



15
201

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES ZARAGOZA

COMPARACION ENTRE UN SISTEMA DE CONTROL FEEDBACK
Y UN SISTEMA DE CONTROL FEEDFORWARD PARA
UNA COLUMNA DE DESTILACION BINARIA.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO

PRESENTAN :

GEORGINA H. GUZMAN MORENO
JOSE ENRIQUE M. HERNANDEZ HERNANDEZ
CRUZ ENRIQUE JUAREZ LOPEZ

Asesor

ING. AMBROSIO CHAVEZ CHAVARRIA



MEXICO, D.F.

1992



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

INTRODUCCION	1
CAPITULO 1 GENERALIDADES	
1.1 Antecedentes históricos de los sistemas de control	4
1.2 Objetivos de la dinámica	8
1.3 Objetivos de la teoría de control	31
1.4 Aspectos del diseño de un sistema de control	33
CAPITULO 2 ESQUEMAS DE CONTROL Y SUS ELEMENTOS	
2.1 Esquemas de control	42
2.2 Características, ventajas y desventajas de los esquemas de control	43
2.3 Elementos de un esquema de control	65
CAPITULO 3 MODELADO Y DIAGRAMA DE BLOQUES	
3.1 Bases para la generación de un modelo	85
3.2 Desarrollo de un modelo	87
3.3 Modelado de un controlador	90
3.4 Diagrama de bloques	93
CAPITULO 4 ESTABILIDAD DE LOS CIRCUITOS DE CONTROL	
4.1 Estabilidad del circuito de control	101
4.2 Ajuste de controladores	110
4.3 Técnicas adicionales para el análisis de sistemas de control	118
CAPITULO 5 MODELO MATEMATICO DEL SISTEMA	
5.1 Selección del proceso	130
5.2 Modelo matemático de la columna	141

5.3 Análisis de grados de libertad	147
5.4 Condiciones iniciales	149
5.5 Diagrama de bloques	152
5.6 Aplicaciones del control a la columna	170
5.7 Simulación del modelo matemático de la columna	195
ANALISIS DE RESULTADOS	196
CONCLUSIONES	198
BIBLIOGRAFIA	200
APENDICE A	205
APENDICE B	210
APENDICE C	234

OBJETIVOS

1. ANALIZAR LOS FUNDAMENTOS TEORICOS DE LA DINAMICA Y CONTROL DE PROCESOS
2. DESARROLLAR LOS DIAGRAMAS DE BLOQUES PARA LA COLUMNA Y LOS SISTEMAS DE CONTROL FEEDBACK Y FEEDFORWARD
3. ANALIZAR LOS CRITERIOS DE ESTABILIDAD PARA LOS CIRCUITOS DE CONTROL FEEDBACK Y FEEDFORWARD
4. IMPLEMENTAR UN SISTEMA DE CONTROL FEEDBACK Y UN SISTEMA DE CONTROL FEEDFORWARD A UNA COLUMNA DE DESTILACION BINARIA IDEAL
5. ANALIZAR Y COMPARAR LA DINAMICA DE LOS CIRCUITOS DE CONTROL FEEDBACK Y FEEDFORWARD

INTRODUCCION

Una planta química es un arreglo de unidades de proceso (reactores, absorbedores, condensadores, bombas, columnas de destilación, tanques, etc.), integrados adecuadamente para un funcionamiento óptimo. Su principal objetivo es convertir materias primas en productos deseados, tratando de obtenerlos con la mayor calidad posible.

En años recientes ha habido gran interés en el control automático de procesos para obtener productos más uniformes y con calidad, lo cuál con frecuencia representa mayores ganancias.

El control automático es considerado como una parte fundamental de las plantas químicas, ya que algunos procesos responden con demasiada rapidez como para ser controlados por operadores humanos, o algunas operaciones resultan ser muy peligrosas o rutinarias.

El presente trabajo está enfocado a la aplicación de sistemas de control feedback y feedforward en una columna de destilación binaria ideal. asimismo, se realiza una comparación entre ambos para determinar cuál resulta ser el más conveniente.

En primer lugar, en el capítulo 1 se dan a conocer los avances más importantes en la historia de los sistemas de control, se evolución y sus diversas aplicaciones. También se mencionan los aspectos del diseño de un sistema de control y cómo se lleva a cabo en el régimen permanente, por lo que se hace necesario definir los objetivos de la dinámica y el control de procesos. También se describe la dinámica en el espacio del tiempo, en el espacio de Laplace y de la frecuencia, además de los tipos de disturbio que pueden presentarse en un proceso.

En el capítulo 2 se describen los diversos esquemas de control, sus ventajas y desventajas. En este capítulo se incluye una descripción de los elementos que componen un esquema de control, como son los sensores, transmisores, controladores, etc.

Debido a que el diseño de un sistema de control está basado en un modelo matemático, en el capítulo 3 se establecen las leyes fundamentales de tales modelos y cuales son las consideraciones que deben tomarse en cuenta al generarlos, como son: el análisis de grados de libertad, la consistencia matemática, los límites y la verificación del modelo.

Una forma práctica de representar un sistema es por medio de bloques, en este capítulo se muestra el procedimiento para generarlo después de que se ha obtenido el modelo matemático del sistema o proceso.

En el capítulo 4 se exponen los métodos para analizar la estabilidad de un circuito de control: la prueba de Routh y la sustitución directa, así como un método para medir la dinámica del proceso que es la prueba escalón. También se presentan dos métodos clásicos para analizar las respuestas del circuito de control: root locus y la respuesta en frecuencia; también se menciona un método eficaz para la identificación del proceso que es la prueba de pulso.

La parte final la constituyen el capítulo 5 en donde se aplican las bases teóricas tratadas en los capítulos anteriores para cumplir con los objetivos propuestos.

CAPITULO 1

GENERALIDADES

1.1 ANTECEDENTES HISTORICOS DE LOS SISTEMAS DE CONTROL

La ingeniería de control se basa en los fundamentos de la teoría de retroalimentación y el análisis de sistemas lineales e integra los conceptos de las teorías de redes y comunicación. Las primeras aplicaciones del control con retroalimentación se remontan a los inicios de nuestra era:

- | | |
|--------------|--|
| 300 a.c. a 0 | En Grecia se emplean mecanismos regulados con flotador.
Ktesibios: en un reloj de agua.
Philon: en una lámpara de aceite. |
| 0 a 100 | Heron de Alejandría publicó el libro de "Pneumática", en el cual mostró varias formas de 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 flotador, siendo éste el primer sistema histórico dado a conocer en Rusia. |
| 1769 | James Watt desarrolló el primer sistema con retroalimentación automático 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). J. C. Maxwell formuló una teoría matemática basada en ecuaciones diferenciales que fueron aplicadas a la teoría de control automático.
- 1877 I. A. Vyshnegradsky formuló la teoría matemática de los reguladores.
- 1920 En esta década, el control local es prominente. Minorsky utiliza el control automático en aplicaciones militares.
- 1926 En Alemania, Stein escribió un libro sobre la generación de vapor, en el que se describe la retroalimentación automática.
- 1930 Minorsky, Black, Nyquist y varios más, dan auge a la teoría de control automático para aplicarlo al diseño y construcción de naves con pilotos automáticos (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 acción.
- 1940 Periodo de ensayo y error. Se incrementa el empleo de métodos matemáticos y analíticos que genera una ingeniería de control, éstos son: la transformada de Laplace y el plano de frecuencia.

cia compleja. Su aplicación básicamente fue en instrumentos eléctricos. Se da la combinación instrumento-proceso.

1950

Periodo clásico.

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 funcionaban manualmente son reemplazadas por plantas con control automático. Se redujo el tamaño de los instrumentos y se incrementó su densidad para proveer mayor información del proceso en un área dada.

W. R. Evans introduce su llamado método root-locus.

1965

Periodo moderno.

Con el advenimiento de la era espacial se considera el factor tiempo, dando lugar a la dinámica de los procesos.

Pontryagin y Bellman en Estado Unidos desarrollaron teorías de control óptimo.

1980 a 1990

Se tiende a la automatización en todos los aspectos. El hombre es cambiado por el sistema de control y la tendencia es analizar que tipo de control va a emplear una planta antes de construirla.

Actualmente, las plantas utilizan el hardware electrónico más reciente y controladores por computadora.

Las computadoras son usadas para controlar directamente en los artículos de optimización económica, para hacer balances de masa y

energía, etc.

Los sistemas de computación usados exclusivamente para controlar una unidad o una porción del proceso tiene las siguientes ventajas:

- Beneficios económicos atractivos.
- Costos de hardware y software reducidos.
- Se reducen las pérdidas de operación en situaciones de paro o emergencia.

Los microprocesadores se están utilizando en instrumentos individuales, ya que provee versatilidad en un analizador de control. Asimismo, toman la base de un número de sistemas de control que proveen en el cuarto de control fácil acceso a los datos del proceso.

1.2 OBJETIVOS DE LA DINAMICA

La dinámica estudia el comportamiento de un proceso con respecto al tiempo. Es de gran utilidad para el diseño de equipos a través de modelos matemáticos, en la simulación de procesos (arranques, paros y casos de emergencia), en optimización y control de procesos.

Los principales objetivos de la dinámica son:

- Desarrollar modelos matemáticos a régimen dinámico, para el análisis del comportamiento de procesos químicos.
- Analizar la información dinámica (la velocidad de respuesta de un determinado proceso), para el diseño de controladores.
- Optimizar el equipo y las condiciones de operación; esto es, limitar las desviaciones de las especificaciones de un determinado producto; asegurar el cumplimiento de las condiciones de operación de un proceso; disminuir el consumo de energía, aumentar la seguridad detectando situaciones de peligro de un determinado proceso.
- Reducir al máximo los disturbios de un proceso mediante un control adecuado.

1.2.1 Clasificación de los procesos y sus disturbios

Los procesos y su dinámica se pueden clasificar de las siguientes formas:

1.2.1.1 Número de variables independientes

a) **Sistemas no distribuidos.**- son los sistemas en donde el tiempo es la única variable independiente y por esto se describen por una ecuación diferencial ordinaria.

b) **Sistemas distribuidos.**- son sistemas en donde el tiempo y las variables espaciales son independientes, estos sistemas se describen por ecuaciones diferenciales parciales.

1.2.1.2 Linearidad

a) **Sistemas lineales.**- son los sistemas en donde todas las funciones de las ecuaciones son lineales.

b) **Sistemas no lineales.**- son los sistemas en donde se tienen funciones no lineales dentro de las ecuaciones.

1.2.1.3 Estabilidad

a) **Sistema estable.**- es cuando las variables convergen a un valor a régimen permanente cuando estas son perturbadas.

b) **Sistema no estable.**- es cuando los valores de las variables tienden a infinito.

1.2.1.4 Orden

Si el sistema se describe por una ecuación diferencial ordinaria con derivadas de orden N , el sistema es llamado de N -ésimo orden.

$$a_N \frac{d^N x}{dt^N} + a_{N-1} \frac{d^{N-1} x}{dt^{N-1}} + \dots + a_1 \frac{dx}{dt} + a_0 x = f_{(t)} \quad (1.1)$$

en donde a_1 es constante y $f_{(t)}$ es una función impulsora o de perturbación. Dos casos especiales y muy importantes son cuando $N = 1$ y $N = 2$.

Primer orden:
$$a_1 \frac{dx}{dt} + a_0 x = f_{(t)} \quad (1.2)$$

Segundo orden:
$$a_2 \frac{d^2 x}{dt^2} + a_1 \frac{dx}{dt} + a_0 x = f_{(t)}$$

Las formas que usualmente se emplean para estos casos especiales son:

Primer orden:
$$\tau_p \frac{dx}{dt} + x = f_{(t)} \quad (1.3)$$

Segundo orden:
$$\tau_p^2 \frac{d^2 x}{dt^2} + 2\tau_p \frac{dx}{dt} + x = f_{(t)}$$

En donde:

τ - constante de tiempo del proceso
 ξ - factor de amortiguamiento

La siguiente clasificación se refiere a los disturbios que afectan a los procesos y su dinámica.

1.2.1.5 Escalón

La perturbación escalón es una función que cambia instantáneamente de un nivel a otro y enseguida es constante. Si la medida del escalón es igual a la unidad, el disturbio es llamado función escalón unitario $u_{(t)}$ definido como:

$$\begin{aligned} u(t) &= 1 && \text{para } t \geq 0 \\ u(t) &= 0 && \text{para } t < 0 \end{aligned} \quad (1.4)$$

La respuesta del sistema a el disturbio escalón es llamada respuesta escalón o respuesta transiente.

1.2.1.6 Pulso

La perturbación tipo pulso es una función de forma arbitraria (usualmente rectangular o triangular), que comienza y termina en el mismo nivel. Un pulso rectangular es la suma de una función escalón positivo en un tiempo cero y una función escalón negativa en un tiempo cero que se necesita para terminar. El pulso rectangular de altura 1 y amplitud D -

$$u(t) = u(t-D) \quad (1.5)$$

1.2.1.7 Impulso

El impulso se define como la función delta de Dirac, es infinitamente más alto que el pulso en donde el ancho es cero y el área es siempre igual a la unidad. Esta clase de disturbio es una ficción matemática, sin embargo resulta ser una herramienta muy útil.

1.2.1.8 Rampa

Son disturbios o perturbaciones que cambian linealmente con el tiempo.

$$\text{función rampa} = Kt \quad (1.6)$$

en donde:

K = constante

1.2.1.9 Sinusoidal

Este tipo de funciones de seno y coseno son disturbios que raramente ocurren en sistemas reales de ingeniería química. Sin embargo, la respuesta en los sistemas para esta clase de funciones de fuerza (llamada respuesta de frecuencia del sistema) es de gran importancia práctica.

1.2.2 Dinámica en el espacio del tiempo

El estudio de los sistemas dinámicos en el dominio del tiempo está relacionado con la solución directa de ecuaciones diferenciales. La solución se puede encontrar a través de soluciones analíticas o numéricas.

En la mayor parte de los sistemas se utiliza el tiempo como variable independiente, por ésto, resulta en general interesante evaluar su respuesta en el tiempo.

En los problemas de análisis, se aplica al sistema una señal de entrada de referencia y su comportamiento se deduce por el estado de la respuesta en el dominio del tiempo. Si por ejemplo, el objetivo de un sistema de control es que la variable de salida siga la señal de entrada con la mayor facilidad posible, entonces es necesario comparar la entrada y la salida como funciones del tiempo.

La respuesta temporal de un sistema de control se divide, generalmente, en dos partes: la respuesta transitoria y la respuesta en régimen permanente. Si $x(t)$ indica una respuesta temporal, en general se podrá escribir:

$$x(t) = xt(t) + xs(t) \quad (1.7)$$

donde:

$xt(t)$ - respuesta transitoria

$xs(t)$ - respuesta a régimen permanente

La definición del régimen permanente no está del todo normalizada. En algunos sistemas la respuesta en régimen permanente es, por lo común, la que se establece cuando el tiempo tiende a infinito. Así pues, una onda sinusoidal se considera como una respuesta en régimen permanente, porque su comportamiento es fijo para cualquier intervalo de tiempo, incluso cuando éste tiende a infinito. Análogamente, si una respuesta está descrita por $c(t) = t$, puede definirse permanentemente.

La respuesta transitoria se define como la parte de la respuesta que tiende a cero a medida que el tiempo aumenta. Por lo tanto, $xt(t)$ tiene la propiedad

$$\lim_{t \rightarrow \infty} xt(t) \rightarrow 0$$

También puede establecerse que la respuesta en régimen permanente es la parte de la respuesta que permanece después que la respuesta transitoria ha desaparecido.

Todos los sistemas de control presentan fenómenos transitorios antes de alcanzar el régimen permanente. Puesto que la inercia, la masa y la inducción son inevitables en los sistemas físicos, las respuestas no pueden seguir instantáneamente los cambios bruscos de la entrada y se observan, normalmente, transitorios. La respuesta transitoria de un sistema de control es importante porque forma parte del comportamiento dinámico del sistema; la desviación entre la salida y la entrada o la respuesta deseada antes de alcanzar el régimen permanente, cuando se compara con la entrada de una indicación de la precisión del sistema. Si el

régimen permanente de la salida no coincide exactamente con el de la entrada, se dice que el sistema tiene un error en régimen permanente. En un sistema físico, la causa de la fricción y de la naturaleza de cada sistema en concreto; el régimen permanente de las salidas raras veces coincide con la entrada de referencia. Por ésto, en los sistemas de control los errores en régimen permanente son casi inevitables; y en un problema de proyecto uno de los objetivos es mantener el error en un mínimo por debajo de un valor de tolerancia.

la respuesta transitoria de la respuesta temporal es la que tiende a cero a medida que el tiempo aumenta. Naturalmente, la respuesta transitoria tiene un significado únicamente cuando se refiere a un sistema estable, ya que para uno inestable no se reduce y queda fuera de control.

Normalmente para el estudio del comportamiento transitorio de un sistema de control se utiliza una entrada en escalón unitario.

1.2.3 Dinámica en el dominio de Laplace

La solución de ecuaciones mayores de 2o. orden es laboriosa si se emplea el método clásico; asimismo, al incluir las condiciones iniciales para evaluar las constantes de integración, se requiere la solución simultánea de un número de ecuaciones algebraicas igual al orden de la ecuación diferencial.

Un método utilizado extensamente para facilitar y sistematizar la solución de ecuaciones diferenciales ordinarias con coeficientes constantes, es el de la transformación de Laplace.

1.2.3.1 Definición

$f(t)$ es una función real de una variable t definida para $t > 0$, entonces su transformación está dada por:

$$\mathcal{L}\{f(t)\} = \int_0^{\infty} f(t) K(s, t) dt$$

en la que \mathcal{L} se le conoce como el símbolo operacional de Laplace. Cuando una función $K(s, t)$ es una función conocida de dos variables (s y t) y la integral

$$\int_0^{\infty} f(t) K(s, t) dt$$

existe, entonces una función $F(s)$ es definida, la cual es llamada la transformada de Laplace para $f(t)$.

La función $K(s, t)$ es llamada función Kernell o núcleo de la transformación, que para este caso es e^{-st} y por lo tanto la transformada de Laplace se define por la siguiente relación:

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

Laplace es la transformación de una función del dominio del tiempo (en donde t es la variable independiente) a el dominio s (en donde s es la variable independiente) que está definida en el plano complejo:

$$s = \sigma + j\omega$$

Las ventajas de la transformada son:

- Incluye los límites o condiciones iniciales.
- El trabajo involucrado en la solución es álgebra simple.
- El uso de la tabla de transformadas reduce la labor requerida.
- Los componentes del régimen transiente y permanente de la solución son obtenidas simultáneamente.

En el apéndice A se encuentran las transformadas de Laplace de

diversas funciones las cuales corresponden a los disturbios que se pueden presentar en un proceso.

1.2.4 Dinámica en el dominio de la frecuencia

Una tercer alternativa empleada en los sistemas dinámicos es el uso del análisis de la frecuencia. Esta técnica se emplea dentro de la dinámica cuando los sistemas son complejos y no se pueden resolver mediante el dominio del tiempo o de Laplace. Al igual que en el dominio de Laplace, la restricción básica de las técnicas del dominio de la frecuencia es que éstas sólo pueden aplicarse a sistemas lineales o que han sido previamente linealizados alrededor de algún nivel o punto de operación es estado estable.

1.2.4.1 Definición

La respuesta en el dominio de la frecuencia de un proceso está definida como aquel comportamiento del sistema en estado estable que es impulsado por una entrada sinusoidal. Esto se muestra en la figura 1.1.

La entrada $Q(t)$ tiene una onda de seno $Q_s(t)$ de amplitud \bar{Q} y de frecuencia w , tal que

$$Q_s(t) = \bar{Q} \sin wt \quad (1.8)$$

donde:

t - periodo de un ciclo completo con unidades de tiempo

w - frecuencia que está dada por rad/tiempo

$$w = 2\pi/t \quad (1.9)$$

diversas funciones las cuales corresponden a los disturbios que se pueden presentar en un proceso.

1.2.4 Dinámica en el dominio de la frecuencia

Una tercer alternativa empleada en los sistemas dinámicos es el uso del análisis de la frecuencia. Esta técnica se emplea dentro de la dinámica cuando los sistemas son complejos y no se pueden resolver mediante el dominio del tiempo o de Laplace. Al igual que en el dominio de Laplace, la restricción básica de las técnicas del dominio de la frecuencia es que éstas sólo pueden aplicarse a sistemas lineales o que han sido previamente linealizados alrededor de algún nivel o punto de operación es estado estable.

1.2.4.1 Definición

La respuesta en el dominio de la frecuencia de un proceso está definida como aquel comportamiento del sistema en estado estable que es impulsado por una entrada sinusoidal. Esto se muestra en la figura 1.1.

La entrada $Q(t)$ tiene una onda de seno $Q_s(t)$ de amplitud \bar{Q} y de frecuencia w , tal que

$$Q_s(t) = \bar{Q} \text{ sen } wt \quad (1.8)$$

donde:

t - periodo de un ciclo completo con unidades de tiempo
 w - frecuencia que está dada por rad/tiempo

$$w = 2\pi/t \quad (1.9)$$

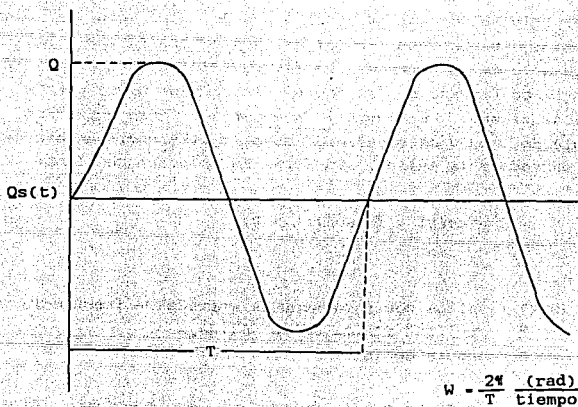


Fig. 1.1 Respuesta en el dominio de la frecuencia.

$$\text{en grados} \quad \omega = 360/t \quad (1.10)$$

$$\text{en ciclos} \quad \omega = 1/t \quad (1.11)$$

Un ciclo por segundo (cps) es llamado también Hertz (Hz).

En un sistema lineal, si la entrada es una función seno con frecuencia ω , la salida será también una onda seno con la misma frecuencia. No obstante, la salida puede tener una amplitud distinta a la de la entrada. La figura 1.2a muestra que la salida $x_s(t)$ se retrasa con respecto a la entrada $Q_s(t)$ por T_x unidades de tiempo. La figura 1.2b muestra el caso contrario. El ángulo de fase θ está definido como la diferencia angular entre la entrada y la salida. En forma de ecuación se tiene:

$$x_s(t) = \bar{x} \text{ sen } (\omega t + \theta) \quad (1.12)$$

donde:

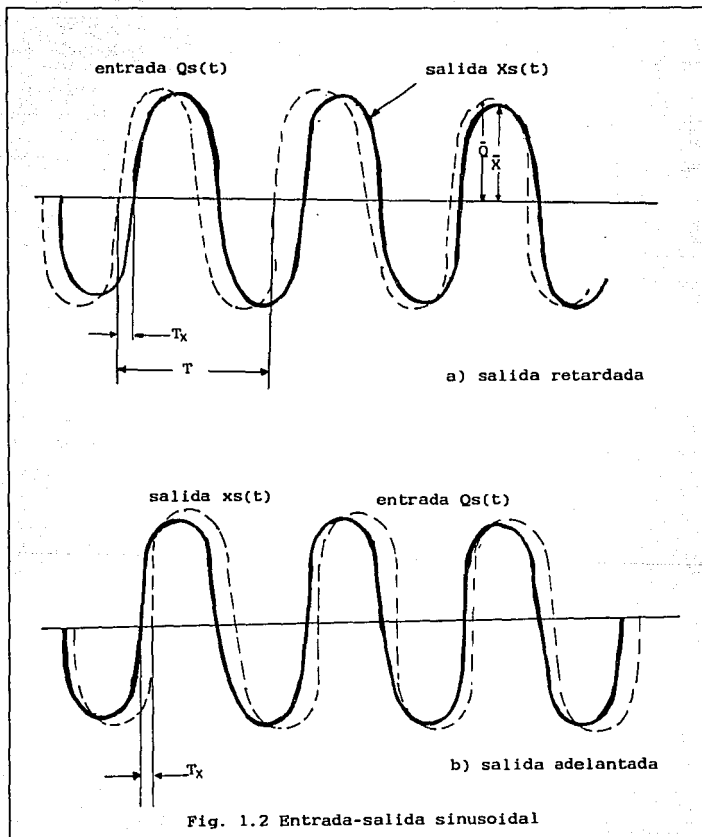
- $x_s(t)$ - salida con onda seno de entrada de frecuencia ω
- \bar{x} - amplitud máxima de la salida x
- θ - ángulo de fase

Si la salida se retrasa con la entrada, θ es negativo. Si la salida se adelanta, θ es positivo.

$$\theta = (T_x/T) 2\pi \text{ rad} = (T_x/T) 360 \quad (1.13)$$

La magnitud relacionada a M está definida como la relación de la amplitud máxima de la salida que cubre la amplitud máxima de la entrada:

$$M = \bar{x}/Q \quad (1.14)$$



Para un proceso dado, tanto el ángulo de fase θ como la relación de magnitud M cambiará si se cambia la frecuencia w . Variando w de cero a infinito se puede conocer la respuesta del sistema.

1.2.4.2 Teorema básico

Haciendo la sustitución $s = iw$ en la función de transferencia G se obtiene un número complejo Giw que tiene lo siguiente:

- Una magnitud Giw que es la misma a la de M que podría obtenerse al forzar al sistema una onda seno de frecuencia w .
- Un ángulo de fase o argumento $\angle G(iw)$, que es igual al ángulo de fase θ que podría obtenerse forzando al sistema a una onda seno con una frecuencia w .

$$\left[G(iw) \right] = M(iw) \quad (1.15)$$

$G(iw)$ es un número complejo, el cuál está representado por una parte real y una imaginaria.

$$G(iw) = \text{Re}[G(iw)] + j \text{Im}[G(iw)] \quad (1.16)$$

$$\angle G(iw) = \theta(iw) = \text{arc tan} \left[\frac{\text{Im } G(iw)}{\text{Re } G(iw)} \right] \quad (1.17)$$

1.2.4.3 Representación

Existen tres diagramas que son comúnmente empleados para mostrar como la magnitud M y el ángulo θ varían con la frecuencia w . Estos diagramas son:

- a) Diagrama de Bode
- b) Diagrama de Nyquist
- c) Diagrama de Nichols

a) Diagrama de Bode. El diagrama de Bode es la representación gráfica más común de las funciones M y θ . Este diagrama consta de dos gráficas: 1) logaritmo de M contra logaritmo de w , y 2) θ contra logaritmo de w . Algunas veces, en lugar de graficar logaritmo de M , se grafica 20 logaritmo de M , lo cual se conoce como decibelios; este término se utiliza extensamente en el campo de la ingeniería eléctrica y algunas veces también en el de control de proceso.

b) Diagrama de Nyquist. Un diagrama de Nyquist (también llamado diagrama polar) es otra forma de graficar la respuesta en frecuencia de los sistemas de control; al contrario del caso de las dos gráficas de los diagramas de Bode, con este método se tiene la ventaja de que sólo se hace una gráfica. El diagrama polar es el de la función compleja $G(iw)$ conforme w va de 0 a ∞ ; para todo valor w existe un vector en el plano complejo, con cuyo extremo se genera un lugar conforme cambia w ; el principio del vector está en el origen, y su longitud es igual a la razón de amplitud de la función $G(iw)$; el ángulo que forma con el eje positivo real es el de fase.

c) Diagrama de Nichols. El diagrama de Nichols es otra manera de representar gráficamente la respuesta en frecuencia de los sistemas. Esencialmente es un diagrama de la razón de magnitud contra el ángulo de fase.

1.2.5 Funciones de transferencia

Un valor que juega un papel importante en la teoría de control es la función de transferencia. Una función de transferencia del sistema $G(s)$ se define como la relación de la variable de salida $X(s)$ a la variable de entrada $Q(s)$. Esta describe el comportamiento dinámico de la salida, esto es, cuando se tienen cambios en la entrada.

Sea A un sistema de orden N , descrito por la ecuación diferencial ordinaria lineal:

$$\begin{aligned}
 a_N \frac{d^N X(s)}{dt^N} + a_{N-1} \frac{d^{N-1} X(s)}{dt^{N-1}} + \dots + a_1 \frac{dX(s)}{dt} + a_0 X(s) &= \\
 b_N \frac{d^N Q(s)}{dt^N} + b_{N-1} \frac{d^{N-1} Q(s)}{dt^{N-1}} + \dots + b_1 \frac{dQ(s)}{dt} + b_0 Q(s) &
 \end{aligned}
 \tag{1.18}$$

donde:

a_i y b_i = coeficientes constantes

$X(s)$ = salida

$Q(s)$ = entrada o función impulsora

Para esta ecuación, que describe un sistema físico real, el orden de la parte derecha, M , no puede ser mayor que el orden N

$$N \geq M$$

porque físicamente no tendría solución.

Aplicando la transformación de Laplace a la ecuación 1.18 y resolviendo para la relación de salida $X(s)$ a la entrada $Q(s)$, la función de transferencia $G(s)$ del sistema es:

$$G(s) = \frac{X(s)}{Q(s)} = \frac{b_N s^M + b_{M-1} s^{M-1} + \dots + b_1 s + b_0}{a_N s^N + a_{N-1} s^{N-1} + \dots + a_1 s + a_0} \quad (1.19)$$

Factorizando al numerador y al denominador se obtiene:

$$G(s) = \frac{b_M (s - z_1)(s - z_2) \dots (s - z_M)}{a_N (s - p_1)(s - p_2) \dots (s - p_N)} \quad (1.20)$$

Las raíces del denominador son llamados polos de la función de transferencia, p_i . Las raíces del numerador son llamados los ceros de la función de transferencia, z_i .

Los polos de la función de transferencia pueden ser reales o complejos conjugados, la parte real de los polos debe ser negativa para que el sistema sea estable.

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

1.2.6 Respuesta de sistemas de segundo orden a una perturbación de tipo escalón

Generalmente, una función de transferencia de segundo orden se escribe de cualquiera de las dos formas siguientes:

$$G(s) = \frac{X(s)}{Q(s)} = \frac{K}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} = \frac{K}{\tau_1 \tau_2 s^2 + (\tau_1 + \tau_2) s + 1}$$

$$G(s) = \frac{X(s)}{Q(s)} = \frac{K}{\tau^2 s^2 + 2\tau\xi s + 1} \quad (1.21)$$

donde:

τ - constante de tiempo característica, tiempo
 ξ - tasa de amortiguamiento, sin dimensiones

las relaciones entre los parámetros de las dos formas son

$$\tau = \sqrt{\tau_1 \tau_2}$$

y

$$\xi = \frac{\tau_1 + \tau_2}{2\sqrt{\tau_1 \tau_2}}$$

La respuesta de una función de transferencia de segundo orden a un cambio escalón de magnitud unitaria en la función de forzamiento, $Q(s) = 1/s$, se obtiene como sigue. A partir de la ecuación (1.21)

$$x(s) = \frac{K}{s(\tau^2 s^2 + 2\tau\xi s + 1)} = \frac{K r_1 r_2}{s(s - r_1)(s - r_2)}$$

donde:

$$r_1 = -\frac{\xi}{\tau} + \frac{\sqrt{\xi^2 - 1}}{\tau}$$

$$r_2 = -\frac{\xi}{\tau} - \frac{\sqrt{\xi^2 - 1}}{\tau}$$

De las dos últimas ecuaciones se infiere que la respuesta de es-

te sistema depende del valor de la razón de amortiguamiento, ξ . Para un valor de $\xi < 1$, las raíces r_1 y r_2 , son complejas, y la respuesta que se obtiene del sistema se expresa mediante la siguiente ecuación:

$$X(t) = K \left[1 - \frac{1}{\sqrt{1 - \xi^2}} e^{-\xi t} \operatorname{sen} \left(\sqrt{1 - \xi^2} \frac{t}{\tau} - \tan^{-1} \frac{\sqrt{1 - \xi^2}}{\xi} \right) \right]$$

La respuesta de este tipo de sistema se elustra gráficamente en la figura 1.3; como se puede ver, la respuesta es oscilatoria y, por tanto, se dice que los sistemas de este tipo son bajoamortiguados.

Para un valor de $\xi = 1$, las raíces son reales e iguales; la respuesta se expresa mediante

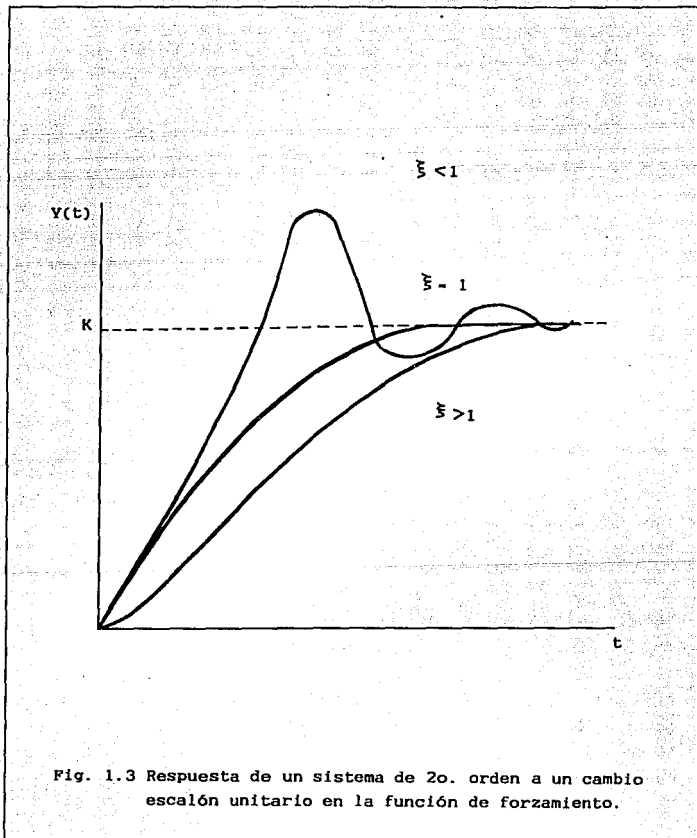
$$X(t) = \left[1 - \left(1 + \frac{1}{\tau} \right) e^{-t/\tau} \right]$$

En la figura 1.3 se ilustra la respuesta de este sistema, la cual es la aproximación más rápida al valor final, sin sobrepasarlo, y en consecuencia, no hay oscilación. Los sistemas en que $\xi = 1$ se denominan críticamente amortiguados.

Para un valor de $\xi > 1$ las raíces son reales y diferentes, la respuesta del sistema la da

$$X(t) = K \left[1 - 0.5 e^{-\frac{\xi t}{\tau}} \left[e^{\frac{\sqrt{\xi^2 - 1} t}{\tau}} \left(1 + \frac{\xi}{\sqrt{\xi^2 - 1}} \right) + e^{-\frac{\sqrt{\xi^2 - 1} t}{\tau}} \left(1 - \frac{\xi}{\sqrt{\xi^2 - 1}} \right) \right] \right]$$

La respuesta de este tipo de sistema también se muestra en la figura 1.3. La respuesta jamás sobrepasa al valor final y su aproximación es más lenta que en los sistemas críticamente amortiguados. Se dice que este tipo de sistema está sobreamortiguado.



El análisis de la respuesta del sistema bajoamortiguado es de particular interés en el estudio del control automático de proceso, esto se debe al hecho de que la respuesta de la mayoría de los circuitos cerrados es semejante a la respuesta bajoamortiguada. A continuación se definen algunos términos importantes en relación con esta respuesta. Refiriendonos a la figura 1.4 se tiene:

a) Overshoot. El "overshoot" es la cantidad en que la respuesta excede el valor final de estado estacionario; generalmente se expresa como la relación B/A

$$B/A = e^{-\frac{\pi \zeta}{\sqrt{1-\zeta^2}}}$$

b) Relación de decaimiento. La relación de decaimiento se define como

$$C/B = e^{-2\pi \zeta / \sqrt{1-\zeta^2}}$$

Este es un término importante, ya que sirve como criterio para establecer la respuesta satisfactoria de los sistemas de control.

c) Tiempo de aumento, t_R . Es el tiempo que tarda la respuesta en alcanzar por primera vez el valor final.

d) Tiempo de respuesta, t_S . Es el tiempo que tarda la respuesta en llegar a ciertos límites preestablecidos del valor final y permanecer dentro de ellos. Dichos límites son arbitrarios; los valores típicos son $\pm 5\%$ ó $\pm 3\%$.

e) Período de oscilación, T. El período de oscilación se expresa mediante

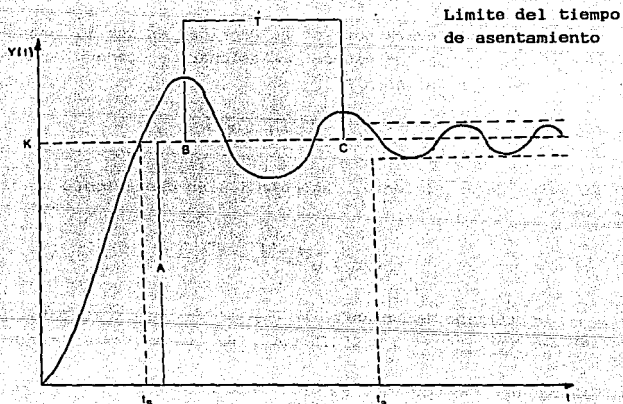


Fig. 1.4 Respuesta de un proceso bajoamortiguado de 2o. orden.

$$T = \frac{2\pi \tau}{\sqrt{1 - \xi^2}} \quad \text{tiempo/ciclo}$$

Otro término relacionado con el periodo de oscilación es la frecuencia cíclica, f , que se define como

$$f = \frac{1}{T} = \frac{\sqrt{1 - \xi^2}}{2\pi \tau} \quad \text{ciclo/tiempo} \quad (1.22)$$

Otros dos términos son el periodo natural de oscilación y la frecuencia natural, cuando $\xi = 0$; éstos son

$$T_n = 2\pi$$

y

$$f_n = \frac{1}{2\pi \tau}$$

Frecuentemente también se usa la siguiente expresión para una función de transferencia de segundo orden:

$$G(s) = \frac{K(s)}{Q(s)} = \frac{K}{\frac{s^2}{\omega_n^2} + \frac{2\zeta}{\omega_n} s + 1} \quad (1.23)$$

El término ω_n se conoce como frecuencia natural. Al comparar la ecuación 1.23 con la 1.21, se ve fácilmente que

$$\omega = \frac{1}{\tau}$$

La frecuencia en radianes, ω , se relaciona con la frecuencia cí-

clica, f, mediante

$$\omega = 2\pi f \quad (1.24)$$

y, por substitución de la ecuación 1.22 en la 1.24, se relaciona la frecuencia en radianes con la frecuencia natural:

$$\omega = 2\pi f = \frac{2\pi \sqrt{1 - \xi^2}}{2\pi \tau} = \frac{\sqrt{1 - \xi^2}}{\tau} = \omega_n \sqrt{1 - \xi^2}$$

1.3 OBJETIVOS DE LA TEORIA DE CONTROL

Un controlador es un aparato que mide el valor de una variable, cantidad o condición y opera para corregir cualquier desviación de este valor medido comparado con la referencia seleccionada.

Un sistema de control es cualquier arreglo operable, de uno o más controladores empleado para ejecutar un conjunto de funciones de control planeadas.

El control de las plantas de procesos ha hecho que el ingeniero químico tenga necesidad de implementar instrumentos y controladores dentro de las plantas químicas para obtener mejor operación en ellas.

Los principales objetivos de la teoría de control son:

- El objetivo primordial es aumentar, hasta donde las condiciones de operación lo permitan, la productividad del proceso.
- Hacer de la planta un lugar de trabajo seguro.
- Mantener una óptima calidad del producto deseado.

Durante la operación, una planta química debe satisfacer objetivos impuestos para su diseño y operación, condiciones económicas y sociales. Algunos de estos objetivos operacionales son:

- Seguridad. La seguridad en la operación de un proceso químico es un requerimiento primario para el bienestar de la gente en la planta y para la contribución continua al desarrollo económico. Así, la temperatura, presión de operación, concentración de reactivos y productos deben estar dentro de los límites tolerables.
- Especificaciones de producción. Una planta debe producir la cantidad deseada y la calidad de los productos finales.
- Reglamentos de los alrededores. Varias leyes estatales y federales pueden especificar que las temperaturas, las concentraciones de las especies químicas y los flujos de los efluen-

tes para que una planta esté dentro de ciertos límites.

- Económicos. La operación de una planta debe conformar las condiciones de mercado, esto es, la disponibilidad de materias primas y la demanda de los productos finales. Además, debe ser posible y económico en la utilización de materias primas, energía, capital y mano de obra.

Todo esto se lleva a cabo a través de un arreglo racional de equipo, aparatos de medición, válvulas, controladores, computadoras e intervenciones humanas como operadores y diseñadores de planta, los cuales, juntos constituyen el sistema de control.

1.4 ASPECTOS DEL DISEÑO DE UN SISTEMA DE CONTROL

Los sistemas de control pueden tener más de una entrada o una salida. A menudo todas las entradas y salidas quedan bien definidas con la descripción del sistema, aunque algunas veces éste no es el caso.

La entrada es el estímulo o excitación que se aplica a un sistema de control desde una fuente de energía externa, generalmente con el fin de producir por parte del sistema de control, una respuesta especificada.

La salida es la respuesta obtenida del sistema de control. Puede o no ser igual a la respuesta especificada que la entrada implica.

Los sistemas de control se clasifican en sistemas de circuito abierto y sistemas de circuito cerrado. La distinción la determina la acción de control, que es la cantidad que activa el sistema para producir la salida.

Un sistema de control de circuito abierto es aquel en el cual la acción de control es independiente de la salida. Se refiere a la situación en la cual se desconecta el controlador del sistema, es decir, el controlador no realiza ninguna función relativa a cómo mantener la variable controlada en el punto de control, que es el valor que se desea tenga la variable controlada.

Un circuito de control de circuito cerrado es aquel en el cual la acción de control es en cierto modo dependiente de la salida. Se refiere a la situación en la cual se conecta el controlador al proceso, el controlador compara el punto de control con la variable controlada y determina la acción correctiva.

Los sistemas de control de circuito abierto tienen dos rasgos sobresalientes:

- La habilidad que éstos tienen para ejecutar una acción con exactitud está determinada por su calibración. Calibrar significa establecer o restablecer una relación entre la entrada y la salida con el fin de obtener del sistema la exactitud de-

seada.

- Estos sistemas no tienen problemas de la inestabilidad.

Los sistemas de control de circuito cerrado se llaman comunmente sistemas de control por retroalimentación; se dice que existe retroalimentación en un sistema cuando existe una secuencia cerrada de relaciones de causa y efecto entre las variables del sistema.

1.4.1 Clasificación de variables

Las variables de un proceso químico se dividen en dos grupos:

- Variables de entrada. Son las variables que denotan los efectos en los alrededores del proceso químico.

Estas variables se clasifican en disturbios y variables ajustables.

Los disturbios son aquellas variables que no se pueden controlar.

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

- Variables de salida. Son las variables que denotan los efectos del proceso en los alrededores. Se dividen en medibles y no medibles.

Las variables medibles son las variables en donde los valores se pueden conocer directamente.

Las variables también se pueden clasificar como:

- Variables manipulables. Cuando los disturbios entran al proceso, la planta normalmente tenderá a un nuevo régimen permanente. Sin embargo, un operador puede alterar los nuevos valores del estado estable si cambia algunas de las variables de entrada al proceso, por ejemplo: el flujo de las alimentacio-

nes, el flujo de agua de enfriamiento de un condensador parcial, el flujo de combustible a un quemador, etc. Estas variables de entrada al proceso son llamadas variables manipulables.

- Variables controlables. Normalmente son las variables de estado que desean mantenerse a un valor constante. Por supuesto que si algunas de las variables permanecen constantes en las condiciones óptimas de estado estable los disturbios que entren al proceso pueden elegirse como variables controlables.
- Variables medibles. Son las entradas a los controladores para generar señales de error, esto es, que son comparados con el punto de ajuste, el cual es el valor deseado de la variable controlada. De aquí que normalmente se emplearan las variables controlables como las variables medidas. En los casos en donde las variables controlables no pueden ser medidas, entonces se deberá recurrir al control inferencial. El control inferencial usa mediciones secundarias (debido a que las variables controladas no pueden medirse) para ajustar los valores de las variables manipuladas. El objetivo es mantener la variable controlada no medible en su nivel deseado.

1.4.2 Elementos del diseño de un sistema de control

Para diseñar un sistema de control que satisfaga las necesidades de un proceso químico se deben tomar en cuenta los siguientes puntos:

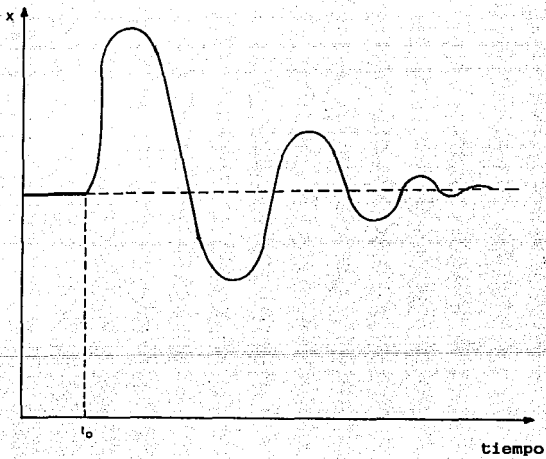
1.4.2.1 Definición de los objetivos de control

En la configuración de un sistema de control, el elemento más importante es el proceso químico con que se esté representando el equipo, conjuntamente con la operación física o química que

ocurra.

Para satisfacer los objetivos operacionales es necesario:

- Suprimir las influencias de disturbios externos. Suprimir la influencia de disturbios externos a un proceso es el objetivo más común de un controlador en una planta química. Estos disturbios denotan el efecto que el ambiente tiene sobre un reactor, separador, intercambiador de calor y sobre los que usualmente están fuera del alcance del operador humano. Para ésto se necesita introducir un mecanismo de control que producirá los cambios propicios sobre el proceso que cancelarán el impacto negativo que tales disturbios pueden tener sobre la operación deseada de una planta química.
- Asegurar la estabilidad del proceso. Considerando el comportamiento de la variable x , mostrada en la figura 1.5. Nótese que al tiempo $t = t_0$ el valor constante de x es perturbado por algún factor externo, pero este tiempo progresivo hace que el valor de x regrese al valor inicial. Si x es una variable como la temperatura, la presión, la concentración o el flujo, el proceso es estable y no necesita la intervención externa para la estabilización. Está claro que no se necesita mecanismo de control para forzar x a regresar al valor inicial. En contraste al comportamiento ya descrito, la variable mostrada en la figura 1.6 no regresa al valor inicial después de haber sido perturbada por influencias externas. Los procesos cuyas variables siguen el patrón indicado por "y" en la figura 1.6 (curvas A, B, C) son llamados procesos inestables y requieren control externo para la estabilización de su comportamiento.
- Optimizar el funcionamiento de un proceso químico. La seguridad y satisfacción de las especificaciones de producción son los dos principales objetivos para una planta química. Cuando uno de estos objetivos se llevan a cabo, el siguiente objetivo es hacer que la operación de la planta sea más productiva. Dado que el factor que afecta las condiciones de la planta



1.5 Respuesta de un sistema estable.

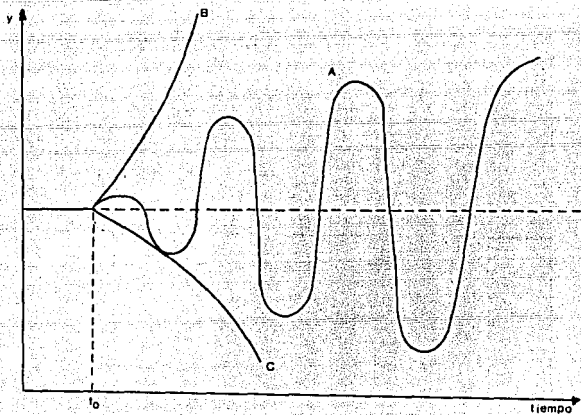


Fig. 1.6 Respuestas alternativas de sistemas inestables.

cambia, lo que se desea es que ésta sea capaz de cambiar su operación (flujo, presión, concentración, temperatura) es una ruta que sea objetivamente económica y siempre maximizándola.

1.4.2.2 Selección de variables

Cualquiera que sean los objetivos de control, se tiene necesidad de controlar la ejecución de un proceso y para ésto es preciso medir los valores de ciertas variables del proceso (temperatura, presiones, concentraciones, gastos, etc.).

Es preferible que las variables que serán medidas para controlar la ejecución del proceso o sistema sean obtenidas directamente. Tales mediciones son conocidas como primarias.

Una vez que se han especificado los objetivos de control y se han identificado a las variables medibles, lo siguiente es cuestionar como afecta un cambio al proceso.

Para determinar cuales son las variables manipulables que se pueden utilizar para el control de un proceso químico se debe tomar en cuenta que usualmente en un proceso se tienen varias variables de entrada que pueden ser ajustadas libremente. Es de gran importancia que variables se seleccionan como variables manipulables.

1.4.3 Configuración de un sistema de control

Una configuración de control se define como la estructura de información que es usada para conectar las medidas disponibles a las variables disponibles manipulables.

Dependiendo de el número de variables de entrada y salida se manejan dos tipos de configuraciones, la configuración de una entrada y una salida (SISO), o la configuración de múltiples en-

tradas y múltiples salidas (MIMO). Es decir, en un sistema SISO (Single Input - Single Output) entra una señal sencilla y sale una señal sencilla. Cuando no ocurre lo anterior se tendrán sistemas MIMO (Multiple Input - Multiple Output), que presentan entradas y salidas múltiples.

