 es la tasa de reacción o velocidad de reacción

- **Balance de energía en el reactor**

$$\begin{aligned} f(t)\rho c_p T_i(t) - Vr_A(t)\Delta H_r - UA[T(t) - T_c(t)] - f(t)\rho c_p T(t) \\ = Vc\rho c_v \frac{\partial}{\partial t} T(t) \end{aligned} \quad (5.3)$$

- **Balance de energía en la cámara del liquido refrigerante**

$$\begin{aligned} f_c(t)\rho_c c_{pc} T_{ci}(t) - UA[T(t) - T_c(t)] - f_c(t)\rho_c c_{pc} T_c(t) \\ = V_c \rho_c c_{vc} \frac{\partial}{\partial t} T_c(t) \end{aligned} \quad (5.4)$$

5.1.2 Linealización de las ecuaciones diferenciales del CSTR

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.

Definamos las siguientes Variables de Desviación:

$$\begin{aligned} C_A(t) &= c_A(t) - \bar{c}_A & C_{Ai}(t) &= c_{Ai}(t) - \bar{c}_{Ai} \\ \Gamma(t) &= T(t) - \bar{T} & F(t) &= f(t) - \bar{f} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Gamma_i(t) &= T_i(t) - \bar{T}_i & F_c(t) &= f_c(t) - \bar{f}_c \\ \Gamma_c(t) &= T_c(t) - \bar{T}_c & \Gamma_{ci}(t) &= T_{ci}(t) - \bar{T}_{ci}\end{aligned}$$

Linealizando los términos de la ecuación 5.1, utilizando las series de Taylor alrededor del punto de operación:

$$f(t)c_{Ai}(t) \cong \bar{f}\bar{c}_{Ai} + c_{Ai}(f(t) - \bar{f}) + \bar{f}(c_{Ai}(t) - \bar{c}_{Ai}) \quad (5.5)$$

$$f(t)c_A(t) \cong \bar{f}\bar{c}_A + c_A(f(t) - \bar{f}) + \bar{f}(c_A(t) - \bar{c}_A) \quad (5.6)$$

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

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

$$r_A(t) \cong \bar{r}_A + \frac{E k_0}{RT^2} e^{\frac{-E}{RT}} \bar{c}_A (T(t) - \bar{T}) + k_0 e^{\frac{-E}{RT}} (c_A(t) - \bar{c}_A) \quad (5.7)$$

$$\Delta r_A(t) \cong K_1 \cdot \Gamma(t) + K_2 \cdot C_A(t) \quad (5.8)$$

Just

• Cálculo de los puntos de operación y las ecuaciones diferenciales del Reactor Químico

Para ello evaluamos las ecuaciones (5.1), (5.3), (5.4):

$$\text{De la ecuación (5.1):} \quad \bar{f}\bar{c}_{Ai} - V\bar{r}_A - \bar{f}\bar{c}_A = 0 \quad (5.9)$$

$$\text{De la ecuación (5.3):} \quad \bar{f}\rho_c c_p \bar{T}_i - V\bar{r}_A \Delta H_r - UA[\bar{T} - \bar{T}_c] - \bar{f}c_p \bar{T} = 0 \quad (5.10)$$

$$\text{De la ecuación (5.4):} \quad \bar{f}c_p c_{pc} \bar{T}_{ci} - UA[\bar{T} - \bar{T}_c] - \bar{f}c_p c_{pc} \bar{T}_c = 0 \quad (5.11)$$

Ahora reemplazamos las ecuaciones obtenidas en (5.5), (5.6), y (5.8) en la ecuación diferencial (5.1):

$$\begin{aligned} & \bar{f}\bar{c}_{Ai} + \bar{c}_{Ai}F(t) + \bar{f}C_{Ai}(t) - V(\bar{r}_A + K_1 \cdot \Gamma(t) + K_2 \cdot C_A(t)) - \\ & (\bar{f}\bar{c}_A + \bar{c}_AF(t) + \bar{f}C_A(t)) = V \frac{\partial}{\partial t} c_A(t) \end{aligned} \quad (5.12)$$

Restando la ecuación (5.9) de la ecuación (5.12):

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

$$V \frac{\partial}{\partial t} C_A(t) = -(VK_2 + \bar{f})C_A(t) - VK_1 \cdot \Gamma + (\bar{c}_{Ai} - \bar{c}_A)F(t) + \bar{f}C_{Ai}(t) \quad (5.13)$$

Linealizando los términos en la ecuación (5.3):

$$f(t)Ti(t) = \bar{f}\bar{T}i + \bar{T}i(f(t) - \bar{f}) + \bar{f}(Ti(t) - \bar{T}i) \quad (5.14)$$

$$f(t)T(t) = \bar{f}\bar{T} + \bar{T}(f(t) - \bar{f}) + \bar{f}(T(t) - \bar{T}) \quad (5.15)$$

Usando las variables de desviación y reemplazando las ecuaciones (5.14) y (5.15) en la ecuación (5.3):

$$\begin{aligned} & \rho c_p [\bar{f}\bar{T}i + \bar{T}i(f(t) - \bar{f}) + \bar{f}(Ti(t) - \bar{T}i)] - V(\bar{r}_A + K_1 \Gamma(t) + K_2 C_A(t)) \Delta H_r \\ & - UA[T(t) - T_c(t)] - \rho c_p (\bar{f}\bar{T} + \bar{T}F(t) + \bar{f}\Gamma(t)) = V \rho c_v \frac{\partial}{\partial t} T(t) \end{aligned} \quad (5.16)$$

Restando la ecuación (5.10) de la ecuación (5.16):

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

$$\begin{aligned} V \rho c_v \frac{\partial}{\partial t} \Gamma(t) = & (-VK_2 \Delta H_r) C_A(t) - (VK_1 \Delta H_r + UA + \rho c_p \bar{f}) \Gamma(t) + \\ & + \rho c_p (\bar{T}i - \bar{T}) F(t) + \rho c_p \bar{f} \Gamma_i(t) + UA \Gamma_c(t) \end{aligned} \quad (5.17)$$

Linealizando los términos de la ecuación (5.4):

$$f_c(t)T_{ci}(t) = \bar{f}_c \bar{T}_{ci} + \bar{T}_{ci} F_c(t) + \bar{f}_c \Gamma_{ci}(t) \quad (5.18)$$

$$f_c(t)T_c(t) = \bar{f}_c\bar{T}_c + \bar{T}_cF_c(t) + \bar{f}_c\Gamma_c(t) \quad (5.19)$$

