

18  
25



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
"ZARAGOZA"

ANÁLISIS COMPARATIVO ENTRE EL  
CONTROL FEEDBACK Y EL CONTROL  
EN CASCADA

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERO QUÍMICO

P R E S E N T A N :

ORTEGA MARTÍNEZ ALVARO FAUSTO

RAZO SILVA VÍCTOR MANUEL

ZAMORA PLATA JOSÉ ANTONIO



LO NUMERO EJE  
DE MUESTRA, REFLEXION

DIRECTOR DE TESIS: ING. AMBROSIO CHAVEZ CHAVARRIA

MEXICO, D. F.

1993

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional  
Autónoma de México



## **UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso**

### **DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

# INDICE

# INDICE

---

## RESUMEN

### CAPITULO 1. TEORIA DE CONTROL

1

1.1 EXPERIENCIA HISTORICA EN LA TEORIA DE CONTROL..	5
1.2 NECESIDADES DE LA TEORIA DE CONTROL.....	8
1.3 SISTEMA DE CONTROL.....	10
1.4 CLASIFICACION DE VARIABLES.....	12
1.5 VARIABLES COMUNES DE CONTROL.....	19
1.6 CONFIGURACION DE UN SISTEMA DE CONTROL.....	21
1.7 PROBLEMA DE CONTROL.....	22
1.8 GANANCIA DEL PROCESO.....	28

### CAPITULO 2. ESTRUCTURAS DE CONTROL

30

2.1 CONTROL ON-OFF.....	32
2.2 CONTROL DE ARRANQUE.....	34
2.3 CONTROL DE RELACION.....	35
2.4 CONTROL SELECTIVO.....	38
2.5 CONTROL DE RANGO DIVIDIDO.....	41
2.6 CONTROL FEEDFORWARD.....	42
2.7 CONTROL POR POSICION DE VALVULA.....	44
2.8 CONTROL DE SOBREPOSICION.....	46
2.9 CONTROL FEEDBACK.....	49
2.10 CONTROL EN CASCADA.....	51

CAPITULO 3.	ELEMENTOS DE CONTROL	56
3.1	EL PROCESO.....	57
	ELEMENTO CENTRAL DE CONTROL	
3.2	SENSORES.....	58
	ELEMENTO PRIMARIO DE MEDICION	
	3.2.1 MEDIDORES DE TEMPERATURA.....	58
	3.2.2 MEDIDORES DE PRESION.....	59
	3.2.3 MEDIDORES DE FLUJO.....	60
	3.2.4 MEDIDORES DE NIVEL.....	60
	3.2.5 MEDIDORES DE CONCENTRACION.....	62
3.3	TRANSDUCTORES.....	63
	ELEMENTO SECUNDARIO DE MEDICION	
3.4	REGISTRADORES E INDICADORES.....	66
	ELEMENTO FINAL DE MEDICION	
3.5	CONTROLADORES.....	67
	ELEMENTO PRIMARIO DE CONTROL	
	3.5.1 TIPOS DE CONTROLADORES.....	67
	- Neumáticos.....	68
	- Hidráulicos.....	69
	- Electrónicos.....	70
	3.5.2 MODOS DE CONTROL.....	71
	- De dos posiciones (on-off).....	71
	- Proporcional (P).....	73
	- Modo integral.....	75
	- Proporcional-Integral (PI).....	75
	- Modo derivativo.....	76
	- Proporcional-Derivativo (PD).....	76
	- Proporcional-Integral-Derivativo (PID)	78

## INDICE

---

3.6	ACTUADORES.....	79
	ELEMENTO FINAL DE CONTROL	
3.7	CIRCUITO DE CONTROL.....	81

### CAPITULO 4. REQUERIMIENTOS PARA DISEÑAR 85

4.1	MODELO MATEMATICO.....	87
	- Metodología para modelar un sistema.....	88
4.2	LEYES FUNDAMENTALES.....	90
4.3	CONSISTENCIA MATEMATICA.....	94
	4.3.1 Suposiciones en el modelado.....	95
4.4	TECNICAS DE SOLUCION DE LAS ECUACIONES.....	96
	4.4.1 Técnicas de Linealización.....	98
	4.4.2 Transformadas de Laplace.....	102
	4.4.3 Transformación inversa de Laplace.....	109
	4.4.4 Método de fracciones parciales.....	111
	4.4.5 Expansión por Heaveside.....	112
	4.4.6 Función de Transferencia.....	114
	4.4.7 Diagramas de Bloques.....	116
4.5	VERIFICACION DEL MODELO.....	120
4.6	CRITERIOS DE ESTABILIDAD.....	122
	4.6.1 Raíces de la ecuación característica.....	123
	4.6.2 Criterio de Routh-Hurwitz.....	125
	4.6.3 Análisis de estabilidad del controlador..	127
4.7	PARAMETROS DE OPERACION.....	130

CAPITULO 5. DISEÑO DE CONTROL FEEDBACK	133
5.1 RESUMEN DE CONCEPTOS EN FEEDBACK.....	134
5.2 ANALISIS PARA UN INTERCAMBIADOR.....	136
5.2.1 Análisis de los bloques del circuito.....	139
5.2.2 Análisis considerando disturbios.....	144
5.2.3 Obtención de la función de transferencia..	145
5.2.4 Cálculo de las ganancias del sistema.....	149
5.2.5 Cálculo de los parámetros del controlador.	151
5.3 ANALISIS PARA UN HOMOGENIZADOR.....	153
5.4 ANALISIS PARA UN REACTOR.....	172
5.4.1 Introducción.....	172
5.4.2 Efectos de la temperatura.....	173
5.4.3 Descripción del proceso.....	173
5.5 ANALISIS DEL SISTEMA DE REGENERACION.....	181
CAPITULO 6. DISEÑO DE CONTROL CASCADA	185
6.1 SISTEMA DE REGENERACION CATALITICA.....	188
6.1.1 Análisis del circuito interno.....	190
6.1.2 Análisis del circuito externo.....	192
6.2 ANALISIS PARA EL HOMOGENIZADOR.....	194
6.2.1 Análisis del circuito interno.....	195
6.2.2 Análisis del circuito externo.....	196
6.3 ANALISIS DEL REACTOR CON CONTROL EN CASCADA.....	199

## INDICE

---

CAPITULO 7. ANALISIS Y COMPARACION	202
7.1 ANALISIS EN FUNCION DEL TIEMPO DE PROCESO.....	204
7.1.1 Análisis para el circuito interno.....	204
7.2.1 Análisis para el circuito externo.....	206
7.2 ANALISIS PARA DIFERENTES DISTURBIOS.....	208
7.3 ANALISIS PARA DIFERENTES MODOS DE CONTROL.....	211
7.4 ANALISIS PARA DIFERENTES ARREGLOS.....	214
7.5 COMPARACION FEEDBACK vs CASCADA PARA EL REACTOR.	218
7.6 COMPARACION FEEDBACK vs CASCADA EN HOGENIZADOR.	218
 CONCLUSIONES	 221
 BIBLIOGRAFIA	 223
 GLOSARIO	 226

# **RESUMEN**

## RESUMEN

El objetivo de la tesis es el de llevar a cabo un análisis dinámico entre dos sistemas de control. Uno de ellos es el llamado de realimentación o *feedback* el cual se utiliza tradicionalmente en la mayoría de las estructuras de control; y el otro es conocido como control avanzado o control en cascada que se ha utilizado al igual que otras estructuras de control para reemplazar al tradicional *feedback*.

Para llevar a cabo el análisis, es necesario que primero se revisen los principios fundamentales de la teoría de control y de las estructuras de control. Por ello los términos y conceptos que se utilizan en el estudio de los sistemas de control de procesos se definen en el capítulo 1 y se complementan en el capítulo 2. En esta parte de la tesis se muestran las características más sobresalientes de ellas y la aplicación más común. En el capítulo 3 se da la descripción de cada uno de los elementos que conforman el sistema de control, sus principios de operación, y su funcionamiento. En el capítulo 4 se revisan las herramientas matemáticas útiles en el diseño de un sistema de control. De aquí se entiende que el problema de control involucra la interacción de varias especialidades para alcanzar o diseñar el modelo matemático más adecuado. Por esta razón, se ha procurado dar en los primeros cuatro capítulos tanto los fundamentos como las bases para implementar el sistema de control y para analizar la respuesta a los posibles disturbios que se han considerado.

En el capítulo 5 se estudia el diseño del sistema de control *feedback* y se da la respuesta dinámica de distintos equipos. En el capítulo 6 se estudia el diseño de los sistemas de control en cascada para los mismos equipos en particular. El análisis de ambos sistemas se presenta en el capítulo 7. Aquí el análisis se centra en los parámetros más importantes del proceso; es decir, se analizan los procesos a diferentes disturbios, modos de control, velocidades de respuesta y a distintos tipos de arreglos del control en cascada. Para captar mejor las distintas respuestas entre los dos sistemas de control se emplean diversas gráficas relacionadas con cada análisis. La parte restante, comprende el establecimiento de nuestra tesis y el apoyo bibliográfico.

## **CAPITULO 1**

# **TEORIA DE CONTROL**

## 1. TEORIA DE CONTROL

La ingeniería de control se basa en los fundamentos de la teoría de realimentación y en el análisis de sistemas lineales, e integra los conceptos de las teorías de redes y de comunicación. Por tanto, la ingeniería de control no está limitada a ninguna disciplina de la ingeniería, sino que igualmente es aplicable a las ingenierías aeronáutica, química, mecánica, del medio ambiente, civil y eléctrica. Por ello, un sistema de control incluye con mucha frecuencia componentes eléctricos, mecánicos y químicos. Además, la mayor parte de las plantas de procesamiento industrial son estructuras a gran escala, las cuales están conformadas por varias operaciones unitarias que se interconectan entre sí a través de las corrientes de proceso que fluyen a lo largo de él. También, la mayoría de estos procesos son continuos, debido a que éstos disminuyen el costo total de producción y aumentan al mismo tiempo el volumen de la misma. Esto sin embargo, requiere que el proceso se mantenga bajo un estricto sistema de control que permita operar continuamente los equipos. Debido a ello, se han propuesto varias estrategias de control; de las cuales, las más importantes son: el control *feedback*<sup>[1]</sup> (de realimentación), el control *feedforward* (anticipado) y el control en cascada. Por ello, se hace un análisis dinámico entre los controles *feedback* y en cascada.

Un sistema de control *feedback* es aquél que tiende a mantener una relación predefinida de una variable del sistema

---

[1] A lo largo de la tesis se utilizará el término *feedback* en lugar del de realimentación con el propósito de evitar confusiones al mencionar corrientes que se alimentan al proceso.

con otra, para ésto, la variable de salida es comparada con una variable o señal de referencia a la que se le denomina *set point*, la comparación de estas variables produce una diferencia que es utilizada como medio de control. La figura 1.1 muestra en forma simplificada a esta estructura de control.

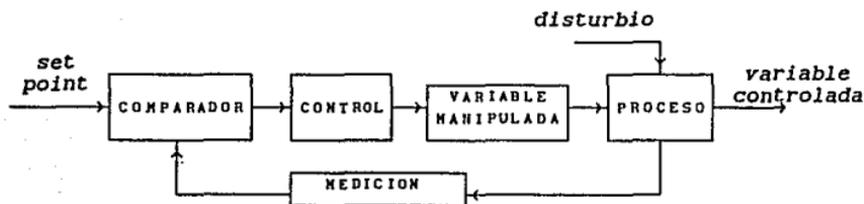


figura 1.1 Sistema de control de realimentación

Un sistema de control en cascada es un sistema de realimentación cuyos componentes se cargan unos a otros a través de dos circuitos de control. En este sistema la segunda etapa del circuito produce un efecto de carga en la primera etapa. La siguiente figura muestra a la estructura de control en cascada.

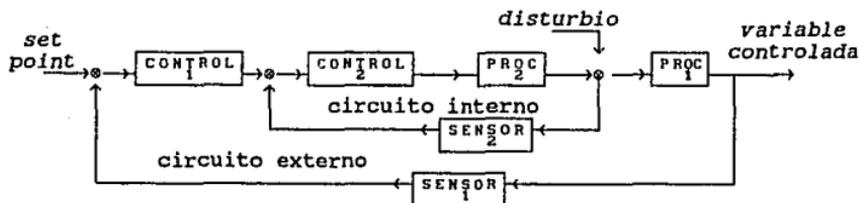


figura 1.2 Sistema de control en cascada

Los sistemas de control, así como aquellos que se estudian en el capítulo 2, han ido evolucionando a lo largo de la historia en función de las necesidades del proceso. Por ejemplo, hasta antes de los años 40's la mayoría de las plantas químicas operaban con los medios de control más elementales; siendo estos la mayoría manuales. En esta época la automatización no era tan importante y en su lugar se empleaban muchos obreros para mantener vigiladas a las distintas variables de la planta. Además, se empleaban grandes tanques de almacenamiento entre las unidades de procesamiento para filtrar algunos de los disturbios que se presentaban en alguna parte del proceso. Con el incremento en los costos de materiales y con el desarrollo de equipo más resistente y de mayor capacidad a principios de 1950, la operación del proceso se volvió cada vez más costosa en aquellas plantas que no empleaban un control automático. Por ello, en esa década se comenzaron a instalar sistemas de control *feedback*, los cuales se diseñaban para ejercer un mejor control sobre las variables medidas. Cabe mencionar que en esta época el diseño se realizaba sin tomar en cuenta las características dinámicas del proceso. Los diseñadores sólo se guiaban en su experiencia y en la heurística. No fue sino hasta los años 60's cuando los ingenieros de control comenzaron a aplicar el análisis dinámico y la teoría de control a los procesos. Aquí, la mayoría de éstas técnicas fueron adaptadas de los trabajos de varios investigadores en el área de la ingeniería eléctrica y de la naciente ingeniería espacial. Además, para diseñar mejores sistemas de control, los procesos y plantas se desarrollaron o modificaron para que éstos fueran más fáciles de controlar. En estos estudios fue donde se comenzaron a utilizar los términos de simulación, inteligencia artificial y sistemas expertos.

El rápido crecimiento en los precios de los energéticos en la década de los 70's fomentó la creación de sistemas de control más efectivos. Su diseño y rediseño se encamino a reducir el consumo de energía, lo cual generó sistemas de control más complejos que el tradicional *feedback*.

Es después de los 80's cuando el ingeniero de control tiende hacia la automatización en todos los aspectos. Ahora, es más importante analizar qué tipo de control va a emplear una planta antes de construirla. De hecho muchas de las plantas más industrializadas emplean sistemas de control por computadora. Estas son empleadas para llevar a cabo la optimización económica del proceso a través de los siguientes puntos:

1. Mejoramiento en la calidad del producto
2. Mejor aprovechamiento de las materias primas
3. Aumento de la productividad
4. Mejor aprovechamiento de energía
5. Mejor uniformidad de productos
6. Menor desgaste del equipo
7. Costos de mano de obra más bajos, y
8. Reducción del tamaño del equipo de proceso

## 1.1 EXPERIENCIA HISTORICA DE LA TEORIA DE CONTROL

Lo que a continuación se presenta es una recopilación histórica<sup>[2]</sup> del avance de la teoría de control en sus aspectos más sobresalientes. Las fechas dadas permiten valorar la evolución e importancia de la teoría de control aún desde el inicio de nuestra era.

- Del año 300 a.c. a 0, en Grecia se emplearon mecanismos regulados con flotador. Ktesibios lo llevó acabo en un reloj de agua, mientras que Philon lo implementó en una lámpara de aceite.
- 0 a 100 Heron de Alejandria publicó el libro de "Pneumática", con el que mostró diferentes mecanismos de nivel de agua mediante reguladores con flotador.
- 1572 a 1633 En Holanda, Cornelis Drebbel, inventó el primer sistema de retroalimentación para controlar la temperatura.
- 1681 Dennis Papin inventó el primer regulador de presión para calderas de vapor.
- 1765 En Rusia, I. Polzunov inventó el regulador de nivel de agua a base de un flotador, siendo éste el primer sistema de control dado a conocer en Rusia.
- 1769 James Watt desarrolló el primer sistema con retroalimentación automática usado en un proceso industrial; éste fue un regulador centrífugo que controlaba la velocidad de una máquina de vapor.
- 1868 Se desarrollan sistemas de control automático empíricos de prueba y error. En este mismo año J. C. Maxwell formuló una teoría matemática basada en ecuaciones

---

[2] Richard C. Dorf. "Sistemas Modernos de Control"  
ADDISON-WESLEY IBEROAMERICANA.

diferenciales que fueron aplicadas a la teoría de control automático.

- 1877 I. A. Vyshnegradsky formuló la teoría matemática de los reguladores.
- 1900 Aparecen otros reguladores y servomecanismos aplicados a las máquinas de vapor, turbinas y algunos procesos.
- 1920 En esta década el control local es prominente. N. Minorsky diseña el control automático para aplicaciones militares.
- 1926 En Alemania, Stein escribió un libro sobre generación de vapor, en el que describe la retroalimentación automática.
- 1930 Minorsky, Black, Nyquist y otros, dan auge a la teoría de control automático para aplicarlo al diseño y construcción de naves con pilotos automáticos como son tanques, aviones, proyectiles, control de antenas de radar, etc.
- 1936 Smith, estudia las características de reguladores tomando en cuenta su sensibilidad, estabilidad y velocidad de respuesta.
- 1940 En este período se incrementa el empleo de métodos matemáticos y analíticos que genera la teoría de control, como son: La transformada de Laplace y el plano de frecuencia compleja.
- 1950 La teoría de control adquiere un conocimiento más completo y general para el análisis, síntesis y aspectos de diseño de sistemas de control lineal.

Las plantas de procesos químicos que funcionan manualmente son reemplazadas por plantas con control automático. Se reduce el tamaño de los instrumentos y se incrementa su densidad para proveer mayor información del proceso en un área dada. En este mismo periodo W. R. Evans introduce su llamado método *Root-Locus*.

- 1965 Con el advenimiento de la era espacial se considera el factor tiempo, dando lugar a la dinámica de los procesos. Pontryagin y Bellman en Estados Unidos desarrollan teorías de control óptimo.
- A partir de 1980 se tiende a la automatización en todos los aspectos. El hombre se modifica por el sistema de control y la tendencia es analizar qué tipo de control va a emplear una planta antes de construirla. En sí, se utiliza lo que se ha llamado sistema de control distribuido.

De lo anterior, es posible percatarse que para implementar un sistema de control, es importante conocer tanto el desarrollo como los avances tecnológicos de la teoría de control de procesos para poder seleccionar, adaptar o mejorar el sistema o equipo a controlar. La experiencia histórica ha demostrado que toda industria o empresa que utiliza adecuadamente los adelantos tecnológicos, termina superando a sus empresas competidoras.

## 1.2 NECESIDADES DE LA TEORIA DE CONTROL

La industria de proceso en los últimos años a tendido a incrementar el número de procesos continuos y a reducir la capacidad de almacenamiento para disminuir el valor del producto terminado y con ello, alcanzar una máxima utilidad. Para llevar a cabo lo anterior, se requiere de sistemas de control de proceso más eficientes y que satisfagan adecuadamente las características del proceso —entendiéndose por proceso a un equipo o una serie de equipos—. El control de estas plantas de procesamiento ha provocado que el ingeniero tenga la necesidad de implementar varios instrumentos y controladores dentro de las plantas para obtener mejor operación de ellas. Esto implica que se satisfagan ciertos objetivos operacionales hasta donde las condiciones de operación de la planta lo permitan. Dentro de los objetivos primordiales están los siguientes:

1. Aumentar la productividad en el proceso.
2. Hacer del proceso un lugar de trabajo seguro, y
3. Favorecer la continuidad del proceso, procurando mantener siempre la mejor calidad posible del producto deseado.

La mayoría de los expertos coinciden en que la operación segura del proceso es un requisito primario para garantizar el cumplimiento de los otros objetivos. Así, la temperatura, presión, concentración de reactivos y productos deben estar dentro de los límites tolerables. De hecho, en nuestro país al igual que en otras ciudades importantes, existen varias leyes estatales y federales que especifican qué temperaturas, concentraciones y flujos de las especies químicas se deben

emplear para proporcionar a la comunidad la seguridad apropiada. Estas leyes en la mayoría de los casos han establecido sus normas a partir de los criterios de diseño. Basta recordar que estos criterios se establecen a partir de el acervo técnico producto de los códigos como: API, ANSI, TEMA, ASME, ASTM, ISA, NEC, NEMA, CFE, etc.

Cubriendo lo anterior, la operación de la planta estará ahora, en función de las condiciones de mercado —la disponibilidad de materias primas y la demanda de los productos finales—. Todo ello, se debe llevar a cabo a través de un arreglo racional de equipo, aparatos de medición, válvulas, controladores, computadores e intervenciones humanas como operadores y diseñadores de planta para conformar el sistema de control de la planta.

## 1.3 SISTEMA DE CONTROL

Un sistema de control es una interconexión de componentes físicos conectados de tal manera que el arreglo se pueda comandar, dirigir o regular a si mismo o a otro sistema. La base para el análisis de un sistema es el fundamento proporcionado por la teoría de los sistemas lineales, la cual supone una relación de causa-efecto para los componentes de un sistema. Por tanto, un proceso que vaya a ser controlado puede representarse mediante un bloque como el de la figura 1.3.

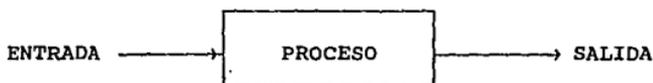


figura 1.3 sistema de control

De la definición anterior, es claro que algunos sistemas de control pueden tener más de una entrada o una salida. A menudo todas ellas quedan bien definidas, aunque algunas veces ésto no sea posible. De manera general, se puede decir que una entrada es el estímulo externo que se aplica a un sistema de control con el propósito de producir una respuesta específica; y la salida es la respuesta obtenida del sistema de control; que de hecho, puede o no ser proporcional a la especificada por la señal de entrada.

Lo anterior implica que un sistema de control se puede referir a un equipo, una línea de tubería, un arreglo de equipo, e incluso la planta en general.

En base a la definición anterior, los sistemas de control se clasifican en dos grandes categorías:

1. Sistemas de circuito abierto
2. Sistemas de circuito cerrado

Un sistema de circuito abierto es aquél en el cual la acción de control es independiente de la salida. Esta característica hace que un sistema de circuito abierto tenga la habilidad de ejecutar una acción determinada con exactitud en función de su calibración. Además, estos sistemas no tienen problemas de inestabilidad. La figura 1.4 muestra un sistema de control de circuito abierto.

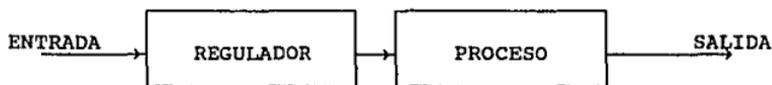


figura 1.4 sistema de control de circuito abierto

En contraste con un sistema de control de circuito abierto, el de circuito cerrado utiliza una medición adicional de la salida real, para compararla con la respuesta de salida deseada. La definición estándar de un sistema de circuito cerrado es la siguiente:

Un sistema de control de circuito cerrado es aquél en el cual la acción de control depende en cierta forma de la señal de salida. Son llamados sistemas de control *feedback* o de realimentación, porque existe una secuencia de causa y efecto entre las variables del sistema. Las estructuras de control *feedback* y en cascada que se analizan, ambas son sistemas de control de circuito cerrado. Conforme se vayan dando las bases de la teoría de control se irán entendiendo mejor estos conceptos.

## 1.4 CLASIFICACION DE VARIABLES

Partiendo de la definición de sistema de control, las variables de un proceso industrial se dividen en dos grupos:

grupo 1: Variables de entrada

grupo 2: Variables de salida

### VARIABLES DE ENTRADA

Las variables de entrada son aquéllas que denotan los efectos de los alrededores en el proceso, y se clasifican en:

1. disturbios, y
2. variables ajustables.

Los disturbios son aquellas variables que no se pueden controlar y que afectan la estabilidad de un proceso. Entre los más comunes se tienen los siguientes:

1. disturbio escalón.
2. disturbio pulso.
3. disturbio impulso.
4. disturbio rampa.
5. disturbio senoidal.

Cabe señalar que estos disturbios son considerados como los más importantes para el análisis de los sistemas en la teoría de control; aún cuando su representación es sólo una aproximación a la realidad.

**DISTURBIO ESCALON.**- La perturbación o disturbio escalón es una función que cambia instantáneamente de un nivel a otro y enseguida se mantiene constante. Si la medida del disturbio es igual a la unidad, el disturbio se llama unitario y es definido como:

$$\begin{cases} X = 1 & \text{cuando } t > 0 \\ X = 0 & \text{cuando } t \leq 0 \end{cases}$$

La representación gráfica de lo anterior está dado a continuación:

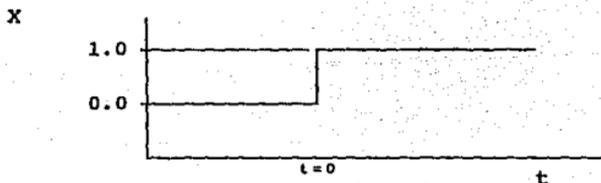


figura 1.5 Disturbio escalón

Para un disturbio escalón no unitario, se tiene lo siguiente:

$$\begin{cases} X = A & \text{para } t > 0 \\ X = 0 & \text{para } t \leq 0 \end{cases}$$

Cuya transformada de Laplace<sup>[3]</sup> es la siguiente:

$$F(s) = \int_0^{\infty} A e^{-st} dt = \frac{A}{s}$$

[3] Luyben, W.L. "Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers". 2<sup>da</sup> edición. McGraw-Hill pp. 304 (1990)

DISTURBIO PULSO.- La perturbación pulso es una función arbitraria que comienza y termina en el mismo nivel; generalmente es de forma rectangular o triangular. Un pulso rectangular es una combinación de dos disturbios escalón; uno positivo y otro negativo; ver figura 1.6.

$$\begin{cases} X = 0 & \text{para } t < 0 \\ X = A & \text{para } 0 < t \leq t_D \\ X = 0 & \text{para } t > t_D \end{cases}$$

La representación gráfica de lo anterior está dado a continuación:

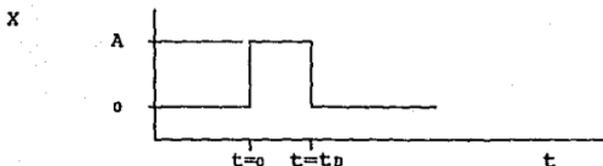


figura 1.6 Disturbio pulso

donde:  $t_D = X(t) - X(t-t_D)$  y su transformada de Laplace es:

$$F(s) = \int_0^{\infty} A e^{-st} dt = \frac{A}{s} (1 - e^{-st_D})$$

**DISTURBIO IMPULSO.**- Esta definido como la función Delta de Dirac,  $\Delta(t)$ , el cual es un pulso de altura infinita, de ancho cero y cuya área es siempre igual a la unidad.

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{altura} \longrightarrow \infty \\ \text{base} \longrightarrow 0 \\ \text{área} \longrightarrow 1 \end{array} \right.$$

La representación gráfica de lo anterior está dada a continuación:



figura 1.7 Disturbio impulso

Lo anterior, definitivamente es un modelo hipotético que suele tener algunas aplicaciones en la ingeniería. Su transformada de Laplace es:

$$F(s) = \lim_{t \rightarrow 0} \left[ \left( \frac{A}{s} \right) (1 - e^{-st}) \right] = A$$

Cuando  $A = 1$  es un impulso unitario.

**DISTURBIO RAMPA.**- Es una función que cambia linealmente con el tiempo; al igual que en los disturbios anteriores, se supone que este cambio ocurre a un tiempo cero,  $t = 0$ .

$$\begin{cases} X = 0 & \text{para } t < 0 \\ X = At & \text{para } t \geq 0 \end{cases}$$

donde A es una constante

La representación gráfica de lo anterior está dado a continuación:

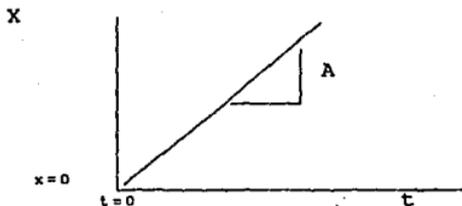


figura 1.8 Disturbio rampa

La transformada de Laplace de la función rampa es:

$$F(s) = \int_0^{\infty} At e^{-st} dt = \frac{A}{s^2}$$

DISTURBIO SENOSOIDAL.- Este tipo de funciones seno y coseno son disturbios que tienen una gran importancia en el método de la respuesta a la frecuencia. Es un disturbio oscilatorio que se representa como:

$$\begin{cases} X = 0 & \text{para } t < 0 \\ X = \text{sen } \omega t & \text{para } t \geq 0 \end{cases}$$

donde  $\omega = 2\pi/p$  [=] rad/tiempo

La figura 1.9 muestra la respuesta de un disturbio senoidal.

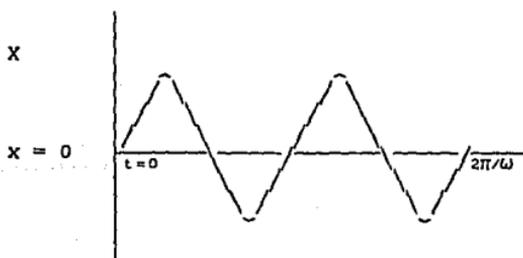


figura 1.9 Disturbio senoidal

La transformada de Laplace de la función seno es:

$$F(s) = \int_0^{\infty} \text{sen}(\omega t) e^{-st} dt = \frac{\omega}{s^2 + \omega^2}$$

Las variables ajustables son aquéllas cuyos valores pueden ser ajustados libremente, ya sea por un operador o por un mecanismo de control.

#### VARIABLES DE SALIDA

Las variables de salida.- Son variables que denotan los efectos del proceso en los alrededores. Se clasifican en:

- variables controlables
- variables medibles
- variables manipulables

Las variables controladas generalmente son las variables de estado que desean mantenerse a un valor deseado al cual se le llama *set point*. Todas las variables que afectan a la variable controlada se denominan disturbios, variables de carga o *Load Charges*.

Las variables medibles son las entradas a los controladores para generar señales de error; es decir, que son comparados con el *set point*, el cual es el valor deseado de la variable controlada.

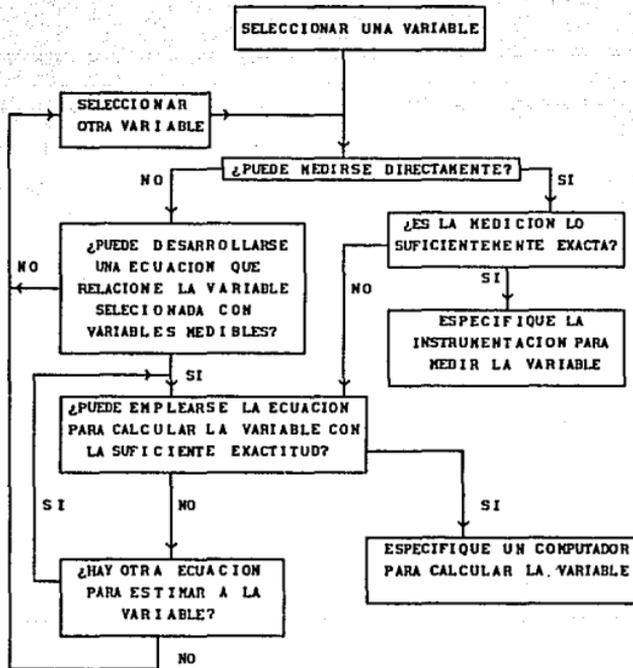
Las variables manipuladas son aquellas que se modifican para mantener el régimen permanente del proceso cuando en él influye un disturbio. Es decir, es aquella variable que el controlador modifica en un esfuerzo por mantener a la variable controlada en o cerca del *set point*.

## 1.5 VARIABLES COMUNES DE CONTROL

Independientemente de cuales sean los objetivos de control, el control propiamente del proceso involucra el medir ciertos parámetros o valores de ciertas variables; siendo las más comunes: Temperatura, Presión, Concentraciones, Flujos y Nivel (o volumen). A estas variables por su importancia en el diseño del sistema de control también se les llama variables claves de control. Para seleccionar cuál de ellas es la variable clave, se debe responder a tres preguntas:

1. ¿Qué equipo requiere del sistema de control?
2. ¿Qué se puede medir? y,
3. ¿Cuál variable de estas que pueden medirse tendrá la mayor influencia en las especificaciones que se puede conocer?.

De lo anterior, las variables claves serán aquellas usadas por el diseñador de proceso en la selección y dimensionamiento de equipo y servicios. Es decir, de aquí se selecciona una temperatura o presión que es utilizada en el diseño del proceso. Las variables de diseño como se sabe, son calculadas a partir de los balances de materia y energía; y de éstas se selecciona la variable clave una vez que se ha efectuado una examinación detallada de los objetivos de control y de la disponibilidad de su medición. El siguiente algoritmo puede ayudar a determinar cuál será la variable de control.



Como puede haber notado, lo fundamental para seleccionar una variable clave de control es que ésta se pueda medir directa o indirectamente.

En el capítulo 3 se describen a los principales instrumentos de medición más comúnmente usados.

## 1.6 CONFIGURACION DE UN SISTEMA DE CONTROL

La configuración de control se define como la estructura de información que es usada para conectar las variables medidas con las variables manipulables del sistema de control. Dependiendo del número de variables de entrada y de salida se manejan dos tipos de configuraciones:

1. De una entrada y una salida (SISO)
2. De entradas y salidas múltiples (MIMO)

Para determinar cuál de las estructuras de control es la más adecuada para un sistema de control, Stephanopoulos<sup>[4]</sup> sugiere que se dé respuesta a las siguientes preguntas:

1. ¿Cuál es el objetivo de control?
2. ¿Qué variables pueden ser medidas para monitorear la operación funcional de la planta?
3. ¿Qué variables manipuladas deben usarse para el control del proceso?  
— Seleccionar la que afecte más al proceso; o en otras palabras la que mejor ajuste a los disturbios —.
4. ¿Cuál es la mejor estructura de control para el proceso analizado?

Para contestar a estas preguntas, se debe analizar cada una de las estructuras de control y decidir cuál de ellas es la más adecuada.

En el capítulo 2 se da una breve descripción de las principales estructuras de control. Lo tratado ahí, puede ayudar a tomar una decisión más acertada.

---

[4] Stephanopoulos, G. "Chemical Process Control and Introduction to theory and Practice". Prentice Hall.

## 1.7 PROBLEMA DE CONTROL

Para diseñar un sistema de control que satisfaga las necesidades de un proceso industrial se debe sobre todo cubrir con los siguientes tres requisitos:

1. Suprimir la influencia de disturbios.
2. Asegurar la estabilidad del proceso.
3. Optimizar el funcionamiento del proceso.

Para satisfacer lo anterior, lo primordial será efectuar la mejor selección posible de las variables involucradas en el proceso. De la sección anterior, las variables que serán medibles se prefieren que sean variables que se obtengan directamente. Por lo que, en la mayoría de los casos, estas variables medibles son las variables a controlar. Para determinar cuales son las variables manipulables que se pueden utilizar para el control de un proceso químico, se pueden ajustar libremente. El sistema que se analiza a continuación ayudará a complementar lo anterior.

La figura 1.10 muestra a un sistema de calentamiento de agua, el cual consta de dos corrientes de alimentación y una corriente de salida. El objetivo del sistema es el de producir agua caliente a partir de agua fría y vapor.

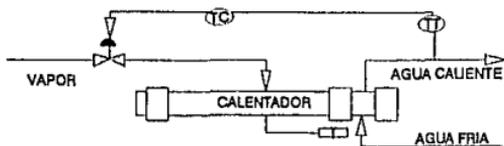


figura 1.10 Sistema de calentamiento de agua

La figura representa a un controlador de temperatura (TC) que acepta una señal del transmisor de temperatura (TT) y produce una señal para ajustar la posición de la válvula que alimenta vapor al intercambiador.

Esta estructura de control es conocida como sistema de control *feedback*, porque la variable medible es realimentada hacia una de las entradas. Para este proceso en particular, la variable controlada es la temperatura del agua caliente. La variable manipulada es el flujo de vapor (e implícitamente la abertura de la válvula), y la variable medible es la temperatura del agua caliente. De aquí se nota que la variable manipulada coincide con la variable medible.

Los disturbios para el calentador, podrían incluir:

- El flujo del agua fría
- La temperatura del agua fría
- La presión del vapor
- La entalpía del vapor
- Las pérdidas de calor del intercambiador
- Otros

Una práctica común para reducir el número de disturbios es enfocar la atención sobre el disturbio principal o más "importante" del sistema. Para el calentador, el disturbio más importante es aquel que puede manifestarse en la demanda de agua caliente. Es decir, los cambios en la demanda de agua caliente son el resultado de cambios en el flujo de agua fría. Por lo que, el disturbio más importante estará en el flujo de agua fría alimentada.

La figura 1.11 muestra que las relaciones entre los distintos componentes del sistema de control forman un ciclo en el flujo de información.

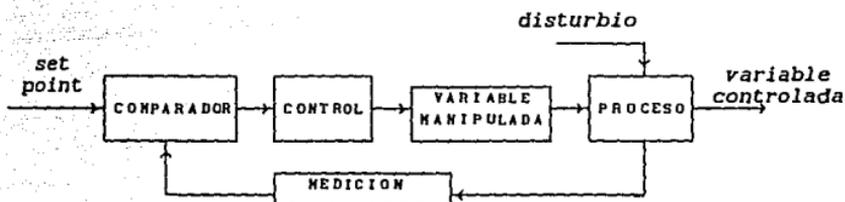


figura 1.11 Flujo de información del control lógico

De ahí se puede ver que hay dos entradas externas al circuito; una de ellas es el *set point* y la otra el *disturbio*.

En la mayoría de las aplicaciones de control uno de estos será mas importante para la operación de la planta que el otro. De lo anterior se tienen dos tipos de problemas de control:

1. Problema de control servo
2. Problema de control regulador

El problema de control servo o servomecanismo solamente considera cambios en el *set point*. Es decir, la consideración primaria para el sistema de control es la respuesta obtenida a partir de cambios en el *set point*. Este tipo de problema de control se presenta más frecuentemente en procesos que operan en condiciones tipo *batch* (intermitente o semicontinuo), ya que en una unidad semicontinua, como en un reactor, el requerimiento típico es variar la temperatura de acuerdo a un perfil preestablecido con el tiempo. Esto es implementado convencionalmente por medio de un programa, el cual genera un

distinto *set point* para el controlador de temperatura a lo largo de la reacción.

En el problema de control regulador solo se consideran cambios en los disturbios, con el propósito de que el sistema responda a ellos. La mayoría de los sistemas de control de procesos continuos caen dentro de esta categoría.