En la industria química, la mayoría de las configuraciones son MIMO. Sin embargo, lo más común es comenzar con una configuración SISO y continuar con una configuración MIMO.

CAPITULO 2

ESQUEMAS DE CONTROL Y SUS ELEMENTOS

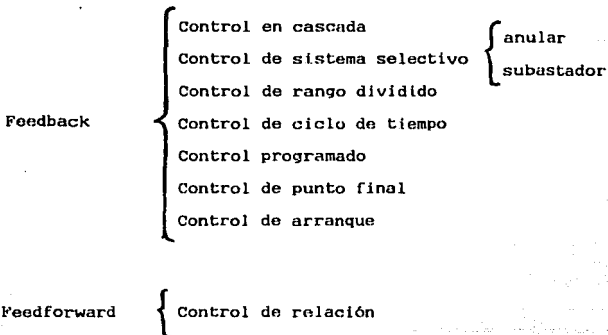
2.1 ESQUEMAS DE CONTROL

Un esquema de control es la estructura de información que se emplea para conectar las medidas disponibles a las variables disponibles manipulables.

Existen básicamente dos esquemas de control: el control feedback o por retroalimentación y el control feedforward o por acción precalculada.

Cada uno de estos esquemas de control presentan ventajas y desventajas que determinan cual de ellos dará el mejor resultado al implementarlo dentro de la planta. En algunos casos, la utilización de estos no garantiza el funcionamiento óptimo; por lo que, en estos casos, se puede recurrir a utilizar alguna modificación de los esquemas principales. Esto conduce al ingeniero a crear otros esquemas de control.

Considerando las estructuras que forman los esquemas de control, éstos se pueden clasificar como:



2.2 CARACTERISTICA, VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS ESQUEMAS DE CONTROL

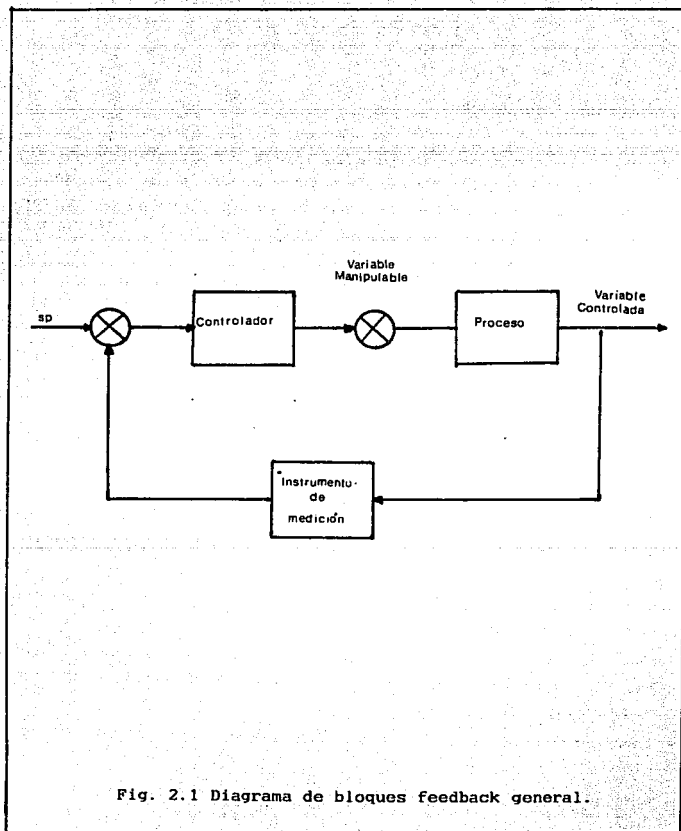
2.2.1 Control feedback

En este tipo de control, se toma la variable controlada y se retroalimenta al controlador para que éste pueda tomar una decisión. La diferencia entre el punto de ajuste (que es el valor que se desea que tenga la variable controlada) y el valor real de la variable controlada, es el error.

El controlador opera sobre el error y produce una salida, la cual es generalmente una señal eléctrica o neumática, que se mide empleando un dispositivo adecuado. En la mayoría de los sistemas de control esta señal actúa sobre una válvula, para manipular el flujo de alguna corriente. Este flujo es la variable manipulada y es cambiada de tal forma que en el comparador no haya señal de error. El diagrama de bloques del control feedback se muestra en la figura 2.1.

Las ventajas del control feedback son las siguientes:

- Es una técnica muy simple que compensa todas las perturbaciones.
- El valor de la variable controlada es comparada continuamente con el valor deseado.
- No es necesario conocer cuales son los posibles disturbios que existen en el proceso, ya que en teoría, éste puede compensar a cada uno de ellos.
- Involucra pocos controladores, por lo que tiende a ser económico.
- Este esquema de control no se afecta por errores en el modelado.
- Es insensible a cambios en los parámetros del proceso.



Las desventajas de este tipo de sistemas son:

- La acción de control correcto para los disturbios no ocurre hasta que se detecta el error, y los errores son ajustados cuando el sistema de control intenta eliminarlos.
- Es insatisfactorio para procesos lentos o con tiempo muerto significativo. El tiempo muerto es el retraso de tiempo que existe entre el inicio de un cambio de la variable controlada y el momento en que empieza la respuesta a dicho cambio.
- Opera por prueba y error. Si la acción sobre el control es relativamente fuerte, entonces habrá una tendencia de la variable controlada para "dispararse" del punto de ajuste con oscilaciones subsecuentes, lo cual es típico de los sistemas feedback y crea inestabilidad en la respuesta del circuito.

El sistema feedback puede trabajar con distintos modos de control, que es la acción correctiva del controlador sobre el elemento final de control. Los modos de control son:

a) Controlador proporcional (P). Los controladores proporcionales son los más simples, ya que sólo tienen un parámetro de ajuste que puede ser K_c o PB. La desventaja de los mismos es que operan con una desviación en la variable que se controla. En este controlador proporcional la salida actuante es proporcional al error.

$$c(t) = K_c e(t) + c_s$$

Donde:

- K_c = ganancia proporcional del controlador
- c_s = señal de referencia del controlador
- PB = banda proporcional = $100/K_c$

La PB se refiere al error (expresado en porcentaje de rango de la variable que se controla) que se requiere para llevar la sa-

lida del controlador del valor más bajo hasta el más alto. El valor de la PB debe variar entre $1 < PB < 500$. Para valores muy grandes o muy pequeños de K_c será más alta la sensibilidad de la señal actuante sobre el error.

Se define la señal de la desviación de la señal actuante $c't$ como:

$$c't = c(t) - cs$$

$$c'(t) = K_c e(t) \quad (2.1)$$

La ecuación 2.1 es la de un controlador proporcional, su función de transferencia es igual a K_c

$$G_c(s) = K_c$$

b) Controlador proporcional integral (PI). Este tipo de controladores tienen dos parámetros de ajuste: la ganancia o PB y el tiempo de reajuste o rapidez de reajuste, la ventaja de este controlador es que la acción de integración o de reajuste elimina la desviación.

En el controlador PI la señal actuante se relaciona al error por la siguiente expresión:

$$c(t) = K_c e(t) + \frac{K_c}{T_I} \int_0^t E(t) dt + cs$$

En donde:

T_I - constante integral de tiempo o tiempo de reajuste, min.

El tiempo de reajuste es un parámetro ajustable y algunas veces se les conoce como minutos por repetición.

$$0.1 < T_I < 50$$

El efecto que tiene en la salida $c(t)$ es que esté cambiando mientras el error exista. Elimina pequeños errores.

La función de transferencia es:

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

c) Controlador proporcional integral derivativo (PID). Este controlador tiene tres parámetros de ajuste: la ganancia o PB, el tiempo de reajuste o rapidez de reajuste y la rapidez derivativa. La rapidez derivativa se da siempre en minutos. Los controladores PID se recomiendan para circuitos con constante de tiempo larga en las que no hay ruido.

La ventaja del modo derivativo es que proporciona la capacidad de "ver hacia donde se dirige el proceso".

La señal actuante de este controlador esta dada por:

$$c(t) = K_c e(t) + \frac{K_c}{\tau_I} \int_0^t E(t) dt + K_c \tau_D \frac{de}{dt}$$

En donde:

τ_D = constante de tiempo derivativo, min.

Con la presencia del término e el controlador PID anticipa que el error esté en un futuro inmediato, y éste aplica una acción de control derivativo se le conoce como anticipatorio.

La función de transferencia es:

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

El control feedback envuelve una medición y una variable manipulable en un circuito. No obstante, existen otras configuraciones que miden y manipulan mas de una variable, en estos casos los sistemas de control tienen multiples circuitos de control.

Estas configuraciones son:

2.2.1.1 Control en cascada

Uno de los métodos más utilizados para reducir al mínimo las perturbaciones que entran en un proceso lento, es el método de control en cascada o de circuitos múltiples.

Este método puede acelerar la respuesta del sistema de control, reduciendo la constante de tiempo de la función de transferencia del proceso que relaciona la variable manipulable con la salida del mismo.

Esta técnica de control en cascada utiliza dos mediciones y los sistemas de control para manipular un elemento de control sencillo. Su propósito es proporcionar un aumento de estabilidad en problemas de control de procesos complejos.

El control en cascada realiza dos importantes funciones:

- Reduce el efecto de los cambios cerca de su origen, no importando los diferentes cambios.
- Mejora la dinámica de un sistema reduciendo el tiempo muerto del sistema.

La figura 2.2 muestra el sistema de control de nivel de un tanque alimentado. El objetivo principal es evitar cambios rápidos en el flujo de alimentación. Se utiliza un control de nivel de líquido promedio. Sin embargo, esto protege sólo de cambios repentinos de flujo dentro de la alimentación del tanque. En este caso las variables importantes son los cambios de presión. El flujo debe ser mantenido constante no importando que condiciones de presión existan. Esto es, dos clases de cambios deben ser controlados: el nivel y la presión del tanque. La solución se muestra en la figura 2.2.

Un segundo sistema de control es conectado al circuito de control de nivel. El controlador de nivel "cascada" es conectado al controlador de flujo. Todo lo que se requiere es un circuito de control de flujo con una referencia de entrada obtenida del controlador de nivel. Así que el flujo es mantenido automáticamente constante a un punto de ajuste dado. Los cambios

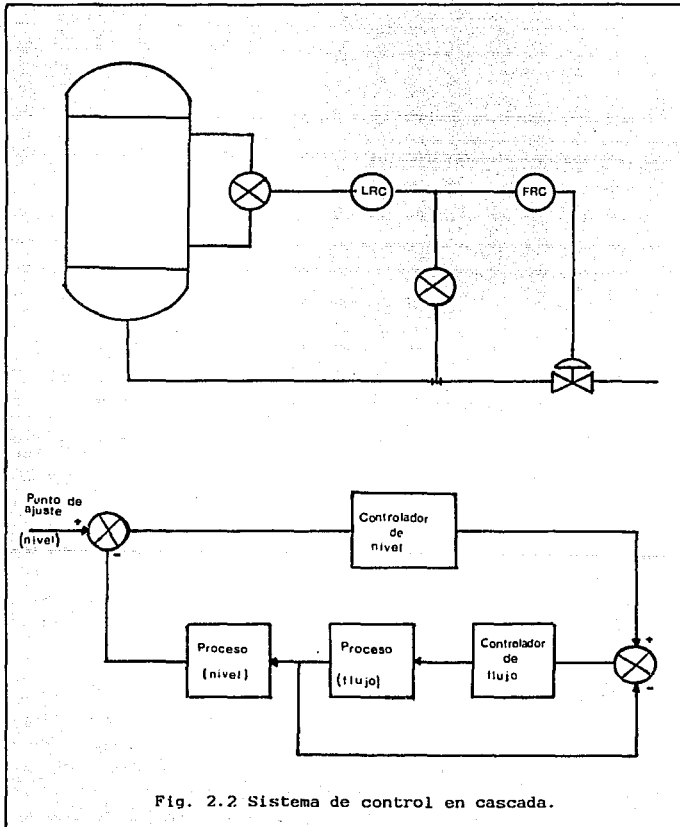


Fig. 2.2 Sistema de control en cascada.

de presión sobre la corriente y bajo la corriente no afectan. Como el nivel cambia, la señal de la entrada de referencia también cambia. Esto se registra en el punto de ajuste y el flujo es controlado por el controlador de flujo.

2.2.1.2 Control de sistema selectivo.

El control de sistema selectivo transfiere una acción de control de una producción controlada a otra de acuerdo a una necesidad, existen diversos tipos de sistemas de control selectivo, entre ellos:

2.2.1.2.1 Control anular

En sistemas de control de procesos llega a ser deseable limitar una variable de proceso a algún valor ya sea bajo o alto para evitar daños al equipo o al producto. Esto se logra gracias a los aparatos anulares. Las variables se determinan dentro de un límite colocado por los aparatos anulares, funcionan en los sistemas de control continuo, cuando los límites colocados son excedidos, los aparatos anulares toman acciones predeterminadas. Hay diversas opciones que se pueden tomar cuando las anulaciones ocurren. En algunos casos, el control puede ser un interruptor a una variable secundaria hasta la operación de la variable primaria, regresando dentro de los límites previamente descritos. En otros casos, el controlador de salida puede resultar un límite predeterminado y las acciones positivas del interruptor pueden tomar lugares propias de la acción del proceso, como el cierre de una válvula para detener el flujo de vapor de un proceso de reacción, la apertura de una válvula para enfriar, la apertura de una válvula de venteo, el cierre de una válvula de alimentación catalítica, etc.

2.2.1.2.2 Control subastador

Esta configuración selecciona entre diversas medidas similares, una con el valor más alto y alimentan ésta al controlador. Así el controlador elige la medida que domina la salida y una variable manipulada.

Por ejemplo: en un reactor catalítico con una reacción altamente exotérmica, la temperatura más alta en la oxidación de hidrocarburos se conoce como "punto caliente". La localización de este punto a lo largo de la longitud del reactor, depende de las condiciones de alimentación (temperatura, concentración, flujo) y la actividad catalítica. El valor del punto caliente también depende de los factores anteriores y de la temperatura del refrigerante. El objetivo del control primario es poder bajar la temperatura del punto caliente a un límite superior. Así, se necesita un sistema de control que pueda identificar la localización de la temperatura del punto caliente y suministrar la acción correcta del controlador. Esto se puede conseguir a través de:

- Localizar diversos termopares a lo largo de la longitud del reactor.
- Utilizar un sistema subastador para seleccionar la temperatura más alta, la cual será empleada por el controlador del flujo del refrigerante (figura 2.3).

2.2.1.3 Control de rango dividido

La configuración de rango dividido sólo mide una variable y tiene más de una variable manipulada. Se puede controlar un proceso mediante la coordinación de diversas variables manipuladas, las cuales tienen el mismo efecto en la salida del controlador.

Por ejemplo:

Si se considera el reactor de la figura 2.4, dos válvulas de

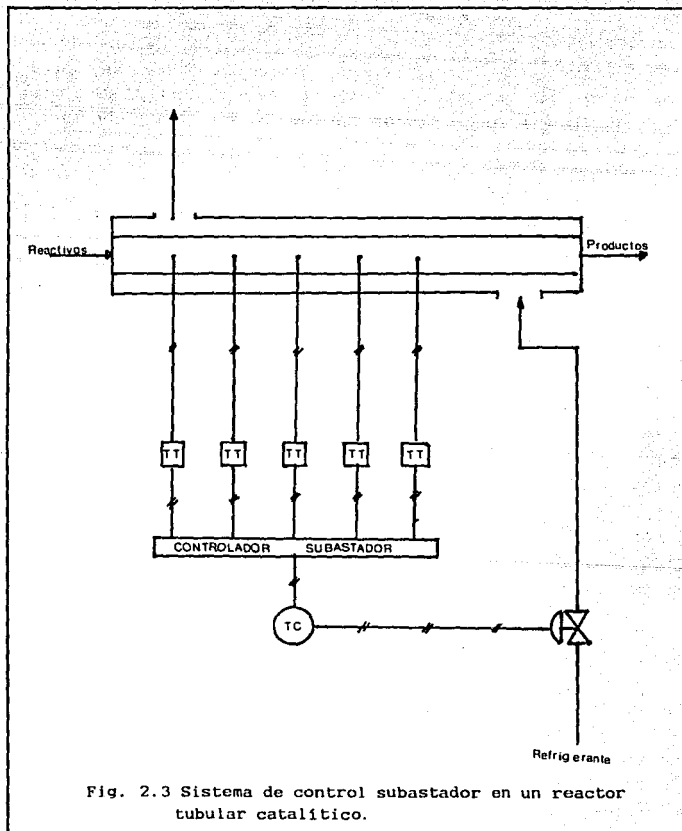


Fig. 2.3 Sistema de control subastador en un reactor tubular catalítico.

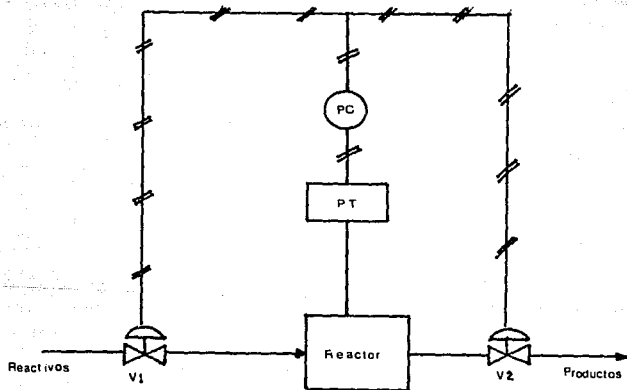


Fig. 2.4 Sistema de control de rango dividido en un reactor.

control manipulan la alimentación y la salida de los productos. Cuando por varias razones la presión en el reactor se incrementa, el controlador señala un valor menor. Entonces se divide en dos partes, afectando simultáneamente a las dos válvulas y se tienen las siguientes acciones:

- Como la salida del controlador se incrementa de 6 a 9 psig, la válvula V2 abre continuamente mientras V1 permanece completamente abierta. Ambas acciones inician la reducción en la presión.
- Para un incremento grande en la presión del reactor, la salida del controlador puede exceder 9 psig. En tal caso, la válvula V2 es completamente abierta mientras V1 se cierra. Ambas acciones inician una reducción en la presión hasta que el reactor regresa al valor deseado.

2.2.1.4 Control de ciclo de tiempo (on-off)

El control de ciclo de tiempo involucra uno o mas circuitos, usualmente eléctricos, los cuales activan válvulas on-off y otros aparatos de control para operaciones repetitivas realizadas en procesos de operación.

Hay muchas funciones de proceso que requieren este tipo de control para secuencias operacionales totales. Algunas funciones son simples, como las cámaras de secado con aire desecante que tienen dos lechos desecantes usados alternativamente en el secado y en ciclos de reactivación.

Existen sistemas más complejos, como los sistemas de secado de tipo adsorbente o como los tamices moleculares para eliminar humedad u otros líquidos o separar componentes. Sistemas como éstos involucran cambios, operación de hornear y funciones de on-off que son logrados en un ciclo de tiempo o una combinación del control de ciclo de tiempo y de control de punto final.

2.2.1.5 Control programado

El control programado es utilizado en procesos continuos o por lotes para controlar mezclas de operaciones, para secuencias de operaciones de secado y para controlar sistemas que involucren secuencias repetidas.

2.2.1.6 Control de punto final

El control de punto final es una combinación de sistemas de control en el cual una variable primaria es ajustada automáticamente.

En la figura 2.5 se ilustra una aplicación típica del control de punto final. En el ejemplo, un proceso debe ser neutro en el tanque mezclador para prevenir una corrosión innecesaria al equipo. Una combinación de los sistemas de control en cascada y de relación se usa para este propósito. El análisis de punto final es hecho por un detector de pH, y su controlador ajusta la razón del agente neutralizante (flujo secundario) a la corriente de ácido (flujo primario) para llevar a cabo una mezcla neutralizada. Como hay cambio de acidez en la corriente primaria, el controlador de pH detecta la desviación del punto de ajuste y ajusta la razón colocándose automáticamente para mantener la mezcla bajo control.

Esta técnica puede ser aplicada para controlar la razón aire-combustible en hornos al medir el contenido de oxígeno del escape de gases.

2.2.1.7 Control de arranque

El control de arranque se emplea en sistemas donde el control del proceso está en función del tiempo. También regula procesos batch de acuerdo al algún tiempo predeterminado. Los diversos

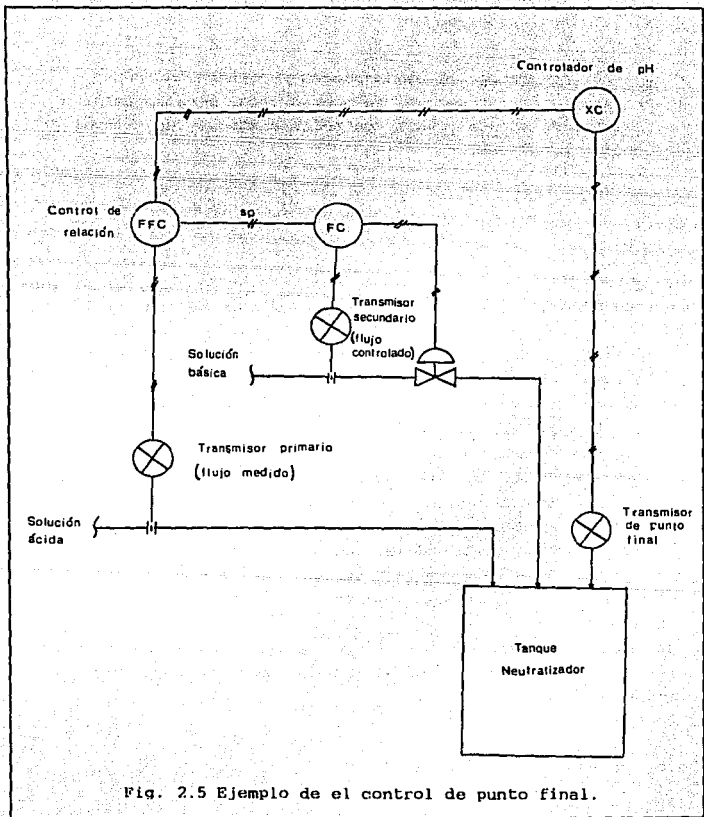


Fig. 2.5 Ejemplo de el control de punto final.

métodos se describen a continuación y se ilustran en la figura 2.6.

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 lleva a un valor predeterminado, el punto de paro, la válvula entonces, cierra automáticamente.

Controlador de tiempo transcurrido. Se pone en marcha un periodo de tiempo determinado en el cual lleva la variable controlada a su punto de ajuste. Al final de este periodo, la válvula cierra automáticamente.

Controlador de tiempo transcurrido con acción diferida. El tiempo transcurrido se cuenta a partir del tiempo en que la variable controlada llega al punto de ajuste.

Controlador de álabe. Regula un periodo de acuerdo al entorno de un álabe giratorio. Cuando el ciclo de 360° de un álabe giratorio no se requiere, éste regresa a su punto de inicio por medio de un ajustador manual.

Controlador ciclico. Se emplea para precalentar un proceso batch a una temperatura base seleccionada. Este mantiene la variable controlada a la temperatura por un periodo de tiempo después del cual la temperatura se incrementa hasta el punto de ajuste por cierto tiempo después del cual desciende automáticamente y termina el control del proceso.

2.2.2. Control feedforward

La noción básica del control feedforward es detectar disturbios antes de entrar al proceso y hacer ajustes en las variables manipulables para mantener constantes a las variables de salida o controladas.

El concepto de control feedforward se ha desarrollado desde los años 60's en los que los controladores convencionales electrónicos tenían la opción de controlarse con este tipo de sistemas.

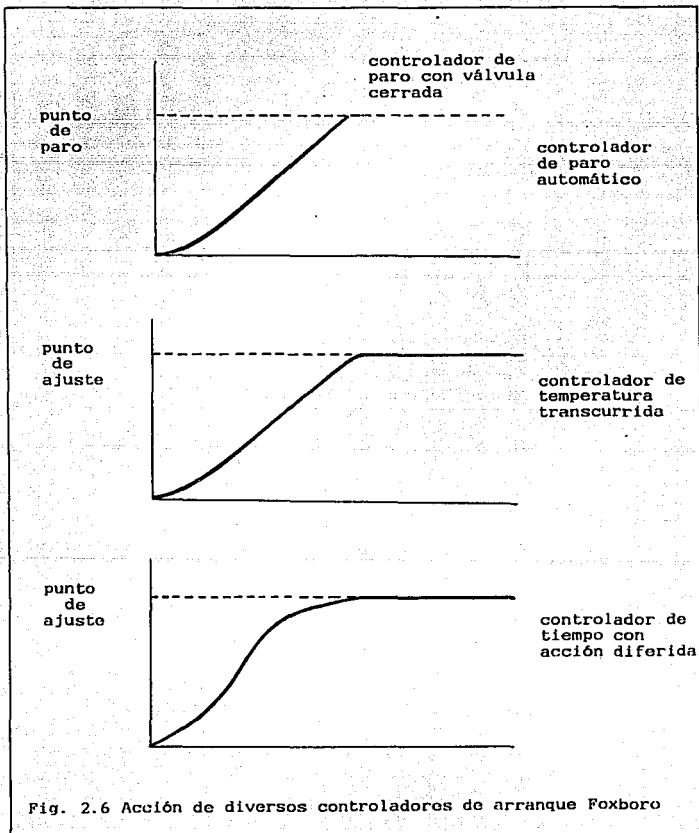
El control feedforward comprende básicamente un proceso de entradas múltiples en el cual éstas se pueden medir, es decir, el control utiliza mediciones de entrada y las relaciones entre las entradas y la salida para ajustar el proceso con el fin de minimizar o eliminar los efectos de las perturbaciones de entrada en la salida del mismo. El esquema de control feedforward se ilustra en la figura 2.7. Aquí se observa como los cambios en la magnitud de las cargas para un intercambiador de calor son medidos en la alimentación del líquido antes de que el cambio afecte al intercambiador y la computadora calcula la cantidad de vapor necesaria de acuerdo a los cambios en la alimentación. Así, el requerimiento de cambio de calor es anticipado debido a las variaciones en la carga y la temperatura de salida teóricamente permaneces estables.

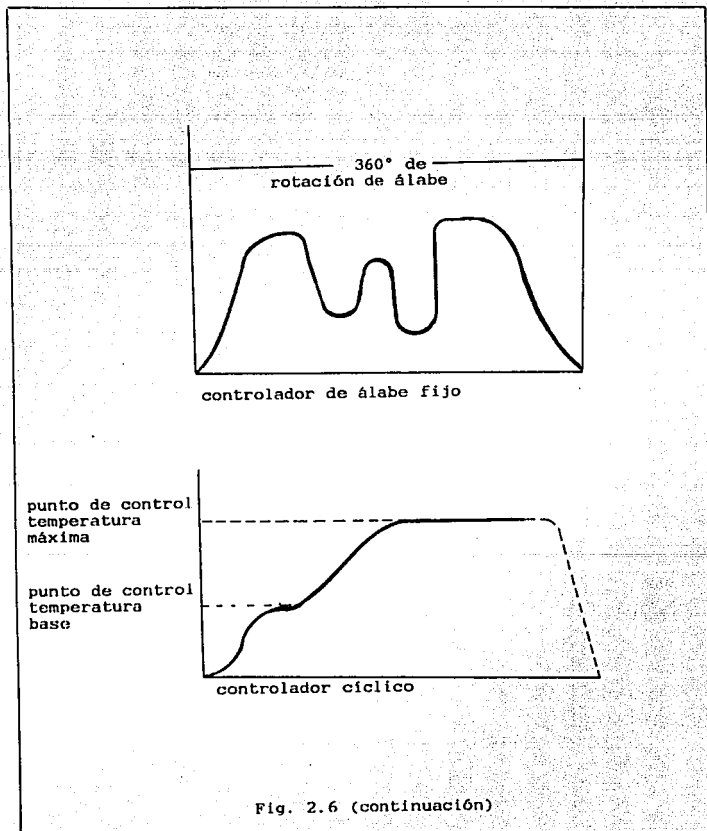
Las ventajas son:

- La ventaja principal del control feedforward es que éste detecta los disturbios cuando éstos ocurren y los compensa antes de que desarrollen un error.
- Puede compensar parcialmente los disturbios en los sistemas de en los que no es posible evitarlos.
- Es muy útil en los casos en que la variable controlada no se puede medir.
- Es bueno para sistemas lentos o con tiempo muerto significativo.
- No introduce inestabilidad en la respuesta del circuito cerrado.

Las desventajas son:

- La acción feedforward es más aplicable a procesos difíciles de regular pero se requieren conocimientos considerables del proceso.
- Depende de la exactitud, esto es, requiere un conocimiento completo de la dinámica del proceso, pero en algunas ocasiones aún si se conoce esta información, puede que sea físicamente





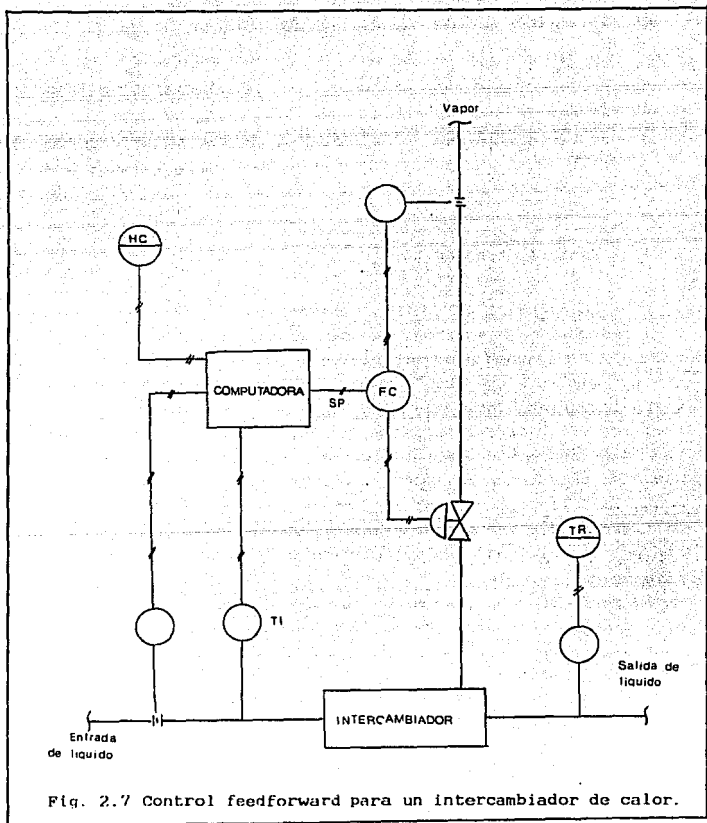


Fig. 2.7 Control feedforward para un intercambiador de calor.

imposible alcanzar la compensación del sistema.

- Es insensible a las variaciones en los parámetros del proceso.
- Requiere identificación de todas las perturbaciones posibles y su medida directa.
- La variable controlada no es comparada con el valor deseado.
- Es más costoso que los sistemas de control convencionales.

2.2.2.2 Control de relación

Es un tipo especial de control feedforward en donde dos variables son medidas y se conserva una relación constante entre una y otra. El esquema predominante en la década de los 40's (y que todavía se sigue utilizando), usaba una relación ajustable entre la variable primaria o incontrolable y el índice de control de la variable secundaria o controlable, y entonces ambas variables son medidas pero sólo una puede ser controlada. La unidad de relación normalmente tiene una escala ajustada manualmente para mantener la relación entre dos variables.

La figura 2.8 a y b muestran dos diferentes configuraciones del control de relación para dos corrientes. El flujo A es la corriente controlable.

En la configuración a se miden los dos flujos y se toma su relación, la cual es comparada en la relación deseada (punto de ajuste) y la desviación (error) entre las relaciones medidas y deseadas constituyen la señal actuante para el controlador de relación.

En la configuración b se mide el flujo de la corriente no controlable A o flujo primario r y se multiplica por un factor de relación k el cual está dado por la relación fija ajustada manualmente.

El resultado es la razón de flujo que la corriente B pueda tener y constituye el punto de ajuste, esto es, una señal de referencia igual a kr , el cual es comparado con el flujo medido B. La

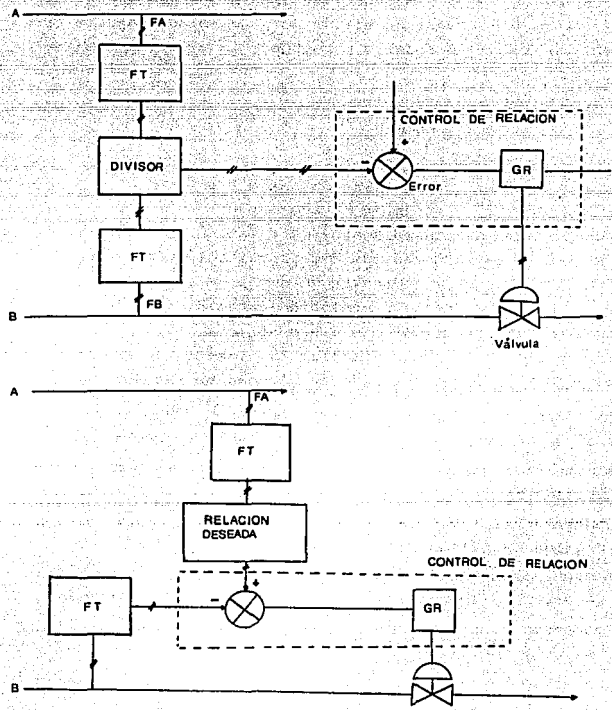


Fig. 2.8 Configuraciones alternativas de los sistemas de control de relación.

diferencia entre kr y B constituye la señal actuante para el controlador y la señal de salida del controlador ajusta apropiadamente el flujo secundario para hacer la diferencia entre kr y B es igual a cero.

$$kr - B = 0 \quad \text{ó} \quad r/B = k$$

Lo que significa que la relación entre r y B , esto es, entre el flujo primario y secundario es igual a k .

Cuando se emplean controladores de relación se debe asegurar que ambos medidores estén en las mismas unidades (por ejemplo gpm , lb/hr , etc.) y que las escalas usadas sean las mismas.

Los sistemas de control de relación están disponibles en sistemas neumáticos, electrónicos e hidráulicos.

El control de relación se utiliza ampliamente en procesos químicos, a continuación se mencionan algunas de sus aplicaciones:

- Conservar la relación constante entre el flujo de alimentación y el vapor en el reboiler de una columna de destilación.
- Mantener constante la relación de reflujo en una columna de destilación.
- Controlar la relación de dos reactivos (alimentación/catalizador) que se alimenten a un reactor.
- Mantener constante la relación de dos vapores mezclados para conservar la composición de la mezcla al valor deseado.
- Conservar constante la relación de purga de una corriente de recirculación.
- Conservar la relación de combustible/aire en un quemador a su valor óptimo para una combustión más eficiente.
- Mantener la relación de flujo de líquido al flujo de vapor constante en un absorbedor, para obtener la composición deseada en la corriente de vapor de salida.

2.3 ELEMENTOS DE UN ESQUEMA DE CONTROL

Cada esquema de control mencionado anteriormente cuenta con los siguientes elementos:

2.3.1 Proceso

El proceso comprende las funciones colectivas realizadas en y por el equipo en el cual la variable va a ser controlada. El equipo que es lo que comprende en esta definición debe entenderse que no incluye el equipo de control. El proceso puede también definirse como cualquier operación o secuencia de operaciones que involucran un cambio de estado de energía, de composición u otra propiedad que puede ser definida con respecto a un dato de comparación.

2.3.2 Sensores

Básicamente los sensores son instrumentos de medición. Existe una gran variedad de ellos, así que lo más importante llega a ser, primero, clasificarlos adecuadamente en los diferentes tipos de variables por medir y/o controlar, las que comúnmente son: flujo, presión, nivel y temperatura.

Los sensores son conocidos dentro de la dinámica como los elementos primarios de medición.

2.3.2.1 Sensores de presión

El sensor de presión más común es el tubo de Bourdon, desarro-

llado por el ingeniero francés Eugene Bourdon, y el cual se ilustra en la figura 2.9, consiste básicamente en un tramo de tubo en forma de herradura, con un extremo sellado y el otro conectado a la fuente de presión. Debido a que la sección transversal del tubo es elíptica o plana, al aplicar una presión el tubo tiende a enderezarse, y al quitarla, el tubo retorna a su forma original, siempre y cuando no se rebase el límite de elasticidad del material del tubo. La cantidad de enderezamiento que sufre el tubo es proporcional a la presión que se aplica, y como el extremo abierto del tubo está fijo, entonces el extremo cerrado se puede conectar a un indicador, para señalar la presión; o a un transmisor, para generar una señal neumática o eléctrica.

El rango de presión que se puede medir con el tubo de Bourdon depende del espesor de las paredes y del material con que se fabrica el tubo. Posteriormente se desarrolló una versión extendida del tubo de Bourdon en forma de helicoide para dar más movimiento al extremo sellado; este elemento se denomina hélice. Otro tipo común de tubo de Bourdon es el elemento espiral.

Otro tipo de sensor de presión es el de fuelle, el cual semeja una cápsula corrugada hecha de algún material elástico, por ejemplo, acero inoxidable o latón; al aumentar la presión, el fuelle se expande (o se contrae), y cuando disminuye, se contrae (o expande). La cantidad de expansión o contracción es proporcional a la presión que se aplica. Un sensor semejante al de fuelle es el de diafragma; cuando se incrementa la presión en el proceso, el centro del diafragma se comprime; la cantidad de movimiento es proporcional a la presión que se aplica.

2.3.2.2 Sensores de flujo

El flujo es una de las dos variables de proceso que se miden más frecuentemente, la otra es la temperatura; en consecuencia, se han desarrollado muchos tipos de sensores de flujo.

Probablemente el sensor de flujo más popular es el medidor de orificio, que es un disco plano con un agujero, como se muestra en la figura 2.10. El disco se inserta en la línea de proceso, perpendicular al movimiento del fluido, con objeto de producir una caída de presión, la cual es proporcional a la razón de flujo volumétrico a través del orificio.

Otro tipo común de sensor es el medidor magnético de flujo. El principio de operación de este elemento es la ley de Faraday; es decir, cuando un material conductor (un fluido) se mueve en ángulo recto a través de un campo magnético, se induce un voltaje, el cual es proporcional a la intensidad del campo magnético y a la velocidad del fluido. Si la intensidad del campo magnético es constante, entonces el voltaje únicamente es proporcional a la velocidad del fluido; además, la velocidad que se mide es la velocidad promedio y, por lo tanto, este sensor se puede utilizar para los dos regímenes: laminar y turbulento. Para la calibración de este medidor de flujo se debe tomar en cuenta el área de la sección transversal del tubo, de manera que con la electrónica que se asocia al medidor sea posible calcular el flujo volumétrico.

Otro medidor de flujo importante es el medidor de turbina. Es uno de los más precisos de que se dispone comercialmente. Su principio de funcionamiento se basa en un rotor que se hace girar con el flujo del líquido; la rotación de las aspas se detecta mediante una bobina de colección magnética, la cual emite pulsos a una frecuencia que es proporcional a la razón de flujo volumétrico; este pulso se convierte en una señal equivalente de 4-20 mA, de manera que se pueda utilizar con instrumentación electrónica estándar, el convertidor o transductor es generalmente parte integral del medidor.

Existen muchos otros tipos de medidores de flujo que van desde el rotámetro, toberas de flujo, tubos de venturi, tubos de pitot y anubares, los cuales se han utilizado durante muchos años, hasta los desarrollados más recientemente, como son los medidores de vórtice, los ultrasónicos y los medidores de remolino.

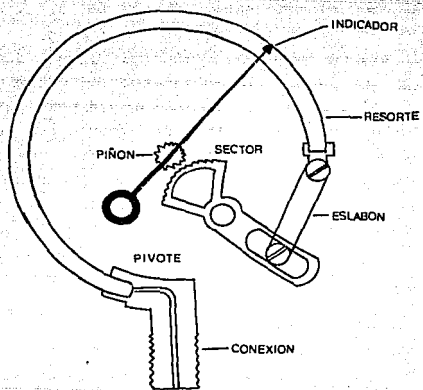


Fig. 2.9 Tubo de Bourdon sencillo.

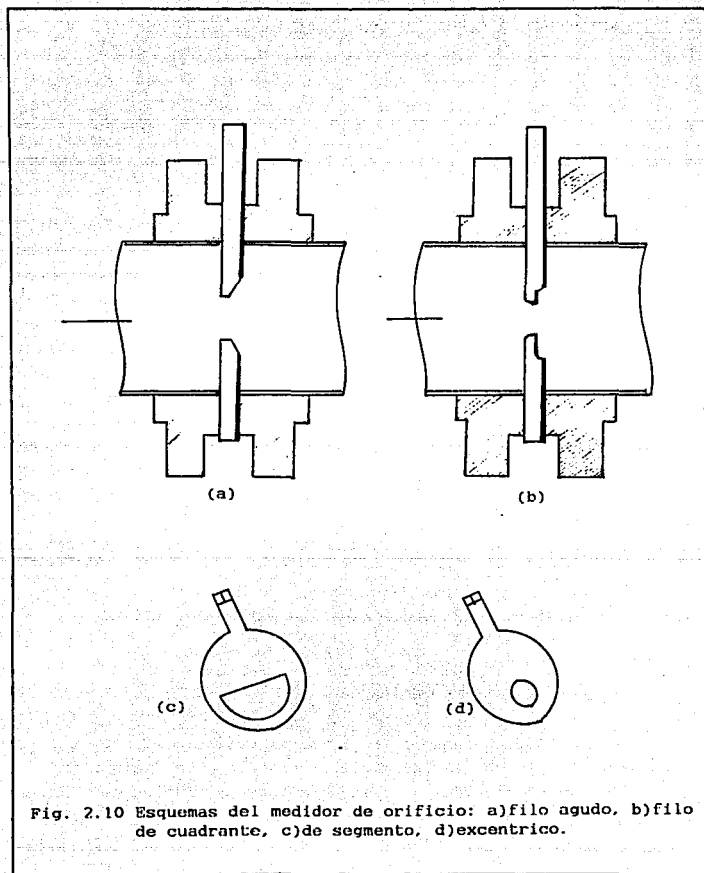


Fig. 2.10 Esquemas del medidor de orificio: a) filo agudo, b) filo de cuadrante, c) de segmento, d) excentrico.

2.3.2.3 Sensores de nivel

Los tres medidores de nivel más importantes son el de diferencial de presión, el de flotador y el de burbujeo. El método de diferencial de presión consiste en detectar la diferencia de presión entre la presión en el fondo del líquido y en la parte superior del líquido, la cual es ocasionada por el peso que origina el nivel del líquido.

Con el sensor de flotador se detecta el cambio en la fuerza de empuje sobre un cuerpo sumergido en el líquido. Este sensor se instala generalmente en un ensamble que se monta de manera externa al recipiente. La fuerza que se requiere para mantener al flotador en su lugar es proporcional al nivel del líquido y se convierte en una señal en el transmisor.

El sensor de burbujeo es otro tipo de sensor de presión hidrostática, y consiste, como se muestra en la figura 2.11, en un tubo se regula para producir una corriente continua de burbujas, y la presión que se requiere para producir esta corriente continua de burbujas, y la presión que se requiere para producir esta corriente continua es una medida de la presión hidrostática o nivel del líquido.

Existen otros métodos nuevos para medir el nivel en los tanques, algunos de éstos son patrones de capacitancia, sistemas ultrasónicos y sistemas de radiación nuclear; los dos últimos sensores también se utilizan para medir nivel en materiales sólidos.

2.3.2.4 Sensores de temperatura

La temperatura, junto con el flujo, es la variable que con mayor frecuencia se mide en la industria de proceso. La temperatura se utiliza frecuentemente para inferir otras variables del proceso; dos de los ejemplos más comunes son las columnas de destilación y los reactores químicos. Comúnmente, en las columnas de destilación se utiliza la temperatura para inferir la pureza de

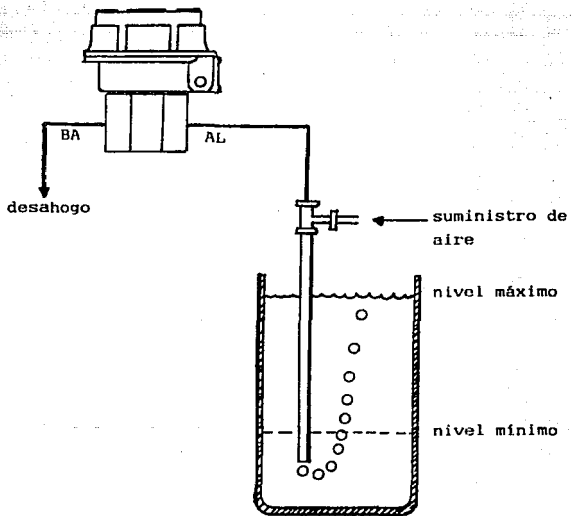


Fig. 2.11 Sensor de nivel de burbujas de aire.

una de las corrientes existentes.

A causa de los múltiples efectos que se producen con la temperatura, se han desarrollado numerosos dispositivos para medirla; con muy pocas excepciones, los dispositivos caen en cuatro clasificaciones generales, como se observa en la tabla 2.1. Termómetros de cuarzo, conos pirométricos y pinturas especializadas son algunos de los sensores que no entran en la clasificación de la tabla 2.1.

Con los termómetros de vidrio con líquido se indica el cambio de temperatura que causa la diferencia entre el coeficiente de temperatura que causa la diferencia entre el coeficiente de temperatura de expansión de vidrio y del líquido que se utiliza; los líquidos que se utilizan más ampliamente son mercurio y alcohol. Los termómetros de tira bimetalica trabajan con base en el principio de que los metales se expanden con la temperatura y que los coeficientes de expansión no son los mismos para todos los metales.

En la figura 2.12 se muestran los elementos de un termómetro de sistema de lleno típico; el líquido del sistema se expande o se contrae con las variaciones de temperatura, lo cual se detecta mediante el resorte Bourdon y se transmite a un indicador o transmisor. A causa de la simplicidad de su diseño, confiabilidad, bajo costo relativo y seguridad inherente, estos elementos son populares en la industria de proceso.

El sensor de temperatura industrial más conocido es el termopar. El principio de funcionamiento del termopar lo descubrió T. J. Seebeck, en 1821; el efecto de Seebeck, o principio de Seebeck establece que hay un flujo de corriente eléctrica en un circuito de dos metales diferentes si las dos uniones están a temperaturas diferentes. En la figura 2.13 se muestra el esquema de un circuito simple; M_1 y M_2 son los dos metales, T_H es la temperatura a medir, y T_C es la temperatura que generalmente se conoce como de unión fría o de referencia.

2.3.2.5 Sensores de composición

TABLA 2.1

- I. Termómetro de expansión
 - A. Termómetro de líquido en vidrio
 - B. Termómetro de expansión de sólidos (tira bimetalica)
 - C. Termómetros de sistema lleno (termómetros a presión)
 - 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
-

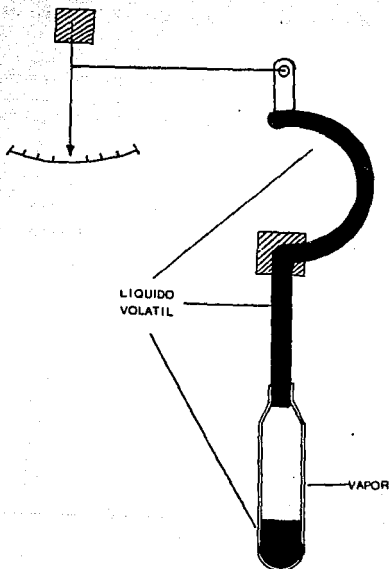


Fig. 2.12 Termómetro típico de sistema lleno.

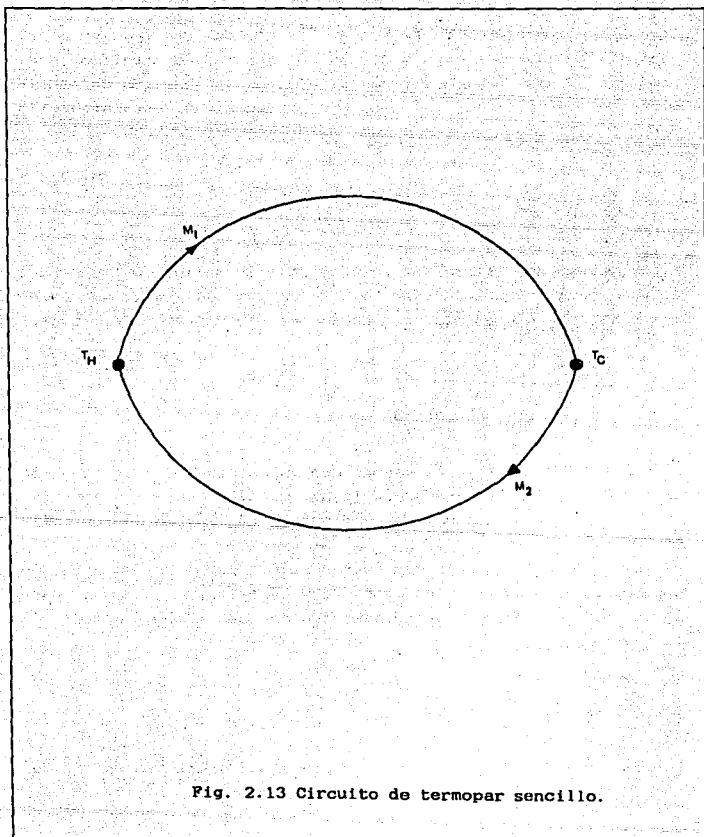


Fig. 2.13 Circuito de termopar sencillo.

