

29  
12



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**  
**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES**  
**CUAUTITLAN**

**“CIRCUITOS DE INSTRUMENTACION Y  
CONTROL EN TORRES DE  
DESTILACION Y COMPRESORES”**

**T E S I S**

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A N:  
LONGINO RODOLFO GARCIA LEZAMA  
SERGIO MENDOZA SANCHEZ**



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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

## INDICE

	Págs.
INDICE .....	1
OBJETIVO .....	6
CAPITULO 1. INTRODUCCION .....	7
CAPITULO 2. GENERALIDADES .....	9
2.1 Torres de destilación y métodos de -- de destilación. ....	9
2.2 Compresores .....	14
Tipos de compresores .....	15
2.3 Importancia del control en los equipos	21
2.3.1 Importancia del control en el ---- equipo de destilación .....	23
2.3.2 Importancia del control en los ---- compresores .....	31
CAPITULO 3. CIRCUITOS DE INSTRUMENTACION Y CONTROL .....	43
3.1 Sistema automático de control .....	44
3.2 nomenclatura, simbología e identifica- ción de la instrumentación.....	46
3.3 Definición de los sistemas automáticos de control .....	51

CAPITULO 4. MECANISMOS PARA OBTENER LOS -- MEDIOS DE CONTROL EN TRANSMI-- SIÓN NEUMÁTICA .....	05
4.1 Funciones básicas de un controlador .	67
4.1.1 Elevador piloto neumático .....	69
4.2 Controlador neumático .....	71
4.2.1 Elementos básicos de un controlador	74
4.2.2 Punto fijo .....	76
4.2.3 Selector de control manual-automá-- tico .....	76
4.3 Modos de control .....	78
4.4 Clases de controladores .....	79
4.5 Selección del modo de control adecuado	101
CAPITULO 5. CONTROL E INSTRUMENTACION .....	103
5.1 Control e instrumentación en torres de destilación .....	103
5.1.1 Aplicación de acciones (sistema, -- válvula, control) a una torre de -- destilación .....	106
5.1.2 Jerarquía de control .....	107
5.1.3 Selección de sistemas para controlar la presión de la columna .....	109
5.1.4 Columnas de destilación al vacío ..	121

5.1.5 Selección del sistema para controlar el flujo de la carga (alimentación) y la temperatura a la columna de destilación .....	124
5.1.6 Sistema de control para los productos de la parte superior de la columna .....	129
5.1.7 Sistema de control del producto de residuo o producto de fondo .....	135
5.1.8 Sistema de control automático para adición de calor .....	138
5.1.9 Sistemas de control de la composición del residuo y del producto ..	145
5.1.10 Filosofía de control .....	153
5.1.11 Selección de la filosofía de control .....	157
5.1.12 Reglas básicas para el control directo .....	158
5.1.13 Control por prealimentación .....	159
5.1.14 Máxima separación .....	164
5.1.15 Control de composición de dos productos .....	166
5.1.16 Control de dos productos con salida lateral .....	170

## Págs.

5.2 Control e instrumentación de ----- compresores .....	175
5.2.1 Control de compresores centrífugos.	175
5.2.2 Control de presión constante .....	180
5.2.3 Control de presión constante ----- operación en paralelo .....	182
5.2.4 Control de flujo en peso constante.	184
5.2.5 Control de flujo en peso constante operación en serie .....	186
5.2.6 Control para prevenir el límite --- mínimo de capacidad del compresor .	187
5.2.7 Instrumentación de los compresores	189
5.2.8 Compresores para unidades de ----- rompimiento catalítico .....	194
5.2.9 Recuperación en una unidad de ---- rompimiento catalítico .....	196
5.2.10 Compresor de un sistema de refri- geración para unidades de <u>alquila</u> <u>ción</u> .....	198
5.2.11 Compresor para un sistema de ---- refracción .....	200

	Págs.
5.2.12 Compresor para un sistema de ----- refrigeración .....	201
5.2.13 Compresor en paralelo .....	203
CONCLUSIONES .....	205
BIBLIOGRAFIA .....	206

## OBJETIVO

La presente tiene como objetivo principal el establecer o más bien difundir los Circuitos de Instrumentación de Seguridad en Columnas de Destilación y Compresores, dictadas de acuerdo a las normas establecidas dentro de la Ingeniería Química. Como también el comprender el funcionamiento de los Sistemas de Control Automático, las Clases de Controladores y los Modos de Control a utilizar.



En la Ingeniería Química así como en la Instrumentación Industrial, que es una de sus ramas fundamentales, es indispensable el contar con circuitos de protección de los instrumentos, equipo, personal que labora y de la planta en general.

El control e instrumentación de procesos se ve incrementado por el elevado costo de reparación de equipo en la actualidad, cuando sufre daño debido a la falla de algún instrumento que no da la acción correctiva a tiempo; lo que trae como consecuencia un peligro potencial que representa el trabajar a condiciones extremas tales como altas temperaturas, altas presiones, fluidos tóxicos y corrosivos, temperaturas bajo cero vacío, etc. Por lo que operar con seguridad y eficiencia una planta industrial, es una actividad variada y compleja.

No está por demás el mencionar que en la rentabilidad de los equipos y circuitos de seguridad se podría entender su importancia con el tiempo. Como en el caso de seguros de cualquier tipo, el no llegar a utilizarlo no quiere decir que hay pérdidas en la empresa, sino al contrario es un aliciente para seguir adelante sin accidentes, que se evitan antes que sucedan y sin erogaciones que nunca se deben efectuar por descuido.

El presente trabajo inscrito como Tesis Profesional trata de cubrir los circuitos de seguridad para la instrumentación de compresores y torres de destilación.

De acuerdo con esto se tratarán los siguientes temas que llevarán a tener un conocimiento más amplio sobre los sistemas de control para las columnas de destilación y compresores

En el Capítulo 2 se mencionan los tipos de destilación, tipos de compresores y escalas de operación, así como la importancia que tiene el control en los equipos antes mencionados.

Los sistemas automáticos de control, la nomenclatura y simbología utilizada para la identificación de cada uno de los instrumentos de control se tratarán en el Capítulo 3.

Los medios de control automático y las relaciones entre éstos para un mejor funcionamiento del sistema son vistos en el capítulo 4.

Así, en el Capítulo 5 según la variable a controlar se mencionará el control e instrumentación de los equipos mencionados anteriormente.

## 2.1 Torres de Destilación.

La destilación se refiere a separar soluciones en que todos los componentes son apreciablemente volátiles. Mediante la manipulación adecuada de las fases, o mediante evaporaciones y condensaciones repetidas, es generalmente posible generar una separación tan completa como se quiera y recobrar en consecuencia, los dos componentes de la mezcla con la pureza deseada.

Existen varios métodos de destilación:

- a) Destilación en el equilibrio ó evaporación instantánea.
- b) Destilación diferencial ó sencilla.
- c) Destilación a contracorriente en varias etapas, rectificación continua ó fraccionamiento.
- d) Destilación azeotrópica.
- e) Destilación extractiva.
- f) Destilación al vacío.
- g) Destilación molecular.

a) Destilación en el equilibrio ó evaporación instantánea  
Es una operación de una sola etapa en donde se evapora parcialmente una mezcla líquida, se permite que el vapor alcance el equilibrio con el líquido residual se separan y

eliminan del aparato las fases vapor y líquido resultante. Se puede llevar a cabo por lotes o en forma continua y también se aplica en condensación parcial.

#### b) Destilación diferencial.

Quando en un número de evaporaciones instantáneas sucesivas de un líquido, sólo se evapora instantáneamente una porción infinitesimal del líquido, el resultado neto sería equivalente a una destilación diferencial o sencilla.

En ésta destilación se tiene que proceder en forma infinitamente lenta, con dicho líquido. Debe eliminarse todo arrastre y no debe existir enfriamiento ni condensación del vapor antes de entrar al condensador.

#### c) Rectificación continua.

Es una operación de destilación a contracorriente en varias etapas. Por lo general, para una solución binaria con algunas excepciones, es posible separar mediante este método la solución de sus componentes y recuperar cada componente en el estado de pureza que se desea.

La rectificación es el método de separación utilizado con mayor frecuencia, aunque relativamente nuevo.

Aquí, la mezcla de alimentación se introduce de un modo más o menos centrado en una cascada vertical de etapas. El vapor que se eleva en la sección de arriba del alimentador, llamada sección de absorción, enriquecedora o rectificadora, se lava con el líquido para eliminar el componente menos volátil. El líquido lavado se obtiene condensando el vapor que sale —

por la parte superior, enriquecido con el componente mas volátil. El líquido devuelto a la parte superior de la torre se llama reflujo y el material que se elimina permanentemente es el destilado, que puede ser un vapor o un líquido, enriquecido con el componente mas volátil. En la sección de abajo del alimentador, sección desorbadora o de agotamiento, el líquido se desorbe del componente volátil mediante vapor que se produce en el fondo por la evaporación parcial del líquido en el fondo, en el renervidor. El líquido eliminado, enriquecido con el componente menos volátil, es el residuo o fondos. Dentro de la torre, los líquidos y los vapores siempre están en sus puntos de burbuja y de rocío, respectivamente de manera que las temperaturas mas elevadas se encuentran en el fondo y las menores en la parte superior.

Las torres empacadas frecuentemente compiten en costos con los platos; son particularmente útiles cuando la caída de presión debe ser mas pequeña, como en las destilaciones de materiales sensibles al calor cuya exposición a temperaturas elevadas se debe minimizar.

#### d) Destilación azeotrópica.

Es un caso especial de multicomponentes, que se utiliza en la separación de aquellas mezclas binarias muy difíciles o imposibles de separar mediante el fraccionamiento ordinario.

En estas condiciones, un tercer componente, algunas veces

llamado arrastrador, puede agregarse a la mezcla binaria para formar un azeotrópo de bajo punto de ebullición con aquel componente original, que gracias a su volatilidad puede separarse fácilmente del otro componente original.

#### e) Destilación extractiva.

Método de rectificación de multicomponentes, cuyo propósito es similar al de la destilación azeotrópica. A una mezcla binaria que es difícil o imposible de separar por los métodos ordinarios, se le agrega un tercer componente, conocido como disolvente, el cual altera la volatilidad relativa de los componentes originales y permite, de esa forma, la separación. Sin embargo, el disolvente agregado es de baja volatilidad; ni siquiera se evapora de modo apreciable en el fraccionador.

#### f) Destilación al vacío.

Muchas sustancias orgánicas no pueden calentarse ni siquiera a temperaturas próximas a sus puntos normales de ebullición, porque se descompondría químicamente. Entonces, si estas sustancias se van a separar por destilación, se deben mantener bajas la temperatura correspondiente y la presión. El tiempo de exposición de las sustancias a la temperatura de destilación también debe mantenerse en el mínimo, puesto que de esta forma se reducirá la descomposición térmica. Para destilaciones a presiones absolutas del orden de 1 a 35  $\text{K}_m/\text{m}^2$  se deben utilizar torres e pacaos, se pueden diseñar platos de capucha y perforados con caídas de presión cercanas a --

llamado arrastrador, puede agregarse a la mezcla binaria para formar un azeótropo de bajo punto de ebullición con aquel componente original, que gracias a su volatilidad puede separarse fácilmente del otro componente original.

e) Destilación extractiva.

Método de rectificación de multicomponentes, cuyo propósito es similar al de la destilación azeotrópica. A una mezcla binaria que es difícil o imposible de separar por los métodos ordinarios, se le agrega un tercer componente, conocido como disolvente, el cual altera la volatilidad relativa de los componentes originales y permite, de esa forma, la separación. Sin embargo, el disolvente agregado es de baja volatilidad; ni siquiera se evapora de modo apreciable en el fraccionador.

f) Destilación al vacío.

Muchas sustancias orgánicas no pueden calentarse ni siquiera a temperaturas próximas a sus puntos normales de ebullición, porque se descompondría químicamente. Entonces, si estas sustancias se van a separar por destilación, se deben mantener bajas la temperatura correspondiente y la presión. Al tiempo de exposición de las sustancias a la temperatura de destilación también debe mantenerse en el mínimo, puesto que de esta forma se reducirá la descomposición térmica. Para destilaciones a presiones absolutas del orden de 7 a 35  $\text{KN/m}^2$  se deben utilizar torres empacadas, se pueden diseñar platos de capucha y perforados con caídas de presión cercanas a ---

350  $\text{N/m}^2$ . Además, este tipo de destilación se usa también para cuando no se tiene el medio de calentamiento adecuado a las temperaturas requeridas.

g) Destilación molecular.