Siguiendo con el sistema propuesto, consideraremos un problema de control regulador. Aquí, el *set point* para la temperatura del agua caliente no se modifica, pero la demanda de agua caliente cambia cada vez que alguien abre o cierra la válvula. Nuestro objetivo lógico de control es llevar la señal de error a un valor de cero. — Una señal de error cero significa que la variable controlada es igual al *set point*, lo cual es el objetivo deseado—. Una forma de expresar lo anterior es utilizando la siguiente expresión:

$$\epsilon = m - sp$$

donde  $\epsilon$  es el error  
 $m$  es la medición, y  
 $sp$  es el *set point*

Una ventaja de emplear un sistema de control como el de la figura 1.11 es que el control lógico funciona tanto para el problema regulador como para el problema servo; es decir, trabaja para cambios en el *set point* y en los disturbios. En el capítulo 4 se analizarán más detalladamente estos conceptos.

Consideremos que un disturbio escalón se manifiesta en el flujo de alimentación de agua. Antes de introducir el disturbio, el proceso estaba a régimen permanente con una abertura de la válvula de 60% dando una temperatura de 155°F. Al presentarse el disturbio, el proceso cambia eventualmente de un estado estable a otro; éste con una abertura de 80% dando una temperatura al proceso de 179°F. La figura 1.12 ilustra los resultados del proceso en función del tiempo.

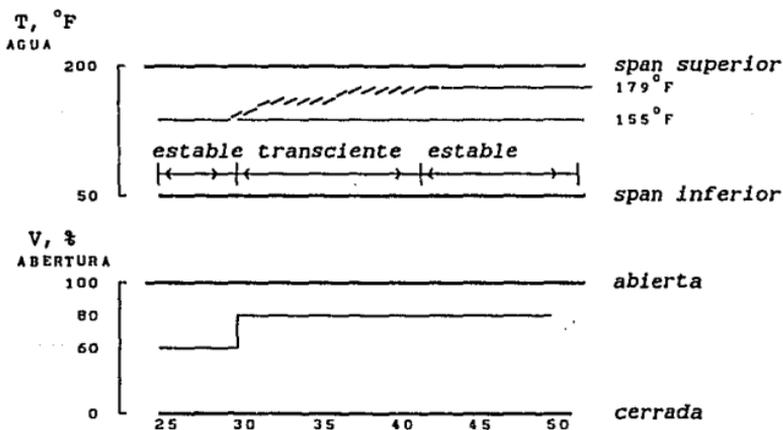


figura 1.12 Respuesta a un disturbio escalón

La temperatura del agua estaba inicialmente en 155°F y eventualmente se incrementó hasta 179°F. Aunque la válvula cambió de 60% a 80% en pocos segundos, la temperatura requirió de aproximadamente 15 minutos para cambiar de 155°F a 179°F. Esta región de la respuesta es llamado el periodo de respuesta transiente, la cual esta descrita por las ecuaciones a estado inestable. Por otra parte, las

condiciones en los respectivos estados estables están de acuerdo a las ecuaciones del régimen permanente que describen el proceso; es decir, el balance de energía.

Para propósitos de control, se han desarrollado ciertos parámetros que describen el comportamiento del proceso bajo condiciones de operación a régimen permanente y régimen transiente. Para el régimen permanente, el único parámetro de interés es la ganancia,  $K$ ; mientras que para el otro régimen, pueden aparecer varios parámetros dependiendo del orden del proceso. Los posibles parámetros incluyen al tiempo constante del proceso,  $\tau_p$ ; el factor de amortiguamiento,  $c$ ; y el tiempo muerto,  $t_m$ . Estos parámetros serán definidos en la sección 4.7, mientras que en este capítulo sólo se definirá el parámetro de la ganancia.

## 1.8 GANANCIA DEL PROCESO

La ganancia del proceso o más propiamente la ganancia a régimen permanente del proceso es definida como:

$$K = \frac{\text{cambio en la salida}}{\text{cambio en la entrada}}$$

donde "cambio" se refiere a la diferencia que existe entre un estado estable y otro.

Para el calentador de agua de la figura 1.10, la salida es la temperatura de agua caliente y la entrada es la abertura de la válvula que maneja el vapor. La ganancia aquí es calculada como:

$$\begin{aligned} \text{cambio en la salida} &= 179^{\circ}\text{F} - 155^{\circ}\text{F} = 24^{\circ}\text{F} \\ \text{cambio en la entrada} &= 80\% - 60\% = 20\% \end{aligned}$$

$$K = \frac{24^{\circ}\text{F}}{20\%} = 1.2 \text{ }^{\circ}\text{F}/\%$$

Este valor implica que por cada 1% que se abre la válvula, la temperatura del agua podrá incrementarse en 1.2°F. Un observador prudente podría notar que el valor determinado anteriormente no es la ganancia real del proceso; porque la relación %abertura-°F no es una función lineal. En lugar de emplear °F como unidades de temperatura es preferible emplear un % de *span* para ello.

El *SPAN* es la diferencia entre la temperatura máxima y mínima de la unidad. Idealmente, el *span* más bajo del transmisor podría estar fijado a el valor de la temperatura mínima cuando la válvula esta cerrada, y el *span* superior del transmisor podría fijarse en el valor de la temperatura

máxima cuando la válvula esta completamente abierta. Así, a 155°F corresponde 70% de span y a 179°F corresponden 86%. Con ello, la ganancia es:

$$K = \frac{86\% - 70\%}{80\% - 60\%} = 0.8 \%/ \%$$

Aunque las unidades están escritas como %/% esta ganancia es adimensional.

#### LIMITACIONES

1. El valor de la ganancia obtenida anteriormente sólo es válida cuando el proceso está operando bajo las condiciones en la cual fue realizada la prueba.
2. La ganancia debe ser aplicada a los mismos disturbios.
3. La ganancia es una medida de la sensibilidad del proceso.

La mayoría de las ganancias del proceso operan dentro del rango de  $0.5 \leq K \leq 2$ . Si la ganancia del proceso sale de este rango, se pueden llegar a presentar problemas apreciables. Una ganancia muy pequeña podría ser insensible a los disturbios; y una ganancia muy grande no podría medir los cambios a la salida.

## **CAPITULO 2**

# **ESTRUCTURAS DE CONTROL**

## 2. ESTRUCTURAS DE CONTROL

En el capítulo anterior se definió lo que es un sistema de control y se establecieron las bases útiles para la generación de una estructura de control. Cabe mencionar, que en la mayoría de los documentos que tratan sobre la dinámica y control de procesos, los términos sistemas de control, configuración de control y estructuras de control son utilizados como sinónimos. Esto, la mayoría de las veces llega a crear confuciones en el lector, ya que da la idea de que existe más de una estructura de control con el mismo nombre. Es decir, para el caso del control *feedback*, se llega a pensar que existe un sistema de control *feedback*, una configuración de control *feedback* y una estructura de control *feedback*. Lo cual no es cierto. De lo tratado en el capítulo de Teoría de Control, se definió que un sistema de control puede llegar a ser la combinación de varias estructuras de control, un equipo, una operación unitaria e incluso el proceso químico en su totalidad. Una configuración de control se definió como aquella que permite determinar cuántas entradas y salidas tiene el sistema para clasificarlo como un proceso univariable o multivariable. Ambos términos sirven para representar una distinta propiedad del sistema a controlar. Lo mismo ocurre con el término de estructura de control. Esta representa de una manera gráfica (por medio de diagramas de bloques) o simbólica a los elementos que conforman al sistema de control. Además, una estructura de control es un modelo que ha sido diseñado para mantener a un proceso en su operación óptima, y su empleo ha sido ampliamente comprobado. Por lo anterior, deseamos que no se siga cometiendo el mismo error de confundir estos conceptos, y en caso de utilizarlos como sinónimos, recordar que representan distintas propiedades del sistema.

Existe una gran cantidad de estructuras de control que han ido surgiendo a lo largo de la historia. La más antigua, como ya se ha mencionado, es la de realimentación o *feedback*. Esta es la estructura de control más simple en lo que se refiere a circuitos cerrados y por ello es la que se utiliza más frecuentemente. Sin embargo, hay situaciones específicas en las que no es posible implementar este esquema de control y se debe recurrir a otras. Algunas de ellas son analizadas en este capítulo. Cada una de ellas presentan ventajas y desventajas, razón por la cual, en algunos casos se recurre a una u otra estructura de control. Estas comprenden las que a continuación se enlistan:

- Control *on-off* (encendido-apagado)
- Control de arranque
- Control de relación
- Control selectivo
- Control de rango dividido
- Control *feedforward*
- Control por posición de válvula
- Control por sobreposición
- Control *feedback*, y
- Control en cascada

## 2.1 ESTRUCTURA DE CONTROL ON-OFF

Esta estructura involucra uno o más circuitos, los cuales generalmente son eléctricos; éstos activan válvulas *on-off* (de encendido-apagado) y otros aparatos de control que realizan operaciones repetitivas en procesos semicontínuos (también llamados *batch*). Algunas de estas operaciones suelen ser simples, como ocurre en las cámaras de secado con aire; y otras son más complejas, como en los sistema de secado del tipo adsorbente.

Las ventajas que presenta la estructura de control *on-off* se basan en su simplicidad tanto en dispositivos como en el funcionamiento de los mismos. Además de que el costo involucrado en su implementación es mucho más bajo que en cualquier otro.

Su mayor desventaja radica en el hecho de que no son muy eficientes al implementarse en sistemas contínuos, ya que operan por un periodo de tiempo determinado y dejan de hacerlo en otro. Además, por sus constantes acciones de encendido y apagado tienden a fallar más frecuentemente que otros dispositivos.

El empleo de esta estructura de control dentro de la ingeniería de procesos ocurre en situaciones donde se desea controlar el nivel de un tanque. El controlador de nivel acciona un dispositivo — bomba, válvula — para mantener el nivel a un valor fijado, y después de llegar a ese valor, el dispositivo es desactivado. La figura 2.1 muestra esta situación. El sistema consta de dos tanques de almacenamiento y un equipo de bombeo. Para comenzar a enviar el líquido al

tanque superior un operador debe accionar el controlador para dejarlo en encendido (on), después de un tiempo, los electrodos que contienen cada uno de los recipientes detienen el funcionamiento de la bomba cuando por medio del flotador se cierra el circuito. El circuito superior se cerrará hasta que el líquido llegue a un nivel máximo deseado, mientras que el circuito inferior se cerrará y detendrá el funcionamiento de la bomba si el nivel del líquido en ese tanque es menor al recomendado.

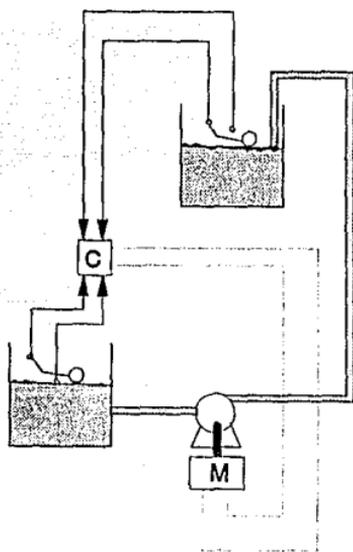


figura 2.1 Estructura de control on-off

## 2.2 ESTRUCTURA DE CONTROL DE ARRANQUE

Se emplea en sistemas de control de procesos que están en función del tiempo. Es decir, regulan procesos *batch* de acuerdo a algún tiempo predeterminado. A diferencia del controlador *on-off*, estos se enfocan a alcanzar la estabilidad en un equipo o proceso durante la operación de arranque del mismo. Existen distintas estructuras de control de arranque; de ellas las más comunes son:

- Controlador de paro automático.
- Controlador de tiempo transcurrido

El controlador de paro automático pone en marcha el ciclo al oprimir un botón, éste abre una válvula y se mantiene abierta hasta que la variable controlada llega a un valor predeterminado — su *set point* — donde la válvula cierra automáticamente.

En un controlador de tiempo transcurrido un dispositivo se pone en marcha durante un periodo de tiempo fijo en el cual la variable controlada se lleva a su *set point*. Al final de este periodo, la válvula cierra automáticamente.

Las torres de enfriamiento operan mediante este sistema de control.

### 2.3 ESTRUCTURA DE CONTROL DE RELACION

Es una técnica de control muy común en la industria de proceso en la cual intervienen dos corrientes que se alimentan a un mismo equipo. Su funcionamiento se basa en el hecho de calcular una cierta proporción (ó razón)  $R$  a partir del valor de ambas corrientes. Esto es:

$$R = \frac{B}{A}$$

donde  $A$  y  $B$  son las corrientes que se alimentan al equipo.

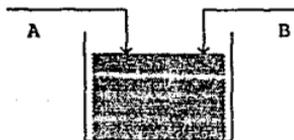
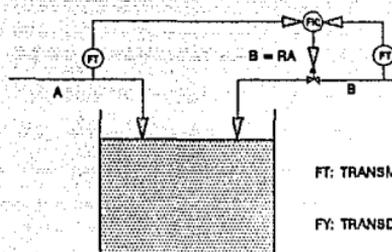


figura 2.2 Alimentación de dos corrientes a un equipo

Esta técnica de control se aplica cuando no se puede controlar uno de los flujos, sino únicamente medirlo. A este flujo se le da el nombre de "flujo salvaje" o flujo problema ya que modifica el valor de  $R$ .

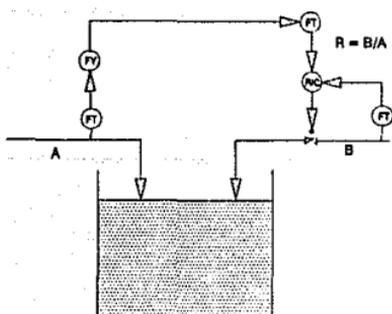
Si elegimos a la corriente  $A$  como el flujo problema; para mantener la mezcla en el equipo en la relación correcta, la corriente  $B$  debe variar conforme varía la corriente  $A$ . La figura 2.3 muestra dos posibles esquemas de control de relación.



(a)

FT: TRANSMISOR DE FLUJO

FY: TRANSDUCTOR DE FLUJO

FIC: CONTROLADOR E INDICADOR  
DE FLUJORIC: CONTROLADOR E INDICADOR  
DE LA RELACION

(b)

figura 2.3 Control de relación del sistema de mezclado

En la figura 2.3a se muestra un esquema que consiste en medir el flujo problema y multiplicarlo por la razón que se desea para obtener el flujo que se requiere de la corriente B. Esto se expresa matemáticamente como:

$$B = RA$$

La salida del multiplicador es el flujo que se requiere de la corriente B y, por lo tanto, ésta se utiliza como *set point* para el controlador de la corriente B, de manera que conforme varía la corriente A, el *set point* del controlador de la corriente B variará de acuerdo con aquélla para mantener ambas corrientes en la razón que se requiere.

El segundo esquema de control, figura 2.3b, consiste en medir ambas corrientes y dividir las para obtener la razón de flujo real a través del sistema. La razón que se calcula se envía entonces al controlador con el cual se manipula el flujo de la corriente B para mantener el punto de control. El punto de control de este controlador es la razón que se requiere.

La particularidad de esta estructura de control es que no tiene ninguna complicación para sistemas en los cuales se desea controlar una o dos variables que mantengan una relación proporcional. Tiene la desventaja de que para sistemas que no cumplan con esta particularidad no es tan fácil o recomendable aplicar esta estructura de control.

## 2.4 ESTRUCTURA DE CONTROL SELECTIVO

El control selectivo transfiere una acción de control de una variable controlada a otra de acuerdo a un objetivo de control. Selecciona entre diversas medidas similares, aquella cuya desviación sea mayor con respecto al *set point*. Así, el controlador elige la medida que domina la salida y una variable manipulable de entrada. La figura 2.4 muestra un proceso donde se aplica el control selectivo. En este proceso se calienta aceite en un horno para proveer de energía a varias unidades de proceso. En cada unidad se manipula el flujo de aceite para mantener la variable controlada a su respectivo *set point*. Además, la temperatura del aceite que sale del horno también se controla mediante la manipulación del flujo de combustible.

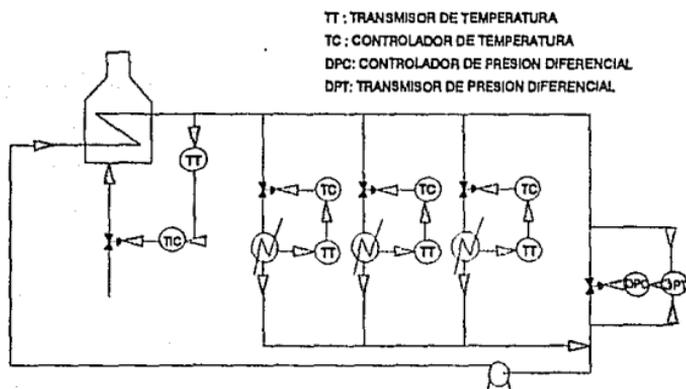


figura 2.4 Sistema de calentamiento

Si la válvula de control de temperatura en cada unidad no se abre mucho, esto indica que la temperatura del aceite que sale del horno es bastante alta y, la mayor parte de éste no pasa por las unidades. Esta situación es muy ineficiente, ya que mucha de la energía que se obtiene del combustible se pierde en el entorno del sistema de tuberías y a través de los gases de escape.

La operación más eficiente es aquella donde las válvulas de control de temperatura estarían casi completamente abiertas y la temperatura del aceite que sale del horno es la óptima para proporcionar la energía necesaria a las unidades. En la figura 2.5 se muestra este esquema de control.

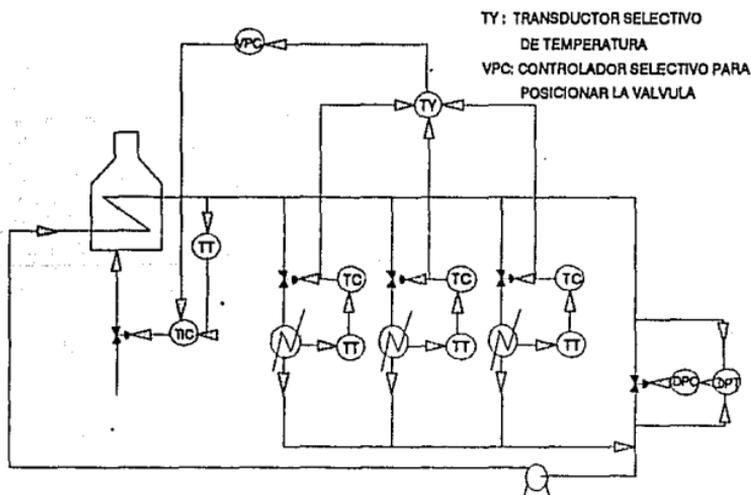


figura 2.5 Control selectivo para el sistema de calentamiento

Una consideración importante al implementar este esquema de control es que el rango de todos los transmisores de temperatura debe ser el mismo para que las señales de salida se puedan comparar sobre una misma base; otra consideración importante es instalar alguna clase de indicador para saber en qué transmisor se tiene la señal más alta.

Las ventajas de esta estructura de control es que da mejores respuestas y se optimizan algunos recursos; pero para obtener estas mejoras se deben implementar más dispositivos de medición y un soporte de equipo más sofisticado. Para la elección de este tipo de control es necesario tomar en cuenta el tipo de proceso, las variables que intervienen y el ahorro real que resulta al implementar este tipo de control.

## 2.5 ESTRUCTURA DE CONTROL DE RANGO DIVIDIDO

Esta estructura sólo mide una variable y tiene más de una variable manipulada. Esto se debe a que puede controlar un proceso mediante la coordinación de diversas variables manipuladas, las cuales tienen el mismo efecto en la salida del controlador. En la figura 2.6 la válvula que manipula la alimentación y la válvula que manipula la salida de los productos son controladas por un solo controlador. Cuando por alguna razón cambia la presión en el reactor, la señal del controlador se divide en dos partes, afectando simultáneamente a las dos válvulas y se tiene la siguiente acción:

- 1.- Cuando la presión en el reactor disminuye la válvula que manipula la alimentación se abre y la válvula que manipula el flujo de los productos se cierra.
- 2.- Para un incremento en la presión del reactor la válvula que manipula la alimentación se cierra y la válvula que manipula el flujo de los productos se abre.<sup>[5]</sup>

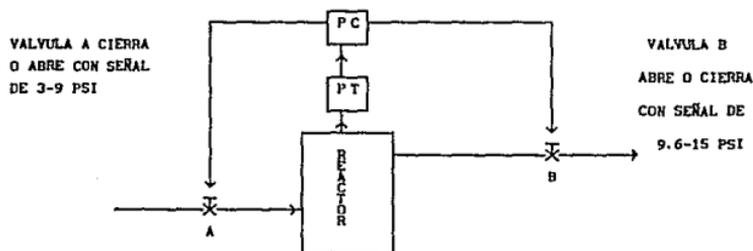


figura 2.6

[5] Se deja un 5% de banda muerta de 9-9.5 psi

## 2.6 ESTRUCTURA DE CONTROL FEEDFORWARD (ANTICIPADO)

En este tipo de control también se involucra una salida y una variable manipulable dentro del circuito. La idea básica de esta estructura de control es la de detectar un disturbio y corregir el proceso, mediante cambios apropiados en la variable manipulable, antes de que éste afecte al proceso. La figura 2.7 ilustra esta estructura.

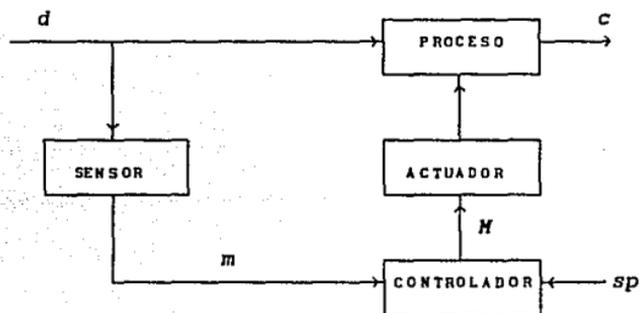


figura 2.7 Estructura de control feedforward

Este tipo de control es utilizado en la industria, aunque su costo sea mayor.

Las desventajas de este tipo de control son:

- Se requieren de modelos matemáticos rigurosos.
- Requiere de un conocimiento total del proceso.
- Muy costoso (3 000 a 6 000 dólares)

- Si un disturbio no es detectado y entra al proceso, el *set point* se afecta y no se puede regresar al valor original, ya que la variable controlada no es comparada con el *set point*.
- Es insensible a las variaciones en los parámetros del proceso.

Las ventajas son:

- El disturbio se detecta antes de entrar al proceso
- Un control indirecto (cuando la variable controlada no se puede medir).
- Ofrece un mejor control del proceso.
- No introduce inestabilidad en la respuesta del circuito cerrado.
  - Es bueno para sistema de respuestas lentas o con tiempo muerto insignificante —
- Es considerado como la estructura de control perfecta, ya que no hay ninguna desviación de la variable controlada con respecto al *set point* a pesar de que existan disturbios.

## 2.7 CONTROL POR POSICION DE VALVULA

Esta estructura proporciona un muy simple y efectivo método para alcanzar un control de optimización. La idea básica es ilustrada mediante varias aplicaciones importantes.

Debido a que las volatilidades relativas se incrementan en la mayoría de los sistemas de destilación cuando la presión disminuye, la operación óptima podría ser la de minimizar la presión siempre. Una manera de hacer esto, es ajustar la válvula de control del agua de enfriamiento de tal manera que siempre esté completamente abierta. La presión podría entonces fluctuar y bajar conforme la temperatura del agua de enfriamiento cambia. Sin embargo, si hay una caída repentina en la temperatura de agua de enfriamiento (como ocurre durante una tormenta o durante la noche), la presión de la columna cae rápidamente. Esto puede causar mayor volatilidad del líquido en los platos, aumentando la composición y nivel controlados en la columna, y podrá aún causar desinundación en la columna.

Para prevenir esta caída rápida, Shinsky propuso el uso de un tipo de control que él llamó control por posición de válvula, su esquema se muestra en la figura 2.8

La estructura utiliza un controlador de presión  $P_I^{[6]}$  convencional. La salida del controlador va hacia la válvula que controla el flujo de agua de enfriamiento. La señal de salida del controlador de presión también es enviada a otro

---

[6] Modo de control Proporcional-Integral

controlador, el controlador posición-válvula (VPC). Donde dicha señal es comparada con el set point del VPC, y envía una señal de salida, la cual es el set point del controlador de presión.

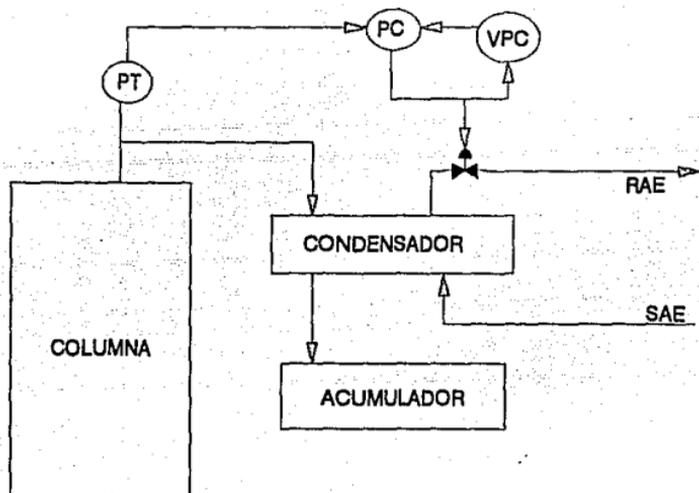


figura 2.8 Control por posición de válvula

La estructura VPC es un tipo diferente de control en cascada. El control primario es la posición de la válvula, y el control secundario es la presión de la columna. Aquí hay una variable manipulable (flujo de agua de enfriamiento) y una variable controlada (posición de la válvula).

## 2.8 CONTROL DE SOBREPOSICION

El control por sobreposición se utiliza generalmente como un control de protección para mantener las variables del proceso dentro de ciertos límites. Es decir, el objetivo de control es mantener al proceso en operación bajo condiciones seguras.

El proceso que aparece en la figura 2.9 muestra un tanque al cual se le suministra un líquido saturado y de éste nuevamente se bombea, bajo control, al proceso. En operación normal, el nivel del tanque está a la altura  $h_1$ , como se muestra en la figura, si por cualquier circunstancia el nivel del líquido baja a la altura  $h_2$ , no se tendrá suficiente volumen positivo neto de succión (NPSH), lo que provocará cavitación en la bomba. Para evitar esta condición es necesario diseñar un sistema de control; este nuevo esquema de control se muestra en la figura 2.10

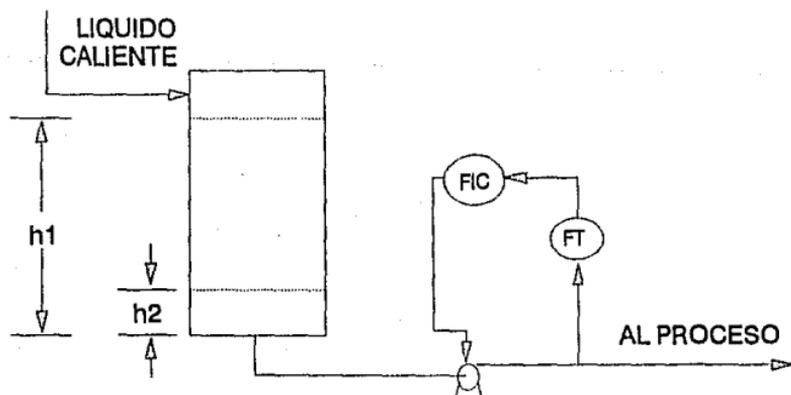


figura 2.9 Circuito de control para el tanque

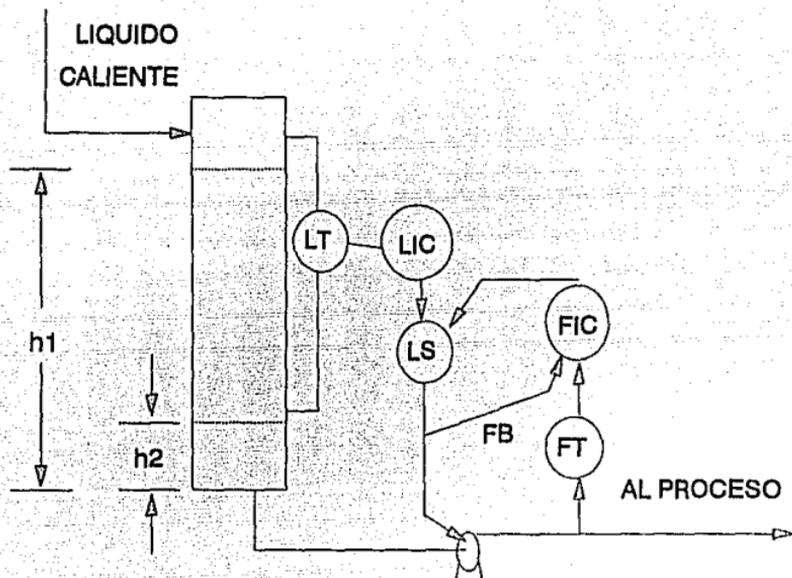


figura 2.10 Control por sobreposición de nivel y flujo

Podemos observar que se mide y controla el nivel en el tanque; por medio de la acción de los controladores y del elemento final de control. La bomba de velocidad variable funciona de tal manera que, cuando se incrementa la entrada de energía (electricidad en este caso), se bombea más líquido.

Bajo condiciones normales de operación, el nivel está en  $h_1$ , el cual se encuentra por arriba del set point del controlador de nivel y, por lo tanto, desde el controlador se tratará de acelerar a la bomba como sea posible. Cuando el flujo de líquido saturado caliente disminuye y el nivel del tanque empieza a bajar, tan pronto como el nivel llega abajo del set point del controlador de nivel, en este controlador se

tratará de hacer más lento el bombeo, mediante la reducción de la salida. Conforme continua el descenso del nivel, la salida del controlador también sigue en descenso y, cuando llega por debajo de la salida del controlador de flujo, en el interruptor de selección baja se elige la salida del controlador de nivel para manejar la bomba. Se puede decir que el controlador de nivel "se superpone" al controlador de flujo.

Una consideración importante al diseñar un sistema de control por sobreposición es que, si en cualquier de los controladores existe modo integral de control, también debe existir protección contra reajuste excesivo.

El control por sobreposición se utiliza como un esquema de protección; tan pronto como el proceso regresa a sus condiciones normales de operación, el esquema de sobreposición regresa automáticamente a su estado de operación normal.

## 2.9 ESTRUCTURA DE CONTROL FEEDBACK

En este tipo de control se involucra una variable controlada y una variable manipulable dentro del circuito. En la figura 2.11 se tiene una típica estructura de control *feedback*, en la cual se muestra una entrada ( $d$ ), una variable manipulable ( $H$ ) y una variable ( $c$ ) a controlar.

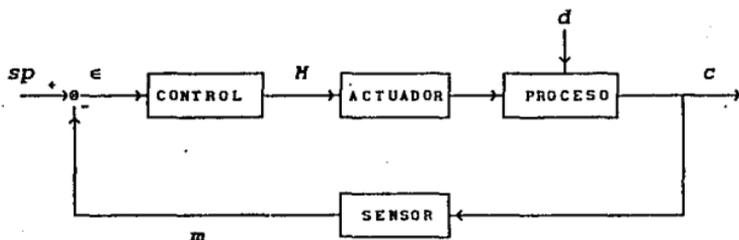


figura 2.11 Estructura de control feedback

El objetivo de control es mantener el valor de la salida ( $c$ ) en un valor deseado, al cual se le llama *set point*. La acción del control "*feedback*" se puede indicar de la siguiente manera:

- Medir el valor de la variable de salida (puede ser flujo, presión, temperatura, nivel, composición) usando un dispositivo apropiado de medida. Asignar a  $m$  el valor dado por el sensor.
- Comparar el valor de  $m$  con el del *set point* ( $sp$ ) asignando la desviación o error como  $\epsilon = sp - m$ .

- El valor de la desviación es suministrada al controlador, el cual actúa sobre el valor de la variable manipulable ( $M$ ) de tal forma que reduzca la magnitud de la desviación.

Las ventajas del control *feedback* son:

- El valor de la variable controlada es comparada continuamente con el valor deseado (*set point*).
- No es necesario conocer cuáles son los posibles disturbios que existen en el proceso, ya que en teoría, esta estructura de control puede compensar a cada uno de ellos.
- Involucra pocos dispositivos y tiende a ser relativamente económico.

Las desventajas son:

- La principal es que el disturbio entra al proceso.
- Cuando un error es detectado, la acción del controlador comienza después de un tiempo razonable.
- Debido a que opera por prueba y error, si la acción sobre el control es relativamente fuerte, entonces habrá una tendencia de la variable controlada por "dispararse" del *set point* o puede presentar oscilaciones hacia arriba o por abajo del *set point*. Esta tendencia a oscilar es típica de los sistemas *feedback* y se conoce como *offset*.

En el capítulo 5 se efectúa un análisis más detallado de esta estructura de control.

## 2.10 ESTRUCTURA DE CONTROL EN CASCADA

En un control en cascada tenemos una variable manipulable y más de una variable medible. A diferencia de las estructuras anteriores, aquí se tienen dos ciclos de control que usan dos variables medibles diferentes, pero con una variable manipulable en común. La estructura de control en cascada tiene así, dos controladores. A uno de ellos se le llama maestro o primario, y al otro esclavo o secundario. La figura 2.12 muestra la estructura de control en cascada. La particularidad de esta estructura de control es que la señal que sale del controlador primario cambia el set point del controlador secundario cada vez que se detecta un disturbio en el sensor primario.

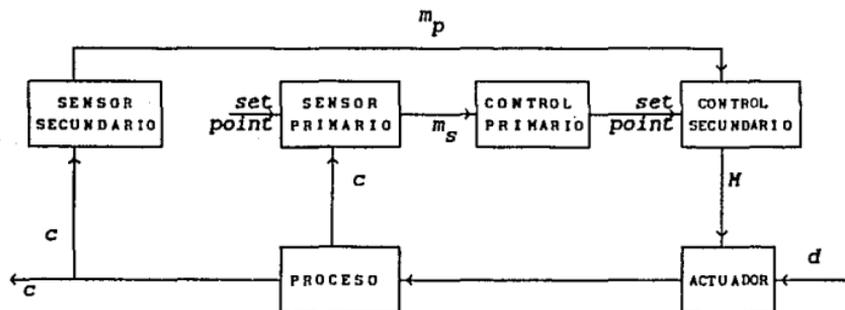


figura 2.12 Estructura de control en cascada

Otra particularidad del control en cascada es que existen dos tipos:

1. En serie
2. En paralelo

Los dos procesos son básicamente diferentes y presentan distintas características dinámicas.

### CASCADA EN SERIE

En un sistema en serie la variable manipulada afecta a la variable controlada secundaria, y ésta afecta a la variable primaria (ver figura 2.13). En un arreglo en bloques, como el que se muestra en la figura 2.14, el controlador secundario  $C_s$  ajusta a la variable manipulada,  $M$ , para controlar a la variable secundaria  $X_s$ . La señal del set point  $X_s^{set}$  para el controlador secundario llega del controlador primario  $C_p$ ; es decir, la salida del controlador primario es el set point del controlador secundario.

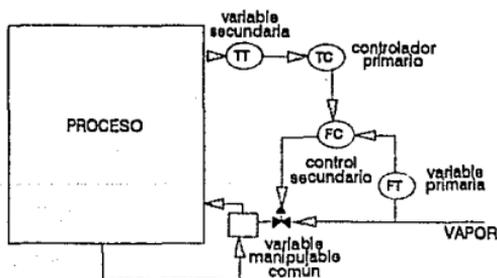


figura 2.13 Estructura del control cascada en serie

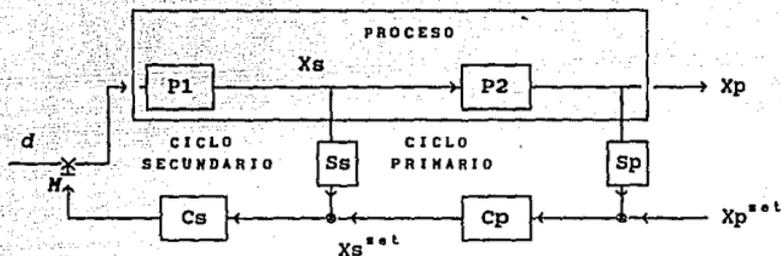


figura 2.14 Diagrama de bloques para un control cascada en serie

#### CASCADA EN PARALELO

En un sistema en paralelo la variable manipulada afecta de manera directa tanto a la variable controlada primaria como a la variable controlada secundaria.

Considere el reactor que se muestra en la figura 2.15

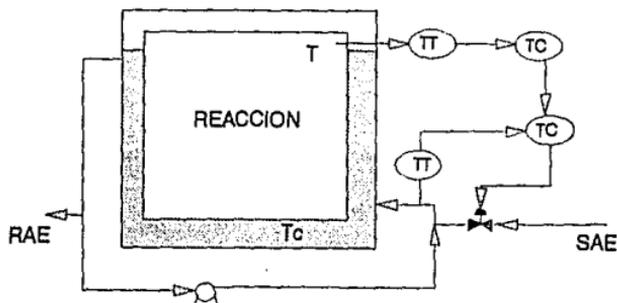


figura 2.15 Control cascada en paralelo

La reacción es exotérmica y el calor generado es removido con agua que fluye alrededor de la chaqueta del tanque. El objetivo es mantener la temperatura de la mezcla de reacción,  $T$ , constante a un valor deseado. El ciclo que mide a  $T$  es el control primario y utiliza un set point proporcionado por el operador, mientras que el ciclo que mide a  $T_c$  utiliza la salida del controlador primario como su set point y éste es llamado controlador secundario.

Generando un diagrama de bloques del proceso anterior, se puede apreciar mejor este mecanismo de control cascada en paralelo.

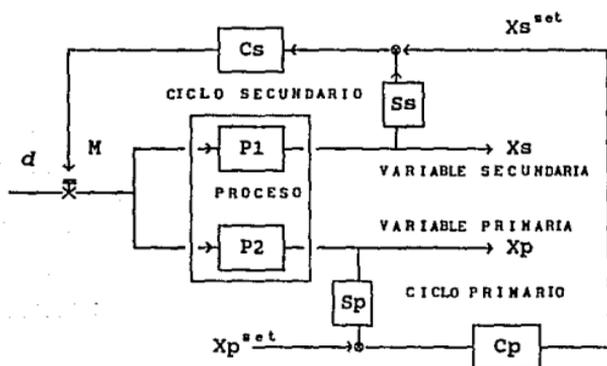


figura 2.16 Diagrama de bloques para el control cascada en paralelo

Una vez que se han revisado algunas de las estructuras de control más ampliamente utilizadas, podemos afirmar que para implementar cualquiera de ellas, es importante conocer, antes de otra cosa, al proceso mismo; a las ventajas que

resultarán si se aplicará la estructura de control seleccionada, y al mismo tiempo las desventajas del mismo. Esto se menciona debido a que una selección inadecuada provoca que los gastos en la implementación del sistema de control sean mayores en comparación con el ahorro esperado por tal implementación.

Algo muy importante que se debe mencionar en estos momentos, es que el análisis comparativo que se desarrolla en la tesis, sólo revisa la respuesta dinámica de las estructuras de control *feedback* y en cascada; el análisis de las otras estructuras y un análisis económico quedan fuera de los objetivos planeados; sin embargo, no se deben olvidar, ya que, el aspecto económico, la mayoría de las veces determina que estructura de control se debe seleccionar.