Otra clase importante de sensores son los de composición, los cuales se utilizan en las mediciones y control de calidad del producto. Existen muchos tipos diferentes de sensores de medición, por ejemplo, los de densidad, viscosidad, cromatografía y pH.

2.3.3 Transmisores

El propósito del transmisor es convertir la salida de un sensor en una señal lo suficientemente intensa como para que se pueda transmitir a un controlador o cualquier otro dispositivo receptor.

2.3.3.1 Transmisor neumático

En todos los transmisores neumáticos se utiliza un arreglo de mariposa y boquilla para producir una señal de salida proporcional a la salida del sensor. La figura 2.14 ilustra un transmisor diferencial de presión.

El suministro de presión que se recomienda para la mayoría de instrumentos neumáticos es entre 20 y 25 psig, ya que con éste se asegura el funcionamiento adecuado con un nivel de salida de 15 psig.

2.3.3.2 Transmisor electrónico.

En la figura 2.15 se muestra el diagrama simplificado de un transmisor electrónico de diferencial de presión.

2.3.4 Líneas de transmisión

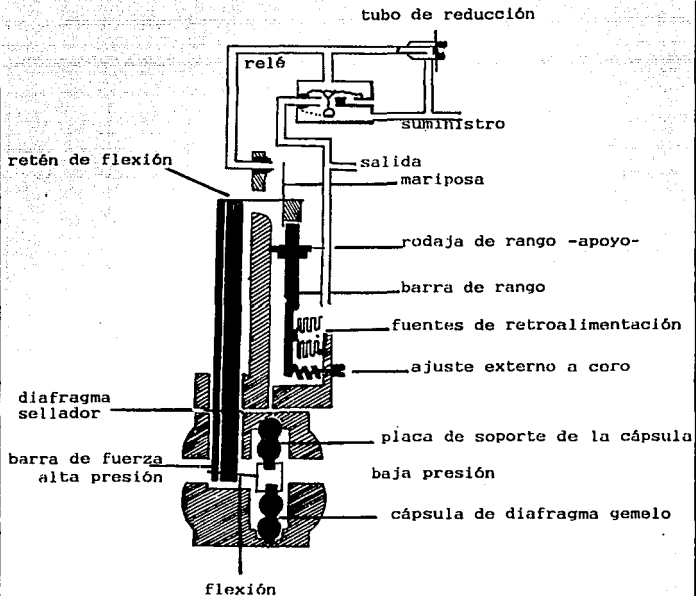
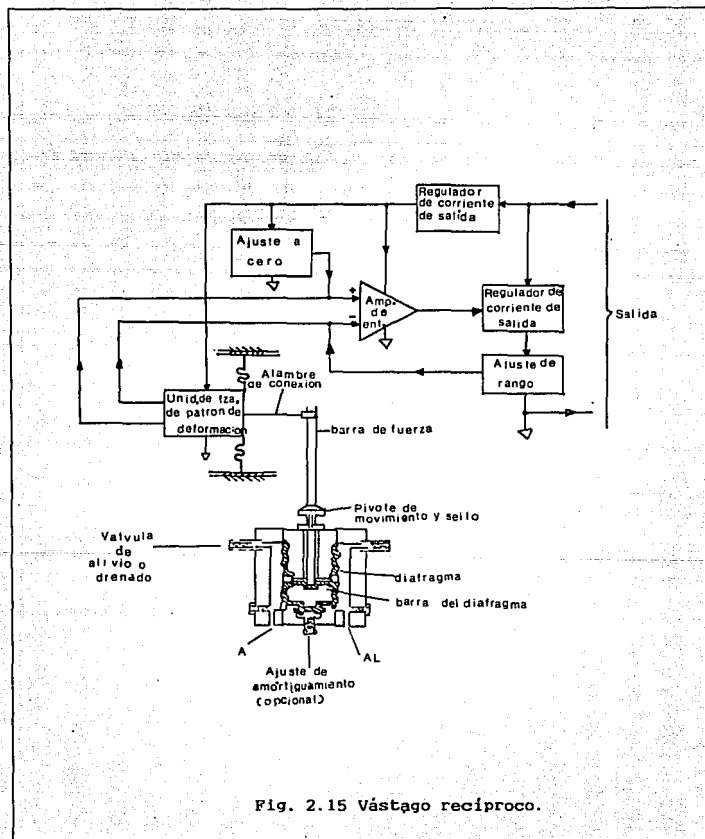


Fig. 2.14 Transmisor neumático de diferencial de presión.



Están muy relacionadas con los transmisores y son el enlace entre los sensores y el controlador. Mediante las líneas de transmisión es posible llevar señales eléctricas, neumáticas o hidráulicas de un punto del sistema de control a otro. Se puede decir que es la red secuencial del sistema.

2.3.5 Controlador

Se puede decir que éste es el elemento pensante del sistema, ya que recibe la información proveniente del sensor y dependiendo del modo en que esté trabajando, éste decide que acción tomar. El controlador es un objeto especial que toma la diferencia entre el valor actual de una variable controlada y su valor deseado. Usa esta diferencia para manejar el sistema de control.

2.3.5.1 Controlador hidráulico

Debido a que generalmente las desventajas de los controladores hidráulicos exceden a las ventajas, muy pocos sistemas de control hidráulico puro son usados. Las ventajas son:

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

Sus desventajas son:

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

2.3.5.2 Controlador neumático

Los componentes neumáticos son probablemente los más utilizados. En general los controladores neumáticos son los que se emplean cuando existen las siguientes situaciones:

- No es necesaria tanta exactitud
- No es necesaria una velocidad extrema. Muchos procesos tienen ciclos de control tan grandes que no es necesario emplear equipo electrónico.
- Las distancias de transmisión son cortas.
- No se requiere el uso de control por computadoras.
- Básicamente, el equipo neumático es más simple. No requiere que el personal de mantenimiento maneje o tenga un suficiente conocimiento en electrónica.

2.3.5.3 Controlador electrónico

Los controladores electrónicos se emplean cuando existen las siguientes situaciones:

- Es necesario excelente exactitud.
- Se encuentran disponibles ciclos rápidos de control.
- Es necesario el empleo de control remoto.
- Se requiere control por computadora y control con procesamiento de datos.

Los controladores electrónicos usan circuitos eléctricos estándar. 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.

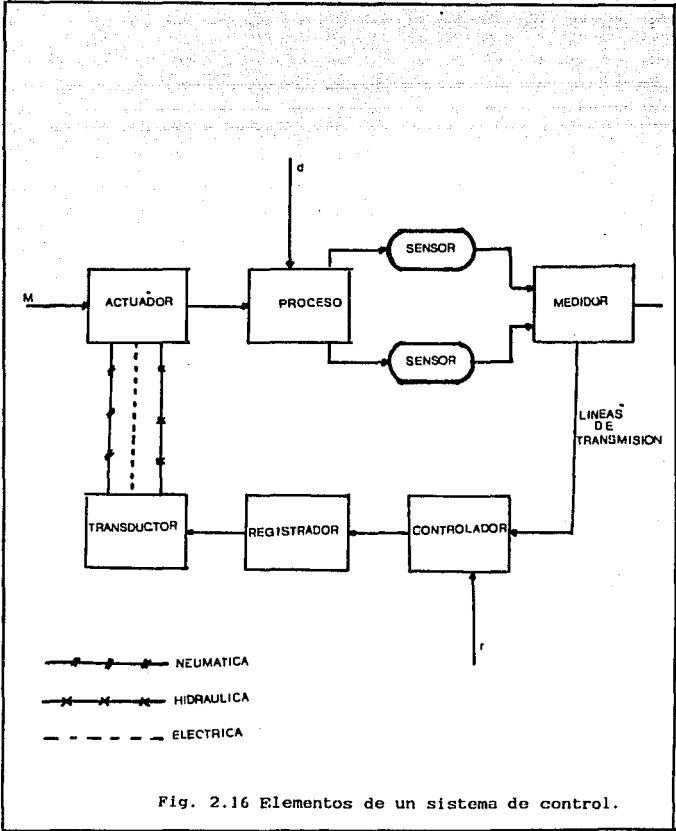
2.3.6 Registrador

Este elemento es útil en algunos casos en donde es necesario que el sistema de control nos proporcione el comportamiento visual del proceso; o un control más riguroso del mismo.

2.3.7 Actuadores

Se les conoce comúnmente como elementos finales de control. Reciben este nombre porque este elemento actúa dependiendo de la decisión tomada por el controlador. Generalmente los actuadores son quienes manipulan el control. Algunos ejemplos de ellos son: las válvulas, las bombas, los compresores, los relevadores y otros similares.

Estos elementos de control forman un todo, que al interconectarse dentro del sistema quedan como se muestra en la figura 2.16. Para terminar, existen tres términos que se relacionan con la combinación sensor/transmisor: la escala, el rango y el cero del instrumento. A la escala del instrumento la definen los valores superior e inferior de la variable a medir en el proceso; El rango del instrumento es la diferencia entre el valor superior y el inferior de la escala. Es decir, para definir la escala del instrumento se deben especificar un valor superior y otro inferior; esto es, se necesitan dos números; mientras que el



rango es la diferencia entre los dos valores. Por lo tanto, el valor inferior de la escala se conoce como cero del instrumento, pero este valor no necesariamente debe ser cero.

CAPITULO 3

MODELADO Y DIAGRAMA DE BLOQUES

3.1 BASES PARA LA GENERACION DE UN MODELO

Para analizar el comportamiento de un determinado proceso, es necesaria una representación matemática del fenómeno, ya sea físico y/o químico que se lleva a cabo en dicho proceso, tal representación constituye lo que es el llamado modelo del sistema. A las actividades concernientes a la construcción del modelo, se le conoce como modelado.

Los modelos matemáticos pueden ser útiles en todas las fases de la ingeniería química, en investigación y desarrollo de plantas de operación y frecuentemente en estudios económicos.

3.1.1 Investigación y desarrollo

Los modelos matemáticos están involucrados en la determinación de mecanismos cinéticos químicos y parámetros de reacciones en laboratorios y plantas pilotos y en la exploración del efecto de las diferentes condiciones de operación en los estudios de optimización.

3.1.2 Diseño

En este caso se emplean para determinar el tamaño y arreglo del equipo dinámico; en el estudio de las interacciones de diversas partes del proceso; en la evaluación de estrategias alternativas de control y en la simulación de situaciones de arranque, paro y emergencia.

3.1.3 Operación de plantas

Los modelos se emplean para estudiar los efectos y requerimientos en los proyectos de expansión y optimización de la planta de operación.

Las bases de los modelos matemáticos son las leyes físicas y químicas fundamentales como son: las leyes de conservación de masa, energía y momentum.

En el modelado, el ingeniero juzgará la rigurosidad del modelo de tal forma que éste no sea complejo y por lo tanto su solución sea difícil o imposible de encontrar.

3.2 DESARROLLO DE UN MODELO

Las siguientes consideraciones deben tomarse en cuenta como base para desarrollar el modelo de un proceso.

3.2.1 Grados de libertad

Los grados de libertad de un proceso son las variables independientes que deben ser especificadas para definir el proceso completamente. En consecuencia, el control deseado de un proceso se llevará a cabo cuando y solamente cuando todos los grados de libertad se han especificado.

Para un sistema especificado, su modelo matemático es la base para encontrar los grados de libertad en régimen dinámico y en régimen permanente.

En general, para cualquier proceso descrito por E ecuaciones independientes que contienen V variables independientes, el número de grados de libertad GL, está dado por:

$$GL = V - E \quad (3.1)$$

De acuerdo al valor de GL se presentan los siguientes casos:

- Si $GL = 0$ se tienen valores únicos para V variables.
- Si $GL > 0$ se tienen múltiples soluciones.
- Si $GL < 0$ el sistema no tiene solución y se dice que está sobreespecificado.

Cabe señalar que la presencia de un circuito de control en un proceso químico involucra una ecuación adicional entre las variables manipulables y las variables medibles correspondientes, reduciendo en uno el número inicial de grados de libertad del proceso.

3.2.2 Consistencia matemática

Quando los grados de libertad son igual a cero, y se garantiza una solución única, se debe revisar que las unidades de todos los términos en todas las ecuaciones sean consistentes.

3.2.3 Solución de las ecuaciones de un modelo

Esto es, debe haber técnicas posibles de solución para el modelo matemático obtenido.

3.2.4 Verificación

Una parte muy importante, pero que muchas veces se descuida en el desarrollo de un modelo matemático, es que éste describa la situación real. En algunas etapas de diseño no se puede verificar el modelo porque la planta no ha sido construida. En estos casos es útil basarse en plantas similares o plantas piloto, de las cuales se pueden obtener datos experimentales. Asimismo, el diseño de experimentos para probar la validez de un modelo, algunas veces puede ser un desafío el cual debe ser considerado cuidadosamente.

3.2.5 Leyes fundamentales

La forma general de la ecuación fundamental de conservación es:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{acumulaci3n de z} \\ \text{dentro del sistema} \\ \text{período de tiempo} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{flujo de z que} \\ \text{entra al sistema} \\ \text{período de tiempo} \end{array} \right\}$$

$$- \left\{ \begin{array}{l} \text{flujo de z que} \\ \text{sale del sistema} \\ \text{período de tiempo} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{cantidad de z consumida} \\ \text{dentro del sistema} \\ \text{período de tiempo} \end{array} \right\}$$

$$- \left\{ \begin{array}{l} \text{cantidad de z consumida} \\ \text{dentro del sistema} \\ \text{período de tiempo} \end{array} \right\}$$

En donde z puede ser:

- Masa total. Sólo debe haber una ecuaci3n de continuidad para un sistema. Sus unidades son masa por unidad de tiempo.
- Masa por componente. Al igual que el balance de masa, los componentes químicos no se conservan en la misma cantidad al inicio y al final del proceso. Las unidades de esta ecuaci3n son moles del componente j por unidad de tiempo. Para un sistema dado, se tendr3n j-1 balances por componentes.
- Energía. En muchos sistemas de ingeniería, la ecuaci3n general puede reducirse esencialmente a los balances de entalpía.
- Momentum.

Cada uno de los elementos anteriores dan origen a sus respectivos balances.

3.3 MODELADO DE UN CONTROLADOR

El modelado eficiente de un proceso químico no es una labor trivial, por el contrario, es crucial para el diseño de control de un sistema.

A continuación se enfatizan algunos factores que determinarán el alcance del modelado para propósitos de control.

3.3.1 Objetivos de control

Los objetivos de control son transformados en expresiones cuantitativas en términos de razones de flujo, temperaturas, presiones, composiciones, volúmenes, etc., de la forma:

variable x = valor deseado

ó

variable $x > 0$, valor límite

en donde la variable x es la relación de flujo, temperatura, volumen, composición, etc. Esto es, que se tienen que identificar las variables x las cuales definen cuantitativamente los objetivos de control.

El modelo matemático que sea desarrollado, debe describir cómo estas variables cambian con el tiempo.

3.3.2 Disturbios y sus impactos

Los disturbios externos los cuales se espera que aparezcan y afectan la operación de un proceso influirán en el modelo matemático que se necesita desarrollar. Además, los disturbios con un impacto muy pequeño en la operación del proceso pueden ser dis-

criminados, mientras que los disturbios con un impacto significativo en el proceso deben incluirse en el modelo. Esto determinará la complejidad del modelo; esto es, qué balances y qué variables de estado deben incluirse en el modelo.

Las variables que casi no se ven afectadas por los disturbios esperados pueden eliminarse del modelo y por lo tanto, de los balances correspondientes.

3.3.3. Fenòmenos físicos y químicos en un proceso

El buen entendimiento del fenómeno físico-químico que se lleva a cabo en un proceso puede llevar a simplificaciones significativas del modelo para propòsitos de control. Tales simplificaciones se pueden hacer excluyendo de los balances (modelo) aquellos términos que tienen pequeñas contribuciones.

Definidos y analizados los objetivos de control, los disturbios y sus impactos y el fenómeno físico o químico que tendrá lugar en el proceso que será controlado, será más sencillo definir y simplificar:

- El sistema al cual se desarrollará su modelo.
- El desarrollo de los balances de masa, energía y momentum.
- Las ecuaciones adicionales que se necesitarán para completar el modelo matemático.

Lo cual será útil para identificar:

- Las variables de estado, que son las que definen el estado del sistema.
- Las variables de entrada (manipulables y disturbios).
- Las variables de salida (controladas).

Las cuales deberán incluirse en el modelo matemático.

En general, los modelos matemáticos se clasifican en:

- **Determinísticos.** Son aquellos modelos que se describen por ecuaciones.
- **Estocásticos o probabilísticos.** Son sistemas que se describen por funciones estadísticas.

Entre estos tipos de modelos se encuentran las reglas heurísticas.

3.4 DIAGRAMA DE BLOQUES

El modelo del proceso se puede representar por medio de un diagrama de bloques. Esta técnica es muy utilizada cuando se emplea el análisis en el dominio de Laplace, facilitando evidentemente la representación del problema.

Un sistema de control es una arreglo de componentes físicos conectados de tal manera que el arreglo pueda comandar, dirigir o regular a sí mismo o a otro sistema.

El diagrama de bloques de un sistema es una representación gráfica de las funciones realizadas por cada componente y del flujo de las señales.

La mayoría de estos diagramas están compuestos por líneas, bloques, comparadores y sumadores, todos ellos arreglados en un orden lógico para indicar cómo se encuentran interrelacionados los componentes del sistema de control. Las líneas representan señales que pueden ser flujos o corrientes de información, materia o energía. Cada línea representa una sola señal y en una sola dirección.

Un comparador toma la diferencia entre dos señales, mientras que un sumador obtiene una nueva señal a partir de la suma de las dos señales. Tanto el comparador como el sumador, se representan en el diagrama de bloques por círculos. Las dos señales que llegan a éstos se representan por puntas de flechas que llegan al círculo. Si un círculo representa un comparador, una de las dos entradas tienen un signo negativo en una de las flechas que llegan a él.

Cuando no se muestran los signos $+$ o $-$ cerca de algún circuito, se estará hablando de un sumador.

El bloque es un símbolo de operación matemática que éste produce a la salida, sobre la señal que tiene a la entrada. Esto es, que la magnitud de la señal de salida del bloque es la magnitud de la señal de entrada multiplicada por la de la función de transferencia en el bloque.

En general, los rectángulos contienen notaciones que describen las características dinámicas del sistema que representan. 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.

Las ventajas de la representación del diagrama de bloques de un sistema radican en el hecho de que es fácil formar el diagrama de bloques global, es decir, de todo el sistema, colocando simplemente los bloques de sus componentes de acuerdo con el flujo de señales y en que es posible evaluar la contribución de cada componente en el funcionamiento global de todo el 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 utilizan las transformadas de Laplace para esas ecuaciones, suponiendo condiciones iniciales de cero, y se representa individualmente cada ecuación transformada de Laplace en forma de bloques. Finalmente se juntan los elementos en un diagrama de bloques completo.

Algunos ejemplos que contienen elementos básicos de un diagrama de bloques se presentan en la tabla 3.1.

También es posible simplificar un diagrama de bloques muy complejo con muchos circuitos de retroalimentación por modificaciones paso a paso, utilizando reglas de álgebra de diagramas de bloques. En la tabla 3.2 se dan algunas de estas reglas.

Al simplificar un diagrama de bloques se debe tomar en cuenta lo siguiente:

- El producto de las funciones de transferencia en la dirección de alimentación directa debe mantenerse constante.
- El producto de las funciones de transferencia alrededor del circuito debe mantenerse constante.

Estos conceptos son utilizados cuando se tiene la información con respecto al comportamiento dinámico, pero no con respecto a la constitución física del sistema.

Tabla 3.1

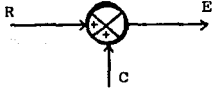
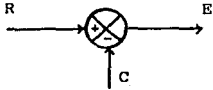
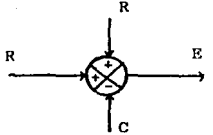
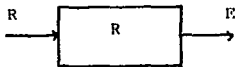
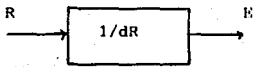
	Ecuación	Diagrama de bloques
1	$R + C = E$	
2	$R - C = E$	
3	$R + R - C = E$	
4	$R + R = E$	
5	$R/R = E$	

Tabla 3.1 (continuación)


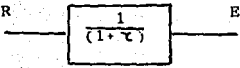
	Ecuación	Diagrama de bloques
6	$dR/dR = E$	
7	$R/(1 + \tau) = E$	

Tabla 3.2

	Diag. de bloques originales	Diag. de bloques equivalentes
1		
2		
3		
4		
5		

Tabla 3.2 (continuación)

	Diag. de bloques originales	Diag. de bloques equivalentes
6		
7		
8		
9		
10		

Tabla 3.2 (continuación)

	Diag. de bloques originales	Diag. de bloques equivalentes
11		
12		
13		

CAPITULO 4

ESTABILIDAD DE LOS CIRCUITOS DE CONTROL

4.1 ESTABILIDAD DEL CIRCUITO DE CONTROL

Un sistema es estable si su salida permanece limitada para una entrada limitada.

Una función de entrada limitada es aquella que algunas veces queda entre un límite superior y uno inferior. Las salidas sin límites existen sólo teóricamente, porque todos los sistemas físicos están limitados o presentan restricciones. Sin embargo la predicción de estabilidad por el modelo lineal es de gran importancia en un sistema de control real, ya que en la operación, se tendrá un control insatisfactorio.

La mayoría de los procesos industriales son estables a circuito abierto, es decir, son estables cuando no forman parte de un circuito de control feedback; esto quiere decir que la mayoría de los procesos son autorregulables, o sea, la salida se mueve de un estado estable a otro debido a los cambios en las señales de entrada.

Para los procesos estables a circuito abierto, la estabilidad es considerable cuando el proceso forma parte de un circuito de control feedback, debido a que las variaciones en las señales se refuerzan unas a otras conforme viajan sobre el circuito, y ocasionan que la salida -y todas las otras señales en el circuito- se vuelvan ilimitadas. Como ya se mencionó, el comportamiento del circuito de control feedback es esencialmente oscilatorio, es decir, de ensayo y error. En algunas circunstancias, las oscilaciones se pueden incrementar en magnitud, de lo cual resulta un proceso inestable, y aún con el controlador adecuado, el sistema se puede volver inestable, debido a que los retardos en el circuito, lo cual ocurre generalmente cuando se incrementa la ganancia del circuito. En consecuencia, la ganancia del controlador a la que el circuito alcanza el umbral de inestabilidad es de gran importancia en el diseño de un circuito de control feedback. Esta ganancia máxima se conoce como ganancia fundamental o última.

4.1.1 Criterio de estabilidad

La respuesta de un circuito de control a una cierta entrada se puede representar mediante

$$c(t) = b_1 e^{r_1 t} + b_2 e^{r_2 t} + \dots + b_n e^{r_n t} + (\text{términos de entrada}) \quad (4.1)$$

donde:

$c(t)$ es la salida del circuito o variable controlada.

r_1, r_2, \dots, r_n son las raíces de la ecuación característica del circuito

Si se supone que los términos de entrada permanecen limitados conforme se incrementa el tiempo, la estabilidad del circuito requiere que también los términos de la respuesta sin forzamiento permanezcan limitados conforme se incrementa el tiempo; esto depende únicamente de las raíces de la ecuación característica, y se puede expresar como sigue:

Para raíces reales: Si $r < 0$, entonces $e^{rt} \rightarrow 0$ conforme $t \rightarrow \infty$

Para raíces complejas: $r = \sigma + i\omega$ $e^{rt} = (\cos \omega t + i \sin \omega t)e^{\sigma t}$

Si $\sigma < 0$, entonces $e^{rt} (\cos \omega t + i \sin \omega t) \rightarrow 0$ conforme $t \rightarrow \infty$

En otras palabras, la parte real de las raíces complejas, así como las raíces reales, deben ser negativas para que los términos correspondientes de la respuesta tiendan a cero. A este resultado no le afectan las raíces repetidas, ya que únicamente se introduce un polinomio de tiempo en la solución que no suprime el efecto del término exponencial de decaimiento. Es de notar que, si cualquier raíz de la ecuación característica es un número real y positivo o un número complejo con parte real positiva, en la respuesta ese término no estará limitado y la respuesta completa será ilimitada aún cuando los demás términos tiendan a cero; esto lleva al siguiente enunciado del criterio de estabi-

lidad par un circuito de control:

Para que el circuito de control con retroalimentación sea estable, todas las raíces de su ecuación característica deben ser números reales negativos o números complejos con partes reales negativas.

Si ahora se define el plano complejo s como una gráfica de dos dimensiones, con el eje horizontal para la parte real de las raíces y el vertical para la parte imaginaria, se puede hacer el siguiente enunciado gráfico del criterio de estabilidad (ver figura 4.1):

Para que el circuito de control con retroalimentación sea estable, todas las raíces de su ecuación característica deben caer en la mitad izquierda del plano s , que también se conoce como "plano izquierdo".

Cabe hacer notar que ambos enunciados del criterio de estabilidad en el dominio de Laplace se aplican en general a cualquier sistema físico, y no solamente a circuitos de control con retroalimentación. En cada caso la ecuación característica se obtiene por igualación a cero del denominador de la forma lineal de la función de transferencia del sistema.

4.1.2 Criterio de estabilidad de Routh-Hurwitz

La prueba de Routh es un método algebraico para determinar cuantas raíces de la ecuación característica existen en la parte derecha del eje imaginario. Este procedimiento permite conocer rápidamente la estabilidad del sistema de circuito cerrado sin necesidad de conocer los valores de las raíces.

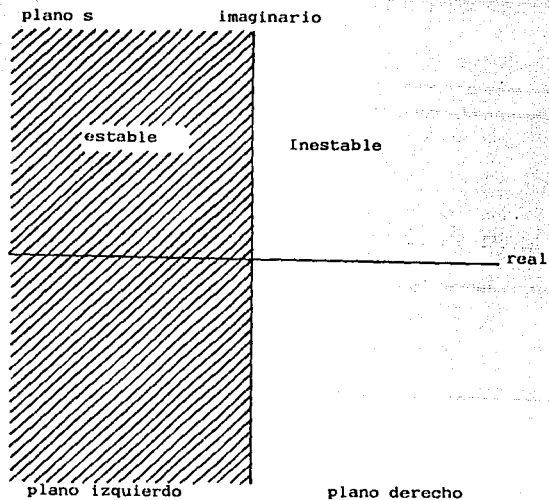


Fig. 4.1 Plano s en el que se ilustran las regiones de estabilidad e inestabilidad, según la ubicación de las raíces de la ecuación característica.

La prueba es limitada a sistemas que tienen ecuaciones características de tipo polinomial; lo que significa que no se puede utilizar para determinar la estabilidad de un sistema de control con tiempo muerto ya que este criterio indicará si el sistema es estable o inestable, pero no cómo lo es.

Para aplicar el método, es necesario escribir la ecuación característica en la forma de un polinomio:

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

en la que a es positiva (si a es negativa, multiplicar ambos lados de la ecuación por (-1)). En esta forma, es necesario que todos los coeficientes del polinomio, sean positivos, si todas las raíces están en la parte izquierda del plano.

Si algún coeficiente es negativo, el sistema es definido inestable y el análisis de Routh no es necesario para resolver la situación de estabilidad pero la prueba indicará el número de raíces en el lado derecho del plano.

Si todos los coeficientes son positivos, el sistema puede ser estable o inestable. Entonces será necesario aplicar el siguiente procedimiento para determinar la estabilidad. Primeramente se tienen que arreglar los coeficientes del polinomio en los primeros dos renglones como se muestra a continuación, ($n = 7$ en este caso):

renglón

1	a_0	a_2	a_4	a_6
2	a_1	a_3	a_5	a_7
3	b_1	b_2	b_3	
4	c_1	c_2	c_3	
5	d_1	d_2		
6	e_1	e_2		
7	f_1			
$n+1$	g_1			

Para otro valor de n , el arreglo se hace de la misma forma. En general se tiene $(n+1)$ renglones.

Los elementos de los renglones restantes se obtienen con las siguientes fórmulas:

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

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

.

Obtenido el arreglo de Routh, se aplican los siguientes teoremas para determinar la estabilidad.

- La condición suficiente y necesaria para que todas las raíces de la ecuación característica tengan partes reales negativas (sistema estable) es que todos los elementos de la primera columna del arreglo (a_0 , a_1 , b_1 , c_1 , etc.) sean positivos.
- Si alguno de los elementos en la primera columna es negativo, el número de raíces con la parte real positiva (en la parte derecha del plano) es igual al número de cambios de signo en la primer columna por lo que ese sistema es inestable.

4.1.3 Método de sustitución directa

El método de sustitución directa se basa en el hecho de que las raíces de la ecuación característica varían continuamente con los parámetros del circuito; el punto en que el circuito se vuelve inestable, al menos una, y generalmente dos de las raíces se encuentran en el eje imaginario del plano complejo, es decir,

deben existir raíces puramente imaginarias. Otra manera de ver esto es que, para que las raíces se muevan del plano izquierdo al derecho, debe cruzar el eje imaginario; en este punto se dice que el circuito es "marginamente estable" y el término correspondiente de la salida del circuito en el dominio de Laplace es:

$$C(s) = \frac{b_1 s + b_2}{s^2 + \omega_0^2} + (\text{otros términos}) \quad (4.2)$$

al realizar la inversión de la transformada, se ve que es una onda sinusoidal en el dominio del tiempo:

$$c(t) = b_1' \sin(\omega T_w + \theta) + (\text{otros términos}) \quad (4.3)$$

donde:

- ω_0 = frecuencia de la onda sinusoidal
- θ = ángulo de fase de la onda sinusoidal
- b_1' = amplitud de la onda sinusoidal (constante)

Esto significa que, en el punto de estabilidad marginal, la ecuación característica debe tener un par de raíces puramente imaginarias

$$r_{1,2} = \pm i\omega$$

La frecuencia ω_0 con que oscila el circuito en la frecuencia última. Justo antes de alcanzar el punto de inestabilidad marginal, el sistema oscila con una amplitud que tiende a decaer, mientras que después de ese punto la amplitud de la oscilación permanece constante en el tiempo. Esto se ilustra en la figura 4.2 en donde la relación entre el período último, T_u , y la frecuencia última, ω_0 (rad/tiempo), se expresa mediante

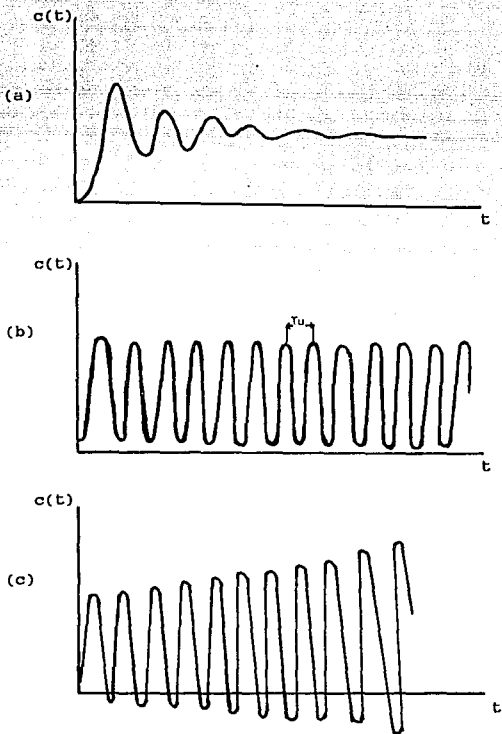


Fig. 4.2 Respuesta a un sistema a)estable, b)marginalmente estable y c)inestable

$$w = \frac{2\eta}{T_u} \quad (4.4)$$

El método de la sustitución directa consiste en substituir $s = iw$ en la ecuación característica, de donde resulta una ecuación compleja que se puede convertir en dos ecuaciones simultáneas:

$$\begin{aligned} \text{Parte real} &= 0 \\ \text{Parte imaginaria} &= 0 \end{aligned}$$

A partir de esto se pueden resolver dos incógnitas: una es la frecuencia última w_0 , la otra es cualquier parámetro del circuito, generalmente la ganancia última.

4.2 AJUSTE DE CONTROLADORES

El ajuste es el procedimiento mediante el cual se adecúan los parámetros del controlador feedback para obtener una respuesta específica de circuito cerrado. En el ajuste de un circuito de control feedback la dificultad del problema se incrementa con el número de parámetros que se deben ajustar. En el ajuste de un controlador proporcional simple o de uno integral sólo se necesita ajustar un parámetro hasta que se obtiene la respuesta que se desea. El siguiente grado de dificultad es ajustar el controlador de dos modos o proporcional integral (PI), puesto que se deben ajustar dos parámetros: la ganancia y el tiempo de reajuste, el procedimiento de ajuste es significativamente más complicado que cuando sólo se necesita ajustar un parámetro. Finalmente, el ajuste de los controladores de tres modos o proporcional integral derivativo (PID) representa el siguiente grado de dificultad, debido a que se requieren ajustar tres parámetros: la ganancia, el tiempo de reajuste y el tiempo derivativo. En algunos circuitos de proceso se tienen respuestas relativamente rápidas, sin embargo en la mayoría de los procesos, se debe esperar varios minutos, o aun horas, para apreciar la respuesta que resulta del ajuste, lo cual hace que el ajuste de controladores feedback sea una tarea tediosa que lleva tiempo; a pesar de ello, éste es el método que más comúnmente utilizan los ingenieros de control e instrumentación en la industria. Para ajustar los controladores a varios criterios de respuesta se han introducido diversos procedimientos y fórmulas de ajuste. A continuación se exponen algunos procedimientos propuestos para ajustar los controladores industriales.

4.2.1 Método de circuito cerrado

Este método lo propusieron Ziegler y Nichols en 1942, consta de dos pasos:

1o. Determinación de las características dinámicas del circuito de control.

2o. Estimación de los parámetros de ajuste del controlador con los que se produce la respuesta deseada para las características dinámicas que se determinaron en el primer paso.

En este método, los parámetros mediante los cuales se representan las características dinámicas del proceso son: la ganancia última de un controlador proporcional, y el período último de oscilación. Estos se deben determinar frecuentemente de manera experimental, a partir del sistema real, mediante el siguiente procedimiento:

- Desconectar las acciones integral y derivativa del controlador, dejando solamente el modo proporcional. Esto es:

$$T_d = 0 \quad \text{y} \quad T_r = \infty$$

- Colocar el controlador en automático.
- Con la ganancia en algún valor arbitrario, introducir una perturbación en el proceso y observar la respuesta. Un método fácil para introducir disturbios es mover el punto de ajuste por algunos segundos, y después regresar éste a su valor inicial.
- Si la curva generada por la respuesta obtenida queda fuera (como la curva inestable de la figura 4.3), se debe incrementar la banda proporcional (o se reduce la ganancia proporcional).
- Si, por el contrario, la curva generada por la respuesta queda dentro (como la curva estable de la figura 4.3) la ganancia proporcional se incrementa (o se reduce la banda proporcional).
- Cuando es obtenida la respuesta similar a la curva cíclica continua de la figura 4.3, los valores de la variable contro-

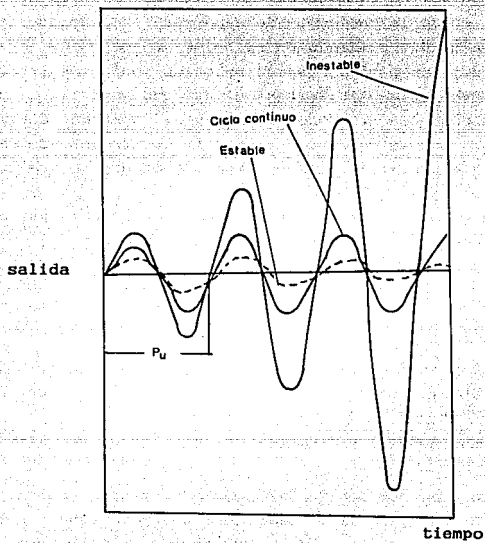


Fig. 4.3 Tipos de respuestas.

lada y el período de oscilación de las respuestas deberán ser registrados.

Para utilizar la ganancia fundamental y el período fundamental en la obtención del arreglo del controlador, Ziegler y Nichols correlacionaron, en el caso de los controladores proporcionales, la relación de decaimiento obtenido contra la ganancia del controlador expresado como una fracción de la ganancia fundamental. Después de realizar lo anterior a una variedad de procesos, concluyeron que la mitad de la ganancia fundamental proporciona una relación de amortiguamiento de 1:4. Esto es:

$$K_c = 0.5 S_u \quad (4.5)$$

Mediante procedimientos análogos, las siguientes ecuaciones dan arreglos aceptables para controladores más complejos:

Proporcional integral

$$K_c = 0.45 S_u \quad (4.6)$$

$$T_r = P_u/1.2 \quad (4.7)$$

Proporcional derivativo

$$K_c = 0.6 S_u \quad (4.8)$$

$$T_d = P_u/8 \quad (4.9)$$

Proporcional integral derivativo

$$K_c = 0.6 S_u \quad (4.10)$$

$$T_r = 0.5 P_u \quad (4.11)$$

$$T_d = P_u/8 \quad (4.12)$$

En donde:

- Kc - ganancia del controlador
- Su - ganancia fundamental (última)
- Pu - período fundamental (último)
- Td - tiempo derivativo
- Tr - tiempo integral

4.2.2 Prueba de escalón

El procedimiento de la prueba de escalón se lleva a cabo como sigue:

1o. Con el controlador en un circuito abierto, se aplica al proceso un cambio escalón en la señal de salida del controlador m . La magnitud del cambio debe ser lo suficientemente grande como para que se pueda medir el cambio consecuente en la señal de salida del transmisor, pero no tanto como para que las no linealidades del proceso ocasionen la distorsión de la respuesta.

2o. La respuesta de la señal de salida del transmisor c se registra con un graficador de papel continuo o algún dispositivo equivalente; se debe tener la seguridad de que la resolución es la adecuada, tanto en la escala de amplitud como en la de tiempo. La graficación de $c(t)$ contra el tiempo debe cubrir el período completo de la prueba, desde la introducción de la prueba escalón hasta que el sistema alcanza un nuevo estado estacionario. La prueba generalmente dura entre unos cuantos minutos y varias horas, según la velocidad de respuesta del proceso.

Es imperativo que no entren perturbaciones al sistema mientras se realiza la prueba de escalón. En la figura 4.4 se muestra una gráfica típica de la prueba, la cual se conoce también como curva de reacción del proceso, la respuesta en forma de S es característica de los procesos de segundo orden o superior, con o sin tiempo muerto. El siguiente paso es hacer coincidir la curva de reacción del proceso con el modelo de un proceso simple para determinar los parámetros del modelo.

4.2.3 Ajuste por muestreo de datos

La tendencia actual de la industria es hacia la implantación de funciones de control mediante la utilización de controladores distribuidos y computadoras. La característica común de estos equipos es que los cálculos de control se realizan a intervalos regulares de tiempo T , el tiempo de muestreo; esto contrasta con los instrumentos analógicos (electrónicos y neumáticos) donde las funciones se realizan continuamente en el tiempo.

El modo discreto es la característica de operación de las computadoras y, por tanto, se requiere que a cada instante de muestreo muestre la señal del transmisor, se calcule el valor de la variable manipulada y se actualice la señal de salida del controlador; entonces, las señales de salida se mantienen constantes durante un intervalo completo de muestreo, hasta la siguiente actualización, lo cual se ilustra en la figura 4.5. Como se podría esperar, esta operación de muestreo y mantenimiento tiene efecto sobre el desempeño del controlador y, en consecuencia, sobre sus parámetros de ajuste.

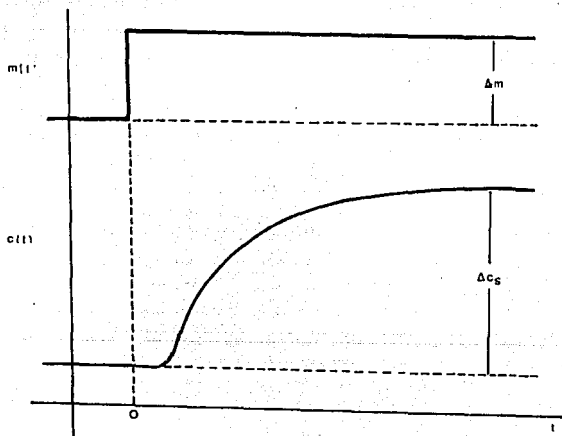
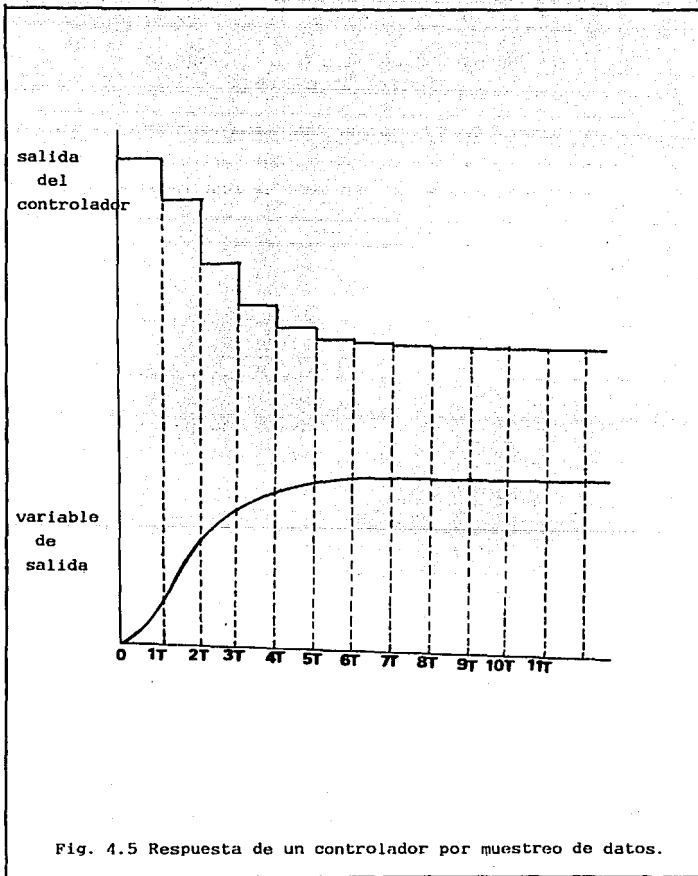


Fig. 4.4 Respuesta escalón del circuito abierto.



4.3 TECNICAS ADICIONALES PARA EL ANALISIS DE SISTEMAS DE CONTROL

En este punto se tratarán dos técnicas adicionales para el análisis de sistemas de control: el método de root locus y la técnica de respuesta en frecuencia.

4.3.1 Análisis de root-locus

Este es un método gráfico muy útil para encontrar los valores de la ecuación característica, con la cual se podrá obtener la respuesta transiente del sistema para alguna función arbitraria.

Considerar la figura 4.6 y la ecuación de este sistema:

$$C = \frac{G_1 G_2}{1 + G_1 G_2 H} R + \frac{G_2}{1 + G_1 G_2 H} U \quad (4.13)$$

Si $G = G_1 G_2 H$ se obtiene la siguiente ecuación:

$$C = \frac{G_1 G_2}{1 + G} R + \frac{G_2}{1 + G} U \quad (4.14)$$

G es la función de transferencia del circuito abierto porque relaciona la variable medida B con el punto de ajuste R cuando el circuito de retroalimentación de la figura 4.6 es desconectado del comparador.

De acuerdo a la figura 4.6 y la ecuación 4.14, el factor en el denominador, $1 + G = 0$ es la ecuación característica del sistema de circuito cerrado. Las raíces de esta ecuación característica, determinan la forma o tipo de la respuesta c para alguna fun-

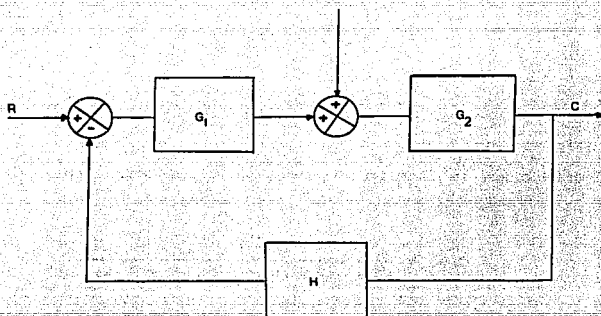


Fig. 4.6 Sistema básico de control de un circuito sencillo.

ción particular $R(t)$ o $U(t)$. Así, con el método de root-locus se encontrarán las raíces de $1 + G = 0$ cuando uno de los parámetros de G varían continuamente, este parámetro en la ganancia o sensibilidad K_c del controlador.

De la figura 4.6

$$G_1 = K_c$$

$$G_2 = \frac{1}{(\tau s + 1)(\tau s + 1)}$$

$$H = \frac{1}{\tau s + 1}$$

Para este caso, la función de transferencia de circuito abierto es:

$$G(s) = \frac{K_c}{(\tau s + 1)(\tau s + 1)(\tau s + 1)}$$

La cual puede escribirse de la siguiente forma:

$$G(s) = \frac{K}{(s - p_1)(s - p_2)(s - p_3)} \quad (4.15)$$

en donde:

$$K = K_c / \tau \tau \tau$$

$$p_1 = -1/\tau$$

$$p_2 = -1/\tau$$

$$p_3 = -1/\tau$$

Los términos p_1 , p_2 y p_3 son los polos de la función de transferencia de circuito abierto. Un polo de $G(s)$ es algún valor de s para el cual $G(s)$ tiende a infinito.

Por ejemplo, de la ecuación 4.15, si $s = p_1$, el denominador de

la ecuación es cero por lo que $G(s)$ tiende a infinito. De ahí que $p = -1/\tau_1$ es un polo de $G(s)$.

La ecuación característica del sistema de circuito cerrada es:

$$1 + \frac{K}{(s - p_1)(s - p_2)(s - p_3)} = 0$$

que puede ser escrita de la siguiente forma:

$$(s - p_1)(s - p_2)(s - p_3) + K = 0 \quad (4.16)$$

Si los valores numéricos de cada uno de los polos son 1, 2 y 3 respectivamente, se obtiene la siguiente expresión:

$$(s + 1)(s + 2)(s + 3) + K = 0 \quad (4.17)$$

en donde:

$$K = 6Kc \quad (4.18)$$

Desarrollando el producto de esta ecuación se tiene:

$$s^3 + 6s^2 + 11s + (K + 6) = 0 \quad (4.19)$$

que es una ecuación de tercer orden. Ahora se le darán diferentes valores de Kc y serán sustituidos en la ecuación 4.18. Con el valor obtenido de K , se encuentran las raíces de la ecuación 4.17 y se genera la tabla 4.1.

Por conveniencia, se grafican las raíces en el plano complejo cuando K cambia continuamente. El plano es llamado diagrama de root-locus y se muestra en la figura 4.7.

TABLE 4.1

Kc	K	P ₁	P ₂	P ₃
0	1	3	1	2
1	6	4	1 - 1.4142i	1 + 1.4142i
5	30	5.21	0.3927 - 2.5981i	0.3927 + 2.5981i
10	60	6	6.94E-9 - 3.3161i	6.94E-9 + 3.3161i
20	120	7	-0.5 - 4.2131i	-0.5 + 4.2131i
50	300	8.74	-1.37 - 5.751i	-1.37 + 5.751i
100	600	10.47	-2.23 - 7.271i	-2.23 + 7.271i

TABLE 4.1

Kc	K	P ₁	P ₂	P ₃
0	1	3	1	2
1	6	4	1 - 1.4142i	1 + 1.4142i
5	30	5.21	0.3927 - 2.5981i	0.3927 + 2.5981i
10	60	6	6.94E-9 - 3.3161i	6.94E-9 + 3.3161i
20	120	7	-0.5 - 4.2131i	-0.5 + 4.2131i
50	300	8.74	-1.37 - 5.751i	-1.37 + 5.751i
100	600	10.47	-2.23 - 7.271i	-2.23 + 7.271i

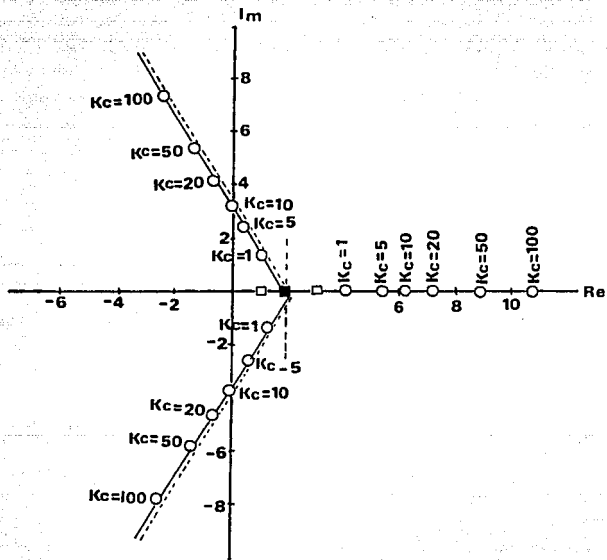


Fig. 4.7 Diagrama de Root Locus de la ec. 4.19

4.3.2 Técnicas de respuesta en frecuencia

La respuesta en frecuencia es la respuesta en estado de régimen permanente de un sistema ante una entrada sinusoidal. En las técnicas de respuesta en frecuencia, las técnicas más convencionales disponibles para los ingenieros de control para efectuar el análisis y diseño de sistemas de control, se varía la frecuencia de la señal de entrada en un cierto rango y se estudia la respuesta de frecuencia resultante.

4.3.2.1 Criterio de estabilidad de Bode

El criterio de estabilidad de Bode se puede enunciar como sigue:

Para que un sistema de control sea estable, la razón de amplitud debe ser menor a la unidad cuando el ángulo de fase es -180° ($-\pi$ radianes).

Si $M = 1$, con $\theta = -180^\circ$, el sistema es estable. Sin embargo, si $M > 1$ con $\theta = -180^\circ$, el sistema es inestable.

