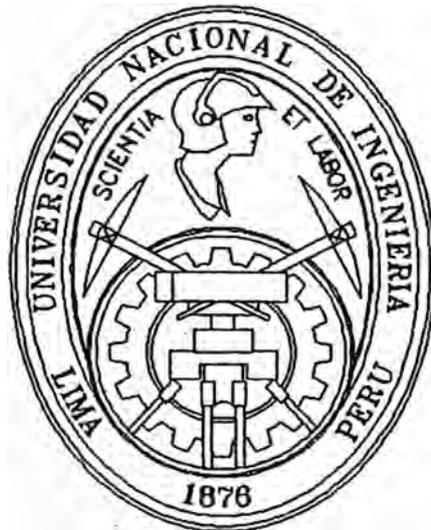


**Universidad Nacional de Ingeniería**

FACULTAD DE INGENIERIA ELECTRICA Y ELECTRONICA



**ANALISIS Y DISEÑO DE SISTEMAS  
AVANZADOS DE CONTROL**

**INFORME DE INGENIERIA**

Para Optar el Título Profesional de :

**INGENIERO ELECTRONICO**

**CARLOS EDUARDO ARAMBULO OSTOS**

Promoción 79-I

Lima-Perú  
1996

**A mis padres Luisa y Alfredo, a mis hermanos,  
a mi esposa Tarcila y a mi hijo Carlos Martín,  
a quienes agradezco eternamente por todo lo que soy.**

## SUMARIO

El objetivo del presente informe de ingeniería es presentar en forma sistemática y clara las técnicas de análisis y diseño de sistemas avanzados de control, tales como el control feedforward, feedforward–feedback, inferencial y adaptivo.

La exposición se hace recurriendo a casos prácticos del control de procesos, para los que permanentemente se busca garantizar su estabilidad y la eliminación del efecto de las perturbaciones externas sobre las salidas controladas.

Las conclusiones del presente informe de ingeniería dejan ver con claridad que la implementación práctica de los sistemas avanzados de control demanda el uso de computadoras digitales, dada la necesidad de realizar numerosos cálculos y a gran velocidad en los algoritmos de control, que se realizan ON–LINE.

**ANALISIS Y DISEÑO DE SISTEMAS  
AVANZADOS DE CONTROL**

TITULO ANALISIS Y DISEÑO DE SISTEMAS  
AVANZADOS DE CONTROL  
AUTOR CARLOS EDUARDO ARAMBULO OSTOS  
PARA OPTAR EL TITULO DE INGENIERO ELECTRONICO

FACULTAD DE INGENIERIA ELECTRICA Y ELECTRONICA  
UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

LIMA-PERU

1996

### EXTRACTO

Para su realización, el presente informe de ingeniería se ha dividido en los siguientes capítulos, cuyos contenidos se detallan a continuación:

En el Capítulo I, se trata lo referente a los aspectos generales para el análisis y diseño de un sistema de control, es decir, a las necesidades que debe satisfacer el sistema de control, clasificación de las variables del proceso y los criterios de diseño del sistema en conjunto.

En el Capítulo II, se presenta el análisis y diseño de sistemas de control feedforward. Se estudia la lógica de control feedforward y se ilustran varios sistemas de control de este tipo. También se presenta el procedimiento para el diseño del controlador feedforward. En la última parte de este capítulo se muestran las limitaciones de este tipo de controlador.

En el Capítulo III, se presenta el análisis y diseño de sistemas de control feedforward-feedback. Se muestra las limitaciones del control feedforward y del feedback cuando actúan independientemente. También se muestran las ventajas y desventajas de ambos tipos de control. Se presenta la estructura general del control feedforward-

feedback, a partir del cual se realiza el análisis y diseño de este tipo de sistemas.

En el Capítulo IV, se expone el análisis y diseño de sistemas de control inferencial, para lo que previamente se plantea su estructura general. Se ilustra el diseño de este tipo de sistemas mediante el diseño de un sistema de control inferencial para una columna de destilación de 16 platos.

En el Capítulo V, y último, se presenta un análisis cualitativo de los sistemas de control adaptivos, mostrándose los tipos más usuales. No se presenta el diseño de este tipo de sistemas de control, por cuanto se requiere conocer técnicas de estimación de parámetros, materia que está fuera del alcance de este trabajo.

Finalmente, se presenta un apéndice relacionado con la deducción del modelo matemático de un tanque calentador con agitación continua que servirá de soporte en el Capítulo V para ilustrar la justificación del empleo del controlador adaptivo.

# INDICE

<b>INTRODUCCION</b>	<b>1</b>
<b>1 ASPECTOS GENERALES PARA EL ANALISIS Y DISEÑO DE UN SISTEMA DE CONTROL</b>	<b>2</b>
1.1 Necesidades que debe Satisfacer un Sistema de Control	2
1.1.1 Supresión de las Perturbaciones Externas	2
1.1.2 Estabilidad del Sistema	3
1.1.3 Optimización del Funcionamiento del Sistema	4
1.2 Clasificación de las Variables de un Proceso	5
1.3 Elementos de Diseño de un Sistema de Control	7
1.3.1 Objetivos del Control	7
1.3.2 Selección de Variables del Proceso para su Medición	8
1.3.3 Selección de Variables Manipuladas	10
1.3.4 Selección de la Configuración de Control	10
1.3.5 Diseño del Controlador	13
<b>2 CONTROL FEEDFORWARD</b>	<b>14</b>
2.1 Introducción	14
2.2 Lógica del Control Feedforward	14
2.3 Sistemas de Control Feedforward Típicos	15
2.4 Diseño de Controladores Feedforward	20
2.4.1 Realización Física del Controlador Feedforward	24
2.4.2 Limitaciones del Control Feedforward	24
2.4.3 Diseño de un Sistema de Control Feedforward para un Tanque Calentador con Agitación Continua	25

2.4.3.1	Modelo Matemático del Proceso . . . . .	25
2.4.3.2	Especificaciones de Funcionamiento . . . . .	27
2.4.3.3	Cálculo del Controlador Feedforward . . . . .	27
<b>3</b>	<b>CONTROL FEEDFORWARD-FEEDBACK . . . . .</b>	<b>30</b>
3.1	Limitaciones del Control Feedforward . . . . .	30
3.2	Limitaciones del Control Feedback . . . . .	30
3.3	Resumen de Ventajas y Desventajas del Control Feedforward y del Control Feedback . . . . .	31
3.4	Estructura General del Control Feedforward-Feedback . . . . .	32
3.5	Análisis del Funcionamiento de un Sistema de Control Feedforward- Feedback . . . . .	35
3.6	Diseño de un Sistema de Control Feedforward-Feedback . . . . .	36
3.6.1	Modelo Matemático del Proceso . . . . .	37
3.6.2	Especificaciones de Funcionamiento . . . . .	37
3.6.3	Cálculo del Controlador . . . . .	38
3.6.3.1	Controlador Feedforward . . . . .	38
3.6.3.2	Controlador Feedback . . . . .	38
<b>4</b>	<b>SISTEMAS DE CONTROL INFERENCIAL . . . . .</b>	<b>40</b>
4.1	Introducción . . . . .	40
4.2	Estructura de un Sistema de Control Inferencial . . . . .	40
4.3	Control Inferencial de Procesos Químicos . . . . .	42
4.3.1	Control Inferencial de una Columna de Destilación . . . . .	44
4.4	Limitaciones del Control Inferencial . . . . .	48
<b>5</b>	<b>SISTEMAS DE CONTROL ADAPTIVO . . . . .</b>	<b>49</b>

## INTRODUCCION

Mediante el presente trabajo, para optar el título profesional de ingeniero Electrónico, con la modalidad de Titulación por Exámen Profesional, expongo una metodología para el análisis y diseño de sistemas avanzados de control, apelando a mi larga trayectoria de docente universitario. Es decir, intento aportar con un granito de arena para llenar el vacío que existe en la literatura de control automático, relacionada con tópicos de sistemas avanzados de control a nivel de cursos de antegrado para las carreras de ingeniería.

En coordinación con mi asesor he visto por conveniente presentar un extracto sistemático y conciso de la escasa literatura existente acerca del análisis y diseño de sistemas avanzados de control, que hice recurriendo fundamentalmente al libro de George Stephanopoulos, titulado Chemical Process Control.

Al mencionar sistemas avanzados de control, me estoy refiriendo a las estructuras de control diferentes al conocido lazo de control Feedback. Los primeros responden en situaciones donde la acción de control feedback es insuficiente para producir la respuesta deseada de un sistema de control dado.

Entre los diferentes tipos de sistemas avanzados de control se verán los principales, es decir, el control feedforward, el control feedforward-feedback, el control inferencial y el control adaptivo.

# CAPITULO I

## ASPECTOS GENERALES PARA EL ANALISIS Y DISEÑO DE UN SISTEMA DE CONTROL

### 1.1 Necesidades que debe Satisfacer un Sistema de Control

Los sistemas de control deben contribuir a satisfacer ciertos requerimientos impuestos a los sistemas de producción, de los que son parte importante. Usualmente estos requerimientos son: Seguridad en la operación, especificaciones de producción, cumplimiento de leyes para proteger el medio ambiente, restricciones operacionales, economía, etc.

Todos los requerimientos mencionados implican monitoreo permanente de la operación del sistema y de la intervención externa (control) para satisfacer los objetivos operacionales. Esto se logra mediante un arreglo racional del equipamiento, tales como dispositivos de medición, válvulas, controladores, computadoras y la intervención humana, los cuales juntos constituyen el sistema de control.

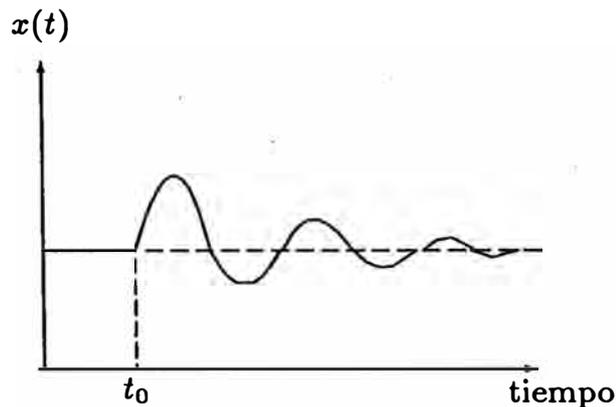
Existen tres clases generales de necesidades que un sistema de control debe satisfacer:

#### 1.1.1 Supresión de las Perturbaciones Externas

El objetivo más común de un controlador es suprimir las influencias de las perturbaciones externas sobre un determinado proceso, particularmente si se trata de un proceso químico. Estas perturbaciones denotan el efecto que el medio ambiente ejerce sobre el proceso. Las perturbaciones usualmente están fuera del control del operador humano. Consecuentemente se requiere introducir un mecanismo de control que realiza los cambios adecuados en el proceso para cancelar el impacto negativo que la perturbación puede tener sobre la operación deseada de la planta o proceso que se controla.

### 1.1.2 Estabilidad del Sistema

Si consideramos el comportamiento de la variable  $x(t)$ , mostrada en la Figura (1.1) vemos que en el tiempo  $t = t_0$ , el valor constante de  $x(t)$  es perturbado por algunos factores externos, pero conforme transcurre el tiempo el valor de  $x(t)$  regresa a su valor inicial y permanece en él. Si  $x(t)$  es una variable de proceso, tal como temperatura, presión o flujo, decimos que el proceso es estable o auto regulable y no necesita de intervención externa para su estabilización, es decir, no requiere de un controlador para retornar a su valor inicial.



**Figura 1.1:** Respuesta dinámica de un sistema subamortiguado estable.

A diferencia del comportamiento descrito anteriormente, la variable  $y(t)$  mostrada en la Figura (1.2); no retorna a su valor inicial después de una perturbación debido a influencias externas. Procesos cuyas variables tienen comportamientos como los mostrados en la Figura (1.2) se denominan inestables.

Por lo tanto, si una planta o proceso es inestable se deberá diseñar un sistema de control para estabilizarla. El sistema de control que contempla dispositivos de medición, controlador y elementos finales de control cambiará las características

dinámicas de una planta similar a la de la Figura (1.2), por otra similar a la de la Figura (1.1).

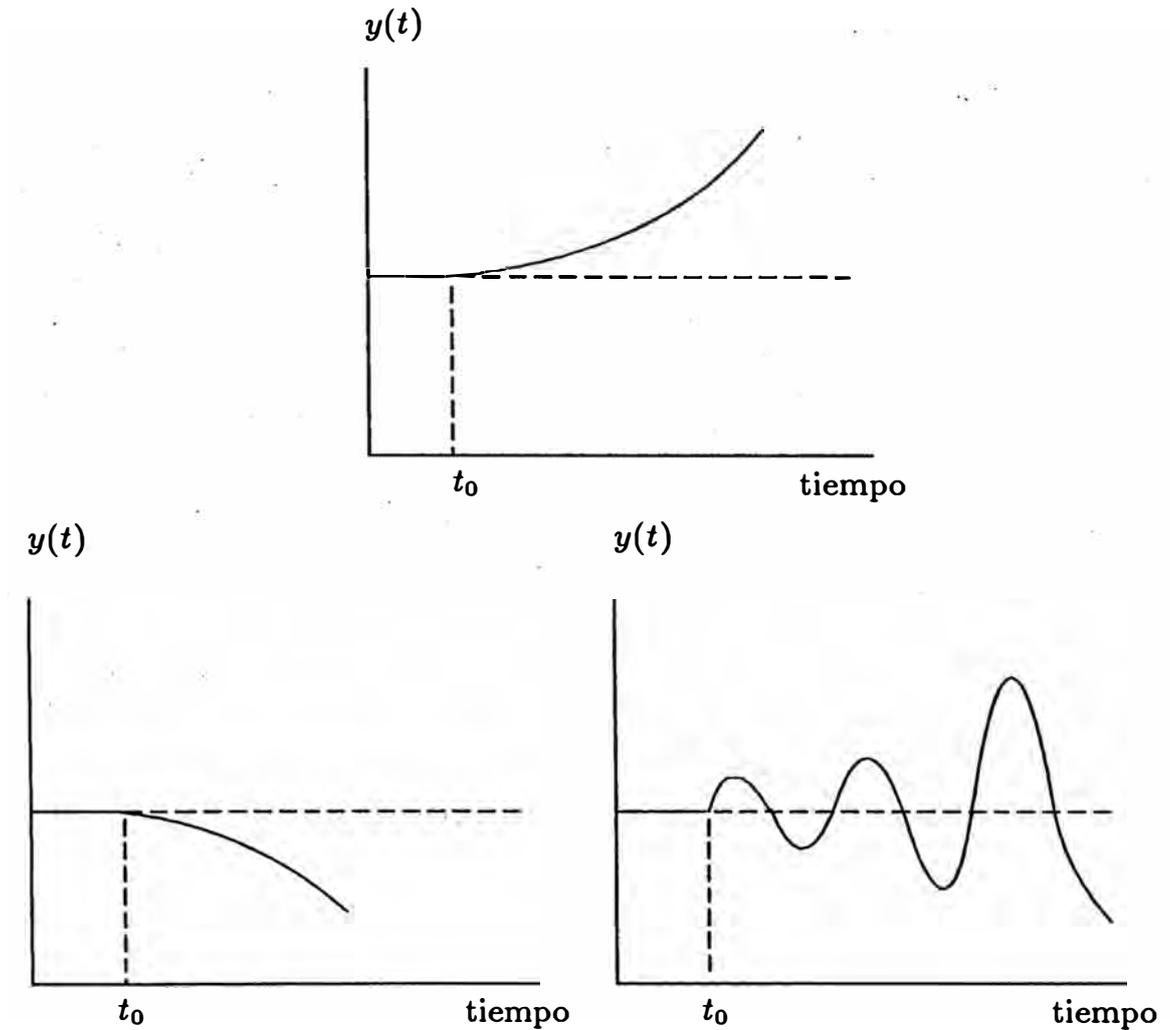


Figura 1.2: Respuestas que puede adoptar un sistema inestable

### 1.1.3 Optimización del Funcionamiento del Sistema

La seguridad y la satisfacción de las especificaciones de producción son dos de los principales objetivos operacionales de un proceso. Una vez que estos han sido

logrados, la meta próxima es cómo hacer que la operación del proceso sea más productivo. Dado el hecho que las condiciones que afectan la operación del proceso no permanecen invariables, es obvio que desearíamos ser capaces de cambiar la operación del proceso (flujos, presiones, concentraciones, temperaturas) en forma tal que objetivo económico, la ganancia, sea siempre maximizada. Esta tarea es afrontada por los controladores automáticos de una planta y los operadores humanos.

## **1.2 Clasificación de las Variables de un Proceso**

Las variables asociadas a un proceso, como por ejemplo: flujos, temperaturas, presiones, concentraciones, etc., están divididas en dos grupos importantes:

1. **Variables de Entrada:** Denotan el efecto del medio ambiente sobre el proceso.
2. **Variables de Salida:** Denotan el efecto del proceso sobre el medio ambiente.