Reemplazando las ecuaciones (5.18), (5.19) en la ecuación (5.4):

$$\begin{aligned} \rho_c c_{pc} [\bar{f}_c\bar{T}_{ci} + \bar{T}_{ci}F_c(t) + \bar{f}_c\Gamma_{ci}(t)] - UA [T(t) - T_c(t)] \dots \\ \dots - \rho_c c_{pc} [\bar{f}_c\bar{T}_c + \bar{T}_cF_c(t) + \bar{f}_c\Gamma_c(t)] = V_c \rho_c c_{vc} \frac{\partial T_c(t)}{\partial t} \end{aligned} \quad (5.20)$$

Restando la ecuación (5.11) de la ecuación (5.20), se obtiene:

$$\begin{aligned} V_c \rho_c c_{vc} \frac{\partial}{\partial t} \Gamma_c(t) = -UA \Gamma(t) + (UA - \rho_c c_{pc} \bar{f}_c) \Gamma_c(t) + \rho_c c_{pc} (\bar{T}_{ci} - \bar{T}_c) F_c(t) \dots \\ \dots + (\rho_c c_{pc} \bar{f}_c) \Gamma_{ci}(t) \end{aligned} \quad (5.21)$$

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 (5.13), (5.17), (5.21), y ordenando términos tenemos:

$$\underbrace{C_A(t)} = - \underbrace{\left(K_2 + \frac{f}{V}\right)}_{a11} C_A(t) - \underbrace{(K_1)}_{a12} \Gamma(t) + \underbrace{\left(\frac{C_{Ai} - C_A}{V}\right)}_{b11} F(t) + \underbrace{\left(\frac{f}{V}\right)}_{e11} C_{Ai}(t)$$

$$\begin{aligned} \Gamma(t) = - \underbrace{\left(\frac{K_2 \Delta Hr}{\rho c_v}\right)}_{a21} C_A(t) - \underbrace{\left(\frac{VK_1 \Delta Hr + UA + \rho c_p f}{V \rho c_v}\right)}_{a22} \Gamma(t) + \underbrace{\left(\frac{\rho c_p (T_i - T)}{V \rho c_v}\right)}_{b21} F(t) + \dots \\ \dots + \underbrace{\left(\frac{\rho c_p f}{V \rho c_v}\right)}_{e22} \Gamma_i(t) + \underbrace{\left(\frac{UA}{V \rho c_v}\right)}_{a23} \Gamma_c(t) \end{aligned}$$

$$\Gamma_c(t) = -\underbrace{\left(\frac{UA}{V_c \rho_c c_{vc}}\right)}_{a32} \Gamma(t) + \underbrace{\left(\frac{UA - \rho_c p c_{fc}}{V_c \rho_c c_{vc}}\right)}_{a33} \Gamma_c(t) + \underbrace{\left(\frac{\rho_c c_{pc} (T_{ci} - T_c)}{V_c \rho_c c_{vc}}\right)}_{b32} F_c(t) + \dots$$

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

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

$$\underbrace{\begin{bmatrix} CA(t) \\ \Gamma(t) \\ \Gamma_c(t) \end{bmatrix}}_{\hat{X}} = \underbrace{\begin{bmatrix} a11 & a12 & 0 \\ a21 & a22 & a23 \\ 0 & a32 & a33 \end{bmatrix}}_A \underbrace{\begin{bmatrix} CA(t) \\ \Gamma(t) \\ \Gamma_c(t) \end{bmatrix}}_{\hat{X}} + \underbrace{\begin{bmatrix} b11 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & b32 \end{bmatrix}}_B \underbrace{\begin{bmatrix} F(t) \\ F_c(t) \end{bmatrix}}_U$$

$$+ \underbrace{\begin{bmatrix} e11 & 0 & 0 \\ 0 & e22 & 0 \\ 0 & 0 & e33 \end{bmatrix}}_E \underbrace{\begin{bmatrix} C_{Ai}(t) \\ \Gamma_i(t) \\ \Gamma_{ci}(t) \end{bmatrix}}_V$$

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

Just

5.1.3 Modelo simplificado del CSTR

Para efectos de un estudio simplificado, tendríamos que tener en cuenta que las siguientes variables pueden ser consideradas 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 las variables anteriores serán iguales a cero, con lo cual el modelo en variables de estado del proceso quedaría de la siguiente manera:

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

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

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

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

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

En este modelo reducido, para un reactor a escala de 0.37548342 m^3 , 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 esta 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.

5.1.4 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 del modelo matemático. Todos los análisis anteriores podrían realizarse analíticamente, pero resultaría sumamente engorroso y tedioso por la complejidad matemática misma del modelo del reactor químico, por ello a fin de no detenernos sólo en la parte matemática es que utilizamos como herramienta fundamental para esta tarea, al Matlab. El Programa correspondiente se encuentra en el apéndice A, y tiene como nombre ModCSTR.m.

Las matrices G y H del proceso discretizado, considerando un período de muestreo de 0.01 segundo, están dadas por:

$$G = \begin{pmatrix} 0.9990 & 0 & 0 \\ 0 & 0.9516 & 0.0473 \\ 0 & -0.3117 & 1.3054 \end{pmatrix}; \quad H = \begin{pmatrix} 0 & 0 \\ -0.0572 & 0.0001 \\ -2.8847 & 0.0064 \end{pmatrix}$$

Las matrices C y D del modelo discretizado son las mismas que las del modelo continuo.

5.1.5 Simulación del modelo matemático usando Matlab

La gráfica mostrada en la figura 5.2, explica 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 $1 \text{ m}^3/\text{min.}$, tanto en tiempo continuo como en tiempo discreto (ver programa ModCSTR.m).