La ganancia del controlador con la que se cumple la condición de que $M = 1$ y $\theta = -180^\circ$ es la ganancia última, S_u . La frecuencia a la que se presenta esta condición es la frecuencia última, ω_u . El período último se puede calcular a partir de dicha frecuencia.

4.3.2.2 Criterio de estabilidad de Nyquist

Este criterio permite estudiar tanto la estabilidad absoluta como la relativa de sistemas lineales de circuito cerrado con el conocimiento de las características de respuesta en frecuencia

de circuito abierto. Usando este criterio de estabilidad no hace falta determinar las raíces de la ecuación característica. El criterio de Nyquist se puede enunciar como sigue:

Un sistema de control de circuito cerrado es estable si al mapear la región R (la cual consiste en toda la mitad derecha del plano s , incluyendo al eje imaginario) en el plano $G(s)$, el plano de la función de transferencia de circuito abierto da por resultado la región R' , en la cual no se incluye el punto $(-1,0)$.

4.3.3 Prueba de pulso

Una de las aplicaciones más prácticas e interesantes de la respuesta en frecuencia es la utilización de la prueba de pulso para determinar la función de transferencia del proceso, instrumentos y otros dispositivos de control.

Una entrada de pulso se muestra en la figura 4.8. Se notará que la duración de la respuesta, T_r , es mayor que la del pulso T . Los tres parámetros que se seleccionan para realizar la prueba de pulso son la forma del pulso, su amplitud y su duración.

A pesar de que el pulso rectangular de la figura 4.8 es el más fácil de generar y analizar, se utilizan otras formas de pulso, como las que aparecen en la figura 4.9; lógicamente el pulso más común es el rectangular, le sigue el pulso rectangular doble de la figura 4.9b. El único requisito para la forma del pulso es que debe regresar al valor inicial de estado estacionario.

Como en el caso de la prueba escalón y la sinusoidal, la amplitud del pulso, X_0 , debe ser lo suficientemente grande como para que las mediciones de la respuesta sean exactas, pero no tan grande que la respuesta quede fuera del rango dentro del cual

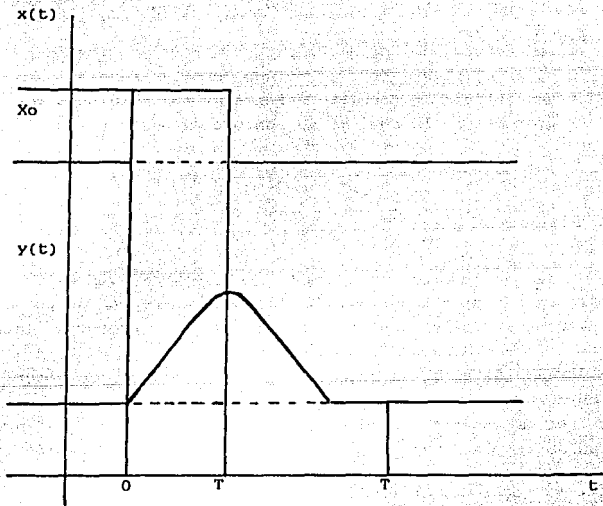
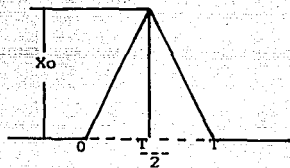
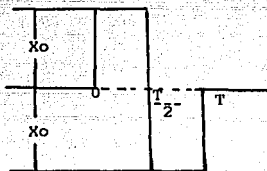


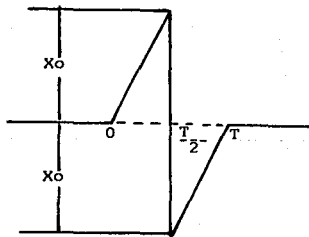
Fig. 4.8 Entrada de pulso rectangular y respuesta a la salida.



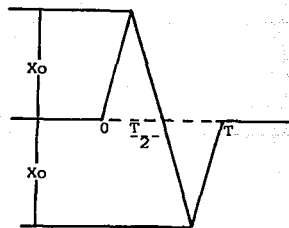
(a)



(b)



(c)



(d)

Fig. 4.9 Formas comunes de pulsos para la prueba dinámica del proceso. a) Pulso triangular. b) Doble pulso rectangular. c) Rampa. d) Doble pulso triangular.

la función de transferencia lineal es una aproximación válida de la respuesta del proceso. Para satisfacer este requisito generalmente se necesita un dispositivo de registro muy sensible para registrar la respuesta.

La duración T_D del pulso depende completamente de las constantes de tiempo del proceso que se prueba, y no debe ser tan corta como para que no haya tiempo de que el proceso reaccione o tan larga que haya tiempo para que la respuesta alcance el estado estacionario antes de que se complete el pulso. Un pulso tan largo no sólo representa una pérdida de tiempo de prueba, sino que también da por resultado una reducción en la frecuencia más alta para la cual son útiles los resultados de la prueba.

CAPITULO 5

MODELO MATEMATICO DEL SISTEMA

5.1 SELECCION DEL PROCESO

El proceso seleccionado para aplicar los conceptos anteriores es una columna de destilación binaria.

Se eligió este proceso porque las columnas de destilación constituyen una parte importante dentro de las plantas químicas. Además, específicamente se escogió una composición binaria porque, aún cuando actualmente la mayoría de las columnas manejan alimentaciones multicomponentes, muchas de ellas pueden aproximarse mediante mezclas binarias o pseudobinarias (como en la asignación de especies claves).

Otro punto que se tomó en cuenta es que generalmente las columnas simples son las únicas estudiadas experimentalmente en laboratorios de universidades y los datos se pueden encontrar fácilmente en la mayoría de la literatura, aquellas que tratan sobre columnas no ideales y multicomponentes obtienen su sistema de control a partir de procesos de simulación y optimización. Antes de tratar el objetivo de control, se debe mencionar que el propósito o función principal de una columna de destilación es el de separar la alimentación F en dos productos con distintas composiciones a la de su alimentación. La composición deseada de estos productos pueden fijarse de acuerdo a las necesidades del proceso o pueden ser el resultado de algún proceso de optimización. Cualquiera que sea el caso, el objetivo del sistema de control es el de mantener estas composiciones a los niveles deseados.

Al efectuar el análisis sobre la columna que aparece en la figura 5.1 se puede observar que existe un gran número de posibles lugares en donde se puede medir y controlar. Sin embargo, el costo relacionado con esto hace que sea prohibitivo efectuar mediciones en cada uno de estos lugares. Se han desarrollado varios esquemas de control que resultan ser muy económicos. Algunos de estos esquemas se muestran en las figuras 5.2 a la 5.6.

La columna de la figura 5.1 tiene cinco variables controladas y

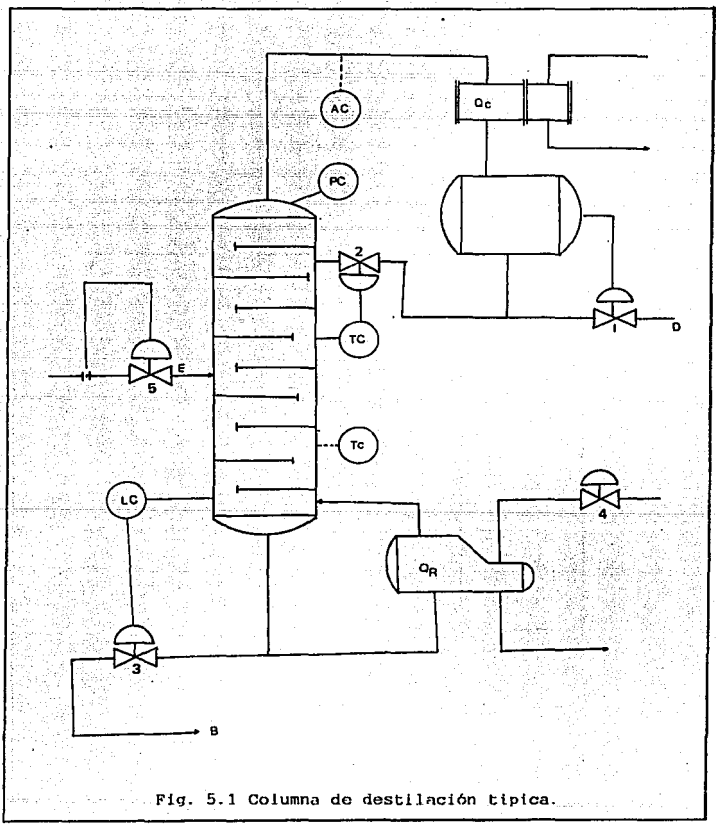


Fig. 5.1 Columna de destilación típica.

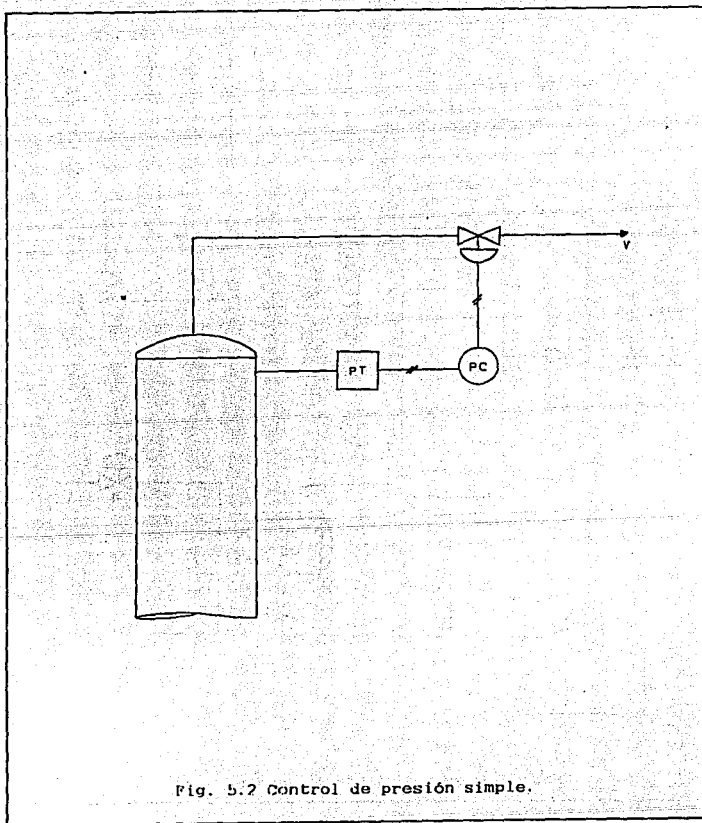


Fig. 5.2 Control de presión simple.

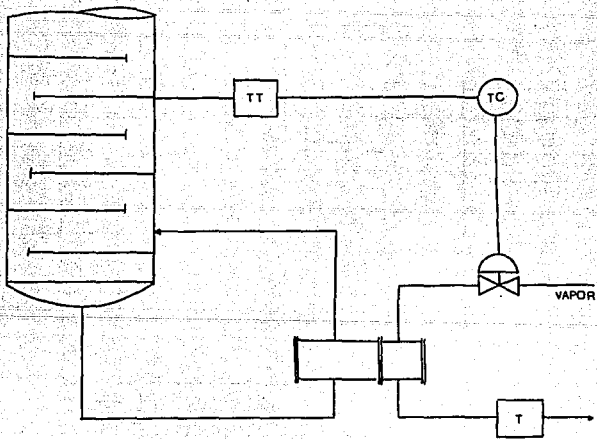
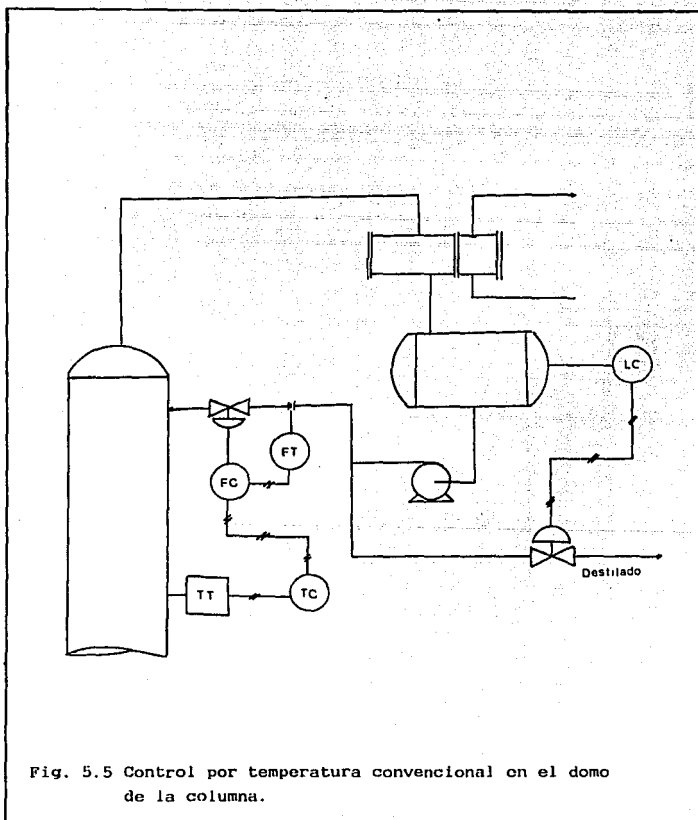


Fig. 5.4 Control de temperatura convencional en la base de la columna.



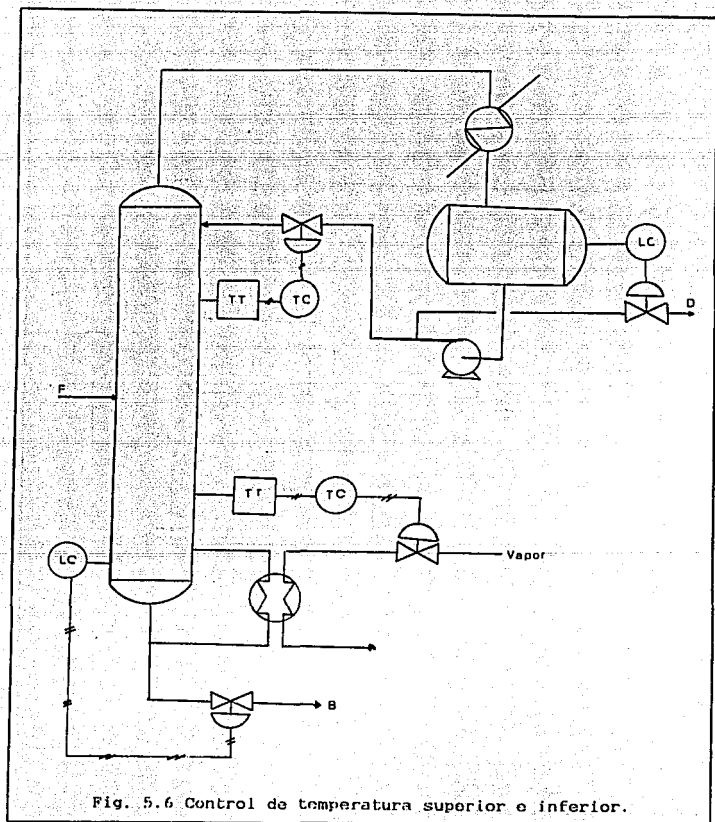


Fig. 5.6 Control de temperatura superior o inferior.

cinco variables manipuladas (ver tabla 5.1). Tres de estas variables deben ser controladas cuidadosamente para mantener la operación de destilación a régimen estable. Esto, como se verá posteriormente deja dos grados de libertad para controlar la composición del domo y del fondo, x_D y x_B respectivamente.

En una columna controlada manualmente, los flujos que el operador fija como variables manipulables son el reflujo y el flujo de vapor. Si se desea controlar la columna a través de un control feedback o feedforward, la posible elección sería:

variable controlada: D, x_D

variable manipulada: R

disturbio: F, x_F

Los esquemas se muestran en las figuras 5.7 y 5.8.

TABLA 5.1

Variables controladas:

Composición: Destilado, x_D
Fondo, x_B

Nivel de líquido: Base de la columna, M_B
Acumulador, M_D
Presión de la columna, P

Variables manipuladas:

Flujo del destilado, D
Flujo del reflujo, R
Flujo del fondo, B
Flujo de vapor, V
Flujo de alimentación, F

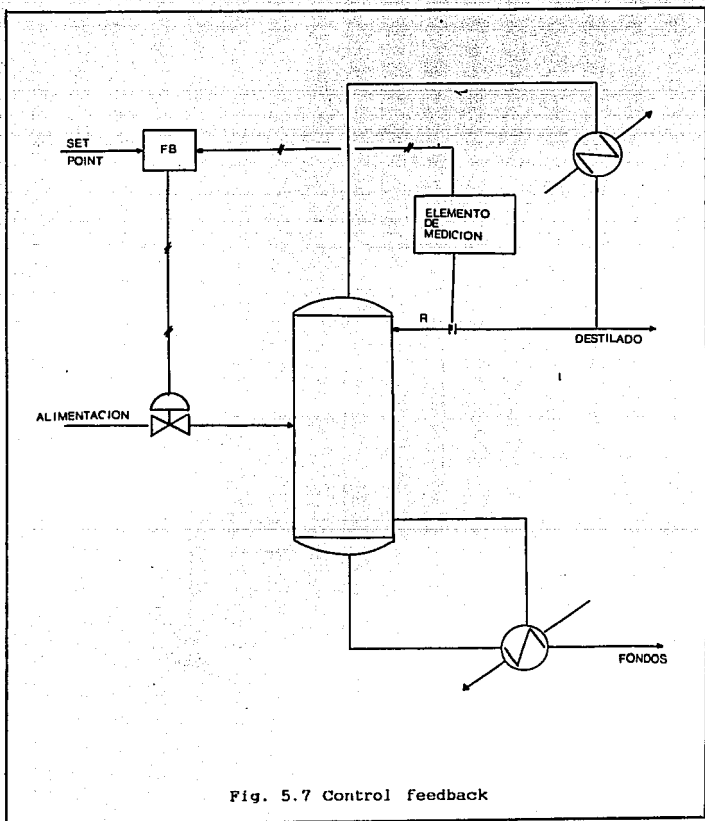


Fig. 5.7 Control feedback

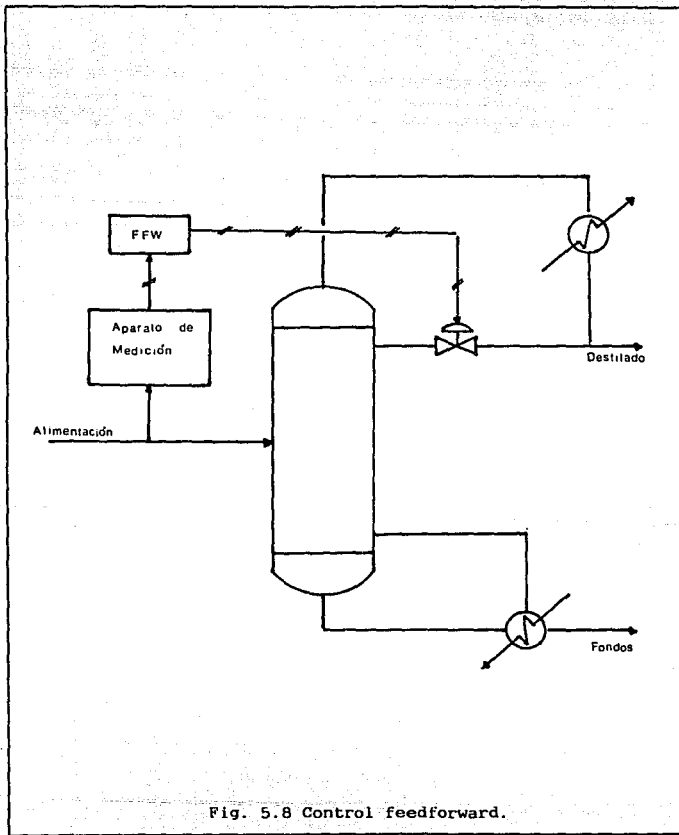


Fig. 5.8 Control feedforward.

5.2 MODELO MATEMATICO DE LA COLUMNA

Los modelos matemáticos de las columnas de destilación se encuentran entre los sistemas de control más complejos que has para una sola unidad de operación. La complejidad del modelo estriba en la gran cantidad de ecuaciones diferenciales no lineales que se deben resolver para estudiar la respuesta dinámica de la temperatura, de la composición en cada plato de la columna y la composición de los productos.

Para el desarrollo del modelo matemático se considerará una mezcla binaria cuyos componentes son A y B. La mezcla es alimentada a la columna con un líquido saturado en el plato N_F , con un flujo F y cuya fracción para el componente A es x_F . El flujo de vapor del domo es enfriado y condensado completamente mediante agua de enfriamiento. El líquido de reflujo se bombea desde el acumulador hacia el plato N_T de la columna, con un flujo R . El líquido acumulado en el tanque de reflujo, M_D , proporciona tanto el flujo de destilado, D , como el del reflujo. Es obvio que ambas corrientes tienen la misma composición, x . En la base de la columna el producto de fondos es removido con una composición x_B mediante la corriente B. La acumulación de líquido en la base de la columna es M_B . La figura 5.9 muestra la columna de destilación propuesta. Esta columna tiene N platos numerados del fondo al domo de la columna. Cada plato tiene una acumulación de líquido, M_L , mientras que se considerará que la acumulación de vapor es tan pequeña que se puede despreciar.

En la figura 5.10 se muestran los flujos de líquido y vapor de cada etapa de la columna.

Para simplificar el sistema, se hacen las siguientes consideraciones:

- La acumulación de vapor en cada plato es despreciable, por lo tanto, $V_1 = V_2 = V_3 = \dots = V_n$
- El calor molar de vaporización del componente A y B son aproximadamente iguales.

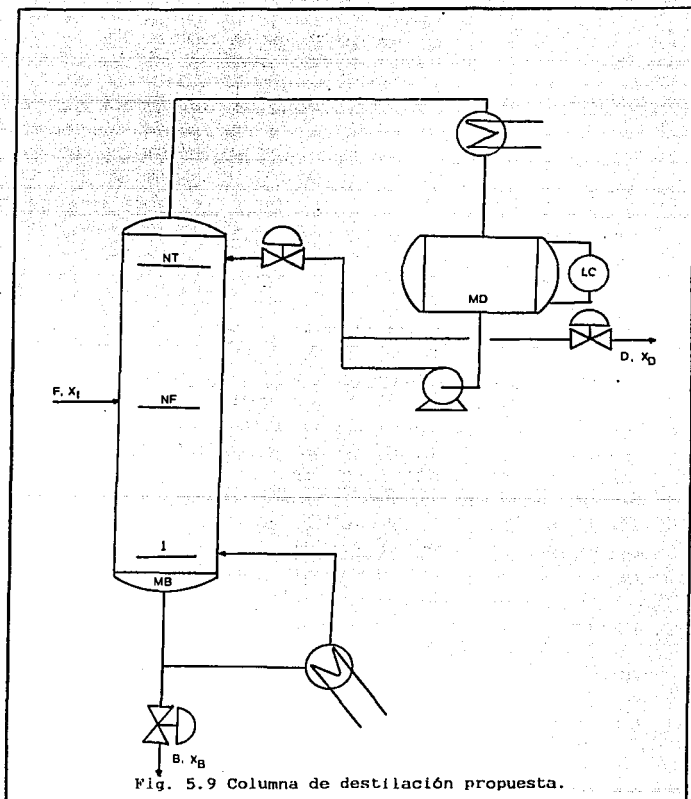


Fig. 5.9 Columna de destilación propuesta.

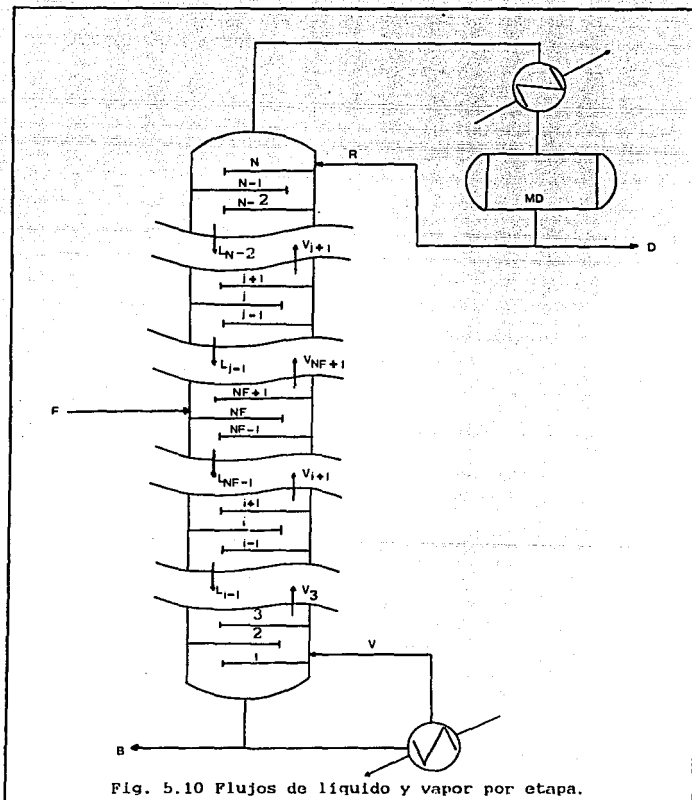


Fig. 5.10 Flujos de líquido y vapor por etapa.

- Las pérdidas de calor de la columna son despreciables
- La volatilidad relativa α de los dos componentes permanecen constantes en la columna

$$y_i = \frac{\alpha x_i}{1 + (\alpha - 1)x_i}$$

- Cada plato tiene una eficiencia del 100%. Esto es, el vapor que deja cada plato está en equilibrio con el líquido sobre el plato.
- El condensador y el reboiler son independientes de la dinámica
- El flujo molar del líquido que deja al plato está relacionado con la acumulación del mismo a través de la fórmula:

$$L_i = f(ML_i) \quad i = 1, 2, \dots, NF, \dots, N$$

$$L_i = L_i + \frac{M_i}{\beta} - M_i$$

L_i y ML_i están relacionados por β , que es la constante hidráulica.

Para la obtención de las ecuaciones fundamentales se utilizó el modelo de Sorel, que es un método analítico muy práctico para procesos de separación y los cálculos se realizan plato a plato. Este método es aplicable a mezclas multicomponentes.

$$\frac{d(MB)}{dt} = L_1 - V - B$$

$$\frac{d(MB \cdot x_B)}{dt} = L_1 x_1 - V y_B - B x_B$$

Plato 1:

$$\frac{d(M_1)}{dt} = L_2 - L_1 + V_1 - V_1 = L_2 - L_1$$

$$\frac{d(M_1 \cdot x_1)}{dt} = L_2 x_2 - L_1 x_1 + V_1 y_2 - V_1 y_1$$

Plato 2 a NF-1:

$$\frac{d(M_j)}{dt} = L_{j+1} - L_j + V_{j-1} - V_j = L_{j+1} - L_j$$

$$\frac{d(M_j \cdot x_j)}{dt} = L_{j+1} x_{j+1} - L_j x_j + V_{j-1} y_{j-1} - V_j y_j$$

Plato de alimentación:

$$\frac{d(M_F)}{dt} = F + L_{NF+1} - L_{NF}$$

$$\frac{d(M_F \cdot x_F)}{dt} = F x + L_{NF+1} x_{NF+1} + V_{NF-1} y_{NF-1} - L_{NF} x_{NF} - V_{NF} y_{NF}$$

Plato NF+1 a NT-1:

$$\frac{d(M_{i+1})}{dt} = L_{i+1} - L_i$$

$$\frac{d(M_{i+1} \cdot x_{i+1})}{dt} = L_{i+1} x_{i+1} + V_{i-1} y_{i-1} - L_i x_i - V_i y_i$$

Plato NT:

$$\frac{d(M_{NT})}{dt} = R + V_{NT-1} - L_{NT} - V_{NT} = R - L_{NT}$$

$$\frac{d(M_D \cdot x_D)}{dt} = V_{NT} y_{NT} - (R + D) x_D$$

Las variables estables del modelo son:

líquidos acumulados: $M_1, M_2, M_3, \dots, M_{NT}, M_D$ y M_B

concentraciones del líquido: $x_1, x_2, x_3, \dots, x_{NT}, x_D$ y x_B

Para completar el modelado de la columna se requiere de las siguientes relaciones:

- Ecuaciones de equilibrio

$$y_i = \frac{\alpha x_i}{1 + (\alpha - 1)x_i} \quad i = 1, 2, \dots, N_f \dots N_B$$

- Hidráulica

$$i = 1, 2, \dots, N_f \dots N$$

$$L_i = f(M_i)$$

La solución de las ecuaciones anteriores puede ser tediosa y llena de suposiciones. Para la columna de destilación binaria se debe resolver un sistema de

2N+4 ecuaciones diferenciales no lineales y

2N+1 ecuaciones algebraicas

Si la columna tiene 20 platos, un reboiler, y un condensador total; el modelo matemático está conformado por:

2N+4 = 2(20)+4 = 44 ecuaciones diferenciales

y

2N+1 = 2(20)+1 = 41 ecuaciones algebraicas

De aquí se observa que para mezclas multicomponentes el número de estas ecuaciones se incrementaría considerablemente.

5.3 ANALISIS DE GRADOS DE LIBERTAD

Los grados de libertad de un proceso es el número mínimo de variables independientes que deben especificarse a fin de definir completamente las restantes del sistema.

Composición del líquido	x	N + 2
Composición del vapor	y	N + 1
Acumulación en cada plato	M	N
Acumulación en el reboiler	M	1
Acumulación en el tanque	M	1
Flujo de líquido	L	N
F, Z, D, B, R, V		6

$$\text{Número de Variables} = 4N + 11$$

Relaciones de equilibrio		N + 1
Relaciones hidráulicas		N
Balances en NF		2
Balances en NT		2
Balances en el reboiler		2
Balances en el plato i, i+1		2(N - 3)
Balance en el tanque		2
Balance en el plato 1		2

$$\text{Número de Ecuaciones} = 4N + 5$$

Grados de Libertad = Número de Variables - Número de Ecuaciones

$$GL = NV - NE = (4N + 11) - (4N + 5) = 6$$

Esto nos indica que se deberán especificar el valor de 6 variables para poder resolver el modelo para la columna de destilación binaria.

Dos variables que comúnmente se especifican son el flujo de alimentación F_1 , y la composición de la misma, z . Con esto, GL se reduce a 4.

5.4 CONDICIONES INICIALES

Para simular la columna se necesitan las condiciones iniciales de todas las variables de estado. Las variables de estado son aquellas que aparecen en las derivadas de las ecuaciones diferenciales; el nombre se origina en el hecho de que con estas variables se define un estado único del modelo en cualquier instante. Puesto que todas las ecuaciones diferenciales son de primer orden, únicamente se requiere una condición inicial por ecuación diferencial.

Se va a examinar como responde el modelo matemático de la columna de destilación cuando se presentan perturbaciones en la corriente de alimentación. Se iniciará el análisis sobre una columna de destilación controlada con el esquema tradicional de control feedback y, posteriormente se realizará el análisis con un controlador feedforward, para poder hacer una comparación entre ambas respuestas.

El objetivo de control es el de manipular R y V para controlar las composiciones de destilado y del fondo, x_D y x_B respectivamente. El disturbio es un cambio en la composición de alimentación de 0.50 a 0.55. Las condiciones de operación y las características de la columna se dan a continuación:

Número total de platos = 20

Platos de alimentación = 10

Flujo de alimentación = 100 mol/seg

Composición normal de alimentación = 0.5 (metanol/agua)

Composición normal del destilado x_D = 0.98

Composición normal del fondo x_B = 0.02

Volumen de líquido acumulado en cada plato = 10 moles

Volumen de líquido en el acumulador = 100 moles

Volumen de líquido en la base M_B = 100 moles

Reflujo - 128 mol/seg

Vapor efluente del reboiler - 178 mol/seg

Constante hidráulica β - 0.1 min

Volatilidad relativa - 2

Disturbio Z - 0.55

La columna con las condiciones iniciales se muestra en la figura 5.11.

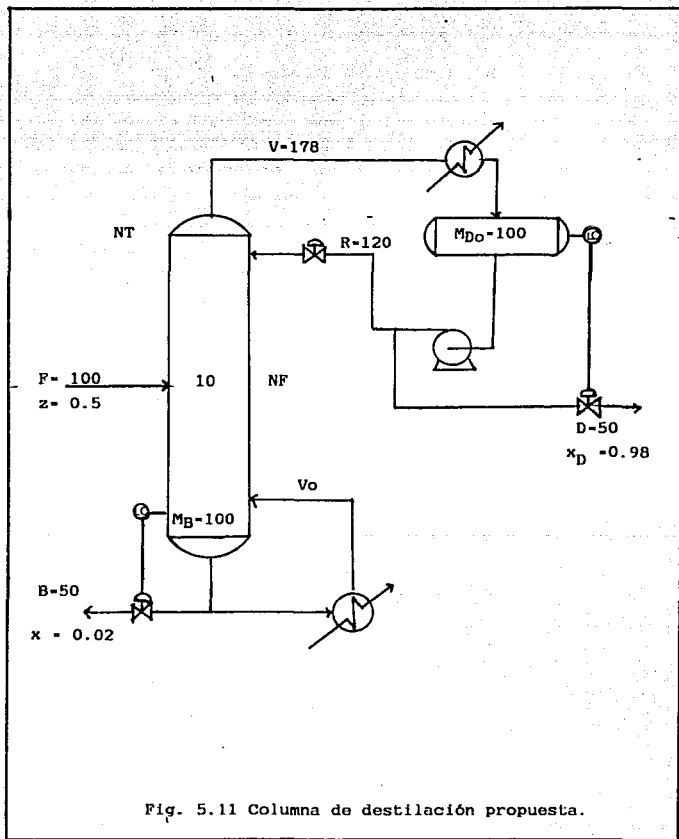


Fig. 5.11 Columna de destilación propuesta.

5.5 DIAGRAMA DE BLOQUES

Para generar el diagrama de bloques de la columna de destilación es necesario transformar las ecuaciones diferenciales ordinarias del dominio del tiempo al dominio de Laplace.

Reboiler (régimen dinámico)

$$L_1 x_1 - Bx_B - V_B y_B = d(M_B x_B)/dt$$
$$M = \text{cte.}$$
$$y_B = \alpha_B x_B$$

En el régimen permanente:

$$L_1 x_1 - Bx_B - V_B x_B = 0$$

En términos de las variables de perturbación:

$$L_1 (x_1 - x_1) - B(x_B - x_B) - V_B \alpha_B (x_B - x_B) = M_B d(x_B - x_B)/dt$$

$$L_1 x_1^p - Bx_B^p - V_B \alpha_B x_B^p = M_B (dx_B^p/dt)$$

Aplicando la transformada de Laplace:

$$L_1 x_1(s) - Bx_B(s) - V_B \alpha_B x_B(s) = M_B [sx_B(s) - x_B(0)]$$

Agrupando términos semejantes:

$$L_1 x_1(s) = Bx_B(s) + V_B \alpha_B x_B(s) + M_B sx_B(s)$$

$$k_B = B + V_B \alpha_B$$

$$L_1 x_1(s) = x_B(s) k_B + M_B s x_B(s)$$

Dividiendo entre k_B y factorizando:

$$\frac{L_1}{k_B} x_1(s) = x_B(s) \left(\frac{M_B}{k_B} s + 1 \right)$$

$$a_B = L_1/k_B$$

$$\tau_B = M_B/k_B$$

$$a_B x_1(s) = x_B(s) (\tau_B s + 1)$$

Dividiendo entre $(\tau_B s + 1)$

$$a_B / (\tau_B s + 1) = x_B(s) = C_1$$

Etapa 1 (régimen dinámico)

$$L_2 x_2 + V_B y_B - L_1 x_1 - V_1 y_1 = \frac{d(M_1 x_1)}{dt}$$

$$y_1 = \alpha_1 x_1$$

$$y_B = \alpha_B x_B$$

$$L_2 x_2 + V_B \alpha_B x_B - L_1 x_1 - V_1 \alpha_1 x_1 = M_1 \frac{d(x_1)}{dt}$$

En el régimen permanente:

$$L_2 \bar{x}_2 + V_B \alpha_B \bar{x}_B - L_1 \bar{x}_1 - V_1 \alpha_1 \bar{x}_1 = 0$$

En términos de la variables de perturbación:

$$L_2(x_2 - \bar{x}_2) + V_B \alpha_B (x_B - \bar{x}_B) - L_1(x_1 - \bar{x}_1) - V_1 \alpha_1 (x_1 - \bar{x}_1) = M_1 \frac{d(x_1)}{dt}$$

$$L_2 x_2^p + V_B \alpha_B x_B^p - L_1 x_1^p - V_1 \alpha_1 x_1^p = M_1 (dx_1/dt)$$

Aplicando la transformada de Laplace:

$$L_2 x_2(s) + V_B \alpha_B x_B(s) - L_1 x_1(s) - V_1 \alpha_1 x_1(s) = M_1 (s x_1(s) - x_1(0))$$

Agrupando términos semejantes:

$$L_2 x_2(s) + V_B \alpha_B x_B(s) = L_1 x_1(s) + V_1 \alpha_1 x_1(s) + M_1 s x_1(s)$$

$$k_1 = L_1 + V_1 \alpha_1$$

Dividiendo entre k_1 y factorizando:

$$\frac{L_2}{k_1} x_2(s) + \frac{V_B}{k_1} \alpha_B x_B(s) = x_1(s) \left(\frac{M_1(s)}{k_1} + 1 \right)$$

$$a_1 = L_2/k_1$$

$$\tau_1 = M_1/k_1$$

$$b_1 = V_B \alpha_B/k_1$$

Dividiendo entre $(\tau_1 s + 1)$

$$\underbrace{[a_1/(\tau_1 s + 1)]}_{c_3} x_2(s) + \underbrace{[b_1/(\tau_1 s + 1)]}_{c_4} x_B(s) = x_1(s)$$

Etapa 2

En el régimen dinámico:

$$L_3 \dot{x}_3 + V_1 y_1 - L_2 \dot{x}_2 - V_2 y_2 = d(M_2 \dot{x}_2)/dt$$

$$y_2 = \alpha_2 x_2 \quad y_1 = \alpha_1 x_1$$

$$L_3 \dot{x}_3 + V_1 \alpha_1 x_1 - L_2 \dot{x}_2 - V_2 \alpha_2 x_2 = M_2 (dx_2/dt)$$

En el régimen permanente:

$$L_3 \dot{x}_3 + V_1 \alpha_1 x_1 - L_2 \dot{x}_2 - V_2 \alpha_2 x_2 = 0$$

En términos de las variables de perturbación:

$$L_3 (\dot{x}_3 - \bar{x}_3) + V_1 \alpha_1 (x_1 - \bar{x}_1) - L_2 (\dot{x}_2 - \bar{x}_2)$$

$$- V_2 \alpha_2 (x_2 - \bar{x}_2) = M_2 (dx_2/dt)$$

$$L_3 \dot{x}_3^p + V_1 \alpha_1 x_1^p - L_2 \dot{x}_2^p - V_2 \alpha_2 x_2^p = M_2 (dx_2/dt)$$

Aplicando la transformada de Laplace:

$$L_3 s x_3(s) + V_1 \alpha_1 x_1(s) - L_2 s x_2(s) - V_2 \alpha_2 x_2(s) = M_2 [s x_2(s) - x_2(0)]$$

Agrupando términos semejantes:

$$L_3 x_3(s) + V_1 \alpha_1 x_1(s) = L_2 x_2(s) + V_2 \alpha_2 x_2(s) + M_2 s x_2(s)$$

$$k_2 = L_2 + V_2 \alpha_2$$

Dividiendo entre k_2 y factorizando

$$\frac{L_3 x_3(s)}{k_2} + \frac{V_1 \alpha_1 x_1(s)}{k_2} = \frac{x_2(s) [M_2 s + 1]}{k_2}$$

$$a_2 = L_3/k_2 \quad \tau_2 = M_2/k_2 \quad b_2 = V_1 \alpha_1/k_1$$

Dividiendo entre $(\tau_2 s + 1)$

$$\frac{\overbrace{a_2}^{c_3}}{\tau_2 s + 1} x_3(s) + \frac{\overbrace{b_2}^{c_4}}{\tau_2 s + 1} x_1(s) = x_2(s)$$

Etapa 3

$$k_3 = L_3 + V_3 \alpha_3$$

$$a_3 = L_4/k_3$$

$$\tau_3 = M_3/k_3$$

$$b_3 = V_2 \alpha_2/k_2$$

$$\frac{a_3}{\tau_3 s + 1} x_4(s) + \frac{b_3}{\tau_3 s + 1} x_2(s) = x_3(s)$$

Etapa 4

$$k_4 = L_4 + V_4 \alpha_4$$

$$a_4 = L_5 / k_4$$

$$\tau_4 = M_4 / k_5$$

$$b_4 = V_3 \alpha_3 / k_4$$

$$\frac{c_7}{\tau_4 s + 1} x_5(s) + \frac{c_8}{\tau_4 s + 1} x_3(s) = x_4(s)$$

El procedimiento es similar en los platos 6, 7, 8 y 9.

Etapa 10 Plato de alimentación.

En el régimen dinámico:

$$F x_f + L_{11} x_{11} + V_9 y_9 - L_{10} x_{10} - V_{10} y_{10} = M_{10} (dx_{10}/dt)$$

$$y_{10} = \alpha_{10} x_{10} \quad y_9 = \alpha_9 x_9$$

$$F x_f + L_{11} x_{11} + V_9 \alpha_9 x_9 - L_{10} x_{10} - V_{10} \alpha_{10} x_{10} = M_{10} (dx_{10}/dt)$$

En el régimen permanente:

$$F\bar{x}_F + L_{11}\bar{x}_{11} + V_9\alpha_9\bar{x}_9 - L_{10}\bar{x}_{10} - V_{10}\alpha_{10}\bar{x}_{10} = 0$$

En términos de las variables de perturbación:

$$F(x_F - \bar{x}_F) + L_{11}(x_{11} - \bar{x}_{11}) + V_9\alpha_9(x_9 - \bar{x}_9) - L_{10}(x_{10} - \bar{x}_{10}) \\ V_{10}\alpha_{10}(x_{10} - \bar{x}_{10}) = Fx_F^P + L_{11}x_{11}^P + V_9\alpha_9x_9^P - L_{10}x_{10}^P \\ - V_{10}\alpha_{10}x_{10}^P - M_{10}(dx_{10}/dt)$$

Aplicando la transformada de Laplace:

$$FX_F(s) + L_{11}x_{11}(s) + V_9\alpha_9x_9(s) - L_{10}x_{10}(s) - V_{10}\alpha_{10}x_{10}(s) \\ = M_{10}[sx_{10}(s) + x_{10}(0)]$$

Agrupando términos semejantes:

$$FX_F(s) + L_{11}x_{11}(s) + V_9\alpha_9x_9(s) = x_{10}(s)[L_{10} + V_{10}\alpha_{10}] = M_{10}sx_{10}(s)$$

$$k_{10} = L_{10} + V_{10}\alpha_{10} \quad \tau_{10} = M_{10}/k_{10}$$

Dividiendo entre $(\tau_{10}s + 1)$

$$\frac{a_F}{\tau_{10}s + 1} x_F(s) + \frac{a_{10}}{\tau_{10}s + 1} x_{11}(s) + \frac{b_{10}}{\tau_{10}s + 1} x_9(s) = x_{10}(s)$$

El procedimiento para las etapas de la 11 a la 19 es similar.

Etapa 20

En el régimen dinámico:

$$R x_D + V_{19} y_{19} - L_{20} \dot{x}_{20} - V_{20} \dot{y}_{20} = d(M_{20} \dot{x}_{20})/dt$$

$$y_{20} = \alpha_{20} x_{20} \quad y_{19} = \alpha_{19} y_{19}$$

$$R x_D + V_{19} \alpha_{19} x_{19} - L_{20} \dot{x}_{20} - V_{20} \alpha_{20} \dot{x}_{20} = M_{20} (dx_{20}/dt)$$

En el régimen permanente:

$$R \bar{x}_D + V_{19} \alpha_{19} \bar{x}_{19} - L_{20} \bar{x}_{20} - V_{20} \alpha_{20} \bar{x}_{20} = 0$$

En términos de las variables de perturbación:

$$R(x_D - \bar{x}_D) + V_{19} \alpha_{19} (x_{19} - \bar{x}_{19}) - L_{20} (x_{20} - \bar{x}_{20})$$

$$- V_{20} \alpha_{20} (x_{20} - \bar{x}_{20}) = M_{20} (dx_{20}/dt)$$

$$R x_D^P + V_{19} \alpha_{19} x_{19}^P - L_{20} \dot{x}_{20} - V_{20} \alpha_{20} \dot{x}_{20} = M_{20} (dx_{20}/dt)$$

Aplicando la transformada de Laplace:

$$R x_D(s) + V_{19} \alpha_{19} x_{19}(s) - L_{20} x_{20}(s) - V_{20} \alpha_{20} x_{20}(s) =$$

$$M_{20} [s x_{20}(s) - x_{20}(0)]$$

Agrupando términos semejantes:

$$R x_D(s) + V_{19} \alpha_{19} x_{19}(s) = x_{20}(s)(L_{20} + V_{20} \alpha_{20}) + M_{20} s x_{20}(s)$$

$$k_{20} = L_{20} + V_{20} \alpha_{20}$$

$$\tau_{20} = M_{20}/k$$

Dividiendo entre k_{20} y factorizando:

$$[R/k_{20}] x_D(s) + [V_{19} \alpha_{19}/k_{20}] x_{19}(s) = x_{20}(s) [\tau_{20} s + 1]$$

$$a_{20} = R/k_{20}$$

$$b_{20} = V_{19} \alpha_{19}/k_{20}$$

Dividiendo entre $(\tau_{20} s + 1)$

$$\frac{a_{20}}{\tau_{20} s + 1} x_D(s) + \frac{b_{20}}{\tau_{20} s + 1} x_{19}(s) = x_{20}(s)$$

Condensador.

En el régimen permanente.

$$V_{20} y_{20} - R x_D - D x_D = d(M_D x_D)/dt$$

$$y_{20} = \alpha_{20} x_{20}$$

$$V_{20} \alpha_{20} x_{20} - R x_D - D x_D = M_D dx_D/dt$$

$$V_{20} \alpha_{20} \bar{x}_{20} - R \bar{x}_D - D \bar{x}_D = 0$$

En términos de las variables de desviación

$$V_{20} \alpha_{20} (x_{20} - \bar{x}_{20}) - R(x_D - \bar{x}_D) - D(x_D - \bar{x}_D) = M_D (dx_D/dt)$$

$$V_{20} \alpha_{20} x_{20}^P - R x_D^P - D x_D^P = M_D (dx_D^P/dt)$$

Aplicando la transformada de Laplace:

$$V_{20} \alpha_{20} x_{20}(s) - R x_D(s) - D x_D(s) = M_D [s x_D(s) - x_D(0)]$$

Agrupando términos semejantes

$$V_{20} \alpha_{20} x_{20}(s) = x_D(s) [R + D] + M_D s x_D(s)$$

$$V_{20} \alpha_{20} x_{20}(s) = x_D(s) V_{20} + M_D s x_D(s)$$

Dividiendo entre V_{20} y agrupando:

$$\alpha_{20} x_{20}(s) = x_D(s) [(M_D s / V_{20}) + 1]$$

$$\tau_c = M_D / V_{20}$$

Dividiendo entre $(\tau_c s + 1)$

$$\frac{\alpha_{20}}{\tau_c s + 1} x_{20}(s) = x_D(s)$$

De esta forma el diagrama de bloques para la columna de destilación de la figura 5.12 es el que se muestra en la figura 5.13.

Debido a que existe una no linealidad dentro de la columna, el diagrama de bloques es muy complicado como para resolverse en el dominio de Laplace. Cuando ocurre esto, se recomienda pasar al dominio de la frecuencia para obtener la función de transferencia del proceso.

A continuación se linealizan las ecuaciones del modelo matemático.

Reboiler.

$$dx_B/dt = a_{B1}L_1 - a_{B2}V + a_{B3}x_1 - a_{B4}x_B$$

$$L - V - B = 0$$

donde:

$$a_{B1} = (x_1 - x_B)/M_B \quad a_{B2} = (y_B - x_B)/M_H$$

$$a_{B3} = L_1/M_B \quad a_{B4} = (B + VK_B)/M_B$$

Plato 1

$$dL_1/dt = 1/\beta * (L_2 - L_1)$$

$$dx_1/dt = a_{11}L_2 - a_{12}V + a_{13}x_2 - a_{14}x_1 + a_{15}x_B$$

$$a_{11} = (x_2 - x_1)/M_1 \quad a_{12} = (y_1 - y_B)/M_1$$

$$a_{13} = L_2/M_1 \quad a_{14} = (L_1 + VK_1)/M_1 \quad a_{15} = VK_B/M_1$$

Plato 2:

$$dL_2/dt = 1/\beta * (L_3 - L_2)$$

$$dx_2/dt = a_{21}L_3 - a_{22}V + a_{23}x_3 - a_{24}x_2 + a_{25}x_4$$

$$a_{21} = (x_3 - x_2)/M_2 \quad a_{22} = (y_2 - y_1)/M_2$$

$$a_{23} = L_3/M_2 \quad a_{24} = (L_2 + vk_2)/M_2 \quad a_{25} = vk_1/M_2$$

Plato n:

$$dL_n/dt = 1/\beta * (L_{n+1} - L_n)$$

$$dx_n/dt = a_{n1}L_{n+1} - a_{n2}V + a_{n3}x_{n+1} - a_{n4}x_n + a_{n5}x_{n-1}$$

$$a_{n1} = (x_{n+1} - x_n)/M_n \quad a_{n2} = (y_n - y_{n-1})/M_n$$

$$a_{n3} = L_{n+1}/M_n \quad a_{n4} = (L_n + vk_n)/M_n \quad a_{n5} = vk_{n-1}/M_n$$

Plato de alimentación:

$$dx_{10}/dt = a_{101}L_{11} - a_{102}V + a_{103}x_{11} - a_{104}x_{10} + a_{105}x_9$$

$$+ a_{106}x_F + a_{107}F$$

$$a_{101} = (x_{11} - x_{10})/M_{10} \quad a_{102} = (y_{10} - y_9)/M_9 \quad a_{103} = L_{11}/M_{10}$$

$$a_{104} = (L_{10} + vk_{10})/M_{10} \quad a_{105} = vk_9/M_{10} \quad a_{106} = F/M_{10}$$

$$a_{107} = (x_F - x_{10})/M_{10}$$

$$dL_{10}/dt = 1/\beta \cdot (L_{11} - L_{10} + F)$$

Plato de reflujo:

$$dL_{20}/dt = 1/\beta \cdot (R - L_{20})$$

$$dx_{20}/dt = a_{201} R - a_{202} V + a_{203} x_D - a_{204} x_{20} + a_{205} x_{19}$$

$$a_{201} = (x_D - x_{20})/M_{20} \quad a_{202} = (y_{20} - y_{19})/M_{20} \quad a_{203} = R/M_{20}$$

$$a_{204} = (L_{20} + vk_{20})/M_{20} \quad a_{205} = vk_{19}/M_{20}$$

Condensador total:

$$V - R - D = 0$$

M_D es constante

$$dx_D/dt = a_{D1} x_{20} - a_{D2} x_D$$

$$a_{D1} = vk_{20}/M_D$$

$$a_{D2} = V/M_D$$

β es la constante hidráulica.

$$M_n = \beta L_n$$

$$y_n = k_n x_n$$

Donde k_n es la pendiente de la línea de equilibrio..