Las variables de entrada se pueden clasificar a su vez en:

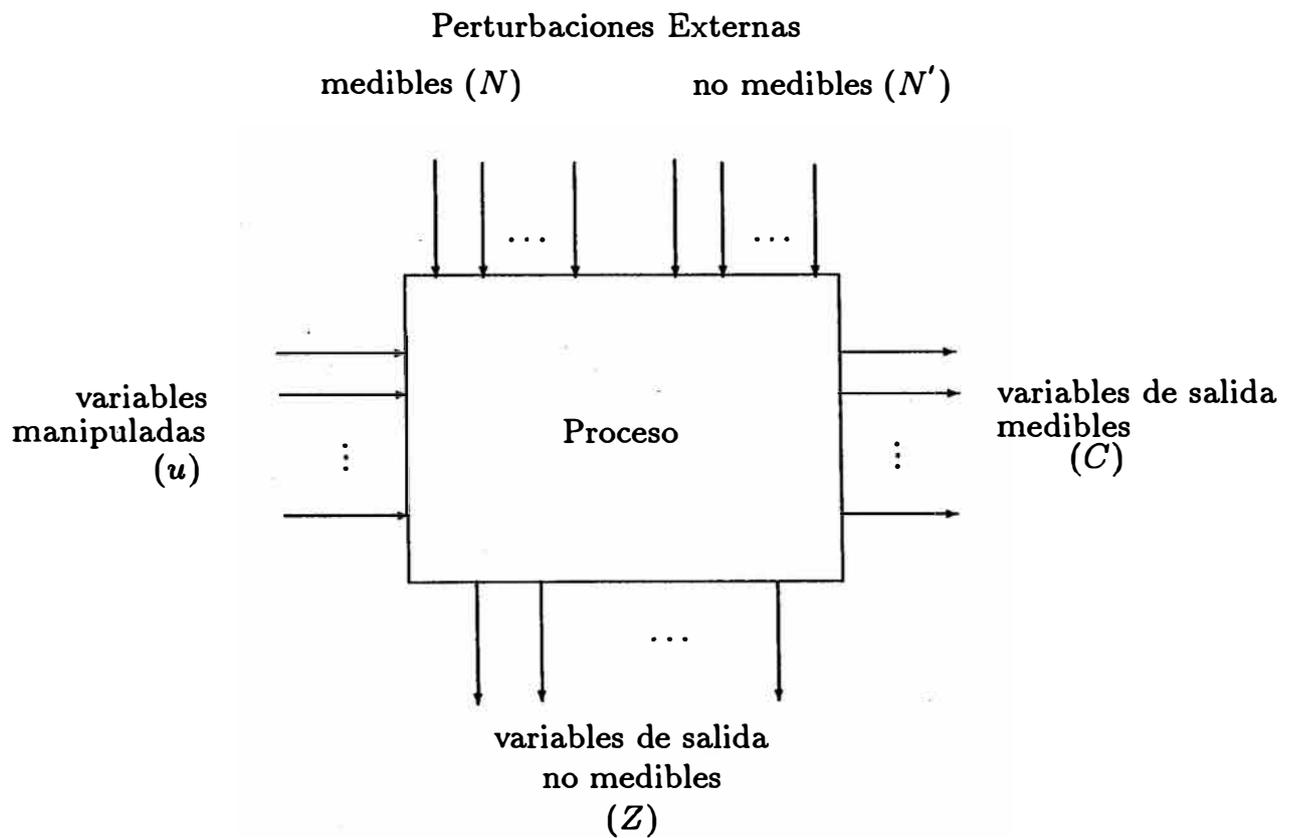
- **Variables Manipuladas (o ajustables):** cuando sus valores se pueden ajustar libremente por el operador humano o un mecanismo de control.
- **Perturbaciones:** Cuando sus valores no son el resultado de un ajuste mediante operador o un mecanismo de control.

Las variables de salida se clasifican a su vez en:

- **Variables de Salida Medibles:** Si sus valores se pueden conocer por medición directa.
- **Variables de Salida No Medibles:** Si ellas no son o no pueden ser medidas directamente.

Con relación a las variables de entrada, las perturbaciones se pueden clasificar en dos categorías: Perturbaciones medibles y perturbaciones no medibles.

Como se verá posteriormente, las perturbaciones no medibles generan problemas de control dificultosos. La Figura (1.3) muestra un resumen de las variables que se pueden tener en torno a un proceso.



**Figura 1.3:** Tipos de variables en un proceso

### 1.3 Elementos de Diseño de un Sistema de Control

Para el diseño de un sistema de control es necesario resolver ciertos requerimientos básicos con la finalidad de satisfacer las necesidades de control para determinado proceso. Veamos:

#### 1.3.1 Objetivos del Control

Obviamente, el elemento central en una configuración de control es el proceso a controlar. Luego, la primera pregunta que debe resolverse es: ¿Cuáles son los objetivos operacionales que un sistema de control debe lograr?. La respuesta a esta pregunta determina los objetivos de control, los que podrían tener que ver con:

- Asegurar la estabilidad del proceso, o
- Suprimir la influencia de perturbaciones externas, u
- Optimizar el funcionamiento económico de una planta, o una combinación de lo anterior.

Inicialmente los objetivos de control son definidos en forma cualitativa, posteriormente son cuantificados, usualmente en términos de las variables de salida. Así tenemos, por ejemplo, que para un tanque calentador con agitación continua, los objetivos cualitativos del control son mantener la temperatura ( $T$ ) de salida del fluido y el volumen ( $V$ ) en el tanque en valores deseados. Para este ejemplo la cuantificación de los objetivos de control son directos, es decir,  $T$  y  $V$  tendrán valores dados, que son los set point.

Pueden darse otras situaciones, en las que lo cualitativo y cuantitativo no son tan directos como en el ejemplo anterior, es el caso de un tanque reactor con agitación continua, donde el objetivo de control (cualitativamente definido) es asegurar

la estabilidad del centro, estado estacionario inestable. Tal descripción cualitativa de los objetivos de control nos es útil para el diseño de un sistema de control y debe ser cuantificado. Una traducción cuantitativa del objetivo de control cualitativo requiere que la temperatura (una variable de salida) no se desvie del 5% de su valor nominal del estado estable-inestable.

### 1.3.2 Selección de Variables del Proceso para su Medición

Cualesquiera que sean los Objetivos, necesitamos algunos medios para monitorear el funcionamiento del proceso. Esto se realiza mediante medición de ciertas variables procesadas (temperatura, presiones, flujos, concentraciones, etc.), por lo que se hace necesario decidir a cerca de qué variables se han de medir con el objeto de observar el funcionamiento operacional de una planta. Es obvio que desearíamos observar directamente las variables que representan nuestros objetivos de control, y esto se hace donde sea posible. Tales mediciones se denominan **mediciones primarias**.

Así tenemos por ejemplo, que si se quiere medir una temperatura emplearemos una termocupla y para medir un volumen, emplearemos una celda presión diferencial.

Suele suceder, a veces, que nuestros objetivos de control no son cantidades medibles, es decir, éstas corresponden a la clase de salidas no medibles. En tales casos debemos medir otras variables las cuales pueden ser medidas fácilmente y con precisión. Tales mediciones de soporte son las denominadas **mediciones secundarias**. Luego se realizan relaciones matemáticas entre las salidas no medibles y las mediciones secundarias, esto es:

$$\text{Salidas no medibles} = f(\text{mediciones secundarias})$$

Lo cual nos permite determinar los valores de las salidas no medibles una vez que están disponibles los valores de las mediciones secundarias. Las relaciones matemáticas entre las salidas medibles y no medibles resultan de consideraciones empíricas, experimentales o teóricas.

Como ejemplo, podemos citar el caso de una columna de destilación simple, donde el objetivo de control es mantener la producción de una fuente de destilado con 95 moles porcentuales de pentano en presencia de cambios en la composición de alimentación.

Nuestra primera reacción puede ser un analizador de composición para medir la concentración del pentano en el destilado y luego usar control realimentado para manipular la variación de reflujo y poder mantener en el destilado 95% de pentano, es decir, el sistema de control depende del analizador de composición. Es posible que tal dispositivo de medición sea muy costoso o de baja exactitud para un ambiente industrial (pudiendo fallar frecuentemente o proveyendo mediciones inexactas). En tal caso puede ser conveniente medir la temperatura del líquido en varios platos a lo largo de la longitud de la columna de destilación con precisión efectiva usando simples termocuplas, luego mediante un balance de materia y energía al rededor de los platos de la columna y las relaciones de equilibrio termodinámico entre las fuentes de líquido y vapor podemos desarrollar relaciones matemáticas que nos den la composición del destilado si se conoce la temperatura de algunos platos seleccionados.

El tercer tipo de mediciones que podemos hacer para observar el comportamiento de un proceso incluye medición directa de las perturbaciones externas. La medición de las perturbaciones antes que afecten al proceso puede ser altamente ventajoso, porque esto permite conocer a priori cuál será el comportamiento del proceso, y así tomar acciones correctivas de control para aliviar algunas consecuencias indeseables. El control feedforward usa medición directa de las perturbaciones para el control.

### **1.3.3 Selección de Variables Manipuladas**

Una vez que los objetivos de control se han especificado e identificado las diferentes variables a medir, es necesario seleccionar la o las variables manipuladas para controlar el proceso, mediante la cual o cuales podamos efectuar un cambio en el proceso.

Usualmente en un proceso tenemos un número de variables que pueden ser ajustadas libremente. ¿Cuáles de estas variables seleccionaremos para usarlas como variables manipuladas?. Esta es una pregunta crucial, por cuanto la elección afectará la calidad de las acciones de control a tomar. Por ejemplo, para controlar el nivel del líquido en un tanque podemos ajustar o el flujo de entrada o el flujo de salida. ¿Cuál de estas variables es mejor?. La elección dependerá de cuál de estos flujos ofrece una mejor calidad del control.

### **1.3.4 Selección de la Configuración de Control**

Después de haberse identificado los objetivos de control, las posibles mediciones y las variables manipuladas, el problema final a resolver es el relativo a la definición de la configuración de control.

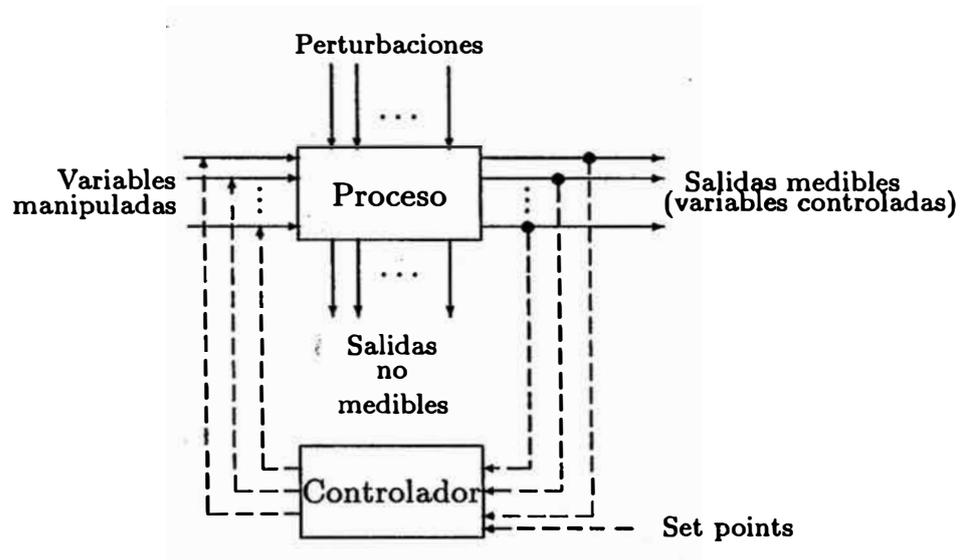
Una configuración de control es la estructura de información que se usa para conectar las mediciones disponibles a las variables manipuladas disponibles.

Consecuentemente, se trata de elegir la mejor configuración de control para una situación de control de proceso dada, por cuanto para un mismo proceso se puede emplear varias y diferentes configuraciones de control.

Dependiendo de cuantas salidas controladas y entradas manipuladas tengamos en el proceso, podemos distinguir las configuraciones de control: De una entrada–una salida y De multiples entradas–multiples salidas.

Por ejemplo, para el sistema de un tanque calentador de líquido:

1. Si el objetivo de control (salida de control) es mantener el nivel de líquido a un valor deseado mediante manipulación del flujo, tendremos un sistema de una entrada-una salida.
2. Por el contrario, si los objetivos de control son mantener el nivel y la temperatura del líquido en valores deseados mediante la manipulación del flujo de vapor y del flujo del efluente, tendremos un sistema de multiples entradas-multiples salidas.



**Figura 1.4:** Estructura general de configuraciones de control feedback

Finalmente, definiremos tres tipos generales de configuración de control:

- **Configuración de Control Feedback (Realimentado)**

En esta configuración se usa mediciones directas de las variables controladas para ajustar los valores de las variables manipuladas, ver Figura (1.4). El objetivo es mantener las variables controladas en niveles deseados.

- **Configuración de Control Feedforward (Anticipado)** En esta configuración se usa mediciones directas de las perturbaciones para ajustar los valores de las variables manipuladas, ver Figura (1.5). El objetivo es mantener los valores de las variables de salida controladas en niveles desados.

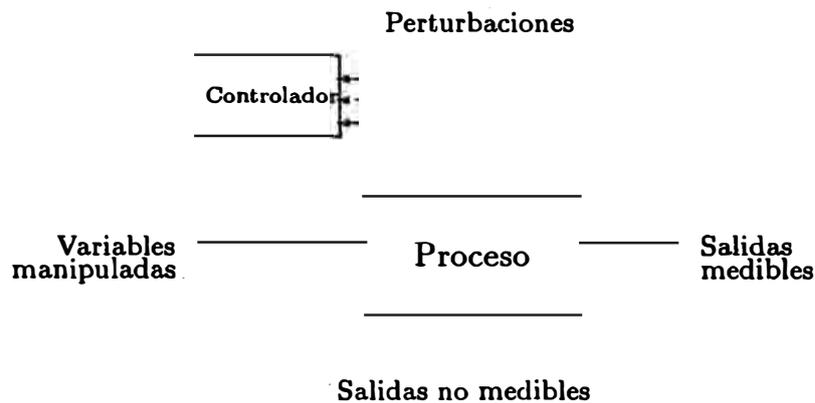
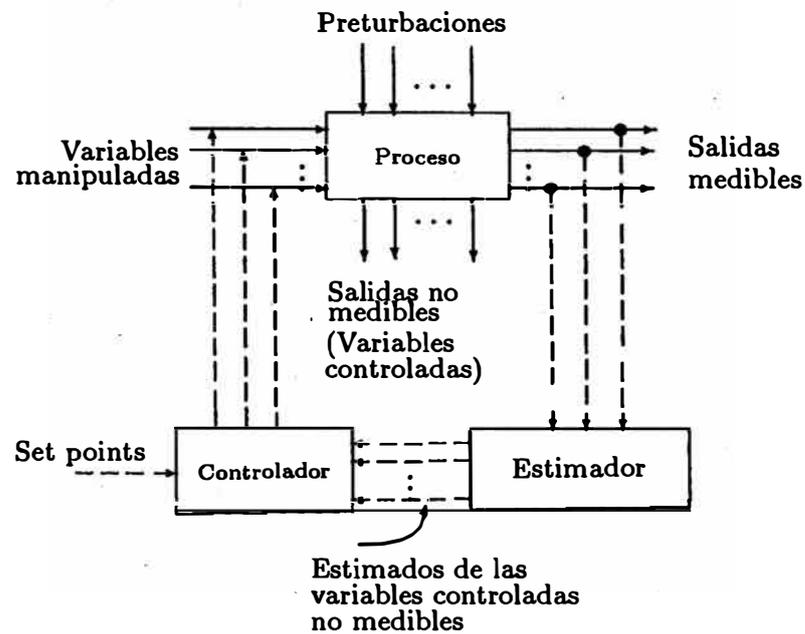


Figura 1.5: Estructura general de configuraciones de control feedforward

- **Configuración de Control Inferencial** En esta configuración se usa mediciones secundarias, porque las variables controladas no pueden ser medidas para ajustar los valores de las variables manipuladas, ver Figura (1.6). El objetivo es mantener las variables controladas (no medibles) en niveles deseados. El estimador usa los valores de las salidas disponibles para medición conjuntamente con los balances de materia y energía que gobiernan la dinámica del proceso para computar matemáticamente (estimar) los valores de las variables controladas no medibles. A su turno, los estimados son empleados por el controlador para ajustar los valores de las variables manipuladas.



**Figura 1.6:** Estructura general de configuraciones de control inferencial

### 1.3.5 Diseño del Controlador

En toda configuración de control, el controlador es el elemento activo que recibe la información de las mediciones y toma acciones de control apropiadas para ajustar los valores de las variables manipuladas.

El diseño del controlador, por lo tanto, implica determinar la ley de control, es decir, determinar matemáticamente las expresiones que representan a las variables manipuladas. Esto requiere dos condiciones: Conocer el modelo matemático del proceso a controlar y las especificaciones de funcionamiento (o restricciones matemáticas) del sistema de control en conjunto.

## CAPITULO II CONTROL FEEDFORWARD

### 2.1 Introducción

Mediante el control feedback nunca se puede alcanzar el control perfecto de un proceso, es decir, mantener la salida del proceso en forma continua en el valor del set point deseado ante la presencia de cambios en la perturbación o set point. La razón es simple, un controlador feedback reacciona solo después que ha detectado una desviación entre el valor de la salida y el valor del set point deseado.

A diferencia del control feedback el control feedforward mide la perturbación (o carga) directamente y toma acción de control para eliminar su impacto sobre la salida del proceso. Por lo tanto, el control feedforward tiene teóricamente el potencial para el control perfecto.

### 2.2 Lógica del Control Feedforward

Un sistema de control feedforward, ver Figura (2.1), mide la perturbación y ajusta adecuadamente la variable manipulada para tener el valor de salida deseado. En la misma figura se puede apreciar la configuración general de un sistema de control feedforward. Este sistema mide la perturbación directamente y luego se anticipa al efecto que ésta puede producir sobre la salida del proceso. Subsecuentemente, cambia la variable manipulada en una cantidad tal que elimine completamente el impacto de la perturbación sobre la salida del proceso (variable controlada). La acción de control inicia inmediatamente después de haberse detectado un cambio en la perturbación. Queda claro entonces, que el control feedback actúa después del hecho, de manera compensatoria, mientras que el control feedforward actúa de antemano, de manera anticipatoria.