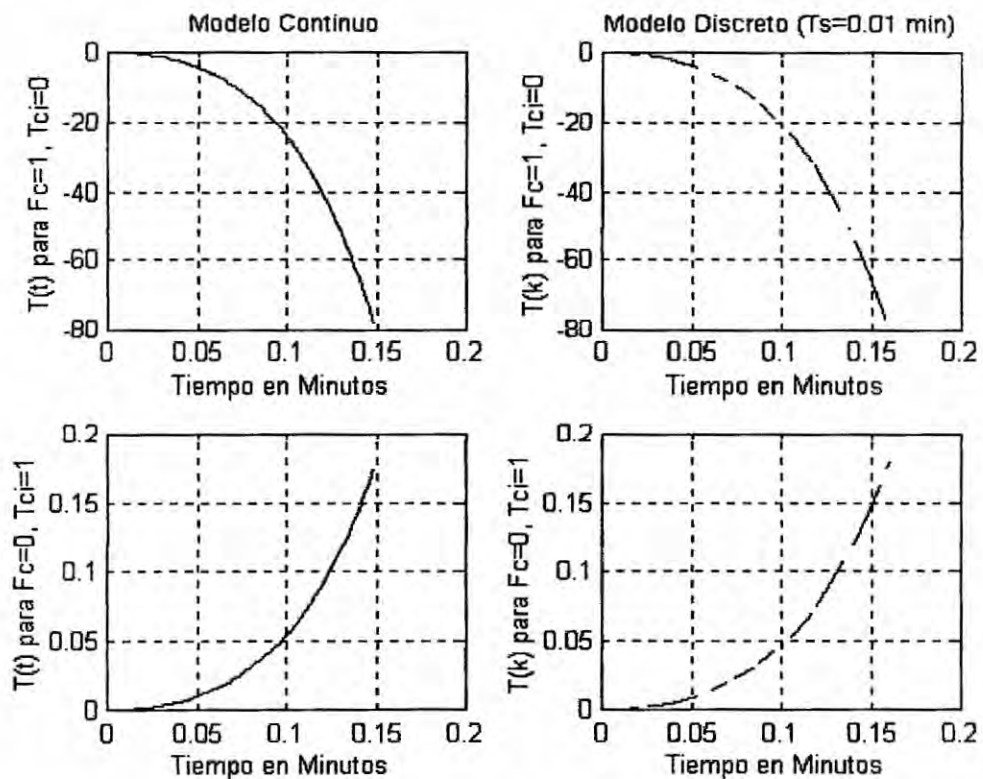


Figura 5.2: Respuesta de la temperatura del reactor ante señales de entrada escalón al proceso

5.2 Requerimientos de Diseño del Controlador de Temperatura

Los requerimientos del diseño del controlador de temperatura del producto, son:

- La Temperatura del reactor debe ser precisa, es decir, un error en estado estacionario nulo, $e_{ss} = 0$.
- El tiempo de establecimiento debe ser $t_s \leq 30 \text{ min}$.
- Con respecto al sobre nivel porcentual, es recomendable que sea mínimo, pues lo contrario significaría un rango mayor de variación de la temperatura del producto, $SP \leq 5\%$

5.3 Diseño de la estrategia de Control Óptimo Discreto para el CSTR

El diseño del Controlador Óptimo requiere la minimización de una función de costo J , que permita obtener una ley de Control Óptima $u(k)$ actuante sobre el proceso a fin de lograr que la salida controlada siga perfectamente a una referencia, en nuestro caso a la temperatura de referencia (set point).

La función de costo en estado estacionario está dada por:

$$J = \frac{1}{2} \sum_{k=0}^{\infty} [x^T(k)Qx(k) + u^T(k)Ru(k)] \quad (5.22)$$

Donde R es una matriz simétrica definida positiva que pondera la señal de control $u(k)$, mientras que la matriz Q es una matriz simétrica definida positiva o semi-definida positiva que pondera al vector de estado $x(k)$.

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.

En el presente trabajo, 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 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. El tipo de controlador óptimo que se usará en este trabajo es el Controlador Óptimo Proporcional Discreto, en donde la salida controlada sigue a una señal de referencia dada: $r(k) = R\mu(k)$, donde $\mu(k)$ es la función escalón y R la magnitud del escalón. En nuestro caso que es 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 ley de control de seguimiento, sea considerando $u_1 = Fc$ ó $u_2 = Tci$, considerando $x_2 = \Gamma$ como la variable a ser controlada, toma la forma:

$$u_i(k) = -k_1 x_1(k) - k_3 x_3 - \dots - k_n x_n(k) + k_2 r(k) - k_2 x_2(k)$$

$$u_i(k) = -kx(k) + k_2 r(k) \quad (5.23)$$

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

$$x(k+1) = Gx(k) + Hu_i(k) = (G - HK)x(k) + Hk_2 r(k) \quad \dots (5.24)$$

Aplicando la transformada a la salida del sistema en lazo cerrado, la función de transferencia pulso resulta en:

$$y(z) = C(zI - G + HK)^{-1} Hk_2 R\mu(z); \quad \mu(z) = \frac{z}{z-1} \quad (5.25)$$

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

$$\lim_{k \rightarrow \infty} y(k) = \lim_{z \rightarrow 1} \frac{z-1}{z} y(z) = C(I - G + HK)^{-1} Hk_2 R \quad (5.26)$$

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:

$$gC(I - G + HK)^{-1} Hk_2 = 1 \quad (5.27)$$

De tal modo que el error estacionario sea nulo; es decir, la salida sigue perfectamente a la temperatura de referencia. Una segunda alternativa hubiese consistido en usar un Controlador Óptimo proporcional Integral; lo cual complicaría un poco el diseño, ya que el orden del modelo se incrementaría en 1. Una tercera alternativa es considerar el esquema de un regulador con ganancia de bucle fuera de bucle. En el presente trabajo se considera el primer esquema, es decir el correspondiente al sistema de Control Óptimo Proporcional que se muestra en la figura 5.3. Se debe recordar que el mencionado esquema debe aplicarse a plantas que tienen integrador; requisito que no cumple el modelo de nuestro proceso; sin embargo el artificio matemático indicado usando el factor de corrección mediante software, permite resolver ese inconveniente.