Los coeficientes de de las ecuaciones se presentan en la tabla B.6.

$$k_n = \alpha/[1 + (\alpha - 1) x_n]^2$$

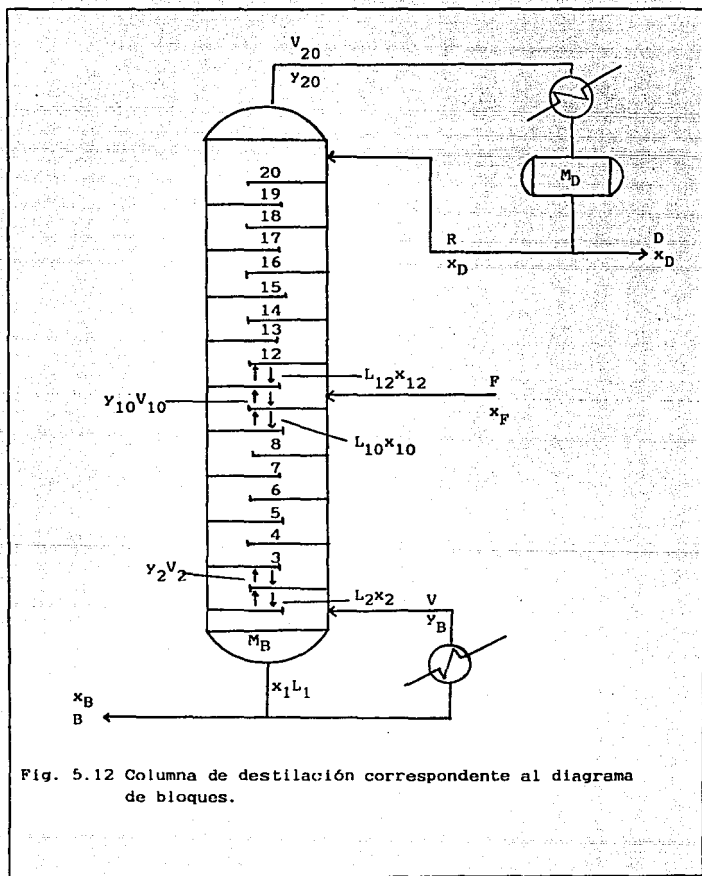


Fig. 5.12 Columna de destilación correspondiente al diagrama de bloques.

La técnica de solución involucra el resolver las ecuaciones comenzando por la base de la columna.

- Todas las ecuaciones se transforman al dominio de la frecuencia al sustituir s por $i\omega$ en las ecuaciones con transformada de Laplace.
- Hacer que una de las variables del fondo (x_B, B, V) o del plato de la alimentación (F o Z) sea igual a 1 y $i\omega$ y las restantes iguales a cero. Es decir:

$$\begin{aligned}x_B &= 1 + i\omega \\z &= 0 \\B &= 0 \\F &= 0 \\V &= 0\end{aligned}$$

- Con las ecuaciones del reboiler calcular el flujo L_1 y su composición x_1 . Tal que:

$$L_1 - V_B + B = 0$$

$$\begin{aligned}x_1 &= [(i\omega + a_{B4}) x_B - a_{B1} L_1 + a_{B2} V] * 1/a_{B3} \\&= (i\omega + a_{B4})/a_{B3}\end{aligned}$$

- El cálculo se repite para x_2 y L_2 partiendo de estas ecuaciones. Las ecuaciones del plato superior de valores complejos para x_D y R , los cuales son almacenados como números complejos g_{11} y g_{21} .

$$x_D = g_{11}^R + ig_{11}^I = g_{11}$$

$$R = g_{21}^R + ig_{21}^I = g_{21}$$

Estas g's son números intermedios que se utilizan para calcular las funciones de transferencia deseadas.

- Hacer $V = 1 + jo$

$$x_B = 0$$

$$B = 0$$

$$Z = 0$$

$$F = 0$$

para calcular las tres nuevas g's: g_{12} , g_{22} y g_{32}

- El procedimiento se repite con $B = 1$, $Z = 1$ y $F = 1$.

Las g's resultantes para los cinco ciclos de la columna dan las siguientes ecuaciones:

$$x_D = g_{11}x_B + g_{12}V + g_{13}B + g_{14}Z + g_{15}F$$

$$R = g_{21}x_B + g_{22}V + g_{23}B + g_{24}Z + g_{25}F$$

$$x_D = g_{31}x_B + g_{32}V + g_{33}B + g_{34}Z + g_{35}F$$

Rearreglando estas ecuaciones para obtener las variables de salida x_B y x_D en términos de las variables Z , F , R y V , se tiene:

$$x_D = P_{11}(1w)Z + P_{12}(1w)F + P_{13}(1w)R + P_{14}(1w)V$$

$$x_B = P_{21}(1w)Z + P_{22}(1w)F + P_{23}(1w)R + P_{24}(1w)V$$

En donde P_{ij} 's son las funciones de transferencia. de la columna.

5.6 APLICACIONES DEL CONTROL A LA COLUMNA

Para una columna de destilación, los objetivos de control pueden ser:

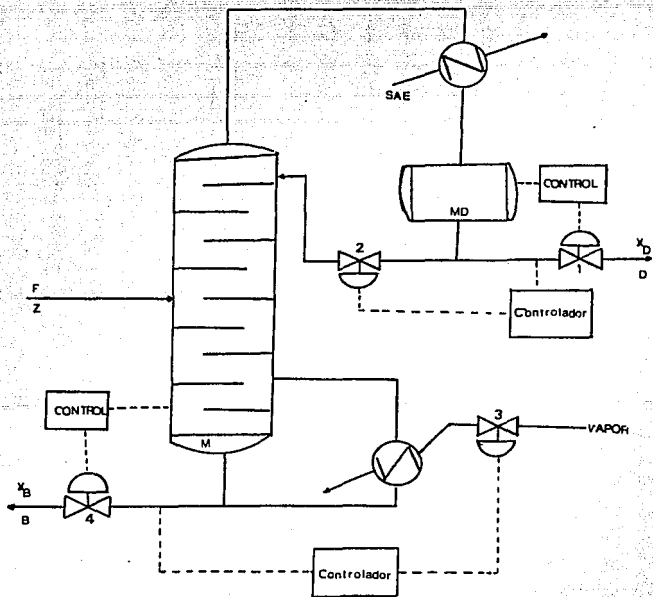
- composición del destilado, x_D
- composición del producto de fondo, x_B
- nivel del tanque de reflujo, M_D
- nivel de la base de la columna, M_B

Las figuras 5.14 y 5.15 muestran los cuatro circuitos de control que satisfacen los cuatro objetivos de control propuestos.

La mayoría de las columnas industriales tienen control automático en uno de los productos, generalmente éste es el producto del domo, x_D , debido a que regularmente es el producto de interés. Actualmente, los reportes de la industria indican que si se controlan ambos productos en vez de uno, se ahorra del 10 al 30% de energía y disminuyen las pérdidas del producto valioso. Sin embargo, en la práctica muy pocas columnas mantienen un control dual en la composición (o control en dos puntos) y todavía es común encontrar que ambas composiciones son controladas manualmente. Algunos problemas que se presentan para controlar las composiciones son:

- relación fuertemente no lineal
- respuesta muy inactiva
- problemas de medición
- dificultad para elegir las variables manipuladas para controlar la composición
- sistema fuertemente interactivo

Obviamente estos problemas no aplican en todas las columnas, ya que las columnas con productos de pureza baja tienden a ser más sencillas de controlar.



5.14 Circuitos feedback de una columna.

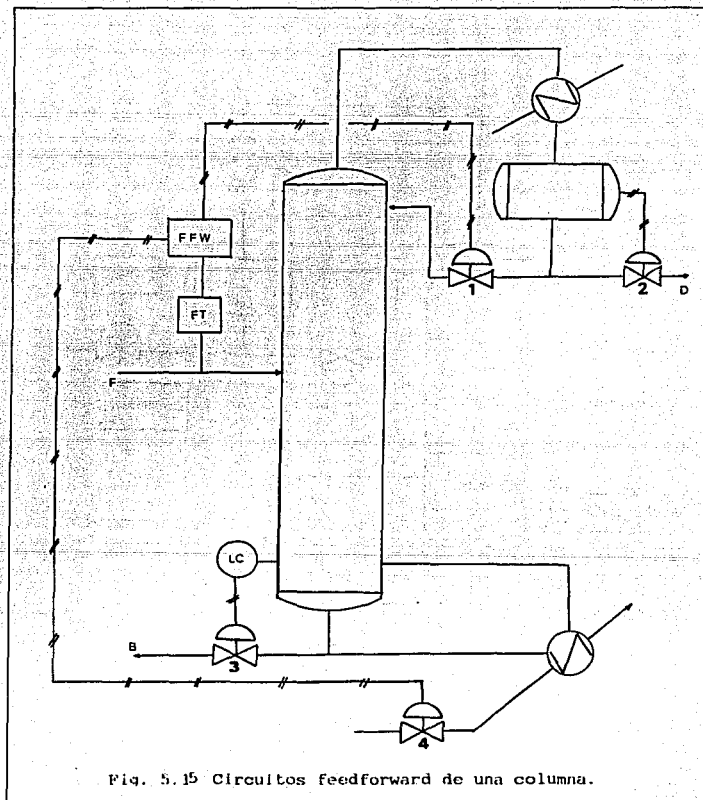


Fig. 5.15 Circuitos feedforward de una columna.

Para medir la concentración se emplean básicamente dos técnicas:

- Medir la concentración a través de un cromatógrafo.
- Medir indirectamente la concentración mediante la temperatura.

La rapidez relativa del control por temperatura presenta una rapidez relativa de respuesta útil cuando se usa en circuitos feedback. Sin embargo, la relación temperatura-composición se ve fácilmente afectada por otras condiciones de la columna. Desafortunadamente, su utilización en circuitos de control feedback es difícil porque emplea tiempos muertos altos en el muestreo.

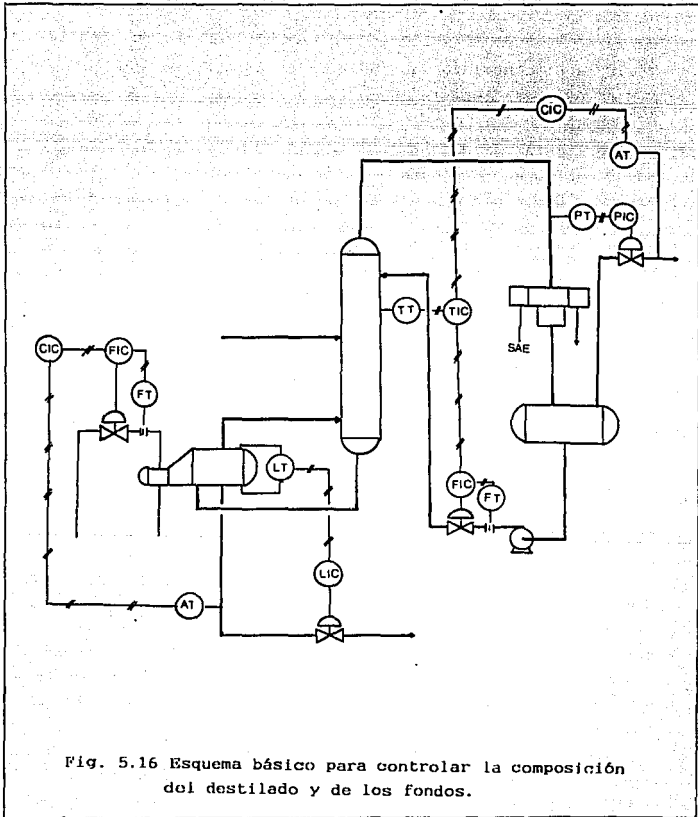
La figura 5.16 muestra un esquema de control básico para controlar tanto la composición del domo como la del fondo. En el domo se emplea un control en cascada y en la base un control feedback. La figura 5.17 muestra el esquema de control feedback-feedforward. Las variables manipuladas son el reflujo y el vapor.

5.6.1 Implementación del control feedback al sistema

En primer lugar se calculan las composiciones del líquido y del vapor para cada etapa de la columna, los resultados se presentan en la tabla B.1.

Posteriormente se realiza el cálculo de las ecuaciones algebraicas y diferenciales del modelo matemático. La solución se obtiene en el dominio del tiempo mediante la simulación de la columna.

Se utiliza un programa que consiste básicamente en manipular el reflujo y el flujo de vapor para controlar las composiciones de los productos de destilado y de fondo, cuando se provoca un disturbio en la composición de la alimentación.



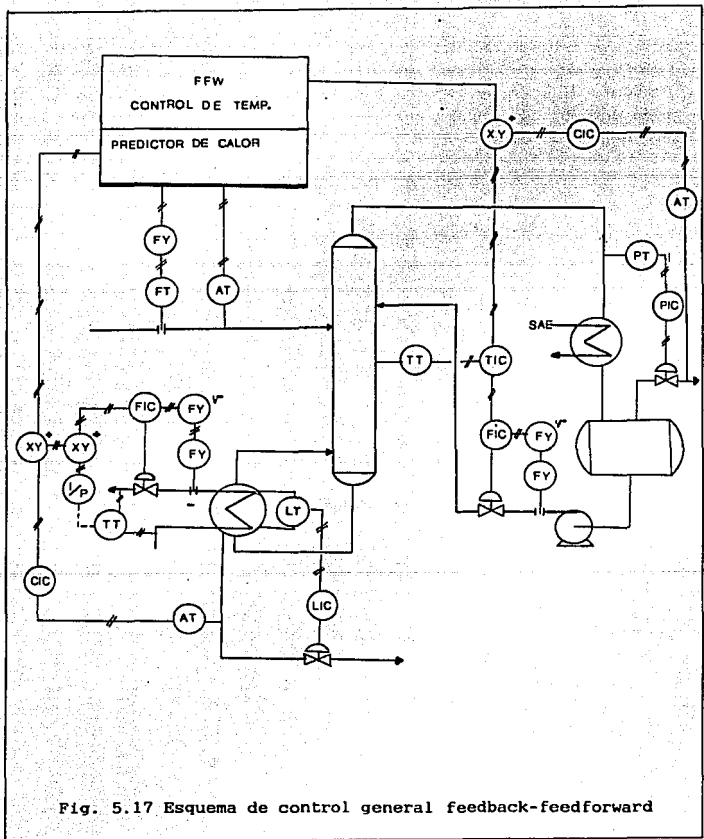


Fig. 5.17 Esquema de control general feedback-feedforward

Se requieren dos controladores feedback, uno para controlar la composición en el domo y otra para controlar la composición de fondos. El tipo de control que se utiliza en primer lugar es el modo de control proporcional. Esto es, las ecuaciones para los controladores son:

$$V = V_0 - K_{CB}(ER_B)$$

$$R = R_0 + K_{CD}(ER_D)$$

En donde:

$$ER_D = 0.98 - x_D$$

$$ER_B = 0.02 - x_B$$

Los valores obtenidos cuando ocurre un disturbio $z = 0.55$ son:

$$K_{CB} = 1000$$

$$K_{CD} = 1000$$

Cuando se utiliza el modo de control proporcional-integral se utilizan las siguientes ecuaciones para los controladores:

$$V = V_0 - K_{CB} (ER_B + ER_{INT} / \tau_B)$$

$$R = R_0 - K_{CD} (ER_D + ER_{INT} / \tau_D)$$

Los valores para cuando $z = 0.05$ son:

$$K_{CB} = 1000 \quad K_{CD} = 1000 \quad \tau_D = 5 \text{ min}$$

$$\tau_R = 1.25 \text{ min}$$

Para el modo proporcional integral derivativo las ecuaciones son:

$$V = V_o - KC_B[ER_B + (ERINT_B/\tau_B) + (ER_B - ER_{B_o})/(\text{DELTA} * \tau_B)]$$

$$R = R_o + KC_D[ER_D + (ERINT_D/\tau_D) + (ER_D - ER_{D_o})/(\text{DELTA} * \tau_D)]$$

Las condiciones iniciales son:

$$KC_D = 1176.47$$

$$KC_B = 1176.47$$

$$\tau_D = 3 \text{ min}$$

$$\tau_B = 0.75 \text{ min}$$

$$\text{DELTA} = 0.005$$

$$\tau_{D_o} = 0.75 \text{ min}$$

$$\tau_{B_o} = 0.1875$$

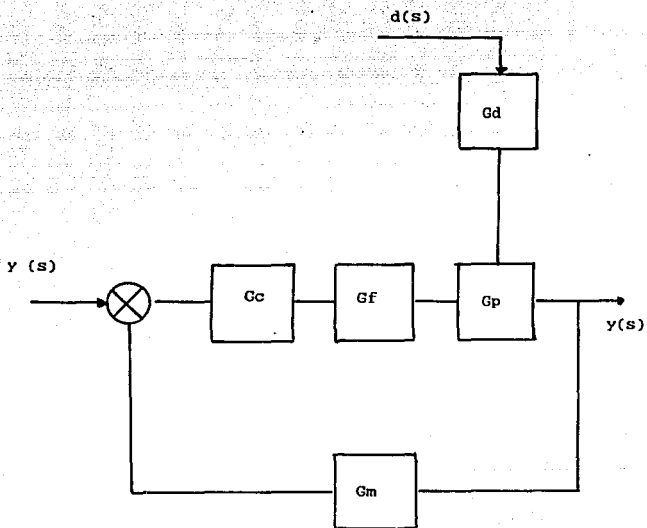
El diagrama de bloques del sistema de control feedback se muestra en la figura 5.18

5.6.2 Implementación del control feedforward al sistema

Las ecuaciones básicas desarrolladas para una columna son a régimen permanente

$$F = D + B$$

$$Z_F = x_D D + x_B B$$



$$G_c(s)_P = K_c$$

$$G_c(s)_{PI} = K_c \left(1 + \frac{1}{T_I s} \right)$$

$$G_c(s)_{PID} = K_c \left(1 + \frac{1}{T_I s} + T_D s \right)$$

Fig. 5.18 Diagrama de bloques del control feedback.

eliminando B

$$D = F \frac{Z - x_B}{x_D - x_B}$$

F y Z son las variables de entrada

x_D y x_B son las variables controladas

La separación de la columna está dada por su factor de separación, S

$$S = \frac{x_D(1 - x_B)}{x_B(1 - x_D)}$$

El factor de separación puede representarse como una función de (V/F) en la columna:

$$S = S_{min} + \alpha \left[1 - \frac{(V/F)_{min}}{V/F} \right]$$

La base del sistema feedforward consiste en calcular continuamente un nuevo valor del destilado

Los esquemas de control feedforward se muestran en las figuras 5.19 - 5.23.

Las relaciones dinámicas entre las variables de entrada y salida se pueden expresar como:

eliminando B

$$D = F \frac{Z - x_B}{x_D - x_B}$$

F y Z son las variables de entrada

x_D y x_B son las variables controladas

La separación de la columna está dada por su factor de separación, S

$$S = \frac{x_D(1 - x_B)}{x_B(1 - x_D)}$$

El factor de separación puede representarse como una función de (V/F) en la columna:

$$S = S_{min} + \alpha^{n+1} \left[1 - \frac{(V/F)_{min}}{V/F} \right]$$

La base del sistema feedforward consiste en calcular continuamente un nuevo valor del destilado

Los esquemas de control feedforward se muestran en las figuras 5.19 - 5.23.

Las relaciones dinámicas entre las variables de entrada y salida se pueden expresar como:

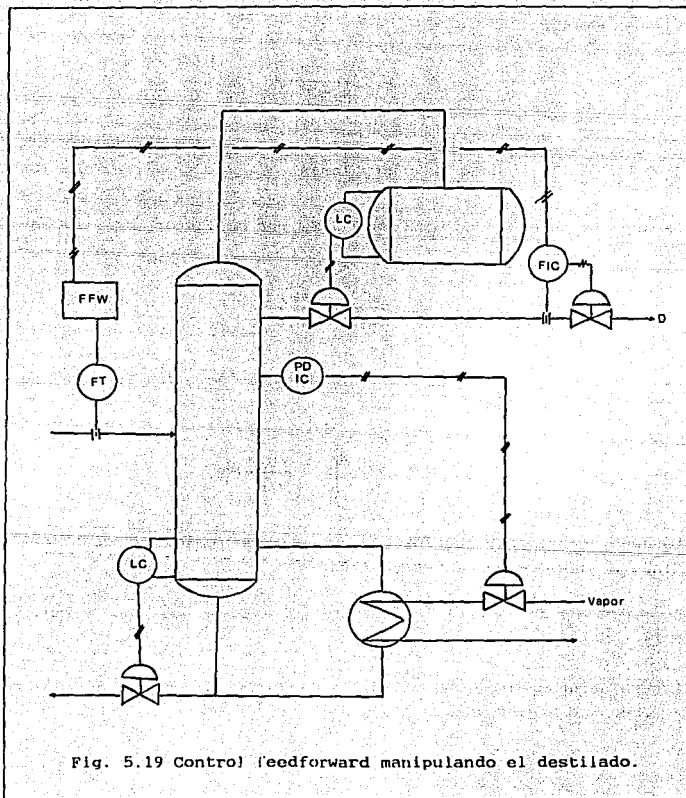


Fig. 5.19 Control feedforward manipulando el destilado.

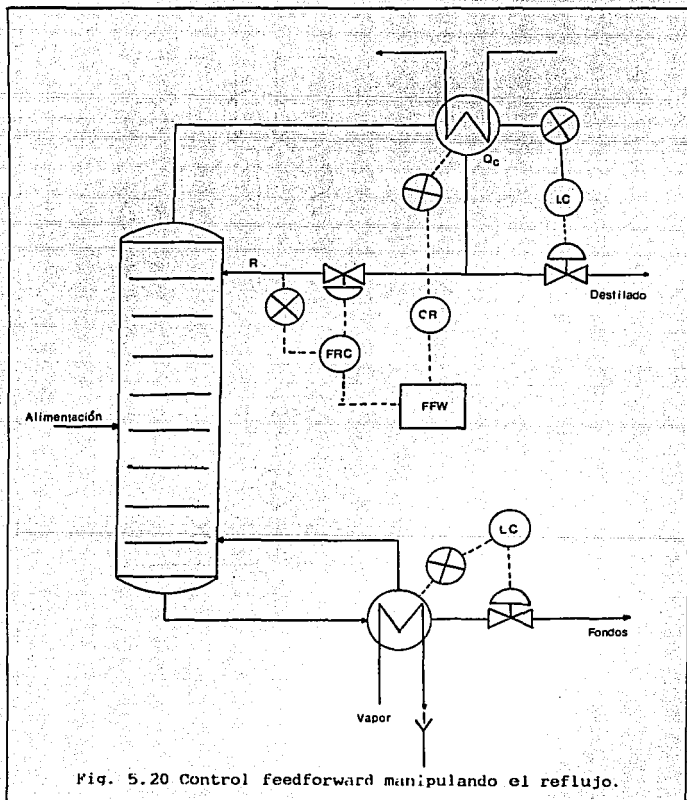


Fig. 5.20 Control feedforward manipulando el reflujo.

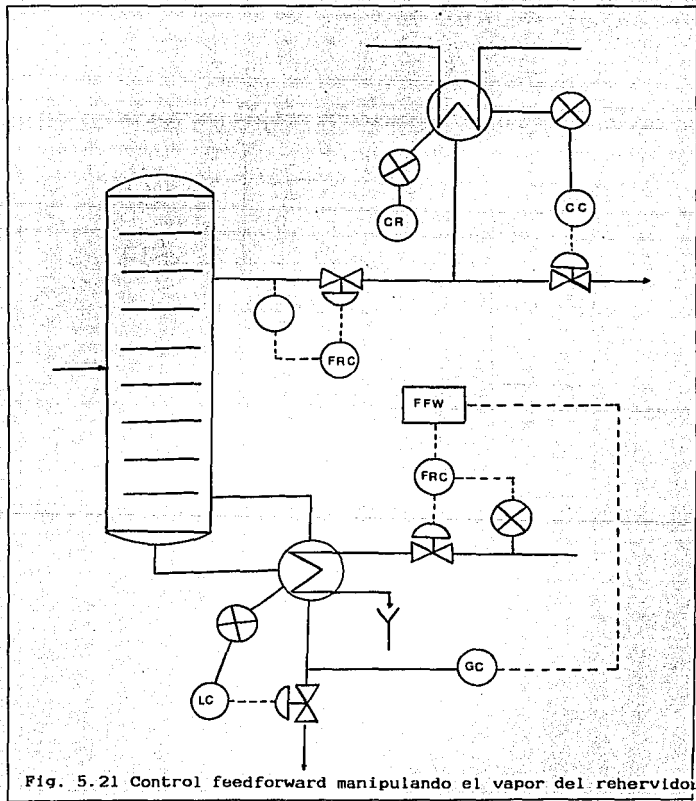


Fig. 5.21 Control feedforward manipulando el vapor del rehervidor.

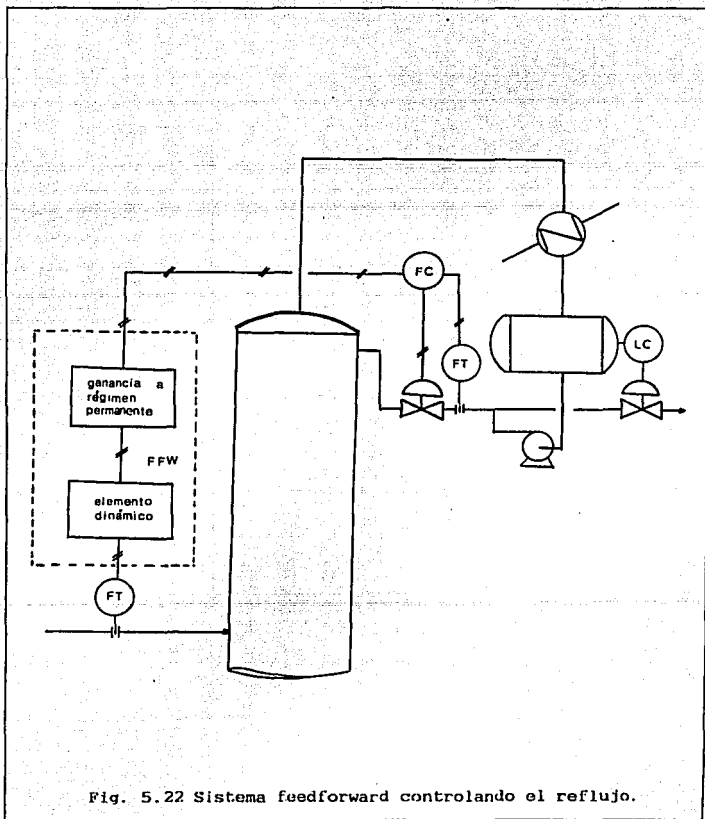


Fig. 5.22 Sistema feedforward controlando el reflujo.

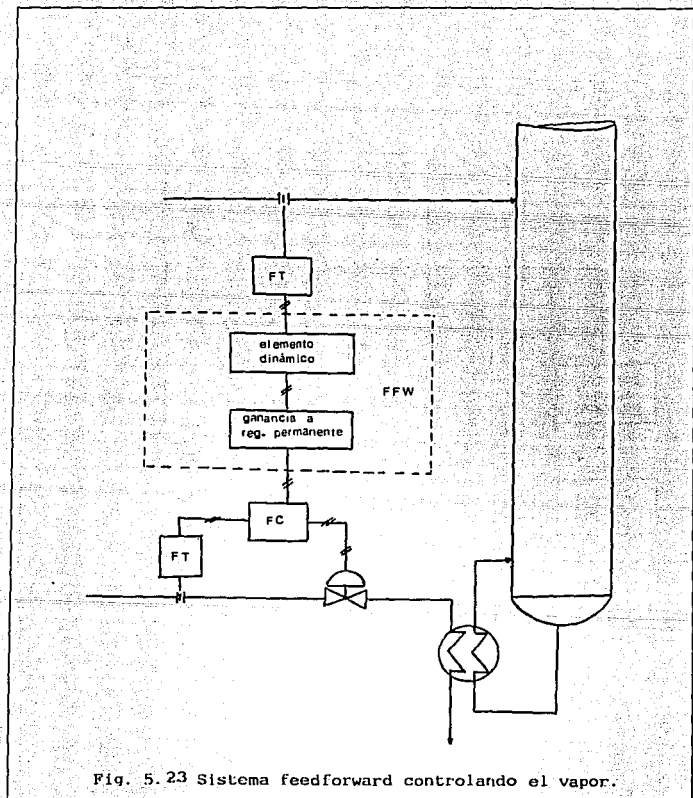


Fig. 5.23 Sistema feedforward controlando el vapor.

$$\begin{bmatrix} x_D(s) \\ x_B(s) \\ B(s) \\ D(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{PF} & G_{PZ} & G_{PR} & G_{PV} \\ G_{PF}' & G_{PZ}' & G_{PR}' & G_{PV}' \\ G_{BF} & G_{BZ} & G_{BR} & G_{BV} \\ G_{DF} & G_{DZ} & G_{DR} & G_{DV} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} F(s) \\ Z(s) \\ R(s) \\ V(s) \end{bmatrix} \quad (5.1)$$

En donde G_{ij} son las funciones de transferencia.

Para mantener tanto la composición del fondo como la composición en el domo constantes, es necesario manipular dos variables. Estas generalmente son el flujo de vapor y el reflujo. Cuando sólo se requiere controlar la composición del destilado, la ecuación 5.1 se reduce a:

$$x_D(s) = [G_{PF} \ G_{PR}] \begin{bmatrix} F(s) \\ R(s) \end{bmatrix} \quad (5.2)$$

$$x_D(s) = G_{PF}F(s) + G_{PR}R(s)$$

Si lo que se desea es controlar la composición del fondo, se tiene:

$$x_B(s) = [G_{PF}' \ G_{PV}'] \begin{bmatrix} F(s) \\ V(s) \end{bmatrix} \quad (5.3)$$

$$x_B(s) = G_{PF}'F(s) + G_{PV}'V(s)$$

De donde se observa que es necesario determinar cuatro funciones de transferencia que relacionen a las dos variables manipuladas (R y V) son los disturbios (F y Z)

En notación matricial:

$$\begin{bmatrix} R(s) \\ V(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{RF} & G_{RZ} \\ G_{VF} & G_{VZ} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} F(s) \\ Z(s) \end{bmatrix} \quad (5.4)$$

6

$$R(s) = G_{RF} F(s) + G_{RZ} Z(s)$$

$$V(s) = G_{VF} F(s) + G_{VZ} Z(s)$$

Las funciones de transferencia para el controlador se definen como la relación entre la variable manipulada y el disturbio.

$$G = \frac{\text{variable manipulada}}{\text{disturbio}} \quad (5.5)$$

De esta forma:

$$\begin{aligned} R(s)/F(s) &= K_{RF} G_{RF} \\ R(s)/Z(s) &= K_{RZ} G_{RZ} \\ V(s)/F(s) &= K_{VF} G_{VF} \\ V(s)/Z(s) &= K_{VZ} G_{VZ} \end{aligned} \quad (5.6)$$

En donde K_{ij} son las ganancias a régimen permanente y G_{ij} pueden calcularse mediante un modelo de primer orden:

$$G_{ij} = \frac{1}{(\tau_s + 1)} \quad (5.7)$$

Las ganancias a régimen permanente para cambios en el flujo de alimentación (K_{RF} y K_{VF}) son conocidas como ganancias del estado estático inicial. Esto es:

$$K_{RF} = (R/F)$$

$$K_{VF} = (V/F)$$

En donde R, F y V son los flujo a régimen permanente.

Las ganancias K_{RZ} y K_{VZ} no son constantes cuando cambia Z. Debido a que la respuesta de este disturbios es considerablemente menor en comparación con el disturbio de la alimentación, en la mayoría de los casos se desprecia.

Ya que el objetivo del controlador feedforward es mantener constante la variable de salida a su valor de régimen permanente, el valor de $x(s)$ debe ser cero. Esto es, $x_D(s) = 0$ y $x_B(s) = 0$. Así:

$$G_{PF} F(s) + G_{PR} R(s) = 0$$

(5.8)

$$G'_{PF} F(s) + G_{PV} V(s) = 0$$

Cuando el estudio está limitado a controlar únicamente la composición del destilado a través del reflujo para compensar los disturbios en el flujo de alimentación, la función de transferencia del controlador será:

$$FFW_D(s) = \frac{R(s)}{F(s)} = \frac{-G_{PR}(s)}{G_{PF}(s)}$$

Si se requiere controlar también la composición del producto de fondo se debe definir otro controlador cuya función de transferencia será:

$$FFW_D(s) = \frac{V(s)}{F(s)} = \left[\frac{-G_{PF}(s)}{G_{PV}(s)} \right]$$

Las funciones de transferencia se obtienen al relacionar la composición del destilado x_D con el flujo de alimentación y el reflujo

$$G_{PF} = \frac{x_D(s)}{F(s)}$$

$$G_{PR} = \frac{x_D(s)}{R(s)}$$

Estas funciones de transferencia se obtienen experimentalmente al conocer la respuesta $x_D(s)$ cuando hay cambios en el flujo de alimentación manteniendo las demás condiciones permanecen constantes, se calcula la otra función de transferencia. Generalmente éstas son elementos dinámicos de primer orden. Esto es:

$$G_{PF} = \frac{K_F}{\tau_p s + 1}$$

$$G_{PR} = \frac{K_R}{\tau_p s + 1}$$

Al sustituir estas ecuaciones en la función de transferencia del controlador se tiene:

$$FFW(s) = \frac{-K_F / (\tau_F s + 1)}{K_R / (\tau_R s + 1)}$$

$$FFW(s) = \frac{-K_F}{K_R} \frac{\tau_R s + 1}{\tau_F s + 1}$$

De aquí se puede observar que el controlador feedforward contiene una ganancia a estado estable y un término dinámico.

En las figuras 5.19 - 5.23 se muestran diagramas de control para cada una de las secciones de la columna.

En la figura 5.24 se muestra el diagrama de bloques para el sistema de control feedforward.

El cálculo de la ganancia de los controladores se realiza de la siguiente manera:

$$K_{RF} = (\bar{R}/F) = 128/100 = 1.28$$

$$K_{VF} = (\bar{V}/F) = 178/100 = 1.78$$

Sustituyendo

$$R(s)/F(s) = K_{RF} G_{RF}$$

$$R(s)/F(s) = 1.28 G_{RF} = 1.28 \frac{1}{\tau_V s + 1} = \frac{1.28}{\tau_V s + 1}$$

análogamente

$$V(s)/F(s) = 1.78 G_{VF} = \frac{1.78}{\tau_V s + 1}$$

Estas son las funciones de transferencia para el controlador feedforward en el domo y en el fondo. Hace falta conocer el valor de las constantes de tiempo τ_R y τ_V . Del análisis numérico se encontró que el control feedforward es mejor cuando se incrementa la constante de tiempo de los controladores 3 minutos. Esto es:

$$FFW_{V(s)} = \frac{1.28}{3s + 1}$$

$$FFW_{R(s)} = \frac{1.78}{3s + 1}$$

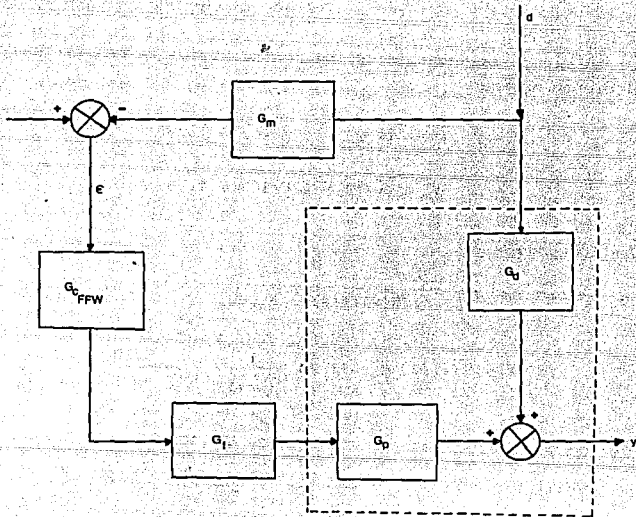


Fig. 5.24 Diagrama de bloques del sistema de control feedforward.

5.6.3 Modelo matemático de la válvula de control

De la figura 5.25 se observa que cinco fuerzas están involucradas en la operación de la válvula, éstas son:

- La fuerza ejercida por la presión del aire en la parte superior del diafragma y que actúa hacia abajo.

$$F(t) = PA$$

P = presión del aire

A = área del diafragma

- Una fuerza es opuesta a lo anterior y que es ejercida por el resorte

$$F \propto p = -HL$$

H = constante de Hooke (fuerza/longitud)

L = distancia recorrida por la parte final del resorte hacia la parte inferior del diafragma

- La fuerza que vence la fricción por viscosidad que actúa en la guía de la válvula

$$F_f = -C (dl/dt)$$

C = coeficiente de fricción bajo condiciones de flujo laminar

- La fuerza que vence la inercia de las partes móviles

$$F_m = - M d^2/dt^2$$

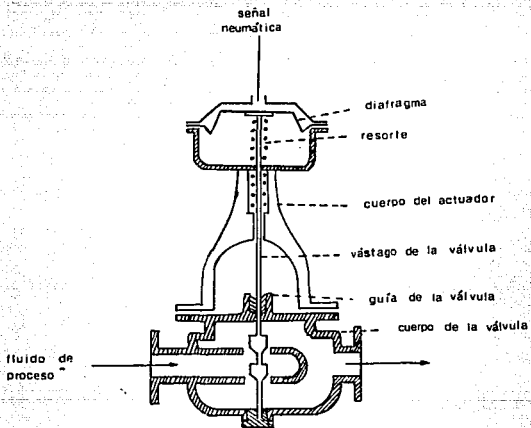


Fig. 5.25 Válvula de control neumática.

M = masa de las partes móviles (diafragma y vástago de la válvula)

- La fuerza resultante de la caída de presión que actúa a través de los discos de las válvulas es igual a cero.

A) sumar estas fuerzas se obtiene la siguiente ecuación diferencial.

$$M \frac{d^2L}{dt^2} = f(t) - HL - C \frac{dL}{dt}$$

Si se divide entre H:

$$\frac{M}{H} \frac{d^2L}{dt^2} = \frac{f(t)}{H} - L - \frac{C}{H} \frac{dL}{dt}$$

Rearreglando la ecuación:

$$\frac{M}{H} \frac{d^2L}{dt^2} + \frac{C}{H} \frac{dL}{dt} + L = \frac{f(t)}{H}$$

Aplicando la transformada de Laplace:

$$\frac{M}{H} s^2 (s) - sL(0) - L'(0) + \frac{C}{H} sL(s) - L(0) + L(s) = \frac{F(s)}{H}$$

Dividiendo entre L(s):

$$\frac{M}{H} s^2 + \frac{C}{H} s + 1 = \frac{F(s)}{HL(s)}$$

$$\tau = (M/H)^{1/2}$$

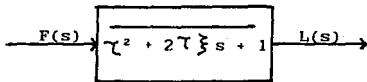
$$\xi = \frac{1}{2}(C^2/MH)^{1/2}$$

$$\tau^2 s^2 + 2\xi\tau s + 1 = F(s)/L(s)$$

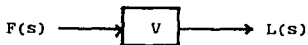
Rearreglando la ecuación:

$$\frac{L(s)}{F(s)} = \frac{1}{\tau^2 s^2 + 2\xi\tau s + 1} = V$$

presión del
aire



desplazamiento
del resorte de
la válvula



5.7 SIMULACION DEL MODELO MATEMATICO DE LA COLUMNA

Una vez que se obtienen las ecuaciones del modelo, el siguiente paso en la simulación de un sistema físico es la solución de las mismas.

Al utilizar una computadora para resolver las ecuaciones se puede emplear algún método simple de integración numérico para resolver las ecuaciones, o bien se podría utilizar un paquete de subrutinas. En este caso se utilizó un lenguaje de simulación para sistemas continuos.

En los apéndices B y C se muestran las tablas y gráficas con los resultados correspondientes al implementar los sistemas de control a la columna de destilación y realizar una simulación y comparación entre ambos.

También se presentan gráficas en el dominio de la frecuencia en donde se muestra la estabilidad de los sistemas de control (planos de Bode y Nyquist).

ANALISIS DE RESULTADOS

En el apéndice B se muestran las tablas con los resultados correspondientes a las respuestas a los sistemas de control propuestos, así como en el apéndice C se pueden apreciar las gráficas correspondientes a los mismos.

Con base en los resultados obtenidos, se comenzará por analizar el sistema de control feedback con cada uno de sus diferentes modos (P, PI, PID).

Analizando las gráficas C.1 y C.2, en donde se muestra la respuesta del sistema aplicando el modo proporcional, se puede apreciar que existe una gran desviación en la respuesta del valor deseado, ésto era de esperarse, ya que el modo de control proporcional sólo opera con un parámetro de ajuste, que es K_c o PB.

Las gráficas C.3 y C.4 dan la respuesta del sistema con el modo PI, en donde se observa que, por existir una acción de integración o de reajuste, disminuye la desviación de la respuesta al valor deseado, al ocurrir ésto, el sistema mejora la acción de control.

Las gráficas C.5 y C.6 dan la respuesta del sistema al aplicar el modo PID. Aquí se observa que, por existir los tres parámetros de ajuste, K_c o PB, la rapidez de reajuste y la rapidez derivativa, se obtiene la mejor acción de control con el sistema feedback.

Con respecto al sistema feedforward, en las gráficas C.7 y C.8 se muestra que por ser el sistema de control que detecta el disturbio antes de que entre al proceso, existe una considerable disminución en el tiempo en que la respuesta alcanza el valor deseado, ésto comparado con el sistema de control feedback con cualquiera de sus tres modos.

Lo anterior se aprecia mejor en la gráfica C.9, en donde se muestran simultáneamente las tres curvas de la respuesta del control

feedback con sus distintos modos y la curva correspondiente a la respuesta del control feedforward.

Las gráficas de la C.10 a la C.22 muestran los sistemas estudiados representados en el plano de Bode, en donde se aprecia que el sistema de control feedback con sus modos P, PI y PID es estable, puesto que no existe ángulo de fase.

También se puede comprobar la estabilidad del sistema de control feedforward, ya que existe un ángulo de fase igual a -180° , que es un módulo de amplitud menor a la unidad.

CONCLUSIONES

El sistema de control de procesos consta de ecuaciones matemáticas que representan los balances de masa y energía. Estas ecuaciones describen a las variables manipuladas, las entradas y salidas del proceso y variables independientes del mismo.

El control feedback ha sido por mucho tiempo el método tradicional para controlar columnas de destilación, pues proporciona un control adecuado aún cuando no se conozcan las relaciones exactas entre los platos de la misma. Sin embargo, tiene el inconveniente de que su acción correctiva se lleva a cabo únicamente después de que la calidad del producto ha sido desviada.

En cambio, el control feedforward detecta y corrige los disturbios antes de que entren al sistema. En cuanto al cálculo de las ecuaciones para la columna binaria ideal, al utilizar el control feedforward, el trabajo se reduce considerablemente, pero el diseño del controlador es más complicado, y lo es aún más para una mezcla multicomponente.

Para aplicar el sistema de control feedforward se debe conocer perfectamente el disturbio, ya que de lo contrario, se pueden ocasionar cambios en las composiciones de los productos.

En la acción del control feedforward no se introduce inestabilidad en la respuesta de un circuito cerrado.

El sistema feedback no requiere identificación y medición de el disturbio, ya que éste no produce cambios en el desarrollo del modelo o en los errores de los parámetros.

En términos generales, y con base a los resultados obtenidos y a el análisis de los mismos, se puede decir que el sistema feedback con el modo de control PID es el que mejor realiza la acción de control, sin embargo mejor aún resulta el sistema de control feedforward, ya que lleva a cabo la acción de control en el me-

nor tiempo para la columna de destilación propuesta.

El objetivo del presente trabajo fué, principalmente, proponer en base al análisis de las respuestas de los controladores feed-back y feedforward, que sistema que garantice la mejor estabilidad del proceso, en este caso el mejor control en la composición de un producto en una columna de destilación binaria.

B I B L I O G R A F I A

1. P. S. Buckley, R. E. Krieger; "Techniques of Process Control", McGraw-Hill, New York, 1979.
2. B. Ckno; "Sistemas Automáticos de Control", 2a., CECSA, México, 1978.
3. A. B. Corripio, C. A. Smith; "Principles and Practice of Automatic Process Control", John Wiley & Sons, New York, 1985.
4. D. R. Coughanowr, L. B. Kopell; "Process Systems Analysis and Control", McGraw-Hill, New York, 1983.
5. J. J. D'azzo, C. H. Houpis; "Linear Control System Analysis and Design Convetional and Modem", McGraw-Hill, New York, 1975.
6. J. J. Distefano; "Teoría y Problemas de Retroalimentación y Sistemas de Control", McGraw-Hill, México, 1934.
7. R. C. Dorf; "Sistemas Automáticos de Control", Fondo Educativo Interamericano, México, 1977.
8. O. I. Elgerd; "Control Systems Theory", McGraw-Hill, New York, 1967.
9. R. G. Franks; "Modeling and Simulation in Chemical Engeneering", John Wiley & Sons, New York, 1972.
10. E. J. Henley, J. D. Sender; "Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química", Reverté, España, 1988.

11. D. M. Himmelblau, K. B. Bischoff; "Análisis y Simulación de Procesos", Reverté, España, 1976.
12. W. G. Holzbock; "Automatic Control Principles and Practice", Reynold Publishing Corporation, E.U.A., 1958.
13. W. L. Luyben; "Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers", 2a., McGraw-Hill, New York, 1989.
14. P. Narriot; "Process Control", McGraw-Hill, New York, 1964.
15. K. Ogata; "Ingeniería de Control Moderna", Prentice-Hall, México, 1988.
16. W. J. Palm; "Modeling Analysis and Control of Dynamics Systems", John Wiley & Sons, New York, 1983.
17. Perry & Chilton; "Manual del Ingeniero Químico", 3a., McGraw-Hill, New York, 1989.
18. A. Pollard; "Process Control for the Chemical and Allied Fluid Processing Industries", Heinemann Educational Books London, Gran Bretaña, 1971.
19. D. M. Pretland, C. E. García; "Fundamental Process Control", Butterworth-Heinemann Series in Chemical Engineering, E.U.A., 1988.
20. F. G. Shinskey; "Process Control Systems Application, Design, and Tuning", 3a., McGraw-Hill, E.U.A., 1988.

21. G. Ross; "Computer Programming Examples for Chemical Engineers" Computer-Aided Chemical Engineering, Vol. 3, Elsevier Science Publisher, B.V., Holanda, 1987.
22. G. Stephanopoulos; "Chemical Process Control an Introduction to Theory and Practice", Pretice-Hall, New York, 1984.
23. R. J. Southnorth, S. L. Deleeuw; "Digital Computation and Numerical Methods", McGraw-Hill, New York, 1965.
24. T. W. Weber; "An Introduction to Process Dynamics and Control", John Wiley & Sons, New York, 1973.
25. L. M. Zoss; "Applied Instrumentation in the Process Industries", Vol IV, Houston Texas, 1979.
26. K. T. Erickson, R. E. Otto; Ind. Eng. Chem. Res. Vol. 30 No. 3, 482-490, (1991).
27. G. M. Lewis; Chem. Eng., 79-85, Agosto (1983).
28. W. L. Luyben; Chem. Eng., Vol. 61, 74-78, Agosto (1965).
29. W. L. Luyben; I & Fundamentales, Vol. 7, 502-508, Agosto (1968).
30. S. A. Maselli; Hydrocarbon Processing, 103-107, Abril (1972).
31. A. E. Nisenfeld, R. K. Miyasaki; Automatica, Vol. 9, 319-327, (1973).