## **CAPITULO 3**

# **ELEMENTOS DE CONTROL**

### 3 ELEMENTOS DE CONTROL

En los capítulos anteriores se han mencionado ya los elementos que conforman al sistema de control. Sin embargo, se debe abundar más sobre el tema para poder entender mejor su funcionamiento y aplicabilidad en los procesos. Es decir, en este capítulo se analizan más detalladamente las características, tipos y funciones de los elementos que conforman a una estructura de control. Los componentes que se analizan son los siguientes:

1. Elemento central de control: PROCESO
2. Elemento primario de medición: SENSOR
3. Elemento secundario de medición: TRANSDUCTOR
4. Elemento final de medición: REGISTRADOR
5. Elemento primario de control: CONTROLADOR
6. Elemento final de control: ACTUADOR

La importancia de estos componentes estriba en qué en conjunto realizan las tres operaciones básicas que deben estar presentes en todo sistema de control. Estas operaciones son:

1. **Medición:** La medición de la variable que se controla se hace generalmente mediante la combinación de sensor y transmisor.
2. **Decisión:** Con base en la medición, el controlador decide qué hacer para mantener la variable en el valor que se desea.
3. **Acción:** Como resultado de la decisión del controlador se debe efectuar una acción en el sistema, generalmente ésta es realizada por el elemento final de control.

### 3.1 EL PROCESO

#### ELEMENTO CENTRAL DE CONTROL

Este elemento representa a los equipos en los cuales se realiza una operación física o química y al cual se le aplicará el control. Se dice que es el elemento central de control ya que en él se manifiestan más regularmente los disturbios; además de que es el sistema que deseamos controlar. Por otra parte, para describir el comportamiento de un proceso físico es indispensable definir las características específicas del mismo. Cuando se ha efectuado ésto, se puede llevar a cabo la implementación del sistema de control que cubra con las necesidades o requerimientos del proceso.

Algo que se aprenderá aquí es que el sensor, el transmisor y la válvula de control están localizados en el equipo del proceso, mientras que el controlador está localizado en un panel del cuarto de control que se encuentra a una cierta distancia del equipo de proceso. Para dejar más claro lo anterior, es recomendable revisar las características de cada uno de los elementos de control.

## 3.2 SENSORES

### ELEMENTO PRIMARIO DE MEDICION

Básicamente los sensores son instrumentos de medición. De ellos existe una gran variedad y se encuentran algunos que miden temperatura, otros presión, nivel, flujo, pH, concentración, etc., los sensores son conocidos dentro de la dinámica como los elementos primarios de medición. En un sensor se produce un fenómeno mecánico, eléctrico o similar, el cual se relaciona con la variable de proceso que se mide. Los principales sensores se pueden clasificar como medidores de:

1. Temperatura
2. Presión
3. Flujo
4. Nivel, y
5. Concentración

#### 3.2.1 MEDIDORES DE TEMPERATURA

La temperatura junto con el flujo son las variables que con mayor frecuencia se miden en la industria de proceso. Los sensores de medida de temperatura son clasificados en cuatro tipos generales.

- I. Termómetros de expansión
- II. Dispositivos con sensor de resistencia
- III. Termopares
- IV. Métodos sin contacto

La tabla 1 muestra una clasificación más completa de ellos.

TABLA 1. CLASIFICACION DE SENSORES DE TEMPERATURA

- I. Termómetro de expansión
  - A) Termómetro de vidrio
  - B) Termómetro bimetalico
  - C) Termómetro de bulbo lleno
    - 1. Llenos de gas
    - 2. Llenos de líquido
    - 3. Llenos de vapor
- II. Dispositivos con sensor de resistencia
  - A) Termómetros de resistencia
  - B) Termistores
- III. Termopares
- IV. Métodos sin contacto
  - A) Pirómetros ópticos
  - B) Pirómetros por radiación
  - C) Técnicas infrarrojas

### 3.2.2 MEDIDORES DE PRESION

Los dispositivos para medir presiones en procesos se dividen en tres grupos :

1. Los que se basan en la medición de la altura de la columna del líquido (tipo manómetro).
2. Los que se basan en la medición de la distorsión de una cámara de presión elástica (tipo bourdon).
3. Los dispositivos sensores de tipo eléctrico (tipo extensómetro).

### 3.2.3 MEDIDORES DE FLUJO

El flujo está definido como volumen por unidad de tiempo en condiciones específicas de temperatura y presión. Se mide usualmente con medidores de desplazamiento positivo o de velocidad. En la tabla 2 aparecen varias características de algunos de ellos.

### 3.2.4 MEDIDORES DE NIVEL

En el control de los procesos, el nivel de líquidos y sólidos contenidos en tanques y reactores, tolvas, etc., es una variable muy importante.

Los dispositivos para la medida de nivel son muy variados. Se enumeran los siguientes.

1. Indicación directa
2. Flotador
- 3 .Contactor móvil de superficie
4. Presión diferencial
5. Burbujeo
6. Capacitivos
7. Conductivos
8. Ultrasónicos

De los enunciados anteriormente, los tres medidores de nivel más importantes son el de presión diferencial, el de flotador y el de burbujeo.

TABLA 2. CARACTERISTICAS DE MEDIDORES DE FLUJO

ELEMENTO PRIMARIO	TIPO DE FLUIDO	$\Delta P$	%ERROR	EFECTO DE VISCOSIDAD	COSTO
PLACA DE ORIFICIO					
CONCENTRICO	L, V, G	50-90%	0.75	ALTA	BAJO
SEGMENTADO	SUSPENSION	60-100%	2.5	ALTA	BAJO
ECCENTRICO	L-G	60-100%	2.0	ALTA	BAJO
FILO CUADRANTE	L VISCOSO	45-85%	1.0	ALTA	MEDIANO
TUBO					
VENTURI	L, G	10-20%	1.0	MUY ALTA	ELEVADO
DALL	L	5-10%	1.0	ALTA	ELEVADO
PITOT	L	ninguna	1.0	BAJA	BAJO
VENTURI-PITOT	L, G	ninguna	1.0	ALTA	BAJO
MEDIDOR					
MAGNETICO	SUSPENSION	ninguna	1.0	ninguna	ALTO
DE REMOLINO	G	0-2 psi	1.0	ninguna	BAJO
DE VORTICE	L-G	0-6 psi	0.25	mínima	ALTO
ROTAMETRO	V, G	1-200"wc	2.0	MEDIA	MEDIANO
ULTRASONICO	L	—————	0.0	ninguno	ALTO

### 3.2.5 MEDIDORES DE CONCENTRACION

Otro grupo importante de sensores lo conforman los de concentración (composición), éstos se utilizan en las mediciones y control de calidad del producto.

Varios analizadores de composición que se emplean para regular y controlar un proceso, requieren la conversión química de uno o más componentes de la muestra, antes de efectuar la medición cuantitativa. Estas reacciones incluyen la formación de sólidos suspendidos para mediciones turbidimétricas, la formación de materiales coloreados para la detección colorimétrica, la oxidación o reducción selectiva para mediciones electroquímicas y la formación de electrólitos para mediciones basadas en la conductancia eléctrica. Incluso algunos materiales no volátiles se pueden separar y medir por cromatografía de gas, después de convertirlos en derivados volátiles.

### 3.3 TRANSDUCTORES

#### ELEMENTO SECUNDARIO DE MEDICION

Los transductores son muy útiles dentro del sistema de control debido a que tienen la capacidad de convertir corriente o voltaje a una determinada señal que puede ser neumática o hidráulica. También puede actuar de modo contrario. Así, mediante las líneas de transmisión es posible llevar señales eléctricas, neumáticas o hidráulicas desde un punto del sistema de control a otro. De tal forma, que se puede decir que forman la red secuencial del sistema.

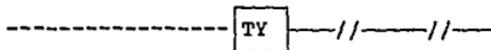
Cuando el transmisor es la interfase entre el proceso y el controlador, su tarea es convertir la señal del sensor a una señal de control; la cual dependerá del tipo de controlador que se empleará en el sistema.

La importancia del transductor radica en que permite manipular la velocidad de acción del sistema cuando la distancia entre el sensor, el controlador y el actuador es apreciable. De esta manera, la calidad de control en un circuito de control neumático se ve afectada cuando la constante de tiempo de la señal es mucho mayor en comparación con la constante de tiempo del proceso. Un método para evitar que las constantes de tiempo de transmisión sean grandes, consiste en utilizar controladores y posicionadores de válvulas montados en el sitio de trabajo.

Hay cuatro tipos principales de señales usadas para comunicar los elementos de control.

1. Señal neumática   
 en un rango de      3-15 psig  
                                  6-30 psig  
                                  3-27 psig
  
2. Señal hidráulica   
 en un rango de      1-20 pulg. de agua
  
3. Señal eléctrica   
 en un rango de      4-20 mA  
                                  10-50 mA  
                                  1-5 V  
                                  0-10 V
  
4. Señal digital o por computadora    0-1

Para convertir de una señal a otra se emplea el traductor TY que normalmente se representa como:



donde TY es alguna de las siguientes combinaciones:

Traductor (I/P)	Corriente 	Neumática
(P/I)	Neumática 	Corriente
(E/P)	Voltaje 	Neumática
(P/E)	Neumática 	Voltaje

Las técnicas de transmisión digital se usan para comunicar información del proceso a la computadora, de la computadora al proceso y de una computadora a otra. Los enlaces de comunicación emplean técnicas que varían desde las señales de control continuo de tipo telegráfico, hasta los sistemas complejos de ondas de radio portadoras moduladas de mayor complejidad, incluyendo los enlaces de microondas.

### 3.4 REGISTRADORES E INDICADORES

#### ELEMENTO FINAL DE MEDICION

Este elemento es útil en algunos casos en donde es necesario que el sistema de control proporcione el comportamiento visual del proceso, o un control más riguroso del mismo. La mayoría de los instrumentos de presentación se clasifican como registradores o indicadores; los cuales pueden ser: analógicos o digitales. La presentación analógica se caracteriza por una respuesta continuamente variable, por ejemplo, la aguja de una escala, una línea de tinta trazada en una gráfica o un rastro de luz en la pantalla de un tubo de rayos catódicos. La presentación digital se caracteriza por la información numérica que señala. Como ejemplos típicos se incluyen los voltímetros, los contadores digitales, y las hojas de registro mecanografiadas o impresas. Los datos digitales se registran también en forma codificada en cintas magnéticas o de papel.

En el caso de los dispositivos de presentación analógica, se puede indicar en una sola hojeada el valor aproximado y el valor relativo con respecto a la escala completa. Sin embargo, este tipo de dispositivo no ofrece lecturas tan rápidas y exactas como los de naturaleza digital. La presentación numérica o digital se lee con tanta precisión como se desee, y ésta está limitada sólo por la cantidad de dígitos de que se compone cada forma de presentación particular. Las unidades de medición para la variable se pueden exhibir también junto con el valor. El advenimiento de los sistemas de control de procesos con computadoras digitales ha estimulado el desarrollo de dispositivos indicadores y de registro de forma digital, que son funcionales y económicos.

## 3.5 CONTROLADORES

### ELEMENTO PRIMARIO DE CONTROL

El trabajo del controlador es comparar la señal de proceso que proviene del transmisor con la señal del set point y enviar una señal apropiada a la válvula de control u otro actuador. Se puede decir que el controlador es el elemento pensante del sistema; ya que recibe la información proveniente del sensor y dependiendo del modo en que esté trabajando, decide que acción tomar.

Cuando un controlador automático se agrega a un proceso, el funcionamiento depende de la naturaleza del mismo, del equipo, del tipo de control y del cuidado con que se sintonice o ajuste el controlador. El uso de computadoras como controladores de proceso ha hecho posible controlar el proceso de una manera mucho más cercana a la ideal.

#### 3.5.1 TIPOS DE CONTROLADORES

En general, los controladores de proceso pueden clasificarse como:

- Neumáticos
- Hidráulicos
- Electrónicos

Los sistemas de control hidráulico y neumático constituyen una de las formas de control más utilizadas; sin embargo, en los últimos años se ha incrementado el uso de controladores electrónicos. Cada uno de los distintos tipos de controladores tienen sus ventajas y sus desventajas, dependiendo de éstas serán o no aplicados a un determinado proceso.

## CONTROLADORES NEUMATICOS

Los controladores neumáticos son los que se emplean en las siguientes situaciones:

- No es necesaria una gran exactitud.
- No se requiere una respuesta muy rápida.
- Las distancias de transmisión son cortas.
- No se considera un control por computadora.

—Si se considera ésto, la interfase entre componentes neumáticos y sistemas electrónico podría introducir costos adicionales.—

- Como el equipo es sencillo, su mantenimiento es fácil.
- Los costos en los sistemas de transmisión neumática y electrónica son casi iguales hasta 250 o 300 pies. Arriba de esta distancia los sistemas electrónicos ofrecen ahorros considerables.

\*\* Básicamente, el equipo neumático es más simple. No requieren que el personal de mantenimiento maneje o tenga un suficiente conocimiento en electrónica.

\*\* El personal de operación rechaza el uso de instrumentos electrónicos. La mayoría del personal que opera el sistema de control tiene más experiencia y confianza en componentes neumáticos y están desfamiliarizados con los electrónicos.

### CONTROLADORES HIDRAULICOS

El sistema de control hidráulico está ampliamente constituido y es la categoría más pequeña de los controladores. El equipo asociado con los sistemas hidráulicos es muy similar a los encontrados en los sistemas de control neumáticos. El sistema hidráulico tiene las siguientes ventajas:

- Se dispone de grandes fuerzas positivas de salida.
- Los motores hidráulicos son más pequeños que los motores electrónicos y neumáticos.
- Sus componentes son seguros y resistentes.
- Sus componentes son accionadas rápidamente.

Sus desventajas son:

- Se requiere de líneas para el regreso del fluido hidráulico.
- Los efectos de la temperatura sobre la viscosidad del fluido afectan su funcionamiento.
- La mayoría de los fluidos hidráulicos son flamables.

\*\* Debido a que generalmente las desventajas de los componentes del control hidráulico exceden a las ventajas, muy pocos sistemas de control hidráulico puro son usados.

\*\* La más grande ventaja de los componentes hidráulicos es su habilidad para emplear cargas pesadas con gran exactitud. Por ello, un sistema de control usa un componente hidráulico como el elemento final de control. El restante de los elementos de control puede ser neumático, electrónico o una combinación de ellos.

## CONTROLADORES ELECTRONICOS

Los controladores electrónicos se emplean cuando existen las siguientes situaciones:

- Se requiere de una mayor exactitud en las mediciones
- Se encuentran disponibles circuitos de control con respuestas rápidas.
- Es necesario el empleo de control remoto.
- Se requiere de un control por computadora para el procesamiento de señales digitales.

\*\* Los controladores eléctricos usan circuitos eléctricos estandar. Tales ecuaciones descritas son empleadas para el modo deseado de control. Un controlador típico emplea un puente de Wheatstone con un aparato balanceado de voltaje o resistencia para control proporcional y un aparato con corriente balanceada para el controlador proporcional-integral.

\*\* La banda proporcional o ganancia está ajustada por la variación en una resistencia, capacitancia o por la modificación de un voltaje retroalimentado con un potenciómetro. Para obtener la acción integral se usa una resistencia en paralelo con un capacitor en la entrada, y para obtener la acción derivativa, se adiciona un circuito por separado.

### 3.5.2 MODOS DE CONTROL

La forma en que el controlador genera un cambio en la variable controlada recibe el nombre de modo de control y se tienen diferentes tipos.

- De dos posiciones (ON - OFF)
- Modo proporcional (P)
- Modo proporcional-integral (PI)
- Modo proporcional-derivativo (PD)
- Modo proporcional-integral-derivativo (PID)

#### MODO DE DOS POSICIONES (ON - OFF)

El controlador *on-off* (de encendido-apagado) es utilizado en los sistemas de menor importancia en el proceso. Es la forma más simple de control. Por conveniencia, el controlador *on-off* se describe comúnmente como un dispositivo de dos posiciones, en donde la variable manipulada  $M$ , está representada como:

$$M = \begin{cases} 100\% & \text{para } \epsilon \geq 0 \\ 0\% & \text{para } \epsilon < 0 \end{cases}$$

Cuando  $M$  toma un valor máximo, corresponde a un encendido (on) y la válvula se abre o cierra totalmente; si  $M$  toma un valor mínimo, corresponde a un apagado (off) y la válvula se cierra o abre totalmente dependiendo de la acción que se haya definido previamente.

La mayoría de los controladores industriales de este tipo requieren de un ajustamiento de "banda muerta", debido a que el encendido o apagado del elemento final se inicia ligeramente después de un tiempo (cuando el error es ligeramente mayor a cero).

Las ventajas del controlador on-off incluyen:

- El controlador es relativamente económico.
- La válvula de solenoide que emplean estos controladores es menos costosa que una válvula de posicionamiento.
- El sistema es seguro.
- El sistema es fácil de instalar y de ajustar.

El controlador on-off no debe ser aplicado en situaciones donde el tiempo muerto sea demasiado grande.

## MODO PROPORCIONAL

Recibe este nombre debido a que la variable manipulada,  $M$ , es proporcional al error. Su ecuación característica en el dominio del tiempo es:

$$M = K_c \epsilon + Ms$$

donde

$K_c$  = Ganancia del controlador.

$\epsilon$  = error ( $c - s$ )

$Ms$  = Es la señal en régimen permanente ( $\epsilon=0$ )<sup>[7]</sup>

Este controlador es el más simple y sencillo con la ventaja de que sólo tiene un parámetro de ajuste,  $K_p$  o  $PB$ ; la desventaja del mismo es que opera con una desviación en la variable que se controla.

Un controlador proporcional está descrito por el valor de su ganancia proporcional,  $K_c$ , o por su equivalente banda proporcional,  $BP$ , la cual es:

$$BP = \frac{100}{K_c}$$

La  $BP$  caracteriza el rango sobre el cual el error puede cambiar a la señal actuante sobre todo su rango. Generalmente:

$$1 \leq BP \leq 500$$

La función de transferencia del controlador  $P$  es:

$$G_c = \frac{c}{\epsilon} = K_c$$

[7] Generalmente este valor se fija durante la calibración del controlador en la parte media de la escala, a 9 por 10 o a 12mA.

La ganancia del controlador puede ser tanto positiva como negativa. Una ganancia positiva resulta cuando la salida del controlador decrete cuando la medida del proceso se incrementa. Esta acción "incremento-decremento" es llamado control de acción inverso. Para una ganancia negativa la salida del controlador se incrementa cuando la variable medible se incrementa, y en este caso es llamado control de acción directa. El signo correcto depende de la acción del transmisor (el cual generalmente es directa), de la acción de la válvula y de los efectos de la variable manipulada sobre la variable controlada.

Una característica inherente al modo proporcional que ocurre cuando se hace interaccionar el controlador con el proceso es el corrimiento (*offset*<sup>[a]</sup>), con el cual, difícilmente se llega al punto de control. Para corregir este efecto o desviación se emplea el modo integral.

---

[a] El *offset* también es llamado desplazamiento; y es la diferencia entre el punto de control y el *set point* de la variable controlada.

## MODO INTEGRAL

Sirve para evitar el corrimiento característico del modo proporcional. El efecto del ajuste automático (modo integral), es repetir el modo proporcional hasta eliminar el corrimiento, sin importar la posición del elemento final de control. Así, se obtiene un modo proporcional-integral al cual se le denomina comúnmente modo PI.

## MODO PROPORCIONAL INTEGRAL (PI)

La ecuación en el dominio del tiempo es:

$$m = K_c \epsilon + \frac{K_c}{\tau_I} \int_0^t \epsilon(t) dt + M_s$$

donde

$\tau_I$  = constante de tiempo del modo integral

usualmente varia entre:  $0.1 \leq \tau_I \leq 50$  min

En si, el modo PI son las n-veces que se tiene que repetir el modo proporcional para cambiar el valor de salida hasta un valor igual al *set point*.

Esta ecuación en el dominio de Laplace es:

$$G_c = K_c \left( 1 + \frac{1}{\tau_I s} \right)$$

La ventaja que nos ofrece este controlador, es que la acción de integración o de reajuste elimina la desviación.

## MODO DERIVATIVO

Sirve para compensar los tiempos muertos debido a que el controlador actúa inmediatamente después de que siente un error y se anticipa a los efectos que pudiera producir una perturbación en un proceso con tiempo muerto. El modo derivativo produce una anticipación. es decir, si la acción derivativa tiene un ajuste de 2 minutos en su respuesta a la acción proporcional para controlar el proceso.

## MODO PROPORCIONAL DERIVATIVO (PD)

El propósito primordial consiste en acelerar la acción del control. Esto lo logra determinando por anticipado a dónde se dirige un proceso y aplicando la corrección necesaria para determinar el cambio de error. Se anticipa midiendo la velocidad de cambio del error y aplicando una acción de control proporcional a dicha velocidad.

Por ejemplo, si la acción derivada tiene un ajuste de 3 minutos, significa que la acción derivada se anticipará 3 minutos en su respuesta a la acción proporcional.

La ecuación de este modo en el dominio del tiempo es:

$$m = K_c e + K_c \tau_D \frac{de}{dt} + M s$$

donde

$\tau_D$  = Constante de tiempo derivativo, en minutos.

La ecuación nos indica que la salida del controlador es proporcional tanto a la magnitud del error como a su velocidad de cambio.

La ecuación, en el dominio de  $s$  es :

$$G = K_c(1 + \tau_D s)$$

Una desventaja del controlador proporcional-derivativo es que opera con una desviación en la variable que se controla; la desviación solamente se elimina con la acción de integración, sin embargo, un controlador proporcional derivativo puede soportar mayor ganancia; lo que resulta en una menor desviación que cuando se utiliza un controlador únicamente proporcional en el mismo circuito.

## MODO PROPORCIONAL-INTEGRAL-DERIVATIVO (PID)

El modo de tres modalidades combina las acciones del modo proporcional, integral, y derivativo en una sola unidad. El principal efecto de los diferentes elementos es el siguiente:

- Proporcional .- Le da forma a la curva de respuesta; las ganancias superiores generan por lo común respuestas más rápidas, aunque también de mayor oscilación.
- Integral.- Elimina la compensación de estado uniforme.
- Derivativo.- Permite obtener ganancias proporcionales superiores en sistemas de más alto orden.

La ecuación en el modo PID es:

$$M = K_c \epsilon + \frac{K_c}{\tau_I} \int \epsilon(t) dt + K_c \tau_D \frac{d\epsilon}{dt} + M_s$$

Al transformarla al dominio de s es:

$$G = K_c \left( 1 + \frac{1}{\tau_I s} + \tau_D \right)$$

Los controladores proporcional-integral-derivativo, se recomiendan para circuitos con constante de tiempo largo.

En los controladores comerciales probablemente el 60% de todos los controladores son proporcional-integral, 20% son proporcional-integral-derivativo y 20% son proporcional solamente.

## 3.6 ACTUADORES

### ELEMENTO FINAL DE CONTROL

Reciben este nombre porque este elemento actúa dependiendo de la decisión tomada en el controlador sobre la variable manipulada. Algunos ejemplos de ellos son: las válvulas, las bombas, los compresores, los relevadores y otros similares.

El elemento final de control es el mecanismo que altera el valor de la variable manipulada como respuesta a la señal de salida proveniente del controlador automático. El actuador suele ser parecido a un transductor, ya que este dispositivo se encarga de traducir la señal de control de una forma o nivel de energía o potencia a otra, por ejemplo, de señal neumática a acción mecánica que se utiliza para regular una variable de proceso. En casi todos los casos, el actuador de válvula se puede clasificar como actuador de posición lineal. Suministra una posición de salida que es proporcional a su señal de entrada. El movimiento del elemento de salida del activador es, casi siempre, de traslación (en oposición o rotacional), aunque el movimiento de traslación se puede transformar en rotatorio para operar algunas válvulas.

En el control automático de procesos, el elemento final de control que se emplea con mayor frecuencia es la válvula de control. Sin embargo, también se utilizan propulsores de velocidades variables y bombas de salida variable.

El propulsor de velocidad variable es un dispositivo que puede ser un motor eléctrico universal con una fuente de voltaje ajustable o un motor eléctrico de corriente alterna,

ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA

que se alimenta por medio de una fuente de frecuencia ajustable. Para aplicaciones especiales, el motor de velocidad variable puede ser de tipo de turbina de gas o aire, en donde la presión de la fuente se hace variar para cambiar la velocidad.

Entre otros propulsores de velocidad variable, se incluyen los propulsores de banda de razón variable y la bomba hidráulica de desplazamiento variable que mueve un motor hidráulico. Estos dispositivos se impulsan por medio de un motor de velocidad constante, que casi siempre es eléctrico.

Dentro de las bombas de salida variable existen varias clases, las más comunes son las de volumen constante, que funcionan por medio de motores de velocidad variable o bombas de volumen variable impulsadas con motores de velocidad constante. Las bombas de volumen variable se ajustan, casi siempre, cambiando la longitud de carrera del pistón. El pistón puede bombear el fluido de proceso utilizando directamente válvulas múltiples de retención para asegurar velocidades de bombeo reproducibles. El pistón puede introducirse también en una cámara hidráulica sellada, que activa el diafragma de una bomba de este tipo.

## 3.7 CIRCUITO DE CONTROL

Estos elementos de control forman un todo, que al interconectarse entre sí dentro del sistema se ven como se muestran en la figura 3.14

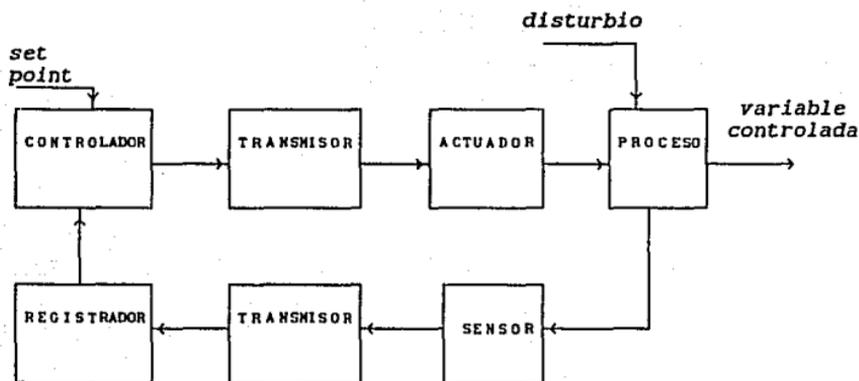


figura 3.14 circuito de control feedback

La figura 3.15 presenta en mayor detalle los distintos componentes del circuito de control anterior sobre un equipo en específico. El equipo al que se hace referencia, es el calentador de agua que se utilizó como ejemplo en la primera parte de la tesis, ver figura 1.10

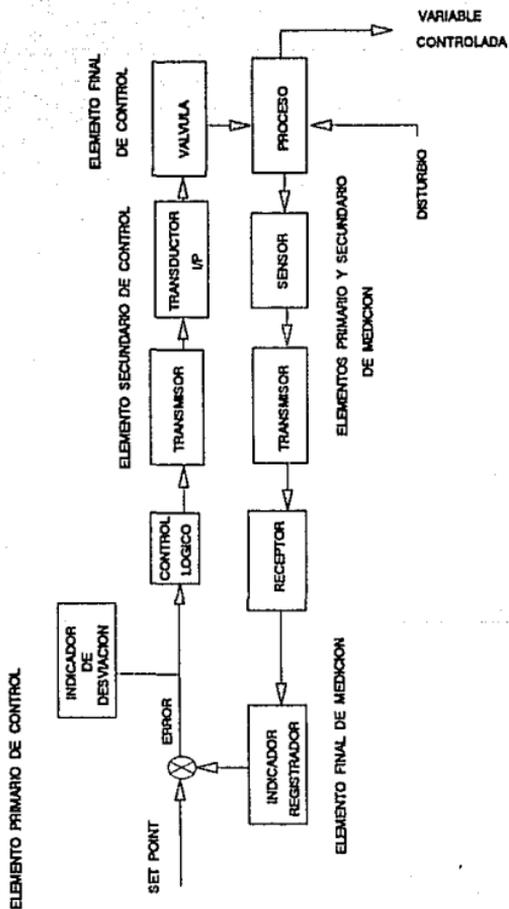


figura 3.15 Componentes de un circuito de control

Los componentes en la figura 3.15 reflejan el empleo de un controlador electrónico, aunque la configuración podría ser similar para un sistema neumático.

El transmisor más comúnmente empleado para la medición de temperatura es el termopar, el cual actúa como sensor y transductor para generar una señal en milivolt que es proporcional a la temperatura del proceso.

El transmisor puede incluir circuitos que linealicen la señal del termopar para convertirla en una señal de corriente eléctrica de 4 a 20 mA, la que puede ser transmitida a una distancia considerable.

En la mayoría de los controladores, el "receptor" es una simple resistencia que convierte la corriente eléctrica en un voltaje. De aquí, el indicador o registrador para la temperatura del proceso podría estar manejado por esta señal de voltaje. Por otra parte, el set point está especificado generalmente por el posicionamiento de algún botón o perilla (o disco mecánico) dentro del controlador. El propósito de los elementos del set point es convertir la posición del elemento mecánico a una señal voltaica que pueda ser comparada con la señal voltaica recibida. La salida del comparador es la señal de error, la cual, la mayoría de los controladores la indican o registran.

El control lógico opera sobre la señal de error para producir un voltaje que ajuste la posición adecuada de la válvula. Como la mayoría de las válvulas se encuentran alejadas del controlador, la salida se convierte nuevamente a una corriente eléctrica de 4 a 20mA. Sin embargo, como la mayoría de las válvulas son neumáticas, la corriente

eléctrica es transformada en una señal neumática por un traductor I/P. En muchas instalaciones, la salida del traductor I/P no se aplica directamente sobre el diafragma de la válvula, en vez de ello, ésta señal es la entrada o *set point* para otro controlador, como ocurre en el control en cascada.

## **CAPITULO 4**

# **REQUERIMIENTOS PARA DISEÑAR**

#### 4 REQUERIMIENTOS PARA DISEÑAR UN MODELO MATEMATICO

Esta parte de la tesis está dedicada a revisar los requerimientos que son indispensables para establecer el modelo matemático del sistema de control. Es decir, se abordará el tema de modelado para mencionar a los componentes que conforman el modelo matemático de un sistema de control.

Los modelos matemáticos pueden ser muy útiles en todas las fases de la ingeniería química.

En la ingeniería básica, se determinan los mecanismos cinéticos y sus parámetros a partir de datos de laboratorio o de pruebas en planta piloto; explorando los efectos a diferentes condiciones de operación con el fin de optimizar y diseñar el proceso.

En la ingeniería de detalle se determina el tamaño y arreglo de los equipos de procesamiento en función del comportamiento dinámico de los mismos. Es decir se estudian las interacciones de varias partes del proceso; se evalúan las estrategias y alternativas de control; simulando el arranque, paro y las situaciones de emergencia del mismo.

En la operación de la planta se analizan los posibles problemas de procesamiento y se dan las acciones necesarias para controlar a los disturbios que se llegaran a presentar. Además, se estudian los efectos de una posible expansión de la planta y se optimiza la operación de la misma.

Lo anterior no se aplica a todos los procesos, pero son una parte vital para confirmar la validez del modelo. La precisión y la complejidad de los modelos que se requieren para desarrollar un sistema de control dependen de los objetivos de procesamiento, del objetivo de control y del grado de automatización necesario para satisfacer a tales objetivos. Normalmente, los modelos que se utilizan son del tipo dinámico, pues describen la evolución del proceso en función del tiempo. Además, permite analizar el comportamiento estático (a régimen permanente), de un determinado fenómeno. Por esta importancia en el análisis y diseño de los sistemas de control, los temas que revisaremos aquí son:

- Modelo matemático
- Leyes fundamentales
- Consistencia matemática
- Técnicas de solución
- Verificación del modelo
- Criterios de estabilidad
- Parámetros de operación

Estos temas son las condiciones que se requieren para generar el modelo matemático y es a lo que llamamos requerimientos de diseño.

#### 4.1 MODELO MATEMATICO

El término de modelo matemático se refiere a la descripción del proceso a controlar a partir de las ecuaciones del sistema. Estas ecuaciones son algebraicas y diferenciales para la variable tiempo. Su propósito es el de representar al sistema de control lo más apegado a la realidad. La metodología utilizada en la generación del modelo matemático comprende las siguientes etapas:

1. Definir el sistema físico y el objetivo de control.
2. Establecer el modelo matemático, escribiendo todas las ecuaciones que ayuden a describir el sistema.
3. Resolver las ecuaciones resultantes.
4. Analizar la solución.

Lo anterior se ve muy simple; sin embargo, cada una de esas etapas comprende más de una actividad. Por ello, la metodología para generar el modelo se puede volver lo más complejo que se desee. Todo dependerá del tipo y tamaño del sistema. La siguiente metodología sólo es un ejemplo.

**METODOLOGIA PARA MODELAR UN SISTEMA**

- \* Definir el sistema para el cual será desarrollado el modelo.
- \* Especificar el fenómeno físico o químico que toma lugar en el proceso a controlar.
- \* Identificar las variables de entrada, tanto manipulables como disturbios.
- \* Identificar las variables de salida, tanto medibles como controladas.
- \* Definir los objetivos de control que se deben satisfacer.
- \* Especificar a las variables claves que servirán para describir el estado natural del sistema cuando cambia con el tiempo.
- \* Definir los balances que deben ser desarrollados.
- \* Definir las ecuaciones adicionales que se necesitarán para completar el modelo matemático.
- \* Realizar un estudio de grados de libertad.
- \* Verificar su consistencia matemática.
- \* Implementar técnicas para resolver las ecuaciones resultantes.
- \* Verificar el funcionamiento del modelo (SIMULACION).
- \* Analizar la solución del modelo para decidir si se acepta o se rechaza.
- \* Especificar el método de solución del modelo, contemplando el rango de aplicabilidad y mencionando sus restricciones.

Al revisar la metodología notamos que el control de algún proceso, se reduce a establecer los balances de materia y energía que están relacionados con él. Esto involucra fijar las condiciones de operación para sus requerimientos, tales como la relación de flujos de materiales, las temperaturas, las presiones, el nivel de los equipos, y la composición de los materiales involucrados. Dichas condiciones están interrelacionadas de tal forma que los procesos más completos son aquellos en los cuales esas interrelaciones son conocidas y controladas.

## 4.2 LEYES FUNDAMENTALES

Las bases para la generación de los modelos matemáticos son las leyes físicas y químicas a las cuales llamamos leyes fundamentales. Estas comprenden a:

- Ley de conservación de la materia.
- Ley de conservación de la energía.
- Ley de conservación de momentum.
- Leyes de transferencia de materia, energía y momentum.
- Ecuaciones de estado.
- Leyes de equilibrio químico.
- Ley de acción de masas.

Por su importancia dentro de la teoría de control, hablaremos brevemente de cada una de ellas.

### LEY DE CONSERVACION DE LA MATERIA

Es conocida también como ecuación de continuidad y establece que la materia no se crea ni se destruye, sólo sufre transformación. Para un sistema dinámico se establece como:

$$\left[ \begin{array}{c} \text{FLUJO MASICO} \\ \text{QUE ENTRA AL} \\ \text{SISTEMA} \end{array} \right] - \left[ \begin{array}{c} \text{FLUJO MASICO} \\ \text{QUE SALE DEL} \\ \text{SISTEMA} \end{array} \right] = \left[ \begin{array}{c} \text{RAPIDEZ DE CAMBIO} \\ \text{DE MATERIA DENTRO} \\ \text{DEL SISTEMA} \end{array} \right]$$

Las unidades de esta ecuación son masa por tiempo.

## LEY DE CONSERVACION DE LA ENERGIA

La primera ley de la termodinámica establece el principio de conservación de energía. Para un sistema abierto se tiene:

$$\left[ \begin{array}{l} \text{FLUJO DE ENERGIA} \\ \text{QUE ENTRA AL} \\ \text{SISTEMA POR} \\ \text{CONVECCION O} \\ \text{DIFUSION} \end{array} \right] - \left[ \begin{array}{l} \text{FLUJO DE ENERGIA} \\ \text{QUE SALE DEL} \\ \text{SISTEMA POR} \\ \text{CONVECCION O} \\ \text{DIFUSION} \end{array} \right] + \left[ \begin{array}{l} \text{CALOR ADICIONADO} \\ \text{AL SISTEMA POR} \\ \text{CONDUCCION,} \\ \text{RADIACION Y} \\ \text{REACCION} \end{array} \right]$$

$$- \left[ \begin{array}{l} \text{TRABAJO REALIZADO} \\ \text{POR EL SISTEMA} \\ \text{SOBRE EL} \\ \text{MEDIO} \end{array} \right] = \left[ \begin{array}{l} \text{RAPIDEZ DE CAMBIO} \\ \text{DE ENERGIA} \\ \text{DENTRO DEL} \\ \text{SISTEMA} \end{array} \right]$$

$$\delta \Delta E + Q - W = \delta E$$

En la mayoría de los sistemas en ingeniería, la ecuación general se reduce esencialmente a un balance de entalpía.

## ECUACION DE MOMENTUM

La ley de movimiento o segunda ley de Newton dice que la fuerza es igual al producto de la materia por su aceleración.

$$F = \frac{M a}{g_c} \quad g_c = 32.2 \text{ lbft}/\overline{\text{lbs}^2}$$

## LEYES DE TRANSPORTE

Son las leyes que gobiernan la transferencia de materia, energía y momentum. Estas leyes de transporte tienen la forma de un *flux*; es decir:

$$\text{flux} = \frac{\text{rapidez de transferencia}}{\text{unidad de área}}$$

Todas utilizan una constante de proporcionalidad física del sistema, y son:

- $D$     coeficiente de difusión
- $k$     coeficiente de transferencia de calor
- $\mu$     coeficiente de viscosidad

Las cuales se utilizan en las siguientes ecuaciones:

Ley de transferencia de materia o ley de Fick.

$$N_A = -D_{AB} \frac{\partial C_A}{\partial z}$$

Ley de transferencia de energía o ley de Fourier.

$$q = -k \frac{\partial T}{\partial z}$$

Ley de transferencia de momentum o ley de Newton.

$$g_C \tau_{rz} = -\mu \frac{\partial u_z}{\partial r}$$

**LEY DE ACCION DE MASAS**

Establece que la velocidad con que se transforma una especie en otra es función del orden de la reacción y de la constante de velocidad de reacción,  $k$ . Tal que

$$R = k C_A^a C_B^b$$

$$k = A \text{ EXP } (-E_a / RT)$$

donde:  $A$  Factor preexponencial  
 $E_a$  Energía de activación  
 $R$  Constante universal, 1.987cal/gmol $^{\circ}$ k  
 $T$  Temperatura absoluta,  $^{\circ}$ k

otra forma de definir a la ley de acción de masas es la siguiente:

"A temperatura constante la velocidad de una reacción química es proporcional al producto de las concentraciones molares de los reactantes".