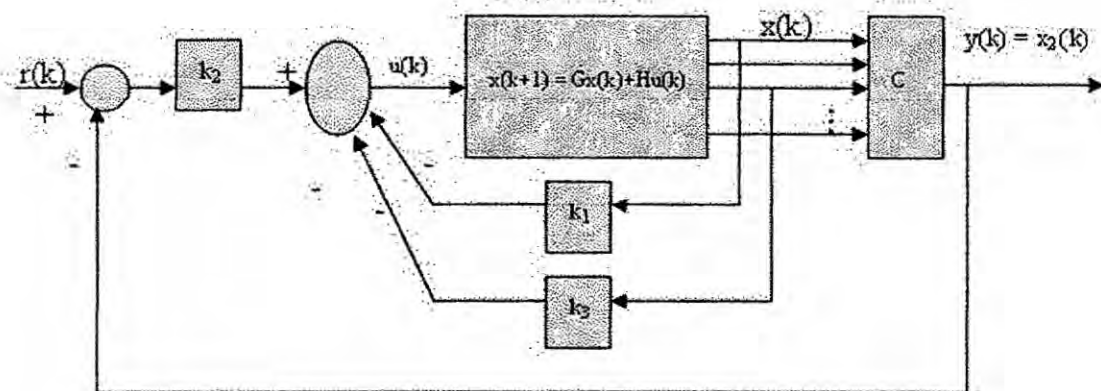


Figura 5.3: Esquema del Sistema de Control Óptimo Proporcional Discreto

5.3.1 Diseño del Control Optimo Proporcional Discreto del CSTR utilizando como variable de control a la variación del flujo del líquido refrigerante (Fc)

El programa CtrlOptCSTR_Fc.m, mostrado en el apéndice B, considera los valores de temperatura en el punto de operación considerados en la sección 4.2, así como las siguientes matrices de ponderación deseadas:

$$Q = \begin{pmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 100 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{pmatrix}; \quad R = (10)$$

Con lo cual nos permite obtener la matriz ganancia del controlador óptimo discreto, dado por:

$$K = (-20.2784 \quad -2.3523 \quad -0.4215)$$

Los resultados se muestran en la sección 6.1

Aug

5.3.2 Diseño del Control Optimo Proporcional Discreto del CSTR utilizando como variable de control a la variación de la temperatura del líquido refrigerante (Tci)

El programa CtrlOptCSTR_Tci.m, mostrado en el apéndice C, considera los valores de temperatura en el punto de operación considerados en la sección 4.2, así como las siguientes matrices de ponderación:

$$Q = \begin{pmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 100 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{pmatrix}; \quad R = (0.1)$$

Con lo cual nos permite obtener la matriz ganancia del controlador óptimo discreto, dado por:

$$K = (-903.0773 \quad -104.9727 \quad 68.0742)$$

Los resultados se muestran en la sección 6.2

5.4 Diseño de la estrategia de Control Adaptivo Autosintonizado

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 de referencia y controladores con autosintonización. Para el estudio del reactor químico, se utilizará el sistema de control adaptivo con autosintonización como el mostrado en la figura 5.4.

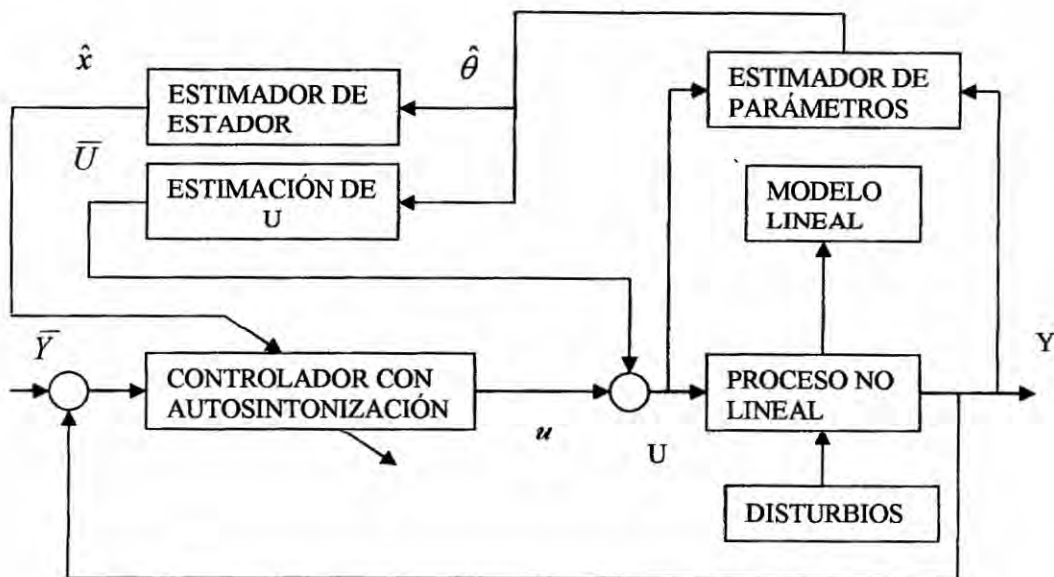


Figura 5.4: Esquema del sistema de Control Adaptivo Autosintonizado

Este sistema combina en su diseño un método de estimación de parámetros (el de los mínimos cuadrados recursivos mejorados), 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.

El sistema de control con autosintonización mostrado en la figura 5.4 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 \mathbf{U} del proceso y por la salida \mathbf{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} .

Tales resultados se usan luego para computar la ley de control residual u y para actualizar la ley de control actual \mathbf{U} a partir de la relación:

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

Handwritten signature

5.4.1 Modelado de Procesos No Lineales

Partimos del siguiente proceso dinámico continuo:

$$\dot{X} = f(X, U(t), v(X, t), t) \quad (5.28)$$

Donde \mathbf{X} (de orden n) y $\mathbf{U}(t)$ (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. En consecuencia, es posible obtener el modelo lineal siguiente:

$$\begin{aligned} \dot{X}(t) &= [A + \Delta A]X(t) + [B + \Delta B]U(t) + v(X, t) \\ Y(t) &= [C + \Delta C]X + w(X, t) \end{aligned} \quad (5.29)$$

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 (5.28). Muestreando dicho modelo, podemos obtener la siguiente representación:

$$X(k+1) = GX(k) + HU(k); \quad Y(k) = CX(k) \quad (5.30)$$

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:

$$A(z^{-1})y(z) = B(z^{-1})u(z) \quad (5.31)$$

donde z es el operador de desplazamiento, con:

$$\begin{aligned} A(z^{-1}) &= 1 + a_1 z^{-1} + \dots + a_d z^{-d} \\ B(z^{-1}) &= b_1 z^{-1} + \dots + b_d z^{-d} \end{aligned} \quad (5.32)$$

Empleando ahora las relaciones residuales: $y = Y - \bar{Y}$, $x = X - \bar{X}$ y $u = U - \bar{U}$ en las ecuaciones (5.30) y (5.31) obtenemos:

$$x(k+1) = Gx(k) + Hu(k); \quad y(k) = Cx(k) \quad (5.33)$$

$$A(z^{-1})Y(k) = B(z^{-1})U(k) + C \quad (5.34)$$

donde la constante C se determina de:

$$C = (1 + a_1 + \dots + a_n)\bar{Y} - (b_1 + \dots + b_n)\bar{U} \quad (5.35)$$

5.4.2 Procedimientos de Estimación

En esta parte se presentarán 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.