32. D. W. Rippin, D. E. Lamb; AIChE Meeting, Wash, Diciembre (1980).
33. C. J. Ryskamp, Hydrocarbon Processing, 51-59, Junio (1980).
34. V. A. Sastry, D. E. Seborg, R. K. Wood, Self Automatica, Vol. 13, 417-424, (1977).
35. J. P. Shunta, W. L. Luyben; The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 50, 365-371, Junio (1972).
36. S. Skugestad, M. Morari, AIChE Journal, Vol. 33, 1620-1634 Octubre (1987).
37. C. L. Smith; Theory and Instrumentation and Control, Vol. 3, 45-73, Octubre (1979).
38. G. Tagart; Hydrocarbon Processing, 155-157, Marzo (1981).
39. S. D. Witt, R. C. Waggoner; Hydrocarbon Processing, 74-78, Junio (1990).
40. R. K. Wood, W. C. Pacey; The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 50, 376-384, Junio (1972).
41. R. C. Wu; Hydrocarbon Processing, 77-78, Agosto (1982).

A P E N D I C E A

TRANSFORMADAS DE LAPLACE

$f(t)$	$F(s)$
1	$\frac{1}{s}$
t	$\frac{1}{s^2}$
$\frac{t^{n-1}}{(n-1)!}$	$\frac{1}{s^n}$
e^{at}	$\frac{1}{s-a}$
$\frac{e^{at} t^{n-1}}{(n-1)!}$	$\frac{1}{(s-a)^n}$
$\frac{e^{at} - e^{bt}}{a-b}$	$\frac{1}{(s-a)(s-b)} \quad a \neq b$
$1 + \frac{1}{b-a} [ae^{bt} - be^{at}]$	$\frac{1}{s(1+as)(1+bs)}$
$\text{sen } at$	$\frac{a}{s^2 + a^2}$
$\frac{1}{a} \text{sen } at$	$\frac{1}{s^2 + a^2}$

$$\frac{1}{a} \operatorname{senh} at$$

$$\frac{1}{s^2 - a^2}$$

$$\frac{t}{2a} \operatorname{sen} at$$

$$\frac{s}{(s^2 + a^2)^2}$$

$$\frac{1}{b} e^{at} \operatorname{sen} bt$$

$$\frac{s - a}{(s - a)^2 + b^2}$$

$$\cos at$$

$$\frac{s}{s^2 + a^2}$$

$$\cosh at$$

$$\frac{s}{s^2 - a^2}$$

$$e^{at} \cos bt$$

$$\frac{s - a}{(s - a)^2 + b^2}$$

$$t \cos at$$

$$\frac{s^2 - a^2}{(s^2 + a^2)^2}$$

$$\frac{1}{2a^3} (\operatorname{sen} at - at \cos at)$$

$$\frac{1}{(s^2 + a^2)^2}$$

$$f(t - b) U(t - b)$$

$$e^{-bs} F(s)$$

$$f'(t)$$

$$sF(s) - F(0)$$

$$f^{(n)}(t) \quad s^n F(s) - s^{n-1} F(0) - s^{n-2} F'(0) \dots - F^{(n-1)}(0)$$

$$t^n f(t) \quad (-1)^n F^{(n)}(s)$$

función escalón $f(t) = u(t)$

$$F(s) = \frac{h}{s}$$

$$u(t) = \begin{cases} 0 & t \leq 0 \\ h & t > 0 \end{cases}$$

función pulso $f(t) = H$

$$F(s) = \frac{H}{s} (1 - e^{-st_1})$$

$$0 \leq t < t_1$$

función impulso $f(t) = I(t)$

$$F(s) = \lim_{t_1 \rightarrow \infty} \left[\frac{H}{s} (1 - e^{-st_1}) \right]$$

usando la regla de L'Hopital

$$F(s) = \lim_{t_1 \rightarrow \infty} \left(\frac{A s - e^{-st_1}}{s} \right) = A$$

cuando $A = 1$ se llama impulso unitario

A P E N D I C E B

TABLA B.1

COMPOSICIONES Y RELACIONES DE EQUILIBRIO
A LA SALIDA DE LA COLUMNA A R.P.

N	X	Y	K
0	0.02000	0.03922	1.92234
1	0.03500	0.06764	1.86701
2	0.05719	0.10819	1.78947
3	0.08665	0.16320	1.68691
4	0.13160	0.23291	1.56131
5	0.18622	0.31397	1.42135
6	0.24950	0.39937	1.28102
7	0.31617	0.48044	1.15452
8	0.37947	0.55017	1.05100
9	0.43391	0.60321	0.97272
10	0.47688	0.64580	0.91693
11	0.51526	0.68009	0.87102
12	0.56295	0.72037	0.81873
13	0.61895	0.75463	0.76306
14	0.68051	0.80989	0.70812
15	0.74344	0.85284	0.65792
16	0.80318	0.89025	0.61511
17	0.85602	0.92243	0.58059
18	0.89994	0.94733	0.55405
19	0.93458	0.96618	0.53439
20	0.96078	0.98000	0.52020

TABLA B.2

CONTROLADOR FEEDBACK
MODO PROPORCIONAL

TIEMPO	FONDOS	DESTILADO	TIEMPO	FONDOS	DESTILADO
0.0	0.02000000	0.98000000	5.1	0.02306649	0.96132680
0.1	0.02000000	0.98000000	5.2	0.02303584	0.96133100
0.2	0.02000129	0.98000000	5.3	0.02301290	0.96133340
0.3	0.02001523	0.98000000	5.4	0.02299986	0.96133580
0.4	0.02005889	0.98000100	5.5	0.02299277	0.96133670
0.5	0.02014276	0.98000380	5.6	0.02295106	0.96134220
0.6	0.02026659	0.98001030	5.7	0.02295314	0.96134780
0.7	0.02043234	0.98002230	5.8	0.02292137	0.96134940
0.8	0.02062700	0.98004100	5.9	0.02290302	0.96135300
0.9	0.02084455	0.98006700	6.0	0.02289973	0.96135660
1.0	0.02107695	0.98010640	6.1	0.02289154	0.96136040
1.1	0.02131688	0.98014070	6.2	0.02288487	0.96136480
1.2	0.02155791	0.98018740	6.3	0.02287356	0.96136910
1.3	0.02179475	0.98023820	6.4	0.02287543	0.96137360
1.4	0.02202315	0.98029550	6.5	0.02287230	0.96137720
1.5	0.02223392	0.98035900	6.6	0.02287001	0.96138100
1.6	0.02244279	0.98041600	6.7	0.02286641	0.96138590
1.7	0.02263026	0.98047880	6.8	0.02286735	0.96138690
1.8	0.02280152	0.98054290	6.9	0.02286669	0.96139240
1.9	0.02295650	0.98060600	7.0	0.02286632	0.96139600
2.0	0.02309472	0.98066700	7.1	0.02286612	0.96139960
2.1	0.02321145	0.98072490	7.2	0.02286603	0.96140320
2.2	0.02331936	0.98078290	7.3	0.02286594	0.96140680
2.3	0.02341263	0.98083620	7.4	0.02286579	0.96140940
2.4	0.02349205	0.98089070	7.5	0.02286553	0.96141180
2.5	0.02356840	0.98093330	7.6	0.02286512	0.96141410
2.6	0.02364250	0.98097580	7.7	0.02286453	0.96141650
2.7	0.02369500	0.98102820	7.8	0.02286374	0.96141890
2.8	0.02374694	0.98108100	7.9	0.02286273	0.96142130
2.9	0.02379878	0.98113440	8.0	0.02286150	0.96142330
3.0	0.02384200	0.98118420	8.1	0.02286011	0.96142480
3.1	0.02387522	0.98123260	8.2	0.02285851	0.96142570
3.2	0.023902127	0.98127900	8.3	0.02285674	0.96142680
3.3	0.023921016	0.98132100	8.4	0.02285480	0.96142810
3.4	0.02393263	0.98132940	8.5	0.02285274	0.96142920
3.5	0.023936942	0.98134000	8.6	0.02285050	0.96143050
3.6	0.023941277	0.98134800	8.7	0.02284829	0.96143170
3.7	0.023945684	0.98135210	8.8	0.02284594	0.96143270
3.8	0.023947914	0.98135610	8.9	0.02284354	0.96143330
3.9	0.023949401	0.98135900	9.0	0.02284109	0.96143390
4.0	0.02394904	0.98136100	9.1	0.02283853	0.96143430
4.1	0.023947208	0.98136200	9.2	0.022835816	0.96143490
4.2	0.023943935	0.98136200	9.3	0.022832977	0.96143530
4.3	0.023938647	0.98136100	9.4	0.022829442	0.96143580
4.4	0.023931382	0.98135900	9.5	0.022825210	0.96143630
4.5	0.023922000	0.98135600	9.6	0.022820369	0.96143680
4.6	0.023910789	0.98135200	9.7	0.022814900	0.96143730
4.7	0.023897951	0.98134700	9.8	0.022808265	0.96143780
4.8	0.023883707	0.98134100	9.9	0.022800598	0.96143830
4.9	0.023868391	0.98133400	10.0	0.022791920	0.96143880
5.0	0.023851700	0.98132600			

TABLA B.2 (CONTINUACION)

CONTROLADOR FEEDBACK
MODO PROPORCIONAL

TIEMPO	FONDOS	DESTILADO	TIEMPO	FONDOS	DESTILADO
10.1	0.02261764	0.96143290	15.1	0.02260616	0.96143610
10.2	0.02261016	0.96143340	15.2	0.02260016	0.96143610
10.3	0.02261461	0.96143400	15.3	0.02260616	0.96143610
10.4	0.02261359	0.96143460	15.4	0.02260616	0.96143610
10.5	0.02261249	0.96143540	15.5	0.02260616	0.96143610
10.6	0.02261153	0.96143600	15.6	0.02260616	0.96143610
10.7	0.02261069	0.96143670	15.7	0.02260616	0.96143610
10.8	0.02260999	0.96143710	15.8	0.02260616	0.96143610
10.9	0.02260941	0.96143750	15.9	0.02260616	0.96143610
11.0	0.02260894	0.96143760	16.0	0.02260616	0.96143610
11.1	0.02260858	0.96143810	16.1	0.02260616	0.96143610
11.2	0.02260831	0.96143810	16.2	0.02260616	0.96143610
11.3	0.02260812	0.96143810	16.3	0.02260616	0.96143610
11.4	0.02260796	0.96143810	16.4	0.02260616	0.96143610
11.5	0.02260769	0.96143810	16.5	0.02260616	0.96143610
11.6	0.02260781	0.96143810	16.6	0.02260616	0.96143610
11.7	0.02260775	0.96143810	16.7	0.02260616	0.96143610
11.8	0.02260770	0.96143810	16.8	0.02260616	0.96143610
11.9	0.02260764	0.96143810	16.9	0.02260616	0.96143610
12.0	0.02260757	0.96143810	17.0	0.02260616	0.96143610
12.1	0.02260750	0.96143810	17.1	0.02260616	0.96143610
12.2	0.02260742	0.96143810	17.2	0.02260616	0.96143610
12.3	0.02260733	0.96143810	17.3	0.02260616	0.96143610
12.4	0.02260722	0.96143810	17.4	0.02260616	0.96143610
12.5	0.02260709	0.96143810	17.5	0.02260616	0.96143610
12.6	0.02260696	0.96143810	17.6	0.02260616	0.96143610
12.7	0.02260682	0.96143810	17.7	0.02260616	0.96143610
12.8	0.02260671	0.96143810	17.8	0.02260616	0.96143610
12.9	0.02260659	0.96143810	17.9	0.02260616	0.96143610
13.0	0.02260648	0.96143810	18.0	0.02260616	0.96143610
13.1	0.02260641	0.96143810	18.1	0.02260616	0.96143610
13.2	0.02260633	0.96143810	18.2	0.02260616	0.96143610
13.3	0.02260628	0.96143810	18.3	0.02260616	0.96143610
13.4	0.02260624	0.96143810	18.4	0.02260616	0.96143610
13.5	0.02260620	0.96143810	18.5	0.02260616	0.96143610
13.6	0.02260616	0.96143810	18.6	0.02260616	0.96143610
13.7	0.02260616	0.96143810	18.7	0.02260616	0.96143610
13.8	0.02260616	0.96143810	18.8	0.02260616	0.96143610
13.9	0.02260616	0.96143810	18.9	0.02260616	0.96143610
14.0	0.02260616	0.96143810	19.0	0.02260616	0.96143610
14.1	0.02260616	0.96143810	19.1	0.02260616	0.96143610
14.2	0.02260616	0.96143810	19.2	0.02260616	0.96143610
14.3	0.02260616	0.96143810	19.3	0.02260616	0.96143610
14.4	0.02260616	0.96143810	19.4	0.02260616	0.96143610
14.5	0.02260616	0.96143810	19.5	0.02260616	0.96143610
14.6	0.02260616	0.96143810	19.6	0.02260616	0.96143610
14.7	0.02260616	0.96143810	19.7	0.02260616	0.96143610
14.8	0.02260616	0.96143810	19.8	0.02260616	0.96143610
14.9	0.02260616	0.96143810	19.9	0.02260616	0.96143610
15.0	0.02260616	0.96143810	20.0	0.02260616	0.96143610

TABLA B.2 (CONTINUACION)
CONTROLADOR FEEDBACK
MODO PROPORCIONAL

TIEMPO FONDOS	DESTILADO	TIEMPO FONDOS	DESTILADO		
20.1	0.02260618	0.98143810	25.1	0.02260618	0.98143810
20.2	0.02260618	0.98143810	25.2	0.02260618	0.98143810
20.3	0.02260618	0.98143810	25.3	0.02260618	0.98143810
20.4	0.02260618	0.98143810	25.4	0.02260618	0.98143810
20.5	0.02260618	0.98143810	25.5	0.02260618	0.98143810
20.6	0.02260618	0.98143810	25.6	0.02260618	0.98143810
20.7	0.02260618	0.98143810	25.7	0.02260618	0.98143810
20.8	0.02260618	0.98143810	25.8	0.02260618	0.98143810
20.9	0.02260618	0.98143810	25.9	0.02260618	0.98143810
21.0	0.02260618	0.98143810	26.0	0.02260618	0.98143810
21.1	0.02260618	0.98143810	26.1	0.02260618	0.98143810
21.2	0.02260618	0.98143810	26.2	0.02260618	0.98143810
21.3	0.02260618	0.98143810	26.3	0.02260618	0.98143810
21.4	0.02260618	0.98143810	26.4	0.02260618	0.98143810
21.5	0.02260618	0.98143810	26.5	0.02260618	0.98143810
21.6	0.02260618	0.98143810	26.6	0.02260618	0.98143810
21.7	0.02260618	0.98143810	26.7	0.02260618	0.98143810
21.8	0.02260618	0.98143810	26.8	0.02260618	0.98143810
21.9	0.02260618	0.98143810	26.9	0.02260618	0.98143810
22.0	0.02260618	0.98143810	27.0	0.02260618	0.98143810
22.1	0.02260618	0.98143810	27.1	0.02260618	0.98143810
22.2	0.02260618	0.98143810	27.2	0.02260618	0.98143810
22.3	0.02260618	0.98143810	27.3	0.02260618	0.98143810
22.4	0.02260618	0.98143810	27.4	0.02260618	0.98143810
22.5	0.02260618	0.98143810	27.5	0.02260618	0.98143810
22.6	0.02260618	0.98143810	27.6	0.02260618	0.98143810
22.7	0.02260618	0.98143810	27.7	0.02260618	0.98143810
22.8	0.02260618	0.98143810	27.8	0.02260618	0.98143810
22.9	0.02260618	0.98143810	27.9	0.02260618	0.98143810
23.0	0.02260618	0.98143810	28.0	0.02260618	0.98143810
23.1	0.02260618	0.98143810	28.1	0.02260618	0.98143810
23.2	0.02260618	0.98143810	28.2	0.02260618	0.98143810
23.3	0.02260618	0.98143810	28.3	0.02260618	0.98143810
23.4	0.02260618	0.98143810	28.4	0.02260618	0.98143810
23.5	0.02260618	0.98143810	28.5	0.02260618	0.98143810
23.6	0.02260618	0.98143810	28.6	0.02260618	0.98143810
23.7	0.02260618	0.98143810	28.7	0.02260618	0.98143810
23.8	0.02260618	0.98143810	28.8	0.02260618	0.98143810
23.9	0.02260618	0.98143810	28.9	0.02260618	0.98143810
24.0	0.02260618	0.98143810	29.0	0.02260618	0.98143810
24.1	0.02260618	0.98143810	29.1	0.02260618	0.98143810
24.2	0.02260618	0.98143810	29.2	0.02260618	0.98143810
24.3	0.02260618	0.98143810	29.3	0.02260618	0.98143810
24.4	0.02260618	0.98143810	29.4	0.02260618	0.98143810
24.5	0.02260618	0.98143810	29.5	0.02260618	0.98143810
24.6	0.02260618	0.98143810	29.6	0.02260618	0.98143810
24.7	0.02260618	0.98143810	29.7	0.02260618	0.98143810
24.8	0.02260618	0.98143810	29.8	0.02260618	0.98143810
24.9	0.02260618	0.98143810	29.9	0.02260618	0.98143810
25.0	0.02260618	0.98143810	30.0	0.02260618	0.98143810

TABLA B.2 (CONTINUACION)

CONTROLADOR FEEDBACK
MODO PROPORCIONAL

TIEMPO	FONDOS	DESTILADO	TIEMPO	FONDOS	DESTILADO
30.1	0.02260618	0.98143810	35.1	0.02260618	0.98143810
30.2	0.02260618	0.98143810	35.2	0.02260618	0.98143810
30.3	0.02260618	0.98143810	35.3	0.02260618	0.98143810
30.4	0.02260618	0.98143810	35.4	0.02260618	0.98143810
30.5	0.02260618	0.98143810	35.5	0.02260618	0.98143810
30.6	0.02260618	0.98143810	35.6	0.02260618	0.98143810
30.7	0.02260618	0.98143810	35.7	0.02260618	0.98143810
30.8	0.02260618	0.98143810	35.8	0.02260618	0.98143810
30.9	0.02260618	0.98143810	35.9	0.02260618	0.98143810
31.0	0.02260618	0.98143810	36.0	0.02260618	0.98143810
31.1	0.02260618	0.98143810	36.1	0.02260618	0.98143810
31.2	0.02260618	0.98143810	36.2	0.02260618	0.98143810
31.3	0.02260618	0.98143810	36.3	0.02260618	0.98143810
31.4	0.02260618	0.98143810	36.4	0.02260618	0.98143810
31.5	0.02260618	0.98143810	36.5	0.02260618	0.98143810
31.6	0.02260618	0.98143810	36.6	0.02260618	0.98143810
31.7	0.02260618	0.98143810	36.7	0.02260618	0.98143810
31.8	0.02260618	0.98143810	36.8	0.02260618	0.98143810
31.9	0.02260618	0.98143810	36.9	0.02260618	0.98143810
32.0	0.02260618	0.98143810	37.0	0.02260618	0.98143810
32.1	0.02260618	0.98143810	37.1	0.02260618	0.98143810
32.2	0.02260618	0.98143810	37.2	0.02260618	0.98143810
32.3	0.02260618	0.98143810	37.3	0.02260618	0.98143810
32.4	0.02260618	0.98143810	37.4	0.02260618	0.98143810
32.5	0.02260618	0.98143810	37.5	0.02260618	0.98143810
32.6	0.02260618	0.98143810	37.6	0.02260618	0.98143810
32.7	0.02260618	0.98143810	37.7	0.02260618	0.98143810
32.8	0.02260618	0.98143810	37.8	0.02260618	0.98143810
32.9	0.02260618	0.98143810	37.9	0.02260618	0.98143810
33.0	0.02260618	0.98143810	38.0	0.02260618	0.98143810
33.1	0.02260618	0.98143810	38.1	0.02260618	0.98143810
33.2	0.02260618	0.98143810	38.2	0.02260618	0.98143810
33.3	0.02260618	0.98143810	38.3	0.02260618	0.98143810
33.4	0.02260618	0.98143810	38.4	0.02260618	0.98143810
33.5	0.02260618	0.98143810	38.5	0.02260618	0.98143810
33.6	0.02260618	0.98143810	38.6	0.02260618	0.98143810
33.7	0.02260618	0.98143810	38.7	0.02260618	0.98143810
33.8	0.02260618	0.98143810	38.8	0.02260618	0.98143810
33.9	0.02260618	0.98143810	38.9	0.02260618	0.98143810
34.0	0.02260618	0.98143810	39.0	0.02260618	0.98143810
34.1	0.02260618	0.98143810	39.1	0.02260618	0.98143810
34.2	0.02260618	0.98143810	39.2	0.02260618	0.98143810
34.3	0.02260618	0.98143810	39.3	0.02260618	0.98143810
34.4	0.02260618	0.98143810	39.4	0.02260618	0.98143810
34.5	0.02260618	0.98143810	39.5	0.02260618	0.98143810
34.6	0.02260618	0.98143810	39.6	0.02260618	0.98143810
34.7	0.02260618	0.98143810	39.7	0.02260618	0.98143810
34.8	0.02260618	0.98143810	39.8	0.02260618	0.98143810
34.9	0.02260618	0.98143810	39.9	0.02260618	0.98143810
35.0	0.02260618	0.98143810	40.0	0.02260618	0.98143810

TABLA B.2 (CONTINUACION)

CONTROLADOR FEEDBACK
MODO PROPORCIONAL

TIEMPO FONDOS	DESTILADO	TIEMPO FONDOS	DESTILADO		
40.1	0.02280618	0.98143810	45.1	0.02280618	0.98143810
40.2	0.02280618	0.98143810	45.2	0.02280618	0.98143810
40.3	0.02280618	0.98143810	45.3	0.02280618	0.98143810
40.4	0.02280618	0.98143810	45.4	0.02280618	0.98143810
40.5	0.02280618	0.98143810	45.5	0.02280618	0.98143810
40.6	0.02280618	0.98143810	45.6	0.02280618	0.98143810
40.7	0.02280618	0.98143810	45.7	0.02280618	0.98143810
40.8	0.02280618	0.98143810	45.8	0.02280618	0.98143810
40.9	0.02280618	0.98143810	45.9	0.02280618	0.98143810
41.0	0.02280618	0.98143810	46.0	0.02280618	0.98143810
41.1	0.02280618	0.98143810	46.1	0.02280618	0.98143810
41.2	0.02280618	0.98143810	46.2	0.02280618	0.98143810
41.3	0.02280618	0.98143810	46.3	0.02280618	0.98143810
41.4	0.02280618	0.98143810	46.4	0.02280618	0.98143810
41.5	0.02280618	0.98143810	46.5	0.02280618	0.98143810
41.6	0.02280618	0.98143810	46.6	0.02280618	0.98143810
41.7	0.02280618	0.98143810	46.7	0.02280618	0.98143810
41.8	0.02280618	0.98143810	46.8	0.02280618	0.98143810
41.9	0.02280618	0.98143810	46.9	0.02280618	0.98143810
42.0	0.02280618	0.98143810	47.0	0.02280618	0.98143810
42.1	0.02280618	0.98143810	47.1	0.02280618	0.98143810
42.2	0.02280618	0.98143810	47.2	0.02280618	0.98143810
42.3	0.02280618	0.98143810	47.3	0.02280618	0.98143810
42.4	0.02280618	0.98143810	47.4	0.02280618	0.98143810
42.5	0.02280618	0.98143810	47.5	0.02280618	0.98143810
42.6	0.02280618	0.98143810	47.6	0.02280618	0.98143810
42.7	0.02280618	0.98143810	47.7	0.02280618	0.98143810
42.8	0.02280618	0.98143810	47.8	0.02280618	0.98143810
42.9	0.02280618	0.98143810	47.9	0.02280618	0.98143810
43.0	0.02280618	0.98143810	48.0	0.02280618	0.98143810
43.1	0.02280618	0.98143810	48.1	0.02280618	0.98143810
43.2	0.02280618	0.98143810	48.2	0.02280618	0.98143810
43.3	0.02280618	0.98143810	48.3	0.02280618	0.98143810
43.4	0.02280618	0.98143810	48.4	0.02280618	0.98143810
43.5	0.02280618	0.98143810	48.5	0.02280618	0.98143810
43.6	0.02280618	0.98143810	48.6	0.02280618	0.98143810
43.7	0.02280618	0.98143810	48.7	0.02280618	0.98143810
43.8	0.02280618	0.98143810	48.8	0.02280618	0.98143810
43.9	0.02280618	0.98143810	48.9	0.02280618	0.98143810
44.0	0.02280618	0.98143810	49.0	0.02280618	0.98143810
44.1	0.02280618	0.98143810	49.1	0.02280618	0.98143810
44.2	0.02280618	0.98143810	49.2	0.02280618	0.98143810
44.3	0.02280618	0.98143810	49.3	0.02280618	0.98143810
44.4	0.02280618	0.98143810	49.4	0.02280618	0.98143810
44.5	0.02280618	0.98143810	49.5	0.02280618	0.98143810
44.6	0.02280618	0.98143810	49.6	0.02280618	0.98143810
44.7	0.02280618	0.98143810	49.7	0.02280618	0.98143810
44.8	0.02280618	0.98143810	49.8	0.02280618	0.98143810
44.9	0.02280618	0.98143810	49.9	0.02280618	0.98143810
45.0	0.02280618	0.98143810			

TABLA B.3

CONTROLADOR FEEDBACK
 MODO PROPORCIONAL INTEGRAL

TIEMPO	FONDOS	DESTILADO	TIEMPO	FONDOS	DESTILADO
0.0	0.02000000	0.98000000	5.1	0.01952660	0.98008960
0.1	0.01999997	0.98000003	5.2	0.01962418	0.98011610
0.2	0.02000190	0.98000000	5.3	0.01968549	0.98014480
0.3	0.02001522	0.98000000	5.4	0.01975972	0.98017460
0.4	0.02006979	0.98000100	5.5	0.01985089	0.98020440
0.5	0.02014221	0.98000370	5.6	0.01993308	0.98023370
0.6	0.02026661	0.98001010	5.7	0.02001250	0.98026210
0.7	0.02042664	0.98002150	5.8	0.02008844	0.98029000
0.8	0.02061477	0.98003690	5.9	0.02015435	0.98031410
0.9	0.02082624	0.98005620	6.0	0.02021508	0.98033660
1.0	0.02103324	0.98007930	6.1	0.02027196	0.98035700
1.1	0.02124418	0.98010590	6.2	0.02031134	0.98037420
1.2	0.02144447	0.98013530	6.3	0.02034556	0.98038820
1.3	0.02162678	0.98016710	6.4	0.02037700	0.98039900
1.4	0.02179520	0.98020190	6.5	0.02040644	0.98040610
1.5	0.02194527	0.98023960	6.6	0.02043395	0.98040970
1.6	0.02208100	0.98028030	6.7	0.02045945	0.98040960
1.7	0.02220373	0.98032330	6.8	0.02048317	0.98040560
1.8	0.02231206	0.98036870	6.9	0.02050497	0.98040000
1.9	0.02240512	0.98041600	7.0	0.02052405	0.98039060
2.0	0.02248364	0.98046410	7.1	0.02054071	0.98037910
2.1	0.02254725	0.98051270	7.2	0.02055546	0.98036470
2.2	0.02259726	0.98056160	7.3	0.02056870	0.98034840
2.3	0.02263427	0.98061010	7.4	0.02058055	0.98033010
2.4	0.02265831	0.98065810	7.5	0.02059125	0.98031060
2.5	0.02267079	0.98070480	7.6	0.02060080	0.98029060
2.6	0.02267214	0.98075140	7.7	0.02060935	0.98026940
2.7	0.02266275	0.98079800	7.8	0.02061693	0.98024810
2.8	0.02264218	0.98084340	7.9	0.02062351	0.98022780
2.9	0.02261033	0.98088750	8.0	0.02062910	0.98020790
3.0	0.02256811	0.98093070	8.1	0.02063372	0.98018890
3.1	0.02251567	0.98097250	8.2	0.02063740	0.98017120
3.2	0.02245410	0.98101360	8.3	0.02064010	0.98015490
3.3	0.02238416	0.98105360	8.4	0.02064180	0.98014030
3.4	0.02230647	0.98109210	8.5	0.02064255	0.98012700
3.5	0.02199796	0.98112800	8.6	0.02064237	0.98011730
3.6	0.021974654	0.98116210	8.7	0.02064124	0.98010990
3.7	0.021962704	0.98119470	8.8	0.02063917	0.98010260
3.8	0.021952219	0.98122610	8.9	0.02063623	0.98009640
3.9	0.021943277	0.98125640	9.0	0.02063250	0.98009040
4.0	0.021935634	0.98128560	9.1	0.02062800	0.98008460
4.1	0.021929223	0.97999390	9.2	0.02062268	0.98007930
4.2	0.021924145	0.97998930	9.3	0.02061670	0.98007470
4.3	0.021920360	0.97998200	9.4	0.02061020	0.98007010
4.4	0.021917799	0.97997260	9.5	0.02060330	0.98006610
4.5	0.021916322	0.97996180	9.6	0.02059604	0.98006280
4.6	0.021915467	0.97995040	9.7	0.02058850	0.98006010
4.7	0.021915262	0.98003820	9.8	0.02058075	0.98005810
4.8	0.021915773	0.98002560	9.9	0.02057281	0.98005650
4.9	0.021916967	0.98001260	10.0	0.02056470	0.98005510
5.0	0.021918745	0.98000000			

TABLA B.3 (CONTINUACION)

CONTROLADOR FEEDBACK
MODO PROPORCIONAL INTEGRAL

TIEMPO	FONDOS	DESTILADO	TIEMPO	FONDOS	DESTILADO
10.1	0.0198272	0.9001690	15.1	0.02005355	0.90010010
10.2	0.02001564	0.90017910	15.2	0.02006028	0.90010120
10.3	0.02004632	0.90018790	15.3	0.02006531	0.90010240
10.4	0.02007424	0.90019610	15.4	0.02006858	0.90010260
10.5	0.02008895	0.90020320	15.5	0.02007011	0.90010260
10.6	0.02012009	0.90020930	15.6	0.02006994	0.90010140
10.7	0.02013739	0.90021420	15.7	0.02006913	0.90009990
10.8	0.02015066	0.90021770	15.8	0.02006479	0.90009760
10.9	0.02015900	0.90021900	15.9	0.02006006	0.90009510
11.0	0.02016479	0.90022060	16.0	0.02005408	0.90009250
11.1	0.02016571	0.90021990	16.1	0.02004702	0.90008990
11.2	0.02016271	0.90021770	16.2	0.02003908	0.90008640
11.3	0.02015602	0.90021440	16.3	0.02003045	0.90008110
11.4	0.02014502	0.90020960	16.4	0.02002133	0.90007630
11.5	0.02013277	0.90020380	16.5	0.02001193	0.90007160
11.6	0.02011695	0.90019670	16.6	0.02000244	0.90006680
11.7	0.02009890	0.90018990	16.7	0.01999307	0.90006200
11.8	0.02007900	0.90018320	16.8	0.01998399	0.90005720
11.9	0.02005792	0.90017680	16.9	0.01997529	0.90005310
12.0	0.02003566	0.90016120	17.0	0.01996741	0.90004960
12.1	0.02001364	0.90015160	17.1	0.01996019	0.90004600
12.2	0.01999142	0.90014210	17.2	0.01995385	0.90004240
12.3	0.01996974	0.90013260	17.3	0.01994848	0.90003960
12.4	0.01994903	0.90012310	17.4	0.01994417	0.90003720
12.5	0.01992964	0.90011350	17.5	0.01994097	0.90003490
12.6	0.01991194	0.90010410	17.6	0.01993898	0.90003240
12.7	0.01989620	0.90009580	17.7	0.01993793	0.90003090
12.8	0.01988267	0.90008820	17.8	0.01993814	0.90002960
12.9	0.01987153	0.90008110	17.9	0.01993943	0.90002820
13.0	0.01986293	0.90007510	18.0	0.01994174	0.90002690
13.1	0.01985695	0.90007020	18.1	0.01994499	0.90002590
13.2	0.01985301	0.90006590	18.2	0.01994907	0.90002590
13.3	0.01985190	0.90006290	18.3	0.01995398	0.90003010
13.4	0.01985472	0.90006040	18.4	0.01995929	0.90003130
13.5	0.01985897	0.90005910	18.5	0.01996516	0.90003250
13.6	0.01986547	0.90005800	18.6	0.01997140	0.90003370
13.7	0.01987402	0.90005660	18.7	0.01997792	0.90003490
13.8	0.01988437	0.90005500	18.8	0.01998430	0.90003610
13.9	0.01989627	0.90005290	18.9	0.01999071	0.90003720
14.0	0.01990942	0.90005020	19.0	0.01999692	0.90003840
14.1	0.01992383	0.90004610	19.1	0.02000283	0.90003960
14.2	0.01993929	0.90004170	19.2	0.02000932	0.90004090
14.3	0.01995540	0.90003700	19.3	0.02001632	0.90004210
14.4	0.01997284	0.90003240	19.4	0.02002377	0.90004320
14.5	0.01999103	0.90002740	19.5	0.02003157	0.90004440
14.6	0.01999790	0.90002200	19.6	0.02003973	0.90004520
14.7	0.02001137	0.90001600	19.7	0.02004829	0.90004520
14.8	0.02002092	0.90000910	19.8	0.02005748	0.90004520
14.9	0.02003624	0.90000150	19.9	0.02006732	0.90004520
15.0	0.02004517	0.90000000	20.0	0.02007792	0.90004520

TABLA B.3 (CONTINUACION)

CONTROLADOR FEEDBACK
MODO PROPORCIONAL INTEGRAL

TIEMPO	FONDOS	DESTILADO	TIEMPO	FONDOS	DESTILADO
20.1	0.02002891	0.98004470	25.1	0.02000523	0.98001650
20.2	0.02002725	0.98004350	25.2	0.02000360	0.98001490
20.3	0.02002567	0.98004220	25.3	0.02000234	0.98001400
20.4	0.02002325	0.98004110	25.4	0.02000089	0.98001300
20.5	0.02002036	0.98003990	25.5	0.01999945	0.98001210
20.6	0.02001728	0.98003810	25.6	0.01999806	0.98001130
20.7	0.02001349	0.98003570	25.7	0.01999674	0.98001040
20.8	0.02000959	0.98003320	25.8	0.01999551	0.98000990
20.9	0.02000576	0.98003090	25.9	0.01999438	0.98000970
21.0	0.02000180	0.98002860	26.0	0.01999337	0.98000940
21.1	0.01999787	0.98002680	26.1	0.01999250	0.98000930
21.2	0.01999406	0.98002510	26.2	0.01999175	0.98000920
21.3	0.01999043	0.98002360	26.3	0.01999115	0.98000920
21.4	0.01998705	0.98002220	26.4	0.01999069	0.98000920
21.5	0.01998387	0.98002100	26.5	0.01999030	0.98000920
21.6	0.01998085	0.98001990	26.6	0.01999007	0.98000920
21.7	0.01997792	0.98001890	26.7	0.01999001	0.98000920
21.8	0.01997502	0.98001840	26.8	0.01999001	0.98000920
21.9	0.01997258	0.98001820	26.9	0.01999007	0.98000920
22.0	0.01997461	0.98001810	27.0	0.01999138	0.98000920
22.1	0.01997412	0.98001460	27.1	0.01999201	0.98000920
22.2	0.01997411	0.98001460	27.2	0.01999276	0.98000920
22.3	0.01997457	0.98001460	27.3	0.01999359	0.98000920
22.4	0.01997547	0.98001460	27.4	0.01999446	0.98000920
22.5	0.01997678	0.98001460	27.5	0.01999541	0.98000920
22.6	0.01997845	0.98001460	27.6	0.01999634	0.98000920
22.7	0.01998044	0.98001460	27.7	0.01999746	0.98000920
22.8	0.01998269	0.98001460	27.8	0.01999814	0.98000920
22.9	0.01998513	0.98001460	27.9	0.01999877	0.98000920
23.0	0.01998771	0.98001520	28.0	0.01999972	0.98000920
23.1	0.01999037	0.98001590	28.1	0.02000088	0.98000920
23.2	0.01999325	0.98001640	28.2	0.02000095	0.98000920
23.3	0.01999570	0.98001720	28.3	0.02000141	0.98000920
23.4	0.01999826	0.98001760	28.4	0.02000178	0.98000920
23.5	0.02000069	0.98001790	28.5	0.02000204	0.98000920
23.6	0.02000295	0.98001810	28.6	0.02000221	0.98000920
23.7	0.02000499	0.98001810	28.7	0.02000229	0.98000920
23.8	0.02000679	0.98001810	28.8	0.02000229	0.98000920
23.9	0.02000832	0.98001810	28.9	0.02000218	0.98000920
24.0	0.02000955	0.98001810	29.0	0.02000222	0.98000920
24.1	0.02001048	0.98001810	29.1	0.02000180	0.98000920
24.2	0.02001110	0.98001810	29.2	0.02000152	0.98000920
24.3	0.02001141	0.98001810	29.3	0.02000121	0.98000920
24.4	0.02001143	0.98001810	29.4	0.02000066	0.98000920
24.5	0.02001117	0.98001810	29.5	0.02000049	0.98000920
24.6	0.02001066	0.98001810	29.6	0.02000012	0.98000920
24.7	0.02000981	0.98001810	29.7	0.01999974	0.98000920
24.8	0.02000886	0.98001810	29.8	0.01999937	0.98000920
24.9	0.02000784	0.98001810	29.9	0.01999899	0.98000920
25.0	0.02000659	0.98001720	30.0	0.01999862	0.98000920

TABLA B.3 (CONTINUACION)

CONTROLADOR FEEDBACK
 MODO PROPORCIONAL INTEGRAL

TIEMPO	FONDOS	DESTILADO	TIEMPO	FONDOS	DESTILADO
30.1	0.01999827	0.98000630	35.1	0.01999926	0.98000280
30.2	0.01999794	0.98000780	35.2	0.01999930	0.98000270
30.3	0.01999764	0.98000740	35.3	0.01999934	0.98000260
30.4	0.01999738	0.98000690	35.4	0.01999937	0.98000240
30.5	0.01999715	0.98000660	35.5	0.01999941	0.98000240
30.6	0.01999687	0.98000620	35.6	0.01999945	0.98000240
30.7	0.01999662	0.98000590	35.7	0.01999949	0.98000240
30.8	0.01999672	0.98000580	35.8	0.01999955	0.98000240
30.9	0.01999665	0.98000580	35.9	0.01999951	0.98000240
31.0	0.01999663	0.98000570	36.0	0.01999965	0.98000240
31.1	0.01999664	0.98000570	36.1	0.01999970	0.98000240
31.2	0.01999669	0.98000570	36.2	0.01999973	0.98000230
31.3	0.01999670	0.98000560	36.3	0.01999977	0.98000230
31.4	0.01999690	0.98000560	36.4	0.01999981	0.98000230
31.5	0.01999705	0.98000560	36.5	0.01999985	0.98000210
31.6	0.01999724	0.98000560	36.6	0.01999990	0.98000210
31.7	0.01999746	0.98000560	36.7	0.01999990	0.98000210
31.8	0.01999789	0.98000560	36.8	0.01999991	0.98000210
31.9	0.01999795	0.98000560	36.9	0.01999993	0.98000200
32.0	0.01999822	0.98000560	37.0	0.01999993	0.98000200
32.1	0.01999848	0.98000560	37.1	0.01999994	0.98000180
32.2	0.01999874	0.98000560	37.2	0.01999995	0.98000180
32.3	0.01999893	0.98000560	37.3	0.01999995	0.98000180
32.4	0.01999922	0.98000560	37.4	0.01999995	0.98000180
32.5	0.01999944	0.98000560	37.5	0.01999995	0.98000180
32.6	0.01999963	0.98000560	37.6	0.01999995	0.98000170
32.7	0.01999979	0.98000560	37.7	0.01999995	0.98000160
32.8	0.01999994	0.98000540	37.8	0.01999995	0.98000150
32.9	0.02000005	0.98000530	37.9	0.01999995	0.98000150
33.0	0.02000013	0.98000530	38.0	0.01999995	0.98000150
33.1	0.02000018	0.98000530	38.1	0.01999995	0.98000140
33.2	0.02000021	0.98000510	38.2	0.01999995	0.98000140
33.3	0.02000021	0.98000490	38.3	0.01999995	0.98000130
33.4	0.02000019	0.98000480	38.4	0.01999995	0.98000130
33.5	0.02000013	0.98000460	38.5	0.01999995	0.98000130
33.6	0.02000006	0.98000440	38.6	0.01999995	0.98000130
33.7	0.01999998	0.98000410	38.7	0.01999995	0.98000130
33.8	0.01999991	0.98000410	38.8	0.01999995	0.98000130
33.9	0.01999983	0.98000390	38.9	0.01999995	0.98000120
34.0	0.01999976	0.98000380	39.0	0.01999992	0.98000120
34.1	0.01999968	0.98000360	39.1	0.01999989	0.98000120
34.2	0.01999961	0.98000360	39.2	0.01999988	0.98000120
34.3	0.01999953	0.98000340	39.3	0.01999987	0.98000110
34.4	0.01999946	0.98000340	39.4	0.01999987	0.98000110
34.5	0.01999939	0.98000320	39.5	0.01999987	0.98000110
34.6	0.01999933	0.98000310	39.6	0.01999987	0.98000110
34.7	0.01999928	0.98000310	39.7	0.01999987	0.98000110
34.8	0.01999926	0.98000290	39.8	0.01999987	0.98000110
34.9	0.01999926	0.98000290	39.9	0.01999987	0.98000110
35.0	0.01999926	0.98000280	40.0	0.01999987	0.98000110

TABLA B.3 (CONTINUACION)

CONTROLADOR FEEDBACK
MODO PROPORCIONAL INTEGRAL

TIEMPO	FONDOS	DESTILADO	TIEMPO	FONDOS	DESTILADO
40.1	0.01999967	0.98000100	45.1	0.01999962	0.98000060
40.2	0.01999967	0.98000100	45.2	0.01999962	0.98000060
40.3	0.01999967	0.98000100	45.3	0.01999962	0.98000060
40.4	0.01999967	0.98000100	45.4	0.01999962	0.98000060
40.5	0.01999967	0.98000100	45.5	0.01999962	0.98000060
40.6	0.01999967	0.98000100	45.6	0.01999962	0.98000060
40.7	0.01999967	0.98000100	45.7	0.01999962	0.98000060
40.8	0.01999967	0.98000099	45.8	0.01999962	0.98000060
40.9	0.01999967	0.98000099	45.9	0.01999962	0.98000060
41.0	0.01999967	0.98000099	46.0	0.01999962	0.98000060
41.1	0.01999967	0.98000099	46.1	0.01999962	0.98000060
41.2	0.01999967	0.98000099	46.2	0.01999962	0.98000060
41.3	0.01999967	0.98000099	46.3	0.01999962	0.98000060
41.4	0.01999967	0.98000099	46.4	0.01999962	0.98000060
41.5	0.01999967	0.98000099	46.5	0.01999962	0.98000060
41.6	0.01999967	0.98000099	46.6	0.01999962	0.98000060
41.7	0.01999967	0.98000099	46.7	0.01999962	0.98000060
41.8	0.01999967	0.98000099	46.8	0.01999962	0.98000060
41.9	0.01999967	0.98000099	46.9	0.01999962	0.98000060
42.0	0.01999967	0.98000099	47.0	0.01999962	0.98000060
42.1	0.01999967	0.98000099	47.1	0.01999962	0.98000060
42.2	0.01999967	0.98000099	47.2	0.01999962	0.98000060
42.3	0.01999967	0.98000099	47.3	0.01999962	0.98000060
42.4	0.01999967	0.98000099	47.4	0.01999962	0.98000060
42.5	0.01999967	0.98000099	47.5	0.01999962	0.98000060
42.6	0.01999967	0.98000099	47.6	0.01999962	0.98000060
42.7	0.01999967	0.98000099	47.7	0.01999962	0.98000060
42.8	0.01999967	0.98000099	47.8	0.01999962	0.98000060
42.9	0.01999967	0.98000099	47.9	0.01999962	0.98000060
43.0	0.01999967	0.98000099	48.0	0.01999962	0.98000060
43.1	0.01999967	0.98000099	48.1	0.01999962	0.98000060
43.2	0.01999967	0.98000099	48.2	0.01999962	0.98000060
43.3	0.01999967	0.98000099	48.3	0.01999962	0.98000060
43.4	0.01999967	0.98000099	48.4	0.01999962	0.98000060
43.5	0.01999968	0.98000070	48.5	0.01999962	0.98000060
43.6	0.01999968	0.98000070	48.6	0.01999962	0.98000060
43.7	0.01999968	0.98000070	48.7	0.01999962	0.98000060
43.8	0.01999968	0.98000069	48.8	0.01999962	0.98000060
43.9	0.01999968	0.98000069	48.9	0.01999962	0.98000060
44.0	0.01999969	0.98000069	49.0	0.01999962	0.98000060
44.1	0.01999969	0.98000069	49.1	0.01999962	0.98000060
44.2	0.01999969	0.98000069	49.2	0.01999962	0.98000060
44.3	0.01999969	0.98000069	49.3	0.01999962	0.98000060
44.4	0.01999969	0.98000069	49.4	0.01999962	0.98000060
44.5	0.01999970	0.98000069	49.5	0.01999962	0.98000060
44.6	0.01999971	0.98000069	49.6	0.01999962	0.98000060
44.7	0.01999971	0.98000069	49.7	0.01999962	0.98000060
44.8	0.01999971	0.98000069	49.8	0.01999962	0.98000060
44.9	0.01999972	0.98000069	49.9	0.01999962	0.98000060
45.0	0.01999972	0.98000069	50.0	0.01999962	0.98000060

TABLA B.3 (CONTINUACION)

CONTROLADOR FEEDBACK
MODO PROPORCIONAL INTEGRAL

TIEMPO	FONDOS	DESTILADO	TIEMPO	FONDOS	DESTILADO
50.1	0.01999999	0.96000020	55.1	0.01999997	0.96000010
50.2	0.01999999	0.96000020	55.2	0.01999997	0.96000010
50.3	0.01999999	0.96000020	55.3	0.01999997	0.96000010
50.4	0.01999999	0.96000020	55.4	0.01999997	0.96000010
50.5	0.01999999	0.96000020	55.5	0.01999997	0.96000010
50.6	0.01999999	0.96000020	55.6	0.01999997	0.96000010
50.7	0.01999999	0.96000020	55.7	0.01999997	0.96000010
50.8	0.01999999	0.96000020	55.8	0.01999997	0.96000010
50.9	0.01999999	0.96000020	55.9	0.01999997	0.96000010
51.0	0.01999999	0.96000010	56.0	0.01999997	0.96000010
51.1	0.01999999	0.96000010	56.1	0.01999997	0.96000010
51.2	0.01999999	0.96000010	56.2	0.01999997	0.96000010
51.3	0.01999999	0.96000010	56.3	0.01999997	0.96000010
51.4	0.01999999	0.96000010	56.4	0.01999997	0.96000010
51.5	0.01999997	0.96000010	56.5	0.01999997	0.96000010
51.6	0.01999997	0.96000010	56.6	0.01999997	0.96000010
51.7	0.01999997	0.96000010	56.7	0.01999997	0.96000010
51.8	0.01999997	0.96000010	56.8	0.01999997	0.96000010
51.9	0.01999997	0.96000010	56.9	0.01999997	0.96000010
52.0	0.01999997	0.96000010	57.0	0.01999997	0.96000010
52.1	0.01999997	0.96000010	57.1	0.01999997	0.96000010
52.2	0.01999997	0.96000010	57.2	0.01999997	0.96000010
52.3	0.01999997	0.96000010	57.3	0.01999997	0.96000010
52.4	0.01999997	0.96000010	57.4	0.01999997	0.96000010
52.5	0.01999997	0.96000010	57.5	0.01999997	0.96000010
52.6	0.01999997	0.96000010	57.6	0.01999997	0.96000010
52.7	0.01999997	0.96000010	57.7	0.01999997	0.96000010
52.8	0.01999997	0.96000010	57.8	0.01999997	0.96000010
52.9	0.01999997	0.96000010	57.9	0.01999997	0.96000010
53.0	0.01999997	0.96000010	58.0	0.01999997	0.96000010
53.1	0.01999997	0.96000010	58.1	0.01999997	0.96000010
53.2	0.01999997	0.96000010	58.2	0.01999997	0.96000010
53.3	0.01999997	0.96000010	58.3	0.01999997	0.96000010
53.4	0.01999997	0.96000010	58.4	0.01999997	0.96000010
53.5	0.01999997	0.96000010	58.5	0.01999997	0.96000010
53.6	0.01999997	0.96000010	58.6	0.01999997	0.96000010
53.7	0.01999997	0.96000010	58.7	0.01999997	0.96000010
53.8	0.01999997	0.96000010	58.8	0.01999997	0.96000010
53.9	0.01999997	0.96000010	58.9	0.01999997	0.96000010
54.0	0.01999997	0.96000010	59.0	0.01999997	0.96000010
54.1	0.01999997	0.96000010	59.1	0.01999997	0.96000010
54.2	0.01999997	0.96000010	59.2	0.01999997	0.96000010
54.3	0.01999997	0.96000010	59.3	0.01999997	0.96000010
54.4	0.01999997	0.96000010	59.4	0.01999997	0.96000010
54.5	0.01999997	0.96000010	59.5	0.01999997	0.96000010
54.6	0.01999997	0.96000010	59.6	0.01999997	0.96000010
54.7	0.01999997	0.96000010	59.7	0.01999997	0.96000010
54.8	0.01999997	0.96000010	59.8	0.01999997	0.96000010
54.9	0.01999997	0.96000010	59.9	0.01999997	0.96000010
55.0	0.01999997	0.96000010	60.0	0.01999997	0.96000010