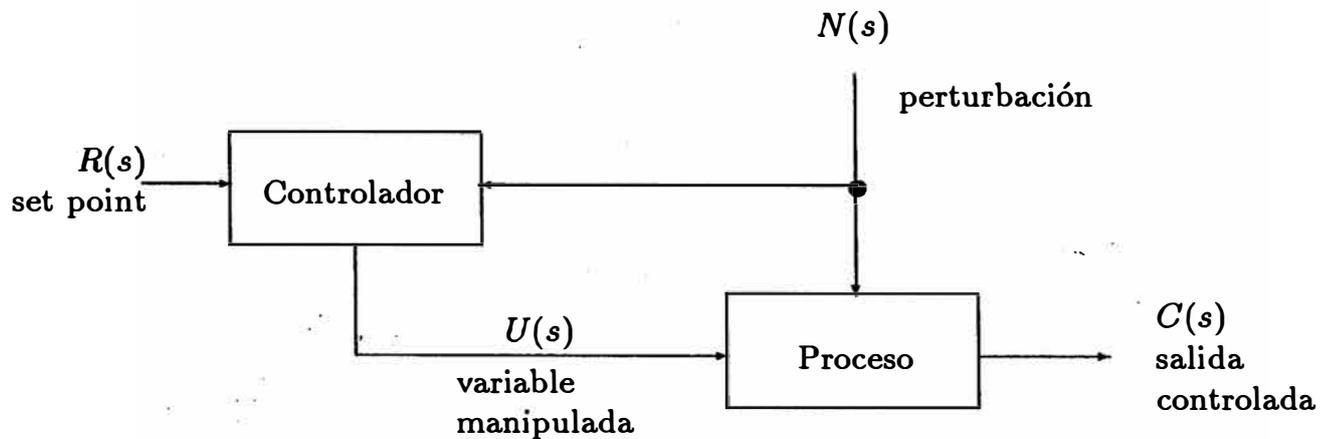


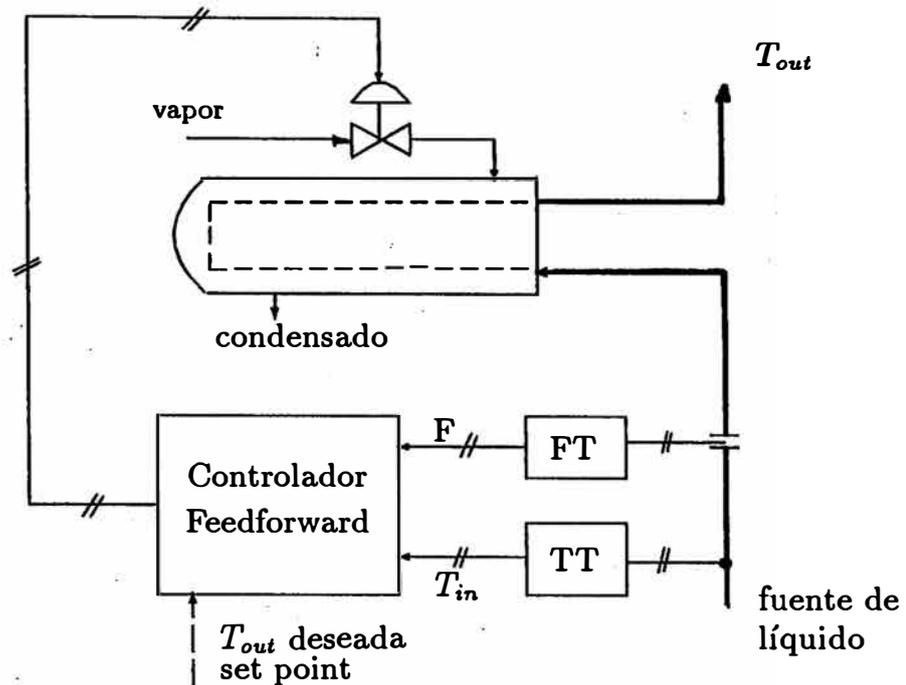
Figura 2.1: Estructura de un sistema de control feedforward

### 2.3 Sistemas de Control Feedforward Típicos

En el control de procesos existen aplicaciones típicas del control feedforward, entre las más comunes se tiene:

#### 1. Control Feedforward de un Intercambiador de Calor

La Figura (2.2) muestra el sistema de control feedforward de un intercambiador de calor. En este sistema el objetivo es mantener la temperatura de salida del líquido constante mediante la manipulación de la presión del vapor. Existen dos perturbaciones principales (cargas) que son medidas para control feedforward: Flujo de líquido y la temperatura del líquido de entrada.



**Figura 2.2:** Control feedforward de un intercambiador de calor

## 2. Control Feedforward de un Caldero

La Figura (2.3) muestra el control feedforward de un caldero . En este sistema el objetivo es mantener constante el nivel de líquido del tambor. Las dos perturbaciones (cargas) son el flujo de vapor desde el caldero, el cual es ordenado por la variación de demanda en otro lugar de la planta, y el flujo del agua de alimentación. Este último es también la variable manipulada principal.

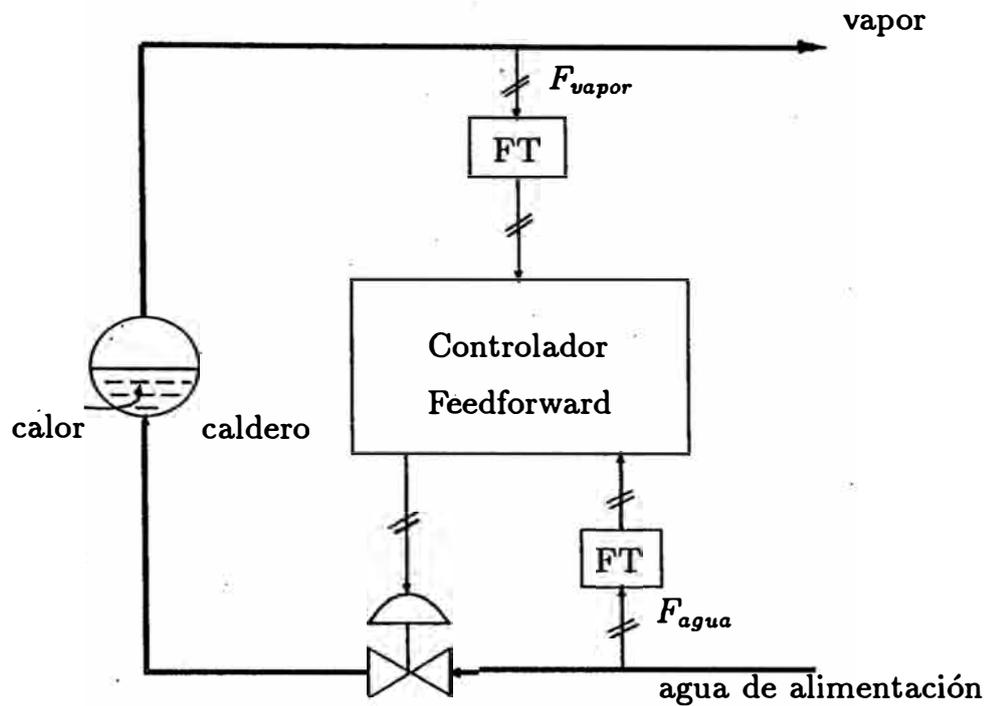


Figura 2.3: Control feedforward de un caldero

### 3. Control Feedforward de una Columna de Destilación

La Figura (2.4) muestra el control feedforward de una columna de destilación. En este caso las dos perturbaciones son el flujo de alimentación  $F$  y la Composición  $C$ . Las variables manipuladas disponibles son la presión de vapor en el recalentador y el reflujo. El objetivo de control es la composición de la parte superior de la columna o el producto de fondos (parte inferior de la columna). El control feedforward es particularmente útil para una columna de destilación, porque su tiempo de respuesta puede ser medido en horas.

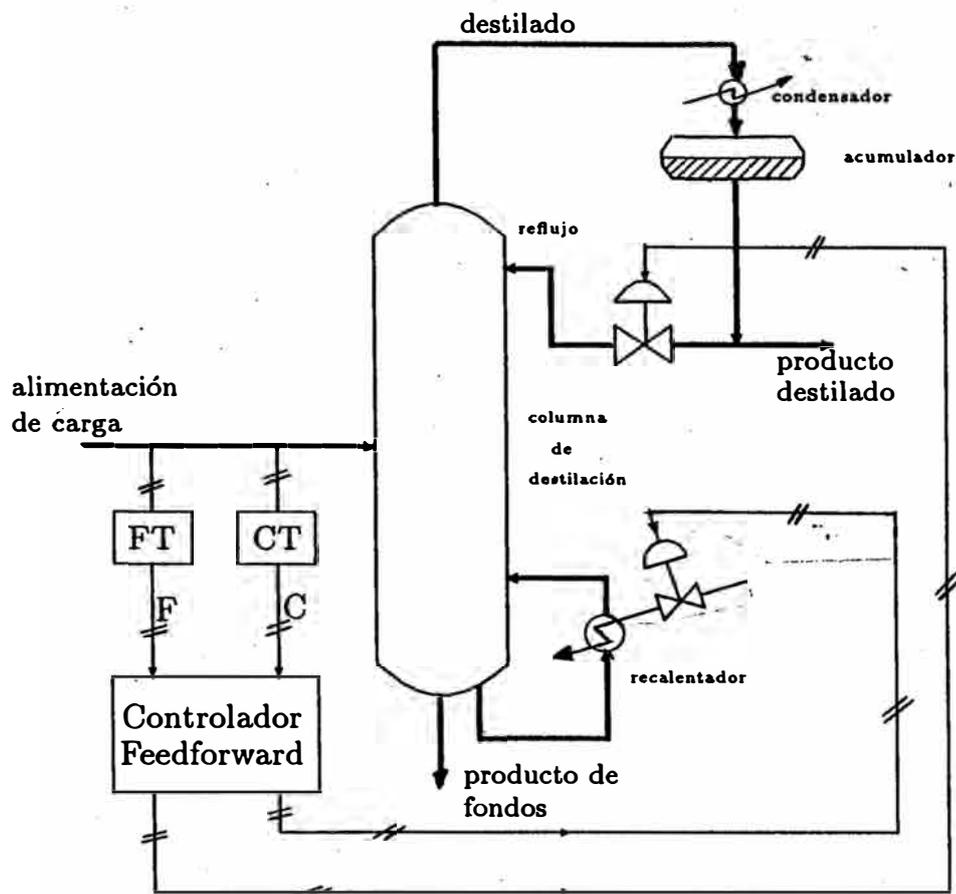
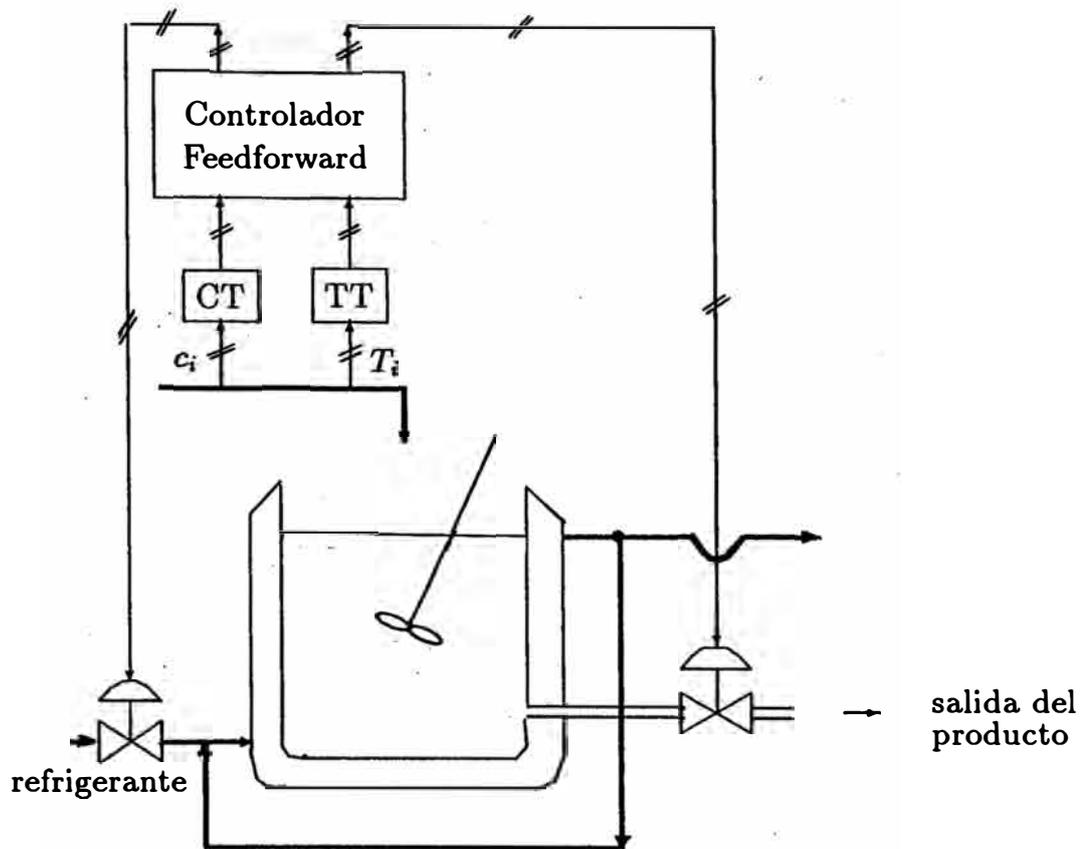


Figura 2.4: Control feedforward de una columna de destilación

#### 4. Control Feedforward de un Tanque Reactor con Agitación Continua

La Figura (2.5) muestra el control feedforward de un tanque reactor con agitación continua. En este caso las perturbaciones (cargas) son la concentración de entrada y la temperatura. El flujo de salida del producto y el flujo del refrigerante son las dos variables manipuladas. Existen dos objetivos: Mantener constante la temperatura y la composición dentro del tanque reactor.



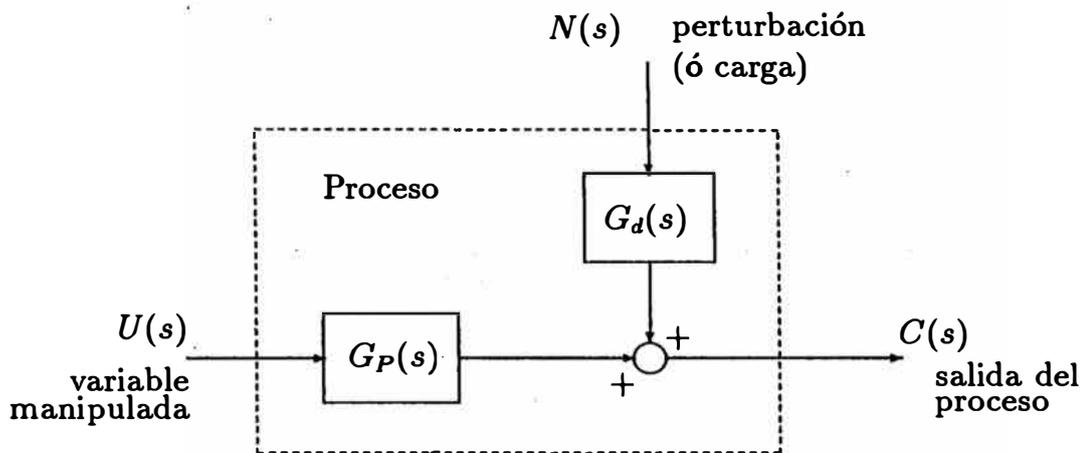
**Figura 2.5:** Control feedforward de un tanque reactor con agitación continua

Como se puede apreciar de los ejemplos típicos de sistemas de control feedforward, éstos se pueden desarrollar para más de una perturbación. El controlador actuará de acuerdo a qué perturbación ha cambiado de valor.

Con excepción del controlador, todos los demás elementos del hardware en un lazo feedforward son los mismos que para un lazo feedback (sensores, transductores, transmisores y elementos finales de control).

## 2.4 Diseño de Controladores Feedforward

Para ilustrar un procedimiento general de diseño de controladores feedforward asumamos que el modelo matemático del proceso a controlar, en diagrama de bloques, es el mostrado en la Figura (2.6).



**Figura 2.6:** Modelo de un proceso en diagrama de bloques

De la figura anterior, se aprecia que la salida del proceso está dada por:

$$C(s) = G_p(s)U(s) + G_d(s)N(s) \quad (2.1)$$

Sea  $R(s)$  el set point desado para la salida del proceso, entonces para:

$$C(s) = R(s)$$

la ecuación (2.1) queda:

$$R(s) = G_p(s)U(s) + G_dN(s) \quad (2.2)$$

De donde se puede hallar la variable manipulada  $U(s)$  que permita hacer que  $C(s)$  sea igual a  $R(s)$ , es decir:

$$U(s) = \left[ \begin{array}{c} 1 \\ G_d(s) \end{array} R(s) - N(s) \right] \begin{array}{c} G_d(s) \\ G_p(s) \end{array} \quad (2.3)$$

La ecuación (2.3) determina la forma que el sistema de control feedforward debería tener. Esta forma se muestra en la Figura (2.7), donde:

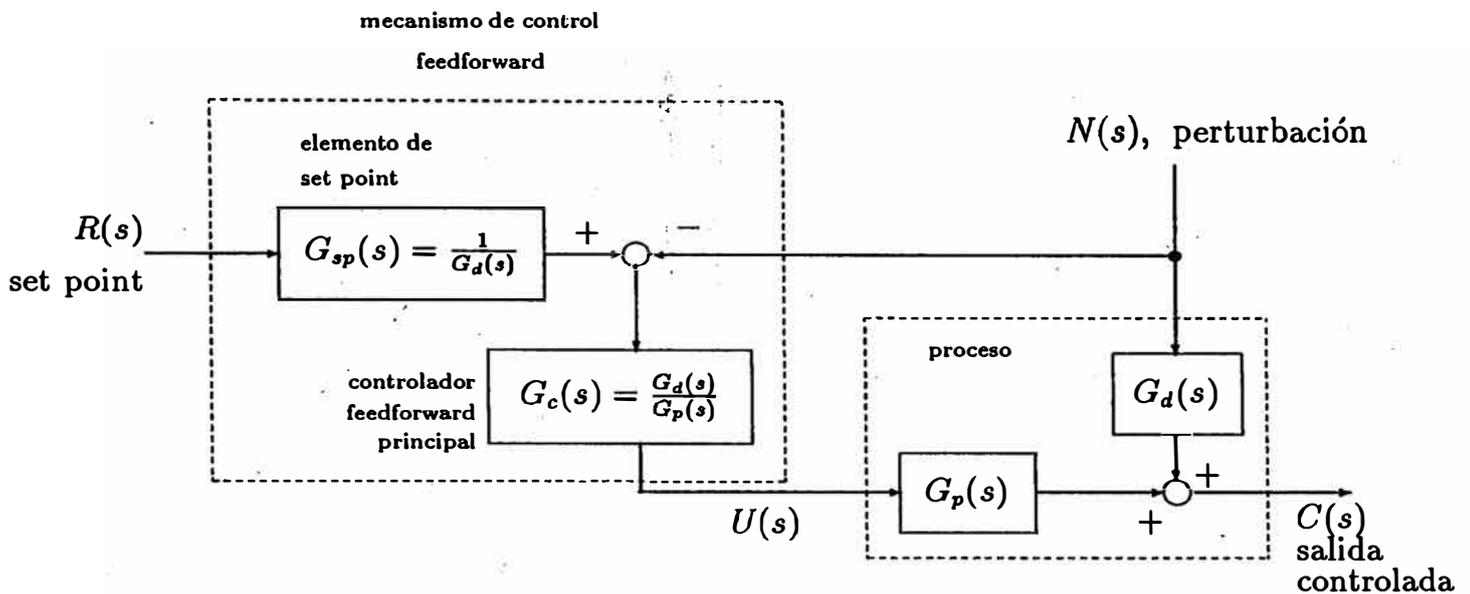
$$G_c(s) = \frac{G_d(s)}{G_p(s)} \quad (2.4)$$

$$G_{sp}(s) = \frac{1}{G_p(s)} \quad (2.5)$$

Las ecuaciones (2.4) y (2.5) reciben el nombre de Función de transferencia del Controlador Feedforward Principal y Función de Transferencia del Elemento set point, respectivamente.

Para el diseño del sistema de control feedforward de la figura (2.7) se ha supuesto que la función de transferencia del elemento de medición de la perturbación,  $G_m(s)$  y la función de transferencia del elemento final de control,  $G_f(s)$ , son iguales a uno.

La inclusión de  $G_m(s)$  y  $G_f(s)$  altera el diseño de  $G_c(s)$  y  $G_{sp}(s)$ . Consideremos el sistema de control feedforward más general de la Figura (2.8), que incluye el elemento de medición de la perturbación y el elemento final de control, para determinar  $G_c(s)$  y  $G_{sp}(s)$ .



**Figura 2.7:** Sistema de control feedforward, considerando funciones de transferencia del elemento de medición y del elemento final de control iguales a uno

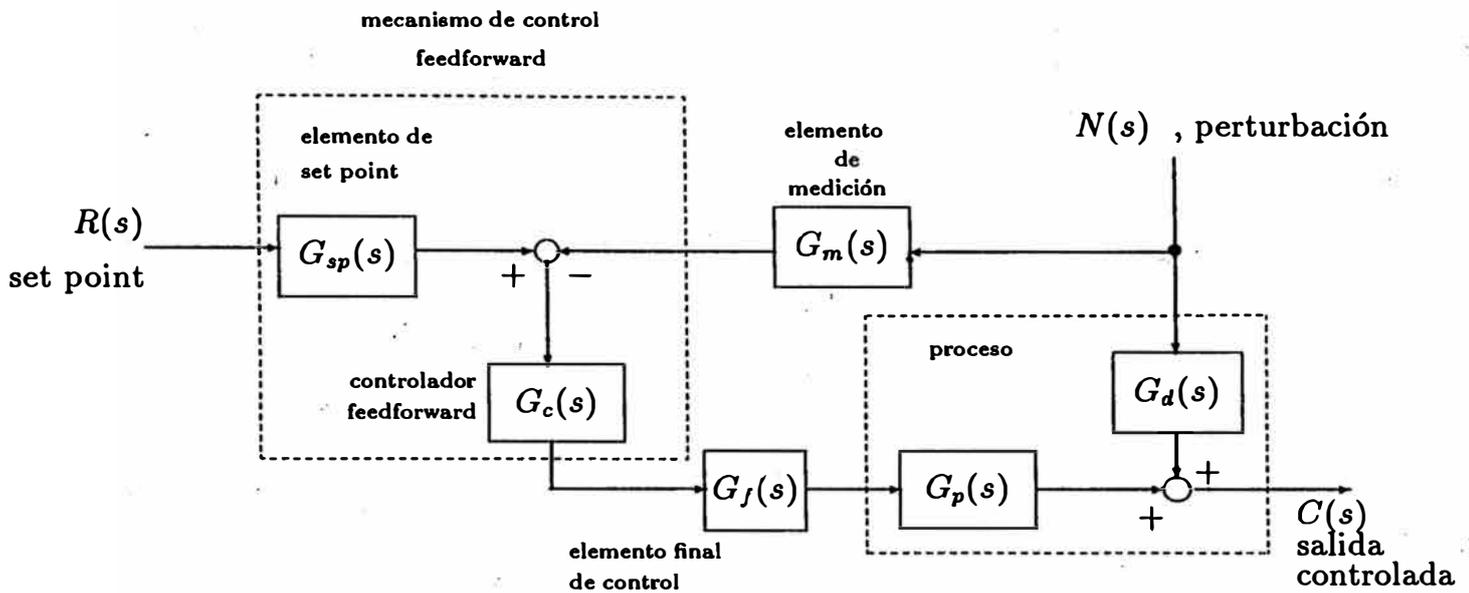
Del diagrama de bloques de la figura (2.8), fácilmente se deduce que:

$$C(s) = G_p(s)G_f(s)G_c(s)G_{sp}(s) + [G_d(s) - G_p(s)G_f(s)G_c(s)G_m(s)]N(s) \quad (2.6)$$

Las funciones de transferencia de diseño  $G_c(s)$  y  $G_{sp}(s)$  pueden ser ahora identificadas mediante los dos requerimientos siguientes:

### 1. Rechazo a la Perturbación

El controlador debe ser capaz de eliminar completamente el impacto de la perturbación sobre la salida del proceso. Esto implica que el coeficiente  $N(s)$  en la ecuación (2.6) debe ser igual a cero, es decir:



**Figura 2.8:** sistema de control feedforward, considerando funciones de transferencia del elemento de medición y del elemento de control final diferentes a 1

$$G_d(s) - G_p(s)G_f(s)G_c(s)G_m(s) = 0 \quad (2.7)$$

o

$$G_c(s) = \frac{G_d(s)}{G_p(s)G_f(s)G_m(s)} \quad (2.8)$$

## 2. Seguimiento al Set Point

El mecanismo de control deberá ser capaz de hacer que la salida del proceso siga exactamente algún cambio en el set point, es decir,  $C(s) = R(s)$ . Esto implica que el coeficiente de  $R(s)$  en la ecuación (2.4) debe ser igual a uno:

$$G_p(s)G_f(s)G_c(s)G_{sp}(s) = 1 \quad (2.9)$$

Reemplazando (2.8) en (2.9) tenemos:

$$G_p(s)G_f(s) \left[ \frac{G_d(s)}{G_p(s)G_f(s)G_m(s)} \right] G_{sp}(s) = 1 \quad (2.10)$$

o

$$G_{sp}(s) = \frac{G_m(s)}{G_d(s)} \quad (2.11)$$

Las ecuaciones (2.8) y (2.11) son más generales que las ecuaciones (2.4) y (2.5).

#### **2.4.1 Realización Física del Controlador Feedforward**

Si se toma en cuenta que el modelo matemático del controlador feedforward depende de los modelos matemáticos del proceso, del elemento de medición y del elemento final de control, lo cual se puede apreciar de las ecuaciones (2.4) y (2.5) o sus contrapartes (2.8) y (2.11), entonces el controlador feedforward deberá ser una máquina computadora de propósitos especiales, modernamente será un computador digital en el que la configuración del controlador se hará mediante software.

#### **2.4.2 Limitaciones del Control Feedforward**

Como se mencionó en la sección anterior el modelo del controlador feedforward depende fuertemente del modelo matemático del proceso, más aún si se considera que los modelos matemáticos del elemento de medición y del elemento final de control están representados por funciones de transferencia iguales a uno, por lo que un control perfecto requiere de un conocimiento perfecto del modelo matemático del proceso, lo cual en términos prácticos no es posible. Esta es la principal limitación del control feedforward.

### 2.4.3 Diseño de un Sistema de Control Feedforward para un Tanque Calentador con Agitación Continua

#### 2.4.3.1 Modelo Matemático del Proceso

Consideremos el tanque calentador con agitación continua, mostrado en la Figura (2.9), como proceso a controlar cuyo modelo se deduce en el Apendice A, y es el siguiente:

$$A \frac{dh}{dt} = F_i - F \quad (2.12)$$

$$Ah \frac{dT}{dt} = F_i(T_i - T) + \frac{Q}{\rho C_p} \quad (2.13)$$

Donde:

$F_i$ : Flujo volumétrico a la entrada del tanque

$F$ : Flujo volumétrico a la salida del tanque

$T_i$ : Temperatura del flujo de entrada

$T$ : Temperatura del flujo de salida

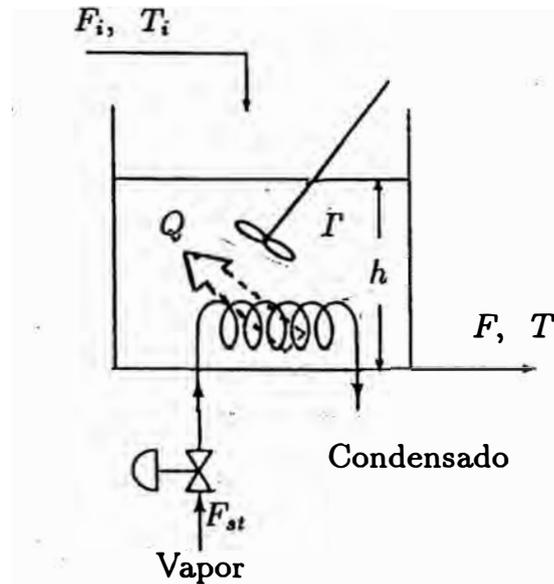
$Q$ : Calor entregado por el vapor

$A$ : Area transversal del tanque

$C_p$ : Capacidad calorífica del líquido en el tanque

$h$ : Altura del nivel del líquido

$\rho$ : Densidad del líquido (asumida independiente de la temperatura)



**Figura 2.9:** Tanque calentador con agitación continua

Si consideramos que  $F_i = F = \text{cte.}$ , es decir,  $\frac{dh}{dt} = 0$ , entonces la ecuación (2.13) se puede escribir como:

$$\frac{V}{F_i} \frac{dT}{dt} + T = T_i + \frac{Q}{F_i \rho C_p} \quad (2.14)$$

Donde  $V = Ah = \text{volúmen del líquido en el tanque.}$

De la ecuación (2.14) se puede obtener, en términos de la transformada de Laplace, la salida  $T(s)$  del proceso, como sigue:

$$T(s) = \frac{T_i(s)}{\tau s + 1} + \frac{1}{F_i \rho C_p} \left( \frac{1}{\tau s + 1} \right) Q(s) \quad (2.15)$$

Donde  $\tau = \frac{V}{F_i} = \text{constante de tiempo}$

De la (2.15) se desprende que:

$$G_p(s) = \frac{1}{F_i \rho C_p} \left( \frac{1}{\tau s + 1} \right) \quad (2.16)$$

$$G_d(s) = \frac{1}{\tau s + 1} \quad (2.17)$$

### 2.4.3.2 Especificaciones de Funcionamiento

Diseñe un controlador feedforward para rechazo a la perturbación y seguimiento al set point.

### 2.4.3.3 Cálculo del Controlador Feedforward

Mediante las ecuaciones (2.8), (2.11), (2.16), (2.17) calculamos el controlador feedforward (se asume que  $G_m(s) = G_f(s) = 1$ ):

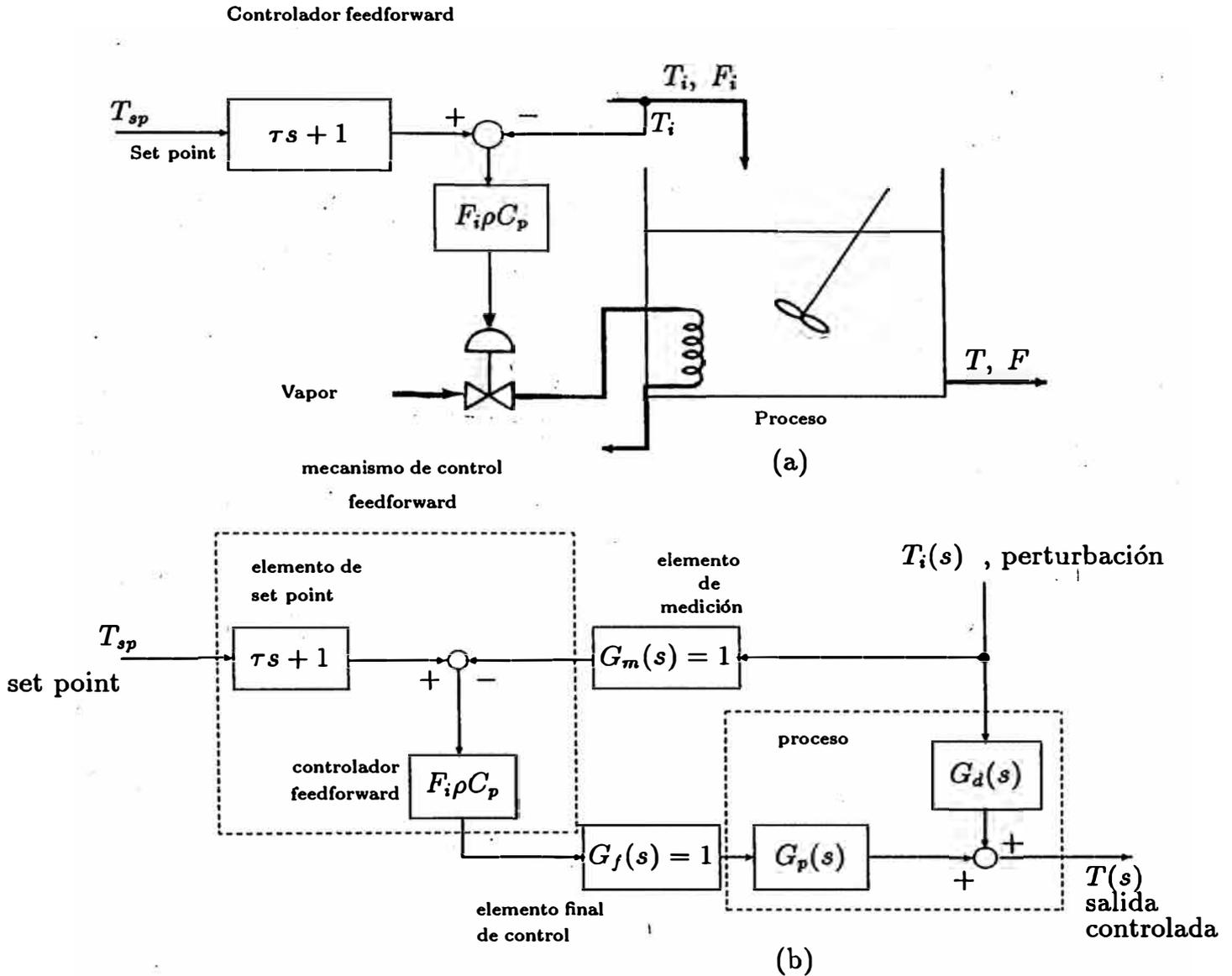
$$G_c(s) = \frac{G_d(s)}{G_p(s)G_f(s)G_m(s)} = F_i\rho C_p \quad (2.18)$$

$$G_{sp}(s) = \frac{G_m(s)}{G_d(s)} = \tau s + 1. \quad (2.19)$$

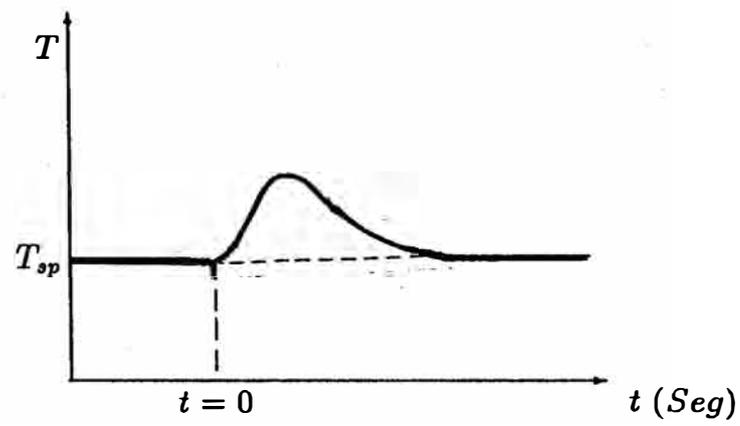
La Figura (2.10) muestra el sistema de control feedforward del tanque calentador con agitación continua.

Por otro lado, la Figura (2.11) muestra la señal de salida (variable controlada) del sistema feedforward, ante variaciones tipo escalón unitario en la perturbación, para un proceso, en particular, cuyo modelo matemático es:

$$G_p(s) = \frac{10e^{-0.1s}}{2s+1} \quad G_d(s) = \frac{2}{2s+1}$$



**Figura 2.10:** Sistema de control feedforward de un tanque calentador con agitación continua. (a) Diagrama esquemático (b) Diagrama de bloques



**Figura 2.11:** Respuesta en el tiempo de la temperatura  $T$  en el tanque calentador con agitación continua, ante cambios de la perturbación o carga  $T_i$

## CAPITULO III CONTROL FEEDFORWARD–FEEDBACK

### 3.1 Limitaciones del Control Feedforward

Si bien es cierto el control feedforward, potencialmente, puede ser el control perfecto, adolece de varias debilidades inherentes. En particular se puede citar las siguientes:

- Requiere de la identificación de todas las posibles perturbaciones y su medición directa, algo que no podría ser posible para algunos procesos.
- Algunos cambios en los parámetros de un proceso, como es la desactivación de un catalizador con el transcurso del tiempo, o la reducción del coeficiente de transferencia de calor debido a las impurezas y la suciedad del sistema, etc., no pueden ser compensados mediante el control feedforward, porque su impacto no puede ser detectado.
- El control feedforward requiere de un modelo exacto, lo cual no es posible obtener para muchos procesos industriales.

### 3.2 Limitaciones del Control Feedback

El control feedback es insensitivo a los tres problemas mencionados en la sección (3.1), para los cuales el control feedforward tiene limitaciones, sin embargo ofrece una performance pobre para cierto tipo de sistemas (multicapacitivos, con tiempo muerto, etc.), además pueden surgir problemas de estabilidad en sistemas de lazo cerrado.

### 3.3 Resumen de Ventajas y Desventajas del Control Feedforward y del Control Feedback

Las ventajas y desventajas de los sistemas de control feedforward y feedback se pueden resumir como sigue:

#### Feedforward

##### ventajas

1.- Actúa antes que el sistema haya sentido los efectos de una perturbación.

2.- Es bueno para sistemas lentos (multiplicativos) o con tiempo muerto significativo.

3.- No introduce inestabilidad en la respuesta de lazo cerrado.

##### desventajas

1.- Requiere la identificación de todas las perturbaciones posibles y su medición directa.

2.- No puede hacer frente a perturbaciones no medibles.

3.- Sensitivo, a variaciones de los parámetros del proceso.

4.- requiere el conocimiento de un modelo exacto del proceso.

## Feedback

### ventajas

1.- No requiere identificación y medición de ninguna perturbación.

2.- Es insensitivo a los errores del modelaje.

3.- Es insensitivo a los cambios de parámetros.

### desventajas

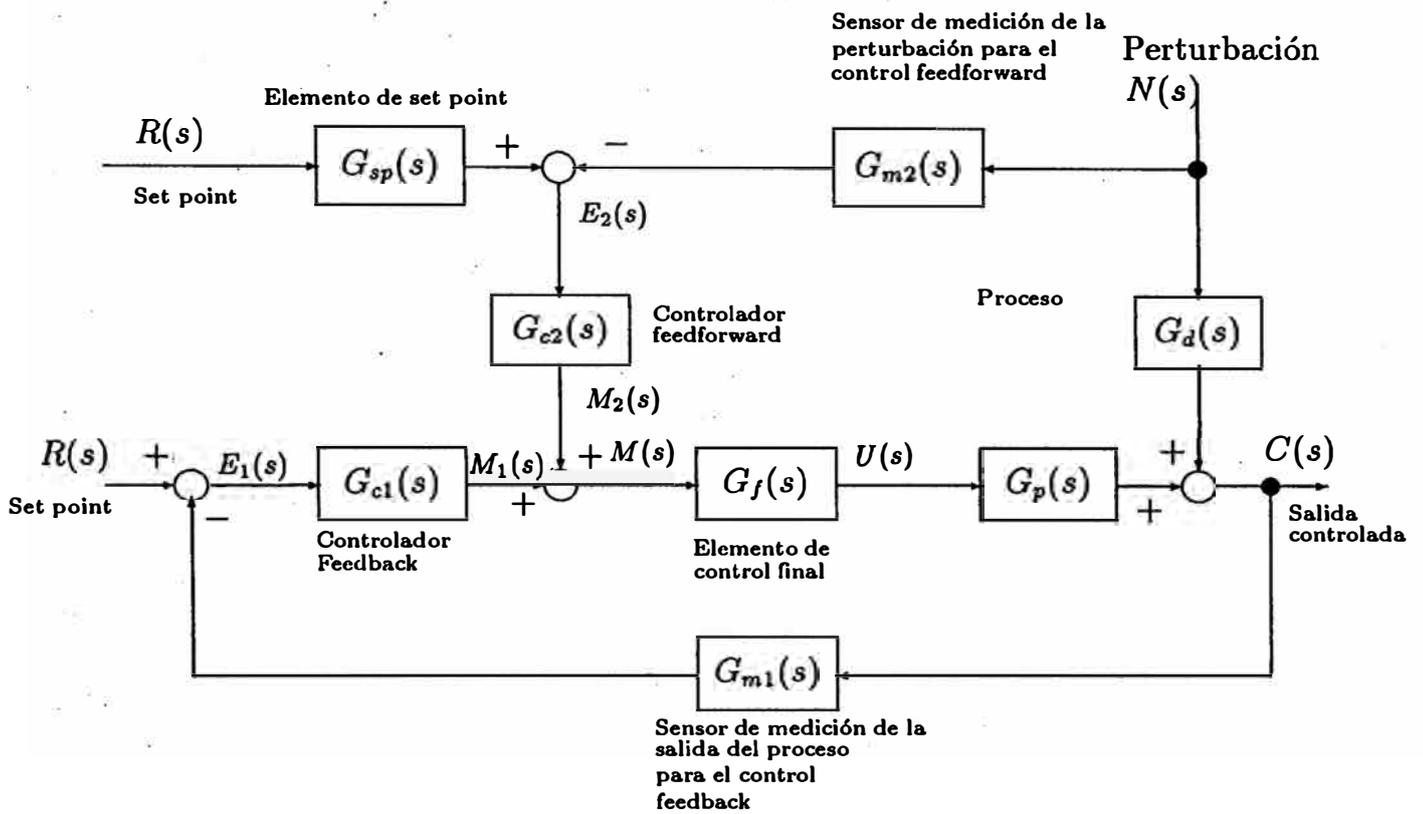
1.- Espera que el efecto de las perturbaciones hayan sido sentidas por el sistema, antes de tomar la acción de control.

2.- Es insatisfactorio para procesos lentos o con tiempo muerto significativo.

3.- Puede crear inestabilidad en la respuesta de lazo cerrado.

### **3.4 Estructura General del Control Feedforward-Feedback**

Es obvio que después de tener en claro las ventajas y desventajas de los dos tipos de control, feedforward y feedback, podemos esperar que una combinación de ambos dará como resultado un sistema de control que mantendrá la performance superior del primero y la insensitividad del segundo a ciertas incertidumbres e inexactitudes. Claro está que algunas desviaciones causadas por algunas deficiencias del control feedforward serán corregidas por el control feedback. Esto es posible, porque el lazo de control feedback monitoreará directamente el comportamiento del proceso controlado, es decir, mide la salida del proceso. La Figura (3.1) muestra la configuración de un sistema de control feedforward-feedback.



**Figura 3.1:** Diagrama de bloques genérico de un sistema de control feedforward-feedback

Tomando en cuenta la Figura (3.1), se puede establecer una ecuación para la respuesta de lazo cerrado:

$$C(s) = G_p(s)U(s) + G_d(s)N(s) \quad (3.1)$$

La variable manipulada está dada por:

$$\begin{aligned} U(s) &= G_f(s)M(s) = G_f(s)[M_1(s) + M_2(s)] \\ &= G_f(s)G_{c1}(s)E_1(s) + G_f(s)G_{c2}(s)E_2(s) \end{aligned}$$

o

$$\begin{aligned} U(s) &= G_f(s)G_{c1}(s)[R(s) - G_{m1}(s)C(s)] \\ &\quad + G_f(s)G_{c2}(s)[G_{sp}(s)R(s) - G_{m2}(s)N(s)] \end{aligned} \quad (3.2)$$

Reemplazando  $U(s)$  en la ecuación (3.1), tendremos:

$$\begin{aligned} C(s) &= G_p(s) \{ G_f(s)G_{c1}(s)[R(s) - G_{m1}(s)C(s)] \\ &\quad + G_f(s)G_{c2}(s)[G_{sp}(s)R(s) - G_{m2}(s)N(s)] + G_d(s)N(s) \} \end{aligned}$$

Luego, simplificando obtendremos

$$\begin{aligned} C(s) &= \frac{G_p(s)G_f(s)[G_{c1}(s) + G_{c2}(s)G_{sp}(s)]}{1 + G_p(s)G_f(s)G_{c1}(s)G_{m1}(s)} R(s) \\ &\quad + \frac{G_d(s) - G_p(s)G_f(s)G_{c2}(s)G_{m2}(s)}{1 + G_p(s)G_f(s)G_{c1}(s)G_{m1}(s)} N(s) \end{aligned} \quad (3.3)$$

### 3.5 Análisis del Funcionamiento de un Sistema de Control Feedforward–Feedback

Analizando la ecuación (3.3), se puede notar las siguientes características:

1. La estabilidad de la respuesta de lazo cerrado está determinada por las raíces de la ecuación característica:

$$1 + G_p(s)G_f(s)G_{c1}(s)G_{m1}(s) = 0$$

La cual depende única y exclusivamente de la función de transferencia del lazo feedback. Por lo tanto:

**“Las características de estabilidad de un sistema feedback no cambiará con la adición de un lazo feedforward.”**

2. Las funciones de transferencia del lazo feedforward,  $G_{c2}(s)$  y  $G_{sp}(s)$ , estarán dadas por las ecuaciones de diseño (2.8) y (2.11), respectivamente, obteniéndose:

$$G_{c2}(s) = \frac{G_p(s)}{G_f(s)G_{m2}(s)}$$

y

$$G_{sp}(s) = \frac{G_{m2}(s)}{G_d(s)}$$

Si  $G_p(s)$ ,  $G_d(s)$  y  $G_{m2}(s)$  se conocen exactamente, el lazo feedforward compensará completamente los efectos de la perturbación  $N(s)$  o los cambios en el set point  $R(s)$ , mientras que el controlador feedback permanece desocupado o sin actuar, puesto que  $E_1(s)$  permanece continuamente en cero.

3. Si alguna de las funciones de transferencia  $G_p(s)$ ,  $G_d(s)$  o  $G_{m2}(s)$  se conoce solo aproximadamente, se tendrá entonces que:

$$G_d(s) - G_p(s)G_f(s)G_{c2}(s)G_{m2}(s) \neq 0$$

y/o

$$G_p(s)G_f(s)G_{c2}(s)G_{sp}(s) \neq 1$$

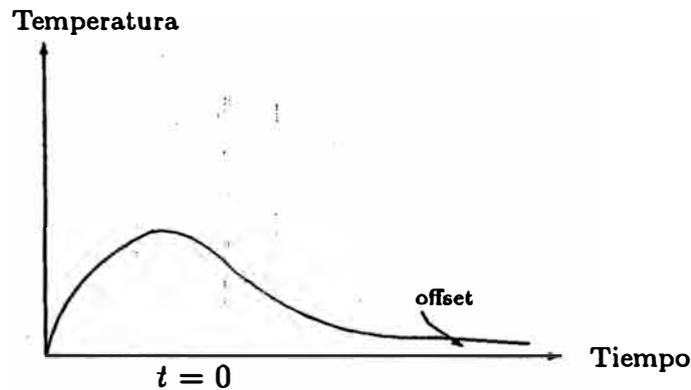
En tal caso, el lazo de control feedforward no provee control perfecto, es decir,  $C(s) \neq R(s)$ . Entonces,  $E_1(s) \neq 0$ , e inmediatamente es activado el lazo de control feedback y realiza la compensación necesaria.

### **3.6 Diseño de un Sistema de Control Feedforward-Feedback**

Considerando nuevamente el tanque calentador con agitación continua de la Figura (2.9), que estaba únicamente bajo control feedforward, y se consideraba que  $\rho$  y  $C_p$  del modelo matemático del proceso se conocían con exactitud, por lo que el control feedforward era perfecto y se consideró suficiente.

Como es sabido, en casos prácticos el modelo matemático no se conoce con exactitud, por lo tanto el control feedforward no eliminará el error en estado estable y por el contrario se tendrá un offset tal como se muestra en la Figura (3.2).

En consecuencia para eliminar el offset en el estado estable será necesario agregar al lazo de control feedforward, un lazo de control feedback. En este caso en particular, se puede considerar que el controlador feedback será del tipo Proporcional-Integral (PI), para eliminar el offset



**Figura 3.2:** Respuesta de la temperatura del tanque calentador con agitación continua ante una perturbación, cuando el control es feedforward, y  $\rho$  y  $C_p$  no se conocen con exactitud

### 3.6.1 Modelo Matemático del Proceso

El modelo matemático del proceso es el mismo que se empleó en el apartado (2.4.3), y está dado por:

$$G_p(s) = \frac{1}{F_i \rho C_p} \left( \frac{1}{\tau s + 1} \right)$$

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

### 3.6.2 Especificaciones de Funcionamiento

El controlador feedforward debe asegurar que  $T(s) = T_{sp}(s) = \text{set point}$ , ante cualquier cambio en la perturbación  $T_i(s)$ . En caso que el controlador feedforward no contrarreste totalmente el impacto de la perturbación sobre la respuesta del sistema, y se genere offset en el estado estable, el controlador feedback deberá eliminarlo.

### 3.6.3 Cálculo del Controlador

#### 3.6.3.1 Controlador Feedforward

Este controlador se determinará mediante las ecuaciones (2.8) y (2.11) en forma independiente del control feedback. Además, considerando las ecuaciones (2.16), (2.17) y el diagrama de bloques de la Figura (3.1), con  $G_{m2}(s) = G_f(s) = 1$ ; tendremos :

$$G_{c2}(s) = \frac{G_d(s)}{G_p(s)G_f(s)G_{m2}(s)} = F_i\rho C_p$$

$$G_{sp}(s) = \frac{G_{m2}(s)}{G_d(s)} = \tau s + 1$$

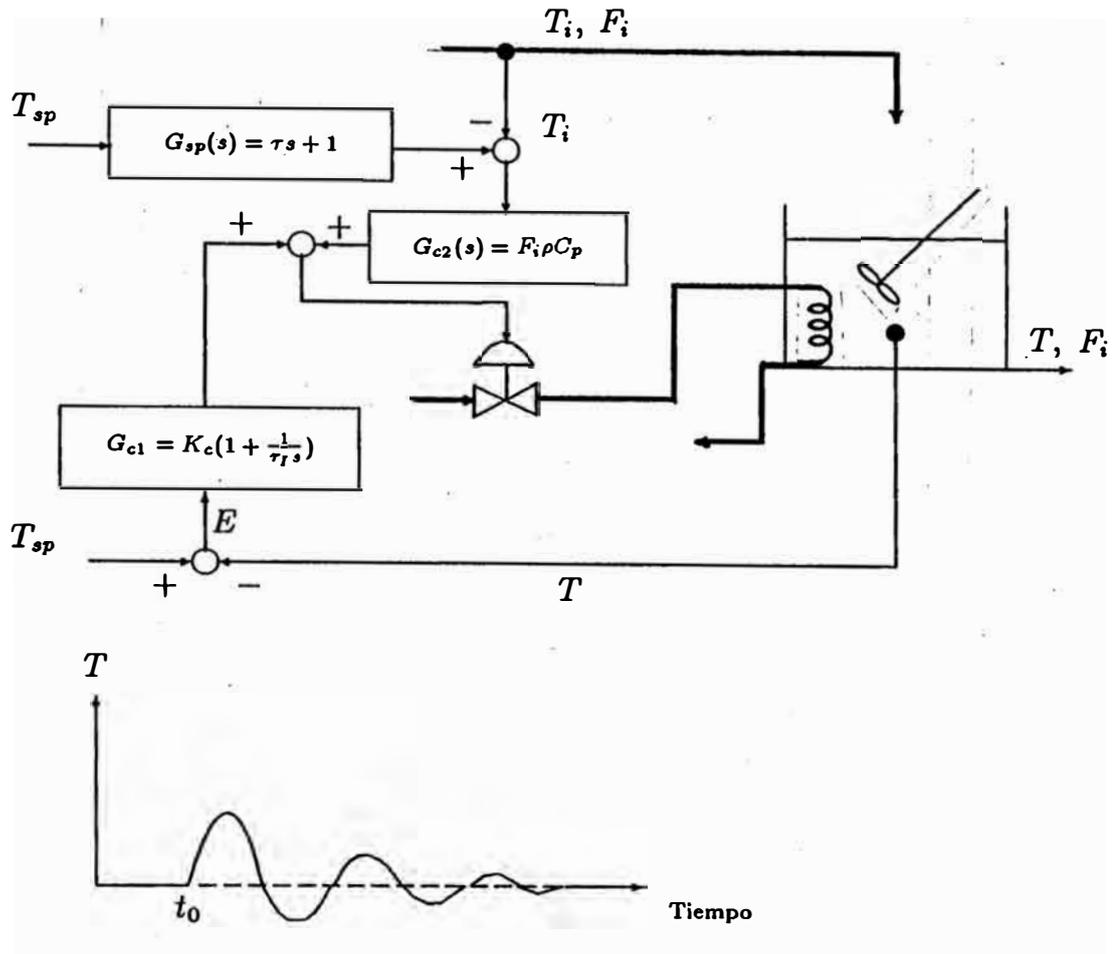
#### 3.6.3.2 Controlador Feedback

Este controlador se sintonizará mediante un método estándar, ya sea analítico o mediante fórmulas semi empíricas, como las de Ziegler–Nichols. En el presente caso, se asume que es suficiente un controlador PI, para eliminar el offset que puede dejar el controlador feedforward. En consecuencia, el controlador feedback está dado por:

$$G_{c1}(s) = K_c\left(1 + \frac{1}{\tau_I s}\right)$$

La Figura (3.3) muestra el sistema de control feedforward–feedback del tanque calentador con agitación continua y la señal de salida (variable controlada) del sistema ante variaciones tipo escalón unitario en la perturbación o carga, para un proceso, en particular, cuyo modelo matemático es:

$$G_p(s) = \frac{10e^{-0.1s}}{2s+1} \quad G_d(s) = \frac{2}{2s+1}$$



**Figura 3.3:** Sistema de control feedforward–feedback de un tanque calentador, con agitación continua. (a) Diagrama esquemático. (b) Respuesta de la señal de salida.

## CAPITULO IV SISTEMAS DE CONTROL INFERENCIAL

### 4.1 Introducción

Muchas veces la salida controlada de una unidad de proceso no puede ser medida directamente. Consecuentemente no se puede usar control feedback o alguna configuración de control que requiera medición directa de la variable controlada. Si las perturbaciones que crean problemas de control pueden ser medidas, y si se dispone de un modelo adecuado del proceso, se puede emplear control feedforward para mantener la salida no medida en niveles desados.

Si no es posible medir, ni la salida controlada ni la perturbación, entonces no es factible usar ni control feedback ni control feedforward. En este caso la única solución es el uso del control inferencial.

### 4.2 Estructura de un Sistema de Control Inferencial

Considere el diagrama de bloques del proceso que se muestra en la Figura(4.1), en el que la salida  $C(s)$  es no medible y  $Z(s)$  es una salida secundaria medible. La variable  $U(s)$  y la perturbación  $N(s)$  afecta a ambas salidas,  $C(s)$  y  $Z(s)$ . También se considera que la perturbación  $N(s)$  es no medible. Las funciones de transferencia en el diagrama de bloques indican las relaciones entre las diferentes entradas y salidas. Se asume que estas funciones de transferencia son perfectamente conocidas.

De la Figura(4.1); se deducen fácilmente las siguientes relaciones entre entradas y salidas.

$$C(s) = G_{p1}(s)U(s) + G_{d1}(s)N(s) \quad (4.1)$$

$$Z(s) = G_{p2}(s)U(s) + G_{d2}(s)N(s) \quad (4.2)$$

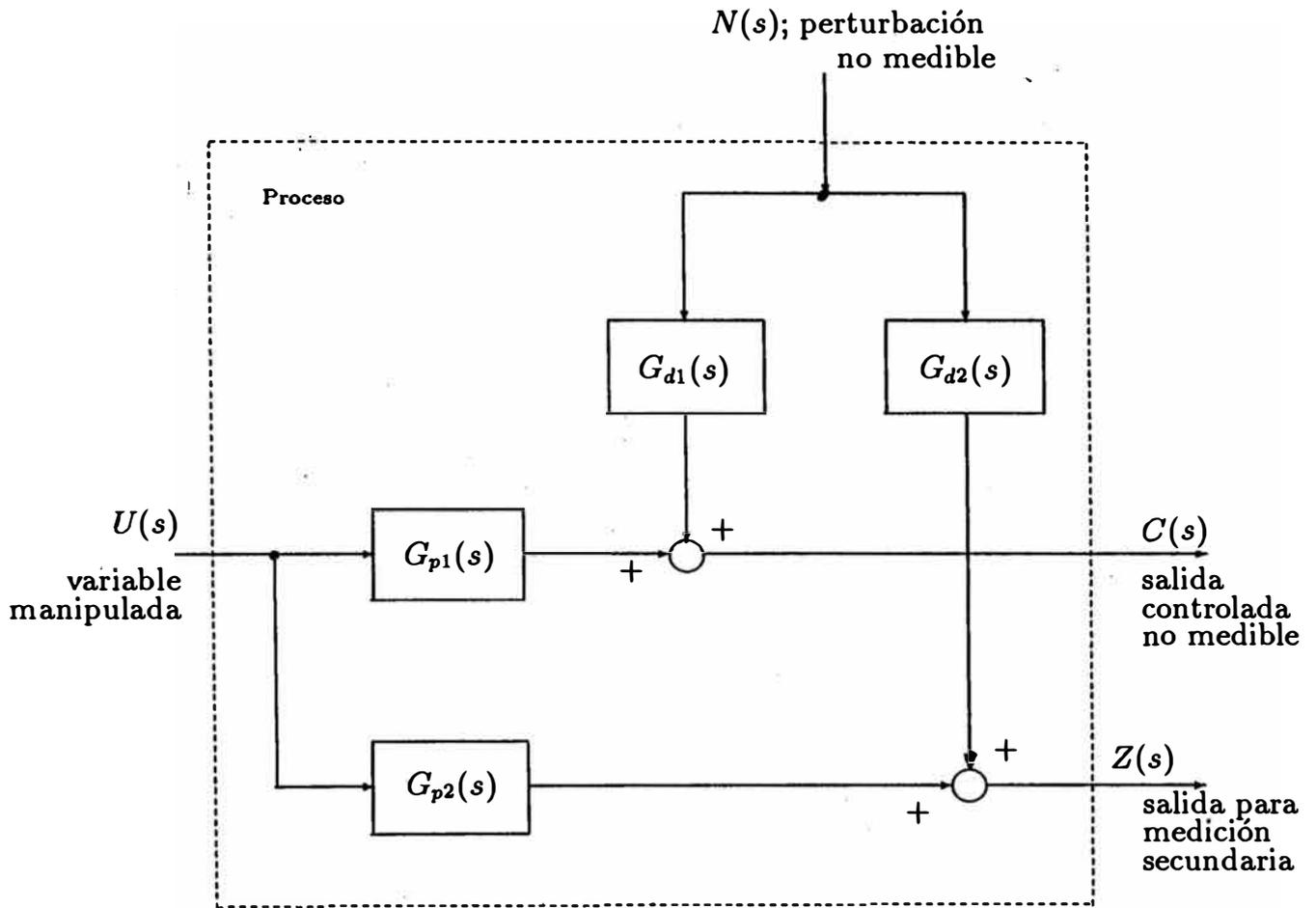


Figura 4.1: Modelo de un proceso que requiere control inferencial

A partir de la ecuación (4.2) podemos resolver respecto de la perturbación  $N(s)$  y hallar el siguiente estimado de la perturbación no medible:

$$N(s) = \frac{1}{G_{d2}(s)}Z(s) - \frac{G_{p2}(s)}{G_{d2}(s)}U(s) \quad (4.3)$$

Sustituyendo este resultado en la ecuación (4.1) hallamos la siguiente relación:

$$C(s) = \left[ G_{p1}(s) - \frac{G_{d1}(s) G_{p2}(s)}{G_{d2}(s)} \right] U(s) + \frac{G_{d1}(s)}{G_{d2}(s)} Z(s) \quad (4.4)$$

La ecuación (4.4) implica la necesidad de un estimador, en el cual relaciona las salidas no medibles con las variables medidas, tales como  $U(s)$  y  $Z(s)$ .

La Figura (4.2) muestra la estructura de un sistema de control inferencial. Se debe notar que los valores estimados de las salidas no medibles juegan el mismo rol que una salida regularmente medida, es decir, es comparada con el set point para generar la señal de error actuante para el controlador.

### 4.3 Control Inferencial de Procesos Químicos

El control inferencial se puede usar en el control de procesos químicos, tales como reactores químicos, columnas de destilación y en otras operaciones de transferencia de masa, tales como las realizadas en secadores.

En el control de procesos químicos la variable que comunmente es inferida (estimada) a partir de la medición de variables secundarias es la composición. Esto debido a la carencia de dispositivos de medición de composición confiables, rápidos y económicos para un amplio espectro de sistemas químicos. La variable para medición secundaria más común es la temperatura, la misma que ayuda a estimar el valor de la composición no medible.

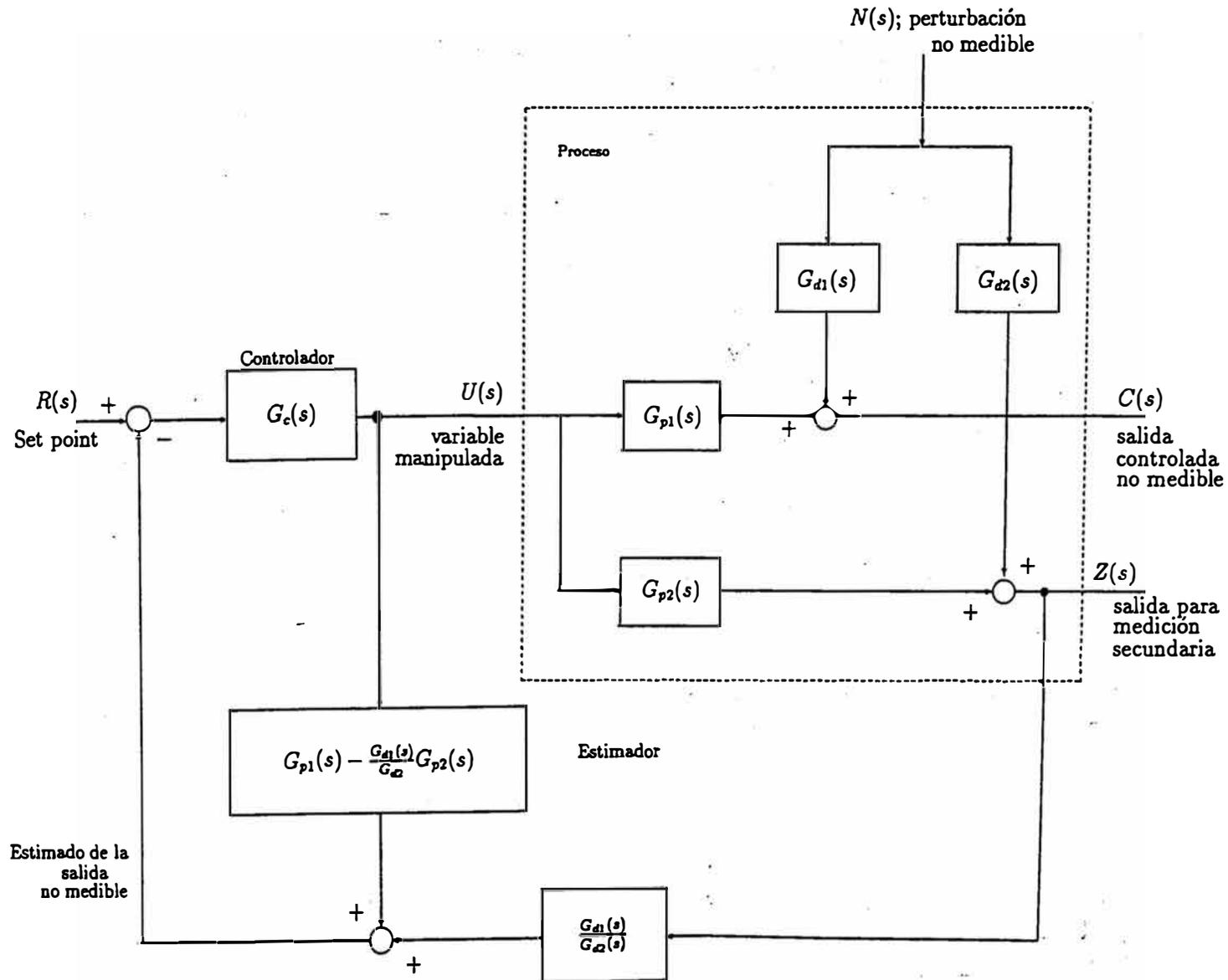


Figura 4.2: Sistema de control inferencial

seguidamente veamos una aplicación típica:

### **4.3.1 Control Inferencial de una Columna de Destilación**

Considere una columna de destilación de 16 platos, ver Figura (4.3), la cual separa una mezcla de propano – butano en dos productos. La composición de alimentación es la perturbación no medible y el objetivo de control es mantener la composición molar del producto de la parte superior de la columna de destilación al 95% de propano. La relación de reflujo constituye la variable manipulada.

Puesto que las composiciones de alimentación (perturbación) y de la parte superior de la columna (salida controlada) se consideran no medibles, entonces solo podemos usar control inferencial. Se empleará como medición secundaria la temperatura del plato superior de la columna.

Veamos ahora el procedimiento de diseño del mecanismo de control inferencial.

- a) **Entradas:** Composición de alimentación (perturbación) y la relación de reflujo (variable manipulada).
- b) **Salidas:** Composición de la parte superior de la columna de destilación (salida controlada no medible) y la temperatura del plato superior (medición secundaria).

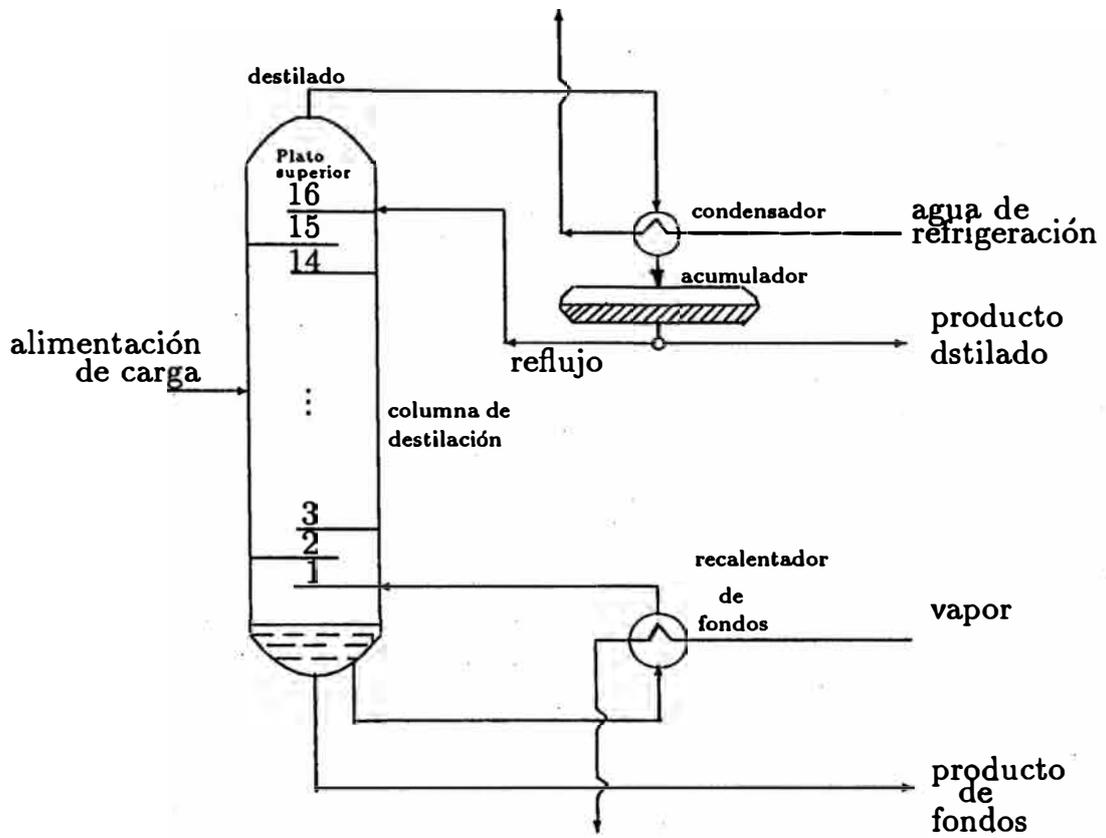


Figura 4.3: Columna de destilación de 16 platos

c) **Modelo de la Columna de Destilación:** La obtención rigurosa del modelo matemático de la columna de destilación es muy dificultoso, por lo que se asume modelos aproximados, determinados experimentalmente mediante el método de la curva de reacción.

Asumamos un modelo típico para una columna de destilación, cuya estructura es igual al del proceso de la Figura (4.1) y los valores numéricos de los bloques correspondientes son:

$$G_{p1}(s) = \frac{1.2e^{-1.0s}}{30s + 1} \quad G_{d1}(s) = \frac{0.9e^{-2s}}{70s + 1}$$

$$G_{p2}(s) = \frac{1}{20s + 1} \quad G_{d2}(s) = \frac{0.2e^{-2s}}{60s + 1}$$

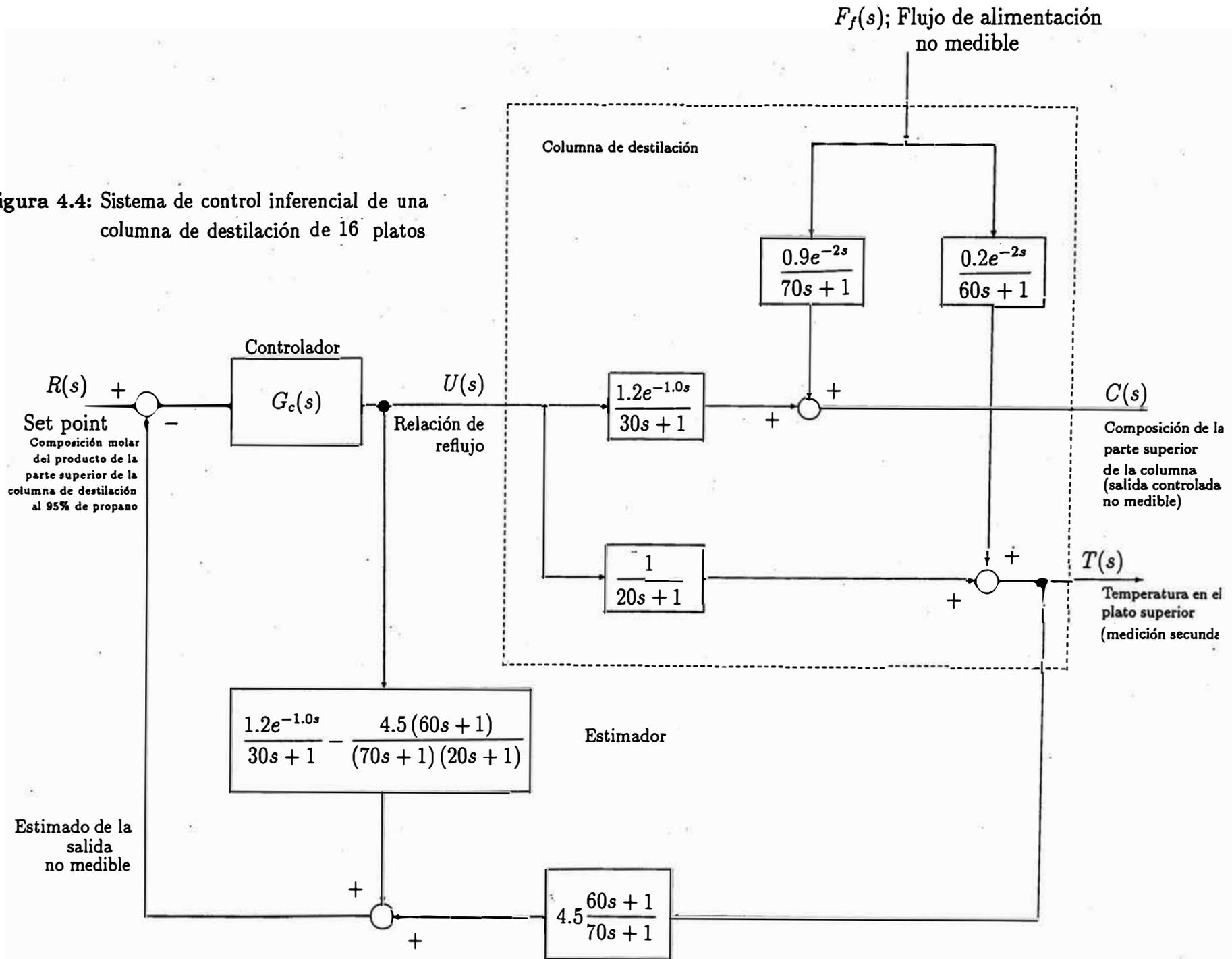
Aplicando la ecuación (4.4) tendremos que la ecuación que representa al estimador es:

$$C(s) = \left[ \frac{1.2e^{-1.0s}}{30s + 1} - \frac{4.5(60s + 1)}{(70s + 1)(20s + 1)} \right] U(s) + 4.5 \frac{60s + 1}{70s + 1} T(s) \quad (4.5)$$

En la Figura (4.4); se muestra el sistema de control inferencial completo.

El controlador  $G_c(s)$ , de la Figura (4.4) se sintoniza mediante técnicas convencionales, tomando en cuenta solamente el modelo matemático de la columna de destilación y las especificaciones de funcionamiento del sistema.

**Figura 4.4:** Sistema de control inferencial de una columna de destilación de 16 platos



#### 4.4 Limitaciones del Control Inferencial

Es importante tener en cuenta que el éxito del control inferencial depende fuertemente de la disponibilidad de un buen estimador, el cual a su vez depende de cuan bien se conozca el modelo del proceso. Así, si las funciones de transferencia del proceso:  $G_{p1}(s)$ ,  $G_{p2}(s)$ ,  $G_{d1}(s)$ ,  $G_{d2}(s)$ , son perfectamente conocidos, entonces, se podrá estructurar un estimador perfecto y consecuente tendremos un control perfecto. Es decir, la calidad del control inferencial estará en función del grado de exactitud con el que se conozca el proceso.

## CAPITULO V SISTEMAS DE CONTROL ADAPTIVO

### 5.1 Introducción

Un sistema de control adaptivo es aquel sistema que tiene la capacidad de ajustar sus parámetros en forma automática, para compensar variaciones en las características de los procesos que controla.

Los objetivos básicos y el funcionamiento del control adaptivo pueden describirse fácilmente en forma cualitativa, sin embargo su implementación práctica es más complicada, implica cálculos extensos que se pueden lograr mediante el uso de computadoras digitales, por lo que dentro de los alcances del presente informe de ingeniería solo se hará una descripción cualitativa del funcionamiento de los tipos de control adaptivo y se presentará algunas aplicaciones prácticas.

### 5.2 Justificaciones para el uso de Controladores Adaptivos

Existen fundamentalmente dos razones que justifican el uso de controladores adaptivos. Estas son:

1. La mayoría de procesos son no lineales, por lo tanto, los modelos linealizados y empleados para el diseño de controladores lineales dependen de un estado estable en particular, al rededor del cual ha sido linealizado el proceso, es decir, cuando cambie el punto de operación del estado estable deseado, cambiarán los “mejores” valores de los parámetros del controlador, que fueron seleccionados para dicho punto de operación. Veamos como un ejemplo el tanque de almacenamiento de masa, mostrado en la Figura (5.1). Asumamos que la relación de  $F_0$  con el nivel de

líquido  $h$  no es una función lineal y está dada mas bien por la siguiente relacion (la cual se mantiene para flujo turbulento):

$$F_0 = \beta\sqrt{h} \quad (5.1)$$

Donde  $\beta$  es una constante. Luego el balance de materia da la siguiente ecuación no lineal:

$$[\text{Flujo de entrada}] - [\text{Flujo de salida}] = \text{Variación de Volúmen}$$

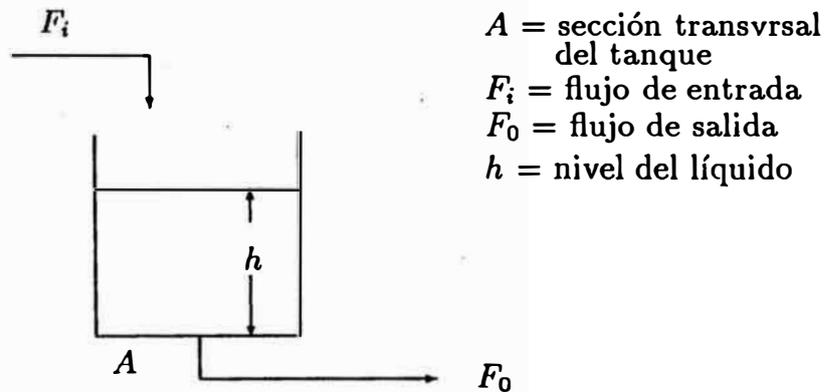


Figura 5.1: Tanque con capacidad de almacenamiento de masa

$$F_i - F_o = A \frac{dh}{dt} \quad (5.2)$$

reemplazando la ecuación (5.1) en (5.2) y ordenando términos se obtiene:

$$A \frac{dh}{dt} + \beta \sqrt{h} = F_i \quad (5.3)$$

Linealizando esta ecuación al rededor de un punto de estado estable y poniéndola en términos de la desviación de variables tendremos:

$$A \frac{dh'}{dt} + \frac{\beta}{2\sqrt{h_s}} h' = F'_i \quad (5.4)$$

Donde:

$$h' = h - h_s$$

$$F'_i = F_i - F_{i,s}$$

$h_s$  = Nivel líquido en estado estable

$F_{i,s}$  = Flujo de entrada en estado estable.

La ecuación (5.4) se puede poner en la forma

$$\tau_p \frac{dh'}{dt} + h' = K_p F'_i \quad (5.5)$$

De donde, se deduce que la función de transferencia del sistema es:

$$G(s) = \frac{H'(s)}{F'_i(s)} = \frac{K_p}{\tau_p s + 1} \quad (5.6)$$

Donde:

$$\tau_p = 2A\sqrt{h_s}/\beta \quad (\text{constante de tiempo del sistema})$$

$$k_p = 2\sqrt{h_s}/\beta \quad (\text{ganancia estática del sistema}).$$

Como se puede apreciar  $\tau_p$  y  $K_p$  dependen del valor del nivel del líquido para estado estable,  $h_s$ . Luego si variamos  $h_s$  mediante variación del

flujo de entrada de estado estable,  $F_{i,s}$ , concluimos que el sistema tiene parámetros variables ( $\tau_p$  y  $K_p$ ) con variaciones del estado estable.

Este hecho implica la necesidad de adaptación de los parámetros del sistema a las nuevas condiciones de estado estable.

2. La mayoría de los procesos no son estáticos. Se producen cambios en sus características con el transcurrir del tiempo, en particular en los procesos químicos. Por ejemplo, en un tanque calentador con agitación continua varía (decrece) un parámetro del proceso denominado “coeficiente de transferencia de calor total”. Es decir, la corrosión, la suciedad y otros sólidos depositados en las superficies internas y externas de la bobina del calentador producirán un decrecimiento gradual del coeficiente de transferencia de calor total, lo que a su vez traerá como consecuencia que la constante de tiempo del proceso varíe.

Veamos con mayor detalle este ejemplo. En la Figura (5.2), se muestra un tanque calentador con agitación continua, en el que el líquido del tanque es calentado con vapor saturado, que fluye a través de la bobina inmersa en el líquido. Del balance de energía para este sistema resulta:

$$V\rho C_p \frac{dT}{dt} = Q = UA_t(T_{st} - T) \quad (5.7)$$

Donde

$V$  = Volúmen del líquido en el tanque.

$\rho$  = Densidad del líquido.

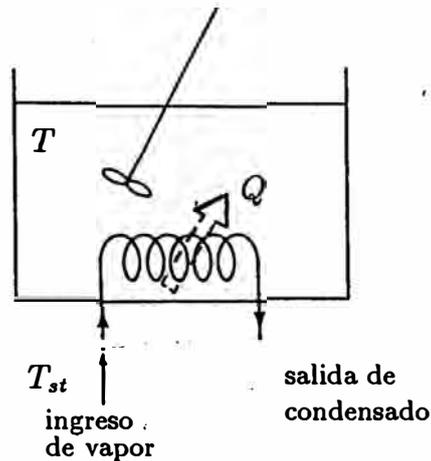
$U$  = Coeficiente de transferencia de calor total entre el vapor y el líquido.

$A_t$  = Area de transferencia de calor total.

$T_{st}$  = temperatura del vapor saturado.

$T$  = Temperatura del líquido del tanque.

$Q$  = Calor transferido del vapor al líquido.



**Figura 5.2:** Tanque calentador con agitación continua

En el estado estable, a partir de la ecuación (5.7), tendremos la siguiente igualdad :

$$0 = UA_t(T_{st,s} - T) \quad (5.8)$$

Donde:

$T_s$  = Temperatura del líquido estable.

$T_{st,s}$  = Temperatura del vapor saturado en estado estable.

Luego, restando (5.8) de (5.7) y tomando la siguiente ecuación, en términos de la desviación de variables:

$$V\rho C_p \frac{dT'}{dt} = UA_t(T'_{st} - T') \quad (5.9)$$

Donde:

$$T' = T - T_s$$

$$T'_{st} = T_{st} - T_{st,s}$$

La transformada de Laplace de (5.9) nos permitirá hallar la siguiente función de transferencia:

$$G(s) = \frac{T'(s)}{T'_{st}(s)} = \frac{1}{\frac{V\rho C_p}{UA_t}s + 1} = \frac{K_p}{\tau_p s + 1} \quad (5.10)$$

Donde:

$$\tau_p = \text{Constante de tiempo del proceso} = \frac{V\rho C_p}{UA_t}$$

$$K_p = \text{Ganancia estática} = 1$$

Por lo tanto, la constante de tiempo variará cuando el coeficiente de transferencia de calor total,  $U$ , varíe por las razones mencionadas anteriormente.

El cambio en éste parámetro del proceso conduce a un deterioro en el funcionamiento del controlador lineal, que fué diseñado para valores nomiales del proceso.

Así, nuevamente se requiere adaptación de los parámetros del controlador.

### **5.3 Objetivo del Mecanismo de Adaptación**

De las secciones precedentes, claramente se aprecia que el objetivo del procedimiento de adaptación no es mantener la variable controlada en un valor de set point especificado, de esto se encarga el lazo de control feedback, aunque no en forma perfecta. Se requiere de un criterio adicional, una función objetivo que ha de guiar al mecanismo adaptación al mejor ajuste de los parámetros del controlador. Dicho

de otra manera, necesitamos de un criterio para guiar la sintonización adaptiva del controlador. Algunos criterios que se pueden usar son:

- Razón de caída de  $1/4$ .
- Integral del cuadrado del error
- Integral del tiempo multiplicado por el valor absoluto del error.
- Márgenes de fase o ganancia, etc.

Por ejemplo, variaciones en los parámetros del proceso pueden conducir a razones de caída mayores de  $1/4$ . En tal caso el mecanismo de adaptación ajustará los parámetros del controlador en forma tal que la razón de caída nuevamente sea de  $1/4$ .

## **5.4 Tipos de Mecanismos de Adaptación**

Existen varios tipos de sistemas de control adaptivo que difieren solo en la forma como ajustan los parámetros del controlador, pero los mecanismos para la adaptación o ajuste de parámetros son de dos tipos: Control Adaptivo Programado (Programed Adaptive Control, PAC) y el Control Auto Adaptivo (Self-Adaptive control, SAC).

## **5.5 Control Adaptivo Programado (PAC)**

Este tipo de control supone el conocimiento de un modelo matemático adecuado del proceso.

Si existe una variable auxiliar del proceso, podemos seleccionar por anticipado los “mejores” valores de los parámetros del controlador para un determinado valor

de la variable auxiliar del proceso. Es decir, mediante medición de la variable auxiliar se puede programar la adaptación de los parámetros del controlador.

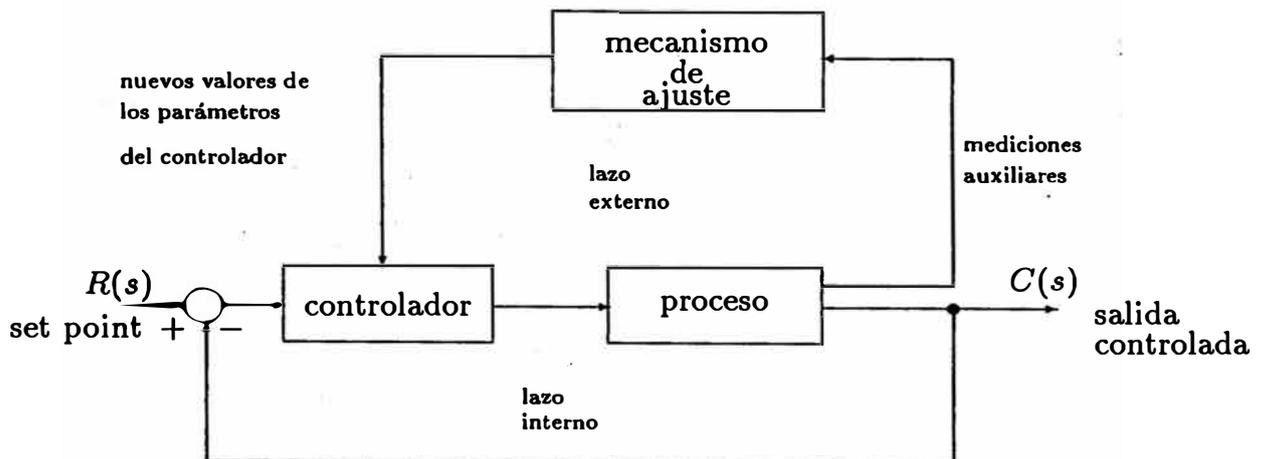


Figura 5.3: Sistema de control adaptivo programado (PAC)

La Figura (5.3) muestra el diagrama de bloques de un sistema de Control Adaptivo Programado. Se aprecia que está compuesto de dos lazos. El lazo interior es un lazo de control feedback ordinario. El lazo exterior incluye el mecanismo de ajuste (adaptación) de parámetros y es comparable a una compensación feedforward. Un ejemplo típico es el control adaptivo programado de ganancia, que veremos en seguida.

### 5.5.1 Control Adaptivo de Ganancia Programada

En el lazo normal de control feedback de la Figura (5.4), la válvula de control u otro de sus componentes pueden exhibir un caracter no lineal. En un caso así la ganancia del componente lineal dependen del estado estable actual. Suponga que desamos mantener constante la ganancia total del sistema. Entonces, de la Figura

(5.4) hallamos fácilmente que la ganancia de lazo abierto está dada por:

$$k_p k_m k_c k_f = \text{constante} \quad (5.11)$$

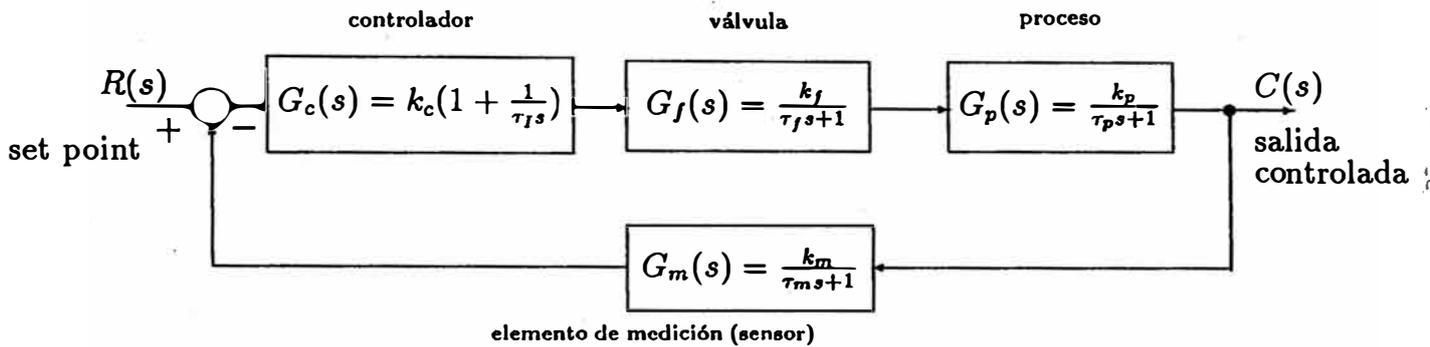
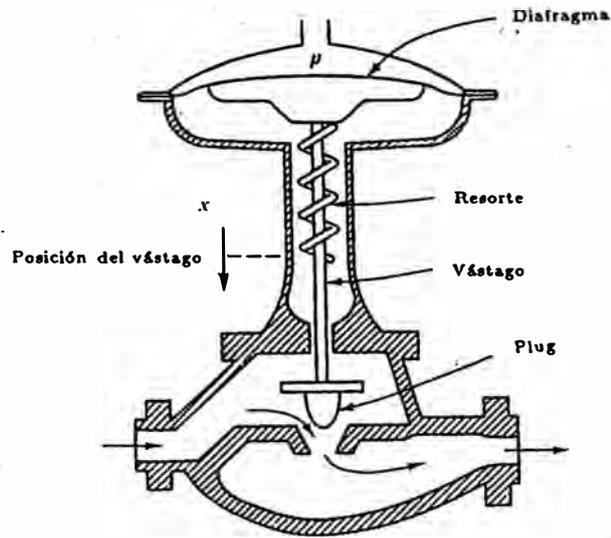


Figura 5.4: Sistema de control feedback normal

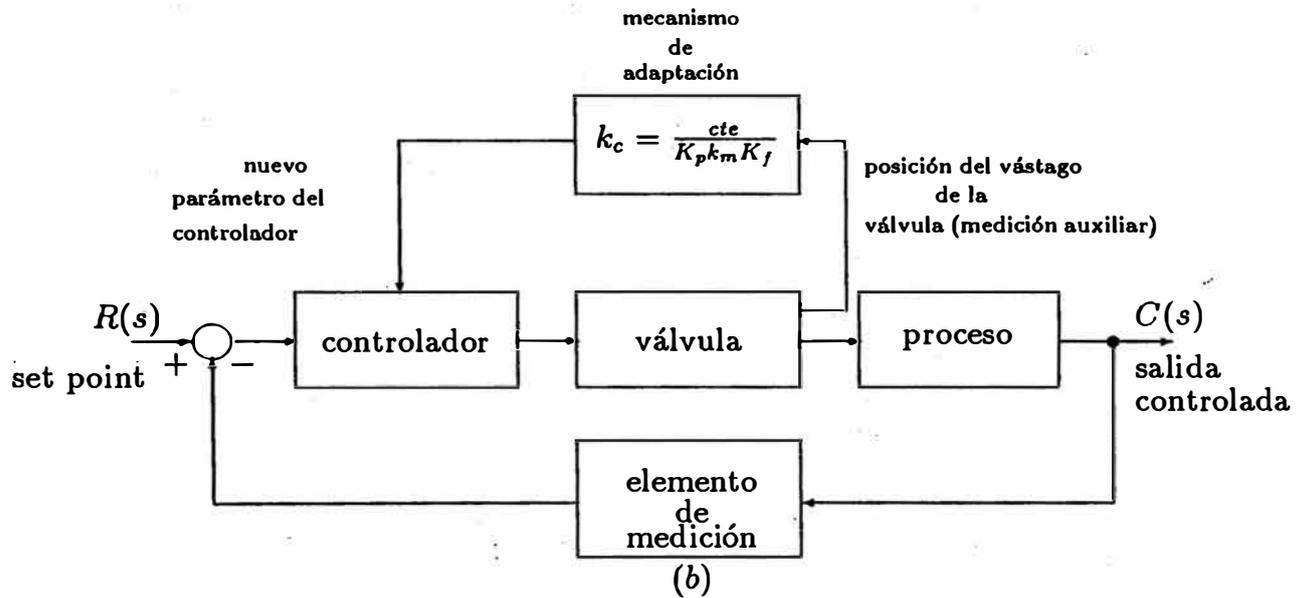
Esta claro entonces que como la ganancia  $k_f$  de la válvula no lineal cambia, la ganancia del controlador,  $k_c$ , debería cambiar como sigue:

$$k_c = \frac{\text{constante}}{k_p k_m k_f} \quad (5.12)$$

Asumimos que las ganancias  $k_p$  y  $k_m$  son conocidas con exactitud. Además, si las características de la válvula de control se conocen adecuadamente, entonces su ganancia,  $k_f$ , puede ser calculada a partir de la posición del vastago de la válvula (ver Figura 5.5a)



(a)



(b)

**Figura 5.5:** (a) Válvula neumática (b) control adaptivo de ganancia programada correspondiente al sistema de la Figura(5.4)

Luego, la ecuación (5.12) da el mecanismo de adaptación de este simple controlador adaptivo de ganancia programada. La Figura (5.5b) muestra la estructura de control resultante.

Se debe notar que la ganancia programable es comparable a una compensación feedforward. El lazo feedback no compensa la adaptación incorrecta.

## **5.6 Control Auto Adaptivo**

Si no se conoce el modelo matemático del proceso adecuadamente, se necesita evaluar la función objetivo on-line (mientras el proceso está operando) usando los valores de la salida controlada. Luego, el mecanismo de adaptación o ajuste cambiará los parámetros del controlador de tal forma que se optimiza (maximizar o minimizar) el valor de la función objetivo (criterio).