### 4.3 CONSISTENCIA MATEMATICA DEL MODELO.

Una vez que se han escrito todas las ecuaciones que describen el modelo del sistema, es una buena idea, especialmente en sistemas grandes con ecuaciones complejas, asegurarse que el número de variables sea igual al número de ecuaciones. Para que así, el número de grados de libertad sea cero, y se pueda obtener su solución.

$$GL = NE - NV$$

Si se elige un número incorrecto de variables de diseño, no podrá existir solución, o bien se pueden obtener soluciones múltiples o inconsistencias matemáticas. Debemos recordar que:

$$\text{si } \left\{ \begin{array}{l} GL > 0 \text{ hay solución múltiple,} \\ GL < 0 \text{ no hay solución.} \end{array} \right.$$

Otro paso importante es verificar las unidades de todos los términos que están presentes en las ecuaciones; ya que esto facilitará la solución de las mismas, y permitirá detectar posibles errores que se hayan cometido, incluso en la selección de las unidades.

El empleo de suposiciones facilita la solución de los modelos. Sin embargo, se deben tomar en consideración varias cosas.

#### 4.3.1 SUPOSICIONES EN EL MODELADO

Las suposiciones sirven para simplificar el modelo (sin exceder la aplicabilidad del mismo), ya que un modelo extremadamente riguroso, que incluya todos los detalles, será más complejo y tomará más tiempo para desarrollarse. Además el tiempo empleado en su solución será mucho mayor mientras más complejo sea el modelo. En algunos casos llegará a ser imposible resolver dicho modelo. Por tanto, las suposiciones que implemente el diseñador deben ser válidas para el modelo; y además, se deben tomar en cuenta cuando se evalúen las propiedades.

Siempre hay que tratar de efectuar suposiciones razonables que simplifiquen el modelado; permitiendo así facilitar la solución de las ecuaciones presentes. Además, las suposiciones deben listarse desde el inicio del modelo para tomarlas en consideración al proponer el mismo. Antes de efectuar un ejemplo de lo aquí planteado, se cree necesario revisar algunas de las técnicas que ayudarán a resolver un modelo matemático.

#### 4.4 TECNICAS DE SOLUCION DE LAS ECUACIONES DEL MODELO.

El estudio de los sistemas dinámicos está relacionado con la solución de ecuaciones diferenciales, ya que son estos tipos de ecuaciones los que describen al sistema de control. Las técnicas de solución y las herramientas disponibles están en concordancia con nuestra experiencia en la solución del tipo de la ecuación obtenida. Así, una ecuación puede resolverse de varias formas, la mejor herramienta utilizada facilitará la solución. Por ejemplo, para la solución simultánea de ecuaciones algebraicas no lineales se usan métodos iterativos. Para integración numérica de ecuaciones diferenciales ordinarias se usan diferencias finitas (Runge Kutta). Algo que es importante mencionar es lo siguiente: el análisis de un determinado proceso está limitado a sistemas dinámicos lineales; por lo que, en caso de analizar un modelo no lineal se deben tomar en cuenta otras consideraciones.

Cuando se confronta el análisis dinámico de sistemas no lineales podemos tener las siguientes alternativas.

1. Simular el sistema no lineal en una computadora analógica o digital y calcular su solución numéricamente.
2. Transformar el sistema no lineal a un sistema lineal mediante un cambio apropiado en sus variables.
3. Desarrollar un modelo lineal que se aproxime al comportamiento dinámico de un sistema no lineal alrededor de determinadas condiciones de operación.

Para la representación del modelo, en el caso de estar descrito por ecuaciones diferenciales lineales y continuas,

se suele emplear la transformada de Laplace; que consiste en una proyección del sistema sobre el plano complejo, con lo que la ecuación diferencial se convierte en algebraica, facilitando la solución de la ecuación dinámica.

Antes de tratar el tema de la Transformada de Laplace, revisaremos las técnicas de linealización. Ya que para que una ecuación diferencial sea transformada ésta debe ser lineal o previamente linealizada alrededor de algún punto de operación en estado estable.

#### 4.4.1 TECNICAS DE LINEALIZACION

La linealización de ecuaciones no lineales permite resolver analíticamente, aunque no sean estrictamente más exactas, las ecuaciones dinámicas de un proceso.

Linealización es el proceso por el cual se aproxima un sistema no lineal con uno lineal. Este método es ampliamente usado en el estudio de la dinámica de procesos y en el diseño de sistemas de control. Con la linealización podemos aproximar las ecuaciones no lineales que representan a un proceso no lineal, para luego analizar al sistema mediante la transformada de Laplace. La suposición básica es que la respuesta de la aproximación lineal representa la respuesta del proceso en la región cercana al punto de operación.

Las dos técnicas más utilizadas para linealizar ecuaciones son:

1. Variables de desviación
2. Serie de Taylor

#### VARIABLES DE DESVIACION

Una variable de desviación es definida como la diferencia entre el valor de una variable (o señal) y su valor en el punto de operación a régimen estable. Es decir, las variables de desviación indican qué tanto cambian las variables con respecto a las variables a régimen permanente.

$$X' = X^d = X - \bar{X}$$

Como el valor de operación de la variable es una constante, la derivada de las variables de desviación son siempre igual a sus correspondientes derivadas de sus variables.

$$\frac{d^n x^d(t)}{dt^n} = \frac{d^n X(t)}{dt^n} \quad \text{para } n = 1, 2, 3, \dots$$

Además:

- Los modelos linealizados y expresados en términos de variables de desviación permiten describir el comportamiento dinámico de procesos cercanos al régimen permanente.
- La mayor ventaja de usar variables de desviación radica en el hecho de que el valor base  $\bar{X}$  generalmente es el valor inicial de la variable. Esto significa que las condiciones iniciales de la variable de desviación y sus derivadas son todas cero:

$$X(0) = \bar{X} \quad x^d(0) = 0$$

también

$$\frac{d^n X(0)}{dt^n} = 0 \quad \text{para } n = 1, 2, 3, \dots$$

Entonces cuando se toma la transformada de Laplace de alguna de las derivadas de las variables de desviación se obtiene:

$$z \left[ \frac{d^n X(t)}{dt^n} \right] = s^n X(s)$$

## PROCEDIMIENTO

Sea la ecuación diferencial

$$\frac{dx}{dt} = f(x)$$

linealizando

$$\frac{dx}{dt} = f(\bar{x}) + \left(\frac{df}{dx}\right)_{\bar{x}} (x - \bar{x}) \quad (1)$$

donde  $\bar{x}$  es el valor a régimen permanente.

$$\frac{d(\bar{x})}{dt} = f(\bar{x}) = 0 \quad (2)$$

restando (1) de (2)

$$\frac{d(x - \bar{x})}{dt} = \left(\frac{df}{dx}\right)_{\bar{x}} (x - \bar{x}) \quad (3)$$

definamos a  $x^d = x - \bar{x}$  como la variable de desviación tal que

$$\frac{dx^d}{dt} = \left(\frac{df}{dx}\right)_{\bar{x}} x^d \quad (4)$$

La ecuación (4) es una aproximación lineal de un sistema no lineal expresada en términos de la variable de desviación.

## SERIES DE TAYLOR

La técnica de linealización de Taylor es aplicable alrededor de un punto. En el caso particular de la dinámica y control este punto es el régimen permanente. Si tenemos una función  $f(x_1, x_2) = 0$ ; donde  $\bar{x}_1$  y  $\bar{x}_2$  son las variables a régimen permanente. La linealización de Taylor da:

$$f_1(x_1, x_2) = f_1(\bar{x}_1, \bar{x}_2) + \left. \frac{\partial f(x_1, x_2)}{\partial x_1} \right|_{\bar{x}_1, \bar{x}_2} (x_1 - \bar{x}_1) + \left. \frac{\partial f(x_1, x_2)}{\partial x_2} \right|_{\bar{x}_1, \bar{x}_2} (x_2 - \bar{x}_2)$$

para una función univariable:

$$f(x) = f(\bar{x}) + \left. \frac{\partial f(x)}{\partial x} \right|_{\bar{x}} (x - \bar{x})$$

ejemplo:

$$k = A \exp \{-Ea/RT\}$$

linealizar a  $\bar{T}=500$  °K

$$k = \bar{k} + \frac{\partial k}{\partial T} (T - \bar{T})$$

$$\bar{k} = A \exp\{-Ea/R\bar{T}\}$$

$$\frac{\partial k}{\partial T} = A \exp\{-Ea/R\bar{T}\} \left\{ -Ea/R\bar{T}^2 \right\}$$

Resolviendo para

$$\bar{T} = 500 \text{ °K}$$

$$A = 8.48E10$$

$$Ea = 2500 \frac{\text{cal}}{\text{mol}}$$

$$R = 1.987 \text{ cal/gmol}^\circ\text{K}$$

tenemos:

$$k = 1 - 0.05032(T - \bar{T}) = 26.1635 - 0.05032T$$

La solución sólo es válida alrededor de 500°K

#### 4.4.2 TRANSFORMADA DE LAPLACE

El método de la transformada de Laplace resuelve ecuaciones diferenciales lineales. Debido a que la mayoría de las ecuaciones diferenciales que representan a la mayoría de los procesos son no lineales, se deben emplear técnicas de linealización para aproximar la ecuación diferencial y así poder aplicar la transformada.

La transformada de Laplace ofrece las siguientes ventajas:

1. No requiere la utilización de una computadora.
2. Transforma la ecuación diferencial ordinaria a una ecuación algebraica.
3. Las condiciones iniciales son incluidas automáticamente.
4. Existen tablas de transformadas, por lo que no es necesario evaluarlas todas.
5. Se obtiene la solución a régimen permanente y transiente.
6. Se pueden resolver las ecuaciones resultantes como funciones con discontinuidades finitas.
7. La transformación de las derivadas e integrales se lleva a través de multiplicaciones y divisiones, respectivamente.<sup>[9]</sup>

---

[9] Weber, W. Thomas. "An Introduction to Process Dynamics and Control" John Wiley & Sons. USA. Cap. VII.

## DEFINICION DE LA TRANSFORMADA DE LAPLACE

El método de la transformada de Laplace es un método operacional que permite realizar el cambio de variable del dominio del tiempo al dominio de la variable compleja,  $s$ . Con ello la ecuación diferencial lineal se transforma en una ecuación algebraica de variable compleja. Una vez efectuado lo anterior, se puede hallar la solución de la ecuación de una manera simple. Su forma es la siguiente:

$$\mathcal{L}[f(t)] = \int_0^{\infty} f(t)e^{-st} dt = F(s)$$

donde  $\mathcal{L}[\quad]$  operador de transformación

$f(t)$  función real en el dominio del tiempo, definida para  $t > 0$ .

$e^{-st}$  Se conoce como función Kernell,  $K(s, t)$  o núcleo de transformación.

$s$  variable de transformación que se define como cualquier número complejo.

$F(s)$  Función en el dominio de la variable compleja  $s$ .

Ejemplo 1. Transformar la función  $f(t) = a$

$$\mathcal{L}[f(t)] = \mathcal{L}[a] = \int_0^{\infty} a e^{-st} dt = -\frac{a}{s} e^{-st} \Big|_0^{\infty}$$

$$\mathcal{L}[a] = -\frac{a}{s} e^{-s(\infty)} + \frac{a}{s} e^{-s(0)} = \frac{a}{s}$$

En general :  $\mathcal{L}[K] = \frac{K}{s}$

Ejemplo 2. Transformar la función  $f(t) = t$

$$\mathcal{L}[t] = \int_0^{\infty} t e^{-st} dt = \int_0^{\infty} u dv = uv - \int v du$$

$$u = t \quad du = dt$$

$$v = -e^{-st}/s \quad dv = e^{-st} dt$$

$$\mathcal{L}[t] = -\frac{t}{s} e^{-st} \Big|_0^{\infty} + \int_0^{\infty} \frac{e^{-st}}{s} dt = -\frac{t}{s} e^{-st} \Big|_0^{\infty} - \frac{e^{-st}}{s^2} \Big|_0^{\infty}$$

$$\mathcal{L}[t] = \frac{\infty}{s} e^{-s(\infty)} + \frac{0}{s} e^{-s(0)} - \frac{1}{s^2} e^{-s(\infty)} + \frac{1}{s^2} e^{-s(0)}$$

$$\mathcal{L}[t] = \frac{1}{s^2}$$

En general :  $\mathcal{L}[K] = \frac{K}{s^2}$

Ejemplo 3. Transformar la función  $f(t) = t^2$

$$\mathcal{L}[t^2] = \int_0^{\infty} t^2 e^{-st} dt = \int_0^{\infty} u dv = uv - \int v du$$

$$u = t^2 \quad du = 2t dt$$

$$v = -e^{-st}/s \quad dv = e^{-st} dt$$

$$\mathcal{L}[t^2] = -\frac{t^2}{s} e^{-st} \Big|_0^{\infty} + \int_0^{\infty} \frac{e^{-st}}{s} (2t) dt = -\frac{t^2}{s} e^{-st} \Big|_0^{\infty} - \frac{2te^{-st}}{s} \Big|_0^{\infty}$$

$$\mathcal{L}[t^2] = \int_0^{\infty} \frac{e^{-st}}{s} (2t) dt \quad u = 2t \quad du = 2dt$$

$$v = -e^{-st}/s^2 \quad dv = \frac{e^{-st}}{s} dt$$

$$\mathcal{L}[t^2] = \frac{-2\omega}{s^2} e^{-s(\infty)} + \frac{2(0)}{s^2} e^{-s(0)} - \frac{1}{s^3} e^{-st} \Big|_0^{\infty}$$

$$\mathcal{L}[t^2] = \frac{-2}{s^3} e^{-s(\infty)} + \frac{2}{s^3} e^{-s(0)} = \frac{2}{s^3}$$

$$\mathcal{L}[t^2] = \frac{2}{s^3}$$

En general :  $\mathcal{L}[Kt^n] = \frac{K \cdot n!}{s^{n+1}}$

De la misma manera se obtienen las demás transformadas.

$$\text{La transformada de } f(t) = \exp(at) \text{ es } F(s) = \frac{1}{s - a}$$

$$\text{La transformada de } f(t) = \exp(-at) \text{ es } F(s) = \frac{1}{s + a}$$

$$\text{La transformada de } f(t) = A\exp(at) \text{ es } F(s) = \frac{A}{s - a}$$

$$\text{La transformada de } f(t) = t\exp(at) \text{ es } F(s) = \frac{1}{(s + a)^2}$$

$$\text{La transformada de } f(t) = \text{sen}(at) \text{ es } F(s) = \frac{a}{s^2 + a^2}$$

$$\text{La transformada de } f(t) = \text{cos}(at) \text{ es } F(s) = \frac{s}{s^2 + a^2}$$

#### PROPIEDADES DE LA TRANSFORMADA DE LAPLACE<sup>[10]</sup>

##### LINEALIDAD

$$\mathcal{L}[f_1(t) \pm f_2(t)] = \mathcal{L}[f_1(t)] \pm \mathcal{L}[f_2(t)] = F_1(s) \pm F_2(s)$$

##### MULTIPLICIDAD

$$\mathcal{L}[af(t)] = a \mathcal{L}[f(t)] = a F(s)$$

##### TRANSLACION

$$\mathcal{L}[f(t - \alpha)] = e^{-\alpha s} F(s)$$

[10] Luyben, W. L. "Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineering", 2<sup>da</sup> Edition.

## TEOREMAS DE LA TRANSFORMADA DE LAPLACE

## TEOREMA DE DERIVACION

$$\mathcal{L}\left[\frac{d}{dt}f(t)\right] = \int_0^{\infty} \frac{d}{dt}f(t)e^{-st}dt = sF(s) - f(0)$$

donde  $f(0)$  es el valor de la función al tiempo cero,  $t=0$ . (condición inicial).

En forma similar, la transformada de la segunda derivada de  $f(t)$  es:

$$\mathcal{L}\left[\frac{d^2}{dt^2}f(t)\right] = s^2F(s) - sf(0) - f'(0)$$

donde  $f'(0)$  es el valor de  $\frac{d}{dt}f(t)$  calculada en el tiempo  $t=0$ .

En general.

$$\mathcal{L}\left[\frac{d^n}{dt^n}f(t)\right] = s^nF(s) - s^{n-1}f(0) - s^{n-2}f'(0) - \dots$$

$$\dots - sf^{(n-2)}(0) - f^{(n-1)}(0)$$

## TEOREMA DE INTEGRACION

$$\mathcal{L}\left[\int_0^{\infty} f(t)dt\right] = \int_0^{\infty} \left(\int_0^{\infty} f(t)dt\right)e^{-st}dt = \frac{1}{s}F(s) + \frac{1}{s}\int_0^{\infty} f(t)dt \Big|_{t=0}$$

TEOREMA DE VALOR INICIAL.- Una función  $f(t)$  tiende a un valor definido cuando  $s$  tiende a infinito.

$$\lim_{t \rightarrow 0} f(t) = \lim_{s \rightarrow \infty} SF(s)$$

El teorema de valor inicial y final frecuentemente brindan un medio de verificación de la solución. Además de que permite predecir el comportamiento de un sistema en el dominio del tiempo.

TEOREMA DE VALOR FINAL.- Una función  $f(t)$  tiende a un valor definido cuando  $t$  tiende a infinito.

$$\lim_{t \rightarrow \infty} f(t) = \lim_{s \rightarrow 0} SF(s)$$

Este teorema establece que el comportamiento de  $f(t)$  en régimen permanente es igual al de  $SF(s)$  en la vecindad de  $s = 0$ .

El teorema de valor final no es válida para la función  $f(t) = \text{sen } \omega t$ .

#### 4.4.3 TRANSFORMACION INVERSA DE LAPLACE

El proceso matemático de pasar de la expresión en variable compleja a la expresión en función del tiempo, se llama transformación inversa. Como notación para la transformación inversa, se utiliza  $\mathcal{L}^{-1}$ , de modo que

$$\mathcal{L}^{-1}[F(s)] = f(t) = \frac{1}{2\pi i} \int_{c-ai}^{c+ai} F(s) e^{-st} ds \quad (t > 0)$$

Realizar la integración dada por esta ecuación parece complicado. No obstante, un modo conveniente es el de utilizar una tabla de transformadas de Laplace (tabla 4.1).

A menudo la función buscada puede no aparecer en las tablas de transformadas. En este caso, se puede buscar otra expresión de la misma mediante el método de fracciones parciales o por el método de expansión por Heaveside.

TABLA 4.1 Parejas de transformadas de Laplace.

DOMINIO DE LAPLACE	DOMINIO DEL TIEMPO
$F(s)$	$f(t)$
$\frac{1}{s}$	1
$\frac{1}{s^n}$	$\frac{t^{n-2}}{(n-1)!}$
$\frac{1}{(s-a)}$	$e^{at}$
$\frac{1}{(s-a)^n}$	$\frac{t^{n-1} e^{at}}{n-1}$
$\frac{1}{s^2 - \omega^2}$	$\frac{1}{\omega} \text{sen}(\omega t)$
$\frac{s}{s^2 - \omega^2}$	$\text{cos}(\omega t)$
$sF(s) - f(0)$	$f'(t)$
$s^n F(s) - s^{n-1} f(0) - f^{(n-1)}(0)$	$f^{(n)}(t)$
$\frac{1}{s} F(s)$	$\int_0^t f(\tau) d\tau$
$F_1(s) F_2(s)$	$\int_0^t f_1(t-\tau) f_2(\tau) d\tau$
$(-1)^n F^n(s)$	$t^n f(t)$
$\int_0^\infty F(s) ds$	$\frac{1}{t} f(t)$

## 4.4.4 METODO DE FRACCIONES PARCIALES

En problemas de teoría de control, se obtiene un cociente de dos polinomios al cual se le llama función de transferencia. La mayoría de las veces se representa por una letra  $G(s)$ .

$$G(s) = Q(s)/P(s)$$

donde  $Q(s)$  y  $P(s)$  son polinomios en  $s$ , en los que el grado de  $P(s)$  no es mayor que el de  $Q(s)$ .

La metodología para hallar la  $\mathcal{L}^{-1}$  es:

- 1.- Expandir la relación  $Q(s)/P(s)$  en una serie de fracciones.

$$\frac{Q(s)}{P(s)} = \frac{C_1}{r_1(s)} + \frac{C_2}{r_2(s)} + \dots + \frac{C_m}{r_m(s)}$$

Al factorizar el denominador  $P(s)$  en sus raíces se llegan a presentar 4 casos:<sup>[11]</sup>

- Todas las raíces son reales y diferentes
- Hay raíces reales iguales o repetidas
- Las raíces son complejos
- Hay raíces múltiples de grado  $m$

- 2.- Calcular los valores de las constantes  $C_1, C_2, C_3, \dots, C_m$ .  
3.- Evaluar la transformada inversa de cada fracción parcial.

$$f(t) = \mathcal{L}^{-1}\left[\frac{C_1}{r_1(s)}\right] + \mathcal{L}^{-1}\left[\frac{C_2}{r_2(s)}\right] + \dots + \mathcal{L}^{-1}\left[\frac{C_m}{r_m(s)}\right]$$

<sup>[11]</sup> Esta información se encuentra disponible en el libro de: Ogata, K.L "Ingeniería de Control Moderno". CECSA, (1978).

## 4.4.5 EXPANSION POR HEAVESIDE

Es un método sistemático para determinar los coeficientes en la expansión por fracciones parciales.

## PROCEDIMIENTO

Sea la función de transferencia:

$$F(s) = \frac{s^2 - s - 6}{s^3 - 2s^2 - 2s} = \frac{s^2 - s - 6}{(s-1)(s+1)(s-2)}$$

1. Realizar la expansión

$$F(s) = \frac{C1}{s-1} + \frac{C2}{s+1} + \frac{C3}{s-2}$$

2. Calcular el valor de las constantes

Para calcular el valor de las constantes se multiplican ambos miembros por el denominador de la constante a calcular. la expresión resultante se evalúa para el valor de s.

Para C1 tenemos:  $s-1=0$  por lo que:  $s=1$

$$\frac{s^2 - s - 6}{(s-1)(s+1)(s-2)} (s-1) = \left[ \frac{C1}{s-1} + \frac{C2}{s+1} + \frac{C3}{s-2} \right] (s-1)$$

$$C1 = \frac{s^2 - s - 6}{(s+1)(s-2)} = \frac{1^2 - 1 - 6}{(1+1)(1-2)} = \frac{-6}{-2} \quad C1 = 3$$

3. Encontrar la transformada inversa para cada una de las fracciones.

$$\mathcal{L}^{-1} \left[ \frac{3}{s-1} \right] = 3e^t$$

4. La solución en el dominio del tiempo, será la suma de las transformadas individuales:

$$f(t) = \mathcal{L}^{-1}\left[\frac{C_1}{r_1(s)}\right] + \mathcal{L}^{-1}\left[\frac{C_2}{r_2(s)}\right] + \dots + \mathcal{L}^{-1}\left[\frac{C_m}{r_m(s)}\right]$$

Para el ejemplo anterior, la solución es:

$$f(t) = 3e^t - \frac{2}{3}e^{-t} - \frac{4}{3}e^{2t}$$

La expansión estará gobernada por la forma y las raíces del denominador. Un análisis detallado se presenta en el libro "Principles and Practice of Automatic Process Control" de Corripio, B. Armando y Smith A. Carlos.

## 4.4.6 FUNCION DE TRANSFERENCIA

La función de transferencia se define como la relación de la transformada de Laplace de la variable de salida,  $Y(s)$ , entre la transformada de Laplace de la variable de perturbación o de entrada,  $X(s)$ . Esto es,

$$G(s) = \frac{\text{salida}}{\text{entrada}} = \frac{Y(s)}{X(s)}$$

Los sistemas de procesos fluidos y térmicos manifiestan varias características dinámicas distintas, pero muchos de ellos se pueden describir por medio de combinaciones de cinco funciones de transferencia.

elemento proporcional	$K$
elemento de capacitancia	$\frac{1}{\tau s}$
elemento de primer orden	$\frac{1}{\tau s + 1}$
elemento de segundo orden	$\frac{1}{\tau^2 s^2 + 2\zeta\tau s + 1}$
elemento de tiempo muerto	$e^{-tm/\tau s}$

Las funciones de transferencia son recursos importantes en el análisis de los sistemas de control. Cada bloque o elemento de dicho sistema tiene su propia función de transferencia característica. Si se utiliza la notación de función de transferencia en el dominio de Laplace,  $G(s)$ , para cada bloque, los elementos del sistema se pueden combinar por medio de procedimientos algebraicos para obtener una expresión general para todo el sistema de control.

La función de transferencia tiene una gran importancia dentro del análisis de un sistema de control ya que su denominador, al cual se le llama ecuación característica determina si un proceso presenta o no una respuesta estable. Es decir, la ecuación característica describe la respuesta dinámica del sistema.

$$G(s) = \frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{b_m s^m + b_{m-1} s^{m-1} + \dots + b_1 s + b_0}{a_n s^n + a_{n-1} s^{n-1} + \dots + a_1 s + a_0}$$

factorizando

$$G(s) = \frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{b_m (s - z_1) (s - z_2) \dots (s - z_m)}{a_n (s - p_1) (s - p_2) \dots (s - p_n)}$$

Al polinomio  $X(s)$  del denominador cuando se le iguala a cero, se le conoce como la ecuación característica del sistema, ya que las raíces de esta ecuación determina el carácter de la respuesta con respecto al tiempo.

Las raíces de este polinomio o ecuación característica se conocen como los polos del sistema.

Las raíces del polinomio  $Y(s)$  del numerador se conocen como ceros del sistema.

Los polos y los ceros son frecuencias críticas, ya que en los polos la función de transferencia,  $G(s)$ , se hace infinita, mientras que en los ceros la función se hace cero.

La localización de los ceros afecta la respuesta dinámica del sistema, pero no tiene ningún efecto sobre la estabilidad del sistema.

#### 4.4.7 DIAGRAMA DE BLOQUES

Un sistema de control está constituido por ciertos elementos. Cada uno de ellos se pueden mostrar por separado como una caja negra a la que comúnmente se le llama un bloque. Cuando se muestran además de los bloques, las relaciones de dependencia que se dan entre las variables que interesan a la cadena de control; se forma lo que conocemos como diagrama de bloques. Es decir, un diagrama de bloques de un sistema de control, es una representación gráfica de la función realizada por cada uno de los componentes y del flujo de las señales. Tiene la ventaja de indicar en forma visual, el flujo de señales del sistema; donde las señales pueden ser flujos o corrientes de información y se representan por flechas que indican la dirección del flujo.

El diagrama de bloques se emplea para representar la estructura de un sistema de control a través de símbolos sencillos. Dos de ellos son:

1. El círculo
2. El rectángulo

El círculo representa ya sea a un sumador o a un comparador. El comparador toma la diferencia entre dos señales, mientras que un sumador obtiene una nueva señal a partir de la suma de las dos señales. Si un círculo representa a un comparador, una de las dos entradas tiene un signo negativo en una de las flechas que llegan a él. Cuando no se muestran signos (+) y (-) cerca de algún círculo estaremos hablando de un sumador.

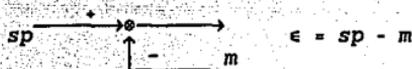


figura 4.1 Comparador

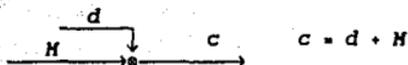


figura 4.2 Sumador

El rectángulo o bloque contiene notaciones que describen las características dinámicas del sistema que representa. Estas notaciones pueden incluir la ecuación diferencial, la constante para la conversión de unidades o la función de transferencia que relaciona la entrada y la salida del elemento. En general, se dice que el bloque indica una multiplicación.

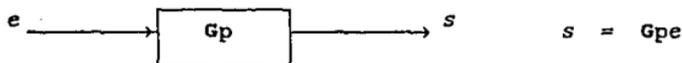


figura 4.3 Diagrama de bloque

Este tipo de representación ayuda a visualizar las relaciones presentes y facilita la solución simultánea de las ecuaciones que describen al sistema.

Para trazar el diagrama de bloques de un sistema, primero se escriben las ecuaciones que describen el comportamiento dinámico de cada componente, después se toman

las transformadas de Laplace de esas ecuaciones, suponiendo condiciones iniciales de cero, y se representa individualmente cada ecuación transformada de Laplace por un bloque. Finalmente se juntan los elementos en un diagrama de bloques completo.

De lo anterior, se pueden combinar los símbolos para dar un circuito de control *feedback* como el de la figura 4.4

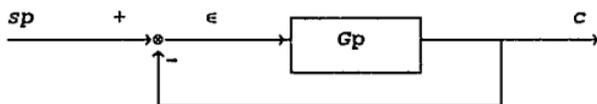


figura 4.4 Diagrama de bloque de control *feedback*

Para hacer un uso máximo de los diagramas de bloques es imperativo que el usuario este capacitado para convertir una parte del diagrama a una forma equivalente para simplificar el diagrama, sin que pierda validez la representación. La manipulación a que hacemos referencia está dado por el algebra de diagramas de bloques; la cual está restringida a sistemas que pueden estar descritos por ecuaciones algebraicas y/o por ecuaciones diferenciales ordinarias con coeficientes constantes. Algunos ejemplos de estas manipulaciones se dan en la tabla 4.2.

TABLA 4.2 Algebra de Diagramas de Bloques

Ecuación	Diagrama de bloque	Diagrama equivalente
$Y=(P_1P_2)X$		
$Y=P_1X \pm P_2X$		
$Y=P_1X \pm P_2Y$		
$Y=P_1(X \pm P_2Y)$		
$A - B + C$		

## 4.5 VERIFICACION DEL MODELO

Tal como lo hemos venido mencionando, la principal tarea de un sistema de control es la de mantener el proceso a ciertos objetivos preestablecidos aún con la presencia de disturbios. Cuando el diseñador ha completado el circuito de control que empleará en el sistema, tiene ahora, la necesidad de verificar la exactitud de su modelo.

En algunas etapas de diseño es difícil verificar el modelo porque la planta no ha sido construida. En estos casos es útil basarse en plantas similares o plantas piloto, ya que de ellas se pueden obtener datos experimentales. Por otra parte, el diseño de experimentos para probar la validez de un modelo algunas veces llega a ser un desafío, el cual debe ser considerado cuidadosamente. Una de las estrategias que se utiliza para determinar si un modelo matemático cumple con los objetivos establecidos, es llamada técnica de simulación. Aquí, se emplea una computadora digital o analógica para comprobar que el comportamiento dinámico del sistema coincide con el modelo matemático.

La técnica de simulación por computadora es la que se emplea en la tesis para determinar la respuesta dinámica de los equipos que se analizan.

La técnica de simulación realiza un análisis preciso del sistema, pero rara vez es posible generalizar los resultados obtenidos en otros procesos. Por ello, el diseñador debe tomar su decisión de aceptar o rechazar el modelo en base a su criterio, la información obtenida y a los

objetivos de control. Así, la mejor estructura de control tendrá que ver con algunos de los siguientes criterios:

- La que proporcione la mayor seguridad
- La que cubra mejor el objetivo establecido
- La más versátil
- La más económica
- La que facilite mejor su mantenimiento
- La de fácil adquisición
- La que contemple condiciones de operación normal y de emergencia.

Después de aceptar el modelo se debe analizar la información dinámica para especificar el modo de control del circuito y, se debe verificar la estabilidad del sistema para obtener un control óptimo. El siguiente tema complementa lo que hasta aquí se ha mencionado.

#### 4.6 CRITERIOS DE ESTABILIDAD

Existen diferentes formas de definir un sistema estable o inestable dependiendo de la rigurosidad matemática de la definición y su utilidad práctica en aplicaciones reales. La siguiente definición es llamada estabilidad de entrada y salida de límites definidos:

"Un sistema dinámico se considera estable si para todas las entradas éste produce una respuesta de salida limitada sin cambiar su estado inicial y un sistema que exhiba una respuesta sin límites para una entrada será inestable".

De esta forma:

"Se dice que una ecuación diferencial es estable si su respuesta en el tiempo tiende a un valor finito cuando su función de impulso es finita".

Para determinar si un sistema es estable o no, se han desarrollado varios métodos cualitativos y cuantitativos. Estos métodos analizan la ecuación característica de la función de transferencia, y en base a la respuesta obtenida se plantea lo que se ha dado en llamar criterios de estabilidad. A continuación mencionaremos algunos de los más importantes.

#### 4.6.1 RAICES DE LA FUNCION DE LA ECUACION CARACTERISTICA

Un primer criterio para determinar la estabilidad de un sistema de control radica en el hecho de conocer la localización de los polos de la función de transferencia en el plano de números complejos. Si la función de transferencia de un sistema dinámico tiene un polo con una parte real positiva, el sistema es inestable. O en otras palabras:

"Todos los polos de una función de transferencia deben estar en la parte izquierda del plano complejo para que el sistema presente estabilidad".

Lo anterior es debido a que el término  $e^{rt}$  aparece en cada uno de los posibles términos de respuesta que se obtienen al invertir la transformada de Laplace, y para que el exponente tienda a un valor finito cuando el tiempo se incrementa,  $r$  debe ser negativo.

Las técnicas utilizadas para resolver la ecuación característica comprenden, a parte de otras, a las siguientes:

1. Método de Newton-Raphson
2. Método de Newton-Bairstow
3. Método de Muller
4. Algún programa computacional.

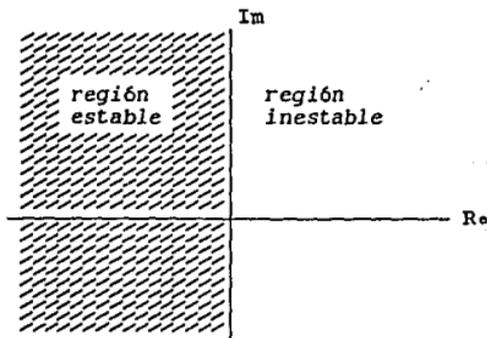
Debemos señalar que la ecuación característica del sistema es la que determina la estabilidad del mismo, tanto para cambios en el set point (problema servo) como para cambios en el disturbio (problema regulador). Además de que el criterio de estabilidad aplica para cualquier tipo de

entrada. Sin embargo los criterios de estabilidad para un circuito abierto y un circuito cerrado son diferentes; muchos sistemas son estables cuando el circuito es abierto pero pueden ser estables o inestables para un circuito cerrado dependiendo de los parámetros del controlador (modo de control). Lo mismo ocurre para el caso contrario.

#### GENERALIZANDO

El sistema es estable si la parte real de todas las raíces de la ecuación característica son negativas debido a que el término exponencial tiende a cero cuando el tiempo tiende a aumentar infinitamente.

Gráficamente.



Al eje Im se le llama límite de estabilidad.

## 4.6.2 CRITERIO DE ESTABILIDAD ROUTH-HURWITZ

Este procedimiento permite conocer rápidamente la estabilidad del sistema de circuito cerrado sin necesidad de conocer los valores de las raíces. La prueba está limitada a sistemas que tienen ecuaciones características de tipo polinomial, de la forma:

$$a_0 s^n + a_1 s^{n-1} + a_2 s^{n-2} + \dots + a_n = 0$$

En este arreglo, es necesario que todos los coeficientes del polinomio sean positivos. Si algún coeficiente es negativo, el sistema es definido como inestable y el análisis de Routh no es necesario.

Si todos los coeficientes son positivos, el sistema puede ser estable o inestable. En este caso aplicar la prueba de Routh-Hurtwitz.

## PROCEDIMIENTO

1. Arreglar los coeficientes del polinomio en los primeros dos renglones de una matriz, en el siguiente orden:

$$\begin{bmatrix} a_0 & a_2 & a_4 & a_6 & \dots \\ a_1 & a_3 & a_5 & a_7 & \dots \end{bmatrix}$$

2. Los elementos de los renglones inferiores se obtienen aplicando las siguientes ecuaciones:

$$b_1 = \frac{a_1 a_2 - a_0 a_3}{a_1} \quad b_2 = \frac{a_1 a_4 - a_0 a_5}{a_1} \quad b_3 = \frac{a_1 a_6 - a_0 a_7}{a_1} \quad \dots$$

$$c_1 = \frac{b_1 a_3 - a_1 b_2}{b_1} \quad c_2 = \frac{b_1 a_5 - a_1 b_3}{b_1} \quad \dots$$

$$\vdots$$

$$\vdots$$

De tal forma que se forme la matriz de la manera siguiente:

$$\begin{bmatrix} a_0 & a_2 & a_4 & a_6 & \dots \\ a_1 & a_3 & a_5 & a_7 & \dots \\ b_1 & b_2 & b_3 & b_4 & \dots \\ c_1 & c_2 & c_3 & c_4 & \dots \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \end{bmatrix}$$

La condición suficiente y necesaria para que todas las raíces de la ecuación característica tengan partes reales negativas, es que todos los elementos de la primer columna ( $a_0, a_1, b_1, c_1, \dots$ ) sean positivos. Si alguno de los elementos es negativo, el sistema será inestable.

Ejemplo:

$$X(s) = s^5 + 2s^4 + s^3 + 3s^2 + 4s + 5 = 0$$

$$a_0 = 1 \quad a_1 = 2 \quad a_2 = 1 \quad a_3 = 3 \quad a_4 = 4 \quad a_5 = 5$$

$$\begin{bmatrix} a_0 & a_2 & a_4 \\ a_1 & a_3 & a_5 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1 & 1 & 4 \\ 2 & 3 & 5 \end{bmatrix}$$

$$b_1 = \frac{a_1 a_2 - a_0 a_3}{a_1} = \frac{(2)(1) - (1)(3)}{2} = \frac{2 - 3}{2} = -\frac{1}{2}$$

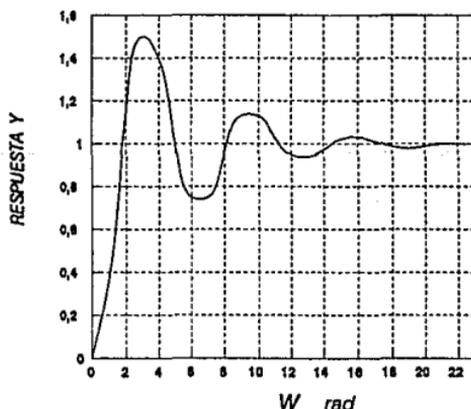
Dado que este valor es negativo podemos concluir que el sistema es inestable.

## 4.6.3 ANALISIS DE ESTABILIDAD EN FUNCION DEL CONTROLADOR

El primer problema que surge al implementar el modo de control al sistema de control, es que éste puede llegar a desestabilizar un circuito que antes era estable. Para evitar esto, se procede a efectuar lo que se conoce como el ajuste de los controladores. Aquí el propósito es elegir cuál modo de control (P, PI, PD, PID) es el mejor, para asegurar la estabilidad del sistema; esto desafortunadamente difiere de proceso en proceso. El criterio más común es el de ajustar el controlador a la curva de respuesta del sistema que tenga una relación de amplitud de 1 a 4. Ver figura siguiente.

RESPUESTA DINAMICA DE UN SISTEMA

ESTABLE



Puede haber un infinito número de combinaciones que produzcan esta relación. Por lo que, hay varias alternativas para garantizar la estabilidad del proceso. Ziegler y Nichols diseñaron una técnica para alcanzar la condición de estabilidad.