Esta es una forma de destilación a presión muy baja, que se lleva a cabo industrialmente a presiones absolutas — del orden de 0.3 a 3  $\text{N/m}^2$  es adecuada para las sustancias — sensibles al calor.



## GENERALIDADES

## 2.2 Compresores.

uno de los equipos, para aumentar la presión de un gas, es conocido con el nombre genérico de compresor.

En general existen dos clases de compresores, los cuales a su vez cuentan con una serie de diferentes tipos, cuya aplicación depende de algunas consideraciones básicas, entre las que destacan primordialmente los intervalos de presión y de flujo volumétrico.

Los dos tipos de compresores conocidos son los de tipo de desplazamiento positivo y los de tipo dinámico. En los de tipo dinámico se tienen a los de flujo radial y los de flujo axial o máquinas conocidas como centrífugas, en tanto que los tipos de desplazamiento positivo existen en dos categorías básicas que son rotatorios y reciprocantes, y a su vez los reciprocantes, deben de clasificarse por el número de cilindros de que están constituidos, así mismo los compresores rotatorios se dividen en tipos de lóbulos, tipo de tornillo, tipo de anillo de líquido y tipo de aspas o paletas.

## CENTRIFUGOS

TIPO  
DINAMICO

FLUJO  
AXIAL

UNA ETAPA

FLUJO  
RADIAL

MODULAR  
HORIZONTAL  
DIVIDIDO (SPLIT)  
BARRIL  
REFRIGERACION  
ENTRE ETAPAS

MULTIETAPA

## COMPRESORES

RECIPROCANTE

ENFRIADOS POR AIRE  
ENFRIADOS POR AGUA  
UNA ETAPA  
MULTIETAPAS  
DE ACCIONAMIENTO  
INTEGRAL  
DE ACCIONAMIENTO  
INDEPENDIENTE

TIPO DE  
DESPLAZAMIENTO  
POSITIVO

RECTANGULOS

DOS LOBULOS  
TRES LOBULOS  
TORNILLO SECO  
TORNILLO LUBRICADO  
ASPAS O PALETAS  
AVILLO LIQUIDO

TABLA 1

## TIPOS DE COMPRESORES.

TESIS PROFESIONAL

FES - C UNAM 1980

LONGINO RODOLFO GARCIA LEZAMA

SERGIO LENCIOZA SANCHEZ

### Compresores centrífugos.

El tipo centrífugo, es el más usado en la industria a causa de su simplicidad funcional, necesidades de mantenimiento relativamente bajo y diversas disponibilidades en el mercado de construcciones para cubrir una gran gama de necesidades. Las características anteriores, le comunican una cualidad de valor fundamental en cualquier proceso, y que es el poder operar durante períodos de tiempo grandes en forma continua con un mínimo de paros por requerimientos de mantenimiento.

El tipo más simple es el de una etapa, pudiendo manejar flujos desde alrededor de 3000 pies cúbicos por minuto estándar hasta 150,000 pies cúbicos por minuto estándar. Normalmente la parte vital del compresor que es el impulsor, es de tipo cerrado con lo cual la cabeza desarrollada puede llegar hasta unos 12000 ft-lb/lb, en otros casos se usan impulsores abiertos con lo cual se obtienen cabezas mucho mayores con la misma velocidad y diámetro de impulsor, como es el caso de impulsores abiertos de nojas con flujo inducido, con los cuales se desarrollan cabezas hasta de 20000 ft-lb/lb, todos estos tipos se construyen en diferentes materiales, para diferentes necesidades.

Los usos más frecuentes de compresores centrífugos - esta la compresión de aire para plantas, con gastos de 1000 a 70000 pies cúbicos por minuto estándar y presión má

xima en la descarga de 125 psig, siendo el diseño horizontal de tres o cuatro etapas con interrefrigeración o sin ella, el tipo más usado.

#### Compresores de flujo axial.

En este tipo de compresores el flujo de gas es paralelo a la flecha del compresor, y no cambia de dirección como en los de tipo radial.

Este tipo de compresores no pueden desarrollar cabezas mas allá de la mitad de lo que desarrollan normalmente los de tipo reciprocantes, sin embargo, su capacidad hasta 40000 pies cúbicos por minuto, es mayor a la normalmente manejadas por éstos. Aún más, existen diseños capaces de manejar hasta 100,000 pies cúbicos por minuto de gas, con cabezas no mayores a 100 psig, siendo este tipo sumamente usado dado su alta eficiencia lo cual reduce los costos de operación.

No obstante lo anterior, este tipo de compresores siempre es más caro, y su uso solo puede justificarse por medio del análisis económico pertinente. Por otra parte debe mencionarse que no obstante seguir las mismas leyes de comportamiento a diferentes velocidades que los de tipo radial, su intervalo de estabilidad funcional es bastante reducido lo cual origina la necesidad de sistemas de control más completo y por lo tanto más caros.

El uso de compresores reciprocantes, se limita a operaciones de baja capacidad y alta presión, sin que quiera decir que no existen diseños para capacidades medianamente altas.

El uso de compresores reciprocantes pequeños, 25 a 200 HP, se ha limitado a aplicaciones como pueden ser: aire para servicios generales en planta, o aire para instrumentos, en cuyo caso normalmente se requiere el tipo de cilindro no lubricado, ya que el tipo lubricado, puede originar desperfectos en los instrumentos de control y medición por suministrar aire contaminado con aceite. Normalmente este tipo de compresor es enfriado por agua y está constituido por un pistón de acción doble.

Evidentemente la capacidad de este tipo de compresor es función directa del tamaño y número de cilindros de que conste el mismo, en tanto que el número de etapas es a su vez dependiente del aumento de temperatura a través de cada etapa, así como de la carga que pueda soportar la máquina en sí misma y los rodamientos de ésta.

#### Compresores rotatorios.

Este tipo de compresor, como su nombre lo indica consta de un elemento rotable, el cual a cada revolución desplaza -

un volumen predeterminante del gas de proceso. Entre los tipos más conocidos se encuentra el del lóbulo, el cual está constituido de elementos rotatorios en forma de ocho, dichos elementos se encuentran ajustados dentro de la carcasa del compresor. Probablemente el uso más difundido que tienen los compresores de lóbulos es como bombas de vacío esto es que operan a presiones de succión menores a la atmosférica y descargan a presiones iguales o un poco mayores a la atmosférica y con gastos tan pequeños como 2 pies cúbicos por minuto hasta 20000 pies cúbicos por minuto en los diseños más grandes, existen diseños capaces de manejar presiones en la succión de 5 a 7 psig y descargas hasta de 25 psig.

Entre las aplicaciones más importantes que los compresores tienen, se encuentra:

- a) Manejar volúmenes regulares de aire en plantas de recuperación de azufre.
- b) Manejar volúmenes de aire grandes en plantas de rompimiento catalítico.
- c) Procesos de refrigeración en general entre los que destacan los de síntesis de metanol, unidades de etileno y polietileno y de para-xileno.
- d) Unidades de manejo de gases a alta presión como lo son las terminales de almacenamiento y distribución de propano y amoníaco. Como puede intuirse, la aplicación de los compresores en el campo de la mecánica

de fluidos con fines industriales o de investigación, juega un papel importantísimo en cualquier caso que se requiera - manejar gases a presión distinta a la atmosférica.

No obstante que los usos antes mencionados para compresores, nos da una idea de la gran cantidad de aplicaciones - que éstos tienen en la industria, probablemente uno de los - usos que con mayor frecuencia se tiene es la compresión de - aire.

A continuación se indican los usos más frecuentes del - aire señalando en cada caso las presiones de operación

- Plantas de separación de aire en componentes

Presión de operación 10 - 100 lb/pulg.<sup>2</sup>

- Aire para procesos de rompimiento catalítico

Presión de operación 5 - 40 lb/pulg.<sup>2</sup>

- Aire para plantas de amoníaco

Presión de operación 450 lb/pulg.<sup>2</sup>

- Aire para plantas de ácido nítrico

Presión de operación 125 lb/pulg.<sup>2</sup>

### 2.3 Importancia del control en los equipos.

Para cualquier instalación con el propósito que opere a las condiciones de estabilidad, se han diseñado una serie de dispositivos que auxilién al operador humano, en el manejo de las cantidades y condiciones variables características del proceso en cuestión.

Así, cada cantidad ó condición variable del proceso, es operada por un sistema de control particular, constituido — éste por un conjunto de instrumentos que miden, comparan — contra un estándar ; corrigen el valor de cada variable. — Este sistema de control es autónomo y sus acciones automáticas.

Mediante estos sistemas de control automático, los procesos pueden ser controlados continuamente y en forma precisa, para obtener productos más uniformes y de más alta — calidad. Esto conduce a mayores ganancias debido tanto al — menor despilfarro de materias primas como al valor mayor — del producto debido a su alta calidad.

Al conjunto de dispositivos o instrumentos se les denomina instrumentos de control simplemente, y son muy utilizados. Entre las ventajas más importantes de la utilización de los instrumentos de control encontramos:

- a) Automatización en el control ; manejo de las variables de proceso.



- b) Operación segura y eficiente.
- c) Aumento en la producción con bajos costos de fabricación.
- d) Calidad elevada y uniforme del producto ó del servicio.
- e) Centralización del control en casa ó cuartos de control.
- f) Fácil adaptación de sistemas de aviso y de protección contra fallas, emergencias, etc.
- g) Reducción en costos de inversión.

Entonces, control automático se denomina al conjunto de acciones y arreglos de los sistemas de control.

Es fundamental para la operación adecuada de procesos y sus variables, identificar los sistemas de control empleados y las características especiales de los instrumentos utilizados.

#### Control de procesos:

Identificar las características especiales del proceso.

Identificar las variables del proceso.

Identificar los sistemas de control.

Identificar las características especiales de los instrumentos.

### 2.3.1 Importancia del control en el equipo de destilación.

Como se vio anteriormente, la destilación separa los componentes de una mezcla en base a la diferencia en composición entre un líquido y el vapor formado por el líquido. En los procesos industriales, la destilación es ampliamente usada para aislar y purificar materiales volátiles.

Por lo tanto, una instrumentación apropiada a la operación de destilación es vital para lograr un máximo de producto.

La torre o columna de destilación tiene como objetivo

Separar una alimentación en un vapor el cual asciende en la columna, y en un líquido, el cual desciende a través de la columna. Logrando el mezclado íntimo entre las dos fases fluyendo a contracorriente.

El propósito es obtener una transferencia del componente mas volátil, o de los componentes mas volátiles en el vapor que asciende y una transferencia de los componentes menos volátiles en el líquido que desciende.

El equipo asociado con la columna de destilación es mostrado en la fig. 1.

El vapor saliendo de la columna es enviado a un enfriador o condensador, y recuperado como un líquido en un

recibidor o acumulador.

Una parte del líquido acumulado es retornado a la columna como refujo.

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 reservior. Parte de éste líquido es vaporizado e inyectado nuevamente en la columna, y el líquido sobrante es el producto del fondo o residuo.