En los siguientes dos ejemplos examinaremos la lógica de dos sistemas de control auto adaptivos especiales: Control Adaptivo con Modelo de Referencia (Model Reference Adaptive Control, MRAC) y el regulador Auto Sintonizado (Self-tuning Regulator, STR).

### **5.6.1 Control Adaptivo con Modelo de Referencia (MRAC)**

En la Figura (5.6) se muestra una forma diferente de ajustar los parámetros de un controlador. Se da por aceptado un modelo de referencia el cual nos indica cómo la salida controlada del proceso debería responder en forma ideal a una señal de comando (set point). La salida del modelo es comparada con la salida del proceso real. La diferencia (error  $e_m$ ) entre las dos salidas es usada a través de una computadora para ajustar los parámetros del controlador de tal forma que se minimice la integral del cuadrado del error (Integral Square Error, ISE):

$$\text{minimizar } ISE = \int_0^t [e_m(t)]^2 dt \quad (5.13)$$

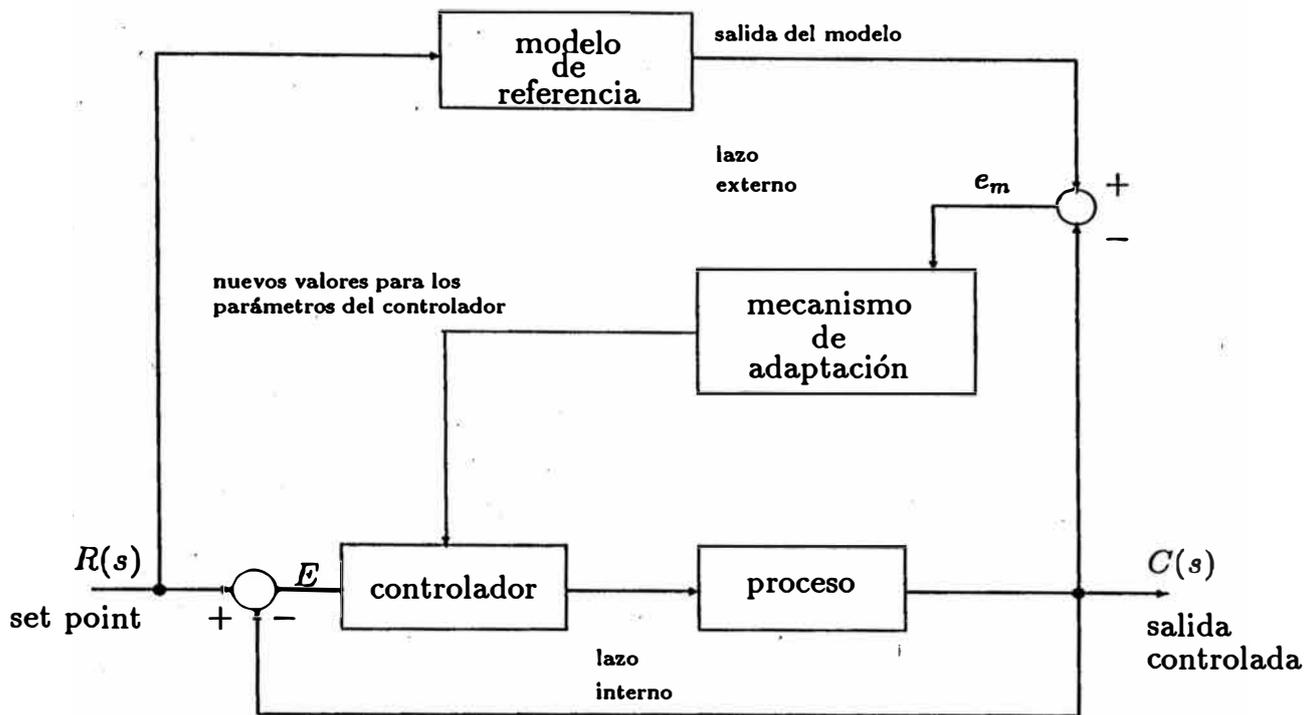


Figura 5.6: Control adaptivo con modelo de referencia

El modelo elegido por el diseñador de control para propósitos de referencia es de cierta extensión arbitraria. Mayormente se usa un modelo lineal algo simple.

Notamos que el control adaptivo con modelo de referencia está compuesto de dos lazos. El lazo interno es un lazo de control ordinario. El lazo exterior incluye el mecanismo de adaptación, que se asemeja a un lazo feedback. La salida del modelo juega el rol de set point, mientras que la salida del proceso real es la medición actual. Existe un comparador cuya salida (error  $e_m$ ) es la entrada al mecanismo de adaptación.

La clave del problema está en diseñar el mecanismo de adaptación en forma tal

que un sistema estable (es decir, llevar el error  $e_m$  a cero). Este no es un problema trivial, pero una discusión extensa sobre como debe ser resuelto requiere análisis matemático, que está fuera del alcance del presente informe de ingeniería.

### 5.6.2 Regulador Auto Sintonizado (STR)

El diagrama de bloques de la figura (5.7) representa la estructura de un regulador auto sintonizado, el cual constituye otra forma de ajustar los parámetros de un controlador.

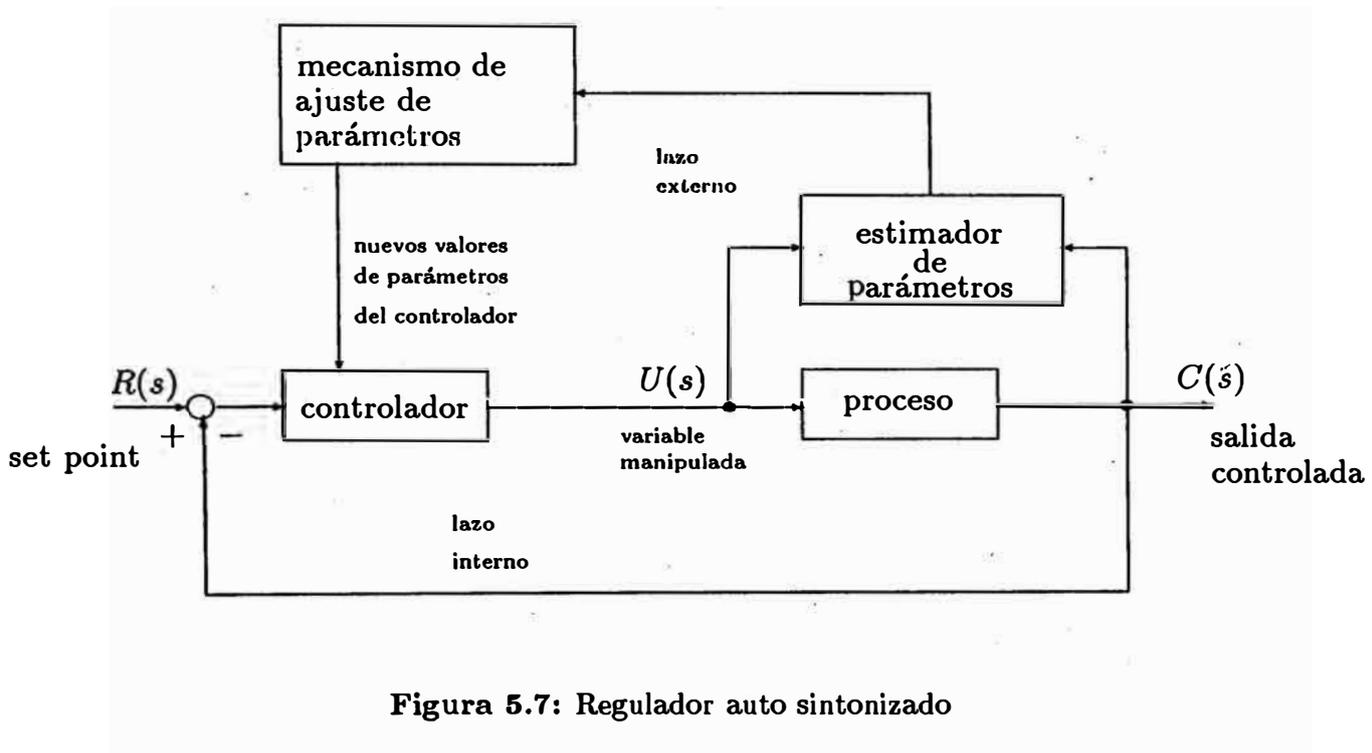


Figura 5.7: Regulador auto sintonizado

El regulador auto sintonizado también está compuesto de dos lazos. El lazo interno consiste de un lazo feedback corriente. El lazo exterior se usa para ajustar los parámetros del controlador feedback y está compuesto de un estimador recursivo y de un mecanismo de ajuste de los parámetros del controlador.

El estimador de parámetros asume un modelo lineal simple para el proceso:

$$\frac{C(s)}{U(s)} = \frac{K_p e^{-t_d s}}{\tau s + 1} \quad (5.14)$$

Luego usando mediciones de  $C(s)$  y  $U(s)$ , estima valores de los parámetros  $K_p$ ,  $\tau$  y  $t_d$ , empleando por ejemplo la técnica de estimación de los mínimos cuadrados. Una vez que se conocen  $K_p$ ,  $\tau$  y  $t_d$ , el mecanismo de ajuste puede hallar los “mejores” valores para los parámetros del controlador usando varios criterios de diseño, tales como: Integral del cuadrado del error, márgenes de fase y ganancia, etc.

Tanto el estimador de parámetros como el mecanismo de ajuste requieren cálculos computacionales. Por esta razón el regulador auto sintonizado puede ser implementado solo através del uso de computadoras digitales.

### 5.6.3 Aplicabilidad de los Sistemas de Control Adaptivo

Los sistemas de control adaptivo han sido aplicados en procesos químicos. El rango de su aplicabilidad se ha expandido con la introducción de las computadoras digitales para el control de procesos.

El número de mecanismos de control adaptivo industriales aumenta continuamente. La mayoría de los sistemas de control adaptivo requieren de cálculos extensos para la estimación de parámetros del controlador, lo cual puede ser realizado on-line solo mediante computadoras digitales, las cuales son capaces de realizar cálculos extensos en forma rápida y eficiente. Esta es la razón por la que la identificación de procesos on-line se ha vuelto realidad.

## CONCLUSIONES

Los sistemas avanzados de control responden a situaciones en las que la acción de control feedback es insuficiente para producir la respuesta deseada de un sistema de control dado.

El éxito para el control en este tipo de sistemas depende fuertemente del conocimiento exacto del modelo del proceso. Aunque en el caso del control feedforward-feedback se aminora esta necesidad.

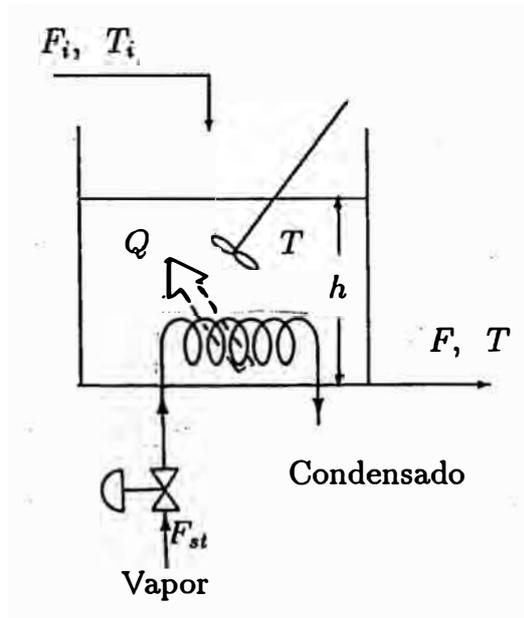
En los sistemas de control adaptivo el lazo feedback tiene como función mantener la variable controlada en el valor del set point, no participa en el proceso de adaptación de parámetros.

La implementación física de los sistemas avanzados de control requiere del uso de computadoras digitales, dada la necesidad de realizar en un proceso ON-LINE numerosos cálculos y a gran velocidad en los algoritmos de control.

# APENDICE A-1    MODELO MATEMÁTICO DE UN TANQUE CALENTADOR CON AGITACIÓN CONTÍNUA

Consideremos el tanque calentador con agitación continua que se muestra en la Figura(A-1.1). Las cantidades fundamentales, cuyos valores proveen la información acerca del calentador son:

- (a) La masa total de líquido en el tanque.
- (b) La energía total de la materia en el tanque.
- (c) Su momentum.



**Figura A-1.1:** Tanque calentador con agitación continua

El momentum del calentador permanece constante, incluso cuando las perturbaciones cambian de valor, por lo que no será considerado posteriormente.

Identifiquemos las variables de estado para el tanque calentador:

**Masa Total en el Tanque:**

$$Masa\ Total = \rho V = \rho Ah \quad (A-1.1)$$

donde:

$\rho$ : Densidad del líquido (asumida independiente de la temperatura).

$V$ : Volúmen del líquido.

$A$ : Sección transversal del tanque.

$h$ : Altura del nivel del líquido.

**Energía Total en el líquido del Tanque:**

$$E = U + K + P$$

Puesto que el tanque no se mueve,  $\frac{dK}{dt} = \frac{dP}{dt} = 0$  y  $\frac{dE}{dt} = \frac{dU}{dt}$  Para sistemas de líquido,  $\frac{dU}{dt} \simeq \frac{dH}{dt}$ . Donde  $H$  es la entalpia total del líquido en el tanque. Además:

$$H = \rho V C_p (T - T_{ref}) = \rho A h C_p (T - T_{ref}) \quad (A-1.2)$$

Donde:

$C_p$ : Capacidad calorífica del líquido en el tanque.

$T_{ref}$ : Temperatura de referencia, donde la entalpia del líquido se asume igual a cero.

De las ecuaciones (A-1.1) y (A-1.2) se concluye que las variables de estado para el tanque calentador con agitación continua son  $h$  y  $T$ , mientras que los parámetros constantes son:  $\rho$ ,  $A$ ,  $C_p$  y  $T_{ref}$ ; que son características del sistema del tanque calentador.

Procedamos ahora a desarrollar las ecuaciones de estado. Se aplicará el principio de conservación de la masa total y energía total:

**Balance de Masa Total:**

$$\frac{\left[ \begin{array}{c} \text{acumulación de} \\ \text{masa total} \end{array} \right]}{\text{tiempo}} = \frac{\left[ \begin{array}{c} \text{entrada de} \\ \text{masa total} \end{array} \right]}{\text{tiempo}} - \frac{\left[ \begin{array}{c} \text{salida de} \\ \text{masa total} \end{array} \right]}{\text{tiempo}}$$

o

$$\frac{d}{dt}(\rho Ah) = \rho F_i - \rho F \quad (\text{A-1.3})$$

Donde  $F_i$  y  $F$  son las variaciones de flujo volumétrico, es decir, volúmen por unidad de tiempo, para la entrada y salida, respectivamente. Asumiendo que la densidad es constante e independiente de la temperatura, la ecuación (A-1.3) se convierte en

$$A \frac{dh}{dt} = F_i - F \quad (\text{A-1.4})$$

**Balance de Energía total:**

$$\frac{\left[ \begin{array}{c} \text{acumulación de} \\ \text{energía total} \end{array} \right]}{\text{tiempo}} = \frac{\left[ \begin{array}{c} \text{entrada de} \\ \text{energía total} \end{array} \right]}{\text{tiempo}} - \frac{\left[ \begin{array}{c} \text{salida de} \\ \text{energía total} \end{array} \right]}{\text{tiempo}} + \frac{\left[ \begin{array}{c} \text{energía entregada} \\ \text{por el vapor} \end{array} \right]}{\text{tiempo}}$$

o

$$\frac{d}{dt}[\rho Ah C_p (T - T_{ref})] = \rho F_i C_p (T_i - T_{ref}) - \rho F C_p (T - T_{ref}) + \Phi \quad (\text{A-1.5})$$

Donde  $\Phi$  es la cantidad de calor entregada por el vapor por la unidad de tiempo. La ecuación (A-1.5) se puede simplificar si se asume que  $T_{ref} = 0$  :

$$A \frac{d}{dt}(hT) = F_i T_i - FT + \frac{\Phi}{\rho C_p} \quad (\text{A-1.6})$$

manipulación algebraica adicional en la ecuación (A-1.6) nos da:

$$A \frac{d}{dt}(hT) = Ah \frac{dT}{dt} + AT \frac{dh}{dt} = Ah \frac{dT}{dt} + T(F_i - F) = F_i T_i - FT + \frac{\Phi}{\rho C_p}$$

$$Ah \frac{dT}{dt} = F_i (T_i - T) + \frac{\Phi}{\rho C_p} \quad (\text{A-1.7})$$

Resumiendo los pasos del modelaje, tenemos las

**Ecuaciones de Estado:**

$$A \frac{dh}{dt} = F_i - F \quad (\text{A-1.8})$$

$$Ah \frac{dT}{dt} = F_i (T_i - T) + \frac{\Phi}{\rho C_p} \quad (\text{A-1.9})$$

Las variables en la ecuaciones (A-1.8) y (A-1.9) pueden ser clasificadas como sigue:

- **Variables de Estado:**  $h, T$
- **Variables de Salida:**  $h, T$  (ambas medibles)
- **Variables de Entrada, Perturbadoras:**  $T_i, F_i$
- **Variables Manipuladas:**  $Q, F$  (para control feedback),  $F_i$  (para control feedforward)
- **Parámetros:**  $A, \rho, C_p$

Luego las ecuaciones (A-1.8) y (A-1.9), con las variables de estado y los parámetros, constituyen el modelo matemático del tanque calentador con agitación continua. Solo necesitamos resolverlos para hallar el comportamiento dinámico y estacionario del tanque.

## BIBLIOGRAFIA

- [Dou 93] DOUGLAS CONSIDINE, "PROCESS/INDUSTRIAL INSTRUMENTS AND CONTROLS HANDBOOK, 1993.
- [Ant 93] ANTONIO CREUS, "INSTRUMENTACION INDUSTRIAL", QUINTA EDICION, EDITORIAL ALFA OMEGA, 1993.
- [Oga 93] OGATA KATSUHIKO, "INGENIERIA DE CONTROL MODERNA", SEGUNDA EDICION, ENGLEWOOD CLIFFS-MEXICO, PRENTICE-HALL HISPANAMERICANA S.A., 1993.
- [Ste 84] STEPHANOPOULOS G., "CHEMICAL PROCESS CONTROL", PRENTICE-HALL INC., 1984.
- [Jos 81] JOSE NACIF, "INGENIERIA DE CONTROL AUTOMATICO", TOMOS I Y II, COSTA-AMIC EDITORES S.A., MEXICO 1981