Estimación de 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 (5.34) tiene que ser reordenada para tomar la forma siguiente:

$$Y(k) = \psi^T(k) \hat{\theta}(k) \quad (5.36)$$

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:

$$\psi^T(k) = [Y(k-1) \dots Y(k-n) \quad U(k-1) \dots U(k-n) \quad 1] \quad (5.37)$$

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

$$\hat{\theta}(k) = [-a_1(k) \dots -a_n(k) \quad b_1(k) \dots b_n(k) \quad C]^T \quad (5.38)$$

Podemos ver que en la ecuación (5.36), 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 (5.34) con $z=1$ (propiedad del valor final) representa la condición de estado estable, es decir:

$$A(1)\bar{Y} = B(1)\bar{U} + C \quad (5.39)$$

El algoritmo básico de los mínimos cuadrados recursivos mejorados 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 (5.32)

- 2) Obtener el valor inicial del parámetro $C(0)$ empleando la ecuación (5.35), 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 (5.36).
- 5) Computar: $\rho(k) = \max(1, \|\psi(k)\|)$; $\psi_n = \psi \rho(k)$
- 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:

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

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

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

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

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

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

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

Just

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

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

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

- 9) Implementar el criterio para parar la estimación y para encontrar la nueva matriz de escalamiento N_{new} como sigue: sabiendo que tt es el número condicionante de P_S , si $tt < \tau$ (cota inferior), para la estimación; en otro caso, si $tt > \tau$ (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: $P = P_{new\ S}$.

Aut

Estimación de estados

De la ecuación (5.33) podemos obtener el siguiente modelo perturbado del proceso:

$$\begin{aligned} x(k+1) &= Gx(k) + Hu(k) + v(k) \\ y(k) &= Cx(k) + w(k) \end{aligned} \quad (5.40)$$

El procedimiento de estimación descrito en la subsección anterior nos proporciona un vector de parámetros estimado del proceso $\hat{\theta}(k)$. 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:

$$\hat{x}(k) = \bar{x}(k) + Ko(k) \left[y(k) - \hat{C}(k)\bar{x}(k) \right] \quad (5.41)$$

y la ecuación de actualización de estados:

$$\bar{x}(k+1) = \hat{G}(k)\bar{x}(k) + \hat{H}(k)u(k) \quad (5.42)$$

En la ecuación (5.41), la matriz de ganancia $Ko(k)$ se calcula de:

$$Ko(k) = Po(k)\hat{C}^T(k) \left[C(k)Po(k)\hat{C}^T(k) + Ro \right]^{-1} \quad (5.43)$$

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

$$Po(k+1) = Qo + \hat{G}^T(k)Po(k)\hat{G}(k) - \hat{G}^T(k)Ko(k)\hat{C}(k)Po(k)\hat{G}(k) \quad (5.44)$$

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

5.4.3 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:

$$I = \sum_{k=0}^{\infty} \left[x^T(k)Qx(k) + u^2(k)R \right] \quad (5.45)$$

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:

$$K_x = (R + H^T S H)^{-1} H^T S G \quad (5.46)$$

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

$$0 = Q - G^T S G + G^T S H K_x \quad (5.47)$$

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:

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

entonces:

$$z(k+1) = z(k) - y(k) = z(k) - Cx(k) \quad (5.48)$$

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

$$\begin{aligned} x^a(k+1) &= G^a x^a(k) + H^a u(k) \\ y(k) &= C^a x^a(k) \end{aligned} \quad (5.49)$$

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

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

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

$$J^a = \sum_{k=0}^{\infty} \left[(x^a)^T(k) Q^a x^a(k) + u^2(k) R \right] \quad (5.50)$$

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

$$K^a = \left\{ R + [H^a]^T P^a H^a \right\}^{-1} [H^a]^T P^a G^a \quad (5.51)$$

En la ecuación (5.51), P^a es la única matriz definida positiva solución de la siguiente ecuación matricial discreta asociada de Ricatti:

$$P^a = Q^a + [G^a]^T P^a G^a - [G^a]^T P^a H^a K^a \quad (5.52)$$

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

$$u(k) = -K^a x^a(k) \quad (5.53)$$

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

Los resultados se muestran en la sección 6.3 y 6.4, y los programas correspondientes en los apéndices D y E.

VI RESULTADOS

6.1 Resultados del Sistema de Control Optimo Proporcional controlado por el flujo del líquido refrigerante (F_c)

Mediante el programa en Matlab, denominado *CtrlOptCSTR_Fc.m*, nos permite obtener la respuesta mostrada en la figura 6.1.