### TECNICA DE AJUSTE

La técnica para el ajuste de controladores generalmente es el propuesto por Ziegler y Nichols

**OBJETIVO:** Determinar la Ganancia última,  $K_u$ , del sistema.

La ganancia última  $K_u$  o también llamada sensibilidad última,  $S_u$ , es el valor máximo disponible de ganancia para el cual el sistema es estable.

Para determinar la ganancia última,  $K_u$  se recomiendan los siguientes pasos:

1. Ajustar el controlador a modo proporcional.
2. Colocar el controlador en automático.
3. Con la ganancia en algún valor arbitrario, inducir un disturbio en el proceso y observar la respuesta.

—Para inducir el disturbio mueva el *set point* por unos cuantos segundos, y después regrese éste a su valor inicial—

4. Si la curva de respuesta obtenida aumenta en su amplitud (curva inestable) incremente la ganancia y regrese al paso tres.
5. Si la curva de respuesta obtenida es menor a la relación 1:4 (curva estable) disminuya la ganancia y regrese al paso tres.

6. Cuando se obtenga una respuesta similar a la curva continua 1:4, deberá anotar los valores de la ganancia (o banda proporcional) y el período de la respuesta.

Ziegler y Nichols correlacionaron varios procesos para determinar la ganancia y el periodo últimos para controladores en modo proporcional. Después de realizar lo anterior, concluyeron que la mitad de la ganancia última proporciona una relación de amortiguamiento de 1:4. Esto es:

$$K_c = 0.5 K_u$$

Mediante procedimientos análogos, obtuvieron los siguientes arreglos:

MODO	GANANCIA	TIENPOS
PI	$K_c = 0.5 K_u$	$T_i = P_u / 1.2$
PD	$K_c = 0.6 K_u$	$T_d = P_u / 8$
PID	$K_c = 0.6 K_u$	$T_i = 0.5 P_u \quad T_d = P_u / 8$

Estos arreglos se utilizaron en los capítulos 5 y 6 para determinar los parámetros del controlador dependiendo de cuál era el modo de operación del mismo.

## 4.7 PARAMETROS DE OPERACION DEL PROCESO.

El propósito de esta sección es la de mostrar el significado físico de algunos de los parámetros dinámicos que describen la personalidad del sistema de control. Para iniciar partiremos de algunos de los conceptos que ya conocemos.

Una ecuación diferencial ordinaria lineal de primer orden provee la relación entre la variable de entrada y la de salida. Empesada en forma dinámica, tenemos:

$$\tau_p \frac{dy}{dt} + y = Kx$$

Aplicando la transformada de Laplace, se obtiene:

$$\tau_p sY(s) + Y(s) = KX(s)$$

Resolviendo para la variable de salida,

$$Y(s) = \frac{K}{\tau_p s + 1} X(s)$$

$$G(s) = \frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{K}{\tau_p s + 1}$$

Esta ecuación es llamada función de transferencia de primer orden. Es de primer orden debido a que es desarrollada a partir de una ecuación diferencial de primer orden. Los procesos que son descritos por esta función de transferencia son llamados procesos de primer orden o sistemas de primer orden.

Asumiendo que la variable de entrada manifiesta un cambio de tipo escalón.

$$x(t) = Ad(t)$$

Aplicando la transformada de Laplace, se obtiene:

$$X(s) = A/s$$

Sustituyendo en la función de transferencia

$$Y(s) = \frac{KA}{s(\tau_p s + 1)}$$

y resolviendo por fracciones parciales para obtener la transformada inversa obtenemos;

$$y(t) = KA \left\{ 1 - \exp\left\{-t/\tau_p\right\} \right\}$$

$$\text{o} \quad y(t) = y + KA \left\{ 1 - \exp\left\{-t/\tau_p\right\} \right\}$$

la solución de esta ecuación se muestra gráficamente en la figura 4.5

#### RESPUESTA DINAMICA DE UN PROCESO

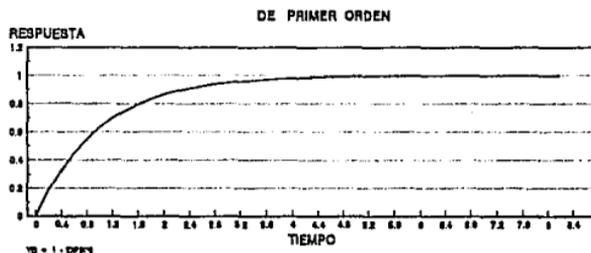


figura 4.5

$\tau_p$  es llamado el tiempo constante del proceso; cuando  $t = \tau_p$ , tenemos que:

$$y(t = \tau_p) = KA \left\{ 1 - \exp(-1) \right\} = 0.632KA$$

y el proceso ha cambiado en un 63.2% del cambio total. Consecuentemente, el tiempo constante está relacionado con la velocidad de respuesta del proceso.

El parámetro K es conocido como la ganancia del proceso o ganancia estable. El significado de la ganancia ya fue definido previamente en el capítulo 1, por lo cual, ya no será analizado.

Otro parámetro que influye en la respuesta del sistema es el tiempo muerto,  $t_m$ , el cual informa del tiempo transcurrido desde que se produce una variación en la entrada hasta que se empieza a notar su efecto en la salida. Al considerarlo dentro de la función de transferencia se tiene:

$$G(s) = \frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{K e^{-t_m s}}{\tau_p s + 1}$$

En la mayoría de los procesos el tiempo muerto es muy difícil de calcular, por lo que, se emplean modelos matemáticos muy rigurosos y/o evaluaciones empíricas para calcularlo. No obstante, el tiempo muerto depende de algunas propiedades físicas y de las características de operación del proceso, tal como ocurre con  $K$  y  $\tau_p$ . Si alguna condición del proceso cambia, este cambio se refleja en estos parámetros.

**CAPITULO 5**

**DISEÑO DE CONTROL  
FEEDBACK**

## 5. DISEÑO DE UN SISTEMA DE CONTROL FEEDBACK

El control *feedback* fue introducido en el capítulo 1 en conexión con el ejemplo de un sistema de calentamiento de agua. En el capítulo 2 se revisó parte de las características del control *feedback* como estructura de control, y ahora en este capítulo se analiza al control *feedback* como un sistema dinámico de control; para lo cual, se van a utilizar algunos equipos específicos de una planta de proceso típica. Sin embargo, antes de comenzar con el análisis, creemos que es conveniente el repasar algunos de los conceptos básicos del control *feedback* para que en el siguiente capítulo, se cuente con una base más sólida en la comparación de ambas estructuras; la de *feedback* y la de cascada. Es decir, en este capítulo se diseñan y analizan equipos con sistemas de control *feedback* para posteriormente comparar la respuesta dinámica de este mismo equipo pero con un control en cascada. El objetivo es determinar cuándo es recomendable reemplazar al control *feedback* por un control más avanzado y cuándo no lo es. El proceso a seguir será el que a continuación se muestra.

1. Elaborar una descripción del equipo a analizar
2. Establecer su diagrama de bloques
3. Obtener la función de transferencia del proceso
4. Determinar cuál es la ecuación característica
5. Analizar la estabilidad del circuito de control
6. Ajustar los parámetros del controlador
7. Efectuar un análisis del sistema con base en los resultados obtenidos y posteriormente compararlos con los valores del control en cascada.

## 5.1 RESUMEN DE CONCEPTOS EN FEEDBACK

El control *feedback*, como ya se ha venido comentando, se emplea para suprimir cualquier tipo de disturbio que afecte a las variables del proceso: TEMPERATURA, PRESION, FLUJO Y NIVEL principalmente. Es la estructura básica utilizada en la mayoría de los procesos industriales debido a que su diseño y su implementación requiere de pocos dispositivos y por la misma razón, su precio es relativamente bajo. Entre sus ventajas y desventajas tenemos:

### VENTAJAS

- 1.- El control *feedback* se aplica a sistemas que cuentan con tan sólo una entrada y una salida.
- 2.- El valor de la variable a controlar se compara continuamente con el valor deseado.
- 3.- En teoría puede compensar a cualquier disturbio.
- 4.- Involucra pocos dispositivos
- 5.- El diseño del sistema es relativamente sencillo.

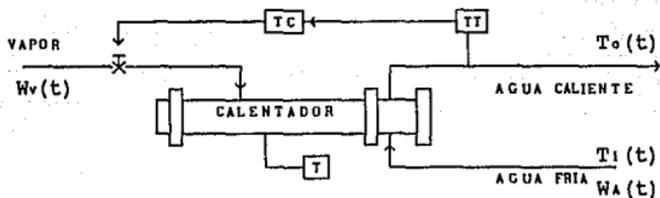
### DESVENTAJAS

- 1.- El controlador actúa hasta que se ha detectado un error en la salida, y la acción correctiva aparece después de que el disturbio ha entrado al proceso. En procesos lentos, éste tiempo puede ser muy importante.
- 2.- El control opera por prueba y error, esto provoca que la variable controlada oscile durante un tiempo razonable sobre su *set point* antes de estabilizarse. Para equipos con disturbios continuos, el control puede llegar a ser crítico.

Debido a que la mayoría de los sistemas de control en la actualidad son automáticos, el ingeniero de proceso debe conocer al menos cómo se diseña y estructura un sistema de control de este tipo. En esta parte de la tesis mostraremos como es posible analizar un sistema de control *feedback* a partir de los datos del proceso. Para ello, partiremos del intercambiador utilizado como ejemplo en el capítulo 1. Después se analizan otros equipos.

## 5.2 ANALISIS DEL CONTROL FEEDBACK PARA UN INTERCAMBIADOR

El sistema de control que analizaremos es el siguiente:



*Sistema de calentamiento de agua*

El objetivo del proceso es producir agua caliente a partir de agua fría y vapor. Las condiciones de operación son:

Flujo de agua  $W_A = 18\ 000$  LB/HR

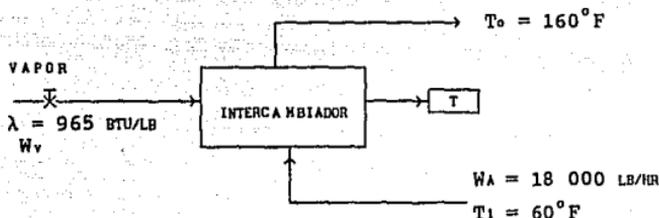
Calor de condensación  $\lambda = 965$  BTU/LB

Temperatura a la alimentación  $T_1 = 60$  °F

Temperatura de control o a la salida  $T_o = 160$  °F

El disturbio se manifiesta como un cambio en la temperatura de alimentación del agua — Es función de las condiciones ambientales —. Otros posibles disturbios pueden ser: Cambios en el flujo de alimentación, cambio en la presión de vapor, falla en el aire de instrumentos y otros que ya han sido previamente mencionados en el capítulo 1. La variable manipulada en este equipo es el flujo de vapor.

Expresando al proceso como un bloque, tenemos:



Aplicando el balance de energía, determinamos cual es el flujo de vapor que se requiere para estas condiciones de operación:

$$Q = C_p W_A \Delta T = \lambda W_v$$

$$Q = 1.0 \text{ BTU/HR-F} * 18000 \text{ LB/HR} * (160-60) \text{ F} = 1.8 \text{ MM BTU/HR}$$

$$W_v = \frac{Q}{\lambda} = \frac{1800 \text{ 000 BTU/HR}}{965 \text{ BTU/LB}} = 1865 \text{ LB/HR}$$

Cuando se manifiesta un disturbio en la temperatura del agua alimentada, la válvula deberá manipularse para mantener la temperatura de salida del agua a 160 °F. Por ejemplo, para un disturbio de +10 °F las condiciones iniciales  $T_1 = 60$  °F,  $T_o = 160$  °F y 80% abertura en la válvula cambian después del disturbio a  $T_1 = 70$  °F y  $T_o = 169.98$  °F. Para mantener la temperatura en el set point, la abertura de la válvula deberá disminuir hasta 60%, esto lógicamente, requerirá efectuar  $n$ -ésimos cálculos para mantener al proceso en el valor de control deseado. Empleando la instrumentación y un controlador adecuados es posible controlar este proceso de una forma más sencilla.

En el proceso anterior se empleará un controlador neumático cuyo aire de instrumentos es de 20 psig. La señal que entra al controlador y la que sale de él está en un rango de presión de 3 a 15 psig. El modo de control que se empleará será el proporcional:  $G_c = K_c$

El elemento primario es un termómetro de bulbo lleno que actúa como sensor y transductor al mismo tiempo. La especificación de este elemento es la siguiente:

$$\text{span} = 200^\circ\text{F}$$

$$\text{rango} = 0 - 400^\circ\text{F}$$

$$\text{límite inferior} = 50^\circ\text{F} \longrightarrow 3 \text{ psig}$$

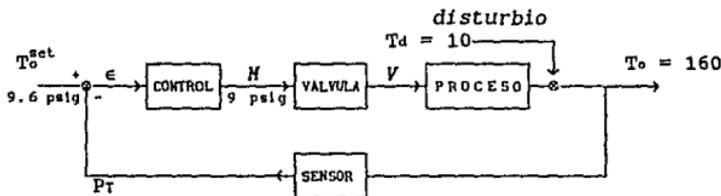
$$\text{límite superior} = 250^\circ\text{F} \longrightarrow 15 \text{ psig}$$

La presión que sale del transmisor en el set point es:

$$P_r = 3 \text{ psig} + \frac{160 - 50}{250 - 50} (15 - 3) = 9.6 \text{ psig}$$

por lo tanto, el set point es  $160^\circ\text{F}$  o 9.6 psig. Dado que nuestro sistema de control es neumático, se empleará una válvula neumática que abra con 9 psig y cuya característica sea de igual porcentaje.

La estructura de control Feedback para el sistema en análisis se muestra a continuación:



## 5.2.1 ANALISIS DE LOS BLOQUES DEL CIRCUITO

La entrada al proceso es el flujo de vapor y su salida es la temperatura de agua caliente. Estas cantidades están relacionadas a través del balance de energía:

$$Q = W \Delta C_p (T_o - T_1) = W \lambda$$

para un disturbio de + 10°F en el flujo de agua fría, tenemos que:

$$Q = 18\,000(T_o - 70) = 1865(965)$$

$$T_o = 70 \text{ }^\circ\text{F} + 1865(965)/(18000) = 169.98 \text{ }^\circ\text{F}$$

## ANALIZANDO EL BLOQUE DE LA VALVULA

La válvula de igual porcentaje tiene la propiedad de que 1% de cambio en la señal que llega a éste provoca un cambio constante (en porcentaje) de abertura. Matemáticamente, esta característica se expresa como:

$$K = \frac{\frac{dA_v}{A_v}}{\frac{dP_v}{P_v}}$$

donde  $A_v$  es abertura de válvula  
 $P_v$  es presión que llega al motor de la válvula  
 $K$  es la constante de la válvula

Debido a que utilizamos una válvula de 5%, tenemos que:

$$K = \frac{\frac{dW_v}{1865}}{\frac{dP_v}{15-3}} = 5$$

Si el cambio en la presión de la válvula es ligero, entonces el cambio diferencial puede aproximarse mediante diferencias finitas, por lo que;

$$K = \frac{\frac{\Delta W_v}{1865}}{\frac{\Delta P_v}{15-3}} = 5$$

donde  $\Delta P_v = P_v - 9$  psig  
 $\Delta W_v = W_v - 1865$  lb/hr

sustituyendo y arreglando la ecuación, obtenemos:

$$W_v = 1865 + 5(1865)\Delta P_v/12$$

El primer término representa el flujo de vapor normal y el segundo, la desviación debida al cambio en la presión de vapor por la válvula.

#### ANALIZANDO EL BLOQUE DEL CONTROLADOR

Las ecuaciones que resultan del diagrama de bloques son:

$$e = 9.6 - P_r$$

$$G_c = K_c e = (P_v - 9) = \Delta P_v$$

#### ANALIZANDO EL BLOQUE DEL SENSOR

Cómo se cálculo anteriormente, la salida del transmisor se obtiene por interpolación:

$$P_r = 3 \text{ psig} + \frac{T_o - 50}{250 - 50} (15 - 3) = 0.06 T_o$$

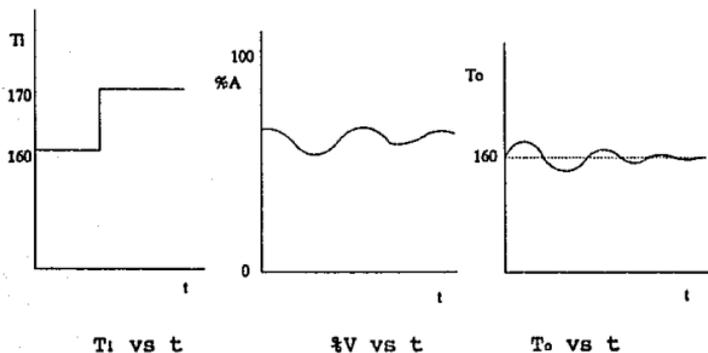
Las cinco ecuaciones que describen al sistema involucran a 5 incógnitas:  $T_o$ ,  $W_v$ ,  $P_r$ ,  $\epsilon$  y  $P_v$ ; y a la ganancia del controlador,  $K_c$ , la cual es un parámetro arbitrario que podemos elegir libremente. Dado que los grados de libertad son igual a la unidad,  $GL = 1$ , podemos resolver para la variable temperatura. Así, resolviendo simultáneamente, obtenemos que:

$$T_o = \frac{3171 + 7460 K_c}{18.65 + 46.63 K_c}$$

Si  $K_c = 1$  entonces  $T_o = 162.86$  °F

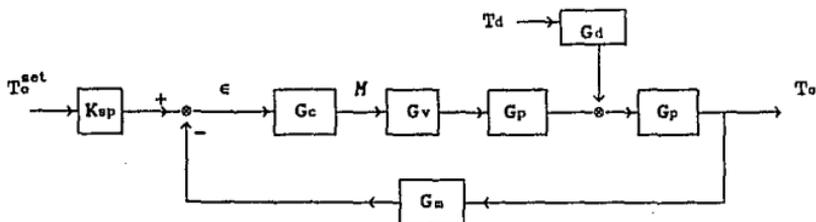
si  $K_c = 5$  entonces  $T_o = 160.74$  °F

si  $K_c \rightarrow \infty$  entonces  $T_o \rightarrow 160$ °F, el cual corresponde al control perfecto. Sin embargo, esto es imposible de alcanzar. Si  $K_c = 0$  no hay control, y el disturbio permanece en el proceso,  $T_o = 170$ °F. La siguiente figura muestra la respuesta del sistema cuándo hay un disturbio en la temperatura de entrada.



De los primeros valores dados a  $K_c$ , se observa que la temperatura de salida no es la deseada de  $160^\circ\text{F}$ , aún cuando ya ha actuado el control sobre el sistema. Esta característica es llamada, como ya se mencionó, el *offset* y es propia del control *feedback*. Dado que el *offset* se reduce al aumentar la ganancia del controlador, debemos seleccionar una ganancia lo más elevada posible. No obstante, debemos mencionar que existe una  $K_c$  límite. La ganancia máxima que podemos utilizar para mejorar el sistema de control, y para garantizar la estabilidad del mismo es denominada "ganancia última" o ganancia crítica. Cualquier valor de  $K_c$  por encima de la ganancia última,  $K_u$ , producirá inestabilidad en el sistema.

Una alternativa para reducir el efecto *offset*, es el de modificar el modo de operación del controlador de proporcional a proporcional-integral (PI). En el capítulo 3 se menciona que el modo de control PI, gracias al tiempo integral, reestablece el *set point* y elimina el efecto *offset* al obligar a la variable de salida a coincidir con el *set point* inicial. Esto se demostrará más adelante, por el momento, prosigamos con el análisis del control *feedback*. Para ello, partiremos del siguiente diagrama de bloques:



Empleando el dominio de Laplace, y el álgebra de bloques, obtenemos:

$$T_o(s) = G_c(s)G_v(s)G_p(s)\epsilon(s) + G_d(s)G_p(s)T_d(s)$$

$$\epsilon(s) = K_{sp}(s)T_o^*(s) - G_m(s)T_o(s)$$

sustituyendo el valor de  $\epsilon(s)$ , tenemos

$$T_o(s) = G_c(s)G_v(s)G_p(s)K_{sp}(s)T_o^*(s) - G_c(s)G_v(s)G_p(s)G_m(s)T_o(s) + G_d(s)G_p(s)T_d(s)$$

resolviendo para  $T_o(s)$ , encontramos:

$$T_o(s) = \frac{G_c(s)G_v(s)G_p(s)K_{sp}(s)}{1+G_c(s)G_v(s)G_p(s)G_m(s)} T_o^*(s) + \frac{G_d(s)G_p(s)}{1+G_c(s)G_v(s)G_p(s)G_m(s)} T_d(s)$$

La expresión anterior muestra que la temperatura del agua de salida es función del circuito de control, y cualquier cambio en el set point provocará un cambio en la temperatura de salida:

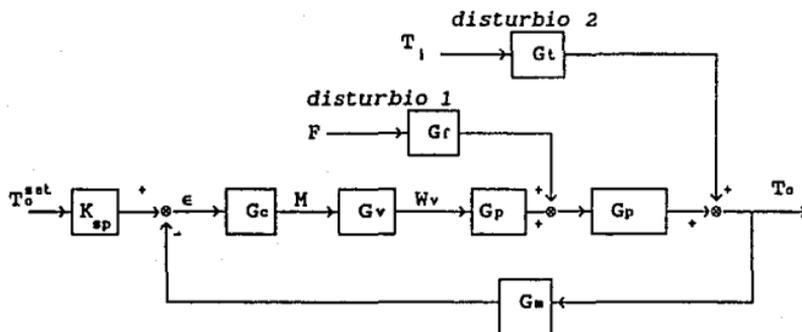
$$T_o(s) = \frac{G_c(s)G_v(s)G_p(s)K_{sp}(s)}{1+G_c(s)G_v(s)G_p(s)G_m(s)} T_o^*(s)$$

Si mantenemos constante el set point y no hay presencia de disturbio, el proceso trabajará a régimen permanente. Sin embargo, cuándo se presenta un disturbio, el resultado es otro:

$$T_o(s) = \frac{G_d(s)G_p(s)}{1+G_c(s)G_v(s)G_p(s)G_m(s)} T_d(s)$$

## 5.2.2 ANALISIS CONSIDERANDO LA PRESENCIA DE VARIOS DISTURBIOS

Para analizar ahora la respuesta del sistema cuándo existen varios disturbios en él, consideraremos que el set point no sufre cambios, y el proceso se expresa como:



donde:

$G_t(s)$  es la función de transferencia que relaciona a la temperatura de salida con la temperatura de entrada,  $T_o/T_1$ .  $G_r(s)$  es la función de transferencia que relaciona a la temperatura de salida con el flujo de agua fría,  $T_o/F$ .

$G_p(s)$  es la función de transferencia que relaciona a la temperatura de salida con el flujo de vapor,  $T_o/W_v$ .

$G_c(s)$  es la función de transferencia del controlador.

$G_v(s)$  es la función de transferencia de la válvula de control.

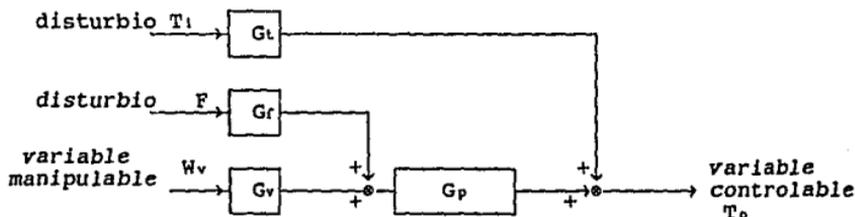
$\epsilon(s)$  es la señal del error.

$K_{sp}$  es el factor de escala para el set point de  $T_o$ .

$G_m(s)$  es la función de transferencia del sensor.

## 5.2.3 OBTENCIÓN DE LA FUNCIÓN DE TRANSFERENCIA DEL CIRCUITO

Al inspeccionar el diagrama de bloques se observa que, el circuito tiene una señal de salida, la variable controlada,  $T_o$ , y tres señales de entrada: el set point,  $T_o^{set}$ , y los dos disturbios,  $T_i$  y  $F$ . Dado que el flujo de vapor está conectado a la temperatura de salida a través del circuito, podemos suponer que la respuesta del circuito cerrado del sistema para las distintas entradas podrían ser diferentes de la respuesta cuando el circuito está abierto.



donde:  $T_i$  es temperatura del agua fría  
 $F$  es flujo de agua fría  
 $W_v$  es flujo de vapor

Aplicando el álgebra de diagramas de bloques se determina la función de transferencia del circuito *feedback*. Primero escribiremos las ecuaciones para la relación  $T_o/T_i$ .

$$\text{Señal de error} \quad \epsilon(s) = K_{sp}(s)T_o^{set}(s) - T_o(s)$$

$$\text{Variable manipulable} \quad M(s) = G_c(s)\epsilon(s)$$

$$\text{Flujo de vapor} \quad W_v(s) = G_v(s)M(s)$$

Temperatura de salida:

$$T_o(s) = G_v(s)W_v(s)G_p(s) + G_r(s)F(s)G_p(s) + G_t(s)T_i(s)$$

$$\text{Señal del transmisor} \quad T_{ot}(s) = G_m(s)T_o(s)$$

Suponiendo que el flujo del proceso y el set point no varían, sus variables de desviación son cero.

$$\begin{aligned}F'(s) &= 0 \\T_1^{set}(s) &= 0\end{aligned}$$

Eliminando todas las variables intermedias por combinación de las ecuaciones anteriores para obtener la relación entre  $T_0$  y  $T_1$ :

$$T_0(s) = G_p(s)G_v(s)G_c(s)[-G_m(s)T_0(s)] + G_t(s)T_1(s)$$

Rearreglando la ecuación tenemos

$$\frac{T_0(s)}{T_1(s)} = \frac{G_t(s)}{1 + G_m(s)G_v(s)G_p(s)G_c(s)} \quad 5.2.1$$

Esta es la función de transferencia del circuito cerrado entre las temperaturas de entrada y de salida. Similarmente, si hacemos que  $T_1(s) = 0$  y  $T_0^{set}(s) = 0$  la función de transferencia entre el flujo de proceso y la temperatura de salida es:

$$\frac{T_0(s)}{F(s)} = \frac{G_f(s)G_p(s)}{1 + G_m(s)G_p(s)G_v(s)G_c(s)} \quad 5.2.2$$

Finalmente, se fija que  $T_1(s)=0$  y  $F(s)=0$  se obtiene la función de transferencia entre el set point y la temperatura de salida:

$$\frac{T_0(s)}{T_0^{set}(s)} = \frac{G_p(s)G_v(s)G_c(s)K_{sp}(s)}{1 + G_m(s)G_p(s)G_v(s)G_c(s)} \quad 5.2.3$$

Como se observa, el denominador es el mismo para cada uno de las entradas y el producto de las funciones de transferencia de los bloques del circuito es adimensional.

De lo tratado en el capítulo anterior, tenemos que la ecuación característica del circuito de control feedback es:

$$1 + G_m(s)G_p(s)G_v(s)G_c(s) = 0$$

Asumiendo que la ecuación característica puede reducirse a un polinomio de grado  $n$  en términos de la variable compleja  $s$ , tenemos:

$$1 + G_m(s)G_p(s)G_v(s)G_c(s) = a_n s^n + a_{n-1} s^{n-1} + \dots + a_0 = 0$$

donde  $a_n, a_{n-1}, \dots, a_0$  son los coeficientes polinomiales. Con un programa computacional apropiado se puede hallar las  $n$ -ésimas raíces del polinomio. Estas raíces pueden ser números reales, o números complejos conjugados, y algunos de ellos pueden estar repetidos.

De

$$\frac{T_o(s)}{T_i(s)} = \frac{G_t(s)}{1 + G_m(s)G_p(s)G_v(s)G_c(s)}$$

$$T_o(s) = \frac{G_t(s)}{1 + G_m(s)G_p(s)G_v(s)G_c(s)} T_i(s)$$

expandiendo en fracciones parciales.

$$T_o(s) = \frac{b_1}{s - r_1} + \frac{b_2}{s - r_2} + \dots + \frac{b_n}{s - r_n} + \dots$$

invirtiendo esta expresión con ayuda de la tabla de transformadas de Laplace obtenemos:

$$T_o(t) = b_1 e^{r_1 t} + b_2 e^{r_2 t} + \dots + b_n e^{r_n t} + \dots$$

El valor de las constantes  $b_1, b_2, \dots, b_n$  se obtienen por el método de fracciones parciales.

La función de transferencia del circuito cerrado entre la temperatura de salida y el flujo del fluido en el proceso esta dado por

$$\frac{T_o(s)}{F(s)} = \frac{G_r(s)G_p(s)}{1 + G_m(s)G_p(s)G_v(s)G_c(s)}$$

Aplicando el teorema de valor final obtenemos

$$\frac{\Delta T_o(s)}{\Delta F(s)} = \frac{G_r(0)G_p(0)}{1 + G_m(0)G_p(0)G_v(0)G_c(0)} [=] \frac{C}{Kg/s}$$

a régimen estable

$$G_r(0) = K_r \quad G_v(0) = K_v \quad G_c(0) = K_c$$

$$G_p(0) = K_p \quad G_m(0) = K_m$$

sustituyendo

$$\frac{\Delta T_o(s)}{\Delta F(s)} = \frac{K_r K_p}{1 + K_m K_p K_v K_c}$$

dado que el cambio en el set point es nulo, el error a estado estable (u offset) es :

$$\epsilon(s) = - \Delta T_o$$

sustituyendo;

$$\frac{\epsilon(s)}{\Delta F(s)} = \frac{- K_r K_p}{1 + K_m K_p K_v K_c}$$

Note que el offset disminuye si la ganancia del controlador se incrementa. Para un controlador PID cualquier valor de  $K_c$  hace que el offset sea cero. Lo mismo ocurre para el controlador PI. Esto se demostrará enseguida utilizando para ello la función de transferencia para la relación temperatura de salida y temperatura de entrada.

## 5.2.4 CALCULO DE LAS GANANCIAS DEL SISTEMA

$$K_p = \Delta T_o / \Delta V = \lambda / W C_p = 965 / 18000 = 0.0536 \text{ F / (LB/HR)}$$

$$K_v = \Delta V / \Delta m = K_v W_v / 12 = 5(1865) / 12 = 777 \text{ (LB/HR) / PSI}$$

$$K_t = \Delta T_o / \Delta T_1 = 1 \text{ F / F}$$

$$K_m = \Delta P_r / \Delta T_o = 12 / 200 = 0.06 \text{ PSI / F}$$

$$K_r = \Delta T_o / \Delta F = -W \lambda / W A^2 C_p = -0.0055 \text{ F / (LB/HR)}$$

Considerando funciones de transferencia proporcionales en cada bloque, obtenemos al sustituir los valores anteriores que:

$$\frac{\Delta T_o(s)}{\Delta T_1(s)} = \frac{K_t}{1 + K_m K_p K_v K_c} = \frac{1}{1 + 2.5 K_c}$$

Los resultados para diferentes valores de  $K_c$  son:

$K_c$ psig / psig	$\frac{\Delta T_o}{\Delta T_1}$
0.5	0.444
1	0.285
2	0.166
5	0.074
10	0.038
50	0.008
100	0.004

Se observa que conforme aumenta  $K_c$ , el disturbio afecta menos a la temperatura de salida. Similarmente para otros disturbios:

$$\frac{\Delta T_o(s)}{\Delta F(s)} = \frac{K_r}{1 + K_m K_p K_v K_c} = \frac{-0.0055547}{1 + 2.5 K_c}$$

$$\frac{\Delta T_o(s)}{\Delta T_o^*(s)} = \frac{K_m K_p K_v K_c}{1 + K_m K_p K_v K_c} = \frac{2.5 K_c}{1 + 2.5 K_c}$$

Para distintos valores de  $K_c$ , tenemos:

$K_c$ psig/psig	$\frac{\Delta T_o}{\Delta F}$	$\frac{\Delta T_o}{\Delta T_o^{set}}$
0.5	- 0.0024	0.2857
1	- 0.0015	0.4444
2	- 9.25E-4	0.6154
5	- 4.11E-4	0.8000
10	- 2.13E-4	0.8889
50	- 4.40E-5	0.9756
100	- 2.21E-5	0.9876

Nuevamente, se observa que conforme la ganancia del controlador aumenta, el cambio en la temperatura de salida debida a un disturbio en el flujo de vapor se aproxima a cero. Para cambios debidos a disturbios en el *set point*, la temperatura de salida se aproxima a la unidad conforme aumenta  $K_c$ .

**CONCLUSION:** La desviación decrece cuándo se incrementa la ganancia del controlador y por lo tanto, esta ganancia limita la estabilidad del sistema.

## 5.2.5 CALCULO DE LOS PARAMETROS DEL CONTROLADOR

Considerando ahora que:

$$K_{sp} = 1.0 \qquad G_c = K_c$$

$$G_m = \frac{1}{10s + 1} \qquad G_p = \frac{50}{30s + 1} \qquad G_v = \frac{0.016}{3s + 1}$$

hallaremos los parámetros del controlador partiendo de la ecuación característica:

$$1 + G_m G_v G_p G_c = 0$$

sustituyendo valores,

$$1 + \left[ \frac{1}{10s + 1} \right] \left[ \frac{50}{30s + 1} \right] \left[ \frac{0.016}{3s + 1} \right] K_c = 0$$

$$(10s + 1)(3s + 1)(30s + 1) + (0.016)(50)K_c = 0$$

$$900s^3 + 420s^2 + 43s + 1 + 0.8K_c = 0$$

sustituyendo  $s = i\omega_u$  y  $K_c = K_{cu}$ , obtenemos:

$$900(i\omega_u)^3 + 420(i\omega_u)^2 + 43(i\omega_u) + 1 + 0.8K_{cu} = 0$$

$$-900i\omega_u^3 - 420\omega_u^2 + 43i\omega_u + 1 + 0.8K_{cu} = 0$$

resolviendo simultáneamente para  $\omega_u$  y  $K_{cu}$  hallamos que

$$\begin{cases} (-900\omega_u^3 + 43\omega_u)i = 0i \\ -420\omega_u^2 + 1 + 0.8K_{cu} = 0 \end{cases}$$

$$\text{para } \omega_u = 0 \qquad K_{cu} = -1.25 \text{ \%}$$

$$\text{para } \omega_u = 0.2186 \text{ rad/s} \qquad K_{cu} = 23.8 \text{ \%}$$

De acuerdo al criterio de ajuste de Ziegler-Nichols, el período último es:

$$P_u = \frac{2\pi}{\omega_u} = \frac{2\pi}{0.2186} = 28.74 \text{ segundos.}$$

Para un controlador PID

$$K_c = K_{cu}/1.7 = 23.83/1.7 = 14.01$$

$$\tau_i = P_u/2 = 28.7/2 = 14.35$$

$$\tau_D = P_u/8 = 28.7/8 = 3.5875$$

Con estos parámetros de ajuste la ecuación característica resultante es:

$$1 + \left[ \frac{1}{10s + 1} \right] \left[ \frac{50}{30s + 1} \right] \left[ \frac{0.016}{3s + 1} \right] \left[ K_c \left( 1 + \frac{1}{\tau_I s} + \tau_D s \right) \right] = 0$$

$$(10s+1)(3s+1)(30s+1) + 0.8 \left[ (14) \left( 1 + \frac{1}{14.35s} + 3.5875s \right) \right] = 0$$

$$900s^3 + 420s^2 + 43s + 1 + 11.2 + 0.87/s + 40.18s = 0$$

$$900s^3 + 420s^2 + 83.18s + 0.78/s + 12.2 = 0$$

$$900s^4 + 420s^3 + 83.18s^2 + 12.2s + 0.78 = 0$$

Utilizando el programa por computadora (EUREKA), encontramos que los polos de la ecuación característica son:

$$s_1 = - 0.11399187$$

$$s_2 = - 0.26396054$$

$$s_3 = - 0.044357131 + 0.16381558i$$

$$s_4 = - 0.044357131 - 0.16381558i$$

Dado que las partes reales de las raíces son negativas se puede concluir que el proceso es estable.

## 5.3 ANALISIS DEL CONTROL FEEDBACK PARA UN HOMOGENIZADOR

El tanque con agitación que se ilustra en la figura 5.1 se utiliza para calentar una corriente en proceso, de manera que se logre una composición uniforme de los componentes premezclados en una etapa anterior del proceso. El control de temperatura es importante debido a que una temperatura alta tiende a descomponer el producto, mientras que con una temperatura baja, la mezcla resulta incompleta. El tanque se calienta mediante el vapor que se condensa en un serpentín. Se utiliza un controlador proporcional integral derivativo (PID) para controlar la temperatura en el tanque.

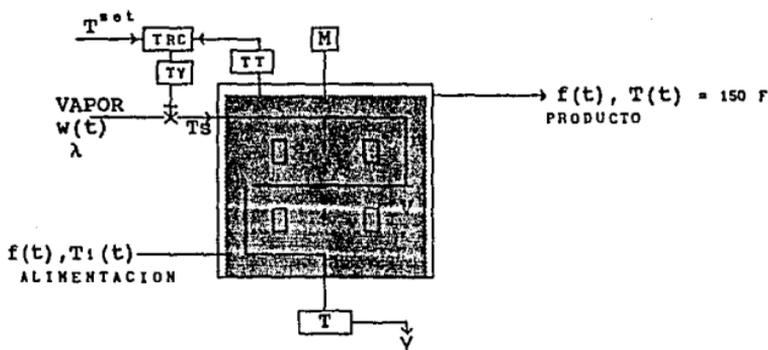


figura 5.1 Homogenizador con agitación e intercambio de calor

**DESCRIPCION DEL PROCESO**

La densidad de la alimentación,  $\rho$ , es de 68.0 lb/ft<sup>3</sup>, y la capacidad calorífica,  $C_p$ , de 0.80 Btu/lb°F. En el reactor se mantiene constante el volumen,  $V$ , del líquido a 120 ft<sup>3</sup>. El serpentín consta de 240 ft de tubo de acero de 4 pulgadas; calibre 40, con un peso de 10.8 lb/ft, capacidad calorífica de 0.12 Btu/lb°F y diámetro externo de 7.500 pulg; el coeficiente total de transferencia de calor,  $U$ , se estima que es de 2.1 Btu/minft<sup>2</sup> °F, con base en el área externa del serpentín. El vapor con que se dispone está saturado y a una presión de 30 psia. El calor latente de condensación,  $\lambda$ , se supone constante, con un valor de 966 Btu/lb.

**CONDICIONES DE DISEÑO**

En las condiciones de diseño, el flujo de alimentación,  $f$ , es de 15 ft<sup>3</sup>/min, a una temperatura  $T_1$  de 100 °F. El contenido del tanque se debe mantener a una temperatura  $T_0$  de 150 °F. Las posibles perturbaciones son cambios en la tasa de alimentación y en la temperatura.

**SENSOR Y TRANSMISOR DE TEMPERATURA**

El sensor de temperatura se calibra para un rango de 100 a 200 °F y una constante de tiempo  $\tau_i$  de 0.75 min.

