



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
"CUAUTITLAN"**

**SISTEMAS DE CONTROL EN  
EQUIPOS PRINCIPALES  
DE PROCESO**

**T E S I S**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE  
INGENIERO QUIMICO**

**P R E S E N T A :**

**RICARDO JUAREZ HERRERA**

**DIRECTOR DE TESIS:  
ARIEL BAUTISTA SALGADO**

**CUAUTITLAN IZCALLI, ESTADO DE MEXICO**

**1986**



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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

# I N D I C E

	Página
<u>CAPITULO 1</u> INTRODUCCION .....	1
<u>CAPITULO 2</u> SISTEMAS DE CONTROL	
2.1 Breve historia .....	3
2.2 Breve descripción de los diferentes sistemas de control .	10
2.3 Simbología y nomenclaturas más usuales en sistemas de control .....	28
<u>CAPITULO 3</u> SISTEMAS DE CONTROL DE CALENTADORES A FUEGO DIRECTO	
3.1 Breve descripción del equipo .	37
3.2 Filosofía de control .....	40
<u>CAPITULO 4</u> SISTEMAS DE CONTROL EN TORRES DE DESTILACION	
4.1 Breve descripción del equipo .	59
4.2 Filosofía de control .....	63
<u>CAPITULO 5</u> SISTEMAS DE CONTROL EN GENERADORES DE VAPOR	
5.1 Breve descripción del equipo .	90
5.2 Filosofía de control .....	95
<u>CAPITULO 6</u> SISTEMAS DE CONTROL EN COMPRESORES	
6.1 Breve descripción del equipo .	112
6.2 Filosofía de control .....	123

	Página
<u>CAPITULO 7</u> SISTEMAS DE CONTROL EN REACTORES QUIMICOS	
7.1 Breve descripción del equipo ..	134
7.2 Filosofía de control .....	145
<u>CAPITULO 8</u> CONCLUSIONES .....	156
<u>CAPITULO 9</u> BIBLIOGRAFIA .....	159

## I N T R O D U C C I O N

La industrialización de los países, da una idea del grado de desarrollo y de su poder económico .

La historia ha enseñado que los países que han dado un mayor énfasis a su desarrollo industrial, han obtenido un poder económico sobre los demás, dando como resultado la dependencia económica y en muchos de los casos, política, de los países con menos posibilidades de industrialización y autosuficiencia alimentaria .

Dado que la industrialización da un índice del adelanto de los pueblos, uno de los principales elementos con que cuenta para obtener este grado de industrialización, es la automatización de los procesos industriales, ya que con ello se logra obtener un alto grado de producción, tanto en calidad como en cantidad .

Otra de las necesidades de la automatización de los procesos industriales, es que cada vez se exigen productos que cumplan normas de fabricación más estrictas porque así lo requieren los avances tecnológicos en la actualidad, así como la fabricación, de nuevos productos más sofisticados en su elaboración, y esto hace que el obrero se vea imposibilitado físicamente de sus músculos y sistema nervioso para cumplir con dichos requisitos .

La importancia de la automatización de los procesos industriales radica también en el hecho de que produce un ahorro en el consumo de energía y como consecuencia de ello las dimen -

siones de nuestro equipo se vean reducidas, ya que por medio del control automático se proveen situaciones que ponen en peligro la integridad física de la persona (s), o en dado caso ya sea total o parcialmente la destrucción de la planta .

Considerando la importancia de lo sistemas de control, el presente trabajo tiene como objetivo proporcionar herramientas que le permitan al estudiante de Ingeniería Química entender los conceptos elementales de los sistemas de control, para estar en posibilidad de deducir controles de equipos y sistemas en general. Así mismo se presentan definiciones, simbologías y nomenclaturas más usuales en sistemas de control y los métodos de selección de los mismos .

CAPITULO 2

SISTEMAS DE CONTROL

## 2.1. BREVE HISTORIA

### 2.1.1. Desarrollo de la instrumentación aplicada a la industria.

El control automático ha jugado un papel vital en el avance de la ingeniería y de la ciencia .

Además de su extrema importancia en el control de vehículos espaciales, en guiado de proyectiles y sistemas de pilotaje de aviones, el control automático es parte importante e integral de los procesos industriales y de manufactura modernos. Resulta esencial en operaciones tales como el control de presión, temperatura, humedad, nivel, viscosidad, flujo, etc.

Debido a que la utilización de la teoría y práctica del control automático, brindan medios para lograr el funcionamiento óptimo de sistemas dinámicos, mejorar la calidad y abaratar los costos de producción, liberar de la complejidad de muchas rutinas, de las tareas manuales repetitivas, etc., resulta muy conveniente para el ingeniero instrumentista tener buenos conocimientos en este campo .

Si tiene entonces que el control automático es la operación de llevar una ó más variables a su punto óptimo de trabajo y mantener todo el proceso ajustado a los valores prefijados, cualesquiera que sean los cambios que en este se produzcan .

Para realizar esta operación es necesario conocer los hechos que ocurren en el proceso y que son de interés para poderlos controlar. Para cuantificarlos se re --



quiere evaluar las variables involucradas. Estas señales deben ser aceptadas y transformadas en magnitudes que se puedan medir y transportar (transmitir) y si es necesario amplificar, para su mejor manejo y utilización posterior. Una vez que se ha determinado la magnitud de la variables que se desea controlar, se debe comparar con el valor deseado ( set - point ) y si existe una discrepancia (error), entonces se -- ajusta la energía suministrada al proceso de tal manera que corrija la desviación existente .

Se empieza este estudio con un ejemplo que nos facilitará el conocimiento del proceso de evaluación recorrido por la instrumentación industrial .

La figura 2.1-1 esquematiza un proceso (s) cuya entrada de materia prima ( $Q_e$ ), se mantiene con un confial humano ( operador y/o operadores ) con el fin de lograr una estabilidad técnica económica, con la información a la salida ( $Q_s$ ) que -- también es humana, un circuito de control "cerrado" en la -- mente del operador (mando de control) es el que corrige el -- proceso de acuerdo a estándares dados o preestablecidos .

La figura 2.1-2 representa un avance sobre lo anterior, ya que existe un instrumento que da información de la salida -- del proceso "S" que le sirve al operador para llevar a cabo la función correctiva "Yr", en esta etapa todavía las funcio nes de control son humanas .

La figura 2.1-3 representa el mismo proceso ahora totalmente automático, el cuál consta de una válvula automática, cuya función es correctiva, así como de un controlador, el -- cuál consta de dos partes; una es un elemento llamado medi dor, que como su nombre lo indica es el que mide la señal de salida, y el comparador, en el cuál se llevan específicamen-

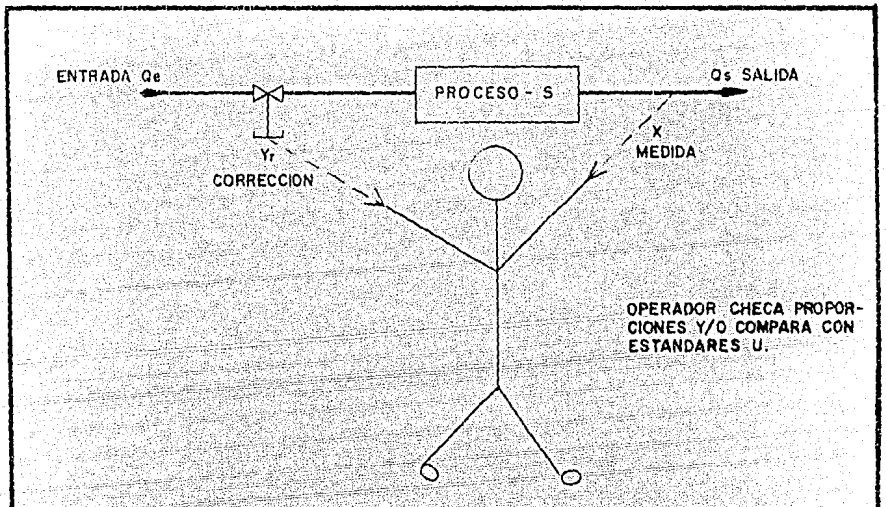


FIGURA No. 2.1-1

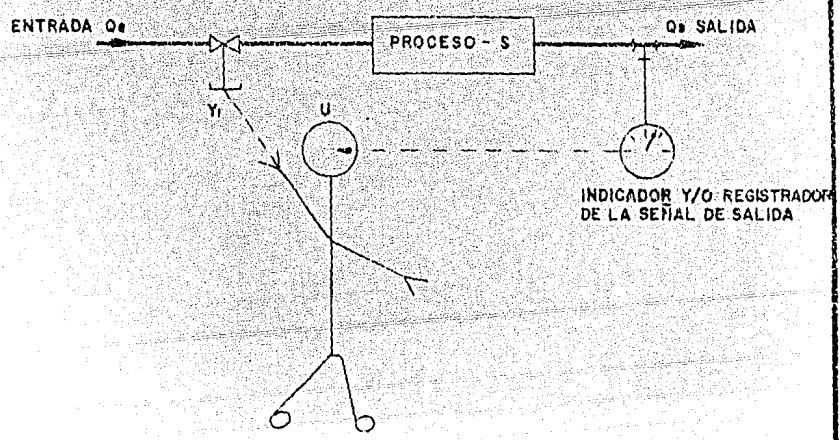


FIGURA No. 2.1-2

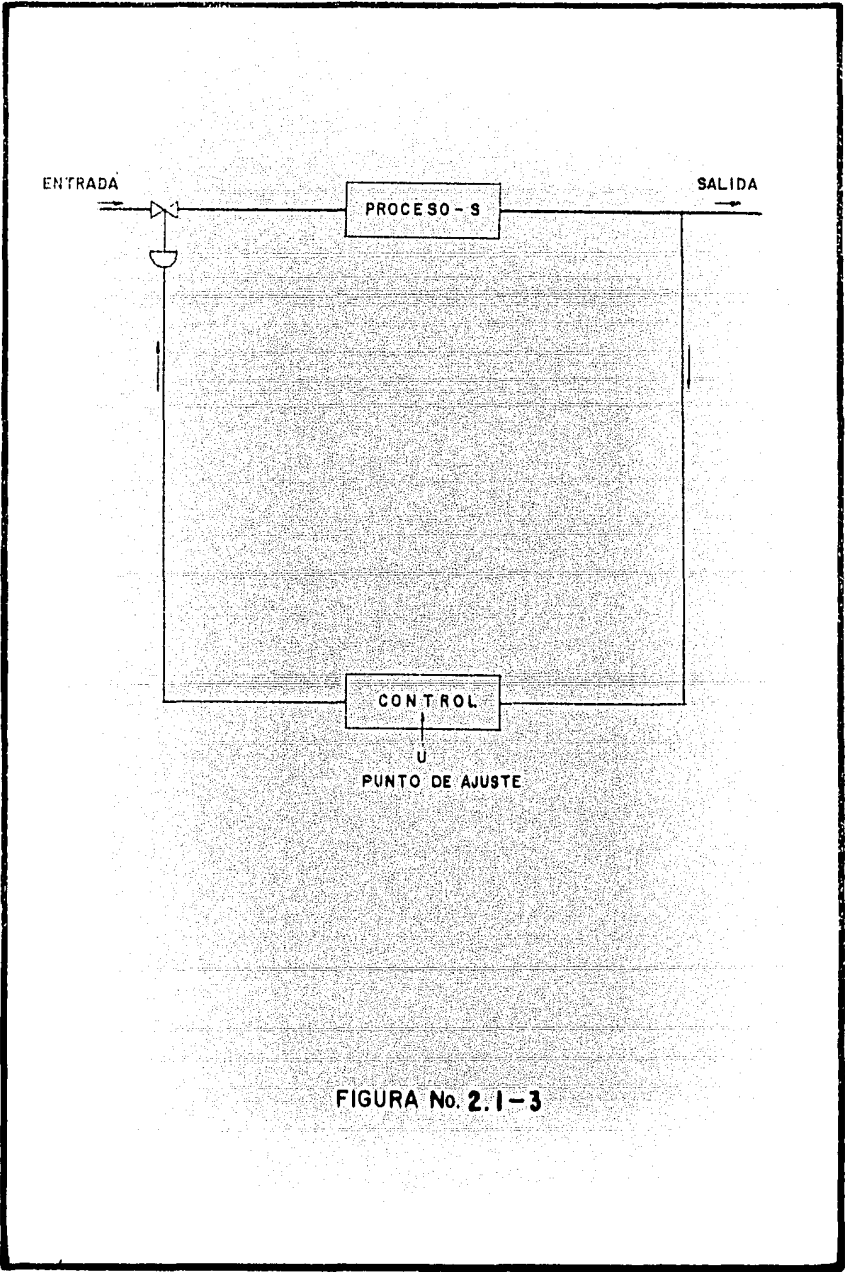


FIGURA No. 2.1-3

te las funciones de control comparando la relación entre la información de los instrumentos que miden la señal de salida, y el punto de ajuste proporcional dado manualmente de acuerdo a las condiciones estándares del proceso .

De acuerdo a estos ejemplos, la evolución de los sistemas de control presentan una particularidad, que para llevar a cabo dicha función de control estos circuitos deberán ser cerrados, ya sea a través de un operador, ó a través de elementos colocados a la entrada y salida de los distintos procesos, o variables a controlar. Este tipo de control es el de mayor interés, ya que existen los circuitos abiertos, - estos solamente nos proporcionan información de como se comportan las variables dentro de un proceso determinado sin poder corregir estas variables, por ejemplo los manómetros a la descarga de bombas, indicadores de temperatura en calentadores, cambiadores de calor, indicadores de flujo en tuberías, etc.

#### 2.1.2. Necesidad de los sistemas de control

Las ventajas del empleo de controles automáticos cada vez más sofisticados a nivel industrial son del tipo económico, técnico y social .

El control automático de un proceso industrial se puede definir como el manejo de las variables que en él participan sin intervención humana, y para llevar a cabo estas funciones se debe de disponer de varios elementos o dispositivos.

El control automático aplicado adecuadamente, conduce a la obtención de mejores productos en menor tiempo y costo .

A continuación se presentan algunas de las razones del empleo de los controles automáticos en la industria :

a) Mejoramiento de la calidad del producto .

Es muy importante que el producto elaborado posea la mejor calidad, dado que de este dependerá: que sea aceptado en el mercado, obtenga prestigio, confianza del consumidor, competencia en los mercados internacionales, tanto en calidad como en cantidad .

Naturalmente, para lograr lo anterior, es necesario hacer más estrictas las normas de calidad de los productos y esto hace que los sistemas de control sean más precisos para conseguir que los productos cumplan con dichas normas o estándares de fabricación .

b) Mejor aprovechamiento de materias primas .

Una dosificación y manejo adecuado de materias primas permite minimizar los desperdicios de materiales y tiempo de manejo, así como ahorro de combustibles. Por ejemplo si la generación de vapor de una caldera se regula de acuerdo a la demanda de vapor del proceso, no habrá desperdicio de combustible, dado que se producirá únicamente lo que sea necesario para satisfacer la demanda .

c) Manejo adecuado de desperdicios

Otro aspecto es el manejo de desperdicios, que cada vez es más importante, tanto ó igual como el ahorro de combustible, y se exige, ya sea por medio de normas o leyes el control de desperdicios y contaminación del lugar, esto hace que se requiera el empleo de equipos de control más sofisticados para cumplir dichas reglamentaciones o leyes .

d) Seguridad para el personal y protección de equipos

En un gran número de plantas industriales, existen equipos y áreas de operación donde se presentan condiciones que de-

ben ser clasificadas como peligrosas. Tanques de alta presión y temperatura, equipos donde se producen vapores y gases explosivos o venenosos, y donde se manejan sustancias peligrosas son ejemplos de sistemas que requieren de instrumentos de detección de condiciones de peligro, como pueden ser la presencia de gases o vapores, declaración de incendios, para que actúen sobre sistemas de alarma audibles y/o visuales, que hagan funcionar sistemas contra incendios, etc.

En resumen puede decirse que una planta industrial no podría existir si no hubiese el control automático. Es difícil pensar como trabajaría una planta que tiene una gran cantidad de elementos de control final (válvulas de control, computas etc. ) que deben ser continuamente ajustadas, sin emplear para ello los servicios de la automatización. Es decir los controles nos proporcionan una coordinación instantánea de todo el sistema, cosa que manualmente sería imposible .

## 2.2. BREVE DESCRIPCION DE LOS DIFERENTES "SISTEMAS DE CONTROL"

Un dispositivo de control compara el valor de salida de una variable que se está controlando, con el valor fijado en el controlador, este valor determina el valor de la desviación con respecto al valor fijado en el controlador y produce una señal de control que reduce a cero la desviación sufrida en el proceso o a un valor pequeño. La forma en que el control automático produce la señal de control, se le llaman modos o formas de control .

En los sistemas industriales se emplea uno o una combinación de los siguientes sistemas de control :

1. DE DOS POSICIONES (TODO-NADA)
2. PROPORCIONAL DE TIEMPO VARIABLE (ANTICIPATORIA)
3. FLOTANTE
4. PROPORCIONAL
5. PROPORCIONAL + INTEGRAL
6. PROPORCIONAL + DERIVADA
7. PROPORCIONAL + INTEGRAL + DERIVADA

### 2.2.1. CONTROL TODO-NADA ( ON-OFF )

En la regulación todo-nada el elemento final de control se mueve rápidamente de una de 2 posiciones fijas a la otra, para un valor único de la variable controlada .

Este tipo de control se emplea usualmente con una banda diferencial (FIG.No. 2.2.1 ) ó zona neutra en la que el elemento final de control permanece en su última posición para valores de la variable comprendidos dentro de la banda diferencial. Los ajus-

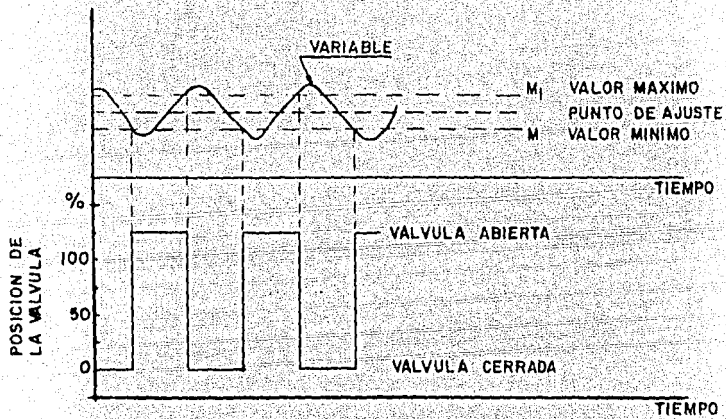


FIGURA No. 2.2-1

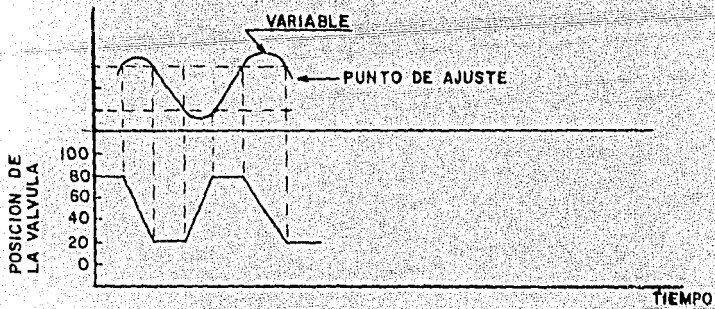


FIGURA No. 2.2-2



tes de control se basan en variar el punto de ajuste y la gama diferencial .

El control todo-nada funciona satisfactoriamente si el proceso tiene una velocidad de reacción lenta y posee un tiempo de retardo mínimo. Se caracteriza porque las 2 posiciones extremas de la válvula permiten una entrada y salida de energía al proceso ligeramente superior e inferior respectivamente a las necesidades de la operación normal .

La aplicación de este tipo de control en los procesos industriales es básicamente para abrir o cerrar válvulas, para bloquear o desviar parte de un proceso cuando se presenta una anomalía y como sistemas de seguridad en equipos, tales como recipientes sometidos a presión, como paro o arranque de sistemas de bombeo, como sistemas de protección en sistemas de bombeo, en sistemas contra incendio, etc.

#### 2.2.2. CONTROL FLOTANTE

En este modo de control el elemento final de control se mueve gradualmente de su posición abierta ó cerrada, dependiendo si la variable controlada está arriba o abajo del punto de ajuste (set point ), es decir, la válvula es gradualmente abierta ó cerrada y flota en una posición parcialmente abierta<sup>10</sup>. Los tres tipos de este control flotante son:

1. FLOTANTE DE UNA VELOCIDAD
2. FLOTANTE CON UNA VELOCIDAD CON ZONA NEUTRAL
3. FLOTANTE CON VARIAS VELOCIDADES

1. El control flotante de una velocidad, reacciona solamente en el tiempo de la desviación, siendo su velocidad constante,-

sin ser función de la magnitud de la desviación. Este tipo de control generalmente se efectúa con un control de 2 posiciones y una válvula eléctrica que pasa de abierta a cerrada, actuando a una velocidad predeterminada y constante.

2. En el control flotante con zona neutral, el control no envía ninguna señal al elemento final de control si la variable está cerca del punto de ajuste .

Esto se emplea para evitar señales demasiado frecuentes a las válvulas ( ver fig. No. 2:2.2 )

3. El control flotante de varias velocidades, es aquel en que el elemento de control final, se mueve en diferentes velocidades, dependiendo si la variable controlada está cerca o lejos de su punto de ajuste .

Este tipo por tanto, detecta el tiempo y la magnitud de la desviación .

En la figura No. 2.2.3, se observa que cuando la variable controlada está dentro de la zona neutral, el elemento de control final está estacionario, y si ésta sale de la zona neutra, la válvula se moverá a una velocidad constante y, a una mayor duración, se mueve a una mayor velocidad .

### 2.2.3. CONTROL PROPORCIONAL DE TIEMPO VARIABLE

En este sistema de regulación existe una relación predeterminada entre el valor de la variable controlada y la posición-media en tiempo del elemento final de control de 2 posiciones. Es decir, la relación del tiempo de conexión al de desconexión final es proporcional al valor de la variable controlada.

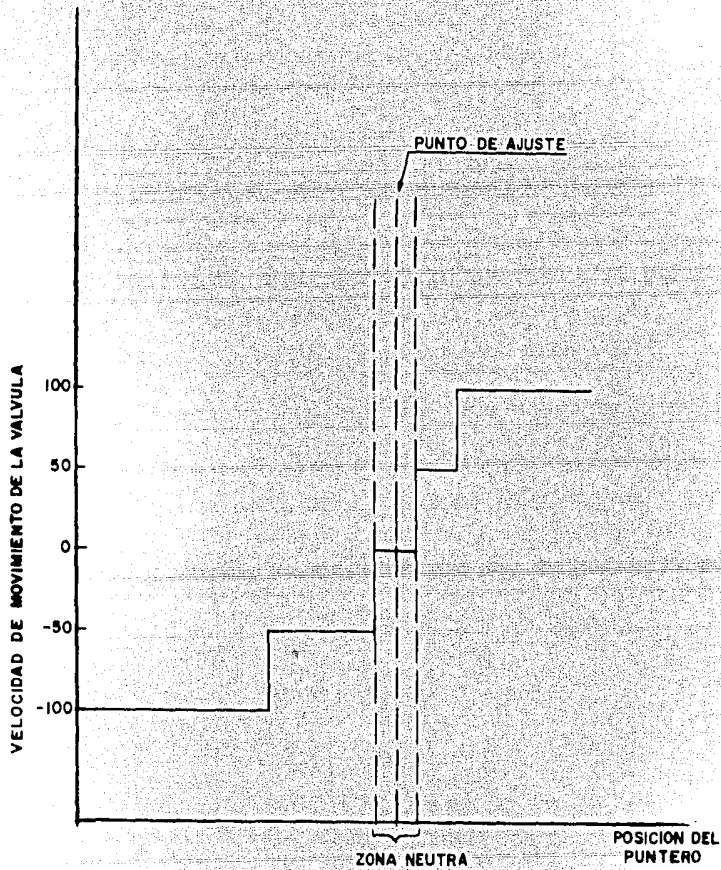


FIGURA No. 2.2-3

da. La longitud de un ciclo completo (CONEXION + DESCONE - XION ) es constante pero la relación entre los tiempos de conexión o desconexión dentro de cada ciclo varía al des - viarse la variable controlada del punto de ajuste .

En la figura No. 2.2.4 puede verse un ejemplo de este controlador que tiene un ciclo completo de 10 seg. y una banda proporcional de 20°C. En el punto de ajuste el controlador conecta al elemento final durante 5 segundos y lo desconecta 5 segundos y así sucesivamente. Si la temperatura disminuye 10°C el elemento final está siempre conectado. - A 5°C por encima del punto de ajuste el elemento final está conectado sólo 2.5 seg., desconecta durante 7.5 seg. y así sucesivamente. Este tipo de control se emplea solo en controladores eléctricos . Un caso típico de aplicación lo constituye la regulación de temperatura de un horno eléctrico en que el elemento final es una resistencia o un conjunto de resistencias de calefacción .

#### 2.2.4 CONTROL DE ACCION PROPORCIONAL

En este modo de control, la salida del controlador es proporcional a la desviación, esto lo podemos expresar como :

$$Y_r = -K_1 \theta \text{ ----- (2.2-1)}$$

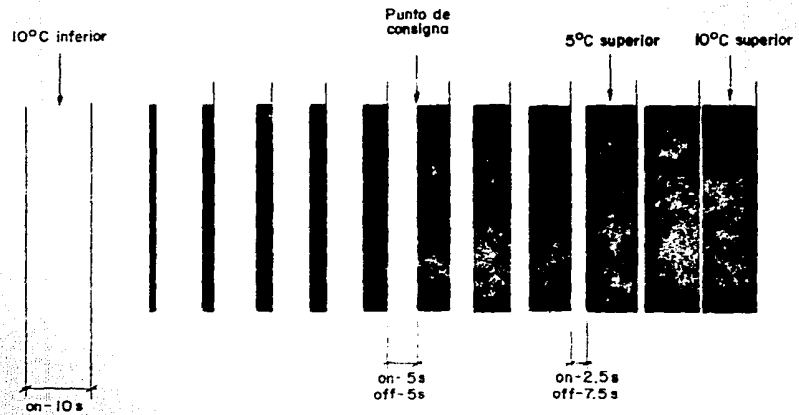
En donde:

$Y_r$  = Salida del controlador

$K_1$  = Constante de acción proporcional ( Ganancia)

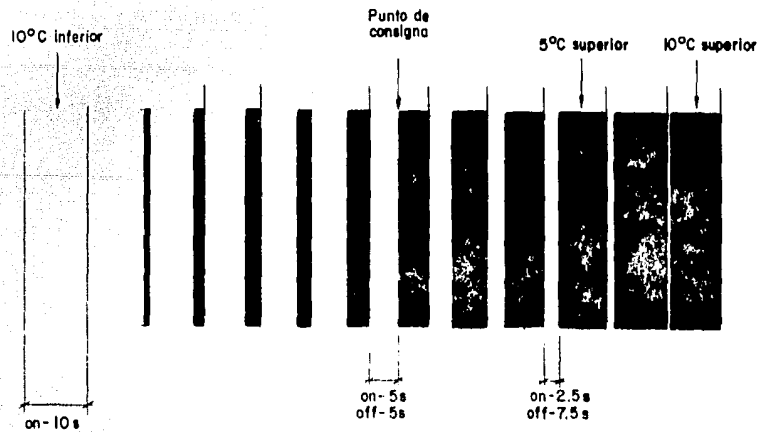
$\theta$  = Desviación o error

El funcionamiento de esta acción de control se muestra en la



CONTROL PROPORCIONAL DE TIEMPO VARIABLE

FIGURA No. 2.2-4



CONTROL PROPORCIONAL DE TIEMPO VARIABLE

FIGURA No. 2.2-4

fig. No. 2.2-5.

En la figura 2.2-5, se supone que el líquido del tanque se está usando para un número de consumos.

Las condiciones iniciales son tales, que para la demanda específica, la válvula permite el paso de líquido suficiente para mantener el nivel en el tanque en forma tal, que la entrada y la salida de líquido por unidad de tiempo son las mismas.

Supóngase que la demanda ahora se incrementa y se sostiene al valor incrementado.

El nivel desciende y ocurre una desviación, la señal de controlador hace que la válvula abra, permitiendo un mayor flujo de líquido al recipiente, lo cual a la vez incrementa el nivel, por lo tanto reduce la desviación y hace que la válvula cierre. La demanda sostenida por otra parte, hace que la válvula se tenga que encontrar abierta para ser satisfecha.

Estos requerimientos en conflicto hacen que la variable controlada, en este caso, nivel de líquido, tomen un valor de equilibrio pero, desviado del valor deseado (off-set).

La fig. 2.2-5, ilustra el efecto de un cambio de carga sostenido y el valor correspondiente en la variable controlada. Obsérvese el efecto de oscilación que se produce antes de que el error tome su valor de equilibrio  $\theta$  con desajuste  $\theta$ . Obsérvese también que hay un valor de desajuste inicial  $\theta$ , que está presente, ya que el desajuste es inherente al control proporcional.

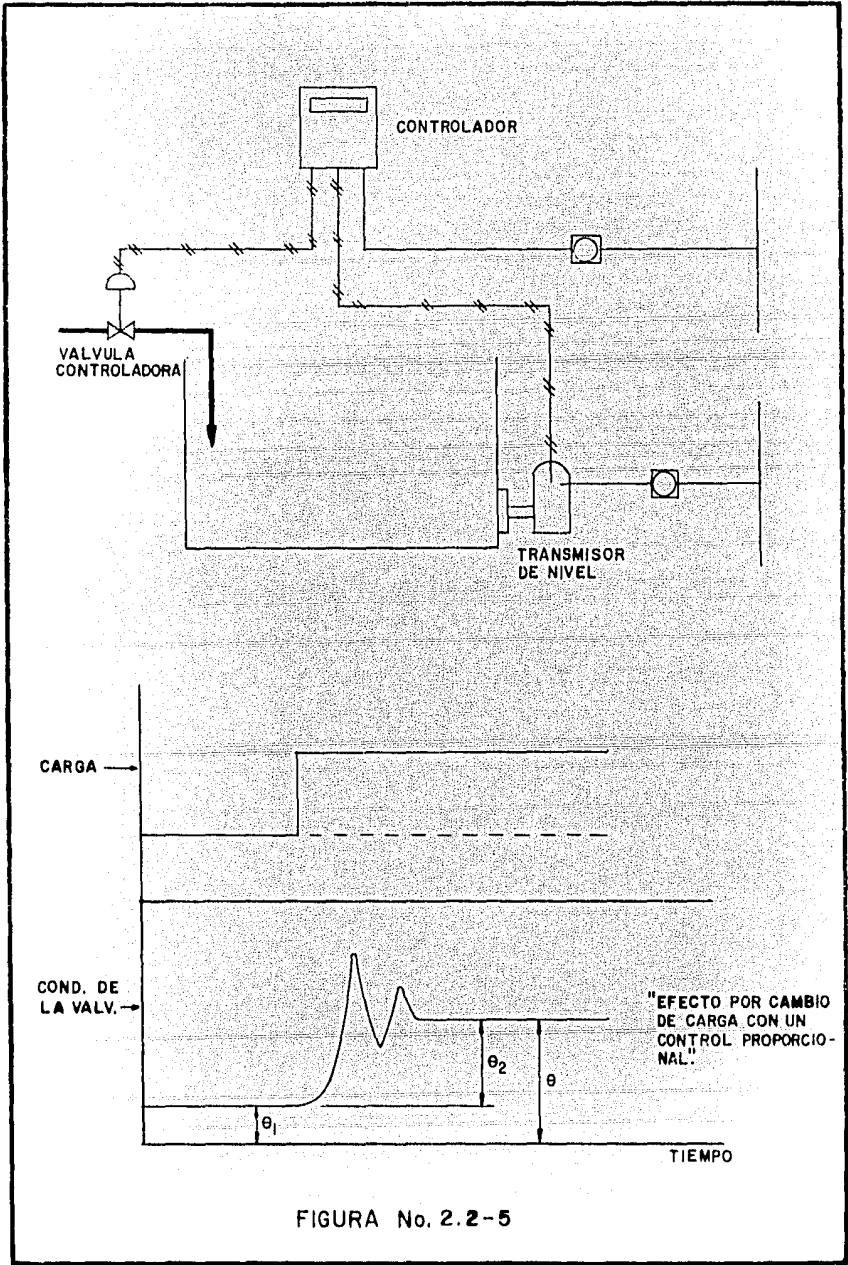


FIGURA No. 2.2-5



Mientras que el desajuste moderado, puede ser tolerable en algunos procesos, en otros puede ser un inconveniente serio. Sin recurrir a otra forma o modo de control, es conveniente hacer que el desajuste sea tan pequeño como sea posible, lo cual se logra variando  $K_1$  en la ecuación No.2.2-1 cuyo valor se ha visto hasta el momento como una constante, este cambio equivale a modificar la sensibilidad o ganancia del controlador. Por ejemplo, si para la misma señal hemos hecho el valor de  $K_1$  la mitad de antes,  $\theta$  tendrá que ser el doble para mantener la misma salida. Desde otro punto de vista, para todo el rango de salida del controlador, -- ajustando  $K_1$  se podrá obtener un rango correspondiente de valores de desviación, a este rango se le da el nombre de BANDA PROPORCIONAL y puede expresarse como el porcentaje del rango total del instrumento que hace variar la salida de un extremo al otro .

La relación puede verse en la figura No. 2.2.-6, en que la desviación  $\theta$  tiene un valor sostenido y se indica la correspondiente salida del controlador para 50, 100 y 200 % de -- banda proporcional .

En la fig. No. 2.2-7, se representa la relación entre la variable controlada y la posición de la válvula para diferentes bandas proporcionales, Nótese que cuando la banda proporcional es cero, equivale a tener un control de 2 posiciones y cuando es mayor de 100 % no es posible abrir o cerrar la válvula completamente, aún cuando la variable controlada se sitúe en cero ó en el 100 % de la escala del controlador.

La GANANCIA es el recíproco de la banda proporcional y expresa la acción multiplicadora del modo proporcional .

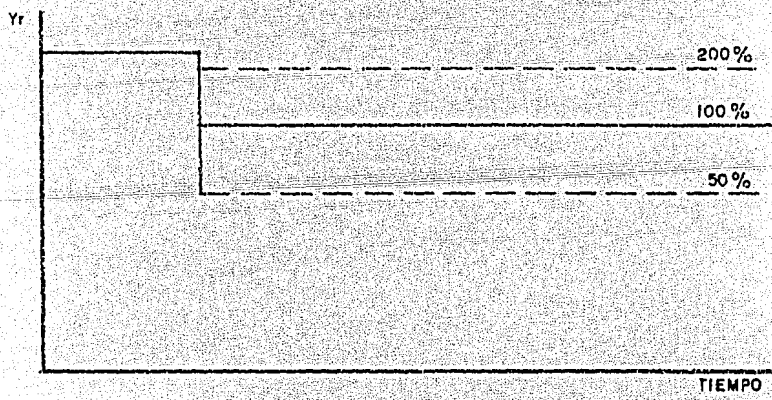
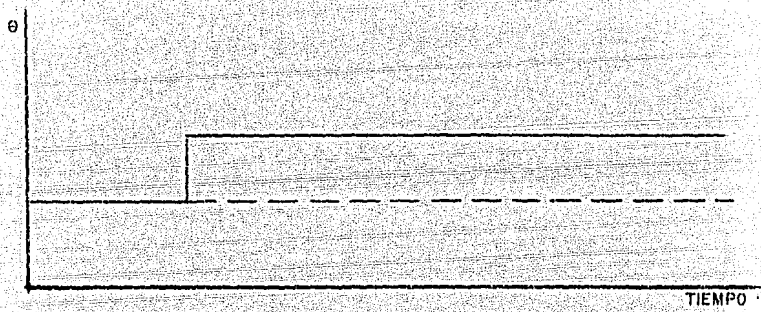


FIGURA No. 2.2-6

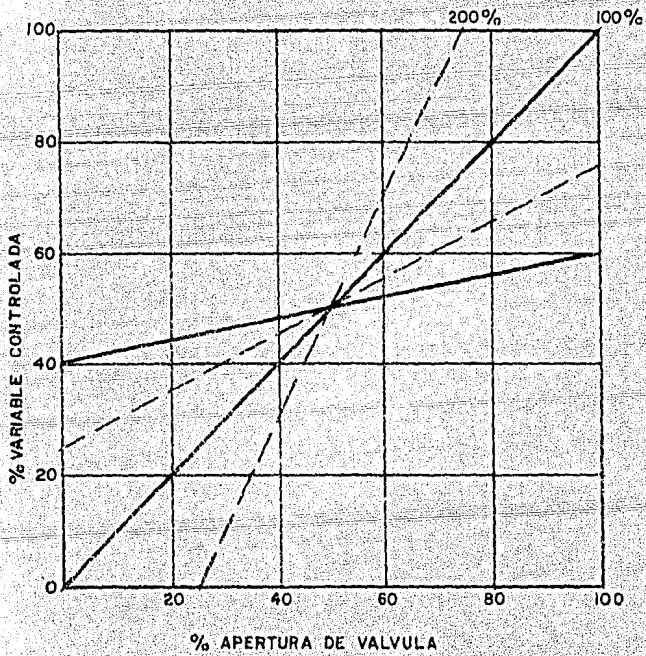


FIGURA No. 2.2-7

En los instrumentos comerciales, la banda proporcional se hace ajustable, con objeto de poder obtener mínimas desviaciones con control estable bajo diferentes condiciones de proceso

En conclusión, la desviación (off-set) es inherente al control proporcional, el valor de la misma dependerá de la magnitud del cambio de carga y de la amplitud de la banda proporcional .

#### 2.2.5.- CONTROL DE ACCION INTEGRAL

La desviación como hemos visto, es inherente al control proporcional y, otro tipo de control debera ser introducido si se desea eliminarla. La acción integral de un controlador, puede llevar a cabo esto último

Se define como una acción en que la salida del controlador cambia con una velocidad proporcional a la desviación, es decir :

$$\frac{dy_r}{dt} = - K_2 \theta \text{ ----- ( 2.2.2 )}$$

$$Y_r = - K_2 \theta dt + cte \text{ ----- (2)}$$

En donde  $K_2$  es la contante de acción integral según se expresa en la ec (2.2.-2) . En esta forma de control, el elemento final de control se mueve a una velocidad proporcional a la desviación y continuará haciéndolo mientras ésta exista en forma tal, que no habrá off-set pero este tipo de control, por sí mismo, llevará demasiado tiempo en restaurar la variable a su punto de ajuste. En la fig. 2.2-8 se muestra el --

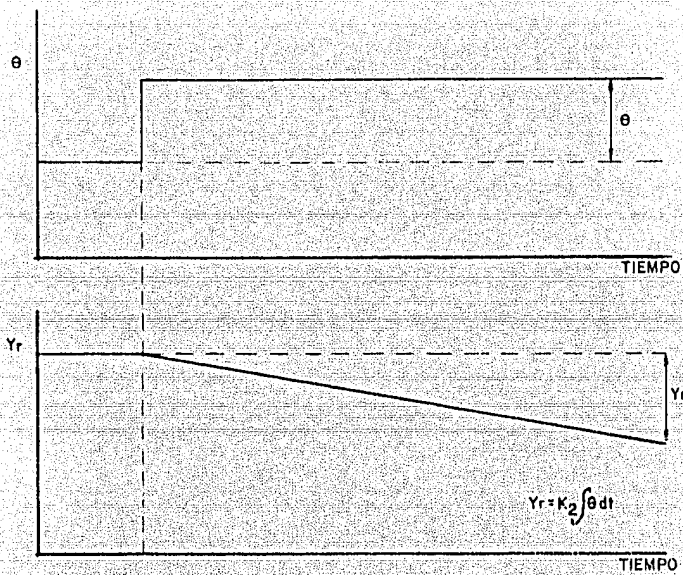


FIGURA No. 2.2-8

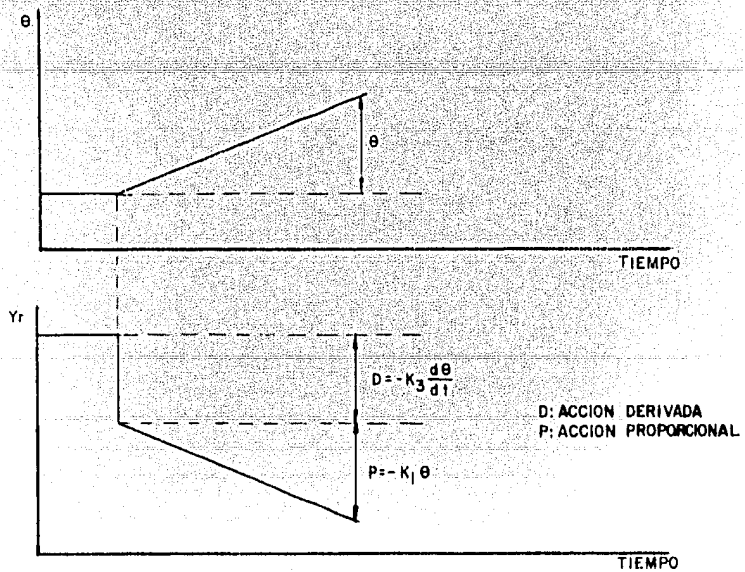


FIGURA No. 2.2-9

efecto de la acción integral solamente.

## 2.2.6 CONTROL DE ACCION DERIVADA

Podría pensarse que la combinación de la acción proporcional e integral, es todo lo que se requiere para un control de proceso normal, sin embargo, no es así, debido fundamentalmente a los procesos con retrasos por velocidad, distancia y transferencia de energía, que hace estos sean difíciles de controlar .

Para evitar la oscilación continua en estos casos, se tendrá que hacer la banda proporcional muy amplia y la velocidad de acción integral muy lenta, lo que provocaría que -- cuando hubiera cambios de carga, el tiempo de recuperación al punto de ajuste se haría muy largo, para evitar lo anterior, se usa la acción derivada .

Se define como acción de control derivada, aquella en que -- la salida del controlador es proporcional a la rapidez de -- cambio del error, es decir :

$$Y_s = - K_3 \frac{d\theta}{dt} \text{ ----- ( 2.2.-3 )}$$

en donde  $K_3$  es la constante de acción derivada .

Mientras que la acción o forma de control proporcional y en menor grado la acción o forma de control integral pueden -- usarse solas, la acción derivada deberá estar por fuerza -- asociada a una o ambas de las acciones anteriores, ya que -- por si sola no tiene aplicación, ya que depende de  $\frac{d\theta}{dt}$  , y --

no de  $\theta$  y si  $\theta = \text{cte}$ :  $\frac{d\theta}{dt} = 0$  .

En forma tal que, esta acción no puede provocar corrección del elemento de control final, no importando cuan grande sea mientras éste sea constante. ( Ver. fig. 2.2.-9 )

### 2.2.7 COMBINACION DE VARIAS FORMAS O ACCIONES DE CONTROL.

Hasta ahora se ha considerado separadamente los efectos -- básicos de control disponibles para los controladores, esto es de 2 posiciones (on-off), proporcional y derivativo.

El control de 2 posiciones (on-off), se usa solo, se --- emplea para casos de emergencia, de protección de equipos, sistemas etc.

El control proporcional, se puede emplear sólo, siempre - que los cambios de carga no sean grandes y que el desplazamiento resultante de estos cambios no perjudique la calidad del producto que se procesa .

El control integral, cuando se emplea solo, muestra características de funcionamiento semejantes a las del control de 2 posiciones .

El control derivativo es transistorio y debe combinarse con el proporcional .

Es por ello que los 2 últimos modos de control ó acciones - de control, nunca se emplean solos, sino en combinación con la acción proporcional o entre ellas, siendo las combinaciones más usuales :

PROPORCIONAL + INTEGRAL

PROPORCIONAL + INTEGRAL + DERIVADA

y en menor grado :

PROPORCIONAL + DERIVADA

En la tabla No. 2.2.-1, se presenta un resumen de los distintos modos de control y sus aplicaciones .



TABLA No. 2.2-1. RESUMEN DE LOS DIFERENTES MODOS DE CONTROL Y SUS APLICACIONES.

MODO DE CONTROL	VELOCIDAD DE REACCION DEL PROCESO	CAMBIO DE CARGA		APLICACION
		MAGNITUD	VELOCIDAD	
2 POSICIONES	LENTA	CUALQUIERA	CUALQUIERA	Instalaciones de Temperatura y Nivel de Gran Capacidad, Tanques de Almacenamiento, Cisternas.
PROPORCIONAL	LENTA O MODERADA	PEQUEÑA	MODERADA	Presión, Nivel y Temperatura donde las desviaciones del punto de ajuste no sean objetables. Por ejemplo: Reductoras, Rehervidores.
PROPORCIONAL CON REAJUSTE P + I	CUALQUIERA	GRANDE	LENTA O MODERADA	La mayoría de las aplicaciones incluyendo flujo, no es recomendable para operaciones por lote.
PROPORCIONAL CON REAJUSTE Y DERIVADA P + I + D	CUALQUIERA	GRANDE	RAPIDA	Control de proceso por lotes, procesos con cambios repentinos y grandes.

### 2.3. SIMBOLOGIAS Y NOMENCLATURAS MAS USUALES EN SISTEMAS DE CONTROL.

Como la mayor parte de los documentos de ingeniería son representaciones esquemáticas es necesario conocer los símbolos utilizados.

En particular, en instrumentación existen una serie de símbolos para representar todo tipo de instrumentos en su localización (CAMPO, ATRAS DE TABLERO Y FRENTE A TABLERO), y su función queda determinada por una serie de nomenclaturas. Estas simbologías y nomenclaturas fueron establecidas por ISA (INSTRUMENTATION SOCIETY OF AMERICAN), este organismo edita una serie de especificaciones tipo, para poder seleccionar cualquier tipo de instrumentos, normas de montaje, de fabricación, etc.

Como todas las actividades dentro de la ingeniería, se auxilia de otras normas, tales como:

API (AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE). Estas normas se usan en función de su aplicación dentro de esta actividad, tales como el diseño de plantas petrolquímicas, petroleras, manejo, etc.

ASME (AMERICAN SOCIETY OF MECHANICAL ENGINEERS). Se hace uso de sus normas mecánicas, de corrosión, símbolos, etc.

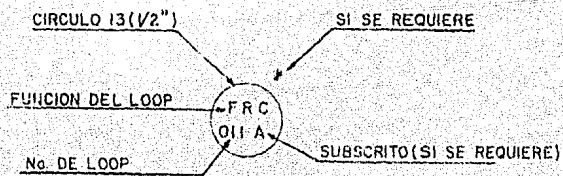
ASTM (AMERICAN SOCIETY FOR TESTING MATERIALS). Se usa con respecto a materiales de tuberías, conexiones, etc.

NEC (NATIONAL ELECTRIC CODE). Se usa para normas eléctricas, símbolos, materiales eléctricos, etc.

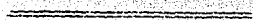
Y otra serie de normas que dependen del tipo de proceso que se esté trabajando, tales como normas de seguridad, contra incendio, alimenticios, contaminación, etc.

TABLA No. 2.3-1. NOMENCLATURAS MAS USADAS EN INSTRUMENTACION

VARIABLE	DISPOSITIVOS CONTROLADORES					DISPOSITIVOS DE MEDICION				DISPOSITIVOS DE ALARMA				
	REGISTRADOR	INDICADOR	CIEGO	VALVULAS	VALVULA DE SEGURIDAD	REGISTRADOR	INDICADOR	INDICADOR LOCAL	REGISTRADOR	INDICADOR	CIEGO	ELEMENTO PRIMARIO	TERMOPOZO	
TEMPERATURA	T	TRC	TIC	TC	TCV	TSV	TR	TI		TRA	TIA	TA	TE	TW
FLUJO	F	FRC	FIC		FCV		FR	FI	FG	FRA	FIA		FE	
NIVEL	L	LRC	LIC	LC	LCV		LR	LI	LG	LRA	LIA	LA		
PRESION	P	PRC	PIC	PC	PCV	PSV	PR	PI		PRA	PIA	PA	PE	
DENSIDAD	D	DRC	DIC	DC			DR	DI		DRA	DIA			
MANUAL	H		HIC	HC	HCV									
VELOCIDAD	S	SRC	SIC	SC			SR	SI		SRA	SIA	SA		
PESO	W	WRC	WIC				WR	WI		WRA	WIA		WE	



GENERAL



TUBERIA DE PROCESO



CONEXION DE PROCESO PARA INSTRUMENTO



SEÑAL DE INSTRUMENTO



SEÑAL ELECTRICA



CAPILAR



SEÑAL HIDRAULICA

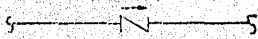


SEÑAL NEUMATICA



SUMINISTRO DE AIRE

## SIMBOLOGIA DE VALVULAS Y ACCESORIOS EN TUBERIAS



DE RETENCION (CHECK)



DE NO RETORNO



DE COMPUERTA



DE GLOBO



DE BOLA



DE MACHO



DE AGUJA



TIPO "Y"



RAPIDA ACCION



DE COMPUERTA CON CAMISA  
EN EL CUERPO Y BONETE



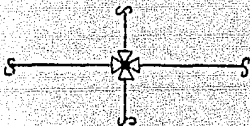
DE MARIPOSA



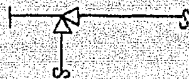
DE DIAFRAGMA



DE TRES VIAS



DE CUATRO VIAS



DE ANGULO

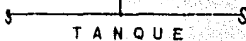
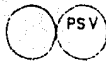


VALVULA DE INUNDACION

POSICION DE VALVULAS



- CS : CERRADA CON SELLO
- AS : ABIERTO CON SELLO
- CC : CERRADO CON CANDADO
- AC : ABIERTO CON CANDADO
- NO : NORMALMENTE ABIERTA
- NC : NORMALMENTE CERRADA



VALVULA DE PRESION - VACIO PARA RECIPIENTES



VALVULA OPERADA POR MOTOR



VALVULA OPERADA POR PISTON



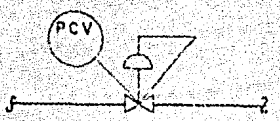
SOLENOIDE CON REPOSICION AUTOMATICA



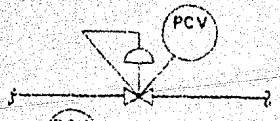
SOLENOIDE CON REPOSICION MANUAL



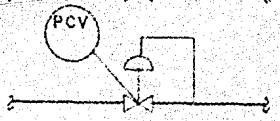
SELECTOR MANUAL (2 POSICIONES)



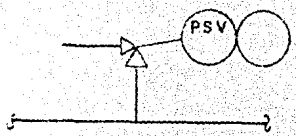
REDUCTORA DE PRESION CON TOMA DE PRESION INTEGRAL CORRIENTE ABAJO



REDUCTORA DE PRESION CON TOMA DE PRESION INTEGRAL CORRIENTE ARRIBA

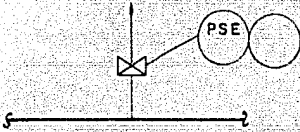


REDUCTORA DE PRESION CON TOMA DE PRESION EXTERNA

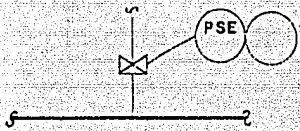


VALVULA DE RELEVO O SEGURIDAD





DISCO DE RUPTURA DE RELEVO



DISCO DE RUPTURA ROMPEDOR DE VACIO



VALVULA DE CONTROL MANUAL

MISCELANEOS

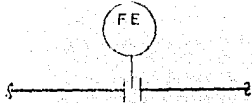


LUZ INDICADORA (PILOTO)

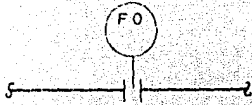
- G OPERACION NORMAL
- O PRENDIDA
- C APAGADA

## ELEMENTOS DE MEDICION

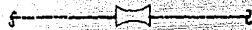
### FLUJO



PLACA DE ORIFICIO

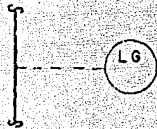


ORIFICIO DE RESTRICCIÓN



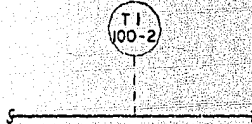
TUBO VENTURI O TUBO DALL

### NIVEL

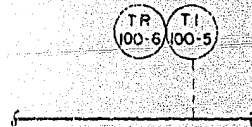


VIDRIO DE NIVEL

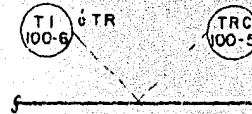
### TEMPERATURA



INDICADOR DE TEMPERATURA CON TERMOPOZO Y TERMOPAR SENCILLO (CONECTADO AL INDICADOR MULTIPLE)



TERMOPOZO Y TERMOPAR SENCILLO CONECTADO AL INDICADOR MULTIPLE CON CONEXION EN PARALELO A UN REGISTRADOR MULTIPLE



CONTROLADOR DE TEMPERATURA CON TERMOPOZO SENCILLO Y TERMOPAR DOBLE, UNO PARA EL CONTROL Y OTRO PARA EL INDICADOR O REGISTRADOR MULTIPLE

### SIMBOLO DE ACTUADORES



- 1.-CERRADA A FALLA DE AIRE
- 2.-ABIERTA A FALLA DE AIRE
- 3.-CON VOLANTE DE OPERACION MANUAL
- 4.-ASEGURADA EN SU POSICION A FALLA DE AIRE

## CAPITULO 3

### SISTEMAS DE CONTROL EN CALENTADORES A FUEGO DIRECTO

### 3.1. GENERALIDADES

Un calentador es un equipo utilizado para transferir cargas térmicas mayores de 25 MM Btu/hr o cuando en el proceso se requieren temperaturas elevadas. La forma común de un calentador es la de una caja de metal revestida de un material refractario para conservar el calor.

La carga puede entrar como un sólido, líquido ó un gas, y puede ó no ser transformada a un estado diferente por la energía suministrada.

La función de un calentador se puede generalizar como un equipo que sirve para calentar y/o vaporizar la carga.

Las funciones principales de los sistemas de control en los calentadores son:

1. Suministro de calor
2. Mantener en la combustión un buen control y una alta eficiencia
3. Evitar las condiciones anormales de operación que dañen los materiales del calentador.

El sistema de control debe asegurar que la carga reciba la energía calorífica total. Comúnmente la temperatura de la carga es un índice que se usa como medida del calor transferido, si el calor transferido es sensible o en función del fluido alimentado si el calor es latente.

La combustión adecuada del combustible incluye muchos factores: regulación del aire-combustible, combustión preferente de un combustible sobre otro, control del vapor de atomización cuando se quema combustóleo, etc.

La seguridad es una consideración importante en cualquier proceso, ya que siempre existe la posibilidad de que se --

forme una atmósfera explosiva, la cuál puede tener efectos desastrosos.

La mayoría de los calentadores usados en procesos de refinación y petroquímica, queman gas natural y/o combustóleo.

Es conveniente aclarar que para que se realice la combustión completa, es necesario suministrar una cantidad adecuada de oxígeno y por lo tanto una cantidad adecuada de aire. Para asegurar que la combustión se realice totalmente, es necesario suministrar un exceso de aire; ésto se logra manteniendo un tiro suficiente en el calentador (con una baja presión en la chimenea). Para una medición mas exacta del exceso de aire, comunmente se emplea un analizador de los gases de combustión.

### 3.1.1. Principales variables a controlar en un calentador.

La principal variable que se debe controlar en un calentador es la temperatura de la carga si el calor transferido es sensible.

El valor de la temperatura de salida, depende principalmente de:

- a) La cantidad de carga
- b) La cantidad de combustible quemado
- c) La relación aire-combustible

En la FIG. No. 3.1-1 se muestran los principales puntos a controlar en un calentador. Para garantizar el control de temperatura a la salida, debemos controlar el valor de los puntos 2, 3 y 4.

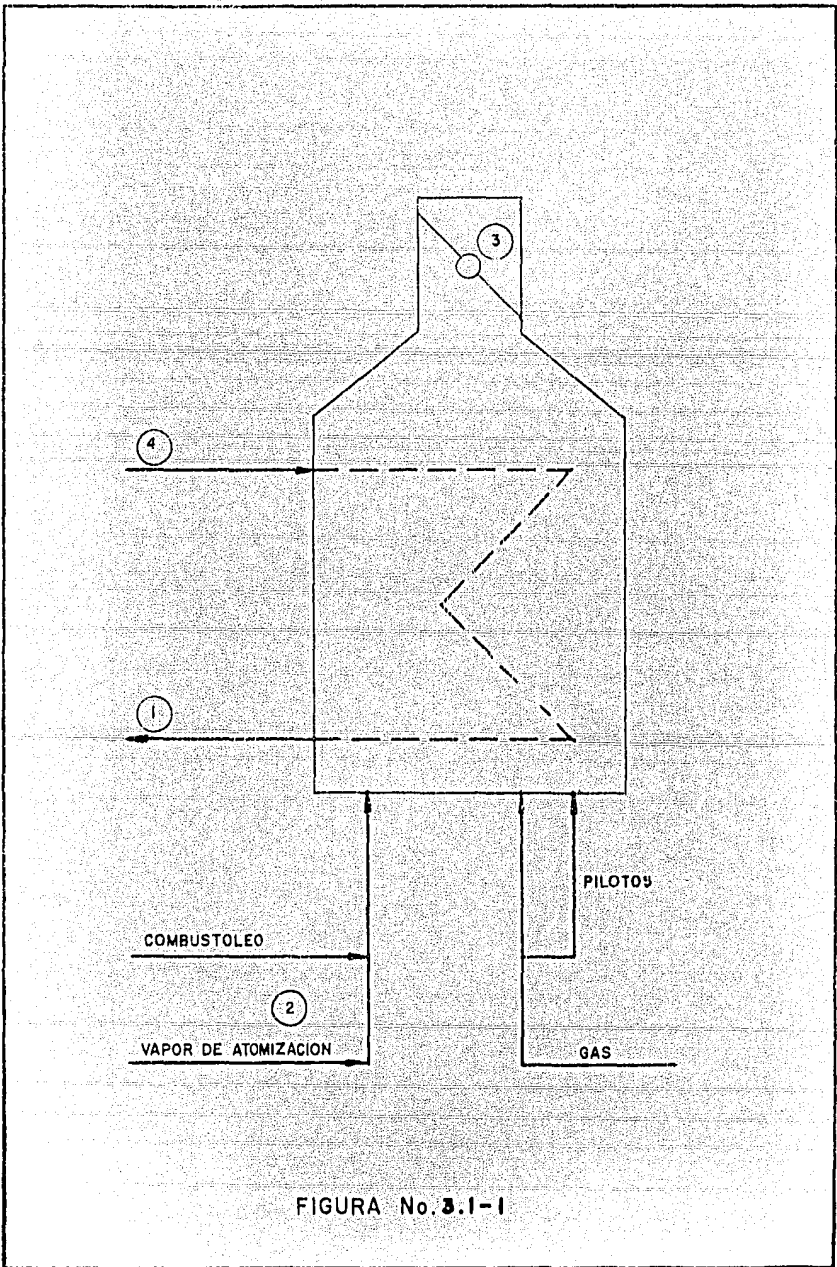


FIGURA No. 3.1-1

### 3.2. FILOSOFIA DE CONTROL

#### 3.2.1. Instrumentación básica en un calentador

La mínima instrumentación aconsejable para un calentador es la que se muestra en la FIG. No. 3.2-1. Esta consiste de cuatro tomas de temperatura (TI-1, TI-2, TI-3 y TI-4) - las cuales nos indican, cuál es la cantidad de calor transferido en cada una de las secciones del calentador.

El manómetro de tiro PI-1, sirve para indicar el tiro en el calentador.

La temperatura de salida, se detecta por medio del TC-1 -- que a su vez manda la señal al HS, éste selecciona la regulación del gas ó combustóleo para ejercer la acción de control.

La carga a la entrada del calentador puede variar, y al variar dicha carga hará cambiar la temperatura de salida, -- por lo que es necesario controlarla por medio de un controlador de flujo FC-1 para protección del calentador.

Cuando se está usando combustóleo como combustible, es necesario atomizarlo por medio de una corriente de vapor; y la relación combustible-vapor se controla por medio de un controlador PDC-1.

#### 3.2.2. Limitaciones del circuito de temperatura

Para controlar la temperatura de salida, el controlador -- manda corregir la abertura de la válvula de combustible y cuando por alguna condición externa cambia las condiciones del combustible, esto ocasiona que la temperatura varíe, y dicha variación se detectará hasta que cambie la temperatura de salida de la carga.

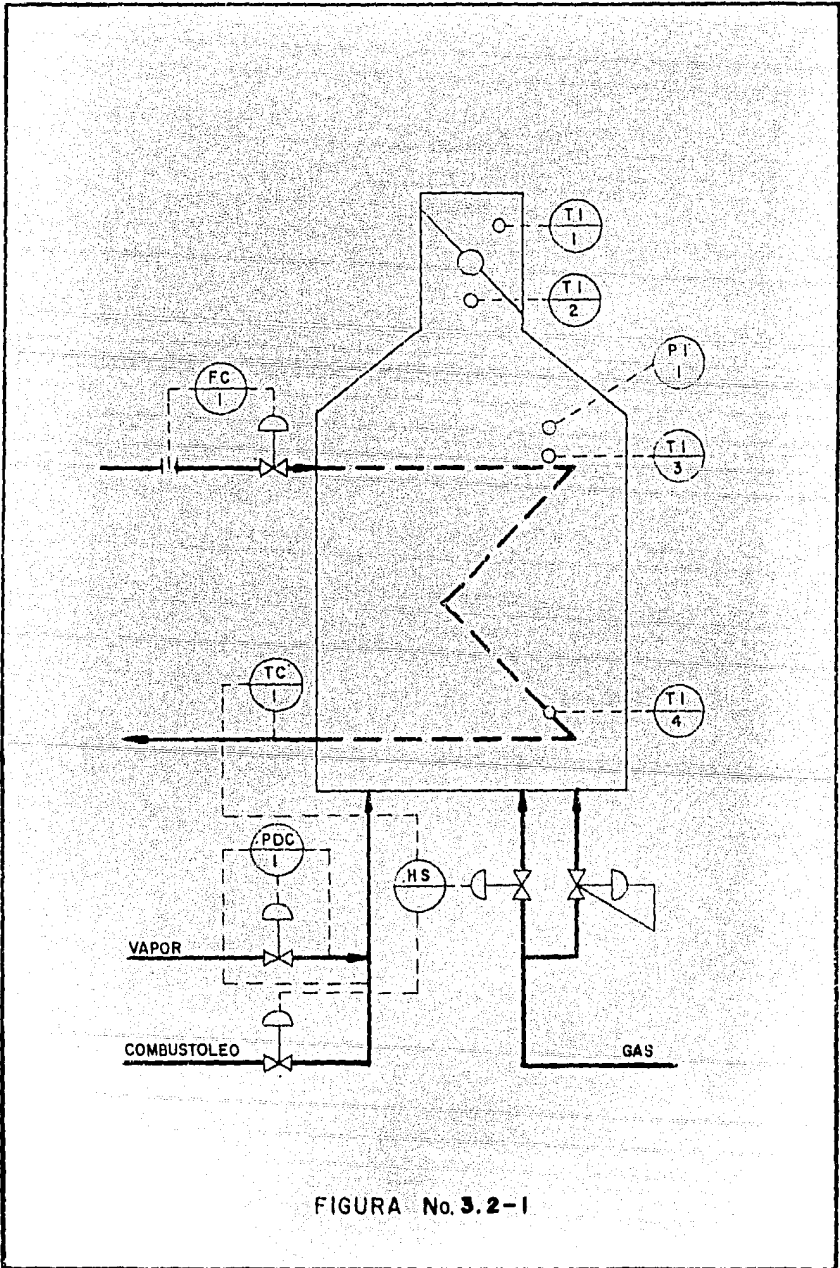


FIGURA No. 3.2-1



Para lograr controlar las condiciones del combustible, es conveniente instalar un sistema de control, que localmente controle las variaciones flujo de combustible, sin esperar a que dicha variación la realice el control de temperatura. Para lograr ésto, se pueden proponer básicamente 2 alternativas:

1. Instalar un sistema de control de cascada cerca de la temperatura de salida, como se puede ver en la Fig. No. 3.2-2, en donde se puede apreciar que cuando hay una variación en el gasto de combustible, dicha variación la corrige el controlador FC, sin necesidad de esperar a que actúe el controlador TC (con el inconveniente del tiempo muerto utilizado, por el sistema y el controlador de temperatura). Este sistema logra estabilizar en una forma más constante la temperatura de salida.

El inconveniente de este sistema, es que el controlador temperatura TC manda una señal lineal (4-20 mA) como "set-point" para reajustar el controlador FC.

Al controlador FC le llega una señal procedente de un transmisor de flujo FT, la cual es una señal que es una función cuadrática, esta señal en el controlador FC se compara con la señal lineal del "set point" que manda el controlador TC, dando por consiguiente inestabilidad, debido a la comparación de 2 funciones diferentes.

NOTA: Este sistema se usa en la práctica, aún con los inconvenientes mencionados.

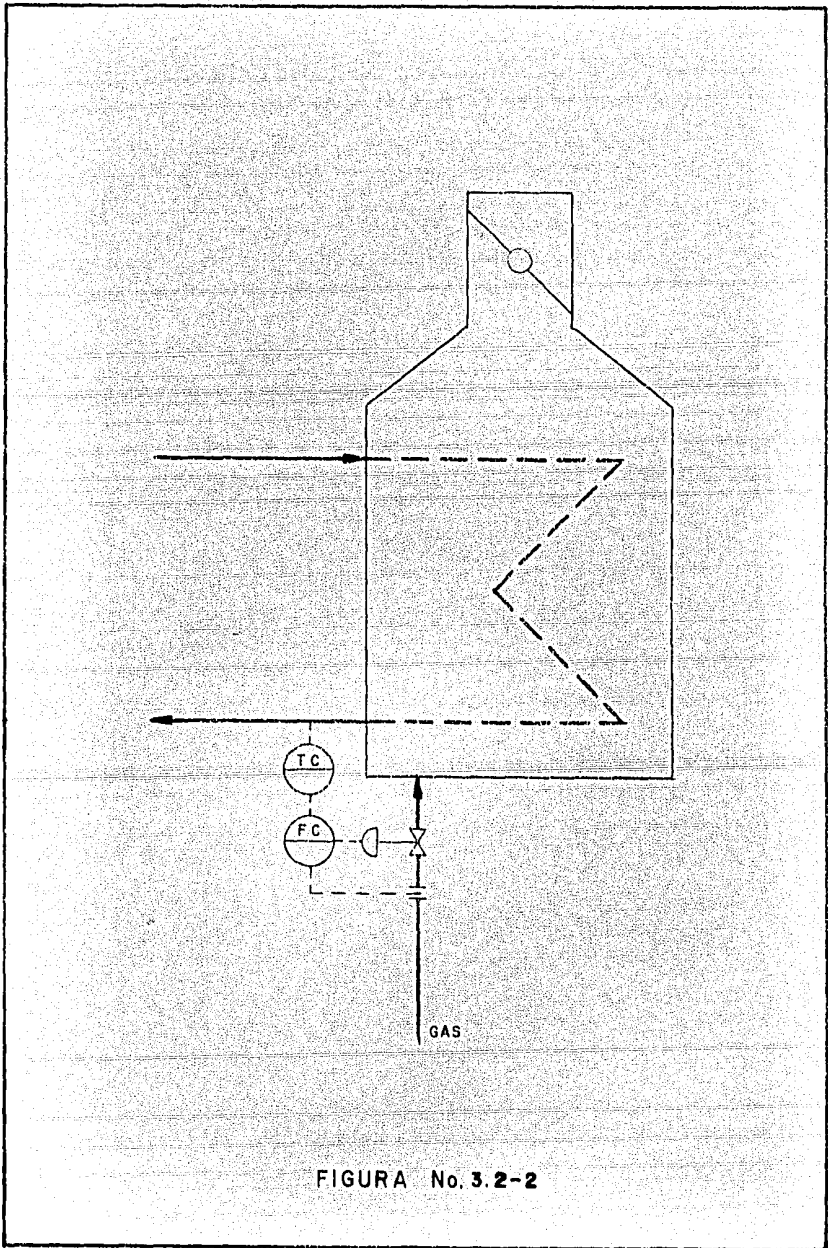


FIGURA No. 3.2-2

Es conveniente mencionar que la cascada entre TC y FC se puede usar y dar buenos resultados si la señal del transmisor FT se le extrae la raíz cuadrada, con la cual ya se pueden comparar señales lineales.

2. Instalar un sistema de control de cascada entre la temperatura de salida y la presión de los combustibles, como se muestra en la Fig. No. 3.2-3. Con este sistema se puede controlar localmente la presión de los combustibles y con esto se logra dar más estabilidad a la temperatura de salida, debido a que si hay una variación de la presión de los combustibles, el controlador de presión PC lo corrige, sin que actúe el controlador de temperatura. Este sistema presenta la ventaja de que la comparación entre la señal del transmisor de presión PT y la señal de "set-point" del controlador de temperatura son dos señales lineales. Este sistema ahorra el extractor de raíz cuadrada que se emplearía en el sistema de flujo.

En los dos sistemas anteriores, se ha visto que se pueden controlar las características de presión y flujo de los combustibles, pero otra característica importante, es el tipo de combustible, el cual puede variar (cambiar su poder calorífico o su temperatura de entrada) y una variación de este tipo en los combustibles no se puede corregir con los controladores de presión y flujo y estas variaciones se podrán corregir hasta que varíe la temperatura de salida y actúe el controlador de temperatura. Para corregir esta situación, es necesario contar con un circuito de control, que localmente corrija estas variaciones para lo

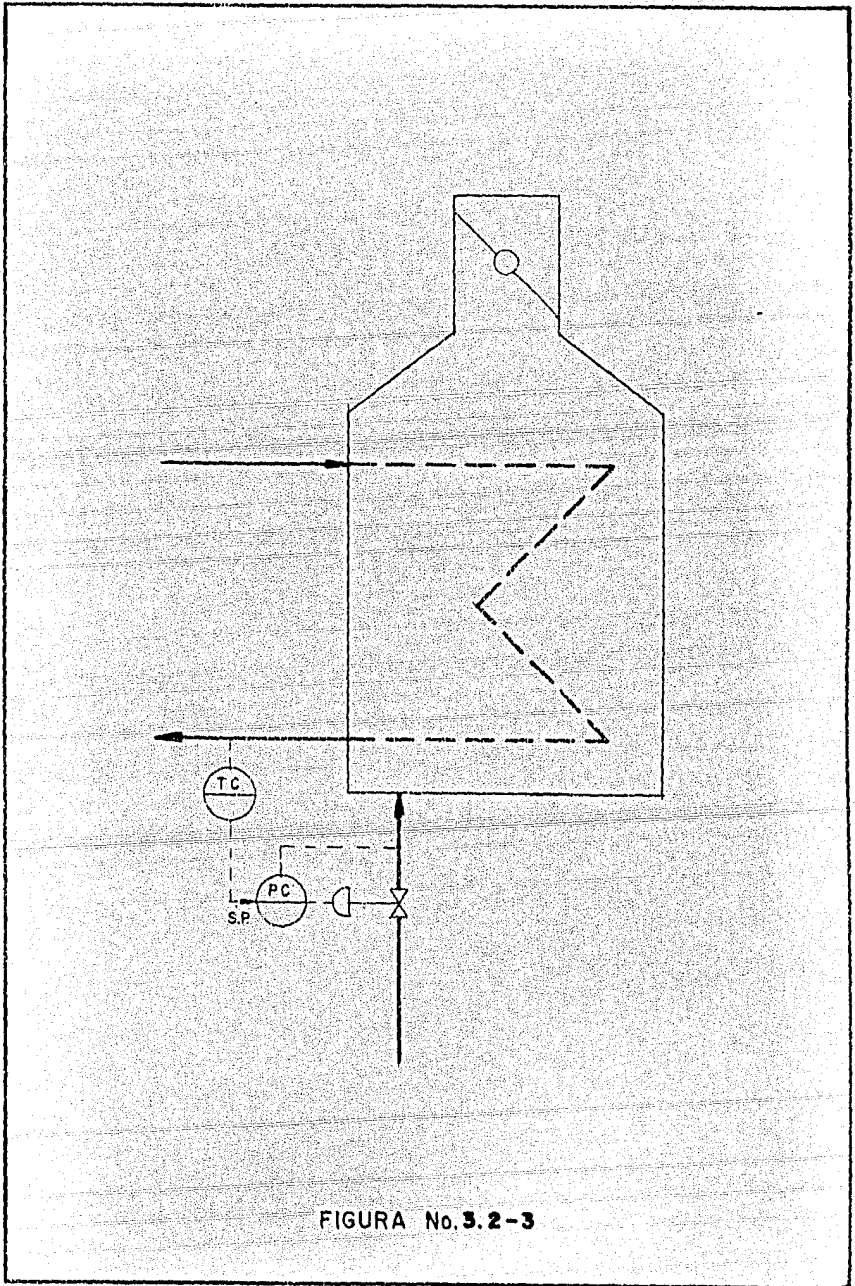


FIGURA No. 3.2-3

cual se usa el sistema de control de la Fig. No. 3.2-4. En este sistema el circuito de control TC-2, toma una medición de temperatura de la zona de convección del calentador.

Para la medición de temperatura, normalmente se usan 4 termopares conectados en paralelo. Estos se insertan en la pared entre los tubos que están 6 ft arriba a las flamas del quemador. Esta señal de la temperatura de los gases de combustión, puede tener variaciones debidas a la cantidad de combustible suministrado o a la variación de poder calorífico, dicha variación del poder calorífico puede detectarse y corregirse localmente con el controlador TC-2 sin necesidad de esperar a que lo haga el controlador TC-1.

Con el sistema en cascada temperatura-temperatura, se logra estabilizar más la temperatura de salida de la carga, que con las cascadas temperatura-presión y temperatura-flujo.

Es importante aclarar que la cascada TC-1 TC-2, puede reducir hasta en 200 veces los picos que se obtendrían con un circuito sencillo de control de temperatura, (Ver. Fig. No. 3.2-5).

### 3.2.3. Control de combustibles en el calentador.

El tipo de calentador mostrado en este trabajo, quema dos tipos de combustibles, gas natural y combustóleo. Los calentadores usados en procesos de refinación y petroquímica normalmente queman gas combustible.

Los circuitos de control para los combustibles, son como los que se muestran en la Fig. No. 3.2-6, en donde se pue-

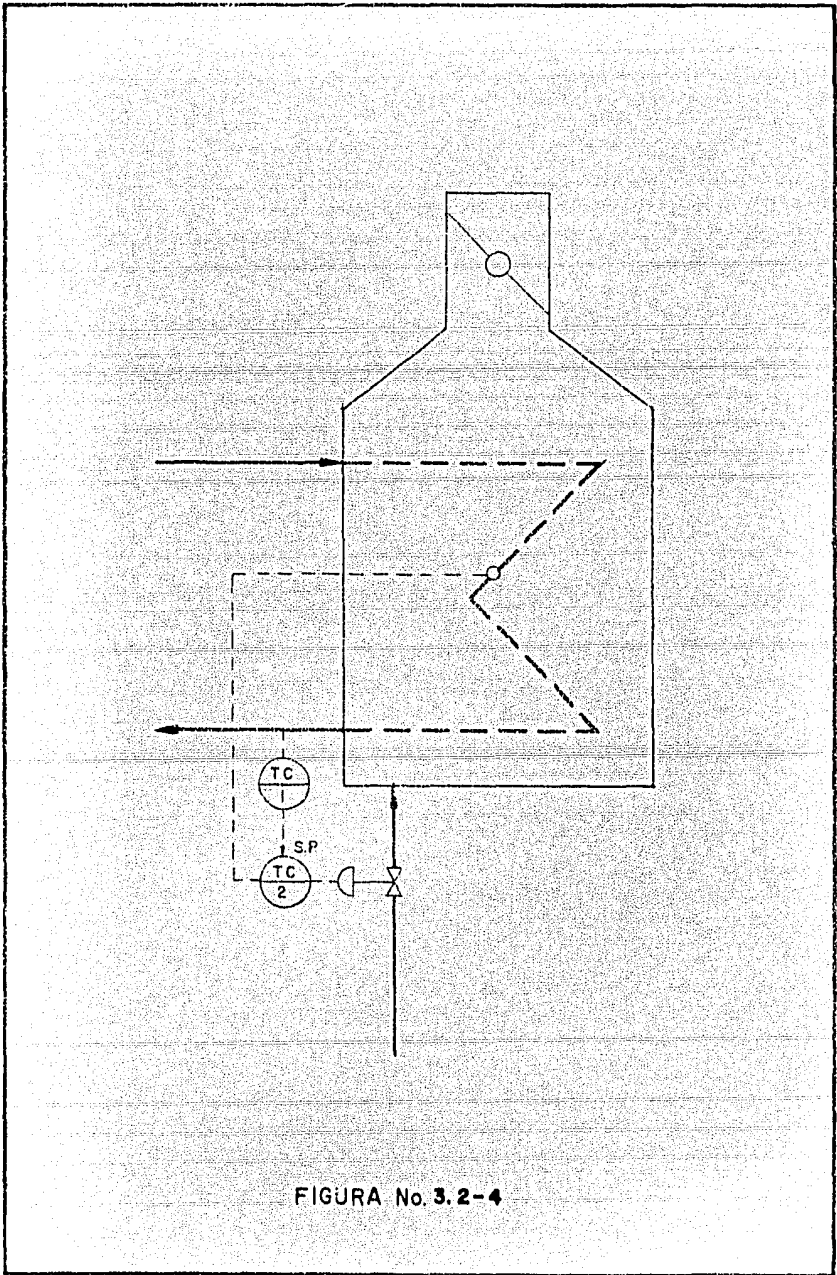


FIGURA No. 3.2-4

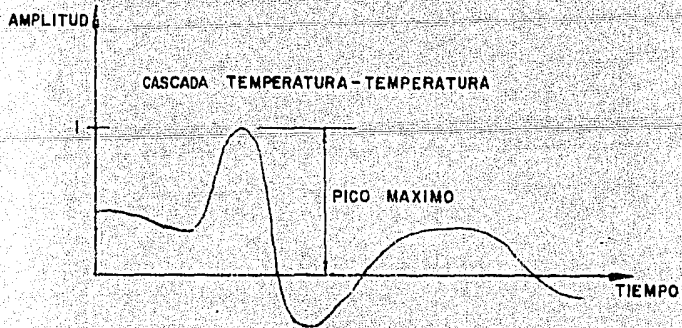
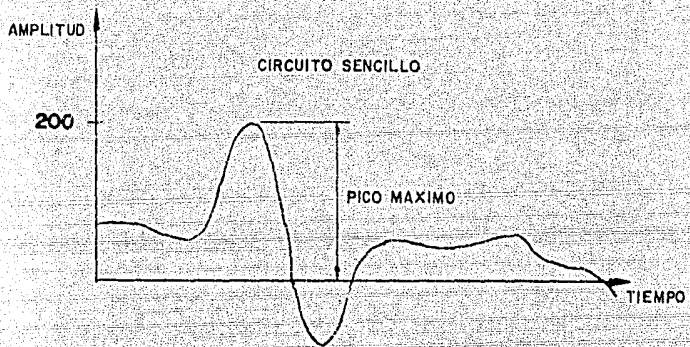


FIGURA No. 3. 2-5

de apreciar que se tiene opción de gas o de combustóleo por medio de HS.

Cuando se usa combustóleo es necesario atomizarlo para su fácil combustión y ésto, se logra por medio del circuito de control PDC.

Este tipo de calentadores necesita un piloto que normalmente se alimenta con gas natural, el cual, se regula por medio de un regulador de presión.

Es conveniente mencionar que los circuitos de control tratados hasta esta parte, son circuitos de control convencionales y que el control avanzado parte de las técnicas de aplicación de los circuitos prealimentados (Feedforward), el control por computadora analógica y el control por computadora digital. En este trabajo, solo se tratarán algunos circuitos de control prealimentados.

#### 3.2.4. Control prealimentado (Feedforward).

La diferencia básica entre el control retroalimentado (Feedback) y el control prealimentado (Feedforward) es la siguiente:

En el control prealimentado, se detectan las perturbaciones antes de que entren al proceso, corrigiéndose para evitar que afecten al proceso.

En el control retroalimentado, las perturbaciones se detectan en las salidas del proceso.

Como un ejemplo básico del control prealimentado (Ver Fig.



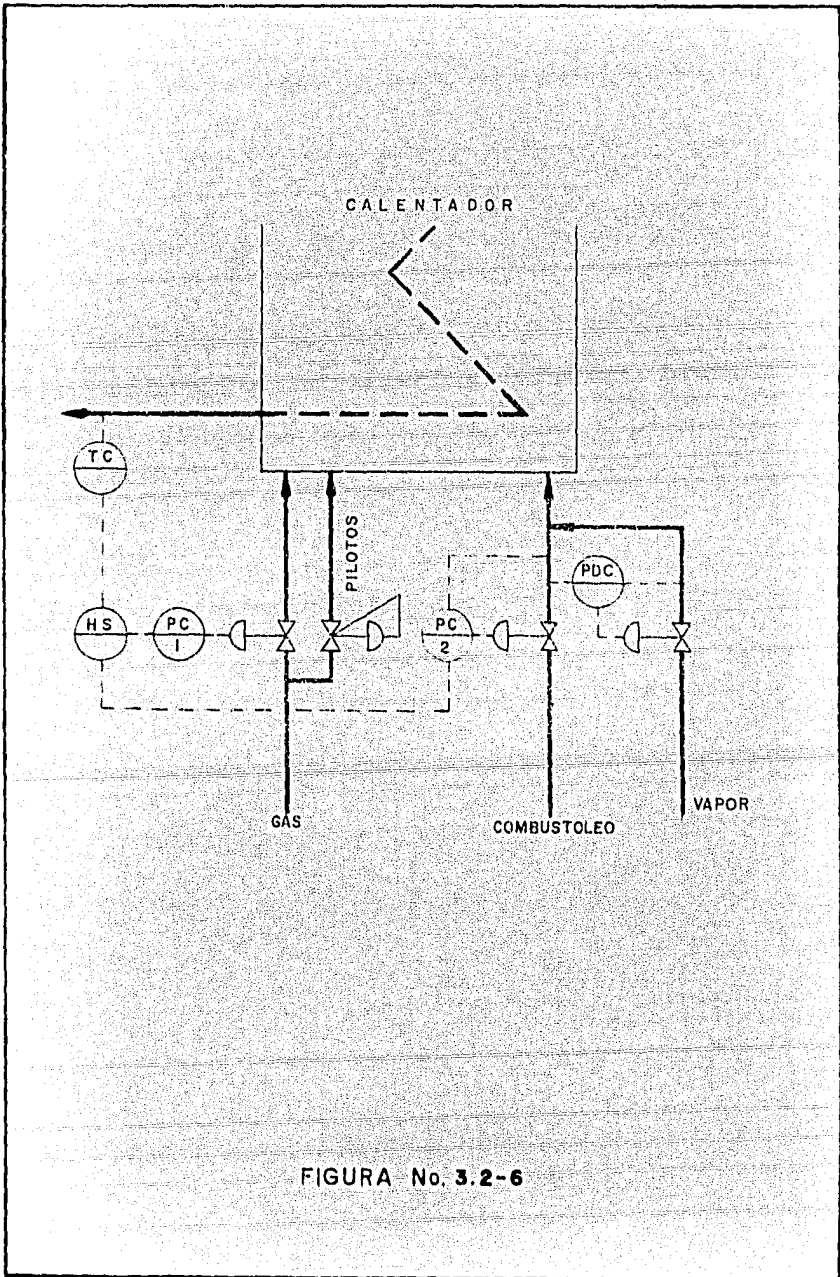


FIGURA No. 3.2-6

No. 3.2-7), se muestra un calentador, en el cual se pueden presentar perturbaciones en la carga de entrada, las cuales sin empleo del control prealimentado, se corregirían hasta que las detecte el controlador TC de salida. En algunos procesos, el esperar la corrección por el TC de la temperatura de salida de la carga, puede significar consecuencias muy lamentables. Con el circuito prealimentado, lo que se hace es detectar la variación del caudal de entrada al calentador y esa señal mandarla al relevador de impulso UY, el cual tiene dos entradas A y B, las cuales responden de la siguiente forma:

Para la entrada B da una salida que es directamente proporcional a la magnitud y fase de la señal de entrada.

La entrada A da una salida que es directamente proporcional a la magnitud y fase de la pendiente de la señal de entrada. Esta entrada funciona igual que el modo de control derivativo o anticipatorio ("rate").

Con este circuito de control, se logra hacer casi nulos los efectos del tiempo muerto.

La desventaja que presenta este circuito, es que la salida del relevador UY se satura cuando tenemos una pendiente cercana a  $90^\circ$  en la señal A, y por lo tanto este circuito es bastante inestable y muy sensible al ruido.

Otra desventaja, es que cuando se satura el relevador UY, puede mandar abrir o cerrar totalmente la válvula del combustible, lo que produce una carga a la salida o muy fría o muy caliente en el transitorio de la variación del flujo a la entrada del calentador.

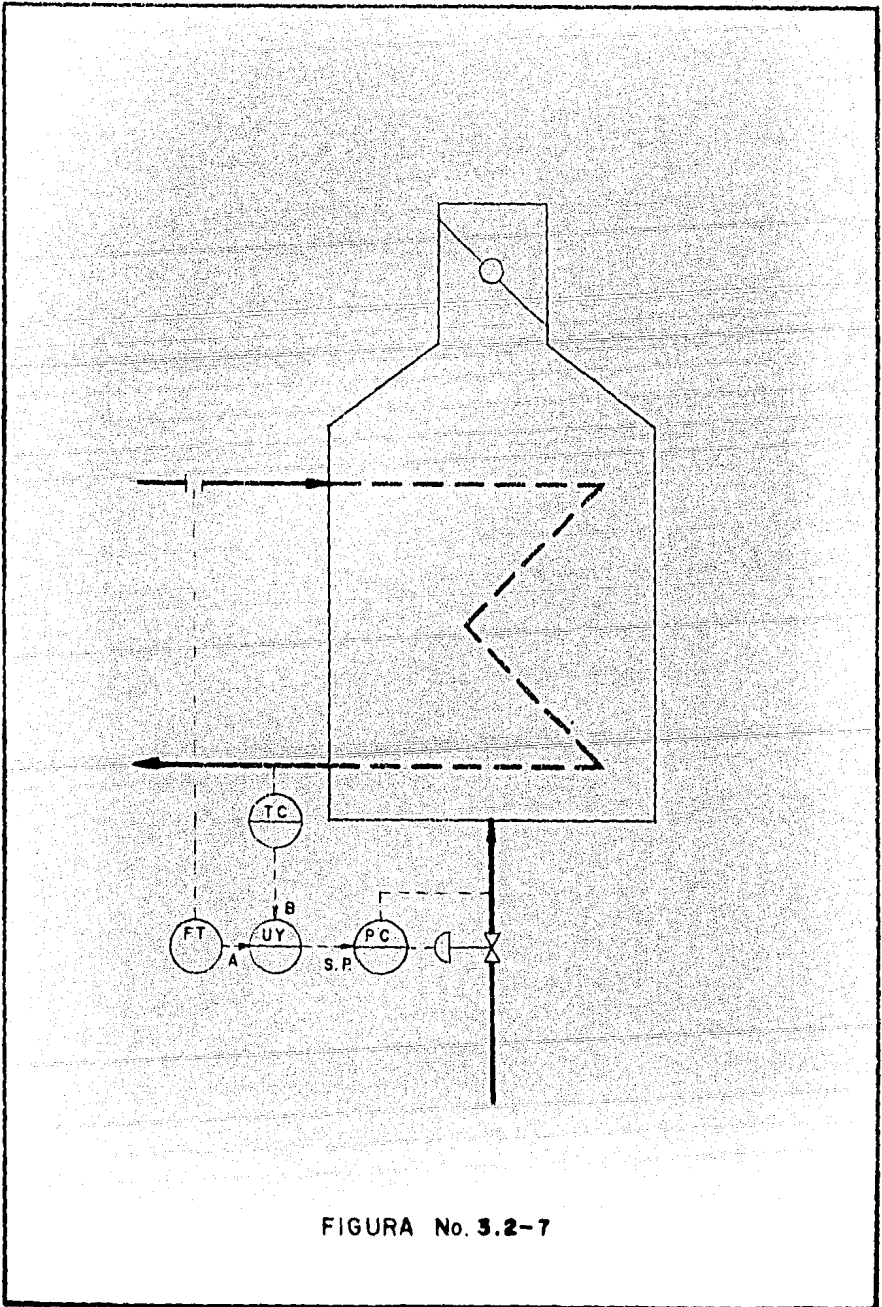


FIGURA No. 3.2-7

Para evitar este problema, se emplea el circuito de la Fig. No. 3.2-8, en donde se muestra un sistema de prealimentación estática ("Static Feedforward System"), el cual funciona de la siguiente manera:

Cuando hay una variación en el caudal de alimentación al calentador, se detecta por el transmisor FY-1, el cual sirve para linealizar la señal cuadrática, esta señal se pasa al relevador multiplicador FY-2 y posteriormente al relevador sumador UY-1, en el cual se suman tanto la señal del caudal como la de temperatura del TC-1.

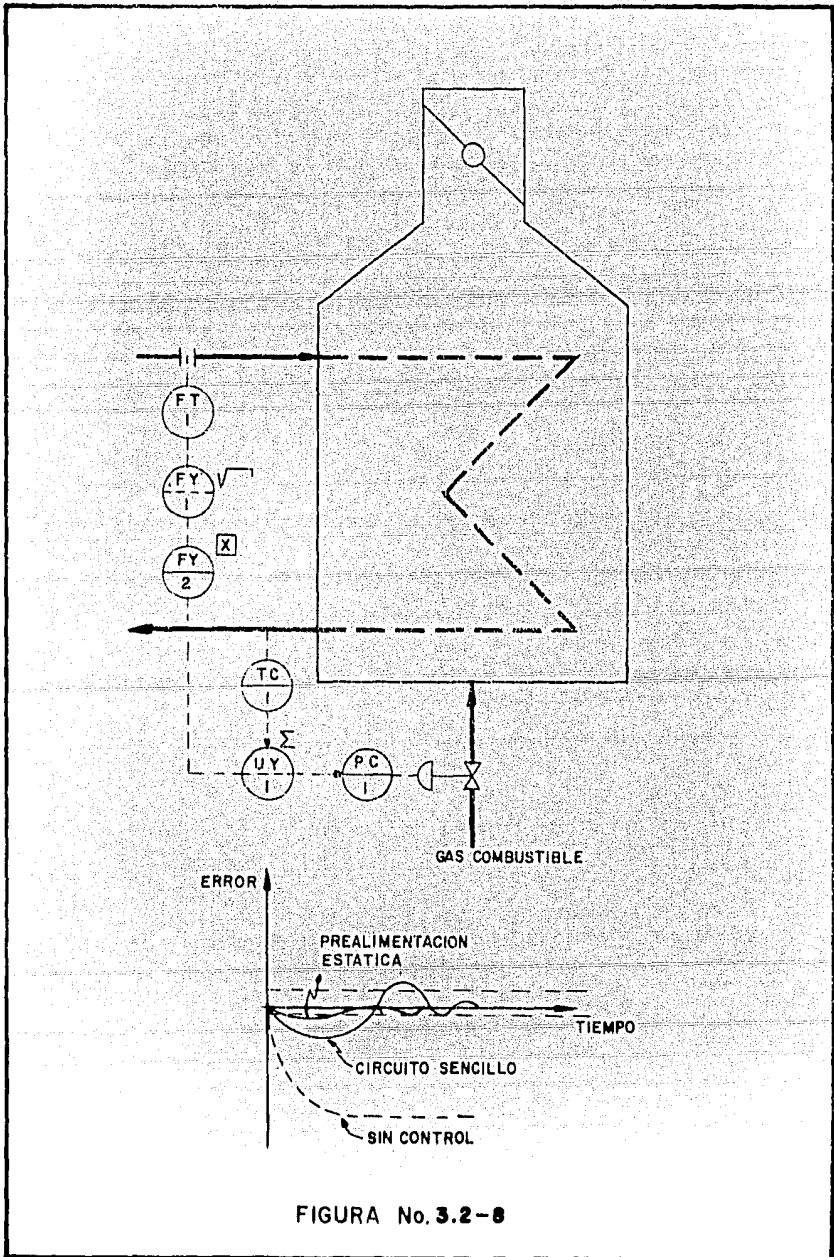
Los valores de ajuste de ganancia (factor de multiplicación) del relevador FY-1 varían en un rango -10 a +10. Este valor de ganancia se encuentra en forma empírica y se ajusta en campo.

Este circuito es mejor que el de la Fig. No. 3.2-7, pero la temperatura de salida puede aún salirse de los límites preestablecidos, debido a que la corrección del circuito prealimentado, puede ser muy fuerte, para corregir esta desviación se puede usar el controlador de temperatura.

En este tipo de procesos, puede darse el caso de que se presente momentáneamente una fuerte corrección y que después gradualmente desaparezca.

Esto se puede lograr por medio del uso del sistema de control prealimentado dinámico como el que se muestra en la Fig. No. 3.2-9.

Como se aprecia, el sistema de control solo difiere por el relevador FY-3 del sistema de la Fig. No. 3.2-8. El rele-



vador FY-3 se llama relevador de adelanto o atraso; con este relevador podemos adelantar o atrasar la señal que llega al relevador de suma UY-1. El relevador FY-3, tiene una función de transferencia con una forma:

$$F(s) = T_1s + 1 / T_2s + 1 \dots\dots 3.2-1$$

con esa función de transferencia, cuando la señal que le entra es una función escalón, la salida se modifica, dependiendo de los valores de  $T_1$  y  $T_2$  (Ver Fig. No. 3.2-10).

Como se observa en la Fig. No. 3.2-9 con el circuito prealimentado dinámico, se puede obtener un control bastante aceptable, cuando la temperatura de alimentación de carga varíe, esta variación se detectará hasta la salida del calentador, por el controlador de temperatura TC-1.

Para corregir este efecto es conveniente el uso de una computadora analógica y el conocimiento de la función de transferencia del calentador.

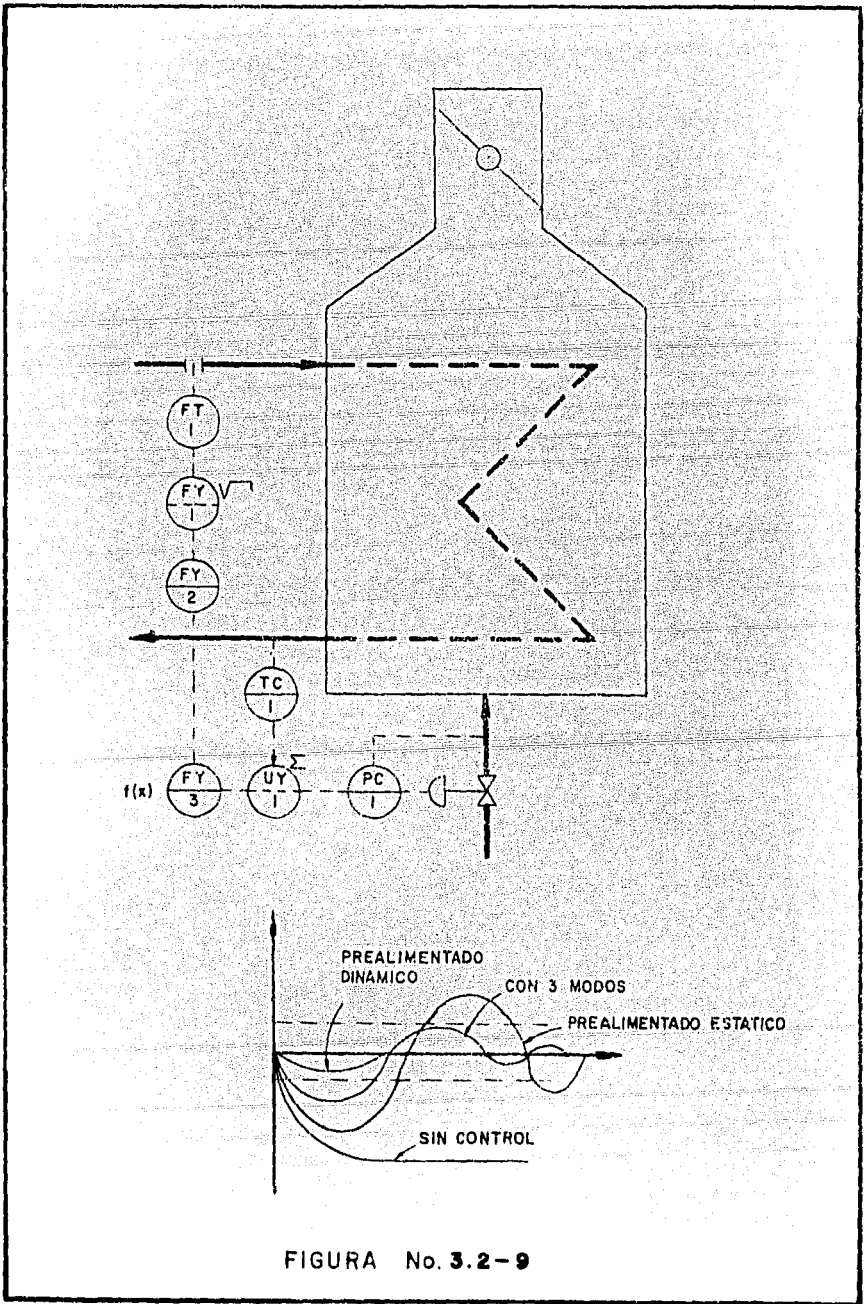


FIGURA No. 3.2-9

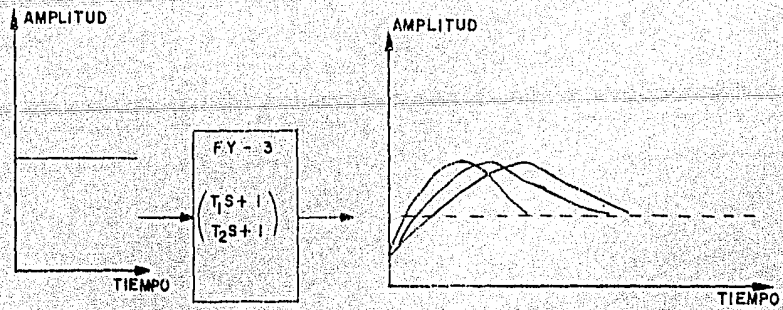


FIGURA No. 3.2-10



CAPITULO 4

SISTEMAS DE CONTROL EN TORRES DE DESTILACION

#### 4.1. BREVE DESCRIPCION DEL EQUIPO.

##### 4.1.1. Generalidades.

Destilación es la separación de una mezcla líquida en sus componentes individuales o grupos de éstos por vaporización parcial de la misma y la recuperación separada del vapor y el residuo.

Los constituyentes más volátiles de la mezcla inicial se obtienen en creciente concentración en el vapor; los menos volátiles en concentración mayor en el residuo líquido.

La separación es más o menos completa, según las propiedades de los componentes y el procedimiento seguido en la destilación.

En los procesos industriales la destilación es ampliamente usada para aislar y purificar materiales volátiles.

De acuerdo a lo anterior, una instrumentación apropiada a la operación de destilación es vital para lograr un máximo producto.

##### 4.1.2. Equipo de Destilación.

La torre o columna tiene dos propósitos:

1. Separar una alimentación en un vapor el cual asciende en la columna, y en un líquido, el cual desciende a través de la misma.
2. Lograr el mezclado íntimo entre las 2 fases fluyendo a contra corriente.

El vapor saliendo de la columna es enviado a un condensador y recuperado como un líquido en un acumulador. Una parte del líquido acumulado es retornado a la columna como reflujo.

El líquido sobrante es enviado fuera de la columna y es el producto destilado.

El líquido del fondo saliendo de la columna es calentado en un rehervidor. Parte de este líquido es vaporizado o inyectado nuevamente en la columna, y el líquido sobrante es el producto del fondo o residuo.

El equipo asociado con la columna de destilación es mostrado en la Fig. No. 4.1-1.

#### 4.1.3. Jerarquía de Control.<sup>3</sup>

Hay 2 niveles dentro de los cuales se debe trabajar<sup>3</sup>:

1. Control de Estabilización.
2. Control de Optimización.

No importa que tan buena sea la estrategia de optimización, si no se ha logrado el primer nivel de control, llamada precisamente estabilización; ya que no se obtendrá ningún beneficio.

La regla básica para diseñar no solamente sistemas de control para una columna de destilación, o para cualquier aplicación de control, es primero estabilizar y después optimizar.

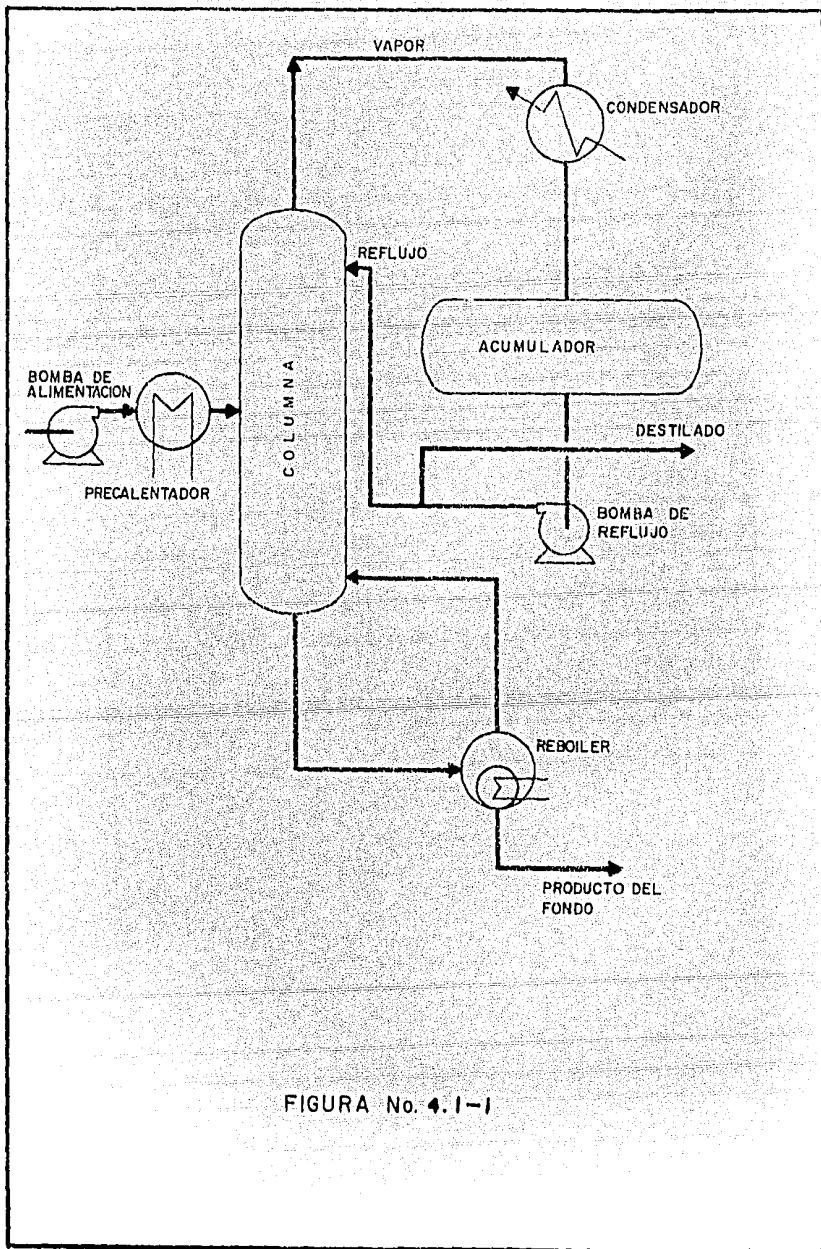


FIGURA No. 4.1-1

La estabilización consiste en proporcionar un sistema de control capaz de manejar los disturbios que normalmente ocurren en el sistema. Un ejemplo frecuente de un control pobre de estabilización es la llamada: "sobrefraccionación", la cual consiste en que la columna de destilación está haciendo el producto más puro que lo necesario. Este es el camino por el cual el operador mantiene la columna trabajando dentro de las especificaciones; por ejemplo:

Si 95% de pureza es la requerida, el operador hace trabajar la columna de tal manera, que al menos el 95% de pureza es obtenido, a menudo opera a 97 ó 98% de pureza para mayor seguridad.

La sobrefraccionación es obtenida incrementando la relación del flujo a la torre de destilación, ya que causa un aumento en la concentración del componente más volátil en el destilado. Sin embargo, la sobrefraccionación es indeseable debido a:

1. Pérdida de producto valioso, ya que al hacer el destilado ultrapuro incrementando el reflujo, mayor cantidad del componente ligero aparecerá en el fondo.
2. Pérdida de energía, ya que se requiere una mayor cantidad de vapor subiendo a través de la columna para evaporar el exceso de reflujo ajustado por el operador, así como también, mayor cantidad de líquido de enfriamiento es requerido en el condensador. Como resultado de la energía es desperdiciada dramáticamente.

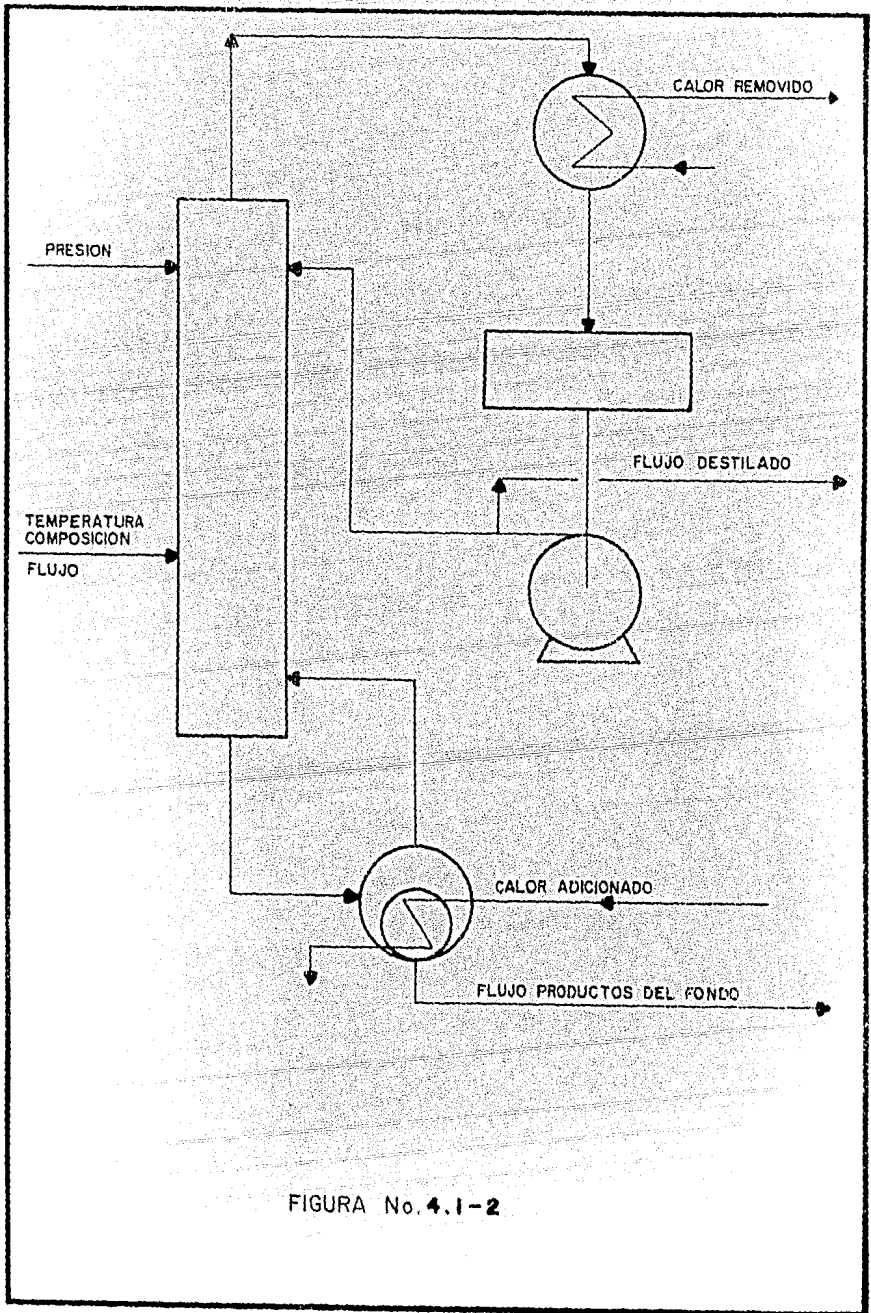


FIGURA No. 4.1-2

## 4.2. FILOSOFIA DE CONTROL<sup>3</sup>.

Dos grandes filosofías de control han sido ampliamente usadas para el control de las columnas de destilación:

1. Control del Balance de Energía o Control Indirecto del Balance de Material.

2. Control Directo del Balance de Material.

### 4.2.1. Control del Balance de Energía.

Este es un concepto de control, en el cual, una corriente de energía es ajustada para mantener controlada la calidad del producto. Este control del Balance de energía puede ser manipulado por:

- a) Flujo de vapor al rehedidor.

- b) Reflujo de la torre de destilación.

El control del Balance de energía ha sido el sistema de control adicional. A continuación se presentan 2 ejemplos en donde la temperatura es la variable a controlar para mantener la separación deseada. Si la temperatura es constante en el punto seleccionado de la torre de destilación, se mantiene la separación a pesar de las variaciones en el flujo y en la composición de la alimentación.

En la Fig. No. 4.2-1, el control se logra de la siguiente manera:

1. El controlador de temperatura ajusta el reflujo de la torre de destilación.

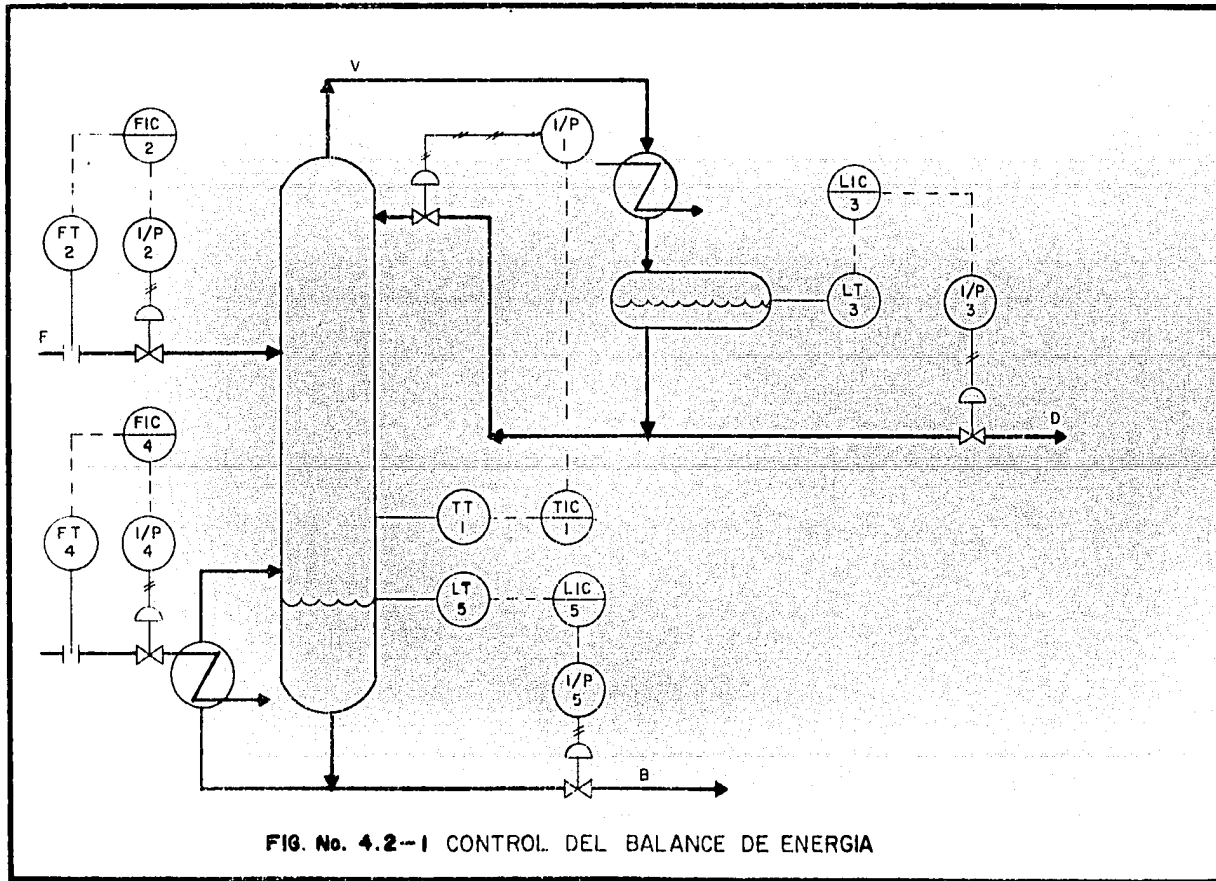


FIG. No. 4.2--1 CONTROL DEL BALANCE DE ENERGIA

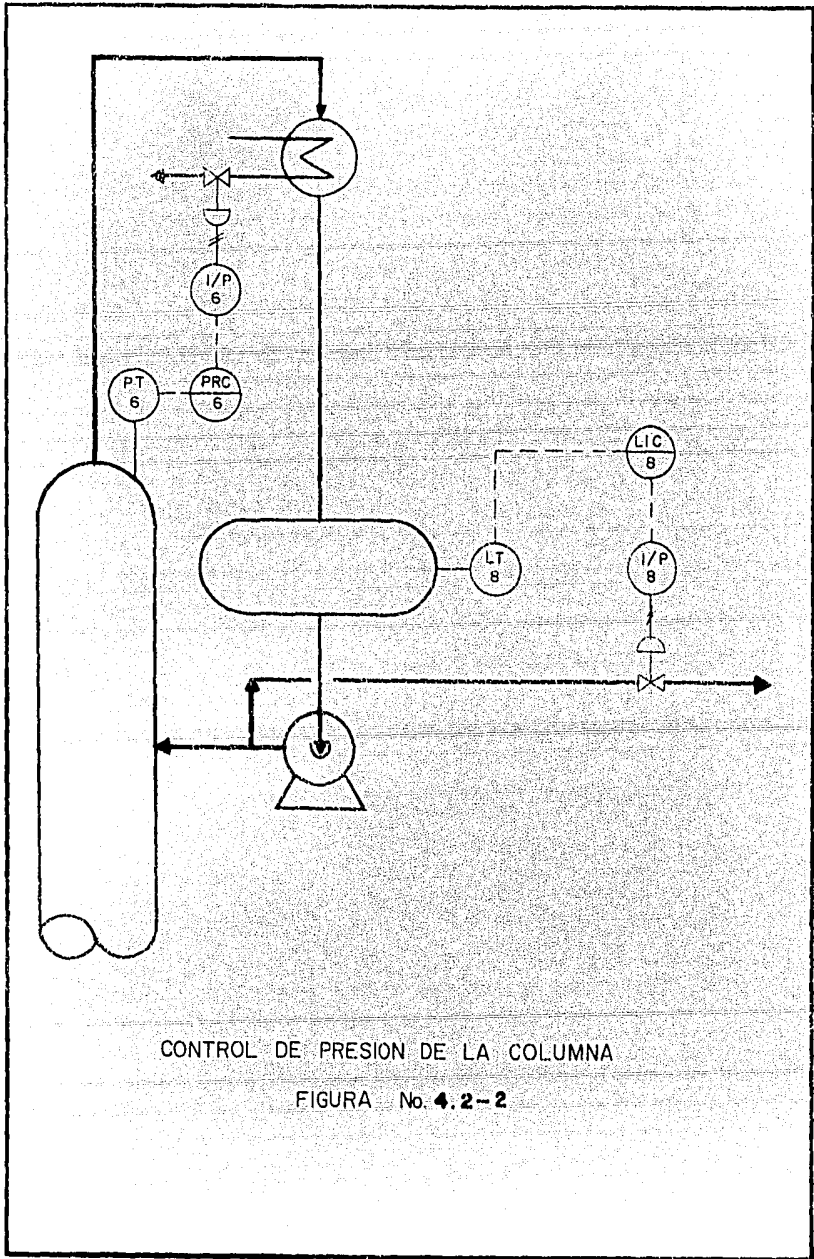


2. La válvula de control de destilado es manipulada por el controlador de nivel del condensador de la torre.
3. El flujo de vapor al rehervidor se mantiene constante por medio de un control de flujo.
4. La válvula de control de los productos del fondo es manipulada por el control de nivel de la columna.
5. El flujo de alimentación a la torre, se mantiene constante por medio de un controlador de flujo.
6. La presión de la columna se mantiene constante por cualquiera de los diferentes métodos existentes y cuya selección depende principalmente de:
  - a) La presencia o no presencia de incondensables en el destilado.
  - b) Tipo de condensador.
  - c) Localización del condensador.

Para no hacer más complicado el diagrama, no se muestra el sistema de control de presión, pero puede ser como el mostrado en la Fig. No. 4.2-2.

En el otro ejemplo (Fig. No. 4.2-3) el sistema de control es el siguiente:

1. El control de temperatura y el flujo de vapor al rehervidor, se encuentran en cascada. El punto de ajuste del controlador de flujo es fijado en forma remota por la salida del controlador de temperatura.



CONTROL DE PRESION DE LA COLUMNA

FIGURA No. 4.2-2

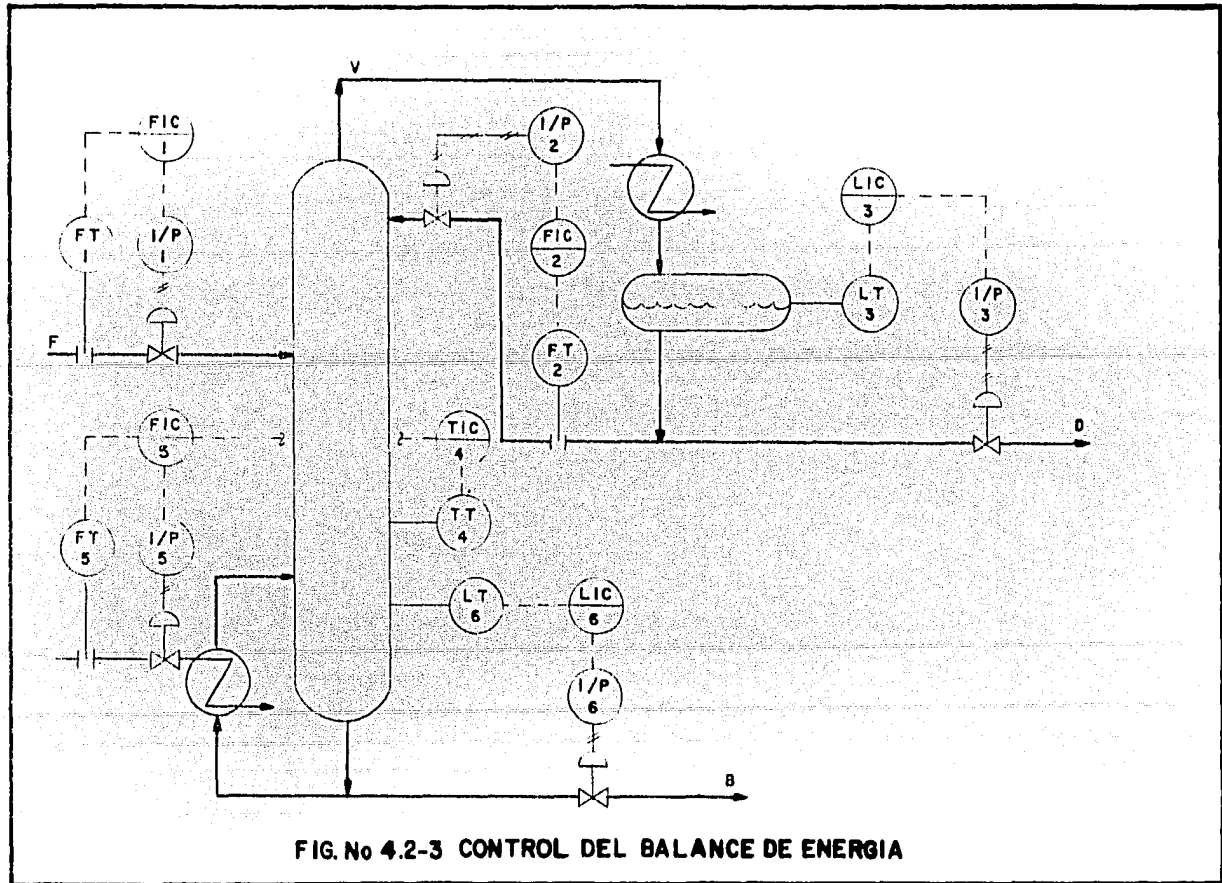


FIG. No 4.2-3 CONTROL DEL BALANCE DE ENERGIA

2. La válvula de control del destilado, es manipulada por el control de nivel del condensador de la torre.
3. El reflujo se mantiene por medio de un controlador de flujo.
4. La válvula de control de los productos del fondo, es manipulada por el control de nivel de la columna.
5. El flujo de alimentación a la torre, se mantiene constante por medio de un control de flujo.
6. La presión de la columna se mantiene constante.

#### 4.2.2. Control directo del balance de material<sup>3</sup>.

Es un concepto de control, en el cual un flujo de algún producto saliendo de la columna, es manipulado para mantener controlada la calidad del producto. Las corrientes cuyo flujo pueden ser manipuladas son:

- a) Destilado.
- b) Producto del fondo.
- c) Alguna salida lateral.

La Figura No. 4.2-4, es un ejemplo de la aplicación del -- concepto de Control Directo del Balance de Material, en el cual:

1. El controlador de temperatura en la torre, manipula el flujo de destilado para mantener la composición deseada.

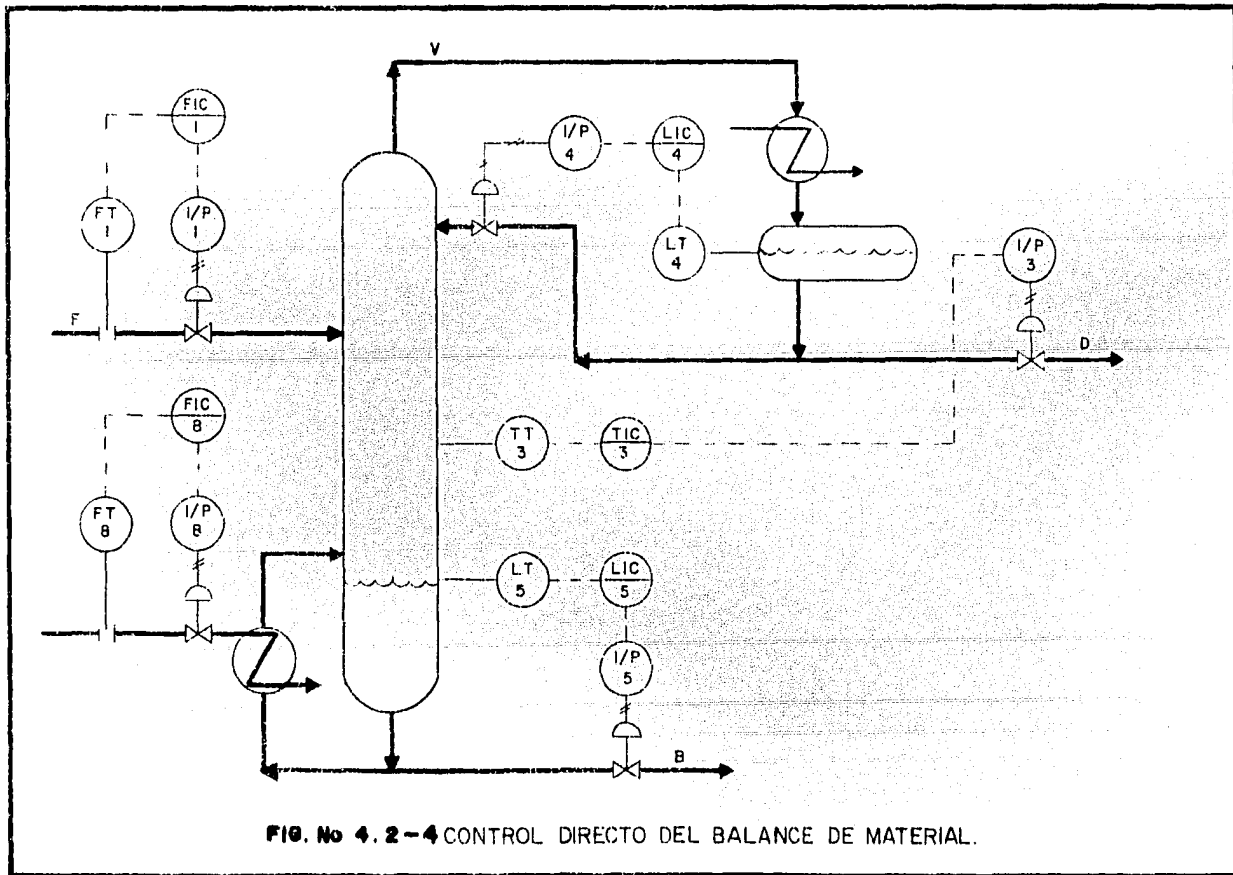


FIG. No 4. 2-4 CONTROL DIRECTO DEL BALANCE DE MATERIAL.

2. El flujo de vapor al rehervidor se mantiene constante por medio de un controlador de flujo.
3. La válvula de control de los productos del fondo, es manipulada por el control de nivel de la columna.
4. El flujo de alimentación de la torre, se mantiene constante por medio del controlador del flujo.
5. El reflujo se controla por medio del control de nivel del acumulador.
6. La presión se mantiene constante.

Otro ejemplo típico es el mostrado en la Fig. No. 4.2-5.

#### 4.2.3. Selección de la filosofía de control<sup>3</sup>.

La observación del comportamiento de las columnas de destilación han llevado a conclusiones muy importantes que han determinado el uso del Control Directo del Balance de Material, como la filosofía de control más apropiada para lograr una mejor estabilidad de operación, manteniendo además, la separación deseada.

Las conclusiones son las siguientes:

1. La composición de las corrientes de productos, es afectada por la relación de flujo destilado a alimentación (D/F).
2. Se puede ajustar por cambios en la composición de la alimentación, modificando la relación D/F.

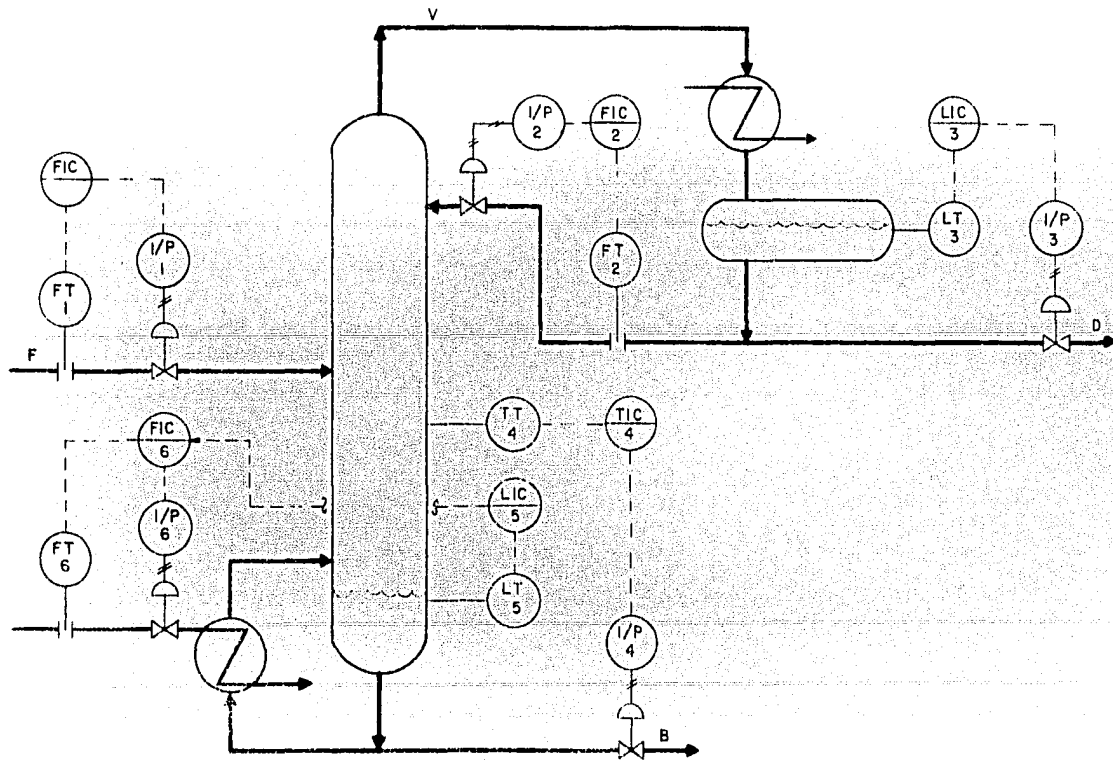


FIG. No. 4.2-5 CONTROL DIRECTO DEL BALANCE DE MATERIAL.

3. Con separación constante, el control de la composición de un producto, resultará en control del otro producto.
4. Las columnas de destilación son más sensitivas a los cambios en la relación D/F (Destilado/Alimentación), que en la relación V/F, (Flujo de vapor/alimentación).
5. Con el esquema de Control del Balance de Energía, ninguna de las corrientes de salida es ajustada directamente por una medición directa del disturbio que es la temperatura, y con tal esquema, las interacciones entre el balance de material y energía, causa más oscilaciones y tendrá un tiempo de ajuste más largo que el Control Directo del Balance de Material en donde, directamente una de las variables del Balance de Material es ajustada.

Como conclusión, actualmente la filosofía de control recomendada es el Control Directo del Balance de Material.

Las reglas básicas de la aplicación del Control Directo del Balance de Material en la destilación que han sido desarrolladas son las siguientes:

1. Se debe manipular la variable más sensitiva, esto significa que el más pequeño de los flujos debe ser manipulado, y no necesariamente la corriente de salida donde se desea controlar la composición.
2. Buscar la mejor respuesta dinámica.



3. Si desea controlar la cantidad de los dos productos, el producto más puro debe ser manipulado por el Balance de Energía y el menos puro por el Balance de Material.

Para lograr una efectiva estabilización, se hace necesario combinar la filosofía adecuada con técnicas avanzadas de control. Sólo de esta manera la columna estará en posibilidades de recibir estrategias de optimización que permitan obtener una mayor utilidad.

#### 4.2.4. Técnicas avanzadas de control aplicadas a la destilación.

##### 1. Control prealimentado (feedforward).

El control prealimentado es probablemente la más básica e importante forma de control avanzado y se puede definir como:

"El uso inteligente de la información del proceso para llevar acción correctiva antes que un disturbio lo desajuste".

En una operación de transferencia de masa como es la destilación, el Balance de Materiales es la base para este tipo de control.

La ecuación que relaciona el flujo de destilado con la alimentación, desarrollada por Fensky en la Universidad del Estado de Pennsylvania es:

$$D/F = \frac{Z - X}{Y - X} \dots\dots 4.2-1$$

donde:

D: Flujo de Destilado

F: Flujo de alimentación

Z: Composición del componente más ligero en la alimentación

Y: Composición del componente más ligero en el destilado

X: Composición del componente más ligero en el fondo

La ecuación también podemos escribirla como:

$$D = \frac{(Z - X^*)}{(Y^* - X^*)} F \dots\dots 4.2-2$$

En donde, los asteriscos arriba de las letras representan composición significan puntos de control.

La composición del componente ligero en el destilado, ( $Y^*$ ), y en fondo, ( $X^*$ ), son puntos de control de la composición deseada, y son usadas para calcular el flujo de destilado, el cual es también un punto de control. El flujo ( $F$ ), y la composición de alimentación ( $Z$ ), son variables independientes, ya que el objetivo de la destilación es obtener una alta concentración del componente ligero en el destilado y en el mínimo posible en el fondo; se puede asumir que la composición  $X$  es bastante baja, por lo que se simplifica la ecuación quedando:

$$D = \frac{Z}{Y^*} F \dots\dots 4.2-3$$

La forma usual de escribir esta ecuación es:

$$D = mFZ \dots\dots 4.2-4$$

Donde "m" que es una retroalimentación, es el factor de corrección por la imperfección del modelo prealimentado (feedforward).

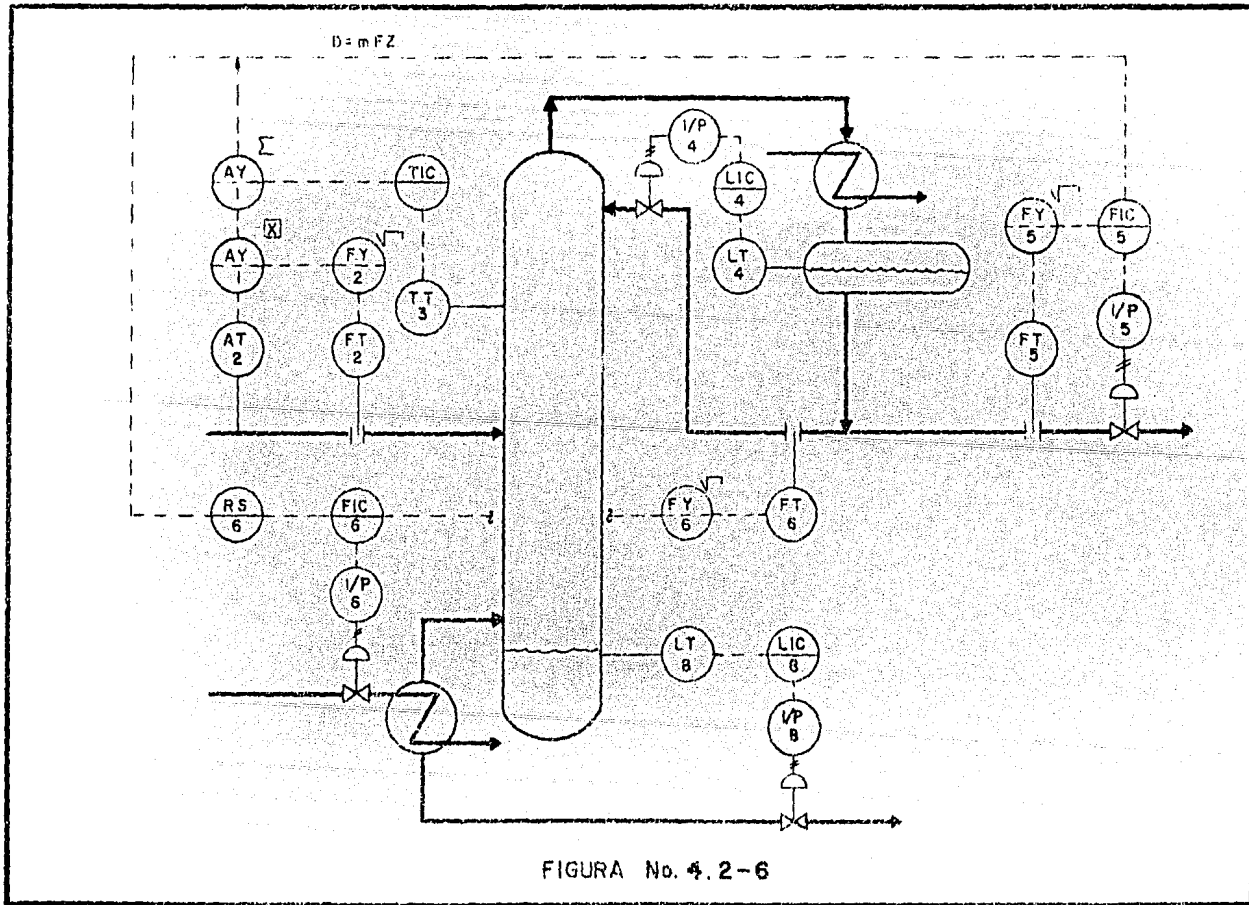
El uso de este factor de corrección se debe a que la separación nunca es completa, y por lo tanto es necesario introducir un factor que refleje la ineficiencia de la separación dentro de la columna de destilación.

La Fig. No. 4.2-6, muestra el uso del modelo prealimentado (feedforward), en donde:

1. La composición de la alimentación (Z), es medida por un analizador de línea y multiplicada por el flujo de alimentación a la columna (F), cuya señal ha sido linealizada por medio de un extractor de raíz cuadrada.
2. El factor de corrección, "m", es introducido empleando un controlador de temperatura, que recibe señal de su transmisor que tiene el elemento primario de medición en el plato que nos proporcione óptima medición del comportamiento de la separación de la columna. La señal de salida del controlador de temperatura TIC-3, se suma a la señal saliendo del multiplicador, para desarrollar la ecuación:

$$D = mFZ \dots\dots 4.2-4$$

y calcular el punto de ajuste del controlador del flujo de destilado, FIC-5. Hay que tomar en cuenta que todas las señales de flujo han sido linealizadas usando extractores de raíz cuadrada.



J. La válvula de control de los productos del fondo es manipulada por el control de nivel de la torre.

En muchas columnas la composición de alimentación es bastante constante, o bien cambia lentamente, de tal manera que el simple uso del factor de corrección "m", es adecuado para manejar los disturbios en la columna. En estos casos, el uso de un analizador para medir la composición Z puede ser suprimido. La ecuación queda de la siguiente manera:

$$D = mF \dots\dots 4.2-5$$

El factor de corrección "m", debe incluir otro error del modelo prealimentado, que es el hecho de que la composición de la alimentación pueda variar.

Sin embargo, la simplificación anotada es bastante válida para la mayoría de las columnas de destilación.

Si se emplean transmisores de presión diferencial para medir flujo, puede no ser necesario usar extractores de raíz cuadrada, para linealizar las señales, ya que se puede usar directamente la medición de presión diferencial en lugar del flujo correspondiente. La ecuación queda:

$$D^2 = m F^2 \dots\dots 4.2-6$$

El diagrama de la Fig. No. 4.2-7, muestra un ejemplo del uso de la medición directa en lugar de flujo aplicado al modelo  $D^2 = m F^2$ .

Es importante observar, como en esta aplicación, el factor

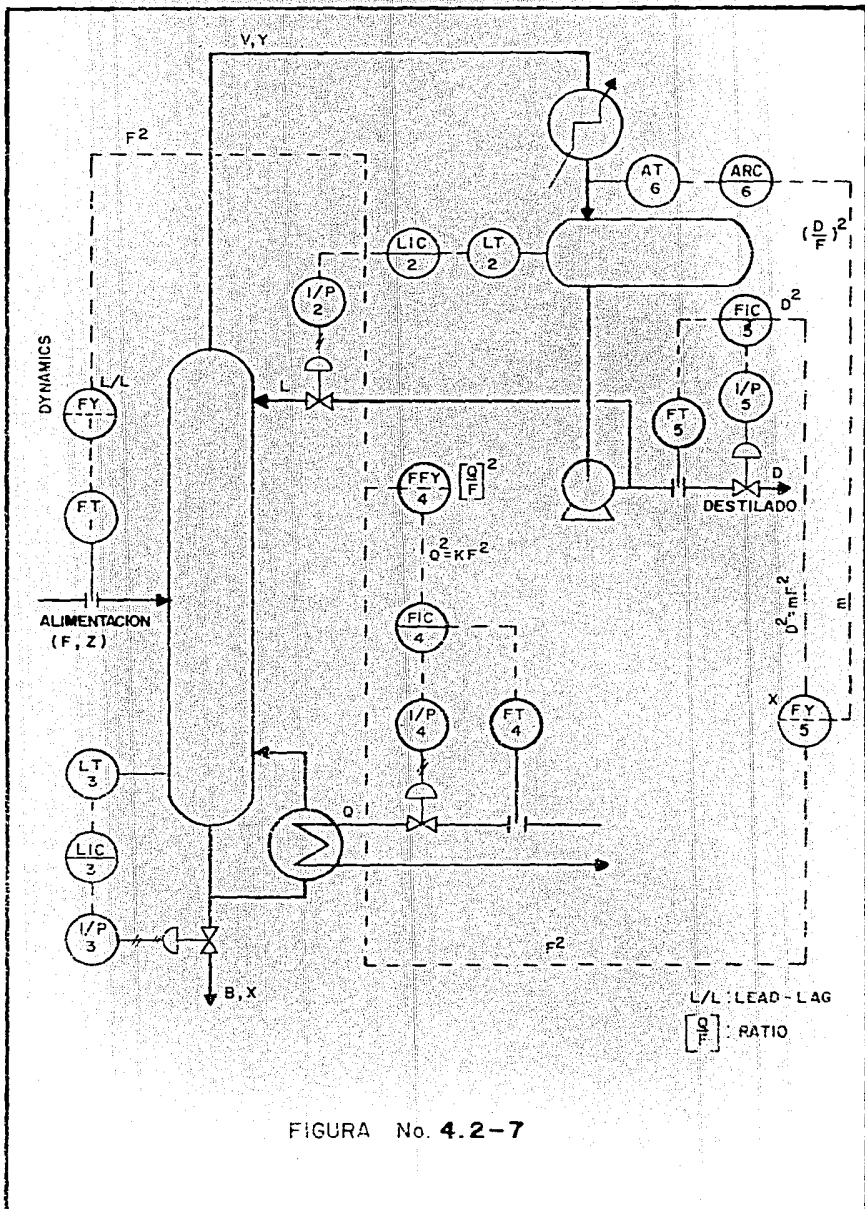


FIGURA No. 4.2-7

de corrección "m", llamado también retroalimentación del sistema prealimentado, es un controlador de composición que recibe señal de un analizador de composición del producto más ligero en el destilado (Y).

Sin embargo, no es deseable en muchos casos tratar de ahorrar dinero no usando extractores de raíz cuadrada, ya que si por alguna razón, hay que hacer algunas adiciones o modificaciones al modelo se tendrá que linealizar señales, debido a que  $a^2 + b^2$ , no es lo mismo que  $(a+b)^2$ .

La relación entre la alimentación y el calor de entrada a la columna, se ha encontrado igual a:

$$Q = K F \dots\dots 4.2-7$$

Si no se usan extractores de raíz cuadrada, la ecuación queda:

$$Q^2 = K F^2 \dots\dots 4.2-8$$

## 2. Máxima separación.

En muchas destilaciones, un producto es de mucho más valor que el otro, y los sistemas de control están diseñados para maximizar las corrientes más valiosas. La ecuación más común para este tipo de sistema es:

$$D = m (K F + K_2 F^2) \dots\dots 4.2-9$$

D = Destilado

F = Flujo de alimentación

K = Coeficiente ajustable

$$K_2 = 1 - K$$

m = Retroalimentación

El sistema de control para un sistema de máxima recuperación, se muestra en la Fig. No. 4.2-8.

Un reflujo constante es extremadamente importante para mantener un determinado comportamiento de la composición dentro de la columna. Variaciones bruscas en el reflujo causarán oscilaciones durante un largo período de tiempo. Esta es la principal razón por lo que la mayoría de las columnas son operadas actualmente con un constante reflujo.

El balance de material alrededor del acumulador, puede ser expresado como:

$$V = L + D \dots\dots 4.2-10$$

Donde:

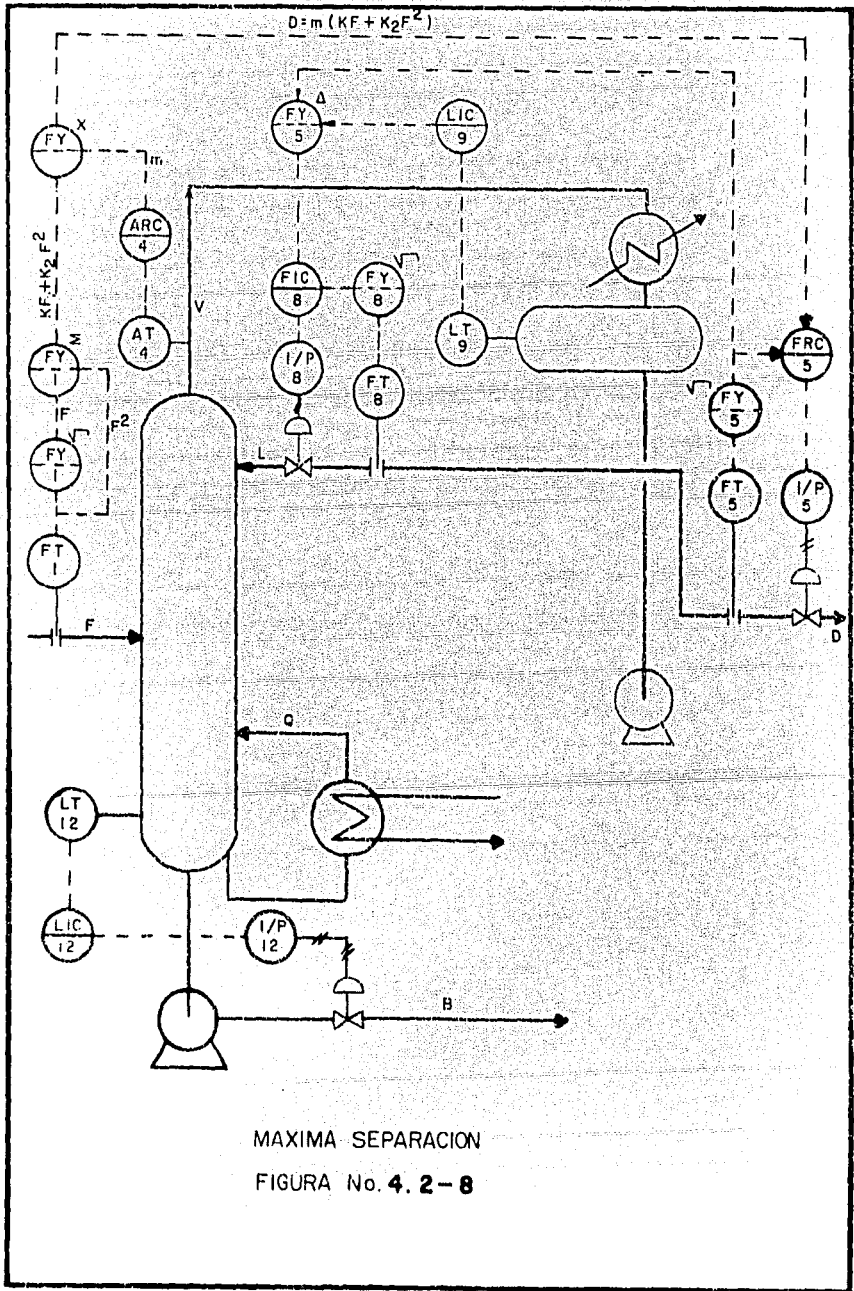
V = Vapor destilado saliendo de la columna

L = Reflujo

D = Destilado

Si el flujo es la variable manipulada para controlar la composición, el reflujo será una variable dependiente. Por eso frecuentemente en los Sistemas de Control Directo del Balance de Material, el reflujo es manipulado por el control de nivel del acumulador. Sin embargo, además del problema que significa el control de nivel de vapores que han sido condensados, debido a los problemas térmicos y de transporte, existe otro que es el atraso en el acumulador, ya que:





MAXIMA SEPARACION

FIGURA No. 4. 2-8

1. El Balance de Material en el plato de arriba es el que determina que perfil de composición se tendrá saliendo de la columna.
2. Cambiando el flujo de destilado D, no tiene ningún efecto en la composición si el reflujo L, o el vapor V, no son alterados de acuerdo a la variación en D.
3. El control de nivel manipulando directamente el reflujo, lo modificará hasta que exista un error en el nivel ajustado, lo que significa un gran tiempo de atraso, debido a que se suma el atraso del acumulador.

De esta manera, la capacidad del acumulador puede impedir de una manera significativa el control de composición.

Si el reflujo se ajustara para que respondiera a la misma señal de control que el destilado, el tiempo de atraso del acumulador puede ser eliminado. Con este arreglo, una disminución en reflujo ocurre simultáneamente con un incremento en flujo destilado, y el nivel del acumulador puede permanecer constante.

$$V = L + D \dots\dots 4.2-10$$

Si V es verdaderamente constante y las computaciones y manipulaciones de flujo son perfectamente exactas, no se requiere control de nivel del acumulador. Sin embargo, en la prácticas ésto no es posible y es necesario introducir una retroalimentación que efectúe correcciones por las imperfecciones existentes en el sistemas (Lc). La ecuación

queda:

$$L = L_c - K D \quad \dots \quad 4.2-11$$

L = Reflujo

$L_c$  = Es la retroalimentación y corresponde a la salida del controlador de nivel LIC - 9

K = Coeficiente ajustable 0 a 1

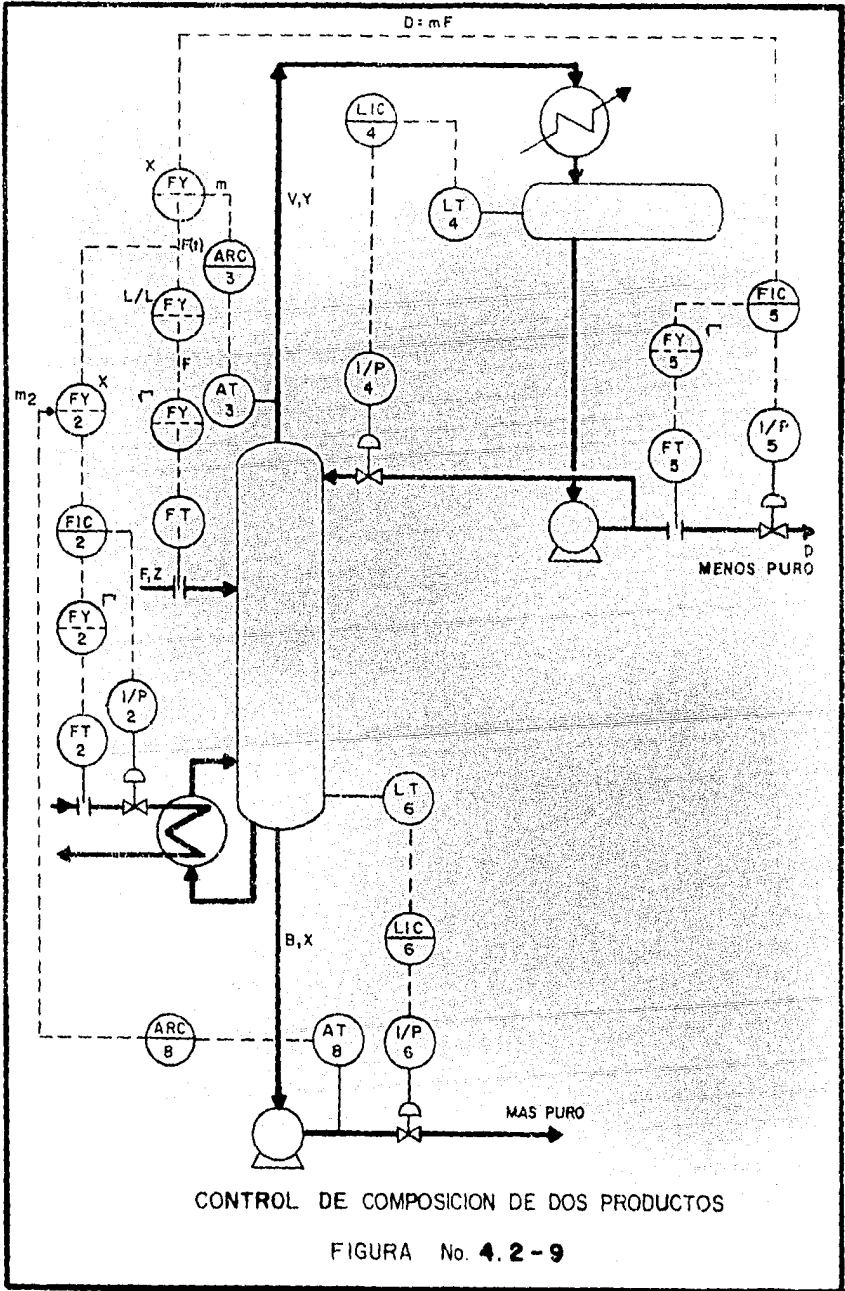
D = Destilado

Pero mucho más se puede lograr si hacemos que el reflujo disminuya más que un incremento en el flujo destilado. Lo anterior causaría que el nivel del acumulador subiera desviándose del punto de ajuste del controlador LIC-9, el cual, al detectar el error hará que el reflujo retorne a su correcto valor de operación. Pero la acción de adelanto ha sido introducida en el Balance de Material del plato superior aumentando la rapidez del circuito (loop) de composición de una manera significativa. De hecho el acumulador ha sido convertido de una desventaja en una ventaja, y de un atraso, en un adelanto.

El coeficiente K ajusta la relación de adelanto/atraso. Un elemento de adelanto/atraso se haría necesario usar en el sistema propuesto entre el extractor de raíz cuadrada FY-5 y el sumador FY-5.

### 3. Control de composición de dos productos.

Algunas columnas requieren un estrecho control de ambos productos que pueden existir de la separación descrita anteriormente. Estas columnas requieren de circuitos cerrados de control de composición tanto en el destilado como en el fondo (Fig. No. 4.2-9).



Aplicando las reglas generales del Control Directo del Balance de Material, una de ellas dice que si se desea controlar la calidad de los dos productos, el producto más puro debe ser controlado por manipulación del Balance de Energía, y el menos puro por el Balance de Material. Esta decisión es necesaria debido a que no se tiene el grado de libertad para manipular los productos del destilado y del fondo, con el Control Directo del Balance de Material, sin modificar la acumulación en la torre. El análisis del comportamiento de las columnas indican que su mejor sensibilidad y su mejor dinámica se obtienen ajustando el balance de energía para controlar el producto más puro. En otras palabras, se busca una situación en donde se pueda hacer el más pequeño cambio en el Balance de Energía, por lo tanto, éste controla el producto más puro, debido a que es muy importante para la operación estable de la columna que el Balance de Energía permanezca lo más constante posible.

#### 4. Control de dos productos con salida lateral.

Las técnicas de control analizadas para una destilación binaria pueden ser, también aplicadas a una torre de destilación con una o varias salidas laterales.

La presencia de una salida lateral, junto con un destilado en la parte superior, y a un producto en el fondo, adiciona un grado de libertad al sistema de control. Este grado extra de libertad puede ser visto del Balance Total de Material:

$$F = D + C + B \dots\dots 4.2-12$$

Donde C es la salida lateral.

Dos de las corrientes de salida de producto están disponibles para manipulación y el Balance de Material puede ser cerrado para la salida en el tercer punto.

Este grado de libertad adicionado, hace necesario un cuidadoso análisis del proceso para la selección de las variables manipuladas y controladas.

Existen varias combinaciones de variables, las cuales deben ser examinadas. Por ejemplo; si la composición del fondo y de la salida lateral, deben ser controladas; las posibles combinaciones de variables manipuladas para la columna son:

- Flujo de destilado y salida lateral
- Flujo de destilado y productos del fondo
- Flujo de destilado y calor de entrada adicionado
- Flujo lateral y del fondo
- Flujo lateral y de calor de entrada adicionado
- Flujo del fondo y calor de entrada adicionado

Nuevamente, se deben tomar en cuenta las reglas básicas de Control Directo del Balance de Material, aplicadas a la destilación.

1. Se debe manipular la variable más sensitiva. Esto significa que los flujos más pequeños deben ser manipulados, y no necesariamente las corrientes de salida donde se desea controlar la composición.
2. Buscar la mejor respuesta dinámica.

Si los flujos de salida son:

$$D < C < B \quad \dots\dots 4.2-13$$

D y C son los flujos seleccionados a manipular, ya que darán la mejor respuesta sensitiva.

El sistema de control queda como en la Fig. No. 4.2-10, en donde, para controlar la composición de la salida lateral se manipula el flujo de destilado y para controlar la composición de los fondos, se manipula la salida lateral. En una columna de gran tamaño con muchos platos, no sería recomendable controlar la composición de los fondos, manipulando el destilado, ya que podría existir problema con la dinámica de la respuesta, a pesar de que se usará algún elemento de computación de adelanto/atraso, a menos que el flujo de destilado fuera mucho más pequeño que el de la salida lateral y la del fondo, de tal manera, que la manipulación del destilado fuera altamente sensitiva.

Las ecuaciones para el ejemplo mostrado son:

$$D = F \frac{(Z_1 - C_1)}{(Y_1 - Y_1)} \quad \dots\dots 4.2-14$$

$$C = F \frac{(Z_2 - X_2)}{(C_2 - X_2)} \quad \dots\dots 4.2-15$$

Donde Z, Y, C, son respectivamente las concentraciones de la alimentación, en el destilado y salida lateral del componente bajo control en la salida lateral.

CONTROL DE  
DOS PRODUCTOS  
CON SALIDA  
LATERAL

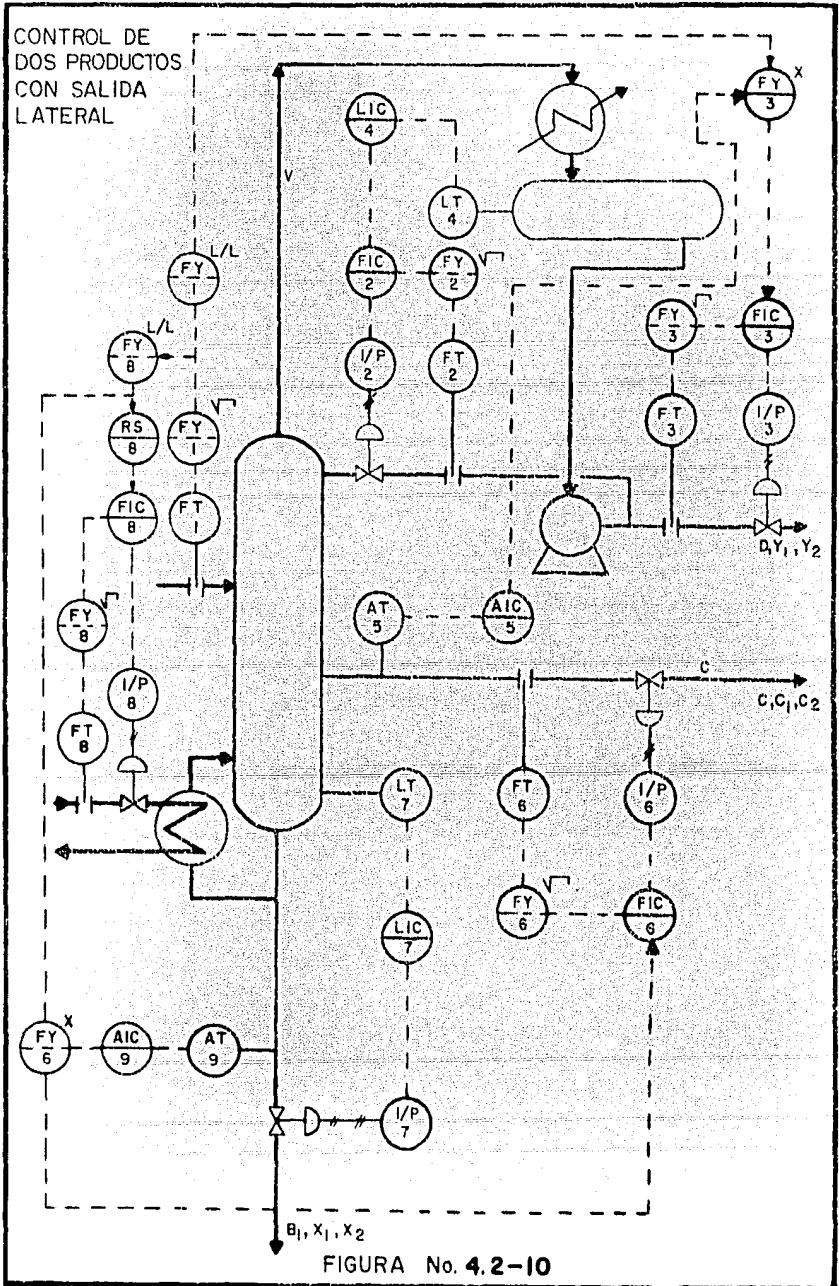


FIGURA No. 4.2-10



La concentración del componente importante del fondo, son expresadas por:

$Z_2$  = Concentración en la alimentación

$X_2$  = Concentración en el fondo

$C_2$  = Concentración en la salida lateral

## 5. Conclusiones.

Actualmente la filosofía de control que mayor estabilidad proporciona a las columnas de destilación es el "Control - Directo del Balance de Material", el cual combinado con técnicas avanzadas de control, logran un nivel de estabilidad tal, que es posible aplicar estrategias de optimización con buenos resultados. El calor de entrada a la columna se mantiene constante por medio de la ecuación:

$Q = KF$ , y solamente en el caso particular de que se desee el control estrecho de los dos productos que pueden existir en la separación constante, el balance de energía manipula el producto más puro de tal manera que sufra el mínimo de modificaciones.

## CAPITULO 5

### SISTEMAS DE CONTROL EN GENERADORES DE VAPOR

## 5.1. BREVE DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO.

### 5.1.1. Generalidades.

1. Un generador de vapor, está diseñado para producir vapor de agua a una determinada presión y temperatura. El propósito primordial de la instrumentación es el mantener constante la presión de vapor en el cabezal a pesar de las variaciones de carga.

2. Es común que el vapor generado se use para operar dispositivos tales como calentadores, turbinas de vapor, etc., los cuales se ven afectados por las variaciones en la presión de vapor.

3. El cambio de presión resultante de las variaciones en la demanda (carga), es función de:

La magnitud del cambio en la demanda

La respuesta de la caldera

El grado de complejidad del sistema de control usado

4. La combustión debe llevarse a cabo bajo condiciones -- controladas. La intensidad de la combustión, y por lo tanto, la admisión de combustible estará de acuerdo con la demanda de vapor, cuyos cambios se reflejan en la presión del vapor en el cabezal.

5. Considerando los recientes problemas de escasez de energéticos y contaminación de aire, es de vital importancia el que, a toda carga, se tenga una óptima relación de aire/combustible, es decir el sistema de com-

combustión deberá tener el aire adecuado para asegurar una combustión completa.

Poco aire resultará en una combustión incompleta con combustible sin quemar saliendo por la chimenea y produciendo humo, especialmente si se quema combustible pesado.

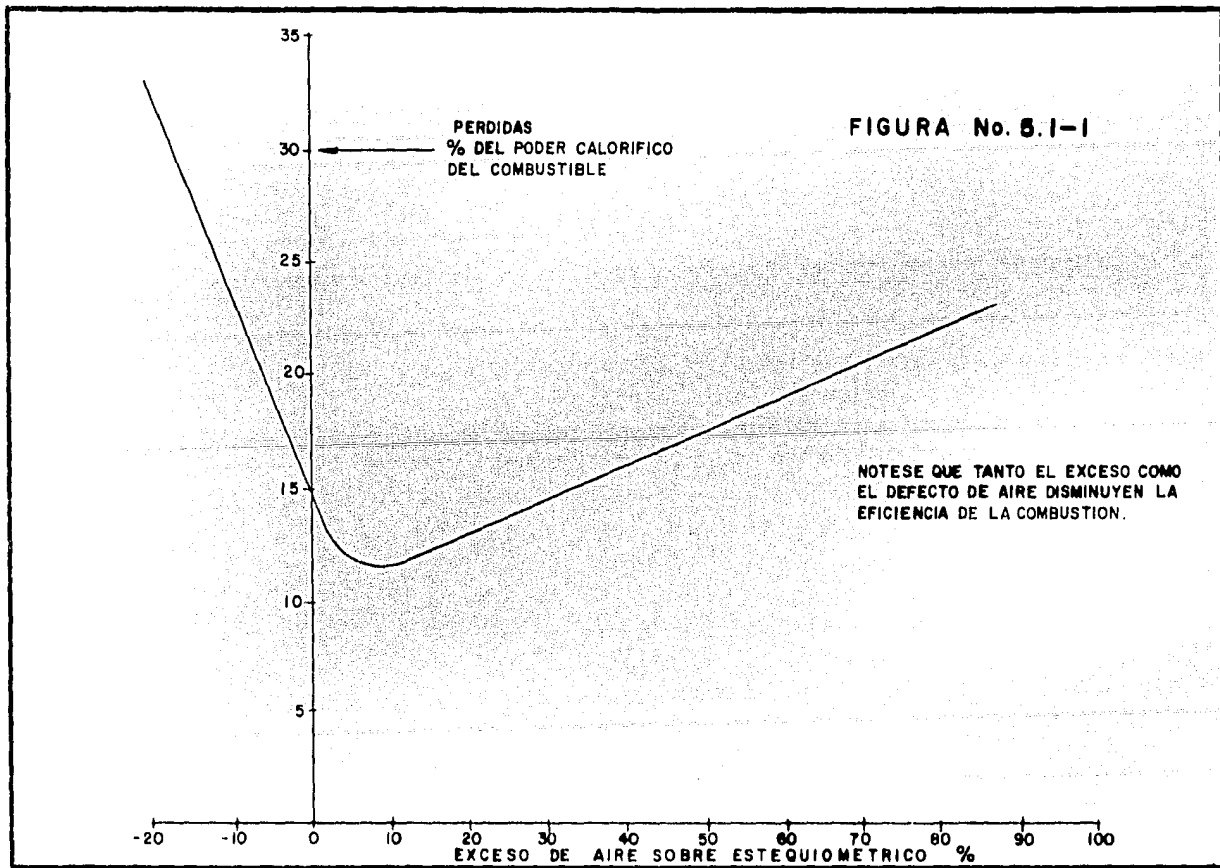
Aire en exceso del necesario hará una combustión completa pero en calorías desperdiciadas en los gases de chimenea y en calentar una cantidad de aire mayor al estrictamente necesario para quemar el combustible.

En resumidas cuentas, el aire en exceso o en defecto no solo desperdicia combustible y por lo tanto dinero sino que, en algunos casos puede limitar la producción de vapor.

Cuantitativamente en la Fig. No. 5.1-1, pueden observarse estos efectos.

#### 5.1.2. Balance de Material.

1. Conforme el vapor es generado y abandona la caldera deberá suministrarse agua de alimentación para mantener equilibrio en el Balance de Materiales.
2. Al mismo tiempo que el vapor se genera, las impurezas disueltas en el agua de alimentación se concentran y, las más insolubles, precipitan asentándose en el domo inferior (domo en lodos). La concentración de sales disueltas y lodos debe mantenerse a un nivel no mayor de un límite prefijado por el fabricante de la caldera, si este límite se sobrepasa, podría haber arrastres de



salidas con el vapor y si la situación se prolonga las sales se depositarán en los tubos de la caldera disminuyendo la eficiencia y la vida de la misma.

3. La concentración de sólidos en el agua dentro de la caldera se mantiene al nivel adecuado descargando agua del domo de lodos al drenaje, operación que se conoce con el nombre de purga o descarga de fondo.
4. La purga de la caldera frecuentemente se lleva a cabo en forma intermitente pero, más ventajosamente, sobre todo en calderas grandes, se hace en forma continua, relacionando el gasto de alimentación al de purga.

Usualmente la descarga de fondo es del orden del 5% del gasto de agua de alimentación pero pudiera llegar al 15% si el sistema de tratamiento de agua no proporciona la mezcla de óptima calidad.

#### 5.1.3. Control de nivel del domo.

1. Desde el punto de vista de seguridad, el nivel del domo es una de las variantes más críticas que deben ser controladas en una caldera.

Si se opera a un nivel muy alto ocurrirán arrastres de agua a las líneas de vapor, agua que, por impacto, puede destruir la maquinaria que es alimentada por vapor. Por el contrario, si el nivel es bajo, pueden dañarse seriamente los tubos de la caldera que comunican el domo superior con el inferior. Estos tubos, están en condiciones normales llenos de agua, la cual al evapo-

rarse, los refrigeradores, en el momento que dejan de estar llenos de agua la refrigeración cesa y, si la situación se prolonga, el sobrecalentamiento a que se sujetan los tubos puede dañarlos en forma permanente.

2. Normalmente, el nivel es una de las variables de más fácil control ya que, en la mayoría de los casos el circuito de control se aproxima bastante a un sistema de primer orden.

Sin embargo, en una caldera éste no es el caso, ya que existen factores que complican la situación; estos factores son:

- a) Las variaciones de nivel pueden ser muy rápidas tanto más cuando menor sea el tiempo de retención de la caldera debido al domo el cual puede averiguarse por medio del siguiente cociente:

$$\frac{\text{contenido normal de agua en el domo superior (Kg)}}{\text{producción normal de vapor de la caldera (Kg/hr)}} = \text{min.}$$

Fácilmente se comprende que entre menor sea el parámetro anterior más difícil será mantener el nivel constante.

- b) Existe el efecto llamado de compresión y expansión (Shrink and Swell), el cual en sistemas de control convencionales produce, en el flujo de agua de alimentación un efecto totalmente inverso a la acción requerida.

3. Compresión y expansión (Shrink and Swell). Este efecto es explicado en la Fig. No. 5.1-2, hace que el control de nivel eficiente no sea tan fácil de lograr como en una aplicación normal.

## 5.2. FILOSOFIA DE CONTROL.

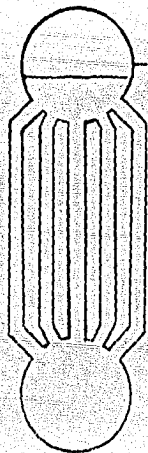
### 5.2.1. Sistemas de un elemento.

1. El sistema de control de un solo elemento es aplicable solamente cuando el tiempo de retención de la caldera es grande, cuando las variaciones de carga esperadas son lentas o cuando ocurren ambas cosas.
2. El sistema de un elemento, como se indica en la Fig. No. 5.2-1, consiste de un transmisor de nivel de tipo diferencial, un controlador de dos modos y una válvula en la línea de agua de alimentación, la cual se encargará de mantener el nivel del domo, es decir, es un circuito como el usado en cualquier otra aplicación normal de esta variable.

### 5.2.2. Sistema de Control de dos elementos.

1. En el sistema de control de dos elementos, ver Fig. No. 5.2-2, se emplea un circuito de control abierto (feedforward) de muy rápida respuesta a los cambios de demanda al cual se le hace funcionar en conjunto con un circuito de control cerrado (feedback) que responde más lentamente, pero que es sensible a cualquier motivo que afecte la variable controlada.



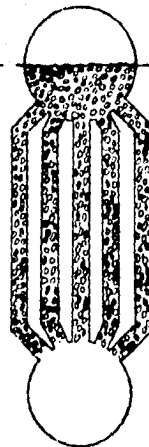


INCREMENTO DE CARGA  
SUBITO

LA PRESION DISMINUYE DE PRONTO, LA CANTIDAD Y VOLUMEN DE LAS BURBUJAS DE VAPOR AUMENTA DESPLAZANDO AGUA, LO QUE PRODUCE UN SUBITO INCREMENTO EN EL NIVEL. UN CIRCUITO DE CONTROL NORMAL ADMITIRA MENOS AGUA LO QUE ES CONTRARIO A LOS REQUERIMIENTOS DEL PROCESO EN ESE INSTANTE

SWELL

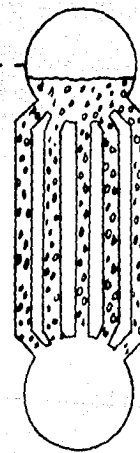
NIVEL  
NORMAL



DEMANDA CONSTANTE

EL VOLUMEN OCUPADO POR LAS BURBUJAS DE VAPOR ES SENCIBLEMENTE CONSTANTE, EL NIVEL DEL DOMO SE MANTIENE EN EL PUNTO DESEADO

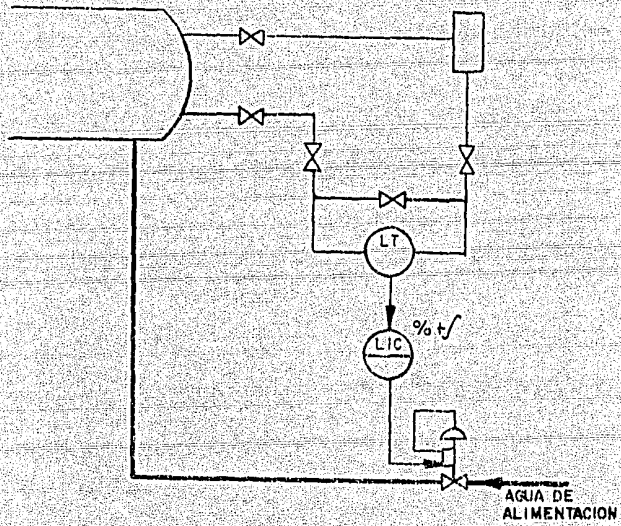
FIGURA 5.1-2



RECHAZO DE CARGA  
SUBITO

LA PRESION AUMENTA DE REPENTE, LA CANTIDAD Y VOLUMEN DE LAS BURBUJAS DE VAPOR DISMINUYE, ESTE VOLUMEN ES AHORA OCUPADO POR AGUA LO QUE PRODUCE UN SUBITO ABATIMIENTO DE NIVEL, UN CIRCUITO DE CONTROL NORMAL ADMITIRA MAS AGUA LO QUE ES CONTRARIO A LOS REQUERIMIENTOS DEL PROCESO EN EL MOMENTO

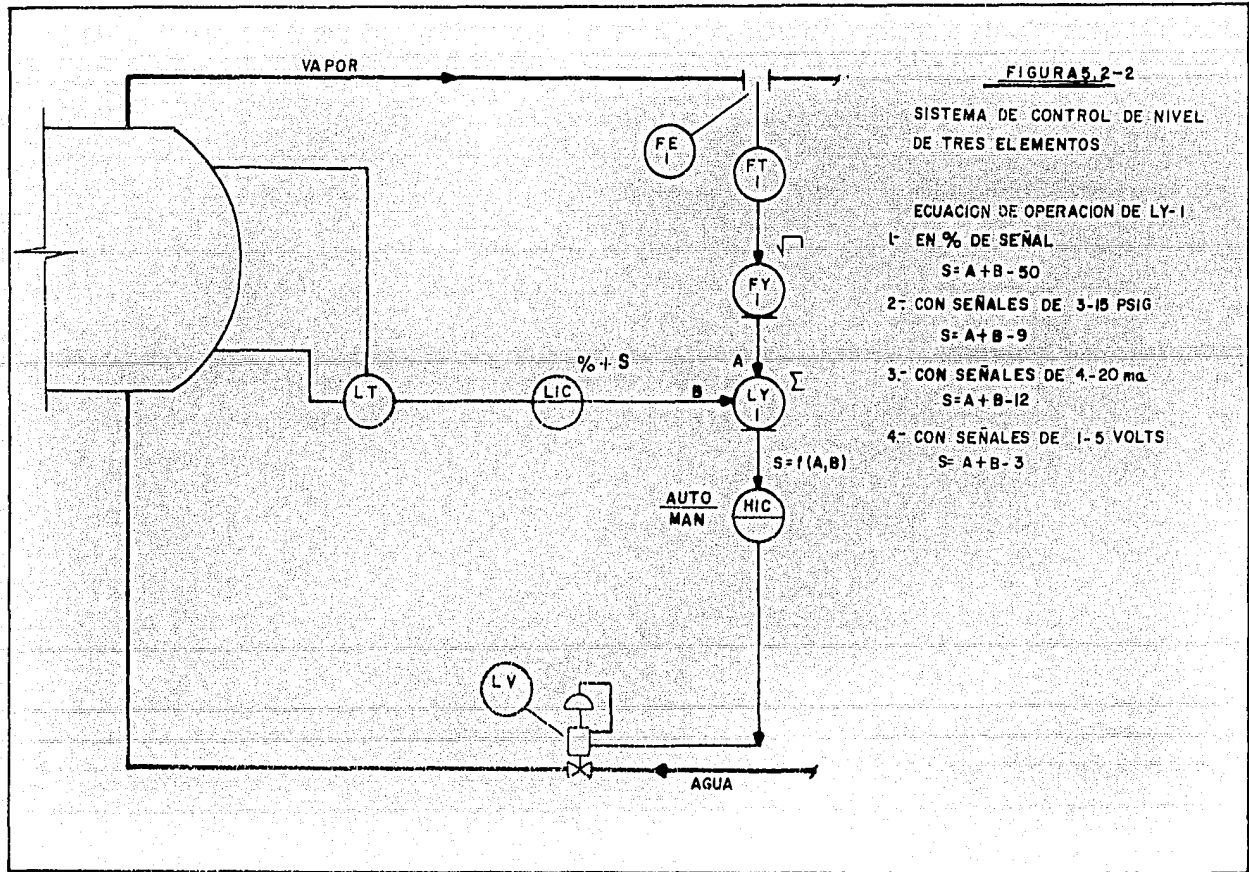
SHRINK



SISTEMA DE CONTROL DE NIVEL DE UN ELEMENTO

FIGURA No. 8.2-1

2. El circuito de control abierto consiste de un transmisor de flujo de vapor FT con extractor de raíz cuadrada FY o, en su defecto un transmisor lineal de flujo de vapor. La señal de flujo de vapor proporcionada a la válvula de admisión de agua LV la cual deberá ser de características lineales y con un posicionador que tenga leva para poder caracterizar la posición de la válvula con la señal recibida.
3. Teóricamente, si el agua admitida es igual a la suma de vapor producido y gasto por purga continua el nivel no debería variar de su valor inicial, sin embargo, existen circunstancias que hacen que este balance no se cumpla; estas circunstancias son:
  - a) Variaciones en la presión del domo.
  - b) Variaciones en la presión de agua de alimentación.
  - c) Caracterización imperfecta del posicionador de la válvula de admisión de agua.
  - d) Errores de medición de instrumentos los cuales se integran en el tiempo.
  - e) Variaciones en el porcentaje de purga continua.
4. Dadas las condiciones expuestas en el párrafo anterior se hace necesaria la presencia del circuito cerrado de control de nivel el cual ya solo reajusta la salida del sistema a la válvula compensando por las imperfecciones anotadas, manteniendo el nivel a su valor exacto.



**FIGURA 5.2-2**

**SISTEMA DE CONTROL DE NIVEL DE TRES ELEMENTOS**

ECUACION DE OPERACION DE LY-1  
1- EN % DE SEÑAL

$$S = A + B - 50$$

2- CON SEÑALES DE 3-15 PSIG

$$S = A + B - 9$$

3- CON SEÑALES DE 4-20 mA

$$S = A + B - 12$$

4- CON SEÑALES DE 1-5 VOLTS

$$S = A + B - 3$$

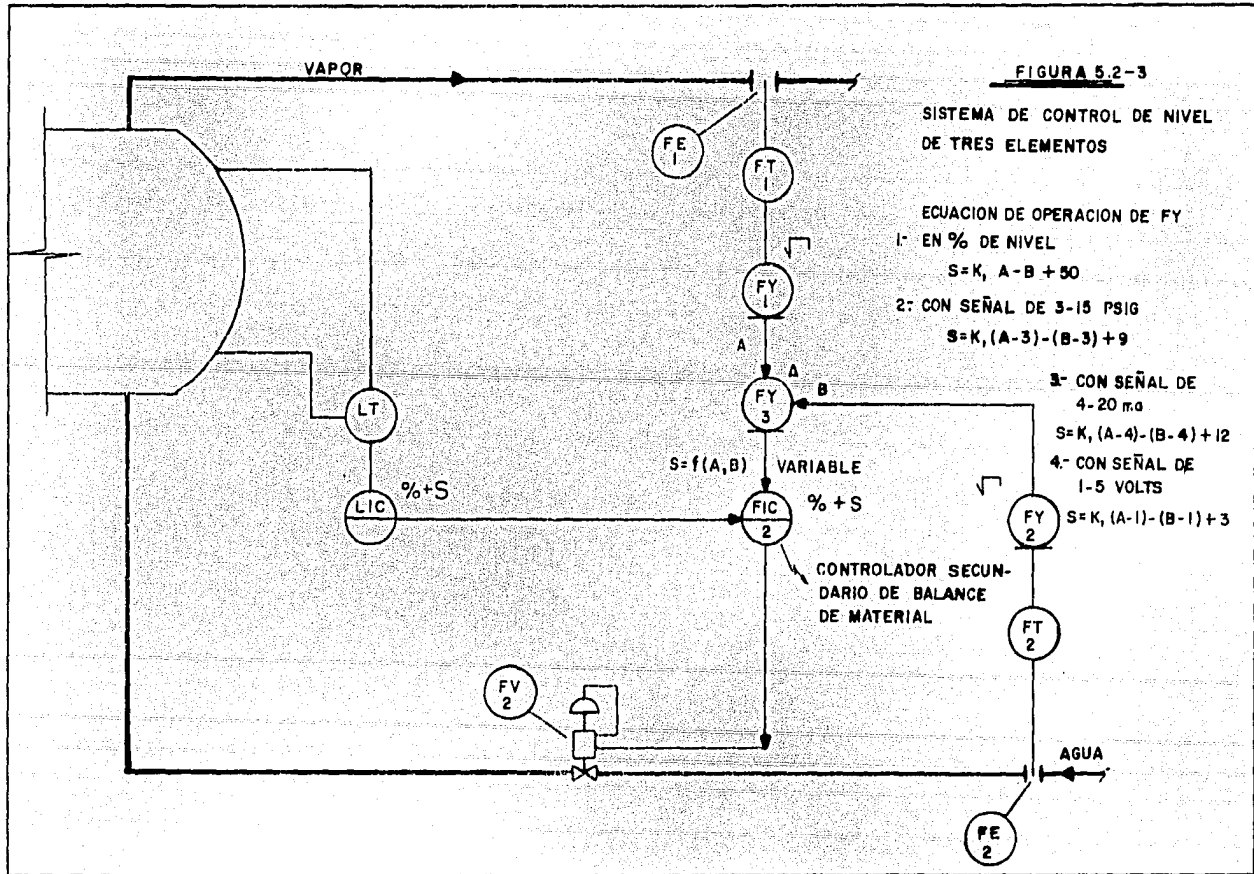
5. Dada la pequeña diferencia en gasto que existe entre un sistema de dos y uno de tres elementos, se recomienda cuando se esperen variaciones rápidas de carga o se tenga un tiempo de retención corto o ambas cosas, el usar el sistema de tres elementos que tiene mejores características dinámicas y no requiere el laborioso trabajo de caracterización.

### 5.2.3. Sistema de tres elementos.

El sistema de control de tres elementos lleva a cabo lo que el de dos con las siguientes ventajas:

- a) Suministra una compensación más exacta a los cambios de carga eliminando la necesidad de caracterizar la leva de la válvula de control.
- b) Elimina el efecto de variaciones razonables en la presión del cabezal de agua de alimentación así como también el de las variaciones de presión dentro de la caldera; ambos efectos afectan desfavorablemente el flujo de agua de alimentación, lo que se traduce en un control imperfecto del nivel del domo.
- c) Es más fácil de recalibrar al cambiar el porcentaje de purga continua pues, en un sistema de dos elementos este cambio implica la recharacterización de la leva del posicionador de la válvula de agua. En un sistema de tres elementos solo implica el modificar la ganancia de un componente.

El sistema de control de tres elementos, ver Fig. No. 5.2-3,



es un arreglo en cascada en donde el controlador secundario mantiene el balance de material, flujo de vapor/flujo de agua de alimentación. Dado que el rango de los medidores de flujo de vapor y de flujo de agua no son normalmente iguales se hace necesario la introducción de la constante  $K_1$  en el relevador FY-3, constante que también sirve para compensar por porciento de purga continua.

En este arreglo, bajo condiciones normales el controlador secundario mantiene la entrada de agua en proporción exacta a la salida de vapor y, el controlador primario alerta las condiciones de este balance de acuerdo con el nivel del domo.

El controlador primario en circunstancias normales sólo ejerce una acción de financiamiento en el sistema y opera generalmente con baja ganancia (amplia banda proporcional).

#### 5.2.4. Control maestro de presión.

1. El control maestro de presión de la caldera o batería de calderas, es el sistema que ordena inmediatamente una señal analógica adecuada, la necesidad de aumentar o disminuir el ritmo de combustión para mantener la presión del cabezal constante.
2. La Fig. No. 5.2-4, ilustra un control maestro de presión del tipo más sencillo, sensible únicamente a la presión de vapor en el cabezal de la caldera.

El sistema consiste en un transmisor de presión y de un controlador con acciones proporcional e integral. Este sistema es adecuado cuando las variaciones de carga esperadas no son muy bruscas.

CALDERAS

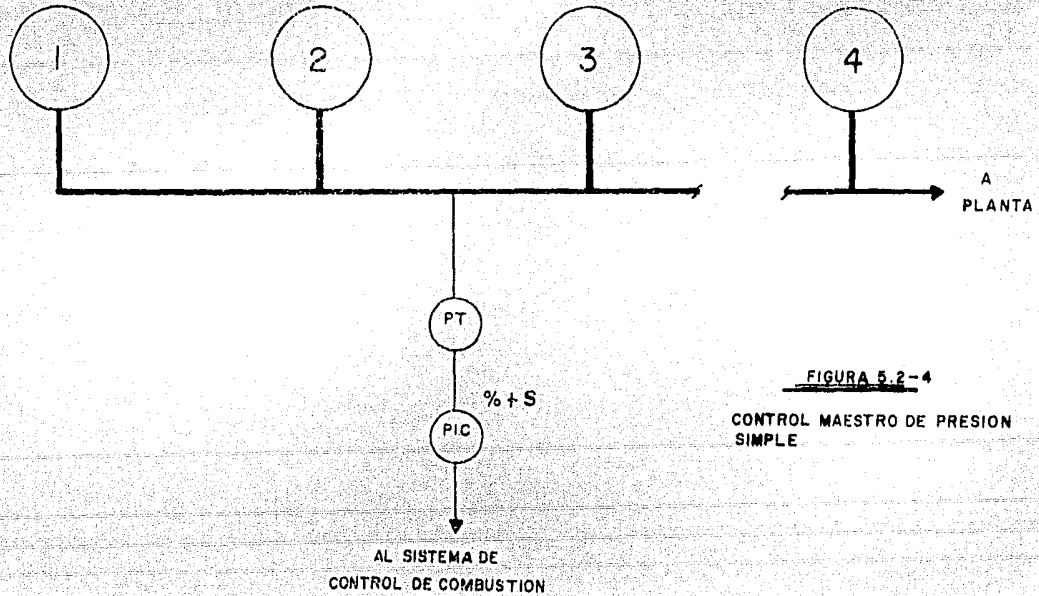
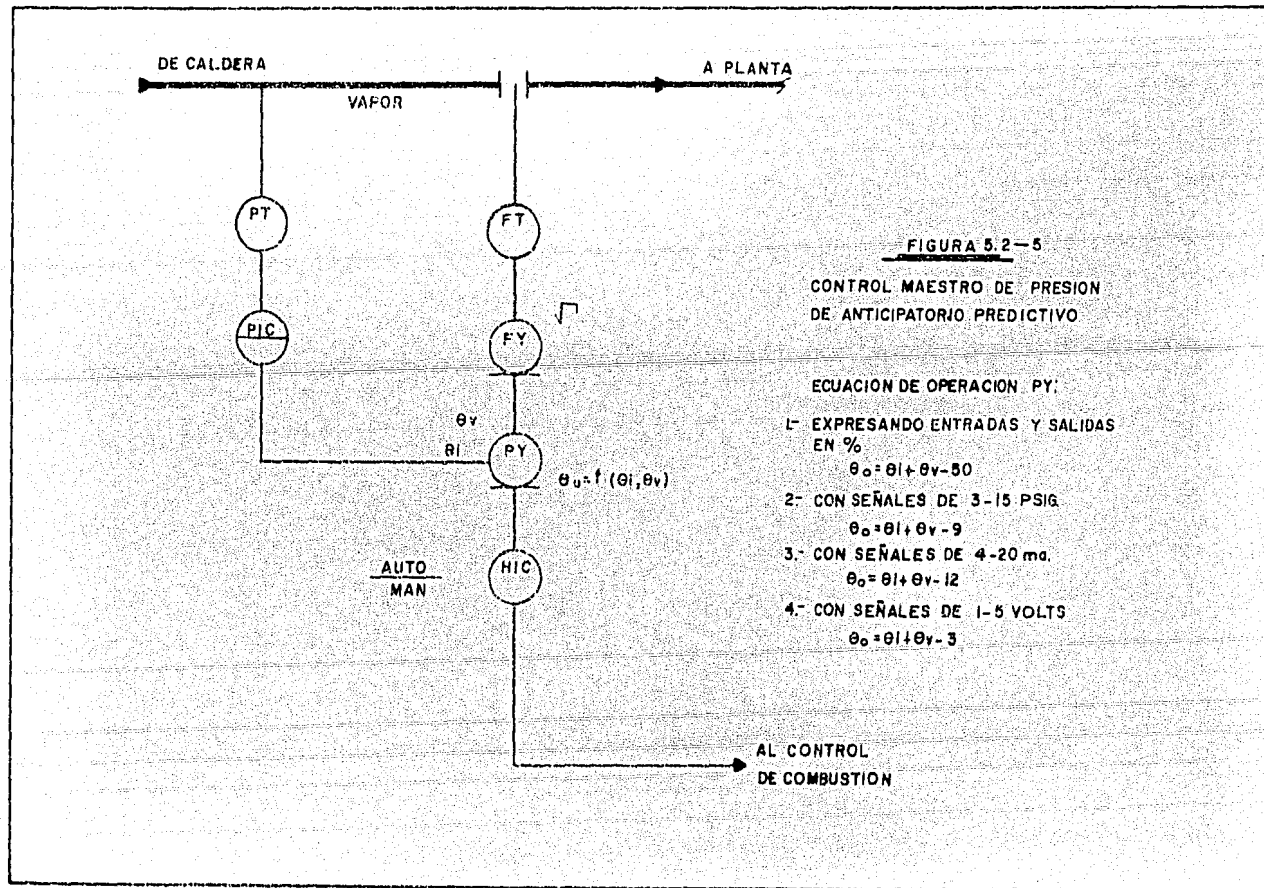


FIGURA 5.2-4  
CONTROL MAESTRO DE PRESION  
SIMPLE



### 3. Control maestro anticipatorio predictivo.

- a) Por este procedimiento, ver Fig. No. 5.2-5, la salida del sistema de control maestro de presión, que en resumidas cuentas, representa la demanda que se le hace al control de la combustión, es proporcional al flujo total de vapor, y esta señal es corregida por el controlador de presión, aumentándola o disminuyéndola, dependiendo de la desviación que se represente en su punto de ajuste.
- b) Se puede decir que este sistema de control combina un circuito abierto de control (feedforward) que es la proporcionalidad con el flujo de vapor reajustada por un circuito cerrado (control de presión) produciendo entre ambos una señal de demanda al sistema de control de combustión.
- c) Los ajustes del sistema productivo feedforward son, como su nombre lo indica, predecibles y por tanto no implican procedimientos de error y prueba al momento del arranque.



**FIGURA 5.2-5**

**CONTROL MAESTRO DE PRESION  
DE ANTICIPATORIO PREDICTIVO**

**ECUACION DE OPERACION PY:**

1- EXPRESANDO ENTRADAS Y SALIDAS  
EN %

$$\theta_o = \theta_i + \theta_v - 50$$

2- CON SEÑALES DE 3-15 PSIG

$$\theta_o = \theta_i + \theta_v - 9$$

3- CON SEÑALES DE 4-20 mA.

$$\theta_o = \theta_i + \theta_v - 12$$

4- CON SEÑALES DE 1-5 VOLTS

$$\theta_o = \theta_i + \theta_v - 3$$

### 5.2.5. Control de combustión.

1. El control de combustión supone la modulación del flujo de combustible y aire de acuerdo a las demandas del control maestro de presión.

2. Medición de flujo de aire.

Deberá evitarse al medir el aire de combustión por métodos inferenciales tales como la diferencia de presión entre caja de aire y hogar, caída de presión a través del sobrecalentador, etc. Se recomienda que la medición se lleve a cabo con un tubo venturi inserto en la ductería de tiro forzado, de acuerdo a la práctica recomendada por S.A.M.A./A.B.M.A.

Si el espacio no permitiera la colocación de dicha instalación podrá colocarse un ducto en la succión del ventilador de tiro forzado, colocando en la misma una placa de orificio que podrá ser concéntrica o segmental, midiendo el gasto también por presión diferencial.

El primer método es preferible al segundo por lo que deberá usarse siempre que sea posible.

3. Linealidad de las señales de flujo.

Es condición el que las señales con que analógicamente se representan los gastos de combustible(s) y aire sean lineales con los mismos, por lo que será necesario si los transmisores usados son lineales con el cuadrado del gasto, el usar extractores de raíz cuadrada en las señales respectivas.

#### 4. Estación Auto-Bias/Manual.

La necesidad de esta estación solo se justifica cuando se controla una batería de dos o más calderas y su propósito es:

- a) Cuando en manual, poder tener la caldera a la que la estación pertenece a una carga fija e independientemente de las variaciones ordenadas por el control maestro de presión.
- b) Cuando en automático, poder hacer que una determinada caldera de la batería tome más o menos carga que el resto, lo cual se logra sumando o restando una cantidad constante a la señal proveniente del control maestro de presión.

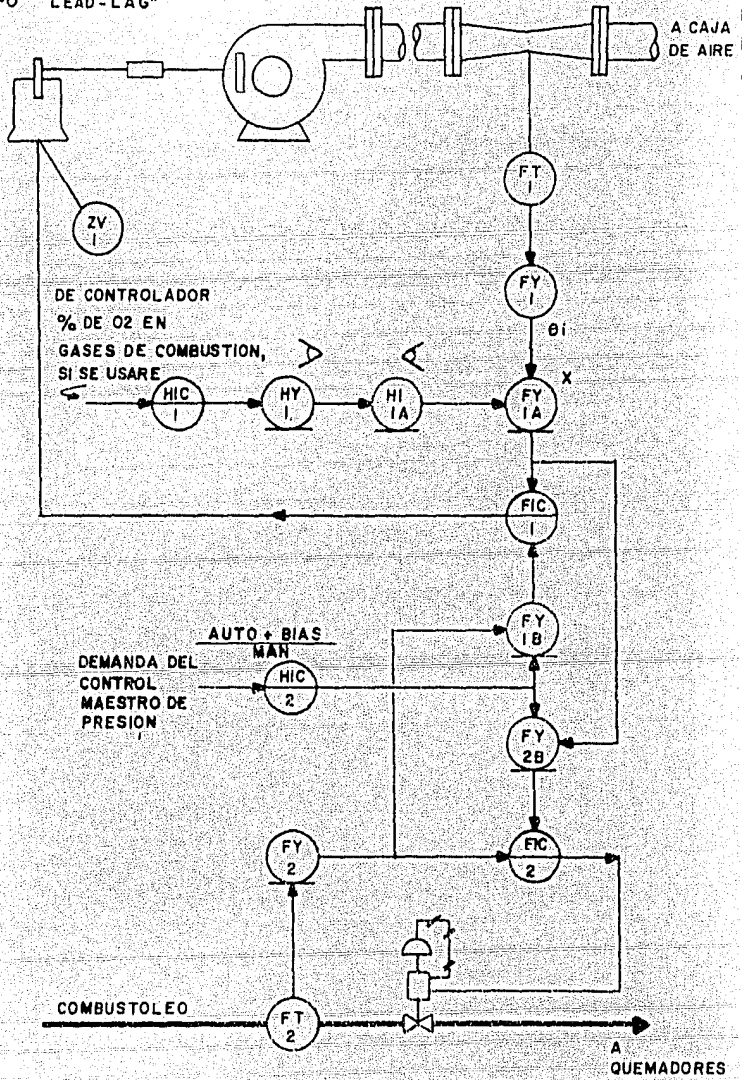
La magnitud sumada o restada se fija mediante el ajuste de "bias".

#### 5. Sistema de Control de Combustión.

- a) El sistema recomendado, Fig. No. 5.2-6, es el llamado tipo "leadlag" en el cual la señal de demanda del control maestro de presión posiciona los puntos de ajuste de los controladores de flujo de aire y flujo de combustible en forma prácticamente simultánea, lo que le da características de respuesta rápida como tal sistema paralelo de control de combustión.
- b) Para hacer el sistema más seguro y garantizar que en ninguna circunstancia se tendrá mezcla "rica" en

FIGURA 5.2-6

CONTROL DE COMBUSTION T  
TIPO "LEAD-LAG"



el hogar, lo que en el mejor de los casos produce humo y en el peor mezclas explosivas al alcanzar el combustible no quemado al exceso de aire en las partes finales de la caldera, se ha agregado al sistema descrito dos relevadores selectores de señal (FY-1B; FY-2B).

El primero es un selector de máxima señal situado antes del ajuste de set-point del controlador de flujo de aire, este selector (FY-1B) compara la demanda del maestro de presión con los requerimientos de aire del combustible que se quema en ese momento, este selector impide que haya defecto de aire cuando la demanda disminuye, pues el mismo no será reducido sino hasta que el combustible alimentado haya sido recortado.

El segundo selector (FY-2B) es un selector de mínimo y está en la línea que fija el punto de ajuste del controlador de flujo de combustible y compara la demanda del maestro de presión con el aire disponible por la combustión en un momento dado, en forma tal que no permite incrementar el gasto de combustible mientras no haya suficiente aire para quemarlo, este arreglo impide que haya defecto de aire cuando la demanda aumenta.

c) Relación aire/combustible.

La relación aire/combustible se modifica multiplicando la señal linearizada de flujo de aire por un factor que se representa por una señal generada manualmente o por el controlador de porcentaje (%) de

oxígeno en los gases de combustión cuyo uso se sentirá después brevemente.

El multiplicar dicha señal por un factor equivale a cambiar el "span" del medidor de flujo de aire sin tener que recalibrar el mismo, factores mayores de 1 tienen el efecto de disminuir el "span" del transmisor, y por tanto, reducir la relación aire/combustible. Factores menor de 1 tienen el efecto contrario.

Normalmente el transmisor de aire de combustión se escogerá de un rango tal que dé el exceso de aire recomendado por el fabricante de la caldera al 100% de la carga y la ecuación de operación del relevador multiplicador se especificará en forma tal que, a mínima señal representativa del factor multiplicador se tenga 0% de exceso de aire y, al máximo valor de la mínima señal se tenga 25% de exceso de aire sobre la cantidad estequiométrica requerida.

d) Necesidad de los limitadores HY-1 y HY-1A.

Estos limitadores se requieren para que sea imposible, por personal no autorizado, el ajustar el exceso de tiro de combustión fuera de los límites máximo y mínimo prefijados por el superintendente de la planta.

El uso de estos relevadores se hace aún más necesario cuando la relación aire/combustible está variada por un controlador de  $O_2$  en los gases de combustión pues prevee excesos o defectos de aire inúti-

les o peligrosos por descomposturas del analizador o su sistema de muestreo.

- e) Controlador del porcentaje (%) de  $O_2$  en gases de combustión.

Cuando se usa un circuito de control del porcentaje (%) de  $O_2$  en los gases de combustión, la salida del controlador de esta variable se alimenta de control de combustión.

El controlador de porcentaje de  $O_2$  alterará en forma automática la relación aire/combustible dando el análisis de  $O_2$  en gases de combustión que produzca la máxima eficiencia de la caldera.

Dado el gran retraso que existe en este circuito de control y el frecuente mantenimiento que requieren los analizadores de  $O_2$  y sus respectivos sistemas de muestreo, no siempre se obtiene éxito con el uso de este "loop", por lo que no deberá incluirse el analizador con este objetivo.

Se recomienda incorporar la posibilidad del circuito de control del porcentaje de  $O_2$  solamente cuando se tenga el analizador por requerimiento, en cuyo caso al agregar el circuito de control puede hacerse a un costo relativamente bajo.



## CAPITULO 6

### SISTEMAS DE CONTROL DE COMPRESORES

## 6.1. BREVE DESCRIPCION DEL EQUIPO<sup>3</sup>.

### 6.1.1. Introducción.

Los compresores son máquinas que manejan gases, los cuales desarrollan la función de incrementar la presión del gas por confinamiento o por conversión de la energía cinética.

Los métodos de control de capacidad para los principales tipos de compresores son los siguientes<sup>3</sup>:

<u>TIPO DE COMPRESOR</u>	<u>METODO DE CONTROL DE CAPACIDAD</u>
CENTRIFUGO	Manipulación de la succión. Manipulación de la descarga. Entrada variable de las aspas guías. Control de la rapidez.
ROTATORIO	"By passing". Control de la rapidez.
RECIPROCANTE	Control de dos posiciones. Constante rapidez descargado. Control de rapidez. Control de rapidez y descarga do.

El método de control apropiado se determina por:

- a) Requerimientos del proceso.
- b) Tipo de impulsor.
- c) Costo.

El primer énfasis debe ser en los requerimientos del proceso. Cuando lo anterior se ha logrado, entonces se puede considerar el tipo de impulsor.

Cuando el sistema de control involucra rapidez variable, - ésto es fácilmente logrado usando ya sea una turbina de vapor, turbina de gas o algún motor de diesel o gasolina. La rapidez de estos impulsores puede ser regulado manipulando el suministro de combustible o la presión de vapor. Para control de rapidez constante, los motores eléctricos son adecuados, ya que son esencialmente dispositivos de rapidez constante, mientras que para rapidez variable requieren de transmisores de rapidez variable, las cuales resultan caras e ineficientes.

Para ciertas instalaciones, los impulsores pueden ser seleccionados en base a balances total de la planta, tanto de material como de energía. En estos casos, el proceso puede suministrar el calor o el combustible, el cual es usado para operar la turbina de vapor o de gas.

El costo del control debe ser considerado, pero realmente éste está usualmente subordinado a los requerimientos de confiabilidad, especialmente en vista del papel clave que el compresor tiene en el proceso. La naturaleza crítica del control de compresores se extiende a su sistema de sello y lubricación, el cual debe proporcionar una operación ininterrumpida libre de falla por largos períodos de tiempo.

#### 6.1.2. Compresor centrífugo.

El compresor centrífugo es una máquina que convierte el -

momentum de gas en una cabeza de presión. La cabeza  $H$ , medida en pies, es igual al torque  $W$ , medido en lbs-ft/hr, dividido por el flujo  $W$ , en lbm/hr.

$$H \text{ (ft)} = \frac{\tau W \text{ (lb - ft/hr)}}{W \text{ (lbm/hr)}} \dots\dots 6.1-1$$

En adición, la cabeza para un gas es relacionada a la relación de presión desarrollada, expresada por la ecuación:

$$H = \frac{ZRT_1}{(n-1/n)} \left(\frac{P_D}{P_1}\right)^{\frac{(n-1/n)}{-1}} \dots\dots 6.1-2$$

Combinando las ecuaciones 6.1-1 y 6.1-2, nos da:

$$\frac{\tau W}{W} = \frac{ZRT_1}{(n-1/n)} \left(\frac{P_D}{P_1}\right)^{\frac{(n-1/n)}{-1}} \dots\dots 6.1-3$$

Esta ecuación es la base para graficar las curvas del compresor y para llegar a entender la operación de los controles de capacidad.

En la ecuación 6.1-3, la relación de presión ( $P_D/P_1$ ) varía inversamente con el flujo de masa ( $W$ ). Para un compresor que opera con:

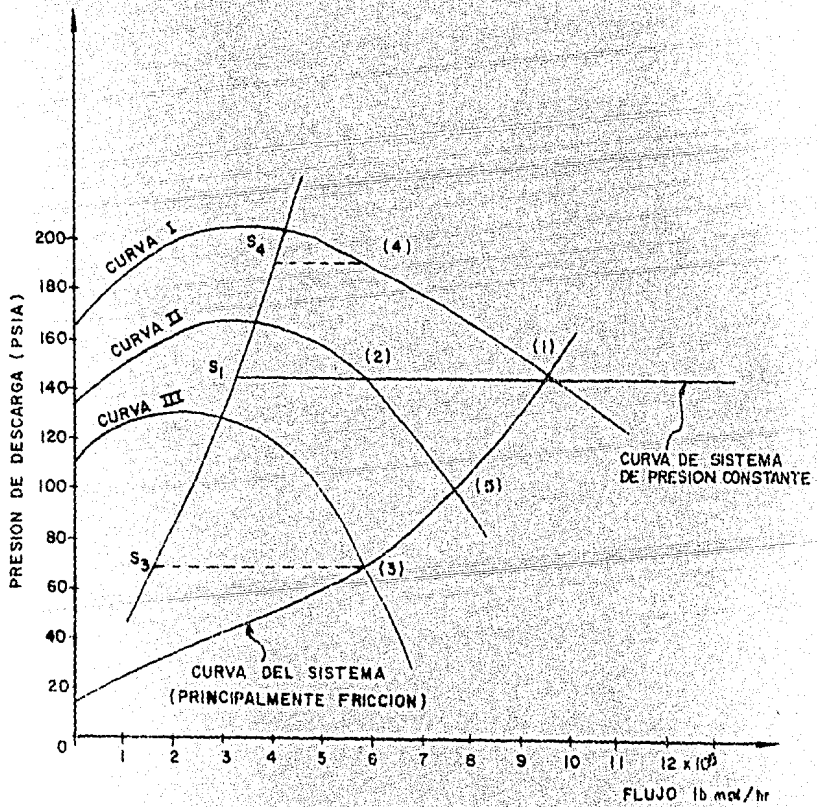
- Rapidez constante ( $W$ )
- Temperatura de entrada constante ( $T_1$ )
- Peso molecular constante (implícito en  $R$ )
- Los valores de  $n$  y  $Z$  constantes

La presión de descarga puede ser graficada contra el flujo, como en la Fig. No. 6.1-1 (curva I), con el punto de diseño 1, localizado en el máximo rango de eficiencia a flujo y presión de diseño.

### 1. Manipulación de la succión<sup>3</sup>.

La capacidad de un compresor centrífugo puede ser controlada colocando una válvula de control en la línea de succión alterando de este modo la presión de entrada ( $P_1$ ).

De la ecuación 6.1-3 se puede ver que la presión de descarga será alterada para un flujo dado cuando la presión  $P_1$  cambia y una nueva curva del compresor será generada. Esto se ilustra en la Fig. No. 6.1-1 (Curvas II y III). Considérese primero que el compresor está operando a su presión de entrada normal, (siguiendo curva I), y está interceptando la curva de "Sistema de presión constante" en el punto (1) con un flujo de diseño de 9600 lbm/hr a una presión de descarga de 144 psi y 78% de eficiencia. Si se desea cambiar el flujo a 5900 lbm/hr mientras se mantiene la misma presión de descarga, será necesario cambiar el compresor de curva I a curva II. La nueva intersección con la curva de "sistema de presión constante" es el nuevo punto de operación (2), a 74% de eficiencia. Para cambiar de curva I a curva II, la presión de descarga de 190 psi teniendo 5900 lbm/hr en la curva I, debe reducir a 144 psi en la curva II. Si la relación de presión es  $10 P_D/P_1 = 10$ , entonces sería necesario modificar la succión únicamente  $\Delta P_1 = 46/10 = 4.6$  psi, para lograr el cambio.



CURVAS DE COMPRESOR CENTRIFUGO

FIGURA No. 6.1-1

Es también importante considerar qué tan cerca del punto de operación (2) está la línea de "surge". La línea de "surge" representa el límite de flujo bajo para comprimir, abajo del cual la operación es inestable debido a la inversión del flujo momentáneo. Los métodos de control de "surge" se verán más adelante. En el punto (2) el flujo es 5900 lbm/hr. y el límite de "surge" ( $S_1$ ) es 3200 lbm/hr = 184% del flujo de "surge". Esto puede ser comparado con el punto (1) de la curva I, donde previamente a la regulación de la succión la máquina está operando a  $9600/3200 = 300\%$  del flujo de "surge".

Este mismo método de manipulación de la succión puede ser aplicado en un "Sistema principalmente de fricción", también mostrado en la Fig. No. 6.1-1. Para reducir el flujo de 9600 lbm/hr a 5900, es necesario alterar la curva del compresor a la curva III, de tal manera que la intersección con la "curva del sistema principalmente de fricción" es el nuevo punto de operación (3), a 77% de eficiencia. Para hacer esto, se debe cambiar la presión de descarga de 190 psi (curva I) a 68 psi (curva III). De este modo  $\Delta P_D = 190 - 68 = 122$  psi, y la cantidad de presión de entrada manipulada por una máquina con una relación de compresión de 10 es  $P_1 = 122/10 = 12.2$  psi. El correspondiente flujo de "surge" es a 1700 lbm/hr, lo cual significa que el compresor está operando a  $5900/1700 = 347\%$  del flujo de "surge". Por lo tanto el "surge" es menos probable en un "sistema principalmente de fricción" que un "sistema de presión constante" cuando se controla la succión.

## 2. Manipulación de la descarga.

Una válvula de control en la descarga del compresor centrífugo puede también ser usado para controlar su capacidad. Refiriéndose a la Fig. No. 6.1-1, si el flujo se quiere reducir a 9600 lbm/hr. en el punto (1) a 5900 lbm/hr., el compresor debe seguir la curva I y de esta manera operar en el punto 4, a 190 psi de presión de descarga y 72% de eficiencia. Sin embargo, la curva del "Sistema principalmente de fricción" a esta capacidad requiere únicamente 68 psi de presión de descarga. Por lo tanto, los 122 psi de presión de exceso deben ser eliminados en la válvula de control de la descarga. El flujo de "surge" (S4), es 4000 lbm/hr., y el compresor está por lo tanto a  $5900/4000 = 148\%$  de la línea de "surge". De esta manera es más probable que ocurra en un "sistema principalmente de fricción" cuando se manipula la descarga que cuando se manipula la succión.

## 3. Parámetros del compresor como una función del método de manipulación.

Los parámetros involucrados en la manipulación de la succión y de la descarga para los ejemplos del compresor descrito anteriormente, se describen a continuación:



	VALV. DE CONTROL (PSI)	OPERACION ARRIBA DE COMP. LA LINEA DE SURGE	
MANIPULACION DE LA SUCCION "SISTEMA DE PRESION CONS- TANTE".	4.6	74%	184%
MANIPULACION DE LA SUCCION "SISTEMA PRINCIPALMENTE DE FRICCION".	12.2	77%	347%
MANIPULACION DE LA DESCARGA "SISTEMA PRINCIPALMENTE DE FRICCION".	12.2	72%	148%

#### 4. Manipulación de las aspas de entrada<sup>3</sup>.

Este método de control emplea un ajuste del ángulo de las aspas de entrada. Sin embargo, no es significativamente más económico que variar la presión de entrada y es menos confiable. En este método, las aspas guías ajustables en la entrada a la etapa del compresor para prerotar o controlar la corriente de gas con respecto a la rotación del impulsor. Por lo tanto, este método descarga o carga para bajar o subir la cabeza de descarga, a una rapidez y flujo constante.

Las ventajas de este método sobre los que manipulan la presión de succión son:

1. Las aspas de entrada variable pueden bajar o subir (bidireccional), la presión de descarga.
2. Menos energía es usada, debido a que el flujo no es manipulado directamente.

El efecto de las aspas guías en el flujo es más pronunciado en un sistema de presión constante de descarga, ésto se puede observar en la Fig. No. 6.1-1 (curva II), donde la intersección con el "sistema de presión constante" en punto (2) representa un cambio de flujo del punto de diseño normal (1) de 9600-5900 = 3700 lbm/hr., por otra parte la intersección con la curva del "sistema principalmente de fricción" en punto (5) representa un cambio de flujo de únicamente 9600-7200 = 2400 lbm/hr.

### 5. Manipulación de la rapidez<sup>3</sup>.

Variando la rapidez del compresor es el medio más económico de control de la capacidad, pero no es practicado a menudo debido a problemas mecánicos, principalmente con transmisores de rapidez y gobernadores, ya que la relación de presión desarrollada por un compresor centrífugo está relacionada con la rapidez del impulsor, la variación en presión de descarga puede ser graficada como un porcentaje de la rapidez de diseño (Fig. No. 6.1-2).

La relación de presión desarrollada por un compresor centrífugo está relacionado a la rapidez, por la siguiente ecuación:

$$\frac{2}{2g} = \frac{R T_1}{(n-1/n)} (P_D/P_1)^{\frac{(n-1/n)^2}{-1}}$$

Las ventajas de este método son:

a) La presión de succión y la descarga pueden ser es-

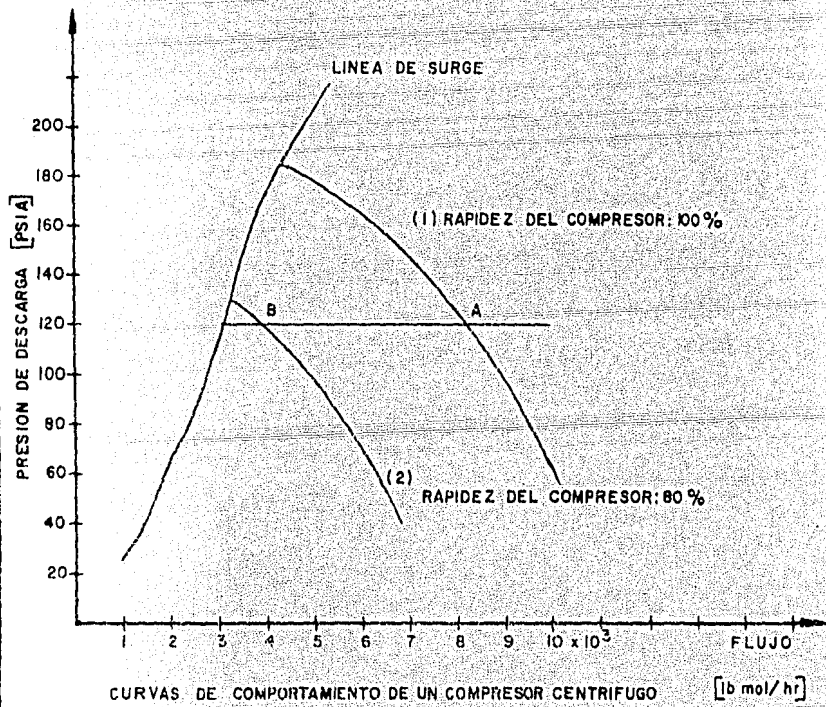


FIGURA No. 6.1-2

pecificadas independientemente del flujo.

- b) Es efectivo para ahorrar energía ya que la potencia de entrada es reducida por el cuadrado de la rapidez.

Una desventaja en un sistema de presión constante es la sensibilidad de la capacidad al cambio de rapidez como se muestra por lo ampliamente espaciado de las curvas en la Fig. No. 6.1-2. Un 20% de cambio de rapidez, involucra un  $100(8000-3800)/8000 = 52.5\%$  de cambio de flujo.

## 6.2. FILOSOFIA DE CONTROL<sup>3</sup>.

### 6.2.1. Manipulación del flujo "spillback".

El método de variar el flujo de "spillback" es frecuentemente usado debido a que es un método seguro. Esta táctica trabaja debido a que un compresor a una rapidez dada bombeará una cantidad fija de gas contra una cabeza fija. Si una válvula de "spillback" es abierta, retornando gas comprimido a la succión, el flujo neto de gas saliendo del compresor permanecerá constante y arriba del punto de "surge". Sin embargo, este método es costoso, ya que, el gas es comprimido y entonces retornado a la línea de succión.

### 6.2.2 Protección del "surge"<sup>9</sup>.

El propósito de un sistema de control "antisurge" es proteger al compresor y al proceso de "surge"; puede ser un

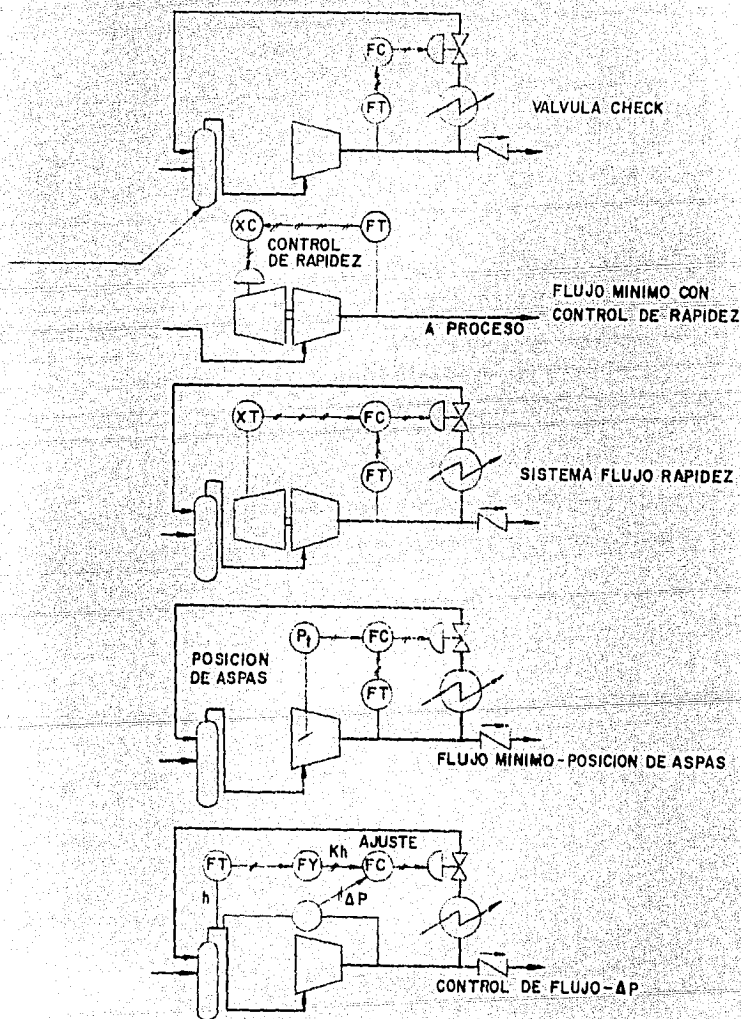
sistema separado e independiente del control normal del compresor, o bien, puede ser parte del sistema de control de capacidad. Los sistemas de control "antisurge" más comunes son los siguientes:

- 1) Flujo mínimo.
- 2) Flujo mínimo con control de rapidez.
- 3) Sistema flujo-rapidez.
- 4) Mínimo flujo-posición de aspas.
- 5) Flujo  $\Delta P$ .

1) Flujo mínimo. Probablemente es la forma más simple de la protección de "surge", este sistema usa un predeterminado mínimo flujo como el punto de ajuste para un controlador de protección de "surge". Para que este compresor trabaje apropiadamente, el compresor debe operar a una rapidez constante y con constante propiedad de gas; la presión de succión y la temperatura deben ser virtualmente mantenidas constantes.

2) Flujo mínimo con control de rapidez. La protección del "surge" se proporciona manipulando la rapidez del compresor para mantener un flujo mínimo.

3) Sistema flujo-rapidez. La rapidez del compresor determina el punto de ajuste de un controlador de flujo de "spillback". El punto ajuste "antisurge", por lo tanto llega a ser una función de la rapidez del compresor.



SISTEMA DE CONTROL "ANTISURGE"

FIGURA 6.2-1

- 4) Flujo mínimo-posición de las aspas. Ya que el punto "surge" es una función de la posición de las aspas gufas de entrada como es la rapidez del compresor, el sistema "antisurge" usa la posición de las aspas gufas como un remoto punto de control para un controlador de flujo de retorno a la succión "spillback".
- 5) Flujo- $\Delta P$ . El método de control de flujo- $\Delta P$  es el más efectivo sistema de protección del "surge", debido a que es independiente de la rapidez del compresor y condiciones de succión. La localización de la línea de "surge", y por lo tanto el punto de ajuste del controlador de flujo de retorno a la succión, está determinado por la ecuación:

$$\Delta P = Kh + b \quad \dots \quad (6.2-1)$$

Donde:

$\Delta P$  = Presión de descarga - Presión de succión.

$h$  = Presión diferencial a través de un orificio - en la línea de succión.

$K$  = Constante de proporcionalidad.

$b$  = Bías para igualar el origen de la línea de control con el origen de la línea de "surge".

La medición del flujo por medio de presión diferencial ( $h$ ) debe ser hecha a la succión, debido a que todas las curvas de los compresores están basadas en condiciones y flujo de succión.

La Fig. No. 6.2-2, muestra una gráfica de una línea típica de "surge" y una línea de control desarrollada por el uso de la ecuación 6.2-1. La constante K es la pendiente de la línea de control. La línea de control representa la máxima  $\Delta P$  a través del compresor, y es el punto de ajuste del sistema de "control antisurge". La Fig. No. 6.2-3 ilustra el sistema de control.

La ecuación 6.2-1, indica que la medición de flujo en el orificio, por medio de la caída de presión a través del mismo, (transmisor FT-1), multiplicada por la constante K en la estación de relación FY-14, es el punto de ajuste remoto al del "surge", FIC-1, el cual opera la válvula de recirculación FV-1. La variable del proceso del controlador es la variación en la diferencia de presión entre la descarga y la succión, AP, la cual es medida por el transmisor PT-4. En la práctica, la estación de relación es ajustada para producir una línea de punto de ajuste, la cual estará alrededor del 10% más alta que la línea de "surge", justamente para estar en el lado seguro.

Para expresar matemáticamente lo anterior hay que multiplicar la medición de presión diferencial del transmisor FT-1, por una constante. La estación de relación generará esta línea expresada como:

Punto de ajuste = Constante (R) x caída de presión en el orificio de succión.

Ecuación de la estación de relación:  $V_o = R V_i + B \dots 6.2-2$

En la ecuación 6.2-2 de la estación de relación FY-14, cada



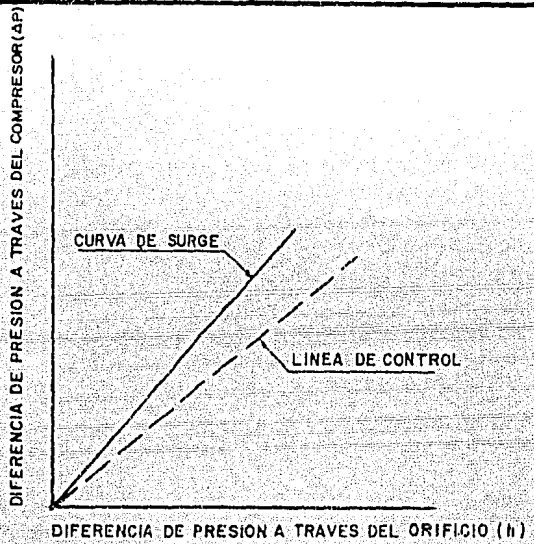


FIGURA No. 6.2-2

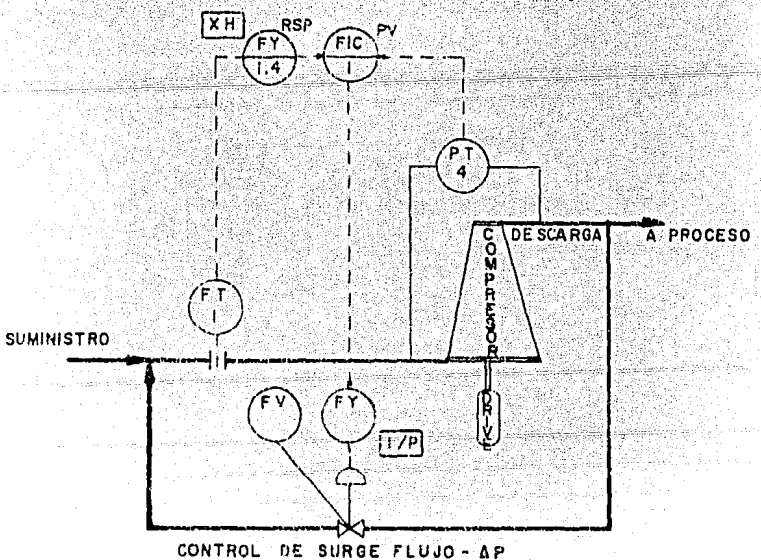


FIGURA No. 6.2-3

una de las literales significa:

$V_i$  = Salida del transmisor FT-1, es un valor variable.

$R$  = Es la constante, se ajusta en la estación en relación.

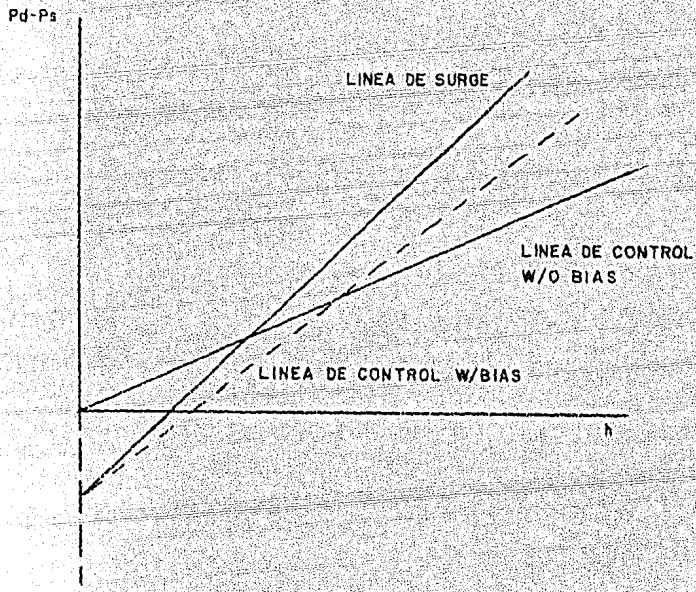
$V_o$  = Máxima  $\Delta P$  permitida al compresor, o sea el punto de ajuste del sistema de control "antisurge".

$B$  = Ajuste de bias.

El valor correcto del ajuste de la estación de relación debe ser determinado consultando las curvas de operación del compresor, las cuales proporcionan valores de presión de descarga contra el flujo actual de succión AGFM. Esta información junto con el valor medido en el orificio de succión proporcionan los valores de  $h$  y  $P$  necesarios para graficar la línea de control como se muestra en la Fig.

No. 6.2-2.

La línea de control mostrada en la Fig. No. 6.2-2, tiene el mismo origen que la línea de "surge". Esto asegura que el factor de seguridad es constante sobre el rango completo de operación del compresor. Sin embargo, en muchos compresores, el origen de la línea de "surge", no está en el origen de los ejes  $Y$  y  $X$ , lo cual hace necesario el uso del ajuste de bias en la línea de control. Sin este bias, el origen de la línea de control será en el eje de las  $X - Y$  y la correcta relación no podrá ser ajustada. El efecto de omitir el correcto ajuste de bias se muestra en la Fig. No. 6.2-4. Hay que hacer notar en este ejemplo, basado en un sistema real, que la línea de control sin ajuste de bias corta la línea de surge.



INFLUENCIA DE BIAS SOBRE EL CALCULO DE LA LINEA DE CONTROL

FIGURA No. 6.2-4

Otra importante consideración en sistemas "antisurge" es el tamaño de la válvula de retorno de gas a la succión del compresor "spillback". Si se observa la Fig. No. 6.1-2, se verá que el mínimo flujo requerido para estar fuera de la línea de "surge" es más alto a la máxima rapidez que a bajo rapidez. Sin embargo, la caída de presión disponible para calcular el tamaño de la válvula es alto, es por lo tanto importante que la válvula de control satisfaga ambos extremos:

- a) Capaz de manejar el flujo a máxima rapidez y caída de presión disponible de acuerdo a especificaciones.
- b) Capaz de manejar el flujo a mínima rapidez y caída de presión disponible de acuerdo a especificaciones.

La válvula de recirculación FV-1.3 debe permanecer cerrada durante la operación normal y abrir únicamente cuando el flujo alcanza la condición de "surge". En otras palabras, el compresor está normalmente operando a flujos más altos que el punto de ajuste del controlador. El controlador abre la válvula únicamente cuando el flujo empieza a alcanzar la condición de "surge".

Con un controlador ordinario de 2 modos, se acumularía el reajuste y el FIC-1 no abriría la válvula con la rapidez deseada en el instante que el compresor esté en el límite de "surge". Para evitar el problema antes mencionado se recomienda el uso de un controlador con "antireset windup", o bien algún otro que tenga reajuste externo.

### 6.2.3. Sistema de flujo- $\Delta P$ con medición de flujo a la - descarga.

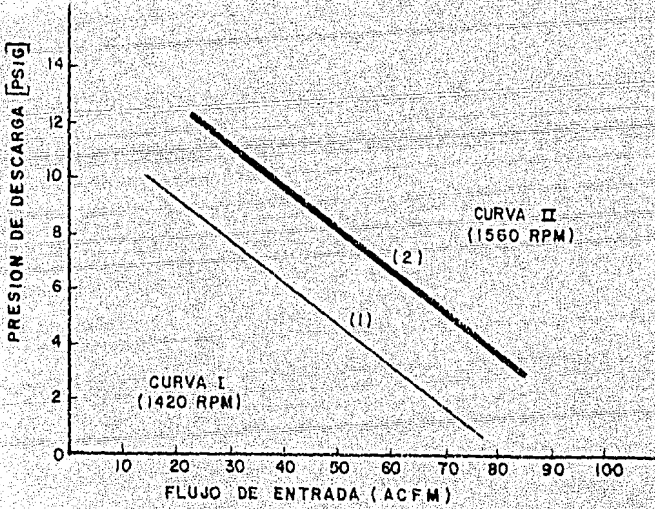
En ocasiones los Ingenieros de Control colocan la medición de flujo en la descarga del compresor por razones de economía y algunas veces porque no se tiene caída de presión disponible en el lado de succión del compresor como para usar un elemento de presión diferencial. Si la línea de succión es muy grande, entonces el orificio requerido será también, muy grande y puede en algunos casos ser físicamente impráctico. Bajo estas circunstancias el orificio es puesto en la descarga y su señal de salida se corrige a las condiciones de la succión. Lo anterior es muy importante ya que el sistema de control "antisurge" está basado en condiciones actuales de succión más que en condiciones estandar. La Fig. No. 6.2-5, muestra el sistema de control.

### 6.2.4. Compresores rotatorios<sup>3</sup>.

El compresor rotatorio se caracteriza por una descarga -  
contínua y casi uniforme de gas. Los principales tipos de compresores rotatorios son los siguientes:

- a) De paletas deslizantes.
- b) Lobulados.
- c) Rotatorios de pistón.

El compresor de paletas deslizantes resulta particularmente apropiado para operaciones de evacuación; en efecto, este compresor presenta una amplia gama de condiciones posibles de presión, vacío y volumen.



CURVA DE COMPRESORES ROTATORIOS

FIGURA No. 6.2-6

Los compresores lobulados, impulsan el gas desde la succión hasta la descarga por la acción de los lóbulos. Dentro de la unidad se lleva a cabo una compresión muy pequeña, sin embargo, la compresión se presenta cuando el contenido de la bomba es forzado dentro del sistema, accionando sobre la contrapresión del mismo. Este equipo requiere un ajuste muy cerrado de los lóbulos.

#### 1. Rapidez variable.

Las curvas características para un compresor rotatorio de lóbulos se muestra en la Fig. No. 6.2-6. Ya que la unidad es del tipo de desplazamiento positivo, el flujo de entrada variará linealmente con la rapidez. Las curvas I y II en la figura muestran esto. La pequeña disminución en capacidad a rapidez constante con incremento de presión es debido al escape del gas en los claros del impulsor. Es necesario compensar estas variaciones con pequeños ajustes en la rapidez, tanto como la presión de descarga varía. Por ejemplo, cuando el compresor está operando en el punto (1) entrega el volumen de diseño ACFM a 3 1/2 psi de presión. Para mantener el mismo flujo cuando la presión de descarga es 7 psi, la rapidez debe incrementar de 1420 rpm a 1550 rpm en punto (2). Esto puede ser logrado por un controlador de flujo en la línea de descarga manipulando el motor.

## CAPITULO 7

### SISTEMAS DE CONTROL EN REACTORES QUIMICOS



## 7.1. APLICACIONES DE CONTROL EN REACTORES QUIMICOS.

### 7.1.1. Introducción.

1. La importancia de los reactores químicos en la industria actual está fuera de tela de juicio, pues salta a la vista que la vida cotidiana está llena de productos químicos; no se lista dichos frutos de la química pues sería interminable hacerlo, basta decir que precisamente una multitud de ellos se elaboran en el seno de los reactores.

Para facilitar la comprensión de éste, se presenta en las siguientes partes:

Cinética Química  
Equipo de Proceso  
Elementos Dinámicos  
Sistemas de Control Típicos

### 7.1.2. Cinética Química.

Hablar en profundidad de la cinética química sería tema de varios libros y de varios meses de trabajo, como ésto no sería práctico ni es el propósito del presente tema, se limitará a saber que factores afectan la velocidad con la cual se lleva a cabo una reacción química.

#### 1. Velocidad de reacción:

Una reacción química es en esencia un rearrreglo

de átomos en las moléculas que participan. La velocidad a la cual ésto ocurre depende de la naturaleza de los reactivos y de las circunstancias; los factores que comúnmente resultan ser los más importantes, son: las cantidades relativas de los reactivos, la presión, la temperatura, las condiciones de flujo, la presencia de sustancias extrañas, los posibles cambios de fase de los reactivos, etc.

Quantitativamente, la velocidad de reacción se expresa como el número de unidades de masa de alguno de los reactivos que es transformado por unidad de tiempo ( $t$ ), y por unidad de volumen ( $V$ ) del sistema. Cuando el volumen del sistema permanece constante, la velocidad es el cambio de concentración ( $C$ ) por unidad de tiempo.

Matemáticamente, ésto se puede expresar como:

$$r = \frac{1}{V} \frac{dn}{dt} \quad \text{en general} \dots\dots\dots 7.1-1$$

$$r = - \frac{d(n/V)}{dt} = - \frac{dc}{dt} \quad \text{a vol} = \text{CTE} \dots 7.1-2$$

Donde:

$n$  es el número de moles presente a tiempo ( $t$ ).

Para expresar ésto en términos de cantidad de un reactivo que ha sido transformado en un cierto tiempo,  $X = N_0 - N_1$  se tiene:

$$r = \frac{1}{V} \frac{dx}{dt} \quad \dots\dots 7.1-3$$

Para algunas reacciones, es posible diferenciar los efectos de los moles  $N_1$  de cada uno de los reactivos, y puede establecerse una velocidad de reacción específica  $K$ , para cada reacción:

$$r = - \frac{1}{V} \frac{dn}{dt} = K (n_a, n_b, \dots) \quad \dots\dots 7.1-4$$

Determinar  $K$  es por demás arduo y complicado, en realidad a la fecha no se tienen los elementos suficientes para predecir de manera exacta el comportamiento o mecanismo que seguirá cada nueva reacción, esto es particularmente cierto a nivel industrial, y obliga a la experimentación en plantas piloto como paso previo a la implementación de un nuevo proceso industrial. De hecho, normalmente los pasos a seguir son:

- a) Establecer un mecanismo químico de reacción.
- b) Hacer corridas experimentales, con el fin de recabar suficientes datos.
- c) Relacionar dichos datos, de tal manera que sea posible establecer un modelo matemático.
- d) Diseñar un reactor adecuado para el proceso industrial.
- e) Especificar las condiciones de operación.
- f) Diseñar el sistema de control.
- g) Adicionar el equipo auxiliar.

## 2. Clasificación de reacciones.

Con el objeto de mostrar en sí la complejidad inherente de la cinética química, se enumeran a continuación varias de las formas como pueden clasificarse las reacciones químicas:

a) De acuerdo a su mecanismo:

Irreversibles, reversibles, simultáneas, con secutivas.

b) En cuanto a su molecularidad:

Unimoleculares o bimoleculares.

c) En cuando a su orden:

Orden integral, como primero o segundo orden, y orden fraccional u orden cero.

d) Con respecto a las condiciones de operación:

Isotérmicas a volumen constante, isotérmicas a presión constante, adiabáticas, no adiabáticas y no isotérmicas.

e) En función de las fases involucradas:

Homogéneas o heterogéneas.

f) Si son:

Catalizadas o no catalizadas.

### 3. Efecto de la temperatura.

Cualquier propiedad del sistema reaccionando que cambie regularmente conforme la reacción se lleva a cabo, es susceptible de ser incluido en la ecuación de velocidad de reacción. Como en la realidad se trabaja con variables medidas, es mejor usarlas directamente como índice de la velocidad de reacción que convertirlas a medidas equivalentes de concentración. Un ejemplo sería una reacción en fase gas, bajo ciertas condiciones la presión total puede estar relacionada con el grado de avance de la reacción. Asimismo variables como el volumen, turbidez, conductividad eléctrica, rotación óptica, el pH, índice de octano, etc., puede marcar la pauta de una velocidad de reacción.

Es, sin embargo, la temperatura la variable más comúnmente asociada a la velocidad de reacción, la relación gráficamente es como sigue:

Velocidad  
de  
Reacción

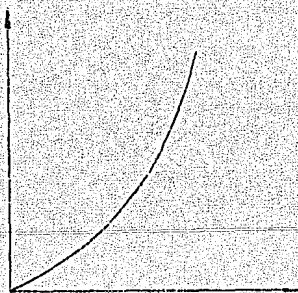


Fig. 7.1-1

Temperatura

En algunos casos, la variación puede ser más brusca y desencadenar una explosión. Matemáticamente la relación fue dada por Arrhenius en 1889 y obedece a la siguiente ecuación:

$$K = \alpha e^{-E/RT} \dots\dots\dots 7.1-5$$

Donde:

$\alpha$  = Factor de frecuencia

E = Energía de activación

R = Cte. de los gases

T = Temperatura absoluta

K = Velocidad de reacción específica

De acuerdo con Arrhenius, las velocidades de reacción específica K son del tipo exponencial, y la magnitud de E determina la dependencia, a mayores potenciales, mayor dependencia de la reacción con la temperatura.

#### 4. Mecanismos de reacción:

Como ya se mencionó en el punto 2, existen varias formas de clasificar las reacciones, pero el propósito de reducir el ámbito de trabajo, se limitará a manejar las reacciones de acuerdo a su mecanismo, esto es útil desde el punto de vista de ingeniería.

a) Irreversibles,  $A \xrightarrow{K} B$

El reactivo A genera el producto B a una ve-

lidad  $R_A$  que depende de la concentración de A ( $C_A$ ) y de la velocidad específica  $K$ , que según Arrhenius a su vez es dependiente de la temperatura. Tendremos:

$$R_A = -KC_A \quad \dots\dots 7.1-6$$

a mayor  $K$ , más velocidad de reacción. Si dos reactivos estuvieran involucrados:



la reacción dependería de ambas concentraciones.



En estas reacciones se alcanza lo que conocemos con equilibrio químico, y la velocidad de reacción en un sentido depende de  $K_1$ , pero en el sentido inverso depende de  $K_2$ . La velocidad neta referida a A es:

$$R_A = -K_1C_A + K_2C_B \quad \dots\dots 7.1-7$$

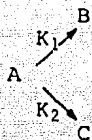
Las concentraciones en el equilibrio están dadas por:

$$\frac{C_B}{C_A} = \frac{K_1}{K_2} = K = \text{Cte. de equilibrio} \dots\dots 7.1-8$$

esta constante implica la máxima conversión alcanzable.

c) Consecutiva,  $A \xrightarrow{K_1} B \xrightarrow{K_2} C$

Aquí se tienen reacciones de dos o más pasos, la situación es complicada si el producto de secado es B, deberá detenerse la reacción cuando se ha alcanzado el máximo de B.

d) Simultáneas, 

Es posible que un mismo reactivo de origen a dos diferentes productos, las condiciones de las reacciones deben ajustarse para formar el producto deseado.

### 7.1.3. Equipo de Proceso.

#### 1. Tipos de equipo.

Así como fue posible clasificar las reacciones desde diferentes puntos de vista, también es posible hacerlo en función de los reactores, éstos pueden ser de:

Tanque agitado, en batería, tubular sencillo, multitubular, lecho fluidizado y lecho fijo de sólidos.

Para propósitos prácticos se enfocará a los del tipo tanque, tanto para procesos en lotes como continuos.



también es posible observar que tanto  $k$  como  $t_p$ , deben tener valores altos para obtener buenas conversiones de A. Si se tuviera una reacción lenta sería necesario contar con un gran volumen para alcanzar conversiones razonables.

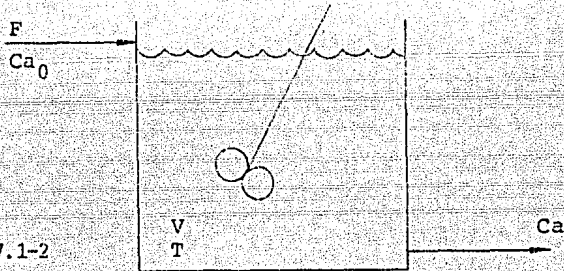


Fig. 7.1-2

### 3. Reactores en lote ("batch"):

Este tipo de reactor es un recipiente normalmente agitado, el cual es cargado al inicio del proceso y descargado hasta que la reacción ha sido realizada.

La figura da un esquema de un reactor típico en lote.

La manera de expresar la ecuación que caracteriza su comportamiento cinético es:

$$\frac{dCA}{dt} = -kCA \quad \dots\dots 7.1-11$$

## 2. Reactores continuos, tipo tanque:

Un reactor continuo (CSTR) es un recipiente que continuamente es alimentado y consecuentemente de forma continua el producto es retirado. Mediante agitación mecánica se busca el mezclado óptimo.

La figura nos presenta de manera esquemática un CSTR. Para tener una idea del comportamiento cinético del reactor, supongamos una reacción irreversible  $A \xrightarrow{K} B$ , y hagamos un balance para A en el estado estacionario. La alimentación F (ft<sup>3</sup>/min.), la concentración de A en la corriente F es CA<sub>0</sub> - la masa reaccionante es el volumen del reactor V(ft<sup>3</sup>) y la constante específica de velocidad de reacción K. El reactivo entra a FCA<sub>0</sub> y sale junto al producto como FCA; él es consumido en la reacción a VkCA. Como entrada menos sólida es igual a consumo:

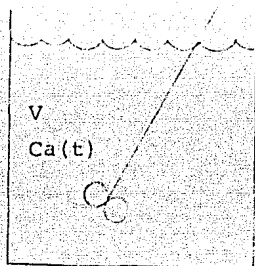
$$FCA_0 - FCA = VkCA \quad \dots\dots 7.1-9$$

Resolviendo para Ca/Ca<sub>0</sub>, tenemos:

$$Ca/Ca_0 = \frac{1}{1 + k V/F} = \frac{1}{1 + k \zeta_p} \quad \dots\dots 7.1-10$$

donde  $\zeta_p$  es el tiempo de residencia en el reactor. Puede verse que a menor relación. Ca/Ca<sub>0</sub> será mayor la conversión de A en B,

Fig. 7.1-3

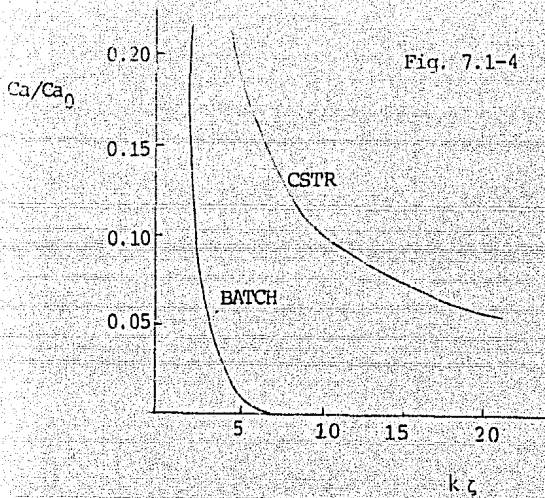


#### 4. Selección de equipo:

Podría pensarse en principio, que lo más recomendable es usar reactores del tipo continuo, pues es en realidad la tendencia de la industria química por todas las ventajas ya conocidas. Sin embargo, cuando los valores de  $k$  son pequeños o cuando el proceso involucra varias reacciones sucesivas, o cuando la producción es relativamente pequeña (caso de la industria farmacéutica), o cuando el manejo de los materiales es crítico haciéndolo de forma continua, se hace necesario el uso de un reactor en lote.

La Fig. No. 7.1-4 muestra una comparación del comportamiento de un reactor en lote contra uno continuo, asumiendo una reacción sencilla e irreversible. Los valores de  $Ca/Ca_0$  son para diferentes valores de  $kZ$ , aquí puede verse, que un reactor lote en un momento dado ofrece menor tiempo de reacción y es capaz de producir la misma cantidad de producto que un CSTR.

Concretamente son más eficientes; para compensar esto en los continuos se usan baterías múltiples aumentando así la eficiencia en ellos.



## 7.2. FILOSOFIA DE CONTROL.

### 7.2.1. Elementos dinámicos.

#### 1. Retrasos.

Por la forma de los reactores (tanques) ya sea con tínuos o de lotes, es innegable que el retraso lineal simple (RC) predominará. Las grandes masas acumuladas harán que normalmente estemos ante procesos estables y lentos. Tal vez las únicas excepciones sean aquellas reacciones que de acuerdo a la ecuación de Arrhenius tengan un comportamiento acelerado al alcanzar cierto valor de temperatura.

Incluso, salvo esas excepciones, el hecho de que sea casi lugar común el controlar en función de temperatura, refuerza la magnitud del retraso RC.

En realidad solo aquellos sistemas que se pretendan controlar basándose en alguna variable analítica estarán afectados por retrasos distancia-velocidad o tiempos muertos.

## 2. Ejemplos.

Se parte de un sistema de control elemental. La Fig. No. 7.2-i esquematiza un reactor en lote con un sistema neumático de control de temperatura. En él podemos fácilmente identificar los siguientes retrasos:

- a) Retraso de medición.
- b,d) Retrasos de distancia-velocidad en las líneas de transmisión.
- c) Retraso en la operación del controlador.
- e) Retraso distancia-velocidad en la adición de agente de control.
- f) Retraso (capacitancia) en la chaqueta del reactor.
- g) Retraso en la transferencia de calor.
- h) Retraso (capacitancia) en el seno del reactor.

Haciendo un breve análisis puede verse que los retrasos "b, c, d" son ineludibles, pero la práctica ha enseñado que en condiciones normales son despreciables. El resto de los retrasos, excepto "e", son del tipo RC (primer orden), y como "e" puede -

minimizarse con una correcta combinación de instalación-dimensionamiento de la válvula de control y la línea, pues quedamos frente a un problema donde predomina el factor capacitancia.

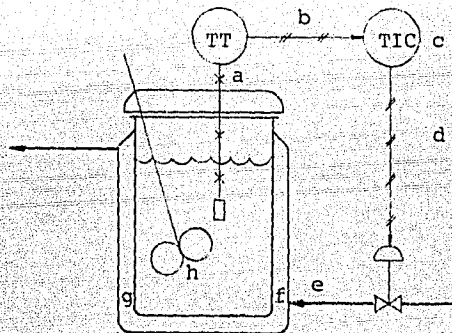


Fig. 7.2-1

Ahora en segundo caso, la Fig. No. 7.2-2 representa un reactor continuo, el cual se pretende controlar con la ayuda de un sistema de control de pH, en este sistema es posible identificar todos los retrasos del ejemplo anterior. Pero, es importante puntualizar que las zonas: "a, b, c, d" estarán dominadas por retrasos distancia-velocidad, cuantificar éstos será importante, pues solo así es posible conocer qué relación guardan con el retraso total debido a las capacitancias del sistema, en función de dicha relación podrá especificarse una estrategia de control eficaz.

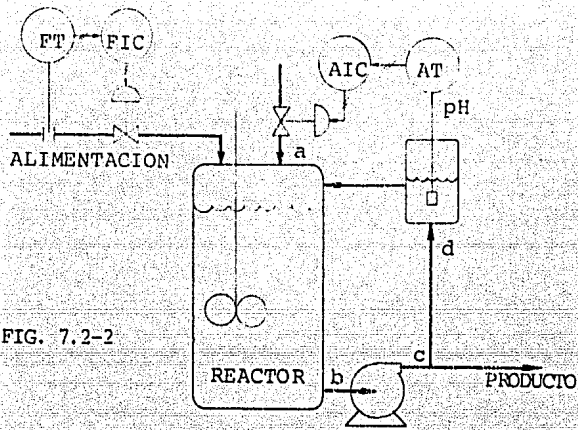


FIG. 7.2-2

## 7.2.2. Sistemas de control típicos.

### 1. Observaciones pertinentes.

Algunos equipos de proceso soportan sistemas de control pobremente diseñados, pero los reactores difícilmente aceptarán alguna condición tal. Un sistema de control que presente oscilaciones indeseables, puede arruinar el producto, eliminar el catalizador, dañar el propio reactor e incluso atentar contra la integridad de los operadores; no es posible pues, trabajar con diseños inadecuados.

También es digno de puntualizar que si el reactor mismo no fue correctamente diseñado, no habrá sistema de control que logre estabilizarlos. Finalmente se pide no perder de vista que siendo los reactores el origen de muchos procesos, lo cual los pone a salvo de cambios de carga rápidos e im-

predecibles, serán el factor que fije la capacidad de la planta y consecuentemente los disturbios que presenten se propagarán por toda la planta.

## 2. Sistemas en reactores en lote ("batch").

No obligadamente se deben controlar los reactores en función de temperatura, pero por ser ésta la variable que comúnmente resulta ser la más representativa del problema, nos avocaremos a mencionar algunos prototipos. La Fig. No. 7.2-3 nos muestra una serie de ejemplos: en el caso A) agua de enfriamiento fluye a través de un serpentín interno en el reactor, en B) el medio de enfriamiento fluye en una chaqueta externa, en C) un sistema de rango compartido es presentado para aquellos casos en los cuales es necesario adicionar calor al inicio de la reacción, en D) un sistema en cascada, tal vez sea el más ejemplar, se usa para eliminar los problemas dinámicos (retrasos), E) este sistema, también en cascada, permite ahorrar agente de control, si bien introduce un retraso adicional debido al intercambiador, F) aquí se tiene una sofisticación, un sistema con válvulas en rango compartido, una de ellas en "by-pass", el cual permite un control más rápido, G) con el fin de eliminar la chaqueta, es posible usar un sistema como éste, se tendrá una gran área de transferencia pero será fundamental poder contar con una alta velocidad en la recirculación, en H) se representa un sistema autoenfriado, se supone que la reacción se lleva a cabo en plena ebullición, el vapor generado puede ser enfriado y retornado como condensado (incluso



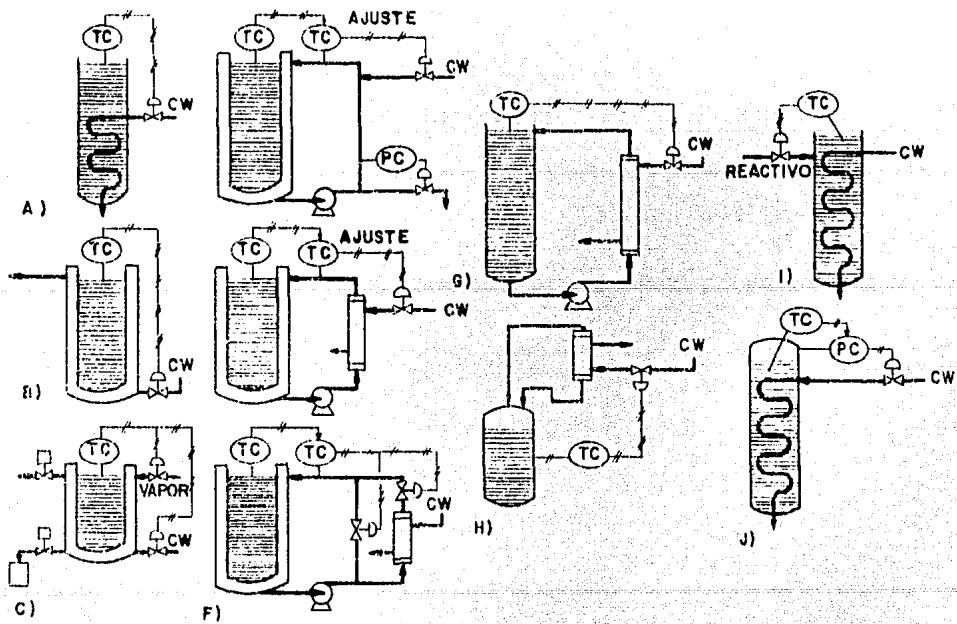


FIGURA No. 7.2-3

por gravedad); ésto permite tener una transferencia de calor rapidísimo, en I) se tiene un sistema que permite usar un reactor batch de forma semicontinua, el reactivo será adicionado mientras el enfriamiento sea bueno, finalmente en J) se observa una cascada temperatura-presión, usada cuando se desea mayor rapidez pues es más rápido detectar cambios de temperatura, es obvio que ésto solo servirá en reactores cerrados.

Todos los sistemas presentados hasta aquí son útiles en procesos que liberan calor al efectuarse, es decir exotérmicos, pero la mayoría de ellos son válidos para los casos endotérmicos (requieren adición de calor para desarrollarse) cambiando simplemente el agente de control, un medio de calentamiento en vez de uno de enfriamiento.

### 3. Sistemas en reactores continuos.

Muchos reactores continuos se controlan con sistemas semejantes a los vistos en el punto anterior, en vista de ello, no se repetirán y mejor se presentarán un par de aplicaciones un poco más complejas, para dar una idea más amplia en este campo.

La Fig. No. 7.2-4 presenta un sistema de control aparentemente muy complejo, sin embargo, se justifica plenamente. Como puede observarse el control de pH es fundamental en este circuito de control, pero el pH es total y absolutamente no lineal, debido a su naturaleza logarítmica. Así, introduce

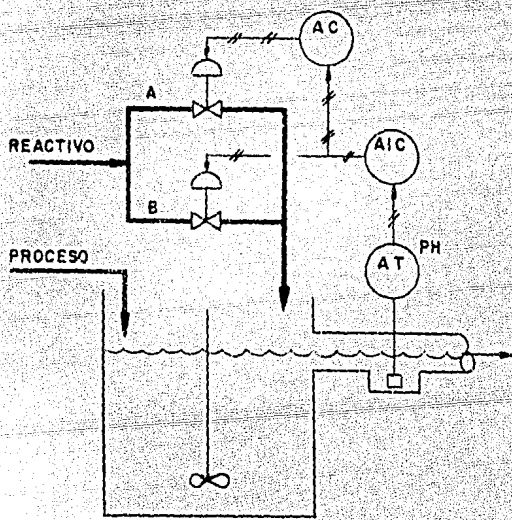


FIGURA 7.2-4

un grado de dificultad mayor al control que es posible resolver con sistemas como el presentado.

Se pretende solucionar la no-linearidad inherente del pH usando válvulas de diferente característica y que operen en secuencia. La válvula B será pequeña y de igual porcentaje y está operada directamente por un controlador proporcional puro, este controlador también operará una válvula (A) grande y lineal, pero lo hará a través de un control proporcional con reajuste automático y con una zona muerta de límites ajustables.

Recuérdese que las válvulas de igual porcentaje presentan un comportamiento exponencial, similar al de pH. Cuando el pH se desvía de la neutralidad, la ganancia de la curva decrece, pero justamente esta desviación abrirá aún más la válvula, incrementando la ganancia de la válvula en sentido compensatorio. Sin embargo, la compensación solo puede sostenerse si la relación entre posición de válvula y pH es fija; esto justifica la eliminación del reajuste automático del primer controlador, pues él trataría de eliminar cualquier desviación sin tomar en cuenta qué posición de válvula es requerida. Como la válvula de igual porcentaje es pequeña, el controlador proporcional la lleva, en un momento dado, a alguno de sus extremos, consecuentemente la zona muerta del controlador de dos modos es excedida. Es en ese momento que la válvula A es movida a cierta velocidad y hasta una posición que es función de: los ajustes del contro

lador y la salida de la señal de control de la zona muerta.

Cuando la señal de control regresa a la zona muerta, la posición de la válvula A es sostenida en su última posición, de esta manera la no-linearidad del pH es compensada hasta cualquier punto por la zona muerta (recuérdese que debe ser de límites ajustables).

La Fig. No. 7.2-5 ejemplifica un sistema que combina el control con retroalimentación (feedback) y el control anticipado (feedforward). Podemos observar que el sistema tratará de alimentar tanto reactivo como el fluido de proceso demande, esto sucede de forma inmediata en la trayectoria del "feedforward", pero como otros factores no medidos, pueden influir (ejemplo, las concentraciones del reactivo o del fluido de proceso) será necesario supervisar si el trabajo está bien hecho, la medición de pH hará esta función, es la trayectoria "feedback" y el relevador de multiplicación, hará la función de coordinador de ambas trayectorias.

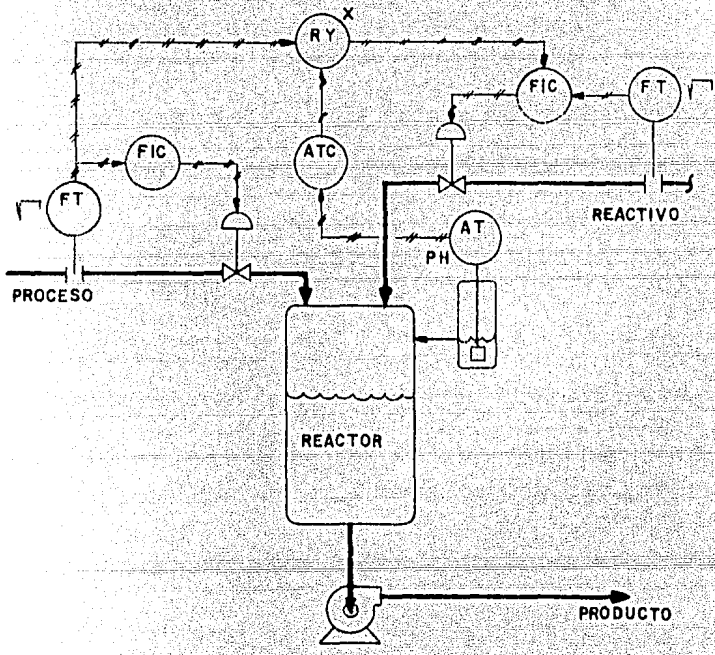


FIGURA 7.2-5

## CAPITULO 8

# CONCLUSIONES

## CONCLUSIONES

La problemática en torno a la poca divulgación de la instrumentación dentro de las actividades de Ingeniería y que interviene en el control de las variables de un proceso, insto a que uno de los objetivos principales que se persiguen en esta tesis, es recalcar la importancia de que en nuestro país se deben canalizar las investigaciones hacia el desarrollo tecnológico en lo que respecta a la automatización de los procesos industriales, ya sea neumática o electrónica, dependiendo del sistema de control seleccionado.

Actualmente en nuestro país, el uso de la instrumentación neumática en las instalaciones fabriles, es entre un 80 a un 85% y del 20 al 15%, es de uso electrónico.

Por lo anterior, el uso de la instrumentación electrónica, es aplicada en nuestro país, básicamente en procesos de generación de energía eléctrica, en algunos procesos petroquímicos y químicos, donde su operación requiere de alta confiabilidad y velocidad de respuesta, para obtener la calidad y cantidad de los productos elaborados. En algunas instalaciones fabriles es usada como respaldo de seguridad en una parte de un proceso determinado, tal como la operación de reactores donde se llevan a cabo reacciones exotérmicas y/o endotérmicas, donde su función es básicamente proteger el desboque de las reacciones que en ellos se llevan a cabo.

Un aspecto que interviene es la buena selección de un de-



terminado tipo de instrumentación, son los recursos, tanto técnicos como económicos, que se dispone para el control del proceso, asimismo se puede mencionar que el grado de automatización está determinado por la complejidad del proceso, peligrosidad en muchos casos, la calidad del producto obtenido, la cantidad del producto por fabricar y en muchos otros el aspecto social, ya que a primera vista se piensa que es el desplazamiento del hombre por la automatización, creando con ello un desempleo más agudo.

Pero si se piensa que la automatización desplaza al hombre de actividades tediosas, repetitivas, enajenantes, que absorben a éste mental y/o físicamente, dándole con ello oportunidad de desarrollarse como ser pensante y creativo se obtendrá como resultado, el progreso de la humanidad.

Por lo anteriormente expuesto, considero que las actividades académicas durante la realización de estudios del Ingeniero Químico deben ser más formativas que informativas, y en la medida de lo posible deben estar vinculados con la realidad industrial del país, ya que en muchos casos, los egresados no conocen el tipo de problemas que realmente se presentan en la industria y requieren de un largo tiempo para integrarse a la problemática particular de la misma. Con esto, el objetivo principal y punto importante que se siguió en el desarrollo de este trabajo, es que sirva como complemento a la materia de instrumentación industrial, no obligatoria en el plan de estudio, de tal forma que visualice de una manera sencilla la manera de instrumentar los equipos, dependiendo de las necesidades del proceso y de los recursos humanos y económicos que se

dispongan, de tal forma que tendrá un desarrollo total a sus habilidades como Ingeniero Químico.

CAPITULO 9

BIBLIOGRAFIA

## B I B L I O G R A F I A

1. Considine Douglas, M.  
Handbook of Applied Instrumentation.  
Section 14.1 automatic combustion control system for  
boilers.  
McGraw Hill Book Co.
2. Kallen, Howard P.  
Handbook of Instrumentation and Controls.  
Section 9 boilers instrumentation and control.  
McGraw Hill Book Co.
3. Bela G. Liptak.  
"INSTRUMENT ENGINEERING HANDBOOK", Vol. II.  
Published by Chylton Book Company. 1970.
4. A.R. Alworth.  
Boiler Control Via Process Control Techniques.  
I.S.A. Conferencie and Exhibit, paper 73-639.  
Houston, Texas. 1973.
5. Luyben, W.L.  
"BATCH REACTOR CONTROL"  
Instrumentation Technology, August 1975.
6. Shinskey, F.G.  
"PROCESS CONTROL SYSTEMS"  
McGraw Hill Co. 1967.

7. Murril, P.W., Pike, R.W., Smith, C.L.  
"MODELS FOR PROCESS EQUIPMENT".
8. J.B. Arant  
E.I. Dupont de Nemours E. Co.  
Centrifugal Compressor Auxiliary Instrumentation.
9. White, M.N.  
"SURGE CONTROL FOR CENTRIFUGAL COMPRESSORS".  
Chemical Engineering. December 25, 1972.
10. A. Creus.  
Instrumentation Industrial.