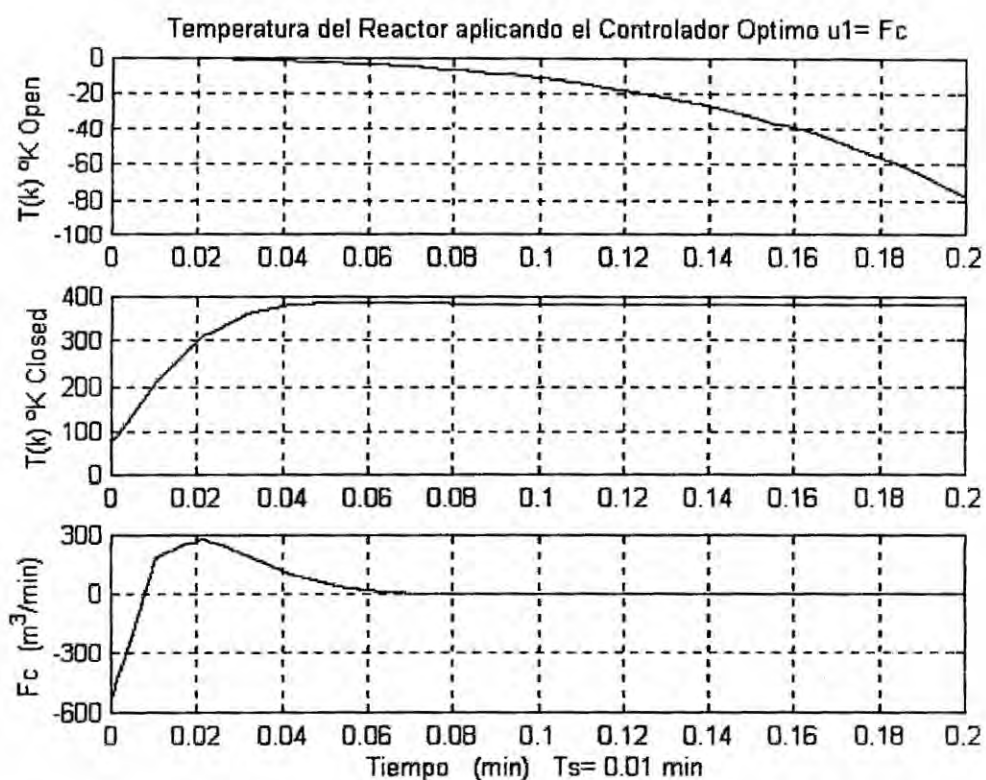


Figura 6.1: Temperatura del reactor controlado por el flujo del líquido refrigerante utilizando un controlador óptimo cuadrático.

En la primera gráfica de dicha figura se puede ver la temperatura del CSTR en lazo abierto, que presenta una respuesta inestable; sin embargo, en la segunda gráfica se muestra la respuesta en lazo cerrado, y la tercera gráfica nos muestra la señal de control generada (flujo del líquido refrigerante) por el controlador óptimo.

6.2 Resultados del Sistema de Control Optimo Proporcional controlado por la temperatura del líquido refrigerante (T_{ci})

Mediante el programa en Matlab, denominado *CtrlOptCSTR_Tci.m*, nos permite obtener la respuesta mostrada en la figura 6.2.

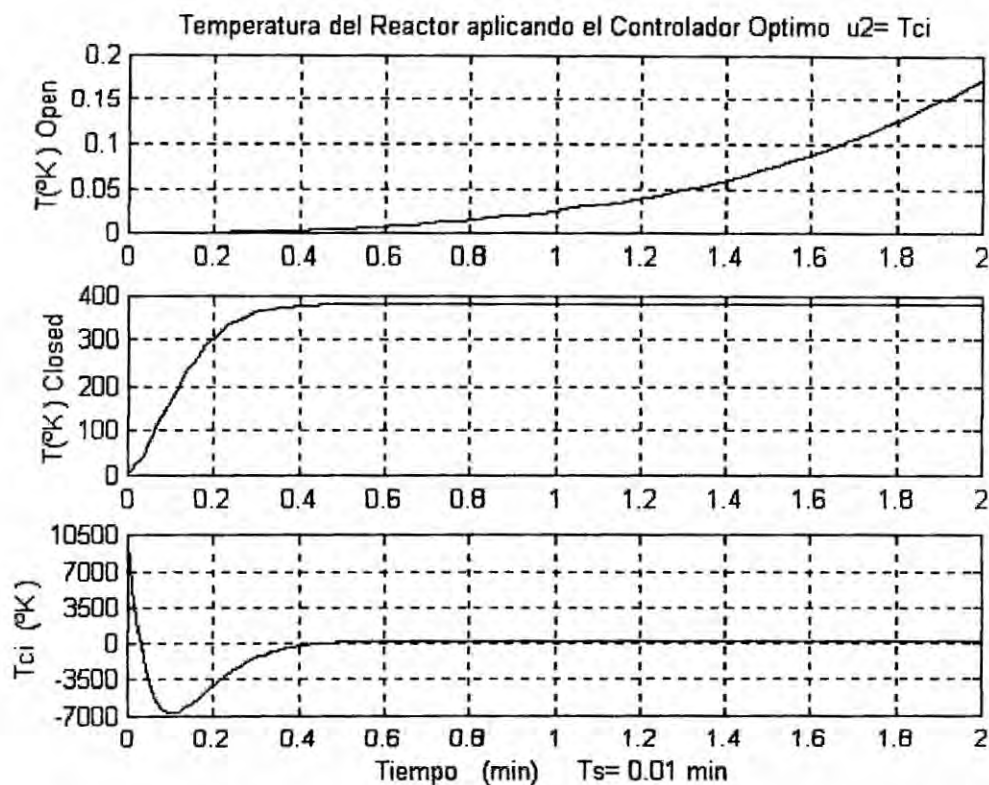


Figura 6.2: Temperatura del reactor controlado por la temperatura del líquido refrigerante utilizando un controlador óptimo cuadrático

En la primera gráfica de la figura 6.2 se puede ver que la temperatura del CSTR en lazo abierto, presenta una respuesta inestable; sin embargo, en la segunda gráfica se muestra la respuesta en lazo cerrado, la cual es controlada, y la tercera gráfica nos muestra la señal de control generada (temperatura del líquido refrigerante) por el controlador óptimo.

6.3 Resultados del Sistema de Control Adaptivo Autosintonizado controlado por el flujo del líquido refrigerante (F_c)

Mediante el programa en Matlab, denominado *CtrlAdapCSTR_Fc.m*, nos permite obtener la respuesta mostrada en la figura 6.3.