**VALVULA DE CONTROL**

La válvula de control se diseña con una sobrecapacidad del 100% y las variaciones en la caída de presión se pueden despreciar. La válvula es de igual porcentaje, con un parámetro de ajuste de rango de 50; la constante de tiempo  $\tau_v$  del actuador es de 0.2 min.

## ANALISIS DEL PROCESO

Del balance de energía para el líquido en el tanque, si se supone que las pérdidas de calor son despreciables, la mezcla es perfecta y el volumen y las propiedades físicas son constantes, resulta la siguiente ecuación:

Balance de energía en el tanque.

$$\left\{ \begin{array}{c} \text{VARIACION DE} \\ \text{ENERGIA EN EL} \\ \text{TANQUE} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{c} \text{ENERGIA QUE} \\ \text{ENTRA AL} \\ \text{TANQUE} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{c} \text{ENERGIA QUE} \\ \text{SE INTERCAMBIA} \\ \text{CON EL SERPENTIN} \end{array} \right\} \\ + \left\{ \begin{array}{c} \text{ENERGIA QUE} \\ \text{SALE DEL} \\ \text{TANQUE} \end{array} \right\}$$

Balance de energía en el tanque en forma diferencial

$$V\rho C_p \frac{dT(t)}{dt} = f(t)\rho C_p T_1(t) + UA[T_s(t) - T(t)] - f(t)C_p T(t)$$

donde:

A es el área de transferencia de calor, ft<sup>2</sup>

T<sub>s</sub>(t) es la temperatura de condensación del vapor, °F

Si se supone que el metal del serpentín está a la misma temperatura que el vapor que se condensa, entonces el balance de energía en el serpentín esta dada por la siguiente ecuación:

Balance de energía en el serpentín.

$$\left\{ \begin{array}{c} \text{VARIACION DE} \\ \text{ENERGIA EN EL} \\ \text{SERPENTIN} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{c} \text{ENERGIA QUE} \\ \text{ENTRA AL} \\ \text{SERPENTIN} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{c} \text{ENERGIA QUE} \\ \text{SE INTERCAMBIA} \\ \text{CON EL TANQUE} \end{array} \right\}$$

en forma diferencial

$$C_M \frac{dT_s(t)}{dt} = w(t)\lambda - UA[T_s(t) - T(t)]$$

donde  $w(t)$  es el flujo del vapor, lb/min

$C_M$  es la capacidad calorífica del metal del serpentín, Btu/°F

Mediante el método de linealización, se obtienen las ecuaciones del modelo del tanque en forma lineal y en términos de las variables de desviación.

Linealizando cada uno de los términos del balance en el tanque.

$$f(t)\rho C_p T_1(t) = \bar{f}\rho C_p \bar{T}_1 + \left[ \frac{\partial f(t)\rho C_p T_1(t)}{\partial f} \right]_{\bar{f}, \bar{T}_1} [f(t) - \bar{f}] + \left[ \frac{\partial f(t)\rho C_p T_1(t)}{\partial T_1(t)} \right]_{\bar{f}, \bar{T}_1} [T_1(t) - \bar{T}_1]$$

Evaluando las derivadas parciales y sustituyendo

$$F'(t) = f(t) - \bar{f} \text{ y } T_1'(t) = T_1(t) - \bar{T}_1$$

$$\begin{aligned} f(t)\rho C_p T_1(t) &= \bar{f}\rho C_p \bar{T}_1 + \rho C_p T_1(t) \Big|_{\bar{f}, \bar{T}_1} F'(t) + f(t)\rho C_p \Big|_{\bar{f}, \bar{T}_1} T_1'(t) \\ &= \bar{f}\rho C_p \bar{T}_1 + \rho C_p \bar{T}_1 F'(t) + \rho C_p T_1'(t) f \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} UA [T_s(t) - T(t)] &= UA[\bar{T}_s - \bar{T}] + \left[ \frac{\partial UA [T_s(t) - T(t)]}{\partial T_s} \right]_{\bar{T}_s, \bar{T}} [T_s(t) - \bar{T}_s] \\ &\quad + \left[ \frac{\partial UA [T_s(t) - T(t)]}{\partial T} \right]_{\bar{T}_s, \bar{T}} [T(t) - \bar{T}] \end{aligned}$$

Evaluando las derivadas parciales y sustituyendo

$$Ts'(t) = Ts(t) - Ts \quad \text{y} \quad T'(t) = T(t) - \bar{T}$$

$$\begin{aligned} UA [Ts'(t) - T'(t)] &= UA[\bar{Ts} - \bar{T}] + UA[1-0] \left|_{\bar{i}, \bar{i}} \frac{Ts'(t)}{\bar{i}, \bar{i}} \right. \\ &\quad + UA[0-1] \left|_{\bar{i}, \bar{i}} \frac{T'(t)}{\bar{i}, \bar{i}} \right. \\ &= UA[Ts - T] + UATs'(t) - UAT'(t) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f(t) \rho_{Cp} T(t) &= \bar{f} \rho_{Cp} T_1 + \left[ \frac{\partial f(t) \rho_{Cp} T(t)}{\partial \bar{f}} \right]_{\bar{i}, \bar{i}} [f(t) - \bar{f}] \\ &\quad + \left[ \frac{\partial f(t) \rho_{Cp} T(t)}{\partial T} \right]_{\bar{i}, \bar{i}} [T(t) - \bar{T}] \end{aligned}$$

Evaluando las derivadas parciales y sustituyendo

$$F'(t) = f(t) - \bar{f} \quad \text{y} \quad T'(t) = T(t) - \bar{T}$$

$$\begin{aligned} f(t) \rho_{Cp} T'(t) &= \bar{f} \rho_{Cp} \bar{T} + \rho_{Cp} T'(t) \left|_{\bar{i}, \bar{i}} F'(t) + F'(t) \rho_{Cp} \right|_{\bar{i}, \bar{i}} T'(t) \\ &= \rho \bar{f} C_p \bar{T} + \rho_{Cp} \bar{T} F'(t) + \rho_{Cp} T'(t) \end{aligned}$$

Sustituyendo los términos en la ecuación diferencial obtenemos

$$\begin{aligned} \rho_{VC} p \frac{dT'(t)}{dt} &= \bar{f} \rho_{Cp} \bar{T}_1 + \rho_{Cp} \bar{T}_1 F'(t) + \bar{f} \rho_{Cp} T_1'(t) + UA[\bar{Ts} - \bar{T}] \\ &\quad - UAT'(t) + UATs'(t) - \bar{f} \rho_{Cp} \bar{T} - \bar{f} \rho_{Cp} T'(t) - F'(t) \rho_{Cp} T \end{aligned}$$

rearrreglando esta ecuación

$$\rho C_p \frac{dT'(t)}{dt} = \bar{f} \rho C_p \bar{T}_1 + UA[\bar{T}_s - \bar{T}] - \bar{f} \rho C_p T_1'(t) + \rho C_p (\bar{T}_1 - \bar{T}) F'(t) \\ + UATs'(t) - (UA + \bar{f} \rho C_p) T'(t) + \bar{f} \rho C_p T_1'(t)$$

para el régimen permanente

$$\bar{f} \rho C_p \bar{T}_1 + UA[\bar{T}_s - \bar{T}] - \bar{f} \rho C_p \bar{T} = 0$$

Sustituyendo ésta en la última ecuación obtenemos

$$\rho C_p \frac{dT'(t)}{dt} = \bar{f} \rho C_p T_1'(t) + \rho C_p (\bar{T}_1 - \bar{T}) F'(t) + UATs'(t) \\ - (\bar{U}A + \bar{f} \rho C_p) T'(t)$$

para el serpentín

$$C_w \frac{dT_s'(t)}{dt} = \lambda w'(t) - U\bar{A}T_s - UATs'(t) + UAT'(t)$$

donde  $T'(t)$ ,  $Ts'(t)$ ,  $F'(t)$ ,  $T_1'(t)$  y  $w'(t)$  son las variables de desviación.

Aplicando las transformadas de Laplace término a término

$$w(t)\lambda = w\bar{\lambda} + \left[ \frac{dw(t)\lambda}{dw} \right] \left[ \frac{w(t) - \bar{w}}{s} \right]$$

si  $w'(t) = w(t) - \bar{w}$

$$w'(t)x = \bar{w}x + \lambda \left[ \frac{w'(t)}{s} \right] = \bar{w}x + xw'(t)$$

entonces

$$- UA[Ts(t)] = - U\bar{A}T_s - \left[ \frac{dUATs(t)}{dT_s} \right] Ts(t)$$

$$= - U\bar{A}T_s - UATs'(t)$$

$$UAT(t) = - U\bar{A}\bar{T} + \left[ \frac{dUAT(t)}{dT} \right] T(t)$$

$$= UAT + UAT'(t)$$

sustituyendo estos términos en la ecuación inicial,

$$C_{kd} \frac{dT_s'(t)}{dt} = \lambda w'(t) - UAT_s - UAT_s'(t) + UAT'(t)$$

obtenemos

$$\frac{C_{kd} T_s'(t)}{dt} = \lambda \bar{w} - \lambda w'(t) - UAT_s - UAT_s'(t) + UAT + UAT'(t)$$

rearrreglando esta ecuación

$$\frac{C_{kd} T_s'(t)}{dt} = \lambda \bar{w} - UA(\bar{T}_s - \bar{T}) + \lambda w'(t) - UAT_s'(t) + UAT'(t)$$

Para el régimen permanente

$$\bar{w}\lambda - UA(\bar{T}_s - \bar{T}) = 0$$

La ecuación resultante es

$$\frac{C_{kd} T_s'(t)}{dt} = \lambda w'(t) - UAT_s'(t) + UAT'(t)$$

Aplicando la transformada de Laplace a la ecuación término a término

$$\rho V C_p \frac{dT'(t)}{dt} = \bar{I} \rho C_p T_1'(t) + \rho C_p (\bar{T}_1 - \bar{T}) F'(t) + UAT_s'(t) - (UA + \bar{I} \rho C_p) T'(t)$$

$$\rho V C_p \frac{dT'(t)}{dt} = \mathcal{L} \left[ V \rho C_p \frac{dT'(t)}{dt} \right]$$

aplicando la propiedad de linealidad

$$\mathcal{L} \left[ V \rho C_p \frac{dT'(t)}{dt} \right] = V \rho C_p (sT(s) - T(0))$$

A las condiciones iniciales  $T(0) = 0$

$$\mathcal{L} \left[ V \rho C_p \frac{dT'(t)}{dt} \right] = V \rho C_p s T(s)$$

$$V\rho C_p s T(s) = f\rho C_p T_1(s) + \rho C_p (\bar{T}_1 - \bar{T}) F(s) + UATs(s) - (UA + \bar{I}\rho C_p) T(s)$$

dividiendo entre  $(UA + \bar{I}\rho C_p)$

$$\frac{V\rho C_p s}{(UA + \bar{I}\rho C_p)} T(s) = \frac{f\rho C_p}{(UA + \bar{I}\rho C_p)} T_1(s) + \frac{\rho C_p (\bar{T}_1 - \bar{T})}{(UA + \bar{I}\rho C_p)} F(s) + \frac{UA}{(UA + \bar{I}\rho C_p)} Ts(s) - T(s)$$

definiendo

$$\tau = \frac{V\rho C_p}{(UA + \bar{I}\rho C_p)} \quad K_I = \frac{\bar{I}\rho C_p}{(UA + \bar{I}\rho C_p)}$$

$$K_F = \frac{\rho C_p (\bar{T}_1 - \bar{T})}{(UA + \bar{I}\rho C_p)} \quad K_S = \frac{UA}{(UA + \bar{I}\rho C_p)}$$

y sustituyendo en la ecuación, tenemos;

$$\tau s T(s) = K_I T_1(s) + K_F F(s) + K_S Ts(s) - T(s)$$

despejando  $T(s)$

$$T(s) [\tau s + 1] = K_I T_1(s) + K_F F(s) + K_S Ts(s)$$

$$T(s) = \frac{K_I}{(\tau s + 1)} T_1(s) + \frac{K_F}{(\tau s + 1)} F(s) + \frac{K_S}{(\tau s + 1)} Ts(s)$$

para

$$\frac{C_h s T_s'(t)}{dt} = \lambda w'(t) - UATs'(t) + UAT'(t)$$

aplicando la transformada de Laplace

$$C_h s Ts(s) = \lambda w(s) - UATs(s) + UAT(s)$$

dividiendo entre  $UA$

$$\frac{C_h s Ts(s)}{UA} = \frac{\lambda}{UA} W(s) - \frac{UA}{UA} Ts(s) + \frac{UA}{UA} T(s)$$

definiendo

$$\tau_c = \frac{C_h}{UA} \quad K_w = \frac{\lambda}{UA}$$

sustituyendo

$$\tau_{cs}Ts(s) = K_w w(s) + Ts(s) + T(s)$$

Despejado  $Ts(s)$  obtenemos

$$Ts(s) = \frac{1}{\tau_{cs} + 1} T(s) + \frac{K_w}{\tau_{cs} + 1} w(s)$$

La ecuación para una válvula de igual porcentaje con presión de entrada y caída de presión constante, se puede escribir como

$$w(t) = W_{MAX} \alpha^{\bar{v}_p(t)-1}$$

donde:

$W_{MAX}$  es el flujo máximo a través de la válvula, lb/min

$\alpha$  es el parámetro de ajuste de la válvula

$v_p(t)$  es la posición de la válvula en una escala de 0 a 1

Al linealizar la ecuación de la válvula, resulta

$$\begin{aligned} W'(t) &= W_{MAX} (\ln \alpha) \alpha^{\bar{v}_p-1} v_p'(t) \\ &= \bar{W} (\ln \alpha) v_p'(t) \end{aligned}$$

donde  $v_p(t)$  es la variable de desviación de la posición de la válvula.

De la transformada de Laplace de esta ecuación, se tiene

$$W(s) = \bar{W} (\ln \alpha) VP(s)$$

La variación en la caída de presión a través de la válvula, a la temperatura del vapor (y presión), se desprecia. El actuador se puede modelar mediante un retardo de primer orden:

$$VP(s) = \frac{1/100}{\tau_{vs} + 1} M(s)$$

donde  $M(s)$  es la señal de salida del controlador en porcentaje.

El sensor-transmisor se puede representar mediante un retardo de primer orden :

$$\frac{T_{ot}(s)}{T(s)} = \frac{K_t}{\tau_v s + 1}$$

donde:

$T_{ot}(s)$  es la transformada de Laplace de la señal de salida del transmisor, %

Al combinar esta ecuación con la función de transferencia del actuador, se puede eliminar  $VP(s)$ :

$$\frac{W(s)}{M(s)} = \frac{K_v}{\tau_v s + 1}$$

donde:

$$K_v = \frac{\bar{W}(\ln \alpha)}{100}$$

La ganancia del transmisor se obtiene para un rango de 100 a 200°F en porcentaje

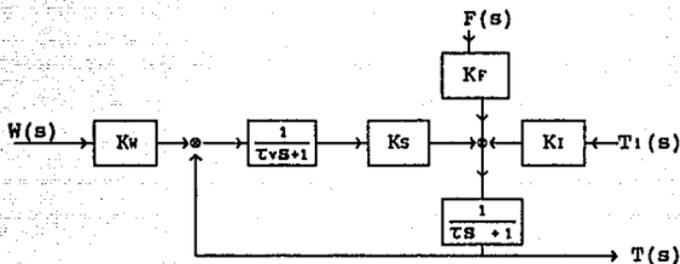
$$K_r = \frac{100 - 0}{200 - 100} = 1.0 \text{ \%}/^\circ\text{F}$$

La función de transferencia del controlador PID es:

$$G_c(s) = K_c \left( 1 + \frac{1}{\tau_i s} + \tau_d s \right) = \frac{M(s)}{R(s) - T_{ot}(s)}$$

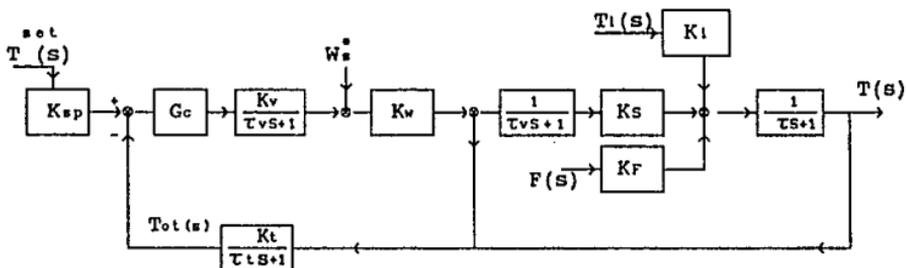
donde  $K_c$  es la ganancia del controlador,  
 $\tau_i$  el tiempo de integración y  
 $\tau_d$  el tiempo de derivación.

El diagrama de bloques para el sistema a circuito abierto es:

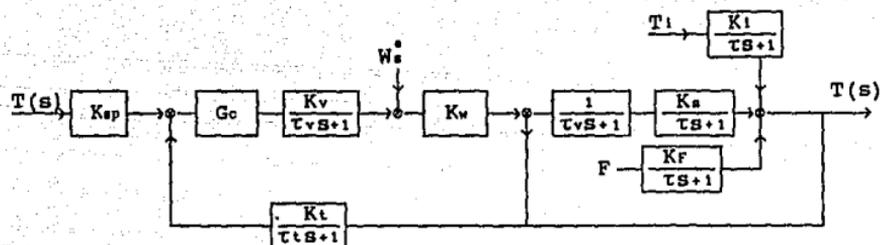


En este diagrama de bloques se obtiene de la ecuación del tanque. En este diagrama se observa que la temperatura del vapor del serpentín depende de la temperatura de salida de la corriente de proceso y ésta depende de la temperatura del vapor del serpentín.

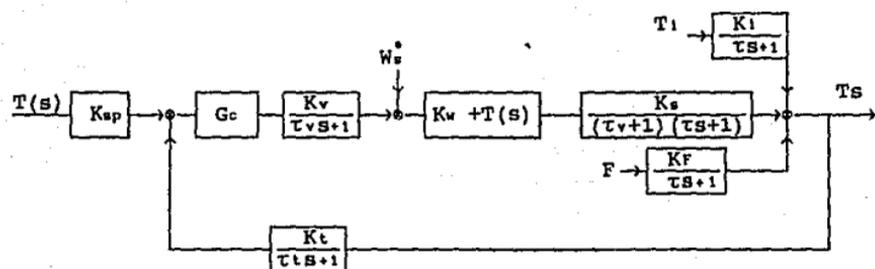
Analicemos ahora el diagrama de bloques del circuito de control de temperatura:



Aplicando el álgebra de bloques, se reducirá este diagrama.



de este diagrama se obtiene



Algebraicamente del diagrama

$$T_s = \frac{K_1}{(\tau_s+1)} T_1(s) + \frac{K_f}{(\tau_s+1)} F(s) + \frac{K_s}{(\tau_s+1)} T_s(s) \quad (a)$$

$$T_s(s) = [W^T(s)K_w + T(s)] / [1/(\tau_s+1)] \quad (b)$$

definiendo

$$W^T(s) = W(s) + W'(s)$$

sustituyendo (b) en (a)

$$T(s)W(s) = \frac{W(s)K_w + T(s)}{\tau_s+1} \left[ \frac{K_s}{\tau_s+1} \right] + F(s) \frac{K_f}{\tau_s+1} + T_1(s) \frac{K_1}{\tau_s+1}$$

Despejando  $T(s)$

$$T(s) = W(s) \frac{K_w K_s}{(\tau_c s + 1)(\tau s + 1) - K_s} + F(s) \frac{K_F (\tau_c s + 1)}{(\tau_c s + 1)(\tau s + 1) - K_s} + T_I(s) \frac{K_I (\tau_c s + 1)}{(\tau_c s + 1)(\tau s + 1) - K_s}$$

definiendo

$$G_s(s) = \frac{K_w K_s}{(\tau_c s + 1)(\tau s + 1) - K_s}$$

$$G_v(s) = \frac{K_v}{\tau v s + 1}$$

$$G_F(s) = \frac{K_F (\tau_c s + 1)}{(\tau_c s + 1)(\tau s + 1) - K_s}$$

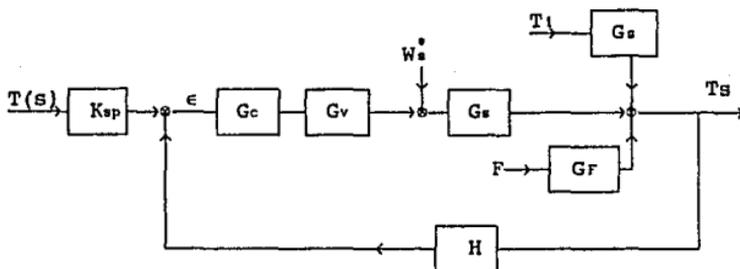
$$H_s(s) = \frac{K_t}{\tau t s + 1}$$

$$G_I(s) = \frac{K_I (\tau_c s + 1)}{(\tau_c s + 1)(\tau s + 1) - K_s}$$

sustituyendo.

$$T(s) = W^T(s) G_s(s) + F(s) G_F(s) + T_I(s) G_I(s)$$

de esta ecuación, y del último diagrama de bloques obtenemos:



De este diagrama

$$T(s) = [\epsilon(s) G_c(s) G_v(s) + W^T(s)] G_s + F(s) G_F(s) + T_I(s) G_I(s)$$

$$\epsilon(s) = R(s) - T_{\text{Tot}}(s)$$

$$R(s) = T \left\{ \frac{s}{s} \right\} K_{sp}$$

$$T_{\text{Tot}}(s) = H(s) T(s)$$

sustituyendo  $R(s)$  y  $T_{ot}(s)$  en  $\epsilon(s)$

$$\epsilon(s) = T(s) K_{sp}^{tot} - H(s)T(s)$$

sustituyendo esta en  $T(s)$

$$T(s) = [T(s) K_{sp} - H(s)T(s)] G_c(s) G_v(s) + W^*(s)G(s) + F(s)G_f(s) + T_i(s)G_i(s)$$

despejando  $T(s)$

$$T(s) = T^{tot}(s) \left[ \frac{K_{sp} G_c(s) G_v(s) G_s(s)}{(1+H(s)G_c(s)G_v(s)G_s(s)T(s))} \right] + F(s) \left[ \frac{G_f(s)}{(1+H(s)G_c(s)G_v(s)G_s(s)T(s))} \right] + T_i(s) \left[ \frac{G_i(s)}{(1+H(s)G_c(s)G_v(s)G_s(s)T(s))} \right] + W^*(s) \left[ \frac{G(s)}{(1+H(s)G_c(s)G_v(s)G_s(s)T(s))} \right]$$

Por lo tanto la ecuación característica del circuito es:

$$1 + H(s)G_c(s)G_v(s)G_s(s) = 0$$

sustituyendo  $H(s)$ ,  $G_c(s)$ ,  $G_v(s)$  y  $G_s(s)$  en la ecuación característica obtenemos,

$$1 + \frac{K_t}{\tau_t s + 1} K_c \left( 1 + \frac{1}{\tau_I s} + \tau_D s \right) \frac{K_v}{\tau_t s + 1} \frac{K_w K_s}{(\tau_s + 1)(\tau_c s + 1) - K_s} = 0$$

Obteniendo los valores numéricos

$$K_{sp} = K_t + 1.0 \% / ^\circ F \quad \tau = 0.75 \text{ min} \quad \tau_v = 0.20 \text{ min}$$

El área del serpentín es

$$A = (250\text{ft})\pi(4.5/12) = 241.5 \text{ ft}^2$$

$$C_M = 250\text{ft}(10.8\text{lb}/\text{ft}(0.12 \text{ Btu}/\text{lb}^\circ\text{F})) = 265.7 \text{ Btu}/^\circ\text{F}$$

$$\tau = \frac{(120)(68)(0.80)}{(2.1)(241.5) + 15(68)(0.8)} = 4.93 \text{ min}$$

$$\tau_c = \frac{265.7}{(2.1)(241.5)} = 0.524 \text{ min}$$

$$K_f = \frac{(68)(0.8)(100-150)}{(2.1)(241.5) + 15(68)(0.8)} = -2.06 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$K_i = \frac{15(68)(0.8)}{(2.1)(241.5) + 15(68)(0.8)} = 0.617 \text{ }^\circ\text{F}/^\circ\text{F}$$

$$K_w = \frac{966}{(2.1)(241.5)} = 1.905 \text{ } \frac{^\circ\text{F}}{\text{lb}/\text{min}}$$

$$K_a = \frac{2.18241.5}{(2.1)(241.5) + 15(68)(0.8)} = 0.383 \text{ }^\circ\text{F}/^\circ\text{F}$$

Del estado estacionario

$$\bar{f}\rho C_p \bar{T}_1 + UA(\bar{T}_S - \bar{T}) - \bar{f}\rho C_p \bar{T} = 0$$

despejando  $\bar{T}_S$

$$\bar{T}_S = \frac{\bar{f}\rho C_p (T - T_1)}{UA} + \bar{T}$$

sustituyendo los valores obtenemos.

$$\bar{T}_S = \frac{15(68)(0.8)(150-100)}{(2.1)(241.5)} + 150 = 230^\circ\text{F}$$

de la ecuación del estado estacionario.

$$\bar{W}\lambda - UA(\bar{T}_S - \bar{T}) = 0$$

despejado  $\bar{W}$

$$\bar{W} = \frac{UA(\bar{T}_S - T)}{\lambda}$$

$$\bar{W} = \frac{2.1(241.5)(230-150)}{966} = 42.2 \text{ } \frac{\text{lb}}{\text{min}}$$

por lo tanto

$$K_v = \frac{42.2(\ln 50)}{100} = 1.65087$$

Y

$$W_{\max} = 2 \quad \bar{W} = 84.4 \frac{\text{lb}}{\text{min}}$$

de la ecuación característica

$$1 + \left[ \frac{K_t}{\tau_t s + 1} \right] K_c \left( 1 + \frac{1}{\tau_I s} + \tau_D s \right) \left[ \frac{K_v}{\tau_v s + 1} \right] \frac{K_w K_s}{(\tau_s + 1)(\tau_c s + 1) - K_s} = 0$$

multiplicando ambos lados de la ecuación por  $s$  y definiendo

$$a_5 = \tau_t \tau_v \tau_c$$

$$a_4 = \tau_c (\tau_t + \tau_v) + \tau_t \tau_v (\tau + \tau_s)$$

$$a_3 = \tau_c \tau + \tau_t \tau_v + (\tau_t + \tau_v) (\tau + \tau_c)$$

$$a_2 = \tau + \tau_c + \tau_t + \tau_v$$

$$a_1 = 1 - K_s$$

rearrreglando la ecuación obtenemos

$$a_5 s^5 + a_4 s^4 + a_3 s^3 + a_2 s^2 + a_1 s + K_t K_c \left( s + \frac{1}{\tau_I} + \tau_D s^2 \right) K_v K_w K_s = 0$$

sustituyendo los valores en las ecuaciones

$$a_5 = (0.75)(0.2)(4.93)(0.524) = 0.387$$

$$a_4 = (0.75)(0.2)[(4.93) + (0.524)] + 4.93(0.524)(0.75 + 0.2) = 3.272$$

$$a_3 = (0.75)(0.2) + (4.93)(0.524) + (0.75 + 0.2) + (4.93 + 0.524) = 7.859$$

$$a_2 = 0.75 + 0.2 + 4.93 + 0.524 = 6.043$$

$$a_1 = 1 - 0.381 = 0.617$$

$$K_t K_w K_v K_s = (1.0)(1.652)(1.905)(0.383) = 1.205$$

$$0.387 s^5 + 3.272 s^4 + 7.859 s^3 + (6.043 + 1.2055 K_c \tau_D) s^2 + (0.617 + 1.205 K_c) s + 1.205 K_c / \tau_I = 0$$

Esta es la ecuación característica para el sistema de homogenización con calentamiento y agitación continua.

Para obtener la ganancia última de esta ecuación, se supone que

$$\tau_D = 0 \quad \text{y} \quad 1/\tau_I = 0$$

si se cumple lo anterior, la ecuación característica se reduce a:

$$0.3875s^5 + 3.2725s^4 + 7.8595s^3 + 6.043s^2 + 0.617s + 1.205K_c s = 0$$

dividiendo ambos lados de la ecuación por  $s$  la ecuación se reduce a:

$$0.3875s^4 + 3.2725s^3 + 7.8595s^2 + 6.043s + 0.617 + 1.205K_c = 0$$

sustituyendo  $s = i\omega_u$  y  $K_c = K_{cu}$  obtenemos las siguientes ecuaciones:

$$\begin{aligned} -3.272\omega_u^2 + 6.043\omega_u i &= 0i \\ 0.387\omega_u^4 - 7.859\omega_u^2 + 0.617 &= 1.205K_{cu} = 0 \end{aligned}$$

resolviendo simultáneamente, obtenemos

$$\omega_u = 1.359 \text{ rad/min}$$

$$K_{cu} = 10.44 \text{ \%/\%}$$

El período último es  $P_u = 4.62 \text{ min}$

De acuerdo al criterio de ajuste de Ziegler-Nichols, los parámetros de ajuste para el control PID son:

$$K_c = \frac{K_{cu}}{1.7} = 6.14 \text{ \%/\%}$$

$$\tau_I = \frac{P_u}{2} = 2.31 \text{ min}$$

$$\tau_D = \frac{P_u}{8} = 0.58 \text{ min}$$

Con estos parámetros la ecuación característica es:

$$0.387s^5 + 3.272s^4 + 7.858s^3 + 10.34s^2 + 8.017s + 3.20 = 0$$

utilizando un programa computacional (EUREKA), las raíces de la ecuación característica son:

$$s_1 = -0.42454182 \pm 0.8551i$$

$$s_2 = -1.0268522 \pm 0.48881i$$

$$s_3 = -5.5519923$$

Dado que las partes reales de las raíces son negativas, el proceso es estable con este tipo de controlador.

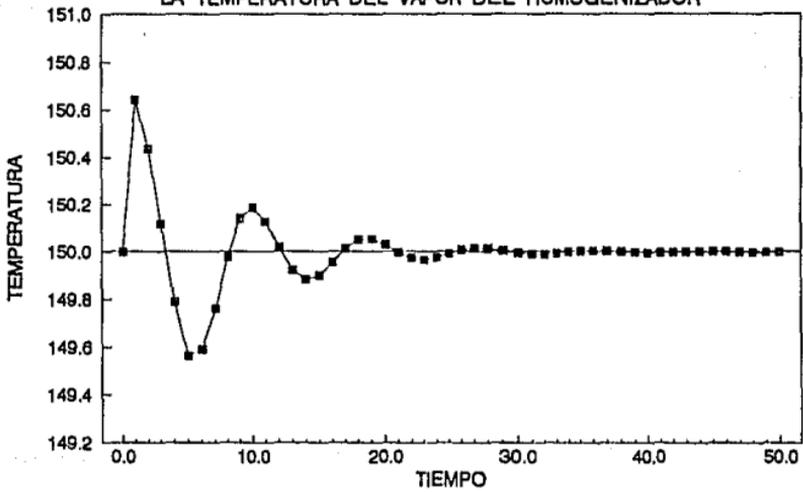
La dinámica de este circuito cerrado tiene la siguiente forma:

$$T(t) = b_0d(t) + b_1\exp(-0.42t)\text{sen}(0.99t+\theta_1) + b_2\exp(-1.03t)\text{sen}(0.49t+\theta_2) + b_3\exp(-5.55t)$$

donde los parámetros  $b_0$ ,  $b_1$ ,  $b_2$ ,  $b_3$ ,  $\theta_1$  y  $\theta_2$  deben evaluarse por expansión de fracciones parciales para un disturbio en particular: Temperatura, flujo o set point.

La gráfica 5.1 que aparece enseguida muestra la respuesta dinámica del homogenizador cuándo se presenta un disturbio escalón en la temperatura. Dicha respuesta se analiza posteriormente con un sistema de control en cascada.

**GRAFICA 5.1 RESPUESTA A UN DISTURBIO ESCALON EN LA TEMPERATURA DEL VAPOR DEL HOMOGENIZADOR**



—■— SISTEMA DE CONTROL FEEDBACK

PARAMETROS:  $K_c = 6.15$   $T_L = 2.312$   $T_D = 0.576$

## 5.4 ANALISIS DEL CONTROL FEEDBACK PARA UN REACTOR

### 5.4.1 INTRODUCCION

Los reactores continuos son diseñados para operar bajo condiciones de alimentación constante, retirando el producto, y removiendo o suministrando calor. Si es controlado correctamente, la distribución de la composición y la temperatura permanece constante con respecto al tiempo. La degradación gradual de los catalizadores, el ensuciamiento de las áreas de transferencia de calor, y otros problemas, a menudo se encuentran fuera del espectro de control. La finalidad del sistema de control es asegurar que las condiciones de operación se mantengan constantes en las especificaciones de diseño, mientras se minimizan los daños a los productos y reactivos.

Los reactores endotérmicos no presentan problemas en el control de temperatura, por que se caracterizan en un marcado grado de auto-regulación. Sin embargo, los reactores exotérmicos, son un problema debido a que su auto-regulación es negativa. Es decir, para una reacción exotérmica, la constante de equilibrio,  $k$ , disminuye cuando se aumenta la temperatura. Por lo tanto se deben tomar medidas para eliminar el calor de reacción y evitar así una limitación termodinámica (disminución de  $k$ ) en la conversión potencial en los sistemas exotérmicos.

#### 5.4.2 EFECTOS DE LA TEMPERATURA

En unos cuantos casos, el calor de reacción es tan bajo que el intercambio de calor con los alrededores es suficiente para eliminar las variaciones de temperatura. Incluso cuándo el calor de la reacción es moderado, es posible aproximarse a la operación isotérmica mediante la eliminación de calor del reactor.

Cuando el calor de la reacción es grande, se tendrán variaciones de temperatura aún cuándo se cuenten con facilidades para transferir el calor del reactor.

calor de reacción bajo .....	1 600 cal/mol-g
calor de reacción moderado .....	17 000 cal/mol-g
calor de reacción grande .....	570 000 cal/mol-g

#### 5.4.3 DESCRIPCION DEL PROCESO

Consideremos al reactor de tanque agitado continuamente mostrado en la figura 5.2. El reactor es un recipiente donde ocurre la reacción  $A^2 \rightarrow 2A$  que es muy exotérmica. Para remover el calor de la reacción, el reactor esta rodeado por una chaqueta en que se produce vapor saturado por líquido que circula a través de la chaqueta. La temperatura de la chaqueta,  $T_s$ , puede asumirse que es constante. También se hacen las siguientes suposiciones: Que la chaqueta esta bien aislada, los reactivos y los productos son ambos líquidos; y sus densidades y capacidades caloríficas no varían con la temperatura o composición.

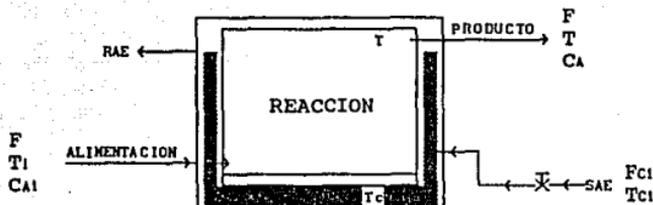


Fig. 5.2 Esquema de un reactor de tanque agitado

La constante de velocidad de reacción es:

$$k = k_0 \exp \left[ \frac{E}{R \cdot T + 273.16} \right]$$

El factor de frecuencia,  $k_0$ , y la energía de activación,  $E$ , son constantes especificadas para cada reacción. El calor de reacción es considerado constante y dada, en J/Kg-mol de reactivo A.

#### OBJETIVO DE CONTROL

Mantener la temperatura de reacción constante a un valor deseado.

#### POSIBLES DISTURBIOS.

$T_1$  Temperatura de la alimentación

$T_c$  Temperatura del servicio de enfriamiento

#### VARIABLE MANIPULABLE

$F_c$  Flujo del servicio de enfriamiento.

## SUPOSICIONES

Mezclado perfecto tanto en la chaqueta como en el reactor

El nivel del tanque no varia con el tiempo.

Los volúmenes y propiedades físicas son constantes

Las pérdidas de calor son insignificantes.

## BALANCE DE MASA DEL REACTANTE A

$$\frac{dC_A}{dt} = \frac{F}{V} (C_{A1} - C_A) - k C_A^2 \quad 5.4.1$$

Para el régimen permanente

$$0 = \frac{F}{V} (C_{A1} - C_A) - k C_A^2$$

## BALANCE DE ENERGIA SOBRE EL CONTENIDO DEL REACTOR

$$\frac{dT}{dt} = \frac{F}{V} (T_1 - T) - \frac{\Delta H_R}{\rho C_P} \frac{k C_A^2}{V} (T - T_c) \quad 5.4.2$$

Para el régimen permanente

$$0 = \frac{F}{V} (T_1 - T) - \frac{\Delta H_R}{\rho C_P} \frac{k C_A^2}{V} (T - T_c)$$

## BALANCE DE ENERGIA SOBRE LA CHAQUETA

$$\frac{dT_c}{dt} = \frac{UA}{V_c \rho_c C_{Pc}} (T - T_c) - \frac{F_c}{V_c} (T_c - T_{c1}) \quad 5.4.3$$

Para el régimen permanente

$$0 = \frac{UA}{V_c \rho_c C_{pc}} (T - T_c) - F_c (T_c - T_{c1})$$

donde :

$C_A$  es la concentración del reactivo en el reactor,  $\text{Kg-mol/m}^3$   
 $C_{A1}$  es la concentración del reactor en la alimentación,  $\text{kg-mol/m}^3$

$T$  es la temperatura en el reactor,  $^{\circ}\text{C}$

$T_1$  es la temperatura de la alimentación,  $^{\circ}\text{C}$

$T_c$  es la temperatura de la chaqueta,  $^{\circ}\text{C}$

$T_{c1}$  es la temperatura de la entrada del servicio de enfriamiento,  $^{\circ}\text{C}$

$F$  es el flujo volumétrico,  $\text{m}^3/\text{s}$

$V$  es el volumen del reactor,  $\text{m}^3$

$k$  es el coeficiente de velocidad de reacción,  $\text{m}^3/\text{kgmol-s}$

$\Delta H_r$  es el calor de reacción, asumiendo que es constante,  $\text{J/Kgmol-s}$

$\rho$  es la densidad del contenido del reactor,  $\text{Kgmol/m}^3$

$C_p$  es la capacidad calorífica de los reactantes,  $\text{J/kg-mol}^{\circ}\text{C}$

$U$  es el coeficiente total de transferencia de calor,  $\text{J/s-m}^2^{\circ}\text{C}$

$A$  es el área de transferencia de calor,  $\text{m}^2$

$\rho_c$  es la densidad del agua de enfriamiento,  $\text{kg/m}^3$

$C_{pc}$  es el calor específico del agua de enfriamiento,  $\text{J/kg-}^{\circ}\text{C}$

$F_c$  es el flujo volumétrico del agua de enfriamiento,  $\text{m}^3/\text{s}$

$k_0$  es constante velocidad de reacción,  $\text{m}^3/\text{s kg-mol}$

$E$  es la energía de activación de la reacción,  $\text{J/kg-mol}$

$R$  es la constante de los gases ideales  $8314.39$ ,  $\text{J/kg-mol}^{\circ}\text{K}$

Para realizar la simulación del reactor se debe determinar los parámetros de diseño del reactor y condiciones iniciales. En la práctica los parámetros de diseño se obtienen

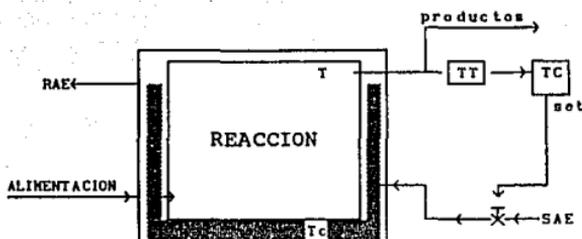
de especificaciones de equipos y de diagramas de tuberías e instrumentación. Suponiendo que se tienen los siguientes parámetros para el reactor.

$$\begin{aligned}
 V &= 7.08 \text{ m}^3 \\
 \rho &= 19.2 \text{ kg mol/m}^3 \\
 C_p &= 1.815 * 10^5 \text{ J/kg mol } ^\circ\text{C} \\
 A &= 5.40 \text{ m}^2 \\
 \rho_c &= 1000 \text{ kg/m} \\
 k_0 &= 0.0744 \text{ m}^3/\text{s kg mol} \\
 \Delta H_R &= -9.86 * 10^7 \text{ J/kg mol} \\
 U &= 3550 \text{ JJ/s m}^2\text{ }^\circ\text{C} \\
 V_c &= 1.82 \text{ m}^3 \\
 C_{p_c} &= 4184 \text{ J/kg mol } ^\circ\text{C} \\
 E &= 1.182 * 10^7 \text{ J/kg mol}
 \end{aligned}$$

Un importante requerimiento es que las condiciones iniciales satisfagan el modelo de ecuaciones en estado estable, que es, cuándo todos los valores de las derivadas son exactamente igual a cero, en el valor inicial de las variables de estado. Donde se tiene una ecuación para cada variable de estado y auxiliar, el número de especificaciones de diseño no debe exceder el número de variables de entrada. En este ejemplo las variables de entrada en las condiciones de diseño son las siguientes:

$$\begin{aligned}
 F &= 7.5 * 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s} \\
 C_{A1} &= 2.88 \text{ kg mol/m}^3 \\
 T_{c1} &= 27.0 \text{ }^\circ\text{C} \\
 T^{\text{est}} &= 88.0 \text{ }^\circ\text{C} \quad (\text{Temperatura del tanque}) \\
 T_1 &= 66 \text{ }^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

## Sistema de control feedback

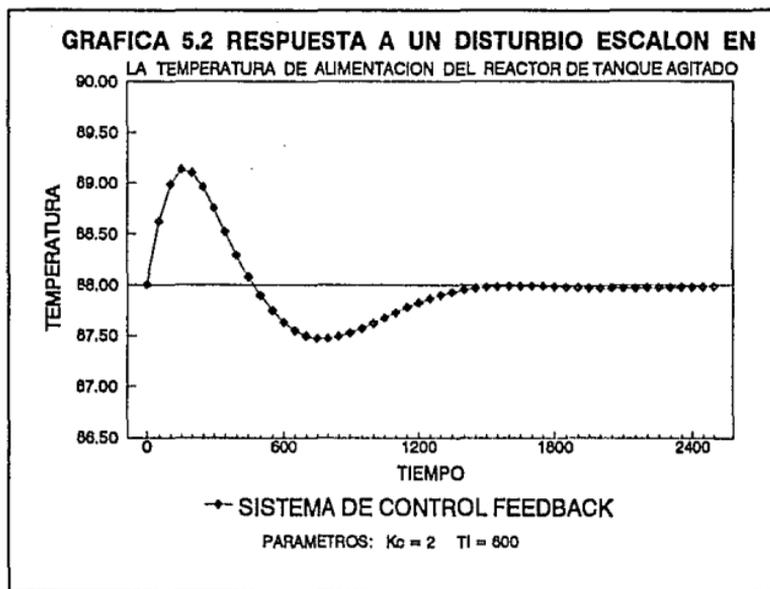


## Sistema de control feedback

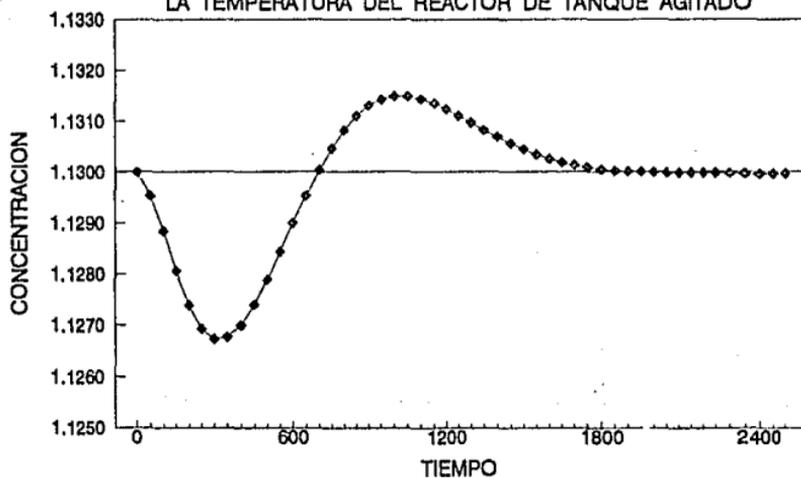
Para el control feedback se utiliza un control proporcional integral con  $\tau_I$  de 600 segundos y  $K_c$  de 2.

La  $\tau$  del transmisor es de 20 segundos, la válvula es de igual porcentaje con un  $\alpha$  de 50 y un  $FC_{max}$  de  $0.020 \text{ m}^3/\text{s}$ .

Para obtener los parámetros del controlador se utilizaron métodos numéricos. Para esto las ecuaciones en forma diferencial se resolvieron mediante un programa utilizando el método de Runge Kutta. Posteriormente se simuló la respuesta dinámica del sistema y el resultado de esto se muestra en las gráficas 5.2 y 5.3. La gráfica 5.3 muestra el cambio que sufre la composición del producto cuando se manifiesta el disturbio en la temperatura.



**GRAFICA 5.3 REPUESTA UN DISTURBIO ESCALON EN LA TEMPERATURA DEL REACTOR DE TANQUE AGITADO**



—◆— SISTEMA DE CONTROL FEEDBACK

PARAMETROS:  $K_c = 2$   $T_I = 600$

## 5.5 ANALISIS DEL SISTEMA DE REGENERACION CATALITICA

## DESCRIPCION DEL PROCESO

Se considera el proceso de regeneración catalítica<sup>[12]</sup> que aparece en la figura 5.3. En este proceso, como su nombre lo indica, se regenera el catalizador de un reactor químico. El catalizador se utiliza en un reactor donde se deshidrogena un hidrocarburo; después de un cierto período, el carbón (C) se deposita sobre el catalizador y lo contamina; cuando esto ocurre, el catalizador pierde su actividad y se debe regenerar. La etapa de regeneración consiste en quemar el carbón que se deposita, para lo cual se sopla aire caliente sobre la capa del catalizador; el oxígeno del aire reacciona con el carbón para formar CO<sub>2</sub>:



Después de que se quema todo el carbón, el catalizador queda listo para ser utilizado nuevamente. Este es un proceso por lotes, sin embargo, la quema del carbón puede tardar varias horas.

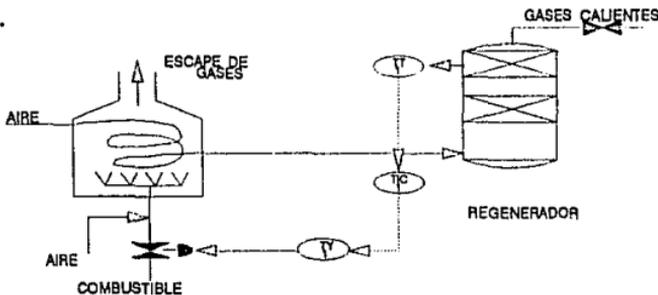


Figura 5.3 Sistema de regeneración de catalizador

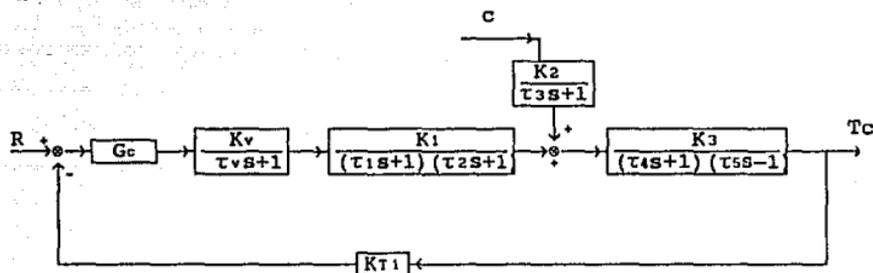
[12] Johnson, H. L. "Dehydrogenation Reactor Control",  
Instrumentation Technology. Dec. 1976

Durante el proceso de regeneración del catalizador una variable importante que se debe controlar es la temperatura de la capa del catalizador,  $T_c$ . Con una temperatura muy alta se pueden destruir las propiedades del catalizador; por el contrario, con una temperatura baja el tiempo de combustión resulta largo. La temperatura de la capa se controla mediante el flujo de combustible que llega al calentador de aire (un horno pequeño), como se muestra en la figura 5.3

A pesar de que el esquema de control mostrado en la figura 5.3 funciona, se debe reconocer que existen varios retardos de sistema en serie. En el calentador mismo se presentan retardos tales como los de la cámara de combustión y los de los tubos. En el regenerador puede haber una cantidad significativa de retardos en función del volumen y las propiedades del catalizador. Todos estos retardos del sistema dan lugar a un circuito de control feedback lento (constantes de tiempo grandes y tiempo muerto).

Si se supone que al calentador entra una perturbación tal como un cambio en la temperatura del aire que entra o un cambio en la eficiencia de la combustión, la temperatura con que sale el aire del calentador,  $T_H$ , se afecta con cualquiera de estas perturbaciones. Al haber un cambio en  $T_H$ , eventualmente se tiene como resultado un cambio en la temperatura de la capa del catalizador. Con tantos retardos en el sistema, transcurre un tiempo considerable para que en el circuito de control de temperatura se detecte un cambio en  $T_c$ . A causa de dichos retardos, en el circuito simple de control de temperatura se tenderá a sobrecompensar, de lo cual resulta un control ineficiente, cíclico y en general lento.

Diagrama de bloques del sistema de control feedback de la figura 5.3



Para el diagrama 5.3 por la técnica ya explicada obtenemos la ecuación de transferencia para el sistema en feedback.

$$\frac{T_c}{R} = \frac{\frac{K_v}{(\tau_v s + 1)} \frac{K_1}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)}}{1 + G_c \frac{K_v}{(\tau_v s + 1)} \frac{K_1}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} \frac{K_3}{(\tau_4 s + 1)(\tau_5 s + 1)}}$$

La ecuación característica es

$$1 + G_c \frac{K_v}{(\tau_v s + 1)} \frac{K_1}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} \frac{K_3}{(\tau_4 s + 1)(\tau_5 s + 1)}$$

Los datos del problema son

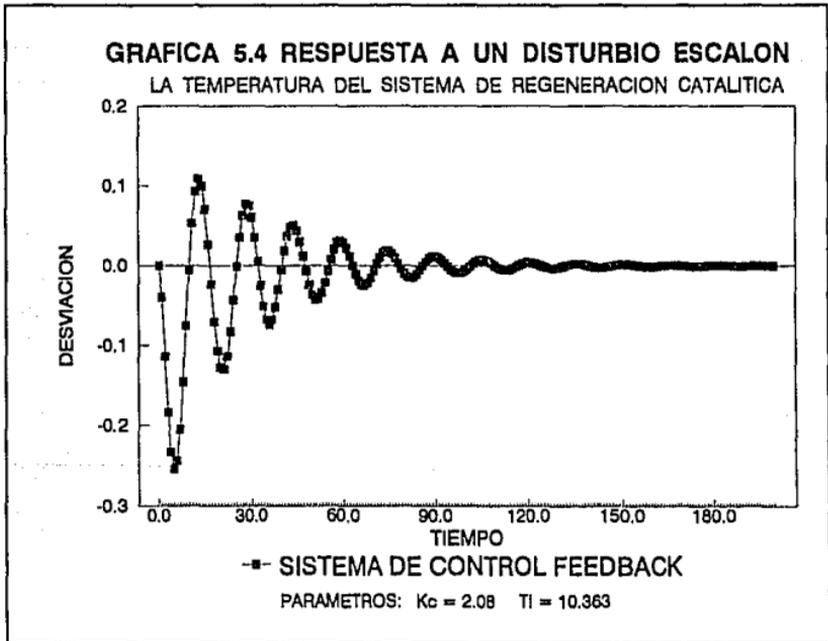
$\tau_v = 0.2 \text{ min}$	$K_v = 3 \text{ gpm/\%CO}$	$K_1 = 1 \text{ C/gpm}$
$\tau_1 = 3 \text{ min}$	$\tau_2 = 1 \text{ min}$	$K_3 = 0.8 \text{ C/C}$
$\tau_4 = 4 \text{ min}$	$\tau_5 = 1 \text{ min}$	$K\tau_1 = 0.5 \text{ \%TO/C}$
$K\tau_2 = 0.5 \text{ \%TO/C}$		

aplicando el método de sustitución directa se obtiene que:

$$K_{cu} = 4.33 \text{ \%CO/\%TO}$$

$$\omega_u = 0.507 \text{ ciclos/min}$$

Los parámetros del controlador se obtienen siguiendo el mismo procedimiento. Para el caso de un disturbio escalón, la respuesta del sistema de regeneración con control feedback se muestra en la gráfica 5.4



## **CAPITULO 6**

# **DISEÑO DE CONTROL EN CASCADA**

## 6. DISEÑO DE UN SISTEMA DE CONTROL EN CASCADA

Uno de los métodos más utilizados para reducir al mínimo los disturbios que entran en un proceso de respuesta lenta es el control en cascada. Este se utiliza comúnmente en la industria para mejorar la respuesta de procesos que se encuentran controlados mediante un sistema de control *feedback*. El control en cascada acelera la respuesta del sistema al reducir el tiempo constante del proceso. Para ello, el control en cascada realiza tres funciones importantes:

1. Reduce el efecto de los cambios cerca de su origen.
2. Reduce el tiempo muerto del sistema.
3. Se anticipa al disturbio más frecuente en el sistema.

Como se menciona en el capítulo 2, esta estructura de control utiliza dos mediciones y dos sistemas de control para manipular un elemento de control simple. Por lo cual, para implementar el control en cascada es necesario que el sistema a controlar presente lo siguiente:

1. Al menos dos variables medibles dependientes, y
2. Una variable manipulable común

La consideración más importante al diseñar un sistema de control en cascada es que el circuito interno o secundario debe ser más rápido que el externo o primario. Esta consideración se puede extender a cualquier cantidad de circuitos en cascada; en un sistema con tres circuitos en cascada, el circuito terciario debe ser más rápido que el secundario, y éste a su vez más rápido que el primario.



- 2) Si se debe utilizar en ambos controladores del circuito de control la acción PI, se debe incrementar el tiempo integral del controlador primario. Esto es el camino más simple para eliminar una posible inestabilidad en el circuito. Se debe buscar un incremento óptimo por medio de la simulación para que el éste sea el más favorable para el sistema.
- 3) Usar acción derivativa en el controlador primario para disminuir la posible inestabilidad en el sistema.

La estabilidad condicional se evita aplicando las dos últimas recomendaciones.

La simulación dinámica la emplearemos para determinar la función de transferencia de los sistemas de control en cascada que analizaremos. En todos los diseños emplearemos el arreglo PI-P.

## 6.1 SISTEMA DE REGENERACION CATALITICA CON CONTROL EN CASCADA

El sistema de control en cascada para el sistema de regeneración catalítica se muestra en la figura 6.1. El sistema de control analizado en el capítulo 5, ahora consta de dos sensores, dos transmisores, dos controladores y un elemento final de control; de esta instrumentación resultan dos circuitos de control, uno interno y otro externo. Con uno de ellos se controla la temperatura a la que sale el aire del calentador,  $T_w$ , y con el otro se controla la temperatura de la capa del catalizador,  $T_c$ . De estas dos variables controladas, la temperatura de la capa de catalizador es la más importante debido a que es la variable a controlar; la temperatura de salida del calentador sólo se utiliza como una variable intermedia para satisfacer los requerimientos de temperatura de la capa de catalizador.

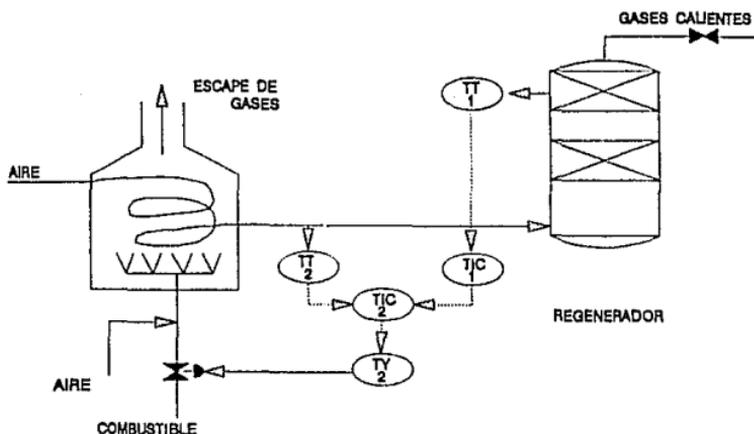


figura 6.1 Sistema de regeneración con control en cascada

La forma en que funciona este esquema es la siguiente: Se controla la temperatura de la capa del catalizador,  $T_c$ , y se decide la forma de manejar la temperatura de salida del calentador,  $T_H$ , para mantener a  $T_c$  en el set point. La señal del primer controlador se envía como set point al controlador secundario, donde éste manipula el flujo de combustible para mantener a  $T_H$  en el valor requerido por el controlador primario. Si en el calentador se introduce alguno de los disturbios que se mencionaron anteriormente,  $T_H$  se desvía del set point y se inicia una acción correctiva en el controlador secundario, antes de que cambie  $T_c$ . Lo que se hace es dividir el retardo total del sistema en dos, para compensar los disturbios antes de que se afecte a la variable controlada primaria.

En la figura 6.2 aparece el diagrama de bloques del sistema en cascada que se ilustra en la figura 6.1.

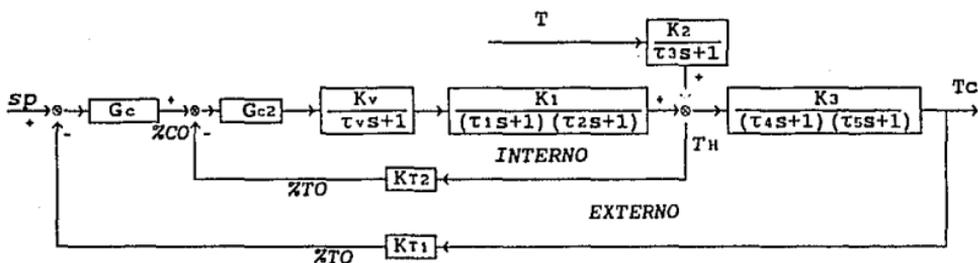
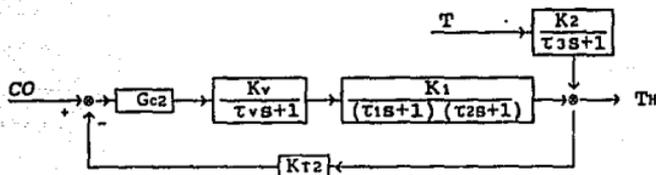


figura 6.2 Diagrama de bloques de la figura 6.1

Para determinar la ganancia y frecuencias últimas del controlador secundario, se debe determinar primero la ecuación de transferencia del circuito interno de la figura 6.2. Para ello se analiza el circuito interno.

## 6.1.1 ANALISIS DEL CIRCUITO INTERNO

El diagrama de bloques del circuito interno es el siguiente:



La ecuación de transferencia para este circuito considerando la relación entre el flujo de combustible y la temperatura del aire caliente,  $T_H$  es:

$$\frac{CO}{T_H} = \frac{Gc2 \frac{K_v}{(\tau_v s + 1)} \frac{K_1}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)}}{1 + Gc2 \frac{K_v}{(\tau_v s + 1)} \frac{K_1}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} K\tau_2}$$

La ecuación de transferencia para el mismo circuito considerando la relación entre la temperatura del aire de entrada y la temperatura del aire que sale del horno es:

$$\frac{T}{T_H} = \frac{T \frac{K_2}{(\tau_3 s + 1)}}{1 + Gc2 \frac{K_v}{(\tau_v s + 1)} \frac{K_1}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} K\tau_2}$$

De estas ecuaciones observamos que la ecuación característica es:

$$1 + Gc2 \frac{K_v}{(\tau_v s + 1)} \frac{K_1}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} K\tau_2 = 0$$

Sean  $\tau_v = 0.2 \text{ min}$      $K_v = 3 \text{ gpm/\%CO}$      $K_1 = 1 \text{ C/gpm}$   
 $\tau_1 = 3 \text{ min}$      $\tau_2 = 1 \text{ min}$      $K_3 = 0.8 \text{ C/C}$   
 $\tau_4 = 4 \text{ min}$      $\tau_5 = 1 \text{ min}$      $K_r = 0.5 \text{ \%TO/C}$   
 $K_{r2} = 0.5 \text{ \%TO/C}$

Considerando que los controladores son ambos proporcionales y aplicando el método de sustitución directa se obtiene que:

$$K_{cu2} = 17.06 \frac{\%CO}{\%TO}$$

donde  $\%TO$  es el porcentaje de la salida del transmisor  
 $\%CO$  es el porcentaje de la salida del controlador

Utilizando la proposición de Ziegler-Nichols obtenemos que la ganancia del controlador secundario es:

$$K_{c2} = 0.5K_{cu2}$$

$$K_{c2} = 8.533 \frac{\%CO}{\%TO}$$

## 6.1.2 ANALISIS DEL CIRCUITO EXTERIOR

Utilizando el álgebra de diagrama de bloques se reduce el circuito secundario a un sólo bloque como se muestra en la siguiente figura.

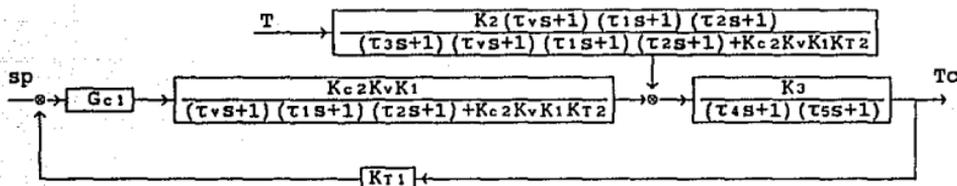


Figura 6.3 Reducción del diagrama de bloques de la figura 6.2

Con base en este diagrama de bloques se determina que la ecuación característica es:

$$1 + G_{c1} \frac{K_{c2}K_vK_1}{(\tau_v s+1)(\tau_1 s+1)(\tau_2 s+1) + K_{c2}K_vK_1K_{t2}} \frac{K_3}{(\tau_4 s+1)(\tau_5 s+1)} K_{t1} = 0$$

utilizando los métodos ya descritos obtenemos

$$K_{cut} = 7.2 \frac{\%}{s} \quad \text{y} \quad \omega_u = 1.54 \frac{\text{ciclos}}{\text{min}}$$

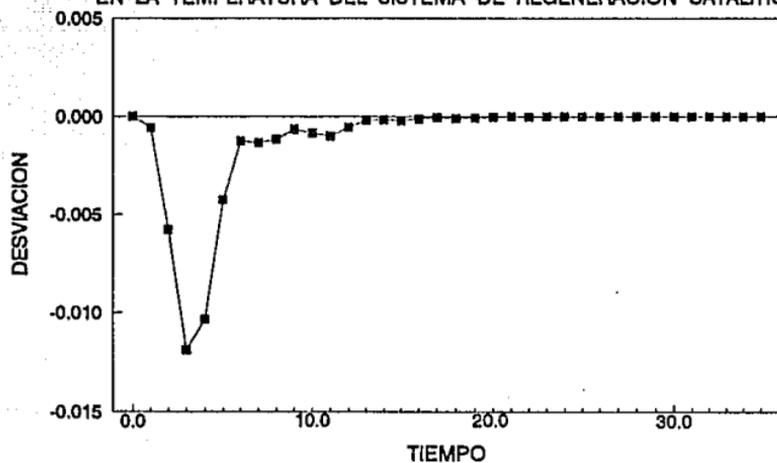
de donde obtenemos los parámetros del controlador primario:

$$K_c = 3.261$$

$$T_i = 3.389$$

La respuesta dinámica del sistema con estos parámetros de control, se muestran en la gráfica 6.1

**GRAFICA 6.1 RESPUESTA A UN DISTURBIO ESCALON EN LA TEMPERATURA DEL SISTEMA DE REGENERACION CATALITICA**



— SISTEMA DE CONTROL EN CASCADA

PARAMETROS:  $K_c = 3.261$   $T_I = 3.389$   $K_{csec} = 8.533$

## 6.2 ANALISIS DEL CONTROLADOR EN CASCADA PARA EL HOMOGENIZADOR

La forma en que funciona el control en cascada para el homogenizador, es muy similar al del equipo anterior, siendo el diagrama de bloques del sistema en cascada el que se ilustra en la figura 6.4

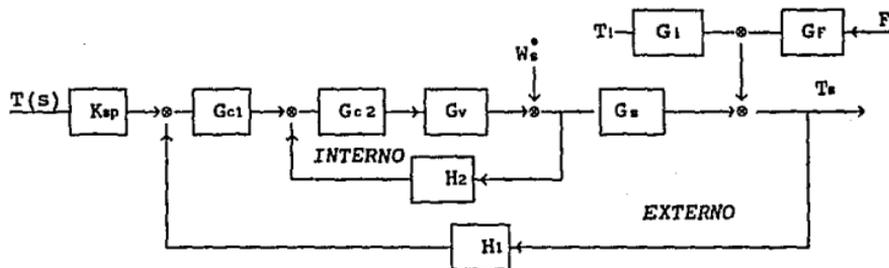
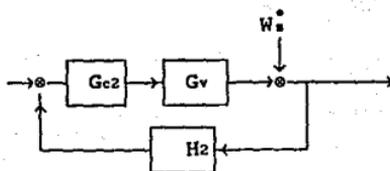


figura 6.4 Diagrama de bloques del homogenizador

Para determinar la ganancia y frecuencia últimas del controlador se cundario, se debe determinar la ecuación de transferencia del circuito interno de la figura 6.4. Como en el equipo anterior, primero analizaremos el circuito interno.

## 6.2.1 ANALISIS DEL CIRCUITO INTERNO

El diagrama de bloques del circuito interno es el siguiente:



La ecuación de transferencia para este circuito utilizando las reglas ya mencionadas es:

$$1 + G_{c2}G_vH_2 = 0$$

Sustituyendo los valores de las funciones en la ecuación anterior obtenemos:

$$1 + K_{c2} \frac{K_v}{\tau_v s + 1} \frac{K_{T2}}{(\tau_T s + 1)} = 0$$

Para obtener el parámetro de  $K_{cu2}$  se tiene que igualar a cero y se desarrolla el polinomio; luego, se resuelve la ecuación de segundo grado que resulta. Con el discriminante de la ecuación, se evalúa el valor que cumpla con el criterio (valor  $\leq 0$ ) para satisfacer el criterio de estabilidad.

Aplicando esto a la ecuación característica obtenemos.

$$K_{cu2} = \left[ \frac{(\tau_v + \tau_T)^2}{4\tau_v\tau_T} - 1 \right] / K_v K_{T2}$$

Donde

$$K_{cu2} > 0.305$$

todos los parámetros de  $K_{c2}$  que satisfagan esta condición estarán en la estabilidad y su respuesta será subamortiguada.

## 6.2.2 ANALISIS DEL CIRCUITO EXTERIOR

Utilizando el algebra de bloques se reduce el circuito secundario a un sólo bloque como se muestra en la figura 6.5

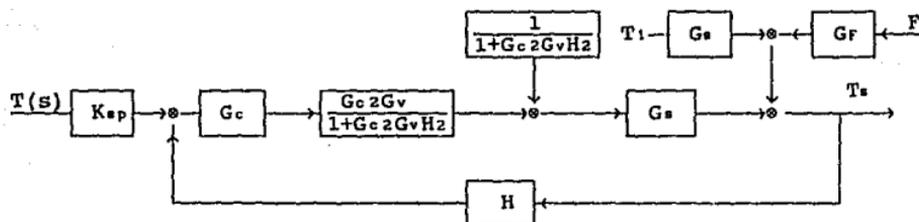


Figura 6.5 Reducción del diagrama de bloques de la figura 6.4

Con base en este diagrama de bloques se determina que la ecuación característica es:

$$1 + \frac{G_c G_c 2 G_v}{1 + G_c 2 G_v H_2} G_s H = 0$$

rearrreglando

$$1 + G_c 2 G_v H_2 + G_c G_c 2 G_v G_s H = 0$$

$$1 + G_c 2 G_v (H_2 + G_c G_s H) = 0$$

si  $H_2 = H$

$$1 + G_c 2 G_v H_2 (1 + G_c G_s) = 0$$

sustituyendo los valores de las funciones obtenemos:

$$1 + k_c 2 \frac{K_v}{\tau_v s + 1} \frac{K_t}{\tau_t s + 1} \left[ 1 + \frac{K_c u K_u K_s}{(\tau_s + 1)(\tau_c s + 1) - K_s} \right] = 0$$

Desarrollando el polinomio, factorizando y definiendo los siguientes términos, obtenemos un nuevo polinomio.

$$\begin{aligned} b_4 &= \tau_i \tau_v \tau_c \\ b_3 &= \tau_c (\tau_i + \tau_v) + \tau_i \tau_v (\tau_i + \tau_c) \\ b_2 &= \tau_c (1 + K_i K_v K_c) + \tau_i \tau_v (\tau_i + \tau_v) (\tau_i + \tau_c) \\ b_1 &= (\tau_i + \tau_c) (1 + K_i K_v K_c) + (\tau_i + \tau_v) (1 - K_s) \\ b_0 &= (1 - K_s) (1 + K_i K_v K_c) \\ b_b &= K_w K_s K_i K_v K_c \end{aligned}$$

El polinomio obtenido es:

$$b_4 s^4 + b_3 s^3 + b_2 s^2 + b_1 s + b_0 + K_{cu} b_b = 0$$

Utilizando el método de la frecuencia última obtenemos:

$$\begin{aligned} b_4 \omega^4 - b_2 \omega^2 + b_0 + K_{cu} b_b &= 0 \\ -b_3 \omega^3 + b_1 \omega &= 0 \end{aligned}$$

Cuya la frecuencia última es

$$\omega_u = \sqrt{b_1/b_3}$$

y cuya ganancia última es:

$$K_{cu} = (-b_4 \omega_u^4 + b_2 \omega_u^2 - b_0) / b_b$$

de donde se calculan los parámetros para un controlador con modo proporcional-integral-derivativo.

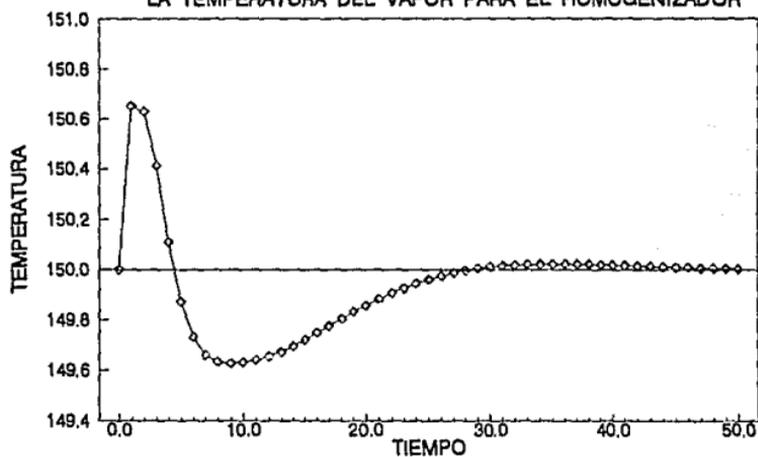
$$K_c = 24.21$$

$$\tau_i = 2.264$$

$$\tau_d = 0.566$$

Con un arreglo PID-P la respuesta dinámica del homogenizador, se muestra en la gráfica 6.2

**GRAFICA 6.2 RESPUESTA A UN DISTURBIO ESCALON EN LA TEMPERATURA DEL VAPOR PARA EL HOMOGENIZADOR**



—○— SISTEMA DE CONTROL EN CASCADA

PARAMETROS:  $K_c = 24.21$   $T_I = 2.264$   $T_D = 0.566$   $K_{csec} = 0.299$

## 6.3 ANALISIS DEL REACTOR CON CONTROL EN CASCADA

La figura 6.6 muestra el diagrama de bloques del sistema de control en cascada para el reactor, el esquema es, como se puede observar, muy similar a los mostrados anteriormente.

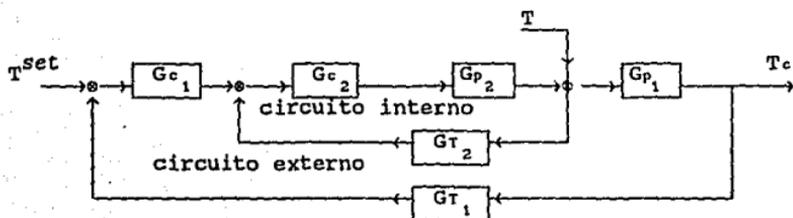


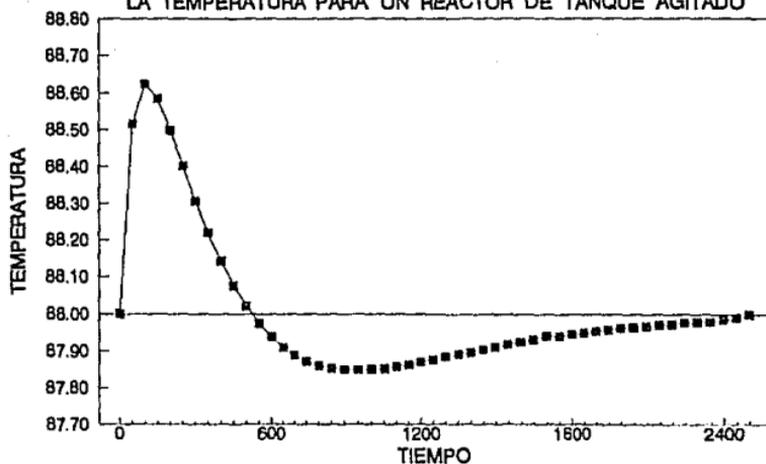
Figura 6.6 Diagrama de bloques para el reactor

Para el control en cascada se utiliza como control primario un control proporcional-integral con  $\tau_i$  de 700s y  $K_c$  de 2.3, y como control secundario un proporcional con  $K_c$  de 0.5<sup>[14]</sup>.

Las siguientes dos gráficas muestran la respuesta dinámica del reactor cuándo se manifiesta un disturbio en el proceso. En la gráfica 6.3 se observa como se afecta la temperatura de salida del reactor; y en la gráfica 6.4 se ve como cambia la concentración conforme transcurre el tiempo y actúa el control en cascada. El análisis comparativo contra el control *feedback* se trata en el siguiente capítulo.

[14] Estos valores fueron obtenidos por medio de métodos numéricos.

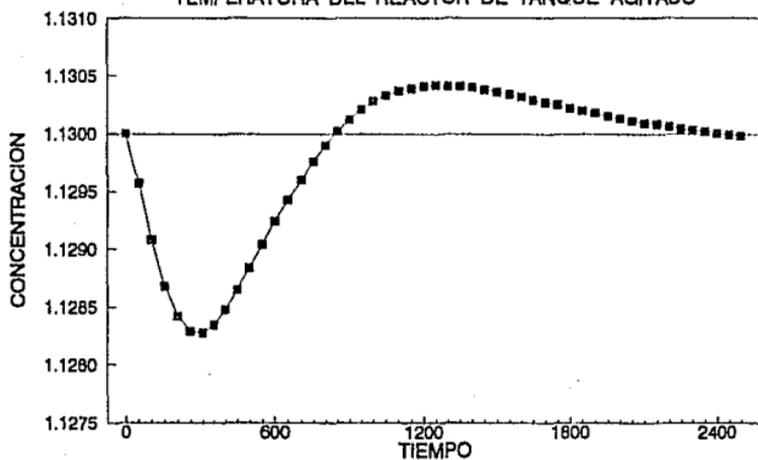
**GRAFICA 6.3 RESPUESTA A UN DISTURBIO ESCALON EN LA TEMPERATURA PARA UN REACTOR DE TANQUE AGITADO**



—■— SISTEMA DE CONTROL EN CASCADA

PARAMETROS:  $K_c = 2.3$   $T_I = 700$   $K_{csec} = 0.5$

**GRAFICA 6.4 REPUESTA A UN DISTURBIO ESCALON EN LA TEMPERATURA DEL REACTOR DE TANQUE AGITADO**



—■— SISTEMA DE CONTROL EN CASCADA

PARAMETROS:  $K_c = 2.3$   $T_I = 700$   $K_{csec} = 0.5$

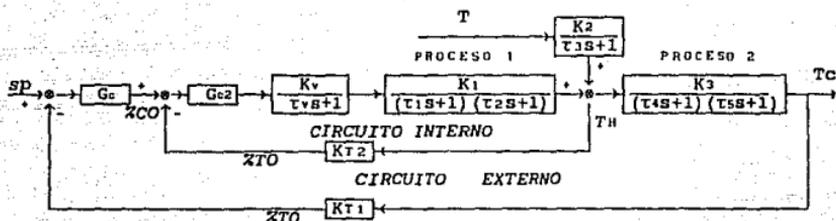
## **CAPITULO 7**

# **ANALISIS Y COMPARACION**

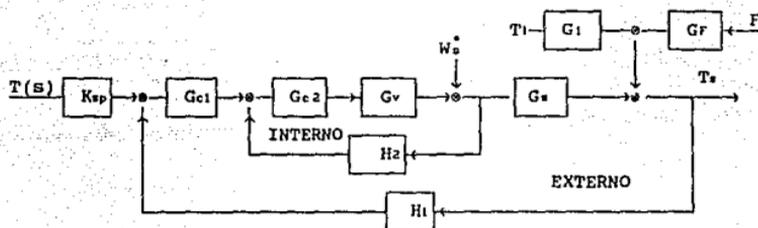
## 7 ANALISIS Y COMPARACION

En este capítulo se hace un análisis comparativo entre los dos sistemas de control. Sólo se analiza el sistema de regeneración catalítica ya que el análisis es similar para los demás sistemas de control presentados en los capítulos anteriores. Es decir, todas las estructuras que se pueden controlar en cascada están constituidas por dos circuitos: uno interno y otro externo. Esto se aprecia en la figura 7.1. Los análisis que se realizan son los siguientes:

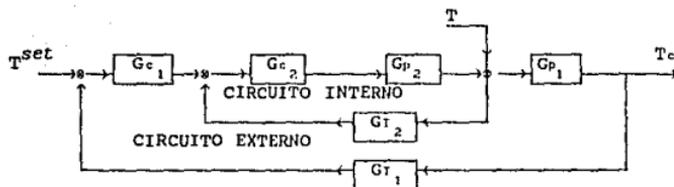
- En función del tiempo de proceso
- Para distintos disturbios
- Para distintos modos de control
- Para distintos arreglos en cascada, y finalmente se analizan las respuestas entre ambos sistemas de control.



a) Diagrama de bloques del regenerador



b) Diagrama de bloques del homogenizador



c) Diagrama de bloques para el reactor

Figura 7.1 Diagramas de bloques para los sistemas de control

## 7.1 ANALISIS EN FUNCION DEL TIEMPO DE PROCESO

### 7.1.1 ANALISIS PARA EL CIRCUITO INTERNO

La figura 7.2a, muestra la respuesta del sistema cuándo éste tiene las siguientes características. El proceso 1 (calentador) tiene una respuesta más rápida que el proceso 2. La figura 7.2b, muestra el comportamiento del sistema cuándo la respuesta del proceso 1 es más lenta que la del proceso 2. En ambas respuestas el sistema de control en cascada presenta ventajas con respecto al control *feedback*.