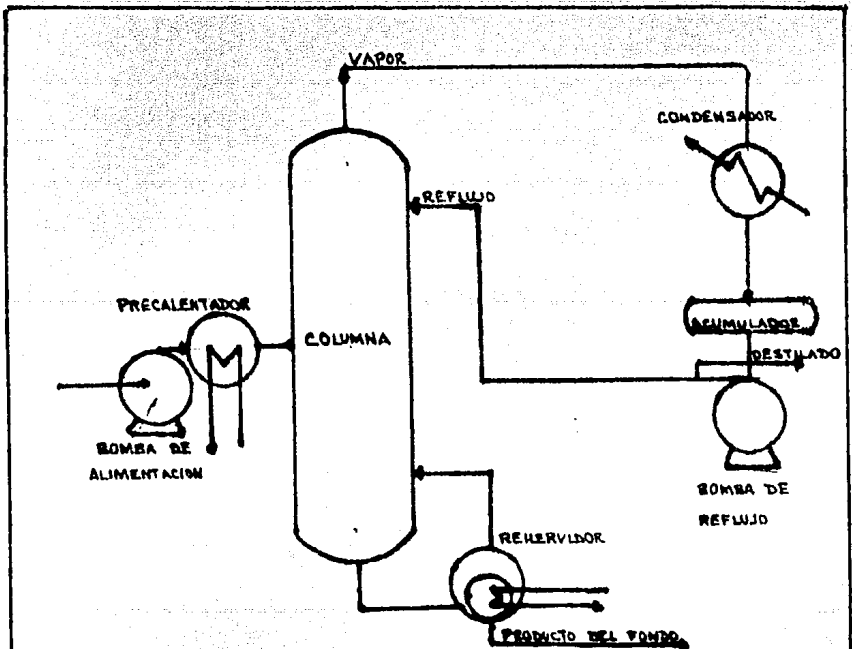


Fig.1

Equipo asociado en una columna de destilación.

De todas las variables que se pueden ajustar en la operación de destilación, únicamente a cierto número de ellas se les puede asignar valores independientes. Las otras variables automáticamente tendrán valores fijos dependiendo de la relación entre ellas durante la operación.

Las variables y grados de libertad utilizados en una columna de destilación se obtienen de acuerdo con el análisis de variables siguiente, Fig. 2(a, b, c, d, e, f, g, h)

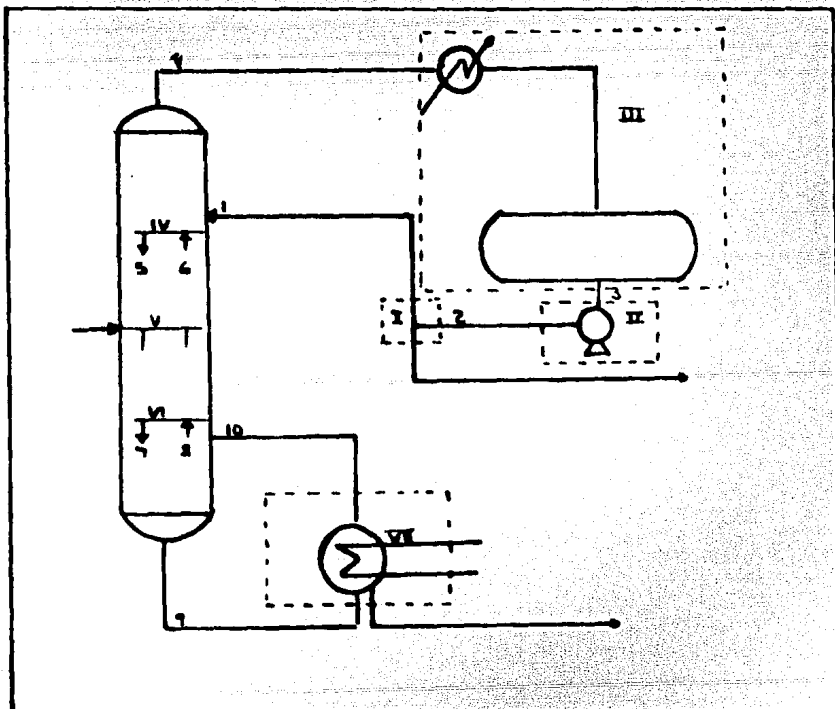
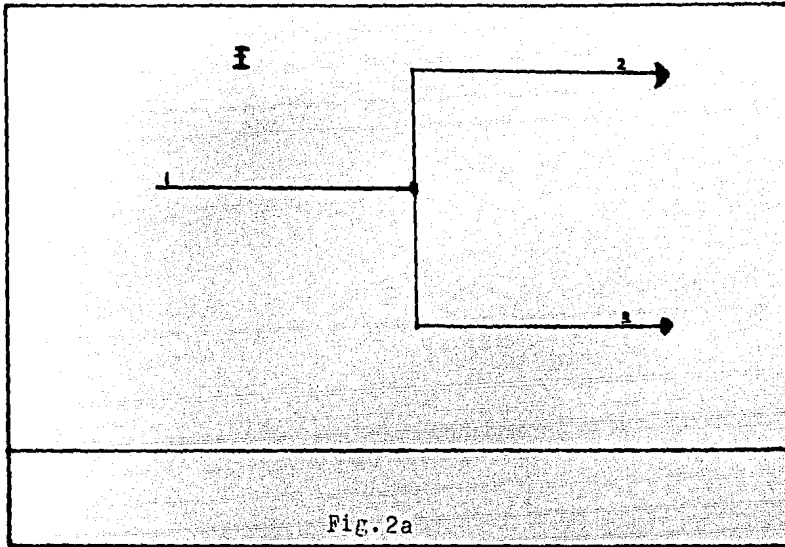


Fig. 2

Análisis de variables

## Grados de libertad en la bifurcación de la corriente



Variables

$$3(c + 2)$$

relaciones de diseño

Balance de materia

y componente

c

Balance de energía

1

$$C_{21} = C_{31}$$

c - 1

$$T_2 = T_3$$

1

$$P_1 = P_2$$

1

$$P_1 = P_3$$

1

$$\frac{1}{2c + 3}$$

Grados de libertad (GL)

$$\begin{array}{r} -3c + 6 \\ -2c + 3 \\ \hline c + 3 \end{array}$$

$$GL = c + 3$$

## Grados de libertad en la bomba

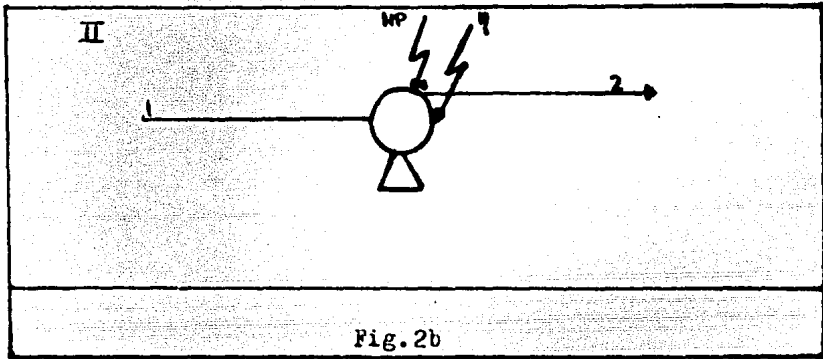


Fig. 2b

## Grados de libertad en la bomba

Variables	Relaciones de diseño	
$2(C + 2) + 2$	Balance de materia y componente	C
	Balance de energía	1
	$P_{op} = f(\Delta H, \eta)$	$\frac{1}{C + 2}$

$$\begin{array}{r} -2C + 6 \\ -C + 2 \\ \hline C + 4 \end{array}$$

$$GL = C + 4$$

Grados de libertad en el condensador.

Aquí se puede tener el caso de condensador total ó — condensador parcial.

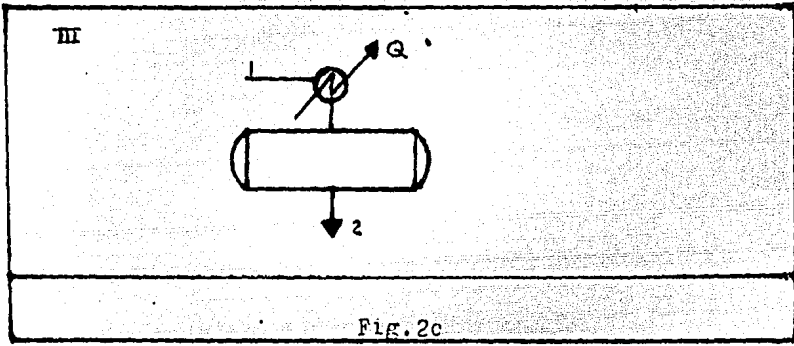


Fig. 2c

Grados de libertad en condensador total

variables

$$2(C + 2) + 1$$

Relaciones de diseño

Balance de materia  
y componente

C

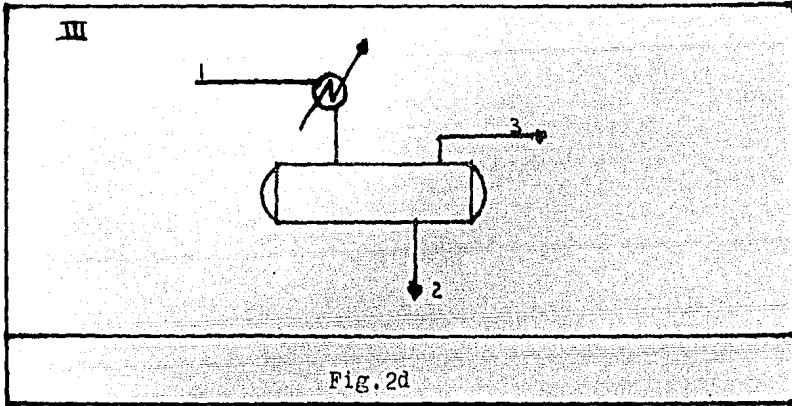
Balance de energía

1

$F_{op}$  del tanque = P de burbuja

$$\frac{1}{C + 2}$$

$$GL = C + 3$$



Grados de libertad en condensador  
parcial

Variables	Relaciones de diseño	
$3(C + 2) + 1$	Balace de materia y componente	0
	Balace de energia	1
	Relaciones de equilibrio	0
	$P_2 = P_3$	1
	$T_2 = T_3$	$\frac{1}{2C + 3}$

$$GL = C + 4$$



Grados de libertad en el plato arriba de la alimentación.

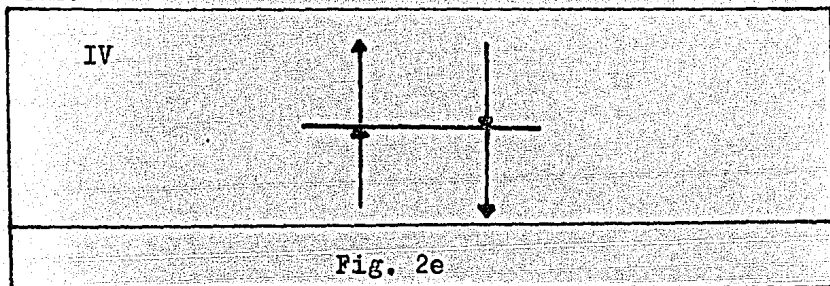


Fig. 2e

Grados de libertad en el plato arriba de la alimentación.

Variables	Relaciones de diseño
$4(C + 2)$	Balance de materia y componente
	G
	Balance de energía
	1
	Relaciones de equilibrio
	C
	$P_v = P_L$
	1
	$T_v = T_L$
	<u>1</u>
	$2C + 3$

$$GL = 2C + 5 + N$$

Donde N, es el número de platos arriba del plato de alimentación.

En un análisis general los  $GL = 2C + 2N + 5$

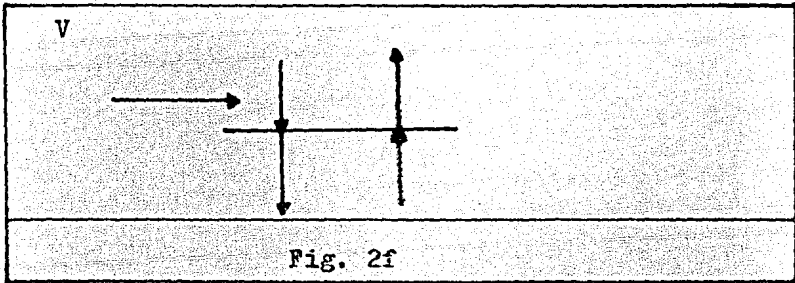
Pero:  $N$  -----  $Q$   $N$  -----  $\Delta P$

Donde:  $Q$  es despreciable por estar aislada la columna

$\Delta P$  es despreciable, por mantenerse constante en cada uno de los platos.

Por lo tanto es =  $GL = 2C + 5 + N$

Grados de libertad en el plato de alimentación.



Grados de libertad en el plato de alimentación.

Variables	Relaciones de Diseño	
$5(C + 2)$	Balance de materia	$C$
	Balance de energía	$1$
	Relaciones de equilibrio	$C$
	$P_v = P_L$	$1$
	$T_v = T_L$	$1$
		$\frac{1}{2C + 3}$

$$GL = 3C + 7$$

En un análisis general sería:

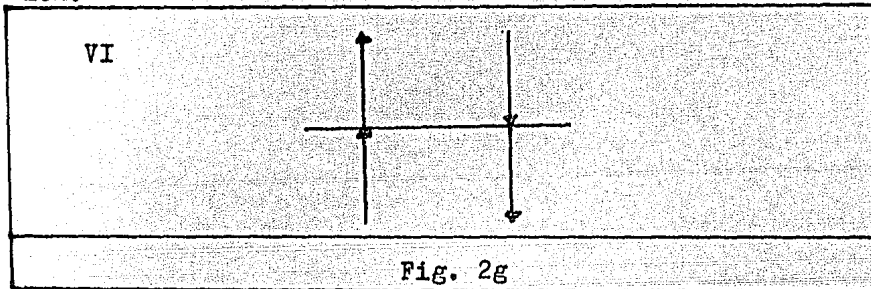
$$5(C + 2) + 1$$

Donde:  $(+1)$  es igual a  $Q$

Pero:  $Q$  es despreciable por estar aislada la columna por lo tanto:

$$GL = 3C + 7$$

Grados de libertad en el plato abajo de la alimentación.



Grados de libertad en el plato abajo de la alimentación

Variables	Relaciones de Diseño	
$4(C + 2)$	Balace de materia y componente	C
	Balace de energia	1
	Relaciones de equilibrio	C
	$P_v = P_L$	1
	$T_v = T_L$	1
		<u>2C + 3</u>

$$GL = 2C + 5 + M$$

Donde, M, es el número de platos abajo del plato de alimentación.

En un análisis general los  $GL = 2C + 2M + 5$

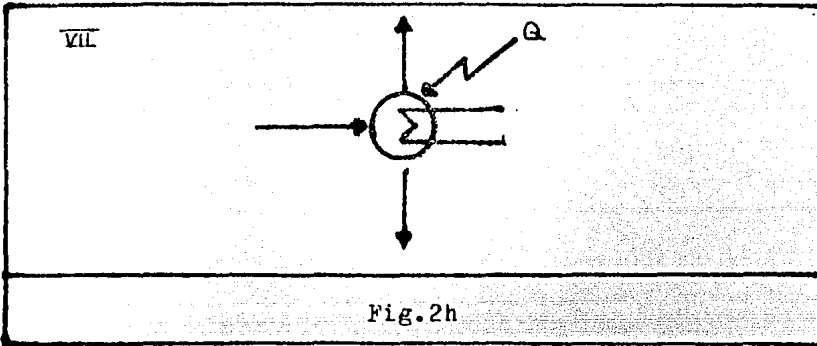
M ----- Q    M -----  $\Delta P$     Esto es en cada plato

Donde: Q es despreciable por estar aislada la columna

$\Delta P$  es despreciable por mantenerse constante en cada uno de los platos.

Por lo tanto es  $GL = 2C + 5 + M$

Grados de libertad en el rehervidor.



Grados de libertad en el rehervidor

Variables	Relaciones de diseño	
$3(C + 2) + 1$	Balance de materia y componente	C
	Balance de energía	1
	Relaciones de equilibrio	C
	$F_v = P_L$	1
	$T_v = T_L$	$\frac{1}{2C + 3}$

$$GL = C + 4$$

Las variables totales se obtienen de la suma de los -  
grados de libertad de cada sección.

Bifurcación de la corriente	$C + 3$
GL de la bomba	$C + 4$
GL del condensador	$C + 3$
GL del plato arriba de la alimentación	$2C + 5 + N$
GL del plato de alimentación	$3C + 7$
GL del plato abajo de la alimentación	$2C + 5 + M$
GL del rehervidor	$\frac{C + 4}{11C + 31 + M + N}$

#### Interrelaciones

$$10(C + 2) = 10C + 20 \qquad 11C + 31 + M + N$$

$$\frac{10C + 20}{C + 11 + M + N}$$

Entonces para consumir los grados de libertad se ---  
necesita:

- |  |         |
|--|---------|
| a) Definir totalmente la alimentación                      | $C + 2$ |
| b) N, número de platos arriba de la alimentación           | 1       |
| c) M, número de platos abajo de la alimentación            | 1       |
| d) Relación de reflujo                                     | 1       |
| e) Presión de operación o Presión del tanque<br>acumulador | 1       |
| f) Flujo de destilado                                      | 1       |

g) $\Delta P$ del condensador	1
h) $\Delta P$ del reservidor	1
i) Presión en el plato arriba de la alimentación	$n-1$
j) Presión del plato de alimentación	1
k) Presión en cada uno de los platos que se encuentran abajo del plato de alimentación	$m$
l) Eficiencia de la bomba ( $\eta$ )	1
m) $\Delta P$ de la bomba	1
	$\frac{1}{C + 11 + m + n}$

La composición del destilado y del fondo son omitidas de la lista anterior, ya que esas dos variables frecuentemente son los objetivos de una operación de destilación. Además se trata de variables dependientes porque no son controladas directamente, sino que por la manipulación de destilado y/o del producto del fondo.

La necesidad de un mejor control de las columnas de destilación es para:

- 1) Disminuir el consumo de los servicios.
- 2) Lograr estabilidad en la columna.
- 3) Maximizar la capacidad de rendimiento de la columna.
- 4) Obtener el máximo de utilidad.

Disminuir el consumo de servicios.

Los costos actuales de energéticos han hecho una -- necesidad el reducir el consumo de vapor ó aceite caliente en los rehervidores de las columnas, y reducir el consumo - de refrigerante en el condensador de los vapores saliendo por la parte superior de la columna.

Estabilidad en la columna.

Las columnas que son inestables, tienen un costo mayor de operación. La inestabilidad de la columna puede ser causada por diversas razones, como :

- a) Diseño inadecuado de los circuitos de control
- b) Fluctuaciones de recepción de alimentación.
- c) Cambios en el flujo de alimentación.
- d) Cambios en la composición de la alimentación,
- e) Cambios en el medio ambiente.
- f) Cambios de los vapores interconectados, que vienen de otras unidades.

Maximizar el rendimiento de la columna.

Un problema que ha aparecido en algunas industrias es la necesidad de maximizar el rendimiento de la columna. -- Es obviamente mas económico operar una columna a su máximo rendimiento por implementación de un mejor control, que -- construir una cantidad adicional para manejar una capacidad

adicional requerida.

#### Máxima utilidad.

Realmente el obtener una máxima utilidad es la suma de las necesidades antes mencionadas y justifica el uso de su mejor control. La implementación de los controles no darán por ellos mismos un máximo de utilidad, pero ellos darán definitivamente un mejor rendimiento. El máximo rendimiento vendrá de la implementación de algoritmos de control para optimización, los cuales han sido diseñados especialmente para una columna determinada.

#### 2.3.2 Importancia del control en los compresores.

Los compresores, son máquinas que requieren de protección. Siempre se busca que el cuarto de control quede cercano a los compresores.

Los compresores deben tener controles que respondan instantáneamente a un cambio en el proceso, que regulen las condiciones de operación para un mejor funcionamiento del compresor, y así conservarlo dentro de un buen rango de estabilidad. Los sistemas de control prevén una revisión de las condiciones de operación y actúan sobre ellas.

En casi todos los procesos, la regulación se basa en mantener constante la presión en la descarga o en la



succión, que sea una u otra dependerá del proceso para el cual el compresor fue seleccionado. Cuando se mantiene constante la presión en la descarga ésta presión de descarga debe usarse como elemento sensible.

El control de arranque y paro es muy común usarlo en los compresores de aire; en este control, un interruptor de presión arranca al motor cuando la presión baja hasta un valor menor que el requerido, y para el motor cuando se alcanza un valor superior al de la presión deseada. ver la Fig. 3.

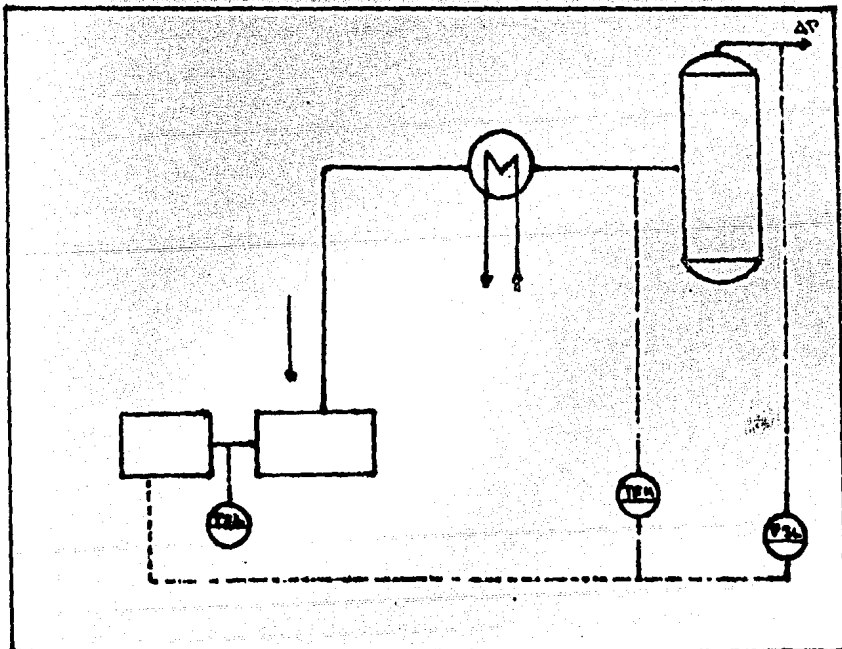


Fig. 3

Arranque y paro

Los compresores accionados con turbina gas-diesel o diesel se controlan desde un 100% hasta un 50% o 60% por medio de un regulador que actúa controlando la entrada de combustible admisible en los cilindros de fuerza. Este tipo de control es adecuado para casi todos los procesos.

Las válvulas que regulan el espacio del claro pueden ser operadas en forma manual o automática. Al abrir las válvulas se aumenta el espacio muerto, reduciendo la capacidad del compresor. Aún cuando la eficiencia volumétrica se reduce al aumentar el espacio muerto la eficiencia de la compresión no se afecta.

El dispositivo de descarga de las válvulas de succión mostrados en la Fig.4 mantiene abiertas las válvulas de succión mediante el movimiento de elementos que están sujetos a los pistones de los dispositivos de descarga. Esta acción impide la compresión del gas correspondiente a la carrera en la que actúa el dispositivo de descarga, reduciendo por lo tanto, la capacidad del compresor.

Para compresores pequeños se utiliza el control de cinco o de tres etapas; esto es aplicable a compresores accionados con motor de velocidad constante. La capacidad se controla en cinco etapas, 100%, 75%, 50%, 25% y 0% o en tres etapas 100%, 50% y 0%. La Fig.4 muestra un control de cinco etapas que muestra dos dispositivos de descarga de las válvulas de succión y un regulador de espacio muerto

correspondientes a un cilindro de doble acción. El controlador es actuado por el regulador de presión de descarga del compresor. El regulador selectivamente energiza o desenergiza a uno o más de los solenoides que controlan el aire de los dispositivos de descarga o de las válvulas reguladoras del espacio muerto. Para poner en marcha las unidades accionadas por un motor sincrónico es necesario hacer una descarga completa.

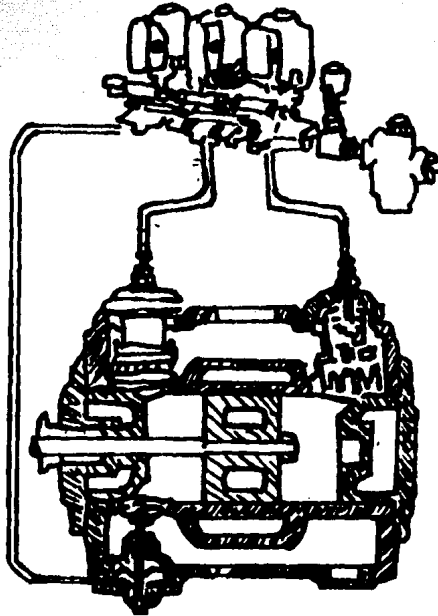


Fig.4

Compresor con control de cinco etapas



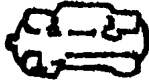
100% de capacidad de espacio muerto.



15% de capacidad



50% de capacidad (válvula de succión abierta en el lado del cigüeñal, la comunicación al espacio muerto no es efectiva).



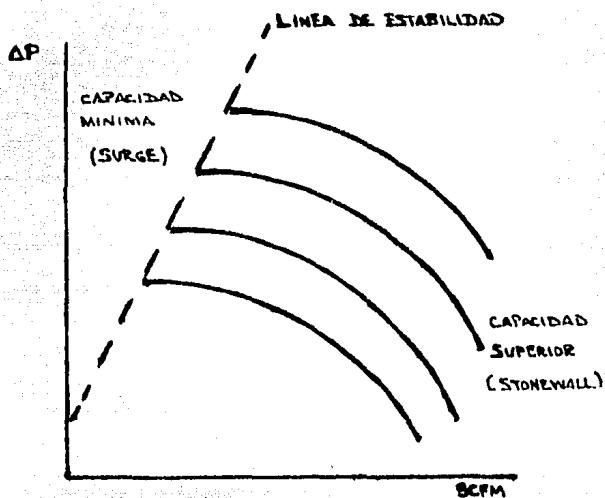
25% de capacidad (válvula de succión abierta en el punto muerto de la derecha, se tiene comunicación con el espacio muerto)



0% de capacidad (las válvulas de succión están abiertas en ambos extremos).

Las limitaciones de capacidad están definidas en función del intervalo de estabilidad del compresor. El límite mínimo del compresor, es el fenómeno llamado "surge", ocurre normalmente al 50% de capacidad de diseño a la entrada a la velocidad de diseño. El límite mínimo de capacidad del compresor puede ser causado por un sistema turbulento o flujo insuficiente. El peso molecular también influenciará esta condición, altos pesos moleculares disminuyen el intervalo de operación y bajos pesos moleculares extienden este intervalo de operación estable. Operar a flujos bajos de capacidad mínima, requiere de ciertos controles.

Al límite superior de capacidad determinada por el fenómeno llamado "stonewall", ocurre cuando la velocidad del gas es próxima a la velocidad sónica en cualquier parte del compresor, generalmente en el impulsor de entrada, pues después del primer impulsor no habrá aumentos en el flujo. ver gráfica



Gráfica 1

Capacidad mínima y superior en el compresor

### 3.0 Circuitos de instrumentación y control.

Si una o varias de las propiedades de un sistema varían, se dice que el sistema ha sufrido un proceso. Las propiedades de un sistema son sus características descriptiva presión, temperatura, volumen, energía interna total, conductividad térmica, etc.

Por lo consiguiente, durante un proceso una, algunas o todas las características de un sistema sufren un cambio. A estas características se les denominan variables de proceso las cuales pueden ser reguladas a un valor dado o simplemente medidas.

Entre las variables de proceso más comunes están: presión, temperatura, flujo, nivel, composición, humedad, concentración, pH, densidad, volumen, velocidad, conductividad térmica y eléctrica, voltaje, resistividad, etc.

### 3.1 Sistema automático de control.

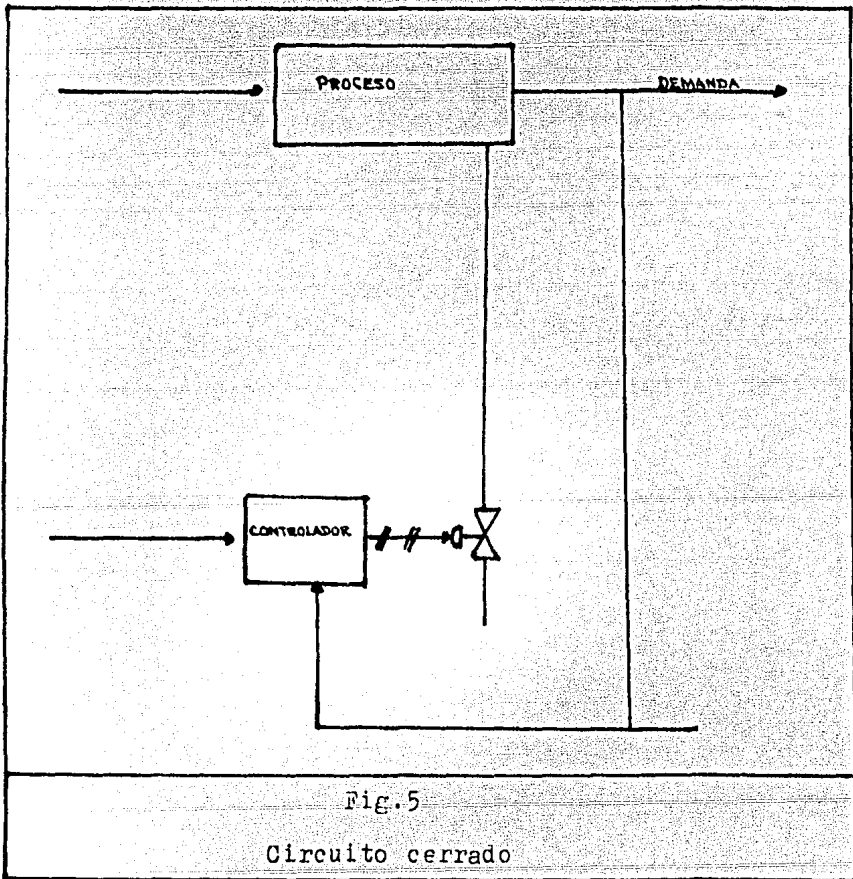
El control puede definirse como la técnica de balancear el suministro, material ó energético, contra la demanda sobre un período de tiempo tal que se mantendrá al proceso en algún predeterminado nivel de operación.

La idea esencial de cualquier sistema de control automático es aquella en la cual el proceso y el sistema de control forman un circuito cerrado de acción y respuesta.

Los componentes esenciales de un arreglo ó circuito básico de control automático son:

- a) La variable controlada.
- b) El dispositivo ó mecanismo para medir la magnitud de ésta variable ó unidad de medición. La información la envía hacia el controlador.
- c) El dispositivo capaz de efectuar un cambio en el proceso tal que afecte la magnitud de la variable controlada en una reacción definida. Este dispositivo se denomina unidad de regulación y es operado por el controlador.
- d) El punto fijo, valor de referencia ó punto de ajuste (set point) que indica la magnitud deseada y que se busca para la variable controlada.
- e) El dispositivo comando, director ó controlador, que opera a la unidad de regulación en respuesta a la información emanada de la unidad de medición.

Estos componentes se encuentran enlazados formando un circuito cerrado dinámico incluyendo al proceso, según se indica en la Fig.5.



Como complemento al circuito básico de control ó a cualquier otro se cuenta con dispositivos indicadores ó registradores como puede verse en el mismo diagrama. Estos dispositivos de información adicionales se emplean para --



dar una visión de conjunto al operador humano de lo que es tá sucediendo en el proceso.

Así mismo se adaptan a los sistemas de control dispositivos de aviso y/o protección para indicación y protección en casos de operación anormal y en emergencias.

### 3.2 Nomenclatura, simbología e identificación de la instrumentación.

Para facilitar la identificación, localización y clasificación de los instrumentos en planos y diagramas de flujo mecánico ó instalados en cualquier planta industrial, se emplea un sistema adecuado de símbolos y notaciones, acepta en forma generalizada, aunque existen algunas modificaciones de un usuario a otro. Este sistema de identificación individualizada de cada instrumento indica además la función ó propósito del mismo en el complejo arreglo de equipos y recipientes que caracterizan a una instalación industrial.

La identificación de un instrumento será entonces:

- a) Identificación general, la cual utiliza una combinación de letras mayúsculas para designar a la variable de proceso y la función o propósito del instrumento.
- b) Identificación específica, la cual añade a la combinación de letras una cifra numérica para designar el instrumento.

a) Identificaciones generales.

Las identificaciones generales consisten en las letras mostradas en la Tabla 2, usadas en combinaciones, como lo muestra la Tabla 3.

Las tablas contienen las letras que pueden usarse, con el significado de cada una de ellas y la posición o posiciones permitidas, en las cuales pueden combinarse.

En el uso de estas letras, y sus combinaciones, se deben aplicar las siguientes reglas o instrucciones.

a) Las letras de identificación se escribirán en todos los casos como mayúsculas. Las únicas excepciones lo son el uso de "d", "r" y "p". Esta última en la combinación pH únicamente.

b) Cada letra tendrá un solo significado al usarse como primera letra en cualquier combinación, definiendo la variable del proceso.

c) Igualmente cada letra tendrá un solo significado cuando se use como segunda o tercera en una combinación al definir el tipo de función del instrumento.

d) Lo anterior es particularmente importante al formar las combinaciones de letras que indica la Tabla 3.

e) No pueden utilizarse letras o combinaciones de letras intermedias.

LETRAS MAYUSCULAS	DEFINICIONES Y POSICIONES PERMITIDAS EN CUALQUIER COMBINACION		
	1ª LETRA VARIABLE DE PROCESO	2ª LETRA TIPO DE REGISTRO U OTRA FUNCION	3ª LETRA FUNCION ADICIONAL
A	ANALIZADOR ALARMA	ANALIZADOR ALARMA	ALARMA
C	CONDUCTIVIDAD	CONTROLADOR	CONTROLADOR
E	VOLTAJE	ELEMENTO PRIMARIO	
F	FLUJO		
G		CRISTAL	
H	ASUAL		
I	CORRIENTE ELECTRICA	INDICADOR	INDICADOR
L	NIVEL		
M	HUMEDAD		
P	PRESION		
R	RADIOACTIVIDAD	REGISTRADOR	REGISTRADOR
S	VELOCIDAD	SEGURIDAD SWITCH	
T	TEMPERATURA		
V	VISCOSIDAD		VALVULA
W	PESO	PCZO	
Y		CONVERTIDOR COMPUTADOR	

TABLA 2

LETRAS PARA IDENTIFICACION

TECNICO PROFESIONAL TECNICO SUPLENTE 1986

LONGINO RODOLFO GARCIA LEZAMA

SERGIO AMERICA SANCHEZ

VARIABLE	A B R E V I A T U R A	MEDIDORES				CONTROLADORES				VALVULAS		SWITCHS	
		I N D I C A D O R E S	R E G I S T R A D O R E S	T R A N S M I S O R E S	D E L E M E N T O S P R I M A R I O	C O N T R O L A D O R E S	I N T E G R A D O R E S	C O N T R O L A D O R E S	R E G I S T R A D O R E S	D I S P O S I T I V O C I E G O	D E C O N T R O L	D E S E G U R I D A D	D E L T O V A L O R
TEMPERATURA	T	T <sup>*</sup>	T <sup>*</sup>	T <sup>*</sup>	TIC	TRC			TCV			TSN	TSL
FLUJO	F	F <sup>*</sup>	F <sup>*</sup>	F <sup>*</sup>	FIG	FRG			FCV			FSN	FSL
NIVEL	L	L <sup>*</sup>		L <sup>*</sup>					LCV			LSN	LSL
PRESION	P	P <sup>*</sup>	P <sup>*</sup>	P <sup>*</sup>	PIC	PRC	PC	PCV	P <sup>*</sup> CV	P <sup>*</sup> SV		PSN	P <sup>*</sup> SL
PRESION DIFERENCIAL	P <sup>*</sup>	P <sup>*</sup>	P <sup>*</sup>	P <sup>*</sup>								P <sup>*</sup> SN	
VACIO	V									V <sup>*</sup> SV			

\* INCLUYE A LOS REGULADORES DE PRESION

• LETRA QUE TAMBIEN IDENTIFICA LA VARIABLE VISCOSIDAD

TABLA 3

COMBINACIONES USUALES EN IDENTIFICACIONES GENERALES

TESIS PROFESIONAL

FESC USAM 1986

LONGINO ROQUE GARCIA LEZAMA

SERGIO DELICIA GARCIA

## b) Identificaciones específicas.

Para complementar la identificación del instrumento en cuestión, es necesario agregar a la identificación general, una cifra numérica para así establecer su identificación específica. Cualquier sistema de números en serie puede ser usado y pueden pertenecer a un solo proceso unitario o bien pueden ser todo un sistema completo de números seriados para una planta, o un grupo de plantas que formen una organización.

En cualquier caso, la serie de números consecutivos deberá ser apropiada para usarse en las identificaciones generales.

En un trabajo escrito, el número va inmediatamente después de la combinación de letras y separado de ésta, ejemplo, el Controlador-Registrador de Temperatura número uno se representará por THC-1.

### Simbología.

Los símbolos se utilizan para indicar la posición de cada instrumento en los diagramas de flujo mecánico y otros. La Fig. 6 muestra los dibujos básicos de los arreglos más comunes.

Se dan a continuación las siguientes notas con el objeto de que se usen los símbolos adecuadamente.

a) El círculo, debe ser aproximadamente de 7/16 de pulgada de diámetro, se emplea para localizar la posición de cada instrumento propiamente dicho.

b) Generalmente no es necesario repetir la identificación para el transmisor, válvula de control, elemento primario, etc., son nombrados de acuerdo con el instrumento principal al cual están conectados.

c) Si se considera necesario, puede agregarse una pequeña nota junto al símbolo para aclarar la función o propósito de cualquier componente del circuito de medición o control ya que una pequeña nota, evita el aplicar o usar una gran variedad de símbolos complicados.

### 3.3 Definición de los sistemas automáticos de control.

Los sistemas de control automático se dividen en dos categorías generales. Se caracterizan porque la información es ó no retroalimentada del proceso al controlador, para que éste actúe corrigiendo adecuadamente.

Se clasifica entonces al control automático en sistemas de control de circuito abierto y de circuito cerrado ó "loops".

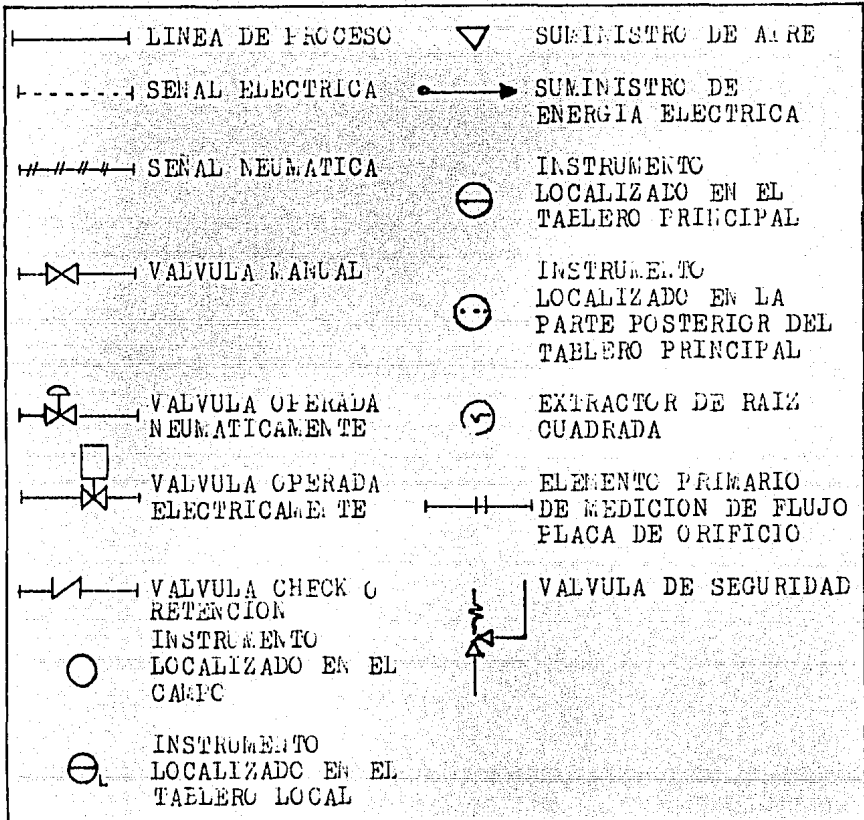


Fig. 6

SÍMBOLOS USUALES EN INSTRUMENTACIÓN

TESIS PROFESIONAL

FESC UNAM 1986

LONGINO RODRIGO GARCIA LEZAMA

SERGIO MELDOZA SANCHEZ

### Circuito abierto.

En el control de circuito abierto no hay información del proceso hacia el controlador; es decir, no hay retroalimentación, interrumpiéndose el circuito de control por la falta del dispositivo de medición. Existe a cambio un programa fijo de regulación de energía ó materiales hacia el proceso comúnmente, siendo operado el controlador manualmente.

El control de circuito abierto ó de programa fijo, es encontrado muy familiarmente en procesos industriales. Ver Fig. 7

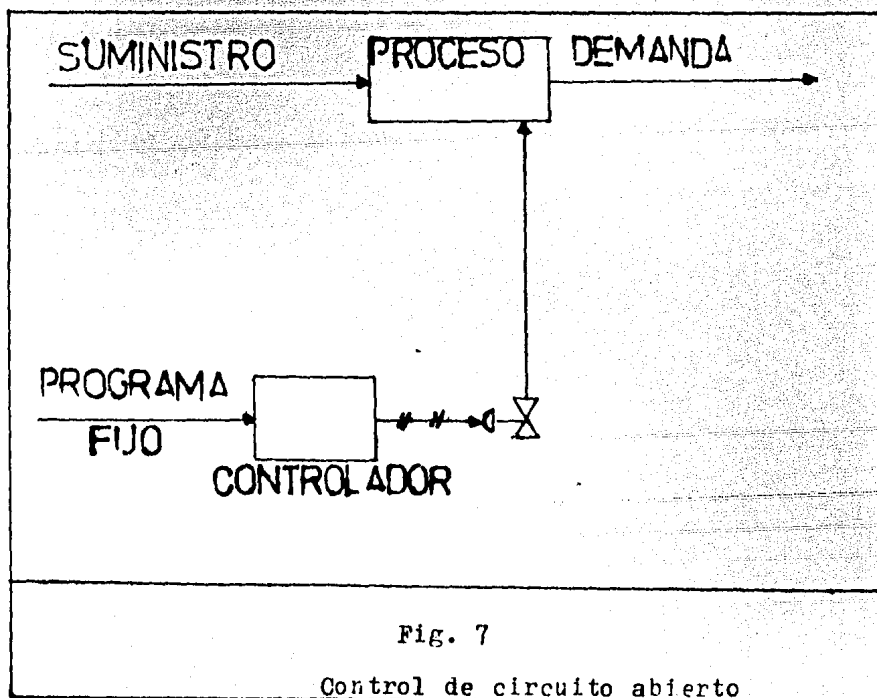


Fig. 7

Control de circuito abierto



El control de circuito abierto se utiliza principalmente cuando a cualquiera de las corrientes principales de un proceso, ó dentro de cualquiera de los recipientes, se dosifica una pequeña cantidad de algún aditivo, materia prima, catalizador, ó agentes protectores, estabilizantes, etc.

Se tiene así que dentro de las corrientes de proceso se inyectan a los mismos agentes inhibidores de corrosión espumamiento, antioxidantes, fungicidas y bactericidas, coagulantes, depositantes de lodos, emulsionantes, antifomadores de natas, etc.

Usualmente el circuito es cerrado por la acción directa del operador humano, quién controlará el pH, las partes por millón ó la concentración óptima que se alcanzará con la dosificación programada de los aditivos.

### Circuitos cerrados.

En el control de circuito cerrado si hay retroalimentación, ver Fig. 5.

En este circuito la información del proceso al controlador se transmite a través del mecanismo de medición o transmisor. La señal de salida del transmisor se convierte en la señal de entrada al controlador. Un dispositivo detector de desviaciones en el controlador compara

esta entrada con una señal fija, denominado punto fijo y que indica el valor deseado para la variable controlada. Si existe una desviación ó diferencia arriba o abajo del punto fijo, ésta se multiplica y se constituirá en aumento ó disminución de la salida del controlador hacia la unidad de regulación ó elemento final de control.

El elemento final de control operará sobre la variable manipulada provocando cambios en el proceso, que modificarán el valor de la variable controlada en una dirección tal, que tienda a anularse la desviación. El cambio en la variable controlada es detectado por el mecanismo de medición, que retransmitirá la nueva información hacia el controlador.

Se tiene así un circuito cerrado dinámico en el cual la información se retroalimenta del proceso al dispositivo de control o controlador.

El controlador de circuito cerrado incluye un circuito de retroalimentación interna, donde la salida del controlador se retroalimenta a etapas anteriores en el mecanismo. Por medio de ésta retroalimentación la salida del controlador es estabilizada y caracterizada.

El control de circuito cerrado posee distintas aplicaciones, encontrándose entre las más comunes:

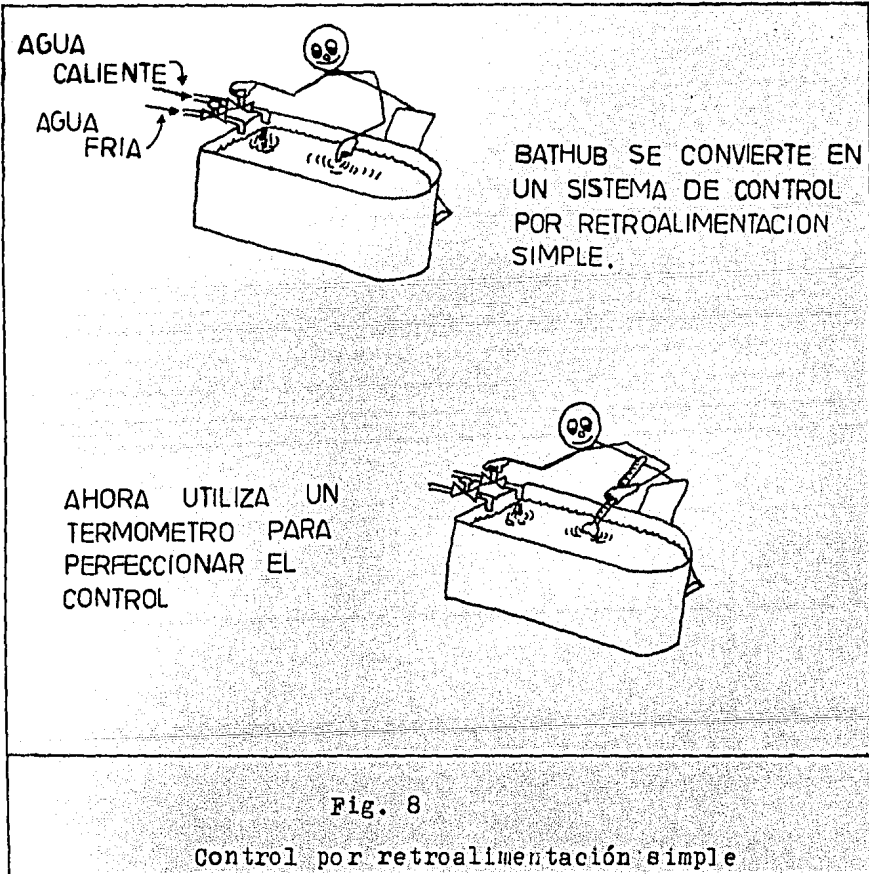
- a) Control por retroalimentación simple.
- b) Control de alimentación de agua a una caldera.

- c) Doble control.
- d) Control de proporción.
- e) Control de cascada.
- f) Control por programación.

### Control por retroalimentación simple.

El control por retroalimentación simple es básico en toda automatización. El control automático puede definirse como la técnica de balancear el suministro, material o energético, contra la demanda, sobre un período de tiempo que mantenga al proceso en algún predeterminado nivel de operación. Para mantener el balance entre demanda y su inistro, es necesario medir alguna propiedad de la corriente de salida del proceso (flujo, presión, temperatura, etc.) y utilizar ésta información retroalimentandola a través del sistema de control, para regular la entrada al proceso.

Varios de los principios básicos asociados con el control por retroalimentación simple o feedback pueden notarse considerando una situación de control de la temperatura del agua en una tina de baño, Fig. 8.



Este es obviamente un sistema manualmente controlado. En la Fig. 8, el controlador manual está utilizando un dedo para medir la temperatura del agua. El podría perfeccionar la medición y mejorar el control utilizando un termómetro como se indica. Si se perfecciona la medición siempre resultará en un mejor control.

Ahora bien si el sistema es más complejo, se tiene como ejemplo el control de alimentación de agua a una

caldera.

El propósito del control de alimentación de agua a una caldera es regular el flujo del agua de repuesto en calderas generadoras de vapor, de modo que el nivel de agua en el tambor de vapor, se mantenga en un punto deseado. Este sistema puede variar desde un simple control por retroalimentación simple en calderas pequeñas, hasta sistemas de control precisos y altamente instrumentados, en grandes estaciones generadoras.

En la Fig. 9 se muestra un sistema de este tipo denominado de tres elementos. En este sistema se detectan tres variables de medición y sus valores se alimentan al sistema de control; el nivel del agua en el tambor de vapor, el flujo de vapor debido a la demanda y el flujo del agua de repuesto. Tiene gran aplicación y es necesario para calderas con capacidades superiores a 30000 Kg/hr de vapor generado.

En la Fig. 9 se observa a los tres transmisores de variable. El controlador 2.1 aplica una señal de control debido a la desviación entre la señal de medición de nivel en el recipiente y su punto fijo. La suma de ésta señal de control, salida de 2.1, la señal de flujo de vapor del transmisor de flujo correspondiente, se convierte en la señal de demanda de agua de repuesto, salida de 3.1.

Esta señal de demanda de agua de repuesto es compa-

rada con el flujo actual instantáneo del agua que está siendo alimentada a la caldera. Cualquier desviación ó diferencia provocará una acción correctiva del controlador 4.1 hacia el sistema a través del elemento final de control.

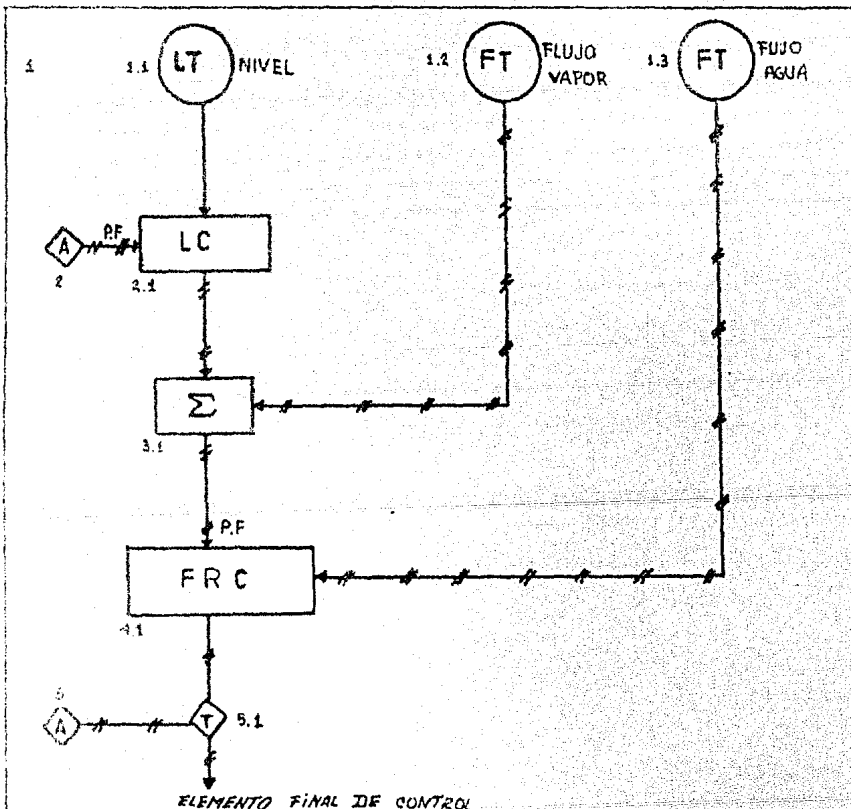


Fig. 9

Control de alimentación de agua a una caldera con tres elementos de medición.

### Doble control.

Un sistema de doble control es aquél que tiene una sola señal de entrada, y emite una doble señal de control, ó con una única señal de control opera dos válvulas mediante relevadores ó posicionadores. En el primer caso, el sistema posee dos mecanismos controladores recibiendo la misma señal, y en el segundo es un solo controlador.

### Control de proporción o ratio.

En una aplicación típica de control de proporción, el controlador del sistema tiene dos entradas de medición y solo una señal de salida de control. Una de las entradas de medición corresponde a una variable no controlada, que está enlazada a través de un mecanismo de proporción ó multiplicador como punto fijo de la otra variable.

Es decir, en el control de proporción, se controla a una variable con respecto a otra no controlada, en las cuales se mantiene una proporción entre las mismas.

El mecanismo de proporción es un dispositivo de multiplicación que relaciona las dos variables en proporciones que generalmente quedan entre los límites 0.3 a 1 hasta la proporción 3 a 1. La escala de proporción es en

este caso de graduaciones de 0.3 a 3.

El control de proporción mantiene una proporción fija de una corriente con respecto a otra controlada por un sistema de control independiente, pero también puede aplicarse para mantener proporciones fijas de dos o más corrientes con respecto a una sola corriente.

### Control de cascada.

Un sistema de control de cascada consiste de un controlador primario ó maestro controlando la variable que debe mantenerse a un valor constante, y de un segundo controlador, secundario ó esclavo, el cual controla a una otra variable que pueda causar fluctuaciones a la primera. El controlador primario posiciona el punto fijo del secundario, y éste, opera a la válvula de control.

El objetivo del sistema de control en cascada es el mismo que la de cualquier controlador en circuito cerrado simple. Su función es simplemente asegurar un balance entre la demanda y el suministro, y por consiguiente, mantener a una variable controlada en un determinado valor requerido. Sin embargo, el circuito secundario es introducido para reducir los retrasos y estabilizar las mismas operaciones más precisamente.

El controlador secundario puede reconocerse como un



elemento final de control más elaborado, posicionado por el controlador primario en la misma forma que un controlador simple podría ordinariamente posicionar una válvula de control.

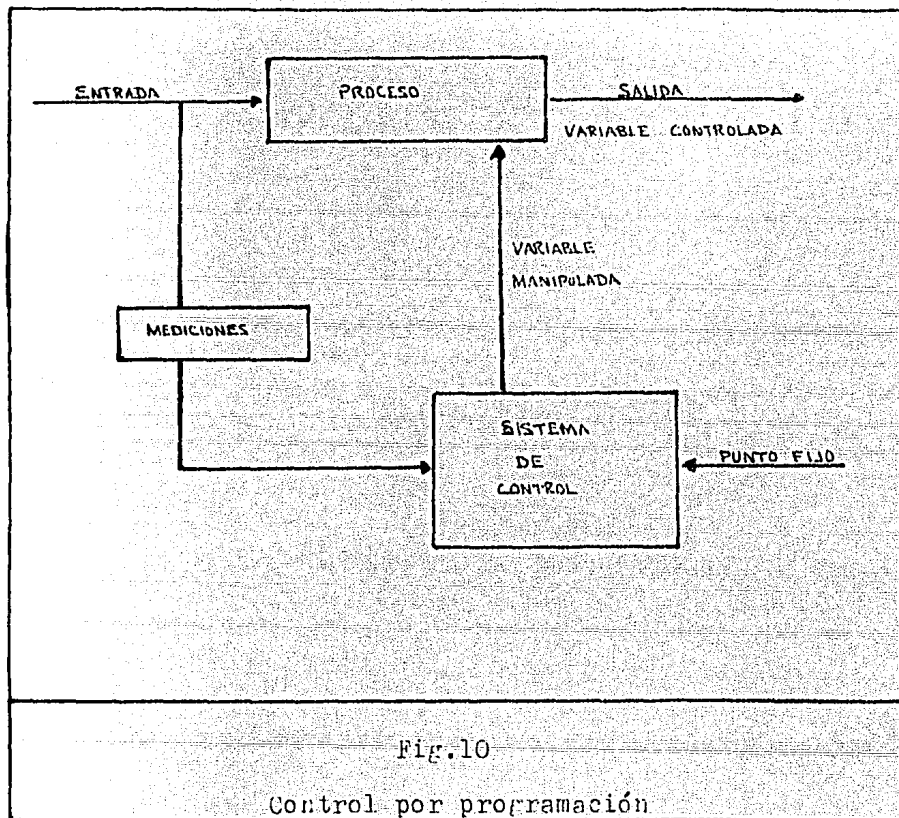
Las ventajas más evidentes de la utilización de control en cascada son: 1) efectos muy reducidos provocados por perturbaciones en el suministro al proceso, 2) ajustes más exactos en la presencia de éstas perturbaciones, y 3) la posibilidad de incorporar límites altos y bajos en el controlador secundario. Estas ventajas son consecuencia de la reducción de retrasos en el proceso, incremento en la frecuencia natural del proceso y reducción de constantes de tiempo.

#### Control por programación.

El control por programación ó anticipación significa acercarse al problema de control mediante la predicción de señales de manipulación para hacer los ajustes necesarios al proceso, antes de que la variable controlada sea afectada por las perturbaciones.

La programación generalmente se obtiene calculando de acuerdo con algún modelo matemático y la información coleccionada de las mediciones de las corrientes del proceso involucradas. El diagrama típico de control por programación

es mostrado en la Fig.10.



El control por programación, anticipación o prealimentación (feedforward) requiere de un razonable conocimiento del proceso a manejar para fijarle un modelo matemático y para que el sistema de control sea lo más preciso posible. Entonces es necesario acercarse lo más posible el modelo simulado a las características del proceso a controlar.

con el modelo matemático y la información de las ---

condiciones de entrada al proceso, la variable controlada ó salida del proceso se mantendrá en un valor deseado.

En muchos casos el control por programación tendrá éxito donde el control por retroalimentación simple ha fallado. Esto es especialmente cierto para procesos difíciles, tales como aquellos que están sujetos a frecuentes y muy prolongados cambios de carga.

El éxito del control por programación es siempre dependiente de la exactitud; cualquier error que resulte de mediciones, cálculos, ó negligencia en los ajustes de factores significantes del modelo matemático, causará desviaciones permanentes en la variable controlada. En tales casos se aplica al control por programación un circuito de retroalimentación simple para la corrección de errores acumulativos.

El sistema de control por programación ó anticipación con un circuito de retroalimentación simple incluido es muy utilizado para el control de procesos.

#### 4.0 Mecanismos para obtener los medios de control, en transmisión neumática.

El controlador es un dispositivo comando ó director en el sistema de control. Es el dispositivo que ejercerá a través del elemento final de control la acción dinámica — requerida por el proceso bajo control.

En un sistema de control puede haber más de un controlador, siendo únicamente uno de ellos el comando; los demás se convierten en solo mecanismos reguladores. El verdadero controlador del sistema es denominado maestro ó principal, quedando relegados los demás denominados secundarios, como medios ó subsistemas de control para que se cumplan estrictamente las directrices emanadas del controlador maestro.

En un sistema de control el controlador recibe la — información simple ó complejamente elaborada por los dispositivos de medición ó procesamiento, que será única y servirá de base para que el controlador ejercite su acción de control. Esta medición de control es ejecutada por los mecanismos de regulación acoplados directamente al proceso.

El controlador es quien decide el rumbo que llevará el proceso para que de éste emane la característica demandada del mismo: cantidad ó calidad, energía ó propiedad.

Los cuatro diferentes medios utilizados en sistemas de control automático para ejecutar las funciones de transmisión, respuesta y ejecución son:

- a) Mecánicos.
- b) Neumáticos.
- c) Eléctricos.
- d) Hidráulicos.

Estos medios están en ocasiones relacionados para un mejor funcionamiento. Ejemplos:

Mecánico-neumático:

Mecánico: proceso-transmisor-controlador.

Neumático: controlador-válvula de control.

Eléctrico-neumático.

Eléctrico: proceso-transmisor-controlador-convertidor

neumático: convertidor electroneumático-válvula de control.

A pesar de la existencia de mecanismos eléctricos y electrónicos capaces de medir y controlar; la simplicidad, economía, funcionamiento probado y seguridad intrínseca de los mecanismos neumáticos, afirma la posición neumática competitiva de éstos para muchos años más. Cuando se diseñan y eligen adecuadamente, los mecanismos neumáticos satisfacen la mayoría de las aplicaciones de control.

Por las razones antes expuestas se discutirán solamente los mecanismos utilizados por controladores neumáticos,

y que en la mayoría de las veces son similares a los empleados por controladores eléctricos ó hidráulicos.

#### 4.1 Funciones básicas de un controlador.

Las funciones básicas de un controlador neumático ó de cualquier otro tipo mostradas en la Fig.11, incluyen:

a) Recibir la medición  $M$ , magnitud instantánea de la variable siendo controlada.

b) Comparar este valor con uno de referencia, punto fijo ó valor deseado  $R$ .

c) Determinar la magnitud y dirección de cualquier desviación ó error.

d) Provèer una salida  $Y$  como alguna función de la desviación entre la variable medida y el punto fijo.

Para desarrollar estas funciones se requiere de determinados mecanismos, básicos para todos los instrumentos neumáticos.

El mecanismo básico neumático convierte un movimiento posición ó fuerza, en una salida neumática continua, equivalente y proporcional a esa excitación mecánica continua.

Los mecanismos neumáticos emplean presiones de aire de 0.21 a 1.05  $\text{Kg/cm}^2$  (3 - 15 psig) para cubrir del 0 al 100% de la escala de operación. Por lo tanto los mecanismos neumáticos deben tener la capacidad de convertir

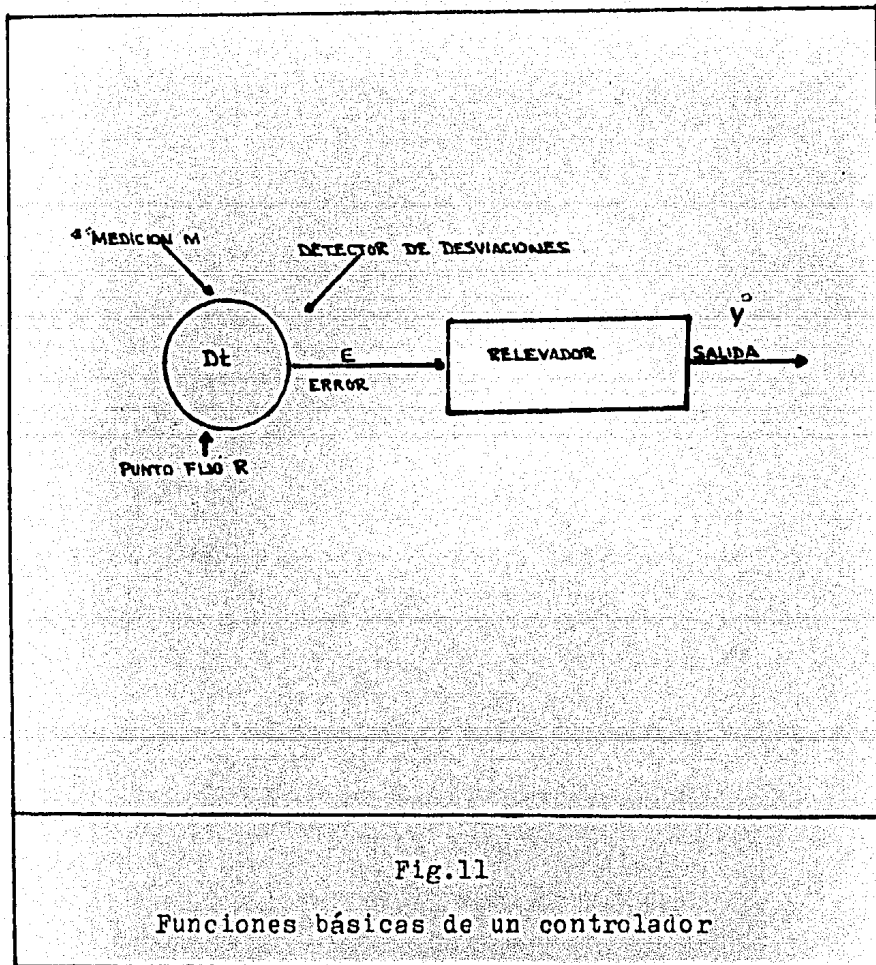


Fig.11

Funciones básicas de un controlador

la excitación de tipo mecánico en una escala neumática de  $0.84 \text{ kg/cm}^2$ . La salida neumática siempre será proporcional a la magnitud de la excitación mecánica. El mecanismo más simple que cumple esta característica se denomina relevador piloto.

#### 4.1.1 Relevador piloto neumático.

El relevador piloto neumático consta de dos unidades denominadas unidad tobera-palometa, y el relevador propiamente dicho.

La unidad tobera palometa, también denominada tobera, mampara, ó tobera orificio mostrada en la Fig.12. Consiste de una restricción fija en serie con una tobera con restricción variable. El movimiento de entrada E es aplicado a una mampara pivotada ó palometa para variar el espacio X, entre la superficie plana de la palometa y la tobera. Con una presión de  $1.4 \text{ Kg/cm}^2$  el aire es alimentado al dispositivo a través de la restricción fija y desfoga a la atmósfera a través del espacio tobera-palometa, con una determinada presión de tobera, denominada  $P_n$ , y que esta en relación directa a la magnitud del espacio  $\lambda$ . Como  $\lambda$  se incrementa desde cero, la presión de tobera  $P_n$  disminuye como en la gráfica 1.

La unidad amplificadora ó relevador piloto, se utiliza en combinación con la unidad tobera-palometa para incrementar la salida neumática de ésta última.

El relevador incrementa la capacidad de flujo de aire cuando un cambio en la presión de salida de un mecanismo neumático lo requiere. Esto perfecciona la respuesta dinámica del instrumento neumático, controlador ó transmisor, ---



cuando estan conectados a líneas de transmisión muy largas  
 ó a grandes volúmenes.

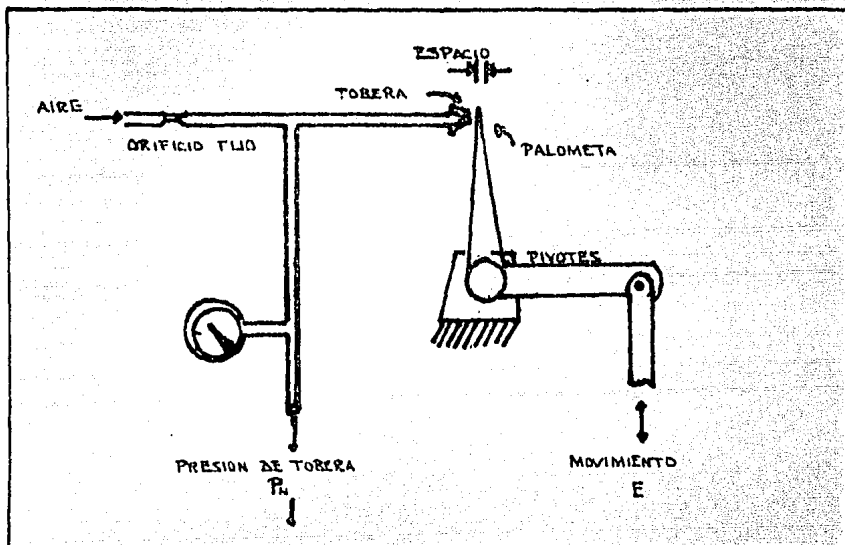
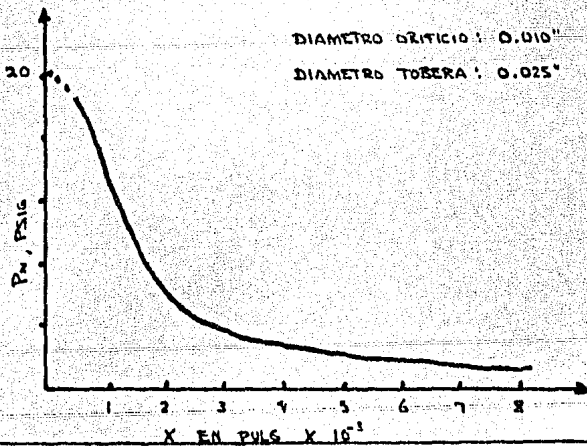


Fig.12

Unidad tobera-palometra



Gráfica 2

relación entre  $\lambda$  y  $\ln$  estables

Los relevadores neumáticos están diseñados en forma tal que no habrá respuesta de salida hasta que la presión de entrada de la tobera se haya incrementado del mínimo. Entonces, la tobera operará en la porción central lineal de su curva característica; es decir, operará en su región de sensibilidad óptima. Este efecto proporciona la respuesta lineal proporcional de cualquier mecanismo neumático ante excitaciones de tipo neumático. El relevador amplifica la salida de la unidad tobera-palometra en proporciones tales que fluctúan entre 5 y 10 veces, dependiendo del tipo.

#### 4.2 Controlador neumático.

Para aplicaciones industriales de control automático de procesos, es deseable modular ó hacer proporcional la salida del controlador del sistema automático de control, con respecto a señales de entrada. Para lograr ésto, la palometra del relevador neumático debe ser situada mecánicamente dentro de la región de sensibilidad óptima. Las Figs. 13, 14 son esquemas que muestran como ésto puede realizarse mediante un circuito de retroalimentación interna en el controlador.

En la Fig. 13, la señal de acción se representa por un eslabón conectado al extremo izquierdo de la palometra

la cual se moverá hacia abajo obturando la tobera, con un aumento en la señal de entrada. En el extremo derecho de la palometa está conectado un fuelle neumático contra un resorte con tensión ajustable que se le opone. El conjunto fuelle-resorte se moverá hacia arriba con un aumento en la salida del relevador.

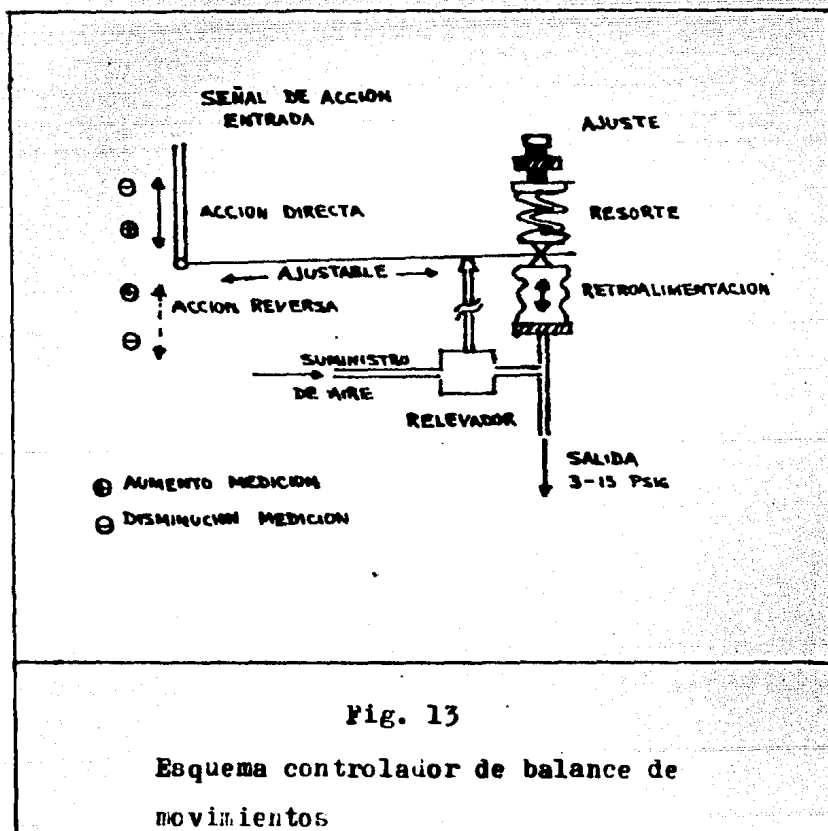