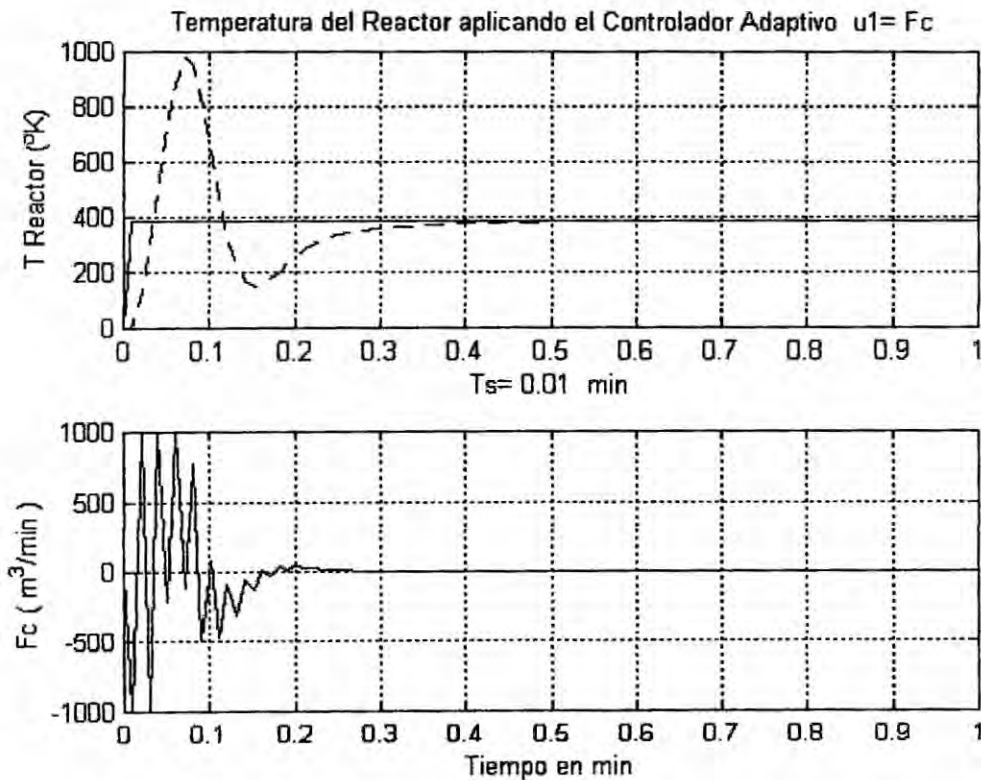


Figura 6.3: Temperatura del reactor controlado por el flujo del líquido refrigerante utilizando un controlador adaptivo autosintonizado

En la primera de la parte superior de dicha figura, 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.

Jus

6.4 Resultados del Sistema de Control Adaptivo Autosintonizado controlado por la temperatura del líquido refrigerante (T_{ci})

Ejecutando el programa *CtrlAdapCSTR_Tci.m*, se obtiene los resultados mostrados en la figura 6.4.

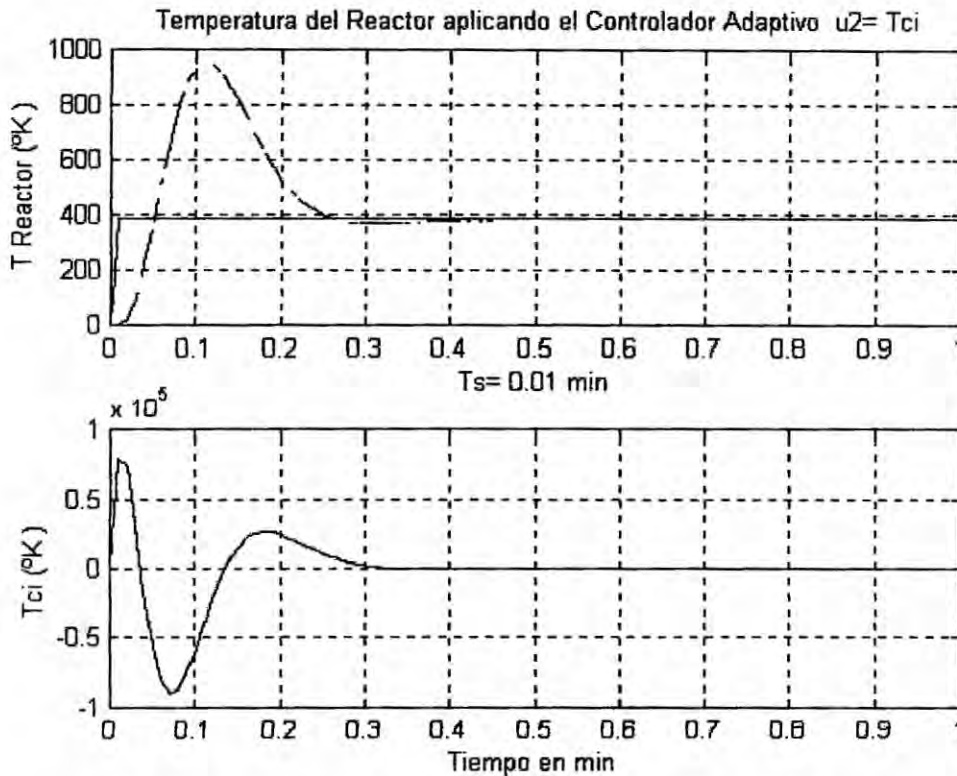


Figura 6.4: Temperatura del reactor controlado por la temperatura del líquido refrigerante utilizando un controlador adaptivo autosintonizado

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

Jus

utiliza el controlador adaptivo autosintonizado, a fin de poder controlar la temperatura del reactor.



VII. DISCUSION

7.1 Comparación de resultados

En la tabla 7.1 se presenta un resumen de los resultados aplicando las dos estrategias de control tratados.

Tabla 7.1: Resumen de resultados de las dos técnicas de control automático

Estrategia	t_s (min)	Sobrepico (%)	Señal de Control en el transitorio
Control Óptimo Proporcional	0.08	0.52	Flujo del Líq. Refrigerante (m^3/min) = 300
	0.42	0.00	Temp. del Líq. Refrigerante ($^{\circ}K$) = 8750
Control Adaptivo Autosintonizado	0.42	150	Flujo del Líq. Refrigerante (m^3/min) = 1000
	0.25	125	Temp. del Líq. Refrigerante ($^{\circ}K$) = 0.8×10^5

De los resultados mostrados en la sección VI y presentados en la Tabla 7.1, se puede observar que la técnica de Control Óptimo es el adecuado para esta aplicación, sea utilizando el flujo del líquido refrigerante o la temperatura del líquido refrigerante; ya que se cumple con los requerimientos de funcionamiento, con un sobrepico nulo en el caso de usar temperatura de líquido refrigerante, y un tiempo de establecimiento de aproximadamente 0.42 minutos, cumpliéndose con lo previsto. En tal sentido, se ha cumplido con la hipótesis planteada en el trabajo, el cual paso a anotar:

“La aplicación de estrategias de control Óptimo y Adaptivo permitirán controlar la temperatura del reactor a niveles de referencia deseados, con

sobrepicos moderados ($PO \leq 5\%$), tiempo de establecimiento $t_s \leq 30 \text{ min}$, y error estacionario nulo $e_{ss} = 0$ ".

7.2 Conclusiones y recomendaciones

Podemos entonces concluir que sí es posible usar estrategias de control óptimas para obtener rendimientos satisfactorios en el control de la temperatura del producto.

Finalmente podemos sugerir que para trabajos futuros se utilicen otros algoritmos alternativos como Control No Lineal por Linealización Total, Control Robusto; así como estrategias que no necesitan del modelo del proceso; sino se basan en la experiencia del experto, esto es, usar estrategias de Control Fuzzy y Control Neuronal.

VIII. REFERENCIAS

- [1] Dochain, D., Babary, J.P., & Tali-Maamar, N. "Modelling and adaptive control of nonlinear distributed parameter bioreactors via orthogonal collocation". *Automatica*, 55, 873-883. (1992).
- [2] Ng, Ch.-On, & Mei, Ch.C. (1996). "Aggregate diffusion model applied to soil vapor extraction in unidirectional and radial rows". *Water Resources Research*, 32, 1289-1297.
- [3] Clement, T.P., Hooker, B.S., & Skeen, R.S. "Numerical modeling of biologically reactive transport near nutrient injection well". *Journal of Environmental Engineering*, September. (1996).
- [4] Andersen & Wenzel. "Introduction to Chemical Engineering". McGraw-Hill, 1994.
- [5] Smith Carlos A. y Corripio Armando B. "Principles and Practice of Automatic Process Control". Segunda Edición. Ediciones John Wiley & Sans, Inc 1997.
- [6] Eronini-Umez-Eronini. "Dinámica y Sistemas de Control". Morgan State University, Thomson Learning, México. Edición 2001.
- [7] Ogata, Katsuhiko. "*Sistemas de Control en Tiempo Discreto*". Segunda edición, Prentice Hall Hispanoamericana, S.A. México, Nueva York , 1996.
- [8] Rojas Moreno, Arturo. "*Control Avanzado-Diseño y Aplicaciones en Tiempo Real*". Universidad Nacional de Ingeniería. Publicación Independiente, 2001.

Handwritten mark

[9] Aguado Behar, Alberto. "*Identificación y Control Adaptativo*", Pearson Educación, S. A., Madrid 2003.

[10] Rolf Isermann. "*Digital Control Systems*", Volume 1, Springer Verlag, segunda edición, Germany, 1989

[11] Math Works, Inc. "*Matlab Reference Guide*". Prentice Hall, Englewood Cliffs, New Jersey, primera edición. 1996.



APENDICE A

Programa en Matlab de la Respuesta del Modelo del Proceso en Lazo abierto

```

% Programa ModCSTR.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; 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;
% DEFINIENDO LAS MATRICES DE ESTADO DEL SISTEMA
A=[ a11 a12 0
    a21 a22 a23
    0 a32 a33];
B = [ 0 0
      0 0
      b32 e33];
Cc = [0 1 0]; Dc = [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 = 0.9999
% 0.9998
% 1.2572
% EL SISTEMA ES INESTABLE, DADO QUE UN EIGENVALOR ESTA
% FUERA DEL CIRCULO UNITARIO
%G = %H =
% 0.9990 -0.0000 -0.0000 0.0000 -0.0000
% 0.0000 0.9516 0.0473 -0.0572 0.0001
% -0.0000 -0.3117 1.3054 -2.8847 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')
```



APENDICE B

Programa en Matlab del Sistema de Control Óptimo Proporcional controlado por el flujo del líquido refrigerante (Fc) (Autoría propia)

```

% Programa CtrlOptCSTR_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;
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=[a11 a12 0
a21 a22 a23
0 a32 a33];

% UTILIZANDO EL CONTROL DE LA VARIACION DE FLUJO DEL
% REFRIGERANTE_Fc
B = [0; 0; b32];
Cc = [0 1 0]; Dc = [0];

% VERIFICACION DE 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.

[Temp_Rpta, xr]=step(A, B,Cc,Dc); % RESPUESTA AL ESCALON
Ts = 0.01; % PERIODO DE MUESTREO SELECCIONADO
%Ts = 1;
[G,H,C,D] = c2dm(A,B,Cc,Dc,Ts,'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,Ts*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 ui= Fc')

t = linspace(0,Ts*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

```

APENDICE C

Programa en Matlab del Sistema de Control Óptimo Proporcional controlado por la temperatura del líquido refrigerante (Tci) (Autoría propia)

```

% Programa CtrlOptCSTR_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=[a11 a12 0
a21 a22 a23
0 a32 a33];

% 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
%Ts = 1;
[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)

```

July

```

x = [0;0;0]; Nm = 200;                                % CONDICION INICIAL

for k=1:Nm
r=383.3333*g;
%r=383.3333;
Tci(k) = -K*x + k2*r;
x = G*x + H*Tci(k);
Temp(k) = x(2);
end
% GRAFICOS
r = linspace(0,Ts*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,Ts*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

```

APENDICE D

Programa en Matlab del Sistema de Control Adaptivo Autosintonizado controlado por el flujo del líquido refrigerante (Fc) (Autoría propia)

```

% Programa CtrlAdapCSTR_Fc.m
% CONTROL DE TEMPERATURA DEL REACTOR QUIMICO EXOTERMICO
% ***** EL METODO DE CONTROL ADAPTIVO AUTOSINTONIZADO *****
% 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=[ a11 a12 0
    a21 a22 a23
    0 a32 a33];

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);

```

```

bel = 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];
bell = 0; be21 = 0; be31 = 1; HE = [bell; be21; be31];
cell = be3; cel2 = be2; cel3 = be1;
CE = [cell cel2 cel3]; 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

```

APENDICE E

Programa en Matlab del Sistema de Control Adaptivo Autosintonizado controlado por la temperatura del líquido refrigerante (Tci) (Autoría propia)

```

% Programa CtrlAdapCSTR_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: 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
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)]*...
[-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,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 = Y2(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];
cel1 =be3; cel2 = be2; cel3 = be1;
CE = [cel1 cel2 cel3]; 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

```