TABLA B.3 (CONTINUACION)
CONTROLADOR FEEDBACK
MODO PROPORCIONAL INTEGRAL

TIEMPO	FONDOS	DESTILADO	TIEMPO	FONDOS	DESTILADO
60.1	0.01999999	0.98000010	65.1	0.02000001	0.98000010
60.2	0.01999999	0.98000010	65.2	0.02000001	0.98000010
60.3	0.01999999	0.98000010	65.3	0.02000001	0.98000010
60.4	0.01999999	0.98000010	65.4	0.02000001	0.98000010
60.5	0.01999999	0.98000010	65.5	0.02000001	0.98000010
60.6	0.01999999	0.98000010	65.6	0.02000001	0.98000010
60.7	0.01999999	0.98000010	65.7	0.02000001	0.98000010
60.8	0.01999999	0.98000010	65.8	0.02000001	0.98000010
60.9	0.01999999	0.98000010	65.9	0.02000001	0.98000010
61.0	0.01999999	0.98000010	66.0	0.02000001	0.98000010
61.1	0.02000000	0.98000010	66.1	0.02000001	0.98000010
61.2	0.02000000	0.98000010	66.2	0.02000001	0.98000010
61.3	0.02000000	0.98000010	66.3	0.02000001	0.98000010
61.4	0.02000000	0.98000010	66.4	0.02000001	0.98000010
61.5	0.02000000	0.98000010	66.5	0.02000001	0.98000010
61.6	0.02000000	0.98000010	66.6	0.02000001	0.98000010
61.7	0.02000000	0.98000010	66.7	0.02000001	0.98000010
61.8	0.02000000	0.98000010	66.8	0.02000001	0.98000010
61.9	0.02000000	0.98000010	66.9	0.02000001	0.98000010
62.0	0.02000000	0.98000010	67.0	0.02000001	0.98000010
62.1	0.02000000	0.98000010	67.1	0.02000001	0.98000010
62.2	0.02000000	0.98000010	67.2	0.02000001	0.98000010
62.3	0.02000000	0.98000010	67.3	0.02000001	0.98000010
62.4	0.02000000	0.98000010	67.4	0.02000001	0.98000010
62.5	0.02000000	0.98000010	67.5	0.02000001	0.98000010
62.6	0.02000000	0.98000010	67.6	0.02000001	0.98000010
62.7	0.02000000	0.98000010	67.7	0.02000001	0.98000010
62.8	0.02000000	0.98000010	67.8	0.02000001	0.98000010
62.9	0.02000000	0.98000010	67.9	0.02000001	0.98000010
63.0	0.02000000	0.98000010	68.0	0.02000001	0.98000010
63.1	0.02000000	0.98000010	68.1	0.02000001	0.98000010
63.2	0.02000000	0.98000010	68.2	0.02000001	0.98000010
63.3	0.02000000	0.98000010	68.3	0.02000001	0.98000010
63.4	0.02000000	0.98000010	68.4	0.02000001	0.98000010
63.5	0.02000000	0.98000010	68.5	0.02000001	0.98000010
63.6	0.02000001	0.98000010	68.6	0.02000001	0.98000010
63.7	0.02000001	0.98000010	68.7	0.02000001	0.98000010
63.8	0.02000001	0.98000010	68.8	0.02000001	0.98000010
63.9	0.02000001	0.98000010	68.9	0.02000001	0.98000010
64.0	0.02000001	0.98000010	69.0	0.02000001	0.98000010
64.1	0.02000001	0.98000010	69.1	0.02000001	0.98000010
64.2	0.02000001	0.98000010	69.2	0.02000001	0.98000010
64.3	0.02000001	0.98000010	69.3	0.02000001	0.98000010
64.4	0.02000001	0.98000010	69.4	0.02000001	0.98000010
64.5	0.02000001	0.98000010	69.5	0.02000001	0.98000010
64.6	0.02000001	0.98000010	69.6	0.02000001	0.98000010
64.7	0.02000001	0.98000010	69.7	0.02000001	0.98000010
64.8	0.02000001	0.98000010	69.8	0.02000001	0.98000010
64.9	0.02000001	0.98000010	69.9	0.02000001	0.98000010
65.0	0.02000001	0.98000010	70.0	0.02000001	0.98000010

TABLA B.3 (CONTINUACION)

CONTROLADOR FEEDBACK
 MODO PROPORCIONAL INTEGRAL

TIEMPO	FONDOS	DESTILADO	TIEMPO	FONDOS	DESTILADO
70.1	0.02000001	0.98000000	75.1	0.02000001	0.98000000
70.2	0.02000001	0.98000000	75.2	0.02000001	0.98000000
70.3	0.02000001	0.98000000	75.3	0.02000001	0.98000000
70.4	0.02000001	0.98000000	75.4	0.02000001	0.98000000
70.5	0.02000001	0.98000000	75.5	0.02000001	0.98000000
70.6	0.02000001	0.98000000	75.6	0.02000001	0.98000000
70.7	0.02000001	0.98000000	75.7	0.02000001	0.98000000
70.8	0.02000001	0.98000000	75.8	0.02000001	0.98000000
70.9	0.02000001	0.98000000	75.9	0.02000001	0.98000000
71.0	0.02000001	0.98000000	76.0	0.02000001	0.98000000
71.1	0.02000001	0.98000000	76.1	0.02000001	0.98000000
71.2	0.02000001	0.98000000	76.2	0.02000001	0.98000000
71.3	0.02000001	0.98000000	76.3	0.02000001	0.98000000
71.4	0.02000001	0.98000000	76.4	0.02000001	0.98000000
71.5	0.02000001	0.98000000	76.5	0.02000001	0.98000000
71.6	0.02000001	0.98000000	76.6	0.02000001	0.98000000
71.7	0.02000001	0.98000000	76.7	0.02000001	0.98000000
71.8	0.02000001	0.98000000	76.8	0.02000001	0.98000000
71.9	0.02000001	0.98000000	76.9	0.02000001	0.98000000
72.0	0.02000001	0.98000000	77.0	0.02000001	0.98000000
72.1	0.02000001	0.98000000	77.1	0.02000001	0.98000000
72.2	0.02000001	0.98000000	77.2	0.02000001	0.98000000
72.3	0.02000001	0.98000000	77.3	0.02000001	0.98000000
72.4	0.02000001	0.98000000	77.4	0.02000001	0.98000000
72.5	0.02000001	0.98000000	77.5	0.02000001	0.98000000
72.6	0.02000001	0.98000000	77.6	0.02000001	0.98000000
72.7	0.02000001	0.98000000	77.7	0.02000001	0.98000000
72.8	0.02000001	0.98000000	77.8	0.02000001	0.98000000
72.9	0.02000001	0.98000000	77.9	0.02000001	0.98000000
73.0	0.02000001	0.98000000	78.0	0.02000001	0.98000000
73.1	0.02000001	0.98000000			
73.2	0.02000001	0.98000000			
73.3	0.02000001	0.98000000			
73.4	0.02000001	0.98000000			
73.5	0.02000001	0.98000000			
73.6	0.02000001	0.98000000			
73.7	0.02000001	0.98000000			
73.8	0.02000001	0.98000000			
73.9	0.02000001	0.98000000			
74.0	0.02000001	0.98000000			
74.1	0.02000001	0.98000000			
74.2	0.02000001	0.98000000			
74.3	0.02000001	0.98000000			
74.4	0.02000001	0.98000000			
74.5	0.02000001	0.98000000			
74.6	0.02000001	0.98000000			
74.7	0.02000001	0.98000000			
74.8	0.02000001	0.98000000			
74.9	0.02000001	0.98000000			
75.0	0.02000001	0.98000000			

TABLA B.4

CONTROLADOR FEEDBACK
MODO PROPORCIONAL INTEGRAL DERIVATIVO

TIEMPO	FONDOS	DESTILADO	TIEMPO	FONDOS	DESTILADO
0.0	0.02000000	0.90000000	5.1	0.01948299	0.90013990
0.1	0.01999998	0.90000000	5.2	0.01903065	0.90015040
0.2	0.02000124	0.90000000	5.3	0.01900240	0.90016180
0.3	0.02001427	0.90000000	5.4	0.01903688	0.90017370
0.4	0.02005446	0.90000010	5.5	0.01909283	0.90018560
0.5	0.02013044	0.90000160	5.6	0.01974904	0.90019760
0.6	0.02024257	0.90000510	5.7	0.01980437	0.90020950
0.7	0.02038586	0.90001240	5.8	0.01985781	0.90022140
0.8	0.02055272	0.90002410	5.9	0.01990845	0.90023380
0.9	0.02073468	0.90004060	6.0	0.01995551	0.90024590
1.0	0.02092336	0.90006180	6.1	0.01999833	0.90025820
1.1	0.02111105	0.90008710	6.2	0.02003644	0.90027100
1.2	0.02129895	0.90011570	6.3	0.02006943	0.90028400
1.3	0.02148736	0.90014670	6.4	0.02009708	0.90029750
1.4	0.02167567	0.90017890	6.5	0.02011929	0.90031200
1.5	0.02186335	0.90021110	6.6	0.02013605	0.90032640
1.6	0.02183488	0.90024200	6.7	0.02014749	0.90034140
1.7	0.02181166	0.90027200	6.8	0.02015384	0.90035710
1.8	0.02186180	0.90030020	6.9	0.02015240	0.90037320
1.9	0.02190558	0.90032450	7.0	0.02015295	0.90038910
2.0	0.02198315	0.90034510	7.1	0.02014573	0.90040560
2.1	0.02195757	0.90036090	7.2	0.02013542	0.90042270
2.2	0.02190753	0.90037320	7.3	0.02012212	0.90044040
2.3	0.02183549	0.90038120	7.4	0.02010637	0.90045870
2.4	0.02174346	0.90038400	7.5	0.02008869	0.90047760
2.5	0.02163972	0.90038400	7.6	0.02006960	0.90049720
2.6	0.02150870	0.90037920	7.7	0.02004964	0.90051740
2.7	0.02137101	0.90037080	7.8	0.02002928	0.90053810
2.8	0.02122332	0.90035990	7.9	0.02000896	0.90055930
2.9	0.02106836	0.90034440	8.0	0.01998912	0.90058100
3.0	0.02090988	0.90032740	8.1	0.01997013	0.90060360
3.1	0.02074755	0.90030860	8.2	0.01995230	0.90062770
3.2	0.02058096	0.90028860	8.3	0.01993583	0.90065340
3.3	0.02042854	0.90026750	8.4	0.01992123	0.90068060
3.4	0.02028755	0.90024610	8.5	0.01990837	0.90070940
3.5	0.02015300	0.90022590	8.6	0.01989748	0.90073970
3.6	0.01999771	0.90020610	8.7	0.01988863	0.90077130
3.7	0.01987317	0.90018730	8.8	0.01988185	0.90080420
3.8	0.01976065	0.90017010	8.9	0.01987712	0.90083840
3.9	0.01966110	0.90015460	9.0	0.01987438	0.90087390
4.0	0.01957522	0.90014110	9.1	0.01987352	0.90091070
4.1	0.01950342	0.90012900	9.2	0.01987445	0.90094880
4.2	0.01944594	0.90012870	9.3	0.01987700	0.90098820
4.3	0.01939337	0.90013110	9.4	0.01988099	0.90102890
4.4	0.01934568	0.90013690	9.5	0.01988623	0.90107090
4.5	0.01930261	0.90014580	9.6	0.01989254	0.90111520
4.6	0.01926421	0.90015760	9.7	0.01989970	0.90116170
4.7	0.01923078	0.90017140	9.8	0.01990751	0.90121050
4.8	0.01920285	0.90018710	9.9	0.01991576	0.90126160
4.9	0.01918026	0.90020490	10.0	0.01992420	0.90131510
5.0	0.01916274	0.90022560			

TABLA B.4 (CONTINUACION)

CONTROLADOR FEEDBACK
MODO PROPORCIONAL INTEGRAL DERIVATIVO

TIEMPO	FONDOS	DESTILADO	TIEMPO	FONDOS	DESTILADO
10.1	0.01992268	0.98017090	15.1	0.01990393	0.98000690
10.2	0.01994140	0.98017870	15.2	0.01998524	0.98007960
10.3	0.01994969	0.98017750	15.3	0.01996550	0.98007830
10.4	0.01995761	0.98017630	15.4	0.01998768	0.98007710
10.5	0.01996506	0.98017510	15.5	0.01998078	0.98007590
10.6	0.01997192	0.98017390	15.6	0.01998975	0.98007480
10.7	0.01997813	0.98017280	15.7	0.01999050	0.98007340
10.8	0.01998363	0.98017120	15.8	0.01999129	0.98007210
10.9	0.01998936	0.98016920	15.9	0.01999184	0.98007090
11.0	0.01999522	0.98016710	16.0	0.01999224	0.98006960
11.1	0.01999549	0.98016460	16.1	0.01999250	0.98006830
11.2	0.01999789	0.98016220	16.2	0.01999264	0.98006710
11.3	0.01999955	0.98015990	16.3	0.01999265	0.98006590
11.4	0.02000049	0.98015750	16.4	0.01999258	0.98006460
11.5	0.02000078	0.98015510	16.5	0.01999241	0.98006330
11.6	0.02000047	0.98015280	16.6	0.01999220	0.98006210
11.7	0.01999964	0.98015030	16.7	0.01999190	0.98006090
11.8	0.01999834	0.98014790	16.8	0.01999163	0.98005970
11.9	0.01999656	0.98014550	16.9	0.01999133	0.98005850
12.0	0.01999457	0.98014320	17.0	0.01999102	0.98005730
12.1	0.01999246	0.98014090	17.1	0.01999072	0.98005610
12.2	0.01999009	0.98013840	17.2	0.01999043	0.98005490
12.3	0.01998765	0.98013610	17.3	0.01999016	0.98005360
12.4	0.01998522	0.98013360	17.4	0.01998989	0.98005250
12.5	0.01998285	0.98013120	17.5	0.01998973	0.98005130
12.6	0.01998056	0.98012880	17.6	0.01998950	0.98005010
12.7	0.01997849	0.98012650	17.7	0.01998949	0.98004890
12.8	0.01997650	0.98012410	17.8	0.01998942	0.98004770
12.9	0.01997499	0.98012190	17.9	0.01998943	0.98004650
13.0	0.01997344	0.98011940	18.0	0.01998949	0.98004530
13.1	0.01997222	0.98011690	18.1	0.01998958	0.98004410
13.2	0.01997124	0.98011460	18.2	0.01998973	0.98004290
13.3	0.01997049	0.98011220	18.3	0.01998992	0.98004180
13.4	0.01996997	0.98010980	18.4	0.01999014	0.98004060
13.5	0.01996967	0.98010740	18.5	0.01999039	0.98003940
13.6	0.01996950	0.98010510	18.6	0.01999068	0.98003830
13.7	0.01996968	0.98010270	18.7	0.01999099	0.98003760
13.8	0.01996999	0.98010020	18.8	0.01999132	0.98003690
13.9	0.01997045	0.98009790	18.9	0.01999170	0.98003650
14.0	0.01997106	0.98009520	19.0	0.01999208	0.98003590
14.1	0.01997182	0.98009240	19.1	0.01999249	0.98003550
14.2	0.01997271	0.98008910	19.2	0.01999291	0.98003490
14.3	0.01997371	0.98008500	19.3	0.01999335	0.98003450
14.4	0.01997491	0.98008030	19.4	0.01999380	0.98003390
14.5	0.01997639	0.98007500	19.5	0.01999429	0.98003340
14.6	0.01997724	0.98006990	19.6	0.01999484	0.98003290
14.7	0.01997854	0.98006560	19.7	0.01999505	0.98003220
14.8	0.01997988	0.98006140	19.8	0.01999544	0.98003180
14.9	0.01998123	0.98005720	19.9	0.01999580	0.98003120
15.0	0.01998258	0.98005300	20.0	0.01999612	0.98003060

TABLA B.4 (CONTINUACION)

CONTROLADOR FEEDBACK
MODO PROPORCIONAL INTEGRAL DERIVATIVO

TIEMPO	FONDOS	DESTILADO	TIEMPO	FONDOS	DESTILADO
20.1	0.01999640	0.98000300	25.1	0.01999794	0.98001210
20.2	0.01999663	0.98000296	25.2	0.01999798	0.98001180
20.3	0.01999680	0.98000290	25.3	0.01999799	0.98001150
20.4	0.01999691	0.98000284	25.4	0.01999800	0.98001130
20.5	0.01999696	0.98000278	25.5	0.01999800	0.98001110
20.6	0.01999697	0.98000272	25.6	0.01999800	0.98001090
20.7	0.01999692	0.98000267	25.7	0.01999800	0.98001070
20.8	0.01999684	0.98000261	25.8	0.01999800	0.98001040
20.9	0.01999673	0.98000255	25.9	0.01999800	0.98001030
21.0	0.01999659	0.98000249	26.0	0.01999800	0.98001010
21.1	0.01999644	0.98000244	26.1	0.01999800	0.98000990
21.2	0.01999629	0.98000239	26.2	0.01999800	0.98000980
21.3	0.01999614	0.98000232	26.3	0.01999801	0.98000960
21.4	0.01999600	0.98000231	26.4	0.01999803	0.98000950
21.5	0.01999589	0.98000225	26.5	0.01999806	0.98000930
21.6	0.01999577	0.98000220	26.6	0.01999810	0.98000910
21.7	0.01999569	0.98000218	26.7	0.01999814	0.98000890
21.8	0.01999561	0.98000214	26.8	0.01999817	0.98000880
21.9	0.01999555	0.98000210	26.9	0.01999821	0.98000870
22.0	0.01999551	0.98000206	27.0	0.01999825	0.98000860
22.1	0.01999551	0.98000202	27.1	0.01999829	0.98000850
22.2	0.01999552	0.98000200	27.2	0.01999832	0.98000830
22.3	0.01999556	0.98001960	27.3	0.01999838	0.98000820
22.4	0.01999560	0.98001930	27.4	0.01999843	0.98000810
22.5	0.01999567	0.98001910	27.5	0.01999847	0.98000790
22.6	0.01999574	0.98001890	27.6	0.01999851	0.98000780
22.7	0.01999580	0.98001840	27.7	0.01999854	0.98000770
22.8	0.01999584	0.98001810	27.8	0.01999858	0.98000760
22.9	0.01999605	0.98001780	27.9	0.01999862	0.98000740
23.0	0.01999616	0.98001760	28.0	0.01999866	0.98000720
23.1	0.01999627	0.98001720	28.1	0.01999869	0.98000710
23.2	0.01999638	0.98001690	28.2	0.01999873	0.98000690
23.3	0.01999649	0.98001650	28.3	0.01999877	0.98000680
23.4	0.01999660	0.98001620	28.4	0.01999880	0.98000670
23.5	0.01999672	0.98001590	28.5	0.01999882	0.98000660
23.6	0.01999683	0.98001560	28.6	0.01999883	0.98000650
23.7	0.01999694	0.98001540	28.7	0.01999885	0.98000640
23.8	0.01999705	0.98001510	28.8	0.01999886	0.98000640
23.9	0.01999716	0.98001490	28.9	0.01999887	0.98000620
24.0	0.01999726	0.98001470	29.0	0.01999888	0.98000620
24.1	0.01999734	0.98001440	29.1	0.01999889	0.98000610
24.2	0.01999742	0.98001410	29.2	0.01999890	0.98000610
24.3	0.01999749	0.98001390	29.3	0.01999890	0.98000600
24.4	0.01999757	0.98001380	29.4	0.01999891	0.98000600
24.5	0.01999764	0.98001350	29.5	0.01999892	0.98000570
24.6	0.01999772	0.98001340	29.6	0.01999892	0.98000560
24.7	0.01999779	0.98001310	29.7	0.01999893	0.98000550
24.8	0.01999780	0.98001290	29.8	0.01999893	0.98000540
24.9	0.01999786	0.98001260	29.9	0.01999894	0.98000520
25.0	0.01999790	0.98001240	30.0	0.01999894	0.98000510

TABLA B.4 (CONTINUACION)

CONTROLADOR FEEDBACK
MOD0 PROPORCIONAL INTEGRAL DERIVATIVO

TIEMPO	FONDOS	DESTILADO	TIEMPO	FONDOS	DESTILADO
30.1	0.01999995	0.98000510	35.1	0.01999967	0.98000200
30.2	0.01999996	0.98000490	35.2	0.01999968	0.98000200
30.3	0.01999998	0.98000490	35.3	0.01999969	0.98000190
30.4	0.01999900	0.98000480	35.4	0.01999970	0.98000190
30.5	0.01999902	0.98000480	35.5	0.01999971	0.98000190
30.6	0.01999904	0.98000480	35.6	0.01999971	0.98000190
30.7	0.01999907	0.98000480	35.7	0.01999972	0.98000190
30.8	0.01999910	0.98000460	35.8	0.01999973	0.98000190
30.9	0.01999913	0.98000460	35.9	0.01999974	0.98000160
31.0	0.01999916	0.98000450	36.0	0.01999977	0.98000170
31.1	0.01999918	0.98000440	36.1	0.01999978	0.98000160
31.2	0.01999919	0.98000430	36.2	0.01999979	0.98000160
31.3	0.01999920	0.98000420	36.3	0.01999978	0.98000160
31.4	0.01999922	0.98000410	36.4	0.01999978	0.98000150
31.5	0.01999923	0.98000400	36.5	0.01999980	0.98000150
31.6	0.01999926	0.98000390	36.6	0.01999980	0.98000150
31.7	0.01999928	0.98000390	36.7	0.01999980	0.98000140
31.8	0.01999932	0.98000380	36.8	0.01999980	0.98000140
31.9	0.01999935	0.98000370	36.9	0.01999980	0.98000130
32.0	0.01999937	0.98000360	37.0	0.01999980	0.98000120
32.1	0.01999940	0.98000350	37.1	0.01999980	0.98000120
32.2	0.01999943	0.98000350	37.2	0.01999981	0.98000120
32.3	0.01999946	0.98000350	37.3	0.01999981	0.98000120
32.4	0.01999949	0.98000340	37.4	0.01999983	0.98000120
32.5	0.01999952	0.98000340	37.5	0.01999984	0.98000120
32.6	0.01999954	0.98000320	37.6	0.01999984	0.98000120
32.7	0.01999955	0.98000320	37.7	0.01999984	0.98000120
32.8	0.01999955	0.98000320	37.8	0.01999985	0.98000110
32.9	0.01999955	0.98000320	37.9	0.01999986	0.98000110
33.0	0.01999955	0.98000310	38.0	0.01999986	0.98000110
33.1	0.01999955	0.98000310	38.1	0.01999986	0.98000110
33.2	0.01999955	0.98000290	38.2	0.01999986	0.98000110
33.3	0.01999955	0.98000290	38.3	0.01999987	0.98000110
33.4	0.01999955	0.98000280	38.4	0.01999988	0.98000110
33.5	0.01999955	0.98000270	38.5	0.01999988	0.98000100
33.6	0.01999955	0.98000270	38.6	0.01999989	0.98000100
33.7	0.01999955	0.98000270	38.7	0.01999989	0.98000090
33.8	0.01999955	0.98000260	38.8	0.01999989	0.98000090
33.9	0.01999956	0.98000260	38.9	0.01999989	0.98000090
34.0	0.01999956	0.98000240	39.0	0.01999989	0.98000090
34.1	0.01999956	0.98000240	39.1	0.01999989	0.98000090
34.2	0.01999956	0.98000240	39.2	0.01999989	0.98000090
34.3	0.01999956	0.98000230	39.3	0.01999989	0.98000090
34.4	0.01999956	0.98000230	39.4	0.01999991	0.98000090
34.5	0.01999956	0.98000230	39.5	0.01999991	0.98000090
34.6	0.01999956	0.98000220	39.6	0.01999991	0.98000090
34.7	0.01999956	0.98000210	39.7	0.01999992	0.98000090
34.8	0.01999956	0.98000210	39.8	0.01999992	0.98000090
34.9	0.01999956	0.98000210	39.9	0.01999992	0.98000090
35.0	0.01999956	0.98000200	40.0	0.01999993	0.98000090

TABLA B.4 (CONTINUACION)

CONTROLADOR FEEDBACK
MODULO PROPORCIONAL INTEGRAL DERIVATIVO

TIEMPO	FONDOS	DESTILADO	TIEMPO	FONDOS	DESTILADO
40.1	0.01999993	0.98000000	45.1	0.01999995	0.98000020
40.2	0.01999993	0.98000000	45.2	0.01999995	0.98000020
40.3	0.01999994	0.98000000	45.3	0.01999995	0.98000020
40.4	0.01999994	0.98000000	45.4	0.01999995	0.98000020
40.5	0.01999994	0.98000000	45.5	0.01999995	0.98000020
40.6	0.01999995	0.98000000	45.6	0.01999995	0.98000020
40.7	0.01999995	0.98000070	45.7	0.01999995	0.98000020
40.8	0.01999995	0.98000070	45.8	0.01999995	0.98000020
40.9	0.01999995	0.98000000	45.9	0.01999995	0.98000020
41.0	0.01999995	0.98000000	46.0	0.01999995	0.98000020
41.1	0.01999995	0.98000000	46.1	0.01999995	0.98000020
41.2	0.01999995	0.98000000	46.2	0.01999995	0.98000020
41.3	0.01999995	0.98000000	46.3	0.01999995	0.98000020
41.4	0.01999995	0.98000000	46.4	0.01999995	0.98000020
41.5	0.01999995	0.98000000	46.5	0.01999995	0.98000020
41.6	0.01999995	0.98000050	46.6	0.01999995	0.98000020
41.7	0.01999995	0.98000050	46.7	0.01999995	0.98000020
41.8	0.01999995	0.98000050	46.8	0.01999995	0.98000020
41.9	0.01999995	0.98000050	46.9	0.01999995	0.98000020
42.0	0.01999995	0.98000050	47.0	0.01999995	0.98000020
42.1	0.01999995	0.98000050	47.1	0.01999995	0.98000020
42.2	0.01999995	0.98000050	47.2	0.01999995	0.98000020
42.3	0.01999995	0.98000050	47.3	0.01999995	0.98000020
42.4	0.01999995	0.98000050	47.4	0.01999995	0.98000020
42.5	0.01999995	0.98000050	47.5	0.01999995	0.98000020
42.6	0.01999995	0.98000050	47.6	0.01999995	0.98000020
42.7	0.01999995	0.98000050	47.7	0.01999995	0.98000020
42.8	0.01999995	0.98000050	47.8	0.01999995	0.98000020
42.9	0.01999995	0.98000050	47.9	0.01999995	0.98000020
43.0	0.01999995	0.98000050	48.0	0.01999995	0.98000020
43.1	0.01999995	0.98000040	48.1	0.01999995	0.98000020
43.2	0.01999995	0.98000040	48.2	0.01999995	0.98000020
43.3	0.01999995	0.98000040	48.3	0.01999995	0.98000020
43.4	0.01999995	0.98000040	48.4	0.01999995	0.98000020
43.5	0.01999995	0.98000040	48.5	0.01999995	0.98000020
43.6	0.01999995	0.98000040	48.6	0.01999995	0.98000020
43.7	0.01999995	0.98000040	48.7	0.01999995	0.98000020
43.8	0.01999995	0.98000040	48.8	0.01999995	0.98000020
43.9	0.01999995	0.98000040	48.9	0.01999995	0.98000020
44.0	0.01999995	0.98000040	49.0	0.01999995	0.98000020
44.1	0.01999995	0.98000040	49.1	0.01999995	0.98000020
44.2	0.01999995	0.98000040	49.2	0.01999995	0.98000020
44.3	0.01999995	0.98000040	49.3	0.01999995	0.98000020
44.4	0.01999995	0.98000040	49.4	0.01999995	0.98000020
44.5	0.01999995	0.98000040	49.5	0.01999995	0.98000020
44.6	0.01999995	0.98000040	49.6	0.01999995	0.98000020
44.7	0.01999995	0.98000040	49.7	0.01999995	0.98000020
44.8	0.01999995	0.98000040	49.8	0.01999995	0.98000020
44.9	0.01999995	0.98000040	49.9	0.01999995	0.98000020
45.0	0.01999995	0.98000040	50.0	0.01999995	0.98000020

TABLA B.4 (CONTINUACION)

CONTROLADOR FEEDBACK
 MODO PROPORCIONAL INTEGRAL DERIVATIVO

TIEMPO	FONDOS	DESTILADO	TIEMPO	FONDOS	DESTILADO
50.1	0.01900005	0.90000020	55.1	0.02000000	0.90000000
50.2	0.01900005	0.90000010	55.2	0.02000000	0.90000000
50.3	0.01900005	0.90000010	55.3	0.02000000	0.90000000
50.4	0.01900005	0.90000010	55.4	0.02000000	0.90000000
50.5	0.01900005	0.90000010	55.5	0.02000000	0.90000000
50.6	0.01900005	0.90000010	55.6	0.02000000	0.90000000
50.7	0.01900005	0.90000010	55.7	0.02000000	0.90000000
50.8	0.01900005	0.90000010	55.8	0.02000000	0.90000000
50.9	0.01900005	0.90000010	55.9	0.02000000	0.90000000
51.0	0.01900005	0.90000010	56.0	0.02000000	0.90000000
51.1	0.01900005	0.90000010	56.1	0.02000000	0.90000000
51.2	0.01900005	0.90000010	56.2	0.02000000	0.90000000
51.3	0.01900005	0.90000010	56.3	0.02000000	0.90000000
51.4	0.01900005	0.90000010	56.4	0.02000000	0.90000000
51.5	0.01900005	0.90000010	56.5	0.02000000	0.90000000
51.6	0.01900005	0.90000010	56.6	0.02000000	0.90000000
51.7	0.01900005	0.90000010	56.7	0.02000000	0.90000000
51.8	0.01900005	0.90000010	56.8	0.02000000	0.90000000
51.9	0.01900006	0.90000010	56.9	0.02000000	0.90000000
52.0	0.01900006	0.90000010	57.0	0.02000000	0.90000000
52.1	0.01900006	0.90000010	57.1	0.02000000	0.90000000
52.2	0.01900006	0.90000010	57.2	0.02000000	0.90000000
52.3	0.01900006	0.90000010	57.3	0.02000000	0.90000000
52.4	0.01900006	0.90000010	57.4	0.02000000	0.90000000
52.5	0.01900006	0.90000010	57.5	0.02000000	0.90000000
52.6	0.01900006	0.90000010	57.6	0.02000000	0.90000000
52.7	0.01900007	0.90000010	57.7	0.02000000	0.90000000
52.8	0.01900007	0.90000010	57.8	0.02000000	0.90000000
52.9	0.01900007	0.90000010	57.9	0.02000000	0.90000000
53.0	0.01900007	0.90000010	58.0	0.02000000	0.90000000
53.1	0.01900007	0.90000010	58.1	0.02000000	0.90000000
53.2	0.01900008	0.90000010	58.2	0.02000000	0.90000000
53.3	0.01900008	0.90000010	58.3	0.02000000	0.90000000
53.4	0.01900008	0.90000010	58.4	0.02000000	0.90000000
53.5	0.01900008	0.90000010	58.5	0.02000000	0.90000000
53.6	0.01900009	0.90000010	58.6	0.02000000	0.90000000
53.7	0.01900009	0.90000010	58.7	0.02000000	0.90000000
53.8	0.01900009	0.90000010	58.8	0.02000000	0.90000000
53.9	0.01900009	0.90000010	58.9	0.02000000	0.90000000
54.0	0.01900009	0.90000010	59.0	0.02000000	0.90000000
54.1	0.01900009	0.90000010	59.1	0.02000000	0.90000000
54.2	0.01900009	0.90000010	59.2	0.02000000	0.90000000
54.3	0.01900009	0.90000010	59.3	0.02000000	0.90000000
54.4	0.01900009	0.90000010	59.4	0.02000000	0.90000000
54.5	0.01900009	0.90000010	59.5	0.02000000	0.90000000
54.6	0.01900009	0.90000010	59.6	0.02000000	0.90000000
54.7	0.02000000	0.90000010	59.7	0.02000000	0.90000000
54.8	0.02000000	0.90000010	59.8	0.02000000	0.90000000
54.9	0.02000000	0.90000000	59.9	0.02000000	0.90000000
55.0	0.02000000	0.90000000			

TABLA B.5

RESPUESTA DE CONTROL FEEDFORWARD

TIEMPO	FONDOS	DESTILADO	TIEMPO	FONDOS	DESTILADO
0.00	0.0200000000	0.9800000000	5.10	0.0201004293	0.9800103260
0.10	0.0200070960	0.9800036260	5.20	0.0201073846	0.9800084930
0.20	0.0200112950	0.9800056360	5.30	0.0201205107	0.9800070338
0.30	0.0200172630	0.9800152840	5.40	0.0201138875	0.9800065463
0.40	0.0200313970	0.9800301620	5.50	0.0201099172	0.9800082055
0.50	0.0200793900	0.9800487580	5.60	0.0201029564	0.9800058046
0.60	0.0201137780	0.9800675210	5.70	0.0200886583	0.9800046294
0.70	0.0202331180	0.9800568050	5.80	0.0200871668	0.9800042113
0.80	0.0203465140	0.9800843750	5.90	0.0200799338	0.9800035852
0.90	0.0204512270	0.9800937500	6.00	0.0200750694	0.9800030697
1.00	0.0205300650	0.9801031250	6.10	0.0200682512	0.9800027177
1.10	0.0206011290	0.9801087500	6.20	0.0200601139	0.9800021148
1.20	0.0206913780	0.9801218760	6.30	0.0200527197	0.9800017585
1.30	0.0207493790	0.9801275020	6.40	0.0200460249	0.9800013857
1.40	0.0208300470	0.9801331250	6.50	0.0200390719	0.9800011305
1.50	0.0209136410	0.9801368750	6.60	0.0200312670	0.9800009360
1.60	0.0209387400	0.9801406250	6.70	0.0200243279	0.9800007486
1.70	0.0209604920	0.9801424960	6.80	0.0200122410	0.9800006300
1.80	0.0209646010	0.9801443740	6.90	0.0200035634	0.9800005970
1.90	0.0209063340	0.9801396878	7.00	0.0200018921	0.9800005060
2.00	0.0207931620	0.9801331249	7.10	0.0200013442	0.9800004660
2.10	0.0207052958	0.9801218760	7.20	0.0200008947	0.9800004670
2.20	0.0205316628	0.9801079660	7.30	0.0200006246	0.9800004410
2.30	0.0204331880	0.9800917830	7.40	0.0200004097	0.9800004174
2.40	0.0203265128	0.9800740625	7.50	0.0200002935	0.9800003968
2.50	0.0202112648	0.9800571837	7.60	0.0200002274	0.9800003776
2.60	0.0201406528	0.9800441511	7.70	0.0200001853	0.9800003502
2.70	0.0200730482	0.9800349874	7.80	0.0200001138	0.9800003554
2.80	0.0200012610	0.9800284685	7.90	0.0200001008	0.9800003320
2.90	0.0199267350	0.9800244129	8.00	0.0200000827	0.9800003180
3.00	0.0198628750	0.9800225551	8.10	0.0200000602	0.9800002750
3.10	0.0198293510	0.9800118366	8.20	0.0200000800	0.9800002700
3.20	0.0198072830	0.9800168802	8.30	0.0200000654	0.9800002640
3.30	0.0197808310	0.9800225513	8.40	0.0200000636	0.9800002250
3.40	0.0197934710	0.9800221046	8.50	0.0200000629	0.9800002050
3.50	0.0198128730	0.9800268465	8.60	0.0200000611	0.9800002000
3.60	0.0198300650	0.9800275926	8.70	0.0200000604	0.9800001540
3.70	0.0198608300	0.9800300109	8.80	0.0200000586	0.9800001370
3.80	0.0199143300	0.9800305525	8.90	0.0200000564	0.9800001110
3.90	0.0199682310	0.9800300553	9.00	0.0200000541	0.9800000990
4.00	0.0199866130	0.9800261260	9.10	0.0200000526	0.9800000780
4.10	0.0199934690	0.9800245505	9.20	0.0200000507	0.9800000640
4.20	0.0200070578	0.9800224951	9.30	0.0200000463	0.9800000510
4.30	0.0200265136	0.9800199536	9.40	0.0200000442	0.9800000390
4.40	0.0200407058	0.9800187479	9.50	0.0200000356	0.9800000220
4.50	0.0200530626	0.9800177153	9.60	0.0200000195	0.9800000160
4.60	0.0200653034	0.9800150551	9.70	0.0200000114	0.9800000070
4.70	0.0200733169	0.9800140687	9.80	0.0200000108	0.9800000030
4.80	0.0200833163	0.9800122436	9.90	0.0200000084	0.9800000010
4.90	0.0200927196	0.9800119268	10.00	0.0200000064	0.9800000010
5.00	0.0200973482	0.9800112496			

TABLA B.5 (CONTINUACION)

TIEMPO	FONDOS	DESTILADO
10.10	0.0200000041	0.9800000010
10.20	0.0200000017	0.9800000010
10.30	0.0200000008	0.9800000000
10.40	0.0200000002	0.9800000000
10.50	0.0200000002	0.9800000000
10.60	0.0200000001	0.9800000000
10.70	0.0200000001	0.9800000000
10.80	0.0200000001	0.9800000000
10.90	0.0200000001	0.9800000000
11.00	0.0200000001	0.9800000000
11.10	0.0200000001	0.9800000000
11.20	0.0200000001	0.9800000000
11.30	0.0200000000	0.9800000000
11.40	0.0200000000	0.9800000000
11.50	0.0200000000	0.9800000000
11.60	0.0200000000	0.9800000000
11.70	0.0200000000	0.9800000000
11.80	0.0200000000	0.9800000000
11.90	0.0200000000	0.9800000000
12.00	0.0200000000	0.9800000000
12.10	0.0200000000	0.9800000000
12.20	0.0200000000	0.9800000000
12.30	0.0200000000	0.9800000000
12.40	0.0200000000	0.9800000000
12.50	0.0200000000	0.9800000000
12.60	0.0200000000	0.9800000000
12.70	0.0200000000	0.9800000000
12.80	0.0200000000	0.9800000000
12.90	0.0200000000	0.9800000000
13.00	0.0200000000	0.9800000000
13.10	0.0200000000	0.9800000000
13.20	0.0200000000	0.9800000000
13.30	0.0200000000	0.9800000000
13.40	0.0200000000	0.9800000000
13.50	0.0200000000	0.9800000000
13.60	0.0200000000	0.9800000000
13.70	0.0200000000	0.9800000000
13.80	0.0200000000	0.9800000000
13.90	0.0200000000	0.9800000000
14.00	0.0200000000	0.9800000000
14.10	0.0200000000	0.9800000000
14.20	0.0200000000	0.9800000000
14.30	0.0200000000	0.9800000000
14.50	0.0200000000	0.9800000000
14.60	0.0200000000	0.9800000000
14.70	0.0200000000	0.9800000000
14.80	0.0200000000	0.9800000000
14.90	0.0200000000	0.9800000000
15.00	0.0200000000	0.9800000000

TABLA B.6

COEFICIENTES PARA LA LINEALIZACION DEL SISTEMA FEEDFORWARD

N	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7
0	0.00015	0.00019	2.28008	3.92183			
1	0.00222	0.00284	22.80088	56.03538	34.21830	0.00000	0.00000
2	0.00764	0.00408	22.80088	54.65496	33.23460	0.00000	0.00000
3	0.00974	0.00550	22.80088	52.82933	31.85409	0.00000	0.00000
4	0.00117	0.00697	22.80088	50.59359	30.02845	0.00000	0.00000
5	0.01300	0.00811	22.80088	48.10217	27.79271	0.00000	0.00000
6	0.01300	0.00854	22.80088	45.60408	25.30129	0.00000	0.00000
7	0.01177	0.00811	22.80088	43.35242	22.60320	0.00000	0.00000
8	0.00974	0.00697	22.80088	41.50962	20.55154	0.00000	0.00000
9	0.00813	0.00550	22.80088	40.11607	18.70874	0.00000	0.00000
10	0.00681	0.00406	12.80088	39.12313	17.31519	10.00000	0.00231
11	0.00477	0.00343	12.80088	28.30667	16.32225	0.00000	0.00000
12	0.00560	0.00403	12.80088	27.37502	15.50599	0.00000	0.00000
13	0.00616	0.00443	12.80088	26.38410	14.57414	0.00000	0.00000
14	0.00629	0.00453	12.80088	25.40719	13.58322	0.00000	0.00000
15	0.00597	0.00430	12.80088	24.51357	12.60631	0.00000	0.00000
16	0.00526	0.00380	12.80088	23.75040	11.71270	0.00000	0.00000
17	0.00439	0.00316	12.80088	23.13574	10.94952	0.00000	0.00000
18	0.00346	0.00249	12.80088	22.66349	10.33486	0.00000	0.00000
19	0.00262	0.00188	12.80088	22.31349	9.86261	0.00000	0.00000
20	0.92600	1.78009					

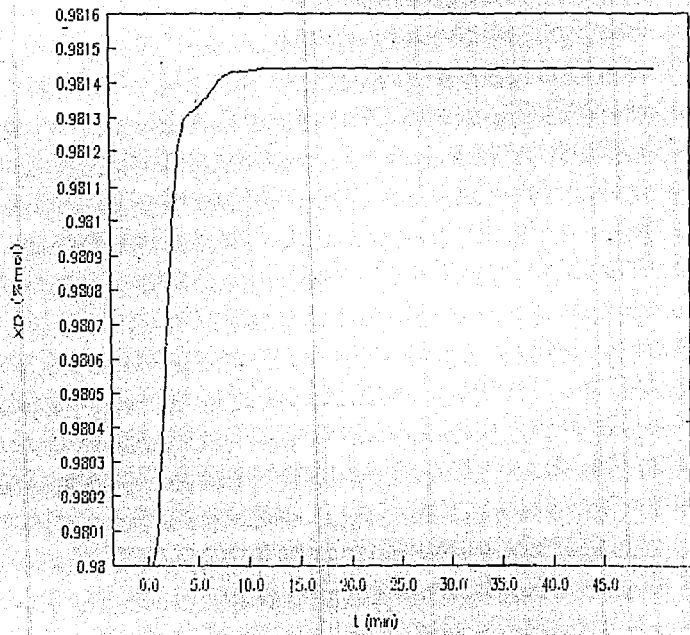
TABLA B.7

GANANCIAS ESTÁTICAS PARA EL MODO FEEDFORWARD

W	XDF	XDF	XDR	XDV	XBX	XBF	XBR	XBV	BXF	BV	VXF	VF
0.0000	0.0225	0.0038	0.0092	-0.0088	1.0774	0.0058	0.0109	-0.0010	-18.0542	1.2801	86.1125	1.7801
RADIAN	DECIBELES											
	GRADOS											
0.01	-0.07	-0.07	-0.07	-0.07	-0.07	-0.07	-0.07	-0.07	0.00	0.00	0.00	0.00
	-8.80	-8.80	-8.35	-8.19	-7.80	-6.77	-8.00	-7.10	-2.78	-0.12	0.14	-1.22
0.01	-0.11	-0.11	-0.11	-0.11	-0.11	-0.10	-0.11	-0.11	0.00	0.00	0.00	0.00
	-10.80	-11.93	-10.49	-10.28	-9.63	-8.49	-10.05	-8.91	-3.48	-1.29	0.18	-1.63
0.02	-0.18	-0.18	-0.18	-0.18	-0.17	-0.16	-0.17	-0.17	0.00	0.00	0.01	0.00
	-13.54	-14.90	-13.15	-12.89	-11.95	-10.84	-12.59	-11.18	-4.38	-1.62	0.22	-1.98
0.02	-0.28	-0.28	-0.28	-0.28	-0.27	-0.26	-0.27	-0.27	0.01	-0.01	0.01	0.01
	-16.94	-18.73	-15.44	-16.11	-14.63	-13.28	-15.75	-13.95	-5.51	-2.04	0.28	-2.43
0.03	-0.43	-0.44	-0.44	-0.43	-0.42	-0.40	-0.42	-0.42	0.01	-0.01	0.01	0.01
	-21.12	-23.37	-20.49	-20.08	-18.59	-16.52	-19.62	-17.35	-8.93	-2.58	0.35	-3.05
0.03	-0.67	-0.67	-0.67	-0.67	-0.65	-0.61	-0.64	-0.64	0.02	-0.02	0.02	-0.02
	-28.19	-32.02	-25.39	-24.88	-23.01	-20.41	-24.30	-21.45	-8.72	-3.23	0.43	-3.84
0.04	-1.01	-1.03	-1.02	-1.02	-0.98	-0.93	-0.96	-0.98	0.02	-0.03	0.04	-0.03
	-32.24	-35.80	-31.23	-30.58	-28.24	-24.68	-29.87	-26.28	-10.97	-4.06	0.53	-4.83
0.05	-1.52	-1.54	-1.53	-1.52	-1.47	-1.38	-1.46	-1.46	0.04	-0.04	0.00	-0.04
	-39.28	-43.77	-38.02	-37.20	-34.26	-30.19	-36.31	-31.79	-13.78	-5.10	0.65	-6.08
0.06	-2.21	-2.25	-2.24	-2.22	-2.14	-2.01	-2.13	-2.12	0.06	-0.06	0.00	-0.07
	-47.25	-52.89	-45.65	-44.53	-40.95	-35.88	-43.54	-37.85	-17.30	-6.41	0.79	-7.83
0.06	-3.14	-3.20	-3.19	-3.19	-3.02	-2.82	-3.00	-2.99	0.09	-0.10	0.14	-0.11
	-55.98	-63.08	-50.95	-52.67	-48.08	-41.81	-51.34	-44.19	-21.69	-8.54	0.82	-9.58
0.08	-4.71	-4.41	-4.38	-4.34	-4.13	-3.81	-4.10	-4.08	0.14	-0.18	0.22	-0.17
	-65.23	-74.13	-62.64	-61.05	-56.37	-47.68	-56.49	-50.49	-27.12	-10.07	1.01	-12.01
0.13	-6.72	-6.88	-6.84	-6.77	-6.44	-6.00	-6.39	-6.37	0.22	-0.25	0.34	-0.27
	-74.80	-85.90	-71.50	-69.52	-62.64	-53.25	-67.75	-58.44	-33.78	-12.67	1.02	-15.01
0.18	-7.39	-7.80	-7.54	-7.43	-6.92	-6.22	-6.85	-6.82	0.34	-0.39	0.50	-0.42
	-84.59	-98.12	-80.82	-77.90	-68.42	-56.84	-70.95	-61.63	-41.84	-15.82	1.10	-18.70
0.20	-9.20	-9.58	-9.47	-9.31	-8.64	-7.53	-8.42	-8.38	0.50	-0.60	0.73	-0.65
	-94.61	-112.02	-89.02	-88.09	-78.07	-63.31	-84.46	-68.61	-51.41	-19.28	1.19	-23.15
0.25	-11.23	-11.82	-11.84	-11.39	-10.24	-8.84	-10.08	-10.01	0.71	-0.91	1.03	-0.98
	-104.08	-128.57	-87.55	-94.09	-82.58	-68.25	-103.28	-70.88	-62.49	-23.57	-1.12	-28.43
0.32	-13.45	-14.35	-14.05	-13.67	-12.02	-10.18	-11.78	-11.70	0.99	-1.35	1.37	-1.47
	-115.87	-142.44	-105.79	-101.89	-89.19	-73.87	-102.88	-74.79	-74.80	-28.41	-3.45	-34.52
0.40	-15.80	-17.21	-16.70	-16.17	-13.87	-11.49	-13.52	-13.42	1.30	-1.95	1.74	-2.15
	-127.47	-158.84	-118.51	-109.32	-98.25	-80.04	-113.87	-78.63	-88.13	-33.63	-7.18	-41.29
0.50	-18.48	-20.47	-19.59	-18.89	-15.80	-12.87	-15.31	-15.19	1.64	-2.73	2.07	-3.05
	-133.90	-178.85	-120.34	-118.28	-104.10	-87.70	-128.80	-82.59	-101.73	-38.95	-12.59	-48.52
0.63	-21.33	-24.17	-22.64	-21.80	-17.85	-14.35	-17.18	-17.04	1.97	-3.68	2.29	-4.19
	-153.53	-198.50	-125.93	-122.51	-112.99	-90.90	-142.50	-88.79	-115.07	-43.97	-18.89	-55.87
0.79	-24.43	-28.39	-25.78	-24.89	-20.06	-15.85	-19.16	-18.90	2.29	-4.75	2.36	-5.57
	-168.41	-221.71	-130.25	-127.75	-123.11	-107.84	-181.51	-91.21	-127.63	-48.30	-29.20	-62.96
1.00	-27.82	-33.16	-28.86	-28.10	-22.47	-17.72	-21.31	-21.07	2.59	-6.85	2.15	-7.18
	-184.77	-245.40	-133.42	-131.81	-134.47	-120.77	-184.73	-95.78	-130.06	-51.82	-40.68	-69.38
1.26	-31.64	-38.54	-31.98	-31.36	-25.12	-19.67	-23.70	-23.29	2.91	-8.85	1.59	-8.94
	-202.78	89.52	-137.83	-134.80	-147.47	-138.04	-213.17	-100.37	-149.15	-64.25	-54.40	-74.30
1.59	-35.04	-44.52	-35.31	-34.59	-28.05	-21.84	-28.42	-25.05	3.24	-7.55	0.49	-10.73
	-222.54	63.25	-142.09	-138.32	-161.84	-154.17	-248.04	-104.81	-157.69	-65.78	-70.24	-76.65
2.00	-40.14	-51.48	-38.90	-37.74	-31.80	-24.31	-29.62	-28.15	4.11	-7.52	-1.48	-11.90
	-244.17	38.29	-145.11	-137.45	-177.72	-175.31	69.23	-108.53	-164.35	-58.52	-87.37	-74.28
2.50	-45.08	-60.22	-42.60	-40.79	-34.60	-27.17	-33.56	-30.78	5.89	-8.41	-0.91	-11.44
	-267.82	9.90	-144.80	-138.67	-196.10	-201.16	17.00	-112.57	-170.05	-60.76	-102.31	-66.51
3.18	-50.60	-67.75	-45.08	-43.81	-38.88	-30.59	-38.58	-33.50	10.22	-2.52	-10.12	-7.37
	68.28	-13.40	-142.75	-140.42	-214.00	-231.44	-48.11	-115.59	-183.22	-74.05	-80.52	-77.20
3.98	-56.47	-78.37	-48.97	-46.89	-43.25	-34.79	-45.15	-39.30	13.91	-0.80	-1.43	-3.90
	-284.83	-32.81	-142.55	-142.72	-234.50	-298.89	-114.49	-171.94	-253.88	-150.53	-101.08	-151.00
5.01	-63.41	-87.89	-52.15	-50.05	-48.05	-40.07	-53.97	-39.14	7.81	-0.78	-11.20	-8.20
	8.84	-51.64	-143.61	-143.29	-250.76	-324.53	-209.39	-119.63	-306.62	-200.34	-143.83	-199.55
6.31	-70.31	-92.56	-56.45	-53.31	-53.30	-46.78	-65.83	-42.00	6.27	-11.00	-10.33	-15.47
	-27.49	-78.35	-143.79	-147.87	79.00	7.80	51.00	-120.70	46.33	-234.05	-181.73	-230.76
7.94	-78.35	-101.82	-63.06	-58.64	-59.04	-56.28	-81.80	-44.88	3.24	-18.07	-12.58	-20.41
	-84.70	-109.97	-143.32	-150.33	62.54	-38.87	-64.53	-121.23	11.01	78.94	-185.21	-83.39
10.00	87.29	-111.55	-61.78	-58.01	-65.85	-65.85	-102.03	-67.71	0.38	-23.94	-18.04	-28.00
	-105.05	-143.87	-142.88	-152.99	23.81	-82.88	-102.30	-121.27	-27.31	29.15	-215.20	-38.49