Las ventajas que da la implementación de un control en cascada son: Una menor desviación del *set point* y una respuesta más rápida. De la figura 7.2 se concluye que un menor o mayor tiempo de proceso 1,  $\tau_{1}$ , no influye en las ventajas que representa la implementación de un sistema de control en cascada.

Sin embargo, cuándo el proceso 1 es más lento (aumentan  $\tau_{1}$  y  $\tau_{2}$ ), la respuesta del sistema de control es más lenta y con una desviación mayor para ambos sistemas de control.

Se realizaron varias simulaciones y el resultado siempre fue el mismo (el comportamiento es proporcional al cambio en el tiempo constante del proceso).

FIGURA 7.2 a PROCESO 1 ES MAS RAPIDO QUE EL PROCESO 2  
PARAMETROS DEL CALENTADOR  $\tau_{1} = 1.5$   $\tau_{2} = 0.5$

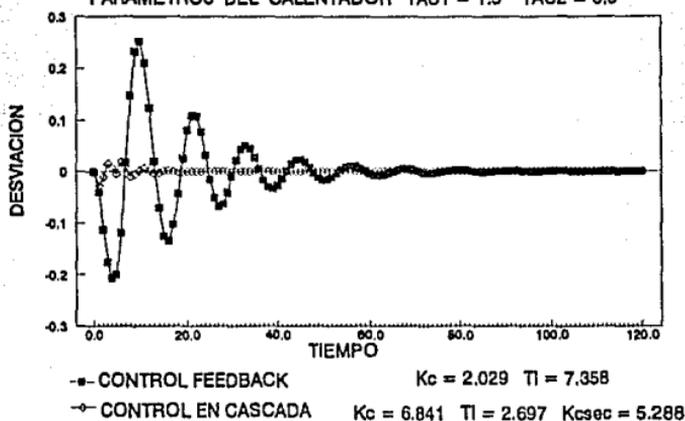


FIGURA 7.2 b PROCESO 1 ES MAS LENTO QUE EL PROCESO 2  
PARAMETROS DEL CALENTADOR  $\tau_{1} = 6$  Y  $\tau_{2} = 2$

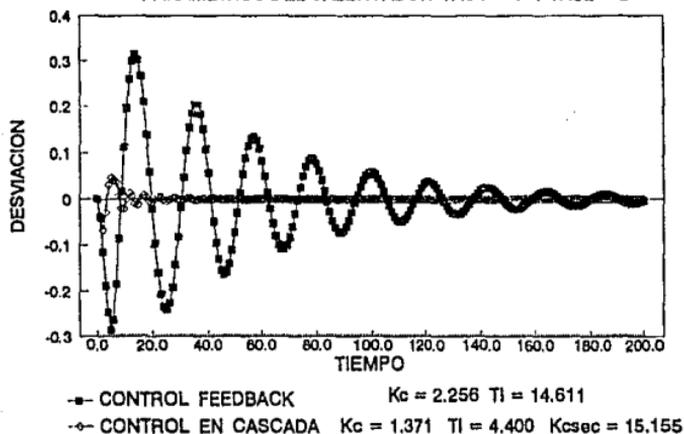


FIGURA 7.2 ANALISIS DEL CIRCUITO INTERNO DEL SISTEMA DE REGENERACION

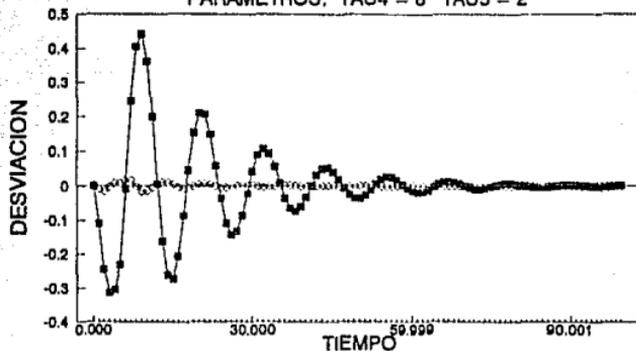
### 7.1.2 ANALISIS PARA EL CIRCUITO EXTERNO

Cuando el proceso 2 es más lento en comparación con el proceso 1, las ventajas de utilizar el sistema de control en cascada son más notable; es decir, la velocidad de respuesta del sistema es mayor y se tiene una desviación menor comparada con el sistema de control *feedback*. (figura 7.3a).

Cuando el proceso 2 es más rápido, las ventajas se vuelven menos apreciables al aplicar el sistema de control en cascada. Ver figura 7.3b.

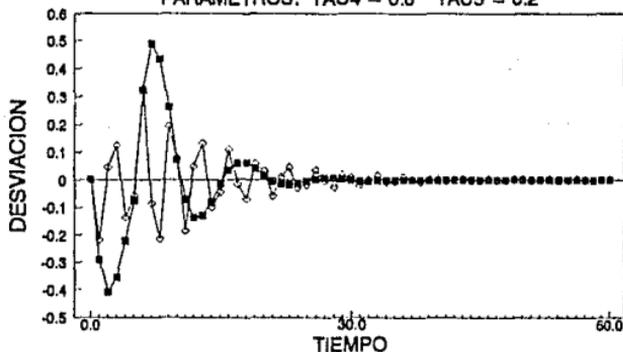
Se puede concluir de este análisis que mientras el proceso 2 sea más lento en comparación con el proceso 1 habrá más beneficios al implementar un sistema de control en cascada que uno en *feedback*, figura 7.3. Sin embargo, cuando la respuesta del proceso 2 es más rápida que la del proceso 1 la ventaja sustancial de implementar un control en cascada es menor.

FIGURA 7.3 a PROCESO 2 MAS LENTO QUE PROCESO 1  
PARAMETROS:  $\tau_4 = 8$   $\tau_5 = 2$



-■- CONTROL FEEDBACK  $K_c = 2.517$   $T_I = 14.257$   
 -○- CONTROL EN CASCADA  $K_c = 10.650$   $T_I = 4.183$   $K_{csec} = 88.533$

FIGURA 7.3 b PROCESO 2 MAS RAPIDO QUE PROCESO 1  
PARAMETROS:  $\tau_4 = 0.8$   $\tau_5 = 0.2$



-■- CONTROL FEEDBACK  $K_c = 1.206$   $T_I = 4.766$   
 -○- CONTROL CASCADA  $K_c = 0.336$   $T_I = 2.676$   $K_{csec} = 8.533$

FIGURA 7.3 COMPARACION EN FUNCION DE LA VELOCIDAD DEL PROCESO 2

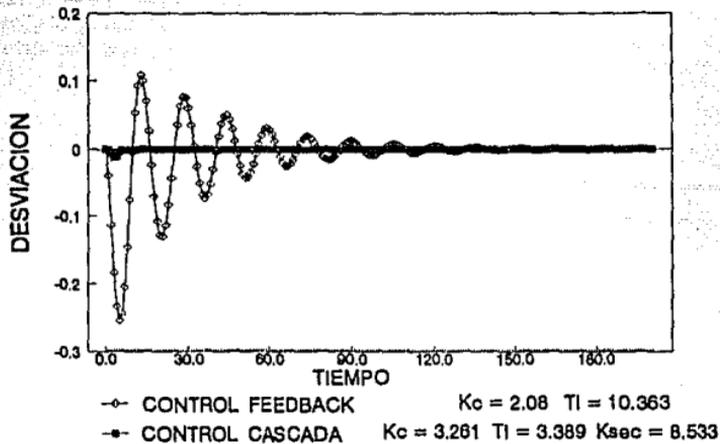
## 7.2 ANALISIS PARA DIFERENTES DISTURBIOS

Los disturbios pulso y escalón se presentan más comúnmente durante la operación normal del proceso, y para estos disturbios se encontró que hay grandes ventajas al implementar un sistema de control en cascada, (figura 7.4). Para los disturbios senoidal y rampa se presenta un comportamiento diferente el cuál se analiza enseguida.

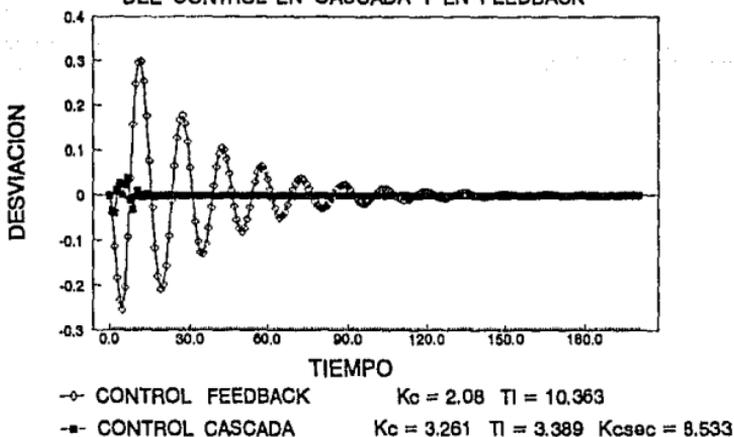
Un disturbio senoidal que tiene parámetros de amplitud mínima y que son independientemente de la frecuencia, no influye considerablemente en el sistema. Al simular el sistema con un disturbio senoidal se encontró que no hay grandes ventajas de implementar un sistema de control en cascada por muy grande que sea la magnitud del disturbio, (figura 7.5a).

El disturbio rampa nos representa una condición crítica del proceso, ya que se presenta cuándo una de las variables del proceso aumenta constantemente. En estos casos actúan sistemas auxiliares de protección, como las válvulas de desfogue, discos de ruptura, etc.; en la simulación de este disturbio no se considerarán estos sistemas auxiliares; por lo que está respuesta no es muy significativa, (figura 7.5b).

**FIGURA 7.4 a RESPUESTA A UN DISTURBIO ESCALON DEL CONTROL EN CASCADA Y EN FEEDBACK**



**FIGURA 7.4 b RESPUESTA A UN DISTURBIO PULSO DEL CONTROL EN CASCADA Y EN FEEDBACK**



**FIGURA 7.4 COMPARACION EN BASE A DIFERENTES DISTURBIOS**

FIGURA 7.5 a RESPUESTA A UN DISTURBIO SENOIDAL  
PARA CONTROL EN CASCADA Y EN FEEDBACK

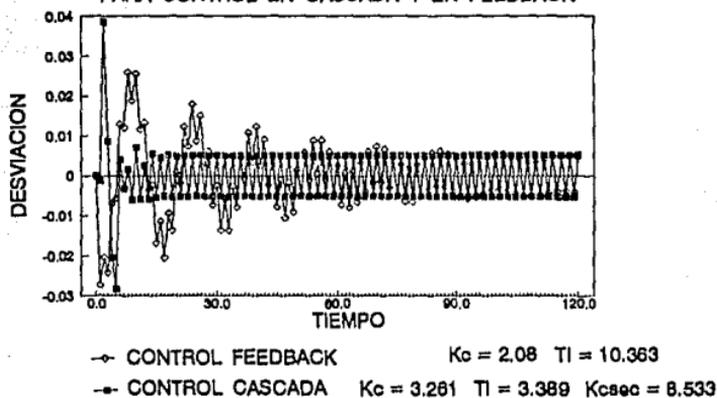


FIGURA 7.5 b RESPUESTA A UN DISTURBIO RAMPA  
PARA CONTROL EN CASCADA Y EN FEEDBACK

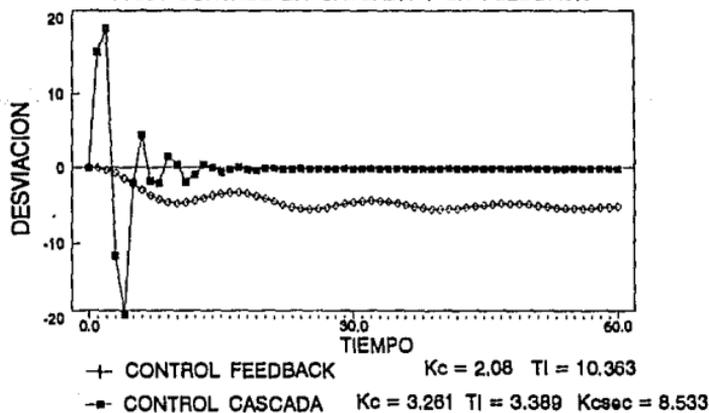


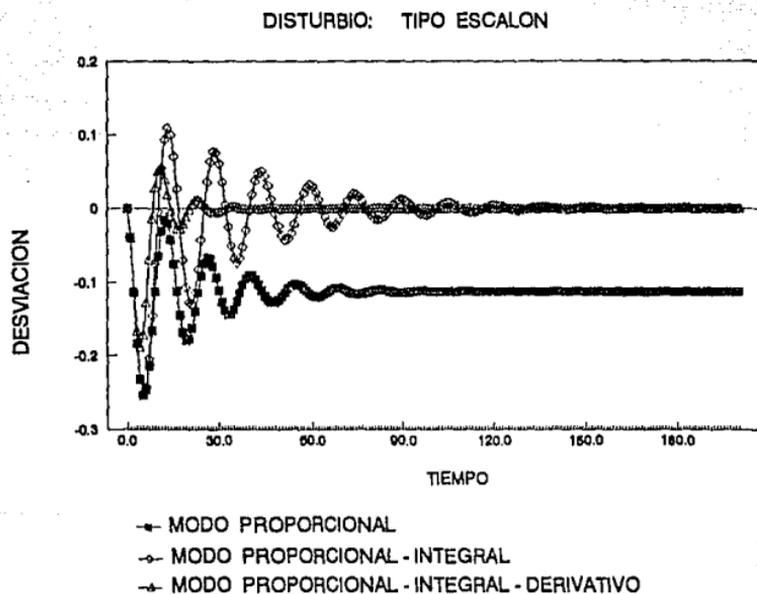
FIGURA 7.5 ANALISIS PARA DISTINTOS DISTURBIOS (SENOIDAL Y RAMPA)

### 7.3 ANALISIS PARA DIFERENTES MODOS DE CONTROL

En la figura 7.6 se tiene diferentes modos de control para el sistema de control *feedback*. La máxima desviación se obtiene cuando se utiliza modo de control proporcional y una desviación menos pronunciada cuando se utiliza el modo de control proporcional-integral. Para este tipo de sistema es recomendable utilizar un modo de control proporcional-integral-derivativo porque éste minimiza la desviación considerablemente en comparación con los otros, (figura 7.6). Sin embargo, no todos los sistemas se comportan igual; su comportamiento depende de la constante de tiempo de proceso tanto para el circuito interno como para el externo; esto se mostro en las gráficas anteriores. Para encontrar el modo de control apropiado es recomendable utilizar la simulación y comparar las respuestas entre los distintos modos de control como se realiza en la figura 7.6

La figura 7.7 muestra diferentes modos de control para el circuito externo del sistema del control en cascada manteniendo el modo de control proporcional en el circuito interno. En la figura 7.7 se nota que la máxima desviación es para el sistema que está en modo proporcional. Por lo que se puede concluir que para este sistema no se debe utilizar un modo de control proporcional-proporcional. Para los otros dos modos proporcional-integral y proporcional-integral-derivativo no se aprecia una diferencia considerable entre ambos circuitos, por lo tanto hay que utilizar otros criterios para alcanzar la configuración de control óptima.

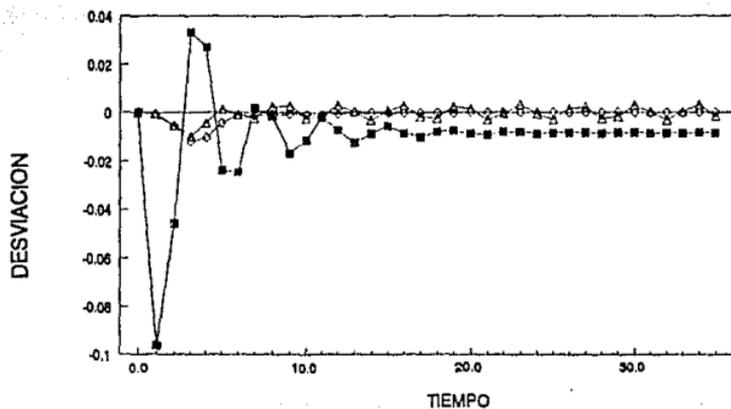
FIGURA 7.6 DIFERENTES MODOS DE CONTROL PARA EL SISTEMA DE CONTROL EN FEEDBACK (CIRCUITO INTERNO)



$$K_{cu} = 4,57 \quad W_u = 0,505 \quad P_u = 12,436$$

FIGURA 7.7 DIFERENTES MODOS DE CONTROL PARA EL SISTEMA  
DE CONTROL EN CASCADA (CIRCUITO EXTERNO)

DISTURBIO: TIPO ESCALON



- MODO PROPORCIONAL
- MODO PROPORCIONAL - INTEGRAL
- △— MODO PROPORCIONAL - INTEGRAL - DERIVATIVO

$K_{cu} = 7.17$   $W_u = 1.544$   $P_u = 4.067$   $K_{cu \text{ sec}} = 17.066$

## 7.4 ANALISIS DE DIFERENTES ARREGLOS

### Proporcional-Proporcional vs Proporcional

En la figura 7.8 se comparan las respuestas del control en cascada y *feedback*. Cuando el sistema está controlado de manera proporcional-proporcional para el control en cascada y proporcional para el sistema *feedback*. Al implementar el sistema de control en cascada se minimiza la desviación y se aumenta la velocidad de respuesta comparado con el sistema de control en cascada.

### Proporcional-Proporcional-Integral vs Proporcional-Integral

Para el sistema mostrado en la figura 7.9 se tiene que en el modo proporcional-integral del sistema de control *feedback* se mejora si implementamos un sistema de control en cascada, ya que se disminuye considerablemente la desviación y es más rápida la respuesta. Por lo que para este tipo de sistemas se recomienda implementar un sistema de control en cascada.

Para la figura 7.10 se tiene la comparación del control *feedback* (modo proporcional-integral-derivativo) y en cascada (modo proporcional-integral-derivativo-proporcional), donde se observan las mismas características que en la figura 7.9

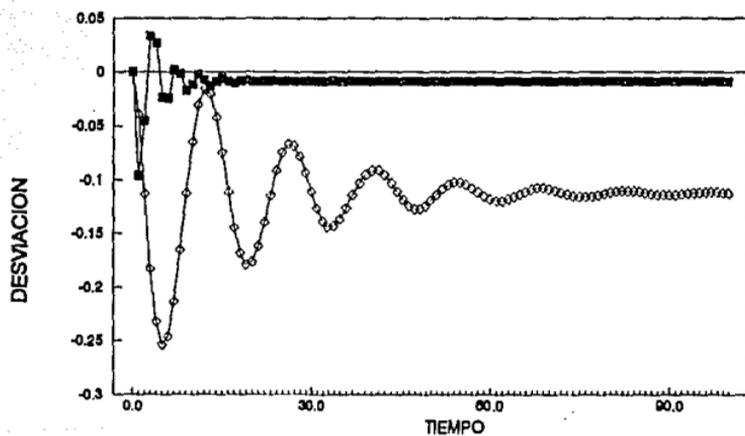
Con estas características el sistema de control se mejora notablemente cuándo se implementa el control en cascada en lugar del control *feedback*. Esto se puede generalizar para cualquier arreglo y modo de control.<sup>[15]</sup>

---

[15] Fuentes, C./ Luyben, W. L.  
Ind. Chem. Process Des. Dev., 1983, 22

FIGURA 7.8 COMPARACION ENTRE EL CONTROL FEEDBACK Y EN  
CASCADA CUANDO EL MODO DE CONTROL ES PROPORCIONAL

ARREGLO: PROPORCIONAL - PROPORCIONAL



◇ CONTROL FEEDBACK

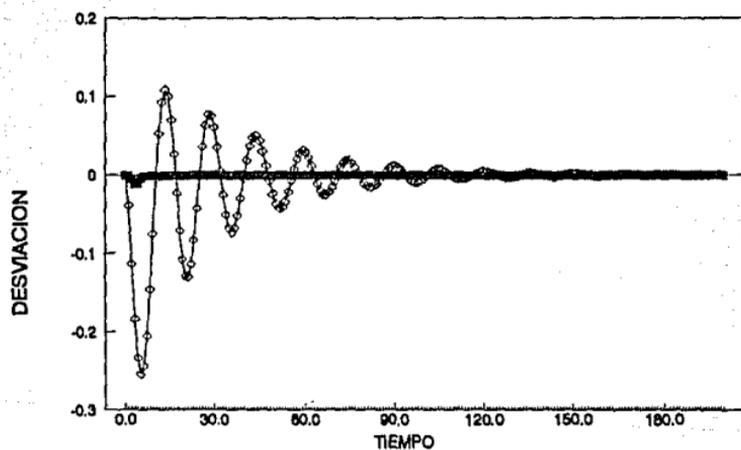
$K_c = 2.08$   $T_I = 10.363$   $T_D = 0.3088$

■ CONTROL CASCADA

$K_c = 3.261$   $T_I = 3.389$   $T_D = 0.508$   $K_{csec} = 8.533$

FIGURA 7.9 COMPARACION ENTRE EL CONTROL FEEDBACK Y EN  
CASCADA CUANDO EL MODO DE CONTROL ES PI

ARREGLO: PROPORCIONAL - INTEGRAL

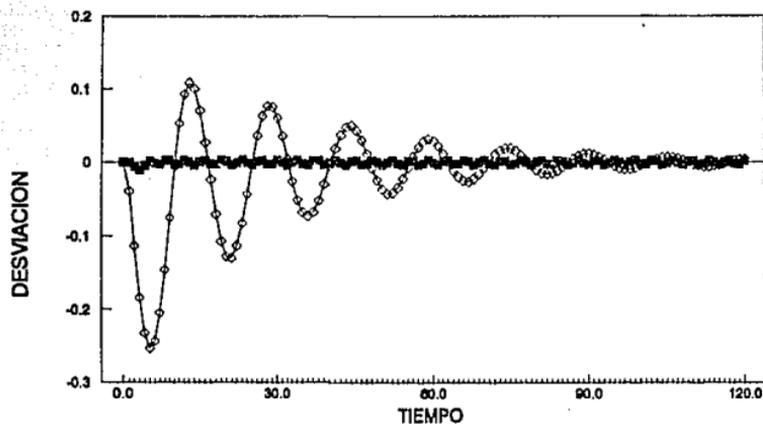


◇ CONTROL FEEDBACK

■ CONTROL CASCADA

FIGURA 7.10 COMPARACION ENTRE EL CONTROL FEEDBACK Y EN  
CASCADA CUANDO EL MODO DE CONTROL ES PID Y PID - P

ARREGLO: PROPORCIONAL - INTEGRAL - DERIVATIVO



○ CONTROL FEEDBACK

$K_C = 2.08$   $T_I = 10.363$   $T_D = 0.3088$

■ CONTROL CASCADA

$K_C = 3.261$   $T_I = 3.359$   $T_D = 0.508$   $K_{rec} = 6.533$

## 7.5 COMPARACION FEEDBACK vs CASCADA PARA EL REACTOR

El análisis anterior también se desarrolló para el reactor de tanque agitado, y las conclusiones obtenidas fueron muy similares. En la figura 7.11 se nota cómo el control en cascada mejora al sistema de control *feedback* con una menor desviación y una respuesta más rápida. Esto demuestra que la implementación de control en cascada es recomendable para este tipo de sistemas.

## 7.6 COMPARACION FEEDBACK vs CASCADA PARA EL HOMOGENIZADOR

En la figura 7.12 se muestra que no existen ventajas apreciables al implementar un sistema de control en cascada sobre el proceso. Esto se debe a que la máxima desviación es casi igual en ambos sistemas. La ventaja que da el implementar un sistema de control en cascada es que la respuesta subamortiguada que da el control *feedback* es suavizada con el control en cascada.

El análisis que se hizo para el sistema de regeneración catalítica también arrojó las mismas conclusiones.

FIGURA 7.11 a RESPUESTA A UN DISTURBIO ESCALON EN LA TEMPERATURA PARA EL REACTOR DE TANQUE AGITADO

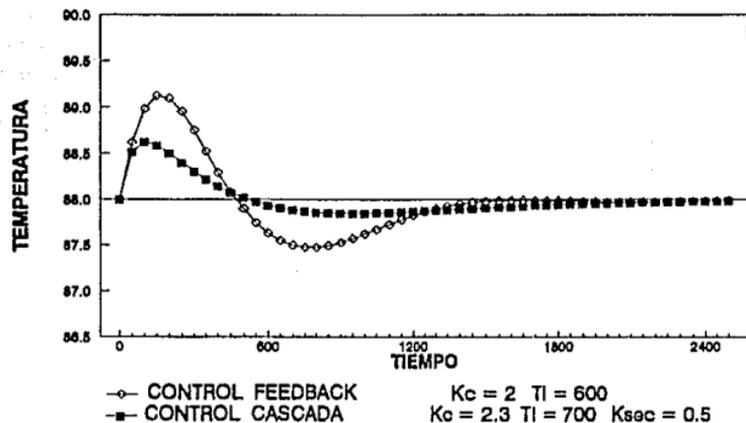


FIGURA 7.11 b REPUESTA UN DISTURBIO ESCALON EN LA TEMPERATURA PARA EL REACTOR DE TANQUE AGITADO

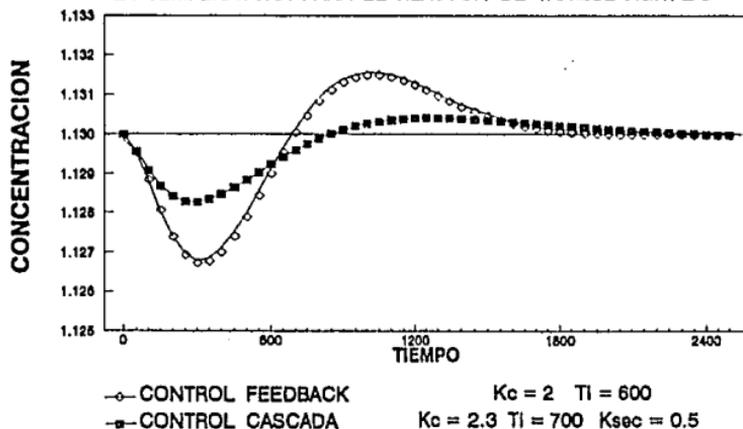
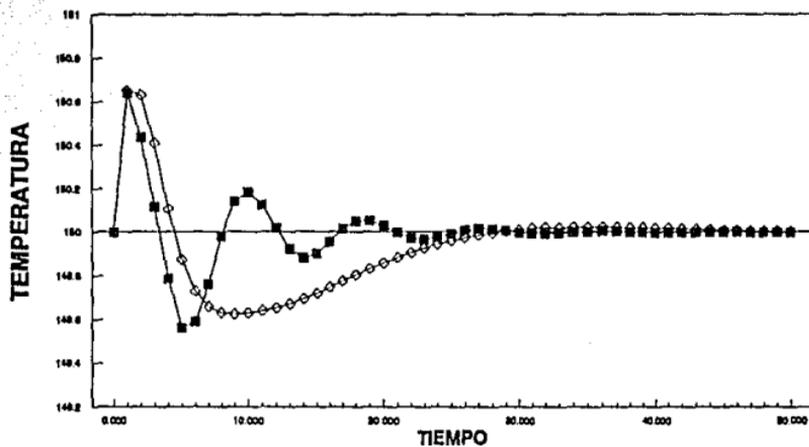


FIGURA 7.11 COMPARACION ENTRE FEEDBACK Y EN CASCADA PARA EL REACTOR.

**FIGURA 7.12 RESPUESTA A UN DISTURBIO ESCALON EN LA TEMPERATURA DEL VAPOR PARA EL HOMOGENIZADOR**



—■— CONTROL FEEDBACK  $K_c = 6.15$   $T_I = 2.312$   $T_D = 0.576$

—○— CONTROL CASCADA  $K_c = 24.21$   $T_I = 2.264$   $T_D = 0.566$   $K_{sec} = 0.299$

# **CONCLUSIONES**

## CONCLUSIONES

Después de haber comparado las respuestas de las dos estructuras de control analizadas, hemos observado que el control en cascada mejora la respuesta dinámica de un proceso que anteriormente era controlado con un sistema en *feedback*. Lo anterior se debe a que el control en cascada acelera el sistema de medición y acción en procesos cuyas velocidades son lentas. Sin embargo, un control en cascada no siempre mejora al control *feedback*, ya que existen situaciones en las cuales la implementación de un control en cascada no proporciona ventajas tan considerables que justifiquen la sustitución del control en *feedback*. Esto último se pudo observar en el análisis del sistema de homogenización, donde cualquiera de los sistemas de control se comportan de un modo parecido y por lo cual es difícil tomar la decisión de implementar el control en cascada en lugar del control *feedback*. Si una de las consideraciones para decidir entre una u otra estructura es el aspecto económico, la tendencia sería decidirse por el control *feedback*, ya que como se mencionó en el capítulo 2, implementar un sistema de control en cascada implica el adquirir un controlador y un sensor adicionales. Además se debe mencionar que un arreglo apropiado en el modo de control del sistema dará mejores resultados tanto en un control en *feedback* como en cascada. Para hallar el arreglo apropiado, es recomendable emplear la simulación por computadora. Con la simulación se pueden variar los principales factores que analizamos y comparar cuál sistema de control es el más adecuado.

En el capítulo siete se vió que para un sistema definido la respuesta de éste depende de varios factores: el tipo de disturbio que entra al sistema, sus alrededores y la

velocidad de respuesta del proceso. De los tres procesos simulados, dos de ellos se ven ampliamente mejorados cuando se utiliza el sistema de control en cascada; éstos procesos son el sistema de reacción y el proceso de regeneración catalítica. En el sistema de homogenización las ventajas entre uno y otro no son tan claras aún cuando se cambia el modo de control en ambas estructuras de control. Aquí cualquiera de las estructuras de control es adecuada.

Se puede dar como reglas generales que para un sistema que tiene un proceso muy lento; o donde la presencia de disturbios es continúa y no importa la velocidad de respuesta del proceso, es recomendable utilizar un sistema de control en cascada. Ya que éste se adelanta al disturbio para que no entre, o minimiza su influencia en el segundo proceso que por su lentitud de respuesta afectará a la respuesta total del sistema.

Para sistemas que en el proceso 2 es de respuesta rápida o el disturbio es más frecuente en otra parte del proceso las ventajas de aplicar un sistema de control en cascada no son muy considerables.

Finalmente, si se desea implementar un control en cascada, se recomienda emplear el arreglo PI-P; siendo Proporcional-Integral el controlador primario y Proporcional el controlador secundario. Se debe evitar emplear la acción integral en ambos controladores ya que ésto provoca condiciones de inestabilidad en el circuito. Si se utiliza, se recomienda que el tiempo integral del controlador primario sea mayor que el del controlador secundario. Además, en algunos casos se puede usar acción derivativa en el controlador primario para disminuir la posibilidad de inestabilidad en el sistema.

# **BIBLIOGRAFIA**

## BIBLIOGRAFIA

- Conte, Samuel D./ Carl de Boor  
"Elementary Numerical Análisis", Mc Graw-Hill, NY.  
1980.
- Close, C.M./ D.K. Frederick  
"Modeling and Analysis of Dynamic Systems", Houghton  
Mifflin, Boston, 1978.
- Coughanowr, D. R./ Kopell, L. B.  
"Process Systems Analysis and Control", Mc Graw-Hill,  
USA, 1983.
- Dorf, R. C.  
"Sistemas Modernos de Control", ADDISON-WESLEY, 1973
- Fisher Control Co  
"Control Valve Handbook", Marshaltown, Iowa.
- Fisher Control Co  
"Fisher catalog 10", Marshaltown, Iowa
- Houpis, C. H./ D'azzo, J. J.  
"Linear Control System Analysis and Design  
Conventional and Modern", Mc Graw-Hill, USA 1975.
- Houpis, C. H.,/ D'azzo, J.  
"Feedback Control System Analysis and Synthesis", 2a  
Edition, Mc Graw-Hill; NY. 1966.

- 
- Luyben, W. L.  
"Process Modeling, Simulation, and Control for  
Chemical Engineers", Mc Graw-Hill, USA 1991
  
  - Masoneilan International, Inc  
"Masoneilan Handbook for Control Valve Sizing"  
Norwood, Mass.
  
  - Murril, P. W.  
"Automatic Control of Process", Intext, Scranton,  
Pa., Caps. 4, 5 and 9. 1967.
  
  - Ogata, K.  
"Ingeniería de Control Moderna", 2ª Edición, Prentice  
Hall, México, 1988.
  
  - Palm W. J.  
"Modeling Analysis and Control of Dinamic Systems"  
John Wiley & Sons, USA, 1983.
  
  - Perry & Chilton  
"Manual del Ingeniero Químico", 3ª Edición, Mc Graw  
Hill, USA 1989.
  
  - Roger G./ E. Franks  
"Modeling And Simulation In Chemical Engineering",  
Wiley-Interscience, 1972.
  
  - Shinskey, F. G.  
"Process Control Systems", Mc Graw-Hill, N.Y. 1979.
  
  - Smith C. L.  
"Digital Computer Process Control", International  
Textbook Co., 1972.

- Stephanopoulos, G.  
"Chemical Process Control and Introduction to Theory and Practice", Prentice-Hall.
  
- Weaver, R.  
"Process Piping Design" Vol 1, Gulf Publishing Company, USA, 1981.
  
- Weber, T. W.  
"An Introduction to Process Dynamics and Control"  
John Wiley & Sons, USA, 1973.
  
- Williams, H. B./ Andrew, W. G.  
"Applied Instrumentation in the Process Industries",  
Gulf Publishing Company, USA, 1979, Vol 1 y 2.
  
- Smith, C. L.  
"Practical Process Instrumentation And Control",  
Chemical Engineering. Mc Graw - Hill, Publication Co.  
NY, USA, 1980.
  
- Brantley, K. W./ Leffew  
"Do You Need Cascade Control", Hydrocarbon Processing,  
March., 1981. pp. 139-142.

# **GLOSARIO**

## GLOSARIO

- ACTUADOR.**- Aparato que acepta la salida de un sistema de control y mueve un elemento de control final (generalmente una válvula) para cambiar la condición del proceso.
- BANDA MUERTA.**- Representa la máxima desviación que se puede introducir en la entrada del sistema sin tener variación alguna en el valor de la salida.
- CONTROLADOR.**- Aparato que recibe una medición de la variable de proceso, compara la medición con otra que representa el punto de control deseado, y ajusta su salida en base al algoritmo de control seleccionado para minimizar el error entre las dos medidas.
- CONTROLADOR DERIVATIVO.**- Un algoritmo de control que se anticipa cuando una variable de proceso modifica el punto de control deseado.
- CONTROLADOR INTEGRAL.**- Algoritmo de control que reestablece la salida del controlador para compensar algún corrimiento entre la variable de proceso y el punto de control deseado debido al control proporcional. Este tipo de control es también llamado reset.
- CONTROL CASCADA.**- Método de control por medio del cual la salida de un controlador llega como entrada a un controlador secundario. Su propósito es eliminar largos tiempos de respuesta de ciertos procesos, generalmente que involucran temperatura. Para el control de temperatura, la respuesta del controlador primario para la temperatura real va al controlador secundario el cual controla a otra variable tal como la presión de vapor o el flujo.

- CONTROL FEEDBACK.**- Un tipo de control en donde el controlador recibe una señal de realimentación la cual representa la condición de la variable de proceso controlada.
- CONTROL FEEDFORWARD.**- Tipo de control que toma una acción correctiva basada en la entrada de disturbios antes de que el proceso se desajuste.
- CONTROL PROPORCIONAL.**- Un algoritmo de control en el cual la salida cambia de acuerdo a cambios proporcionales en la variable de proceso.
- CONVERTIDOR A/D (análogo a digital).**- Aparato que convierte señales analógicas de sensores a formas digitales para usarlas en computadoras y otros equipos digitales.
- CONVERTIDOR D/A (digital a análogo).**- Aparato el cual convierte señales digitales del computador y otros aparatos digitales en señales analógicas para usarse en aparatos de control o monitoreo en la pantalla.
- HISTERISIS.**- Diferencia entre los valores indicados por el sistema para un mismo valor de magnitud medida, cuando se ha alcanzado este valor por valores crecientes o decrecientes.
- MICROCOMPUTADOR.**- Pequeño sistema de computación que contiene por lo menos un *microprocesador* (CPU), una memoria y algún tipo de dispositivo de entrada/salida.
- MICROPROCESADOR.**- Unidad de procesamiento central compuesto por un solo chip.
- MODELADO.**- Escribir un programa para simular un proceso.
- OFFSET.**- Desviación de la variable controlada con respecto al punto de control.

- OVERSHOOT.**- Una condición donde un sistema de control permite a una variable del proceso cruzar sobre su *set point*.
- PLC (Programable Logic Controller).**- Aparato empleado para el control de procesos con operaciones *on-off*.
- SET POINT.**- Es llamado el punto de control y representa el valor deseado de la variable a controlar.
- TELEMETRIA.**- Medir una cantidad, transmitir el resultado a una estación distante y entonces indicar o registrar la cantidad medible.
- TRADUCTOR I/P (corriente a neumático).**- Aparato que toma una señal de corriente eléctrica y convierte a ésta en una señal neumática proporcional para interfaces electrónicas y partes neumáticas de un sistema de control. Este es usado primariamente como una interfase entre sistemas de control electrónico y válvulas actuadas neumáticamente.
- TRADUCTOR P/I (neumático a corriente).**- Aparato usado para interconectar partes neumáticas y electrónicas de un sistema de control.
- TRANSMISOR.**- Un aparato que mide la variable de proceso y convierte aquella medición a una señal utilizada por el sistema de control.