A P E N D I C E C

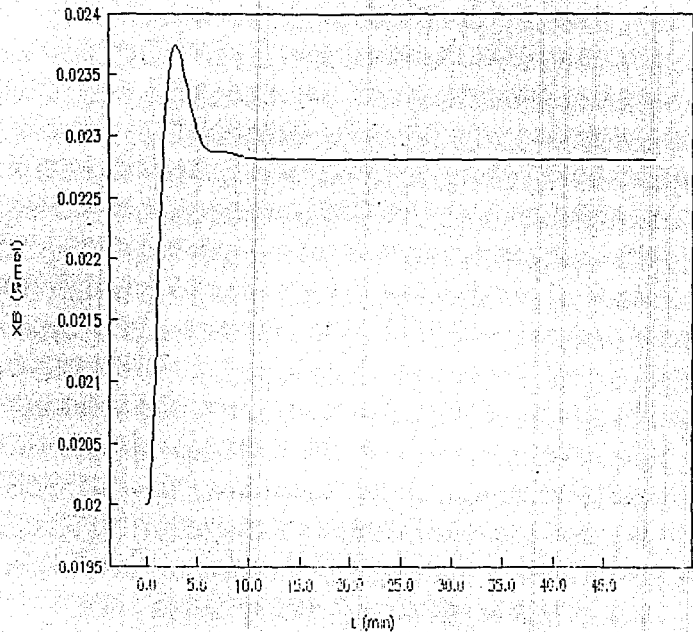
SISTEMA FEEDBACK P DESTILADO



235

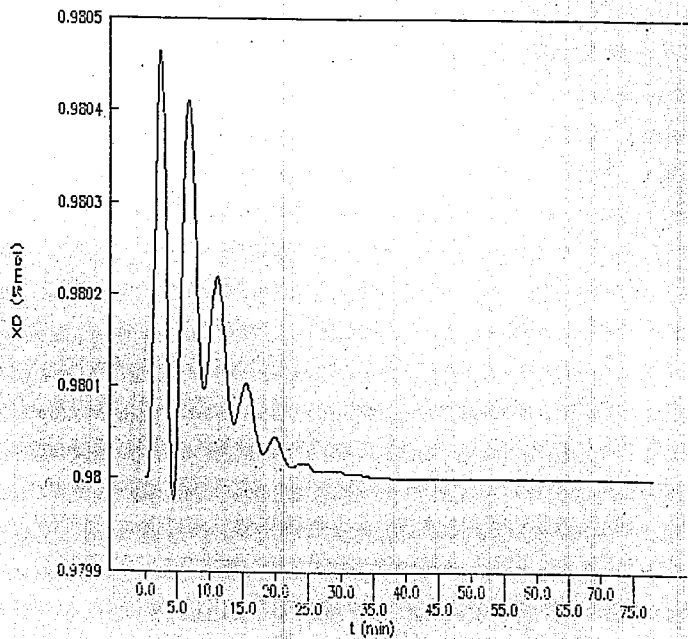
GRAFICA C.1

SISTEMA FEEDBACK P FONDOS



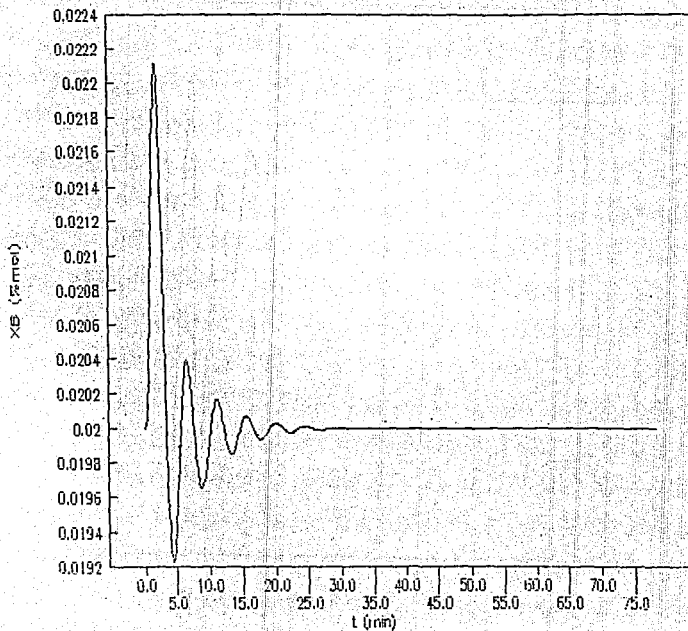
GRAFICA 0.2

SISTEMA FEEDBACK PI DESTILADO



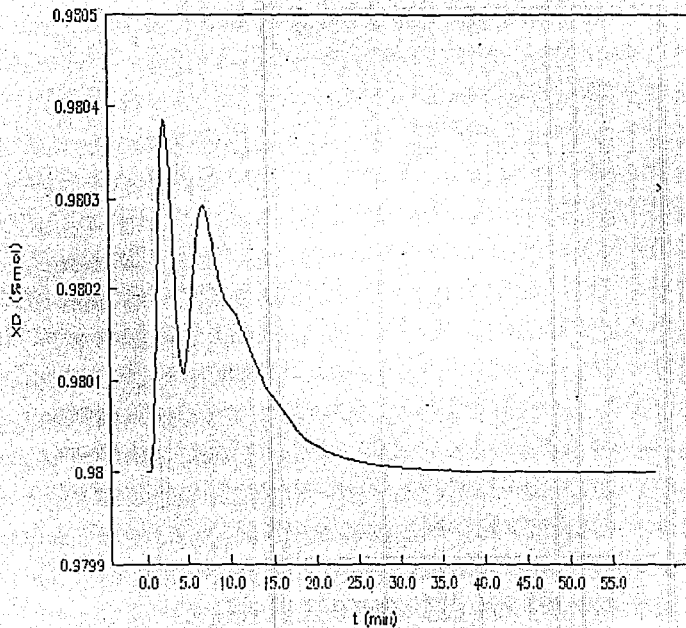
GRAFICÓN C. 3

SISTEMA FEEDBACK PI FONDOS



GRAFICA C. 4

SISTEMA FEEDBACK PID DESTILADO



GRAPICA C.5

SISTEMA FEEDBACK PID FONDOS

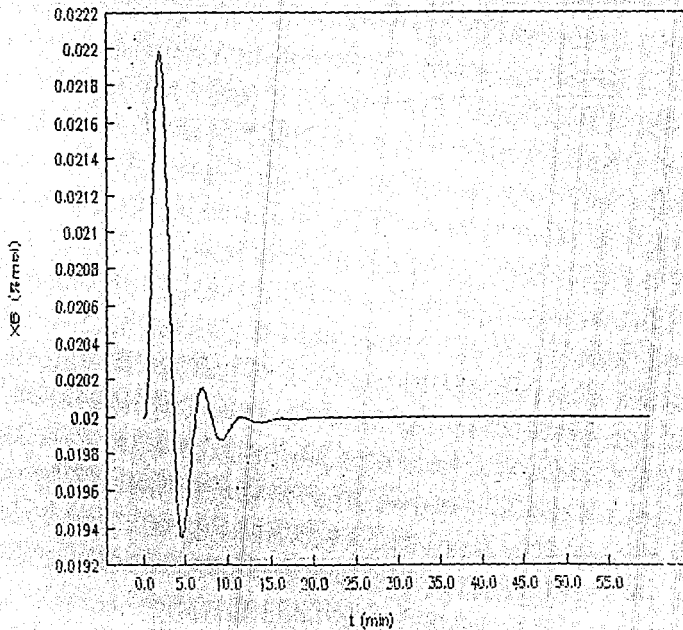
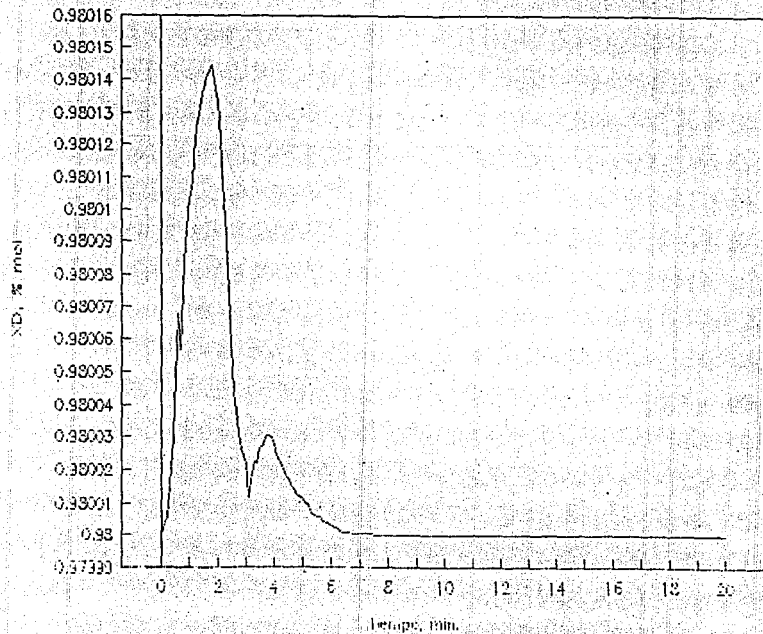


GRAFICO D. 6

SISTEMA D CONTROL FEEDFORWARD DESTILADO



GRAFICA C.7

SISTEMA DE CONTROL FEEDFORWARD FONDOS

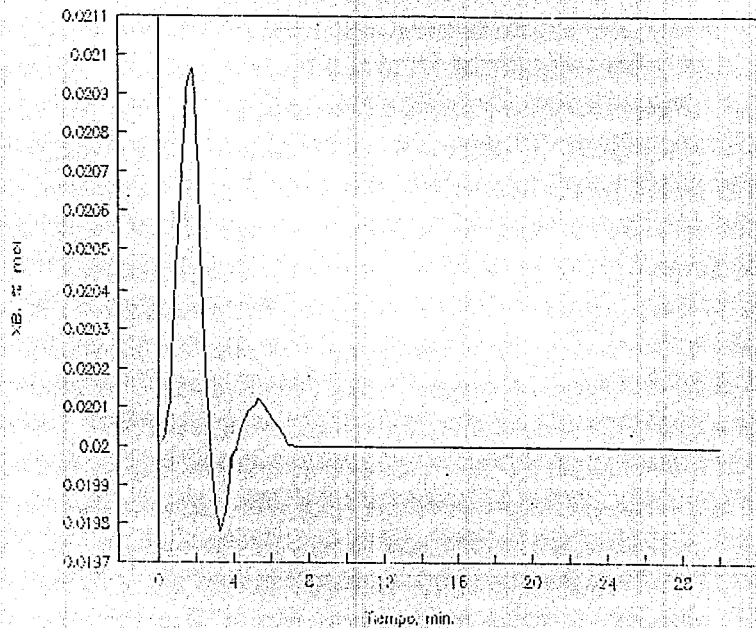
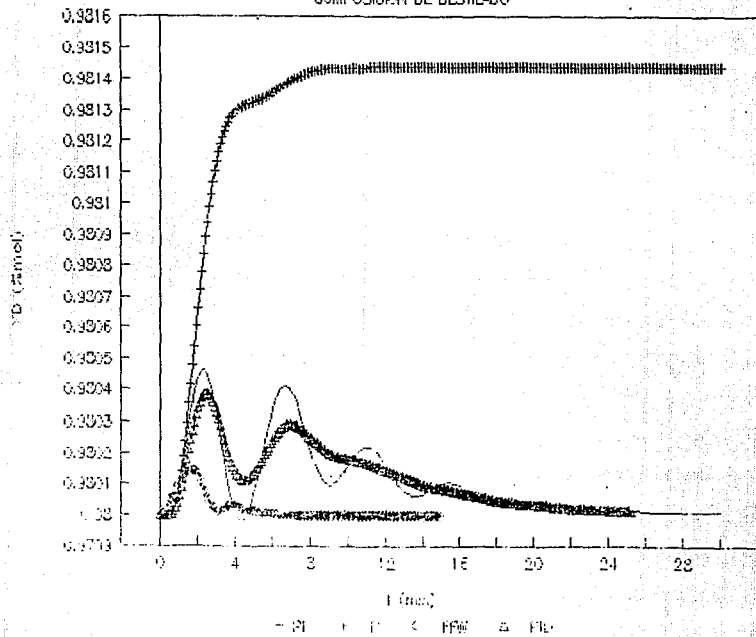


GRAFICO C. 8

COMPARACION DE SISTEMAS DE CONTROL

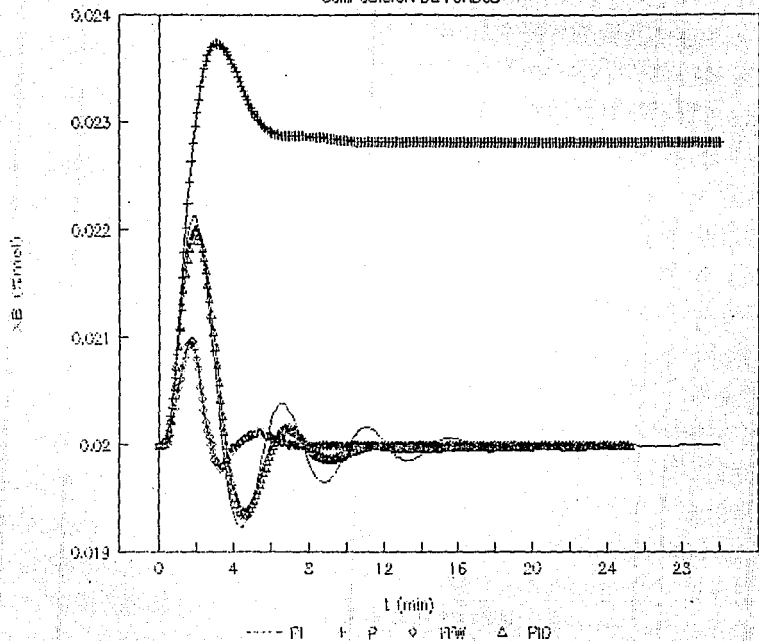
COMPOSICION DE DESTILADO



GRAFICA C.9

COMPARACION DE SISTEMAS DE CONTROL

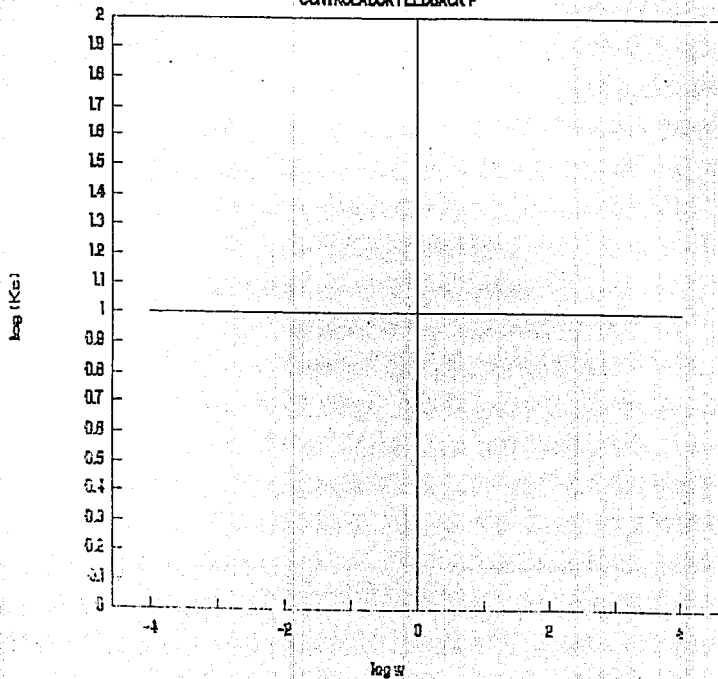
COMPOSICION DE FONDOS



GRAFICA C.10

DIAGRAMA DE BODE

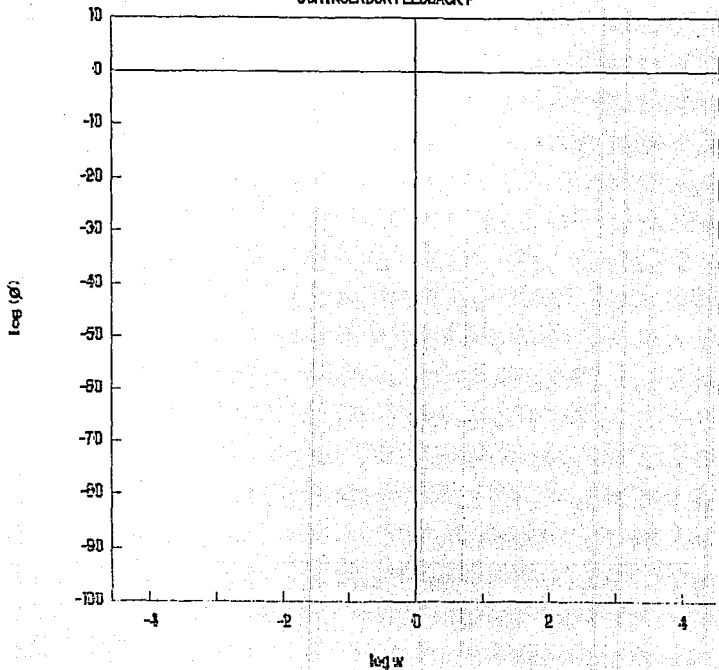
CONTROLADOR FEEDBACK P



GRAFICA C. 11

DIAGRAMA DE BODE

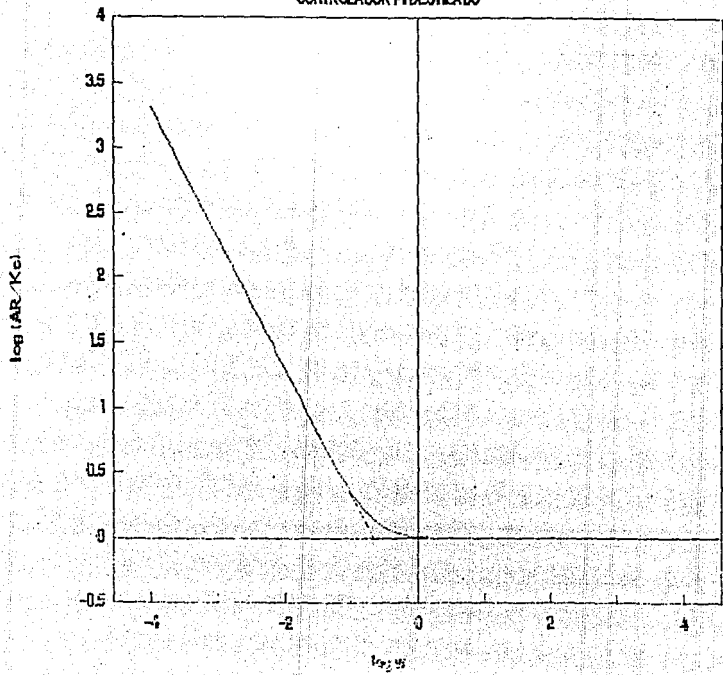
CONTROLADOR FEEDBACK P



GRAFICA C.12

DIAGRAMA DE BODE

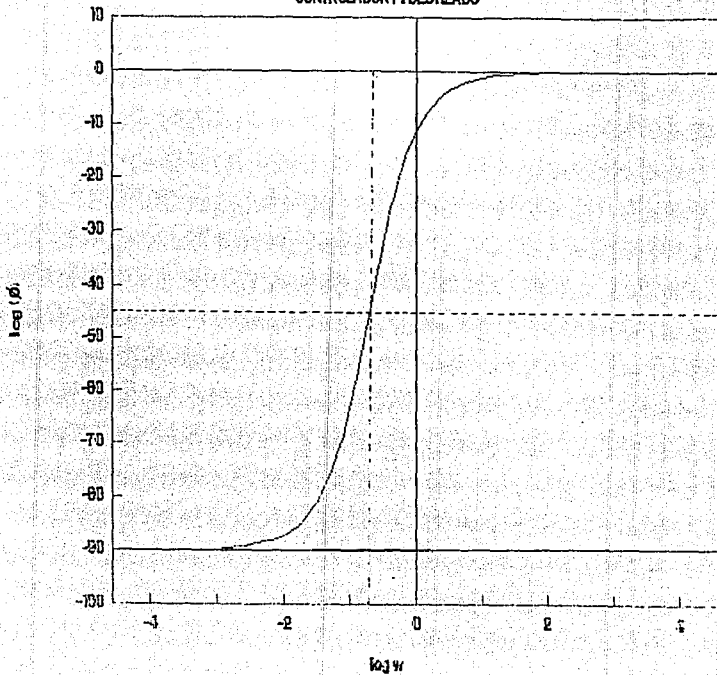
CONTROLADOR PI DESTILADO



GRAFICA 0.13

DIAGRAMA DE BODE

CONTROLADOR PI DESTILADO



GRAFICA C. 14

DIAGRAMA DE BODE

CONTROLADOR PI FONDOS

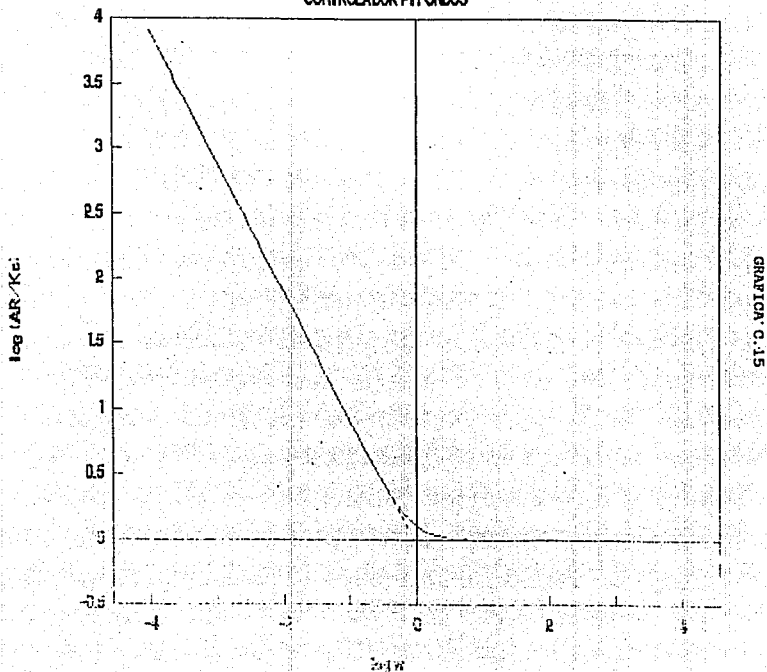
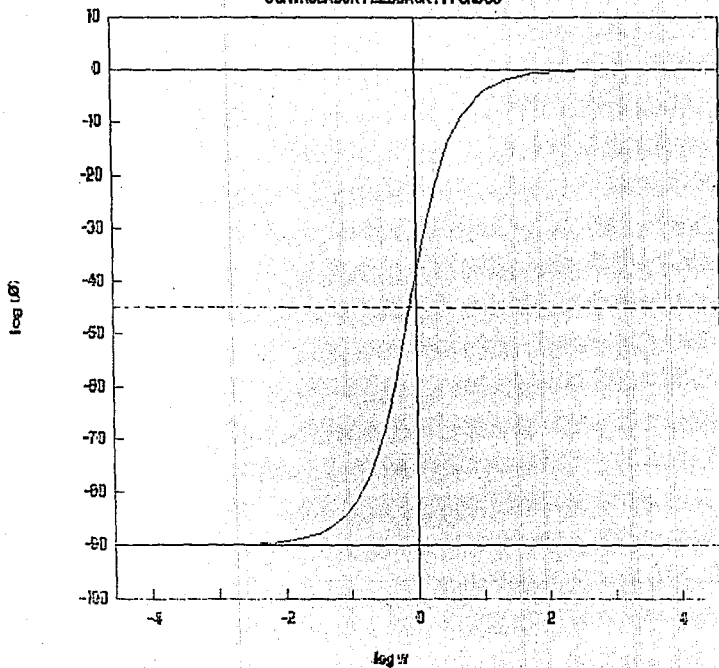


DIAGRAMA DE BODE

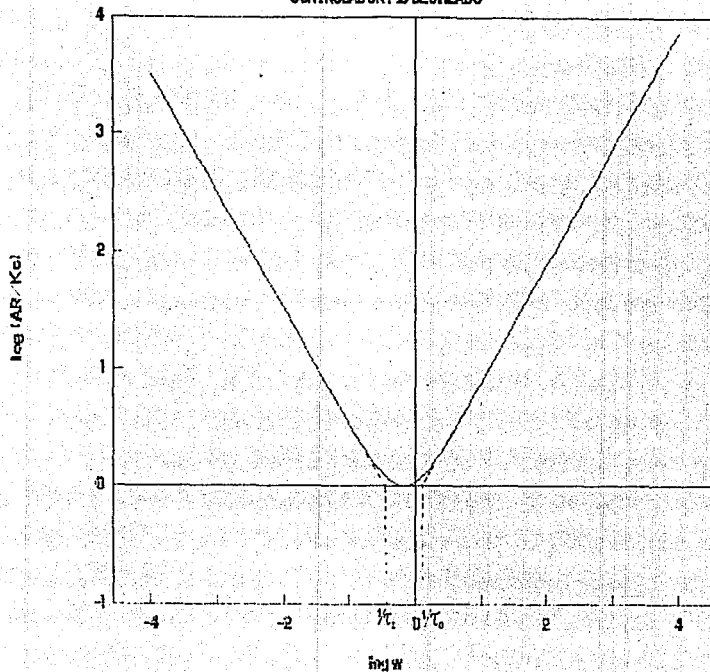
CONTROLADOR FEEDBACK PI FONDOS



GRAFICA C.16

DIAGRAMA DE BODE

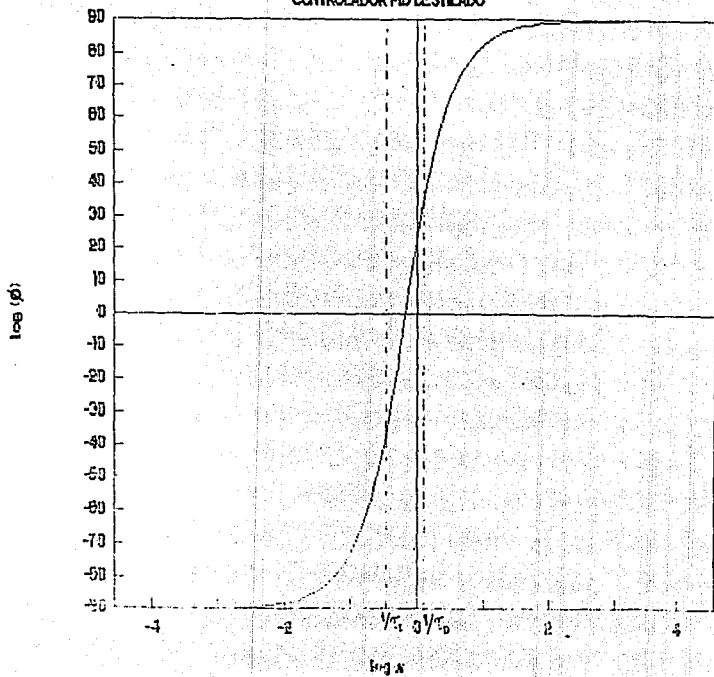
CONTROLADOR PID DESTILADO



GRAFICA C. 17

DIAGRAMA DE BODE

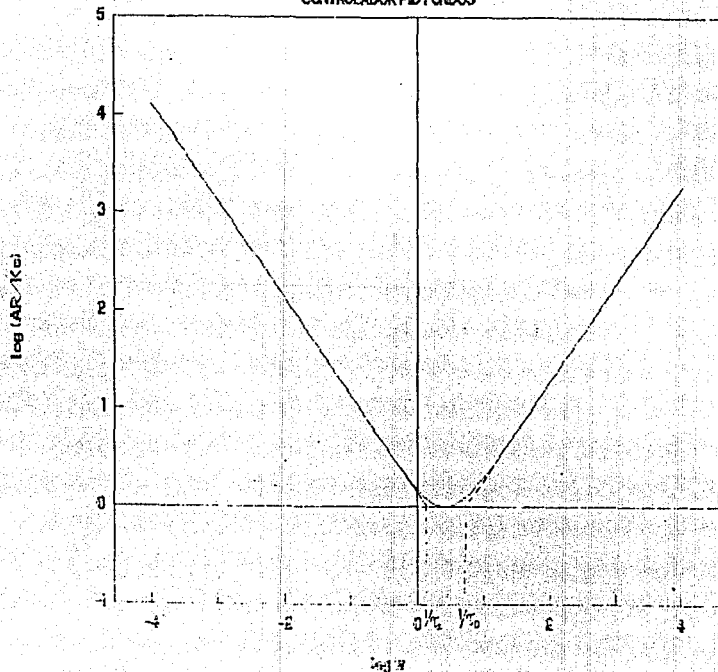
CONTROLADOR PID DESTILADO



GRAFICA .C. 18

DIAGRAMA DE BODE

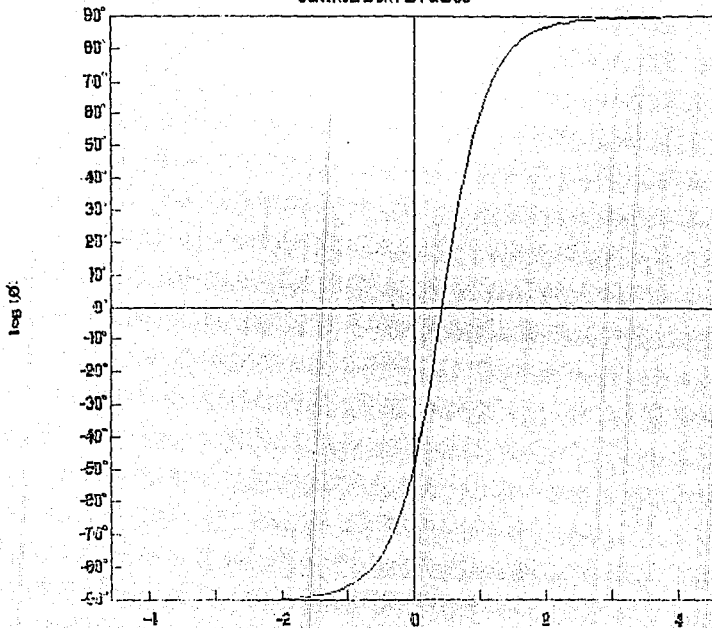
CONTROLADOR PID FONDOS



GRAFICA C. 19

DIAGRAMA DE BODE

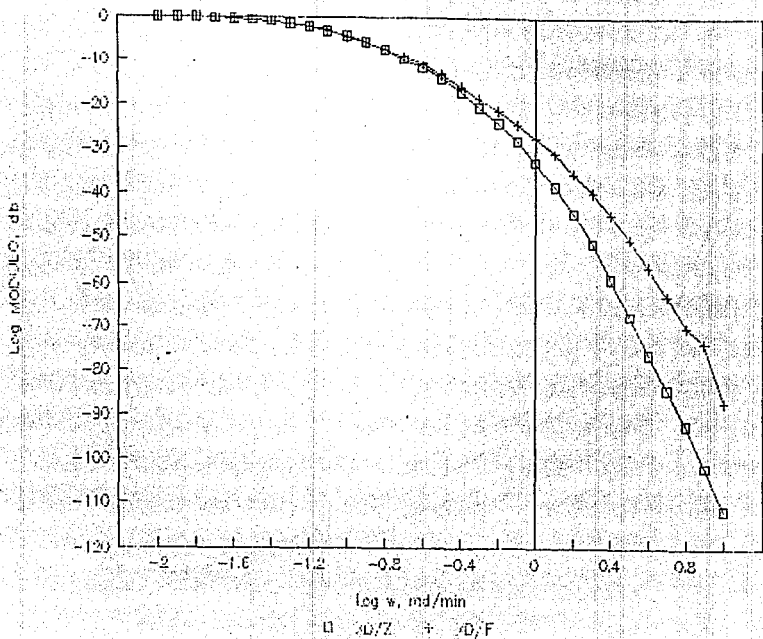
CONTROLADOR PID FONOS



log 10

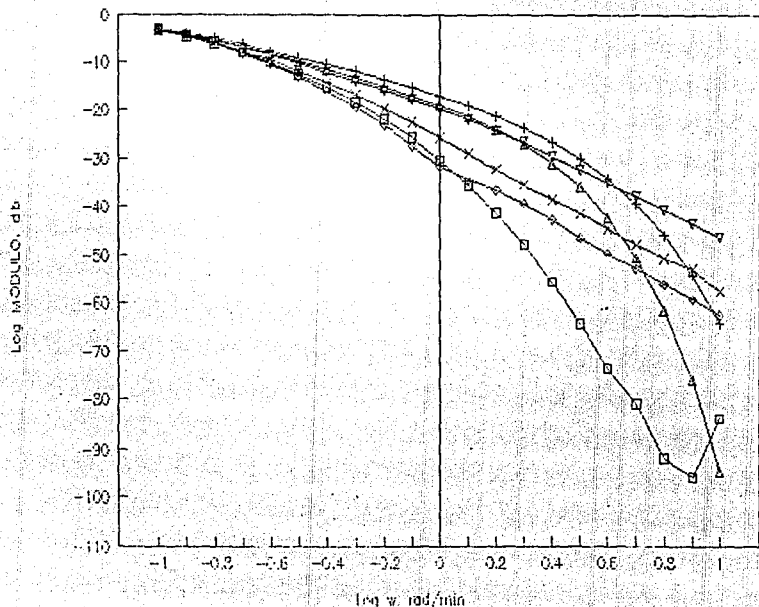
GRAFICA C. 20

DIAGRAMA D BODE CONTROLADOR FEEDFORWARD



GRAFICA 0.21a

DIAGRAMA D BODE CONTROLADOR FEEDFORWARD



GRAFICÓN · C. 21B

C: 0.7/F + 0.2/F - 0.3/Z A: 0.5/F X: 0.1/F V: 0.5/V

DIAGRAMA D BODE CONTROLADOR FEEDFORWARD

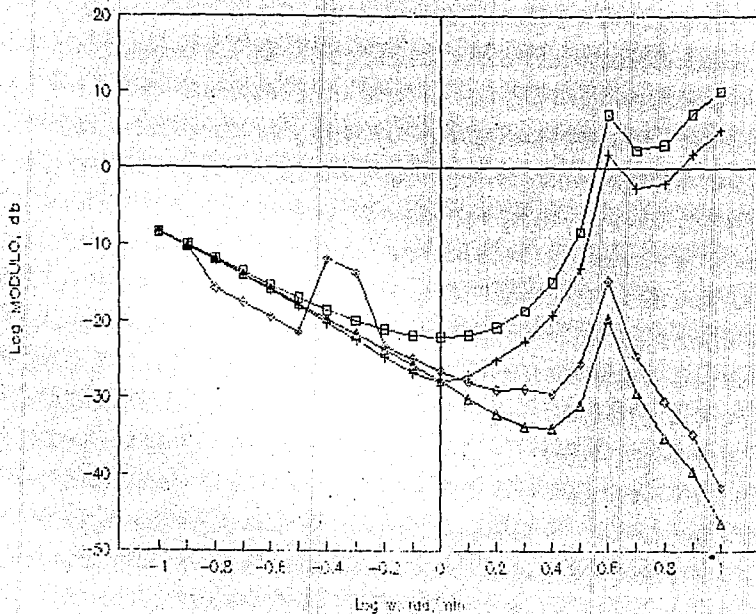
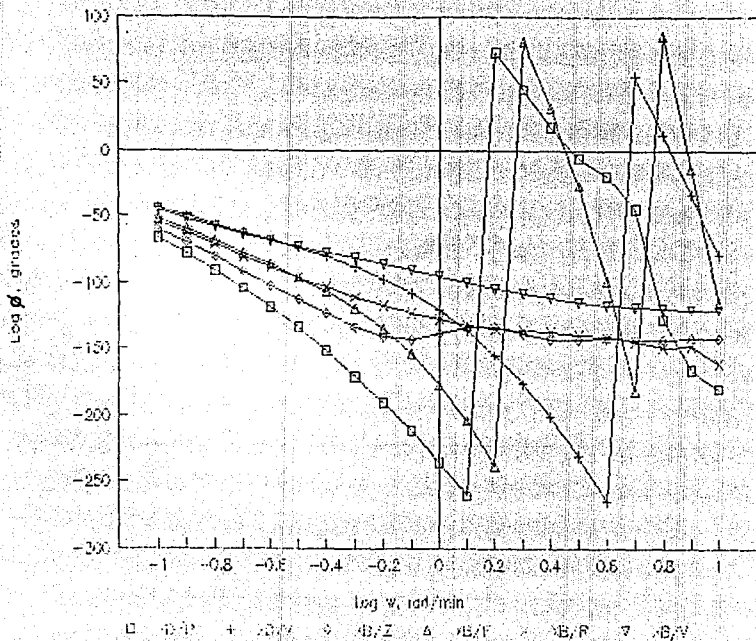


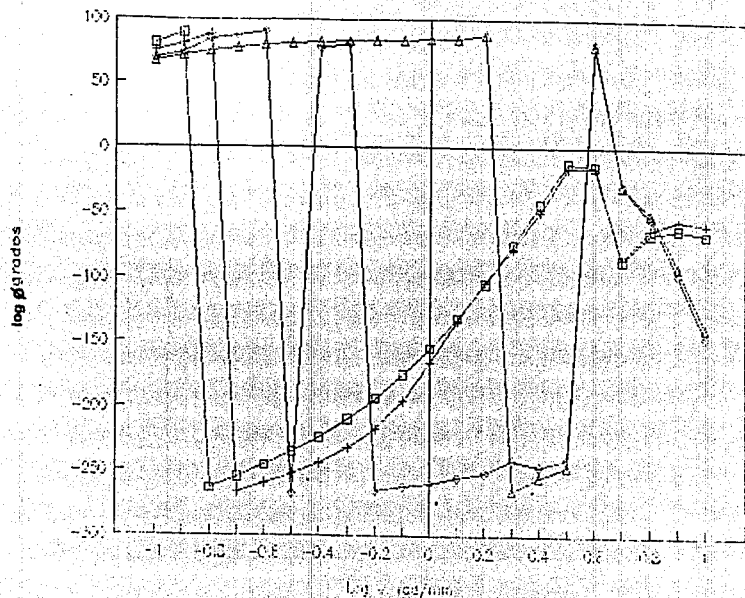
GRAFICO. c. 21c

DIAGRAMA D BODE CONTROLADOR FEEDFORWARD



GRAFICA C. 22A

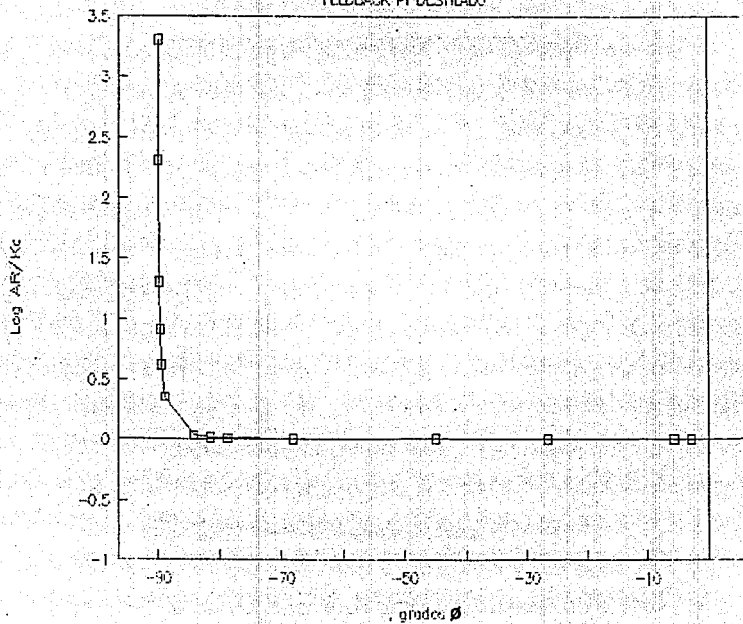
DIAGRAMA D BODE CONTROLADOR FEEDFORWARD



GRAFICA C. 22B

DIAGRAMA DE NICHOLS

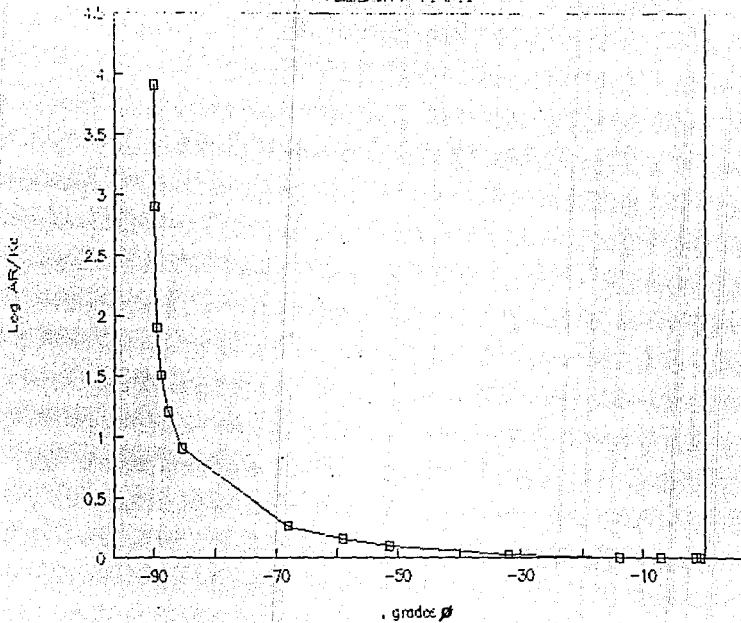
FEEDBACK PI DESTILADO



GRAFICA C. 23

DIAGRAMA DE TINCIONS

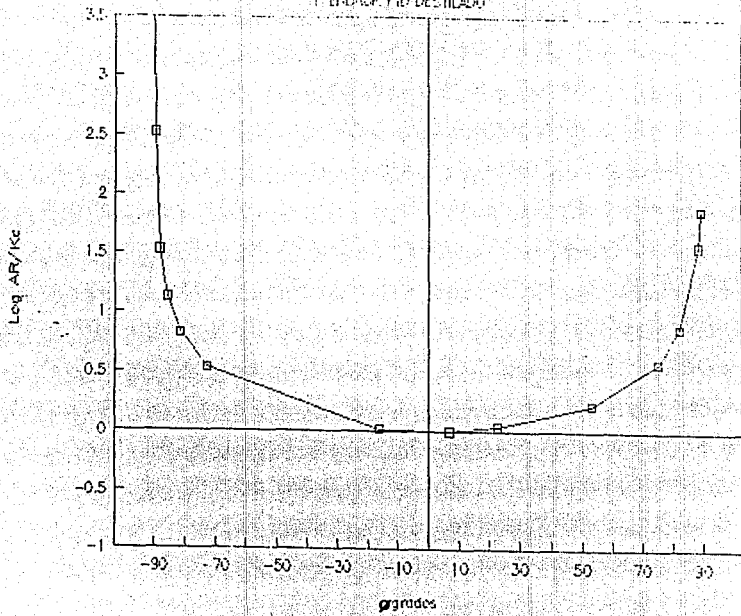
FEDERACION DE FOMIGES



GRAFICA 0.24

DIAGRAMA DE NICHOLS

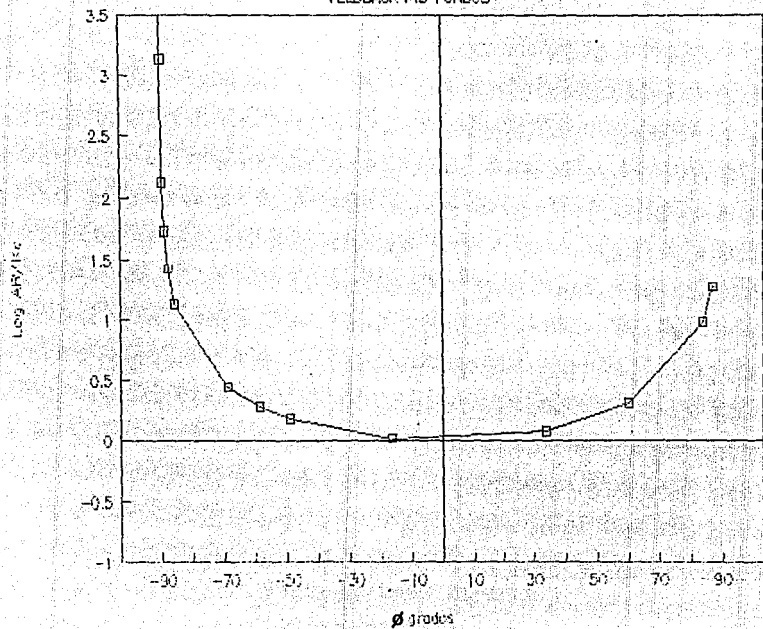
FEEDBACK PID DESTILADO



GRAFICA C. 25

DIAGRAMA DE NICHOLS

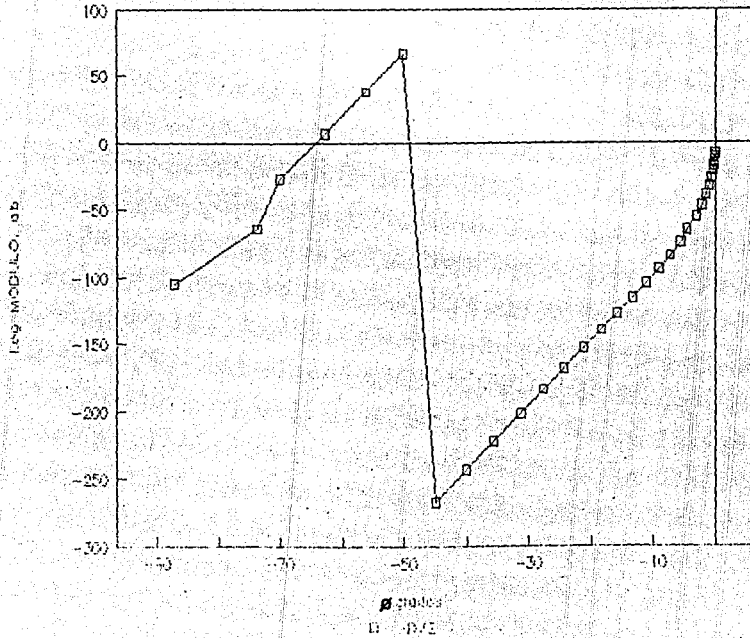
FEEDBACK FID FONDOS



GRAFICA 0.26

DIAGRAMA DE NICHOLS

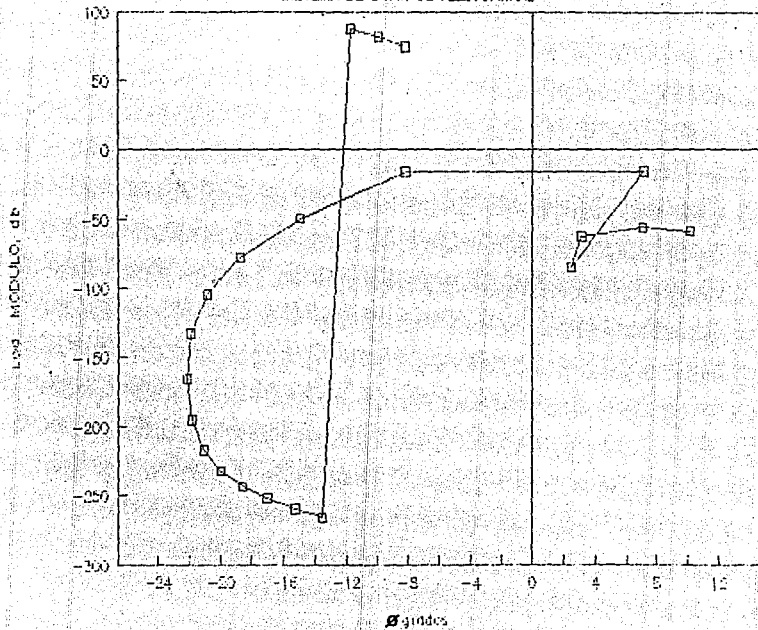
SISTEMA DE CONTROL FEEDFORWARD



GRAFICA G. 27

DIAGRAMA DE NICHOLS

SISTEMA DE CONTROL FEEDFORWARD



GRANICION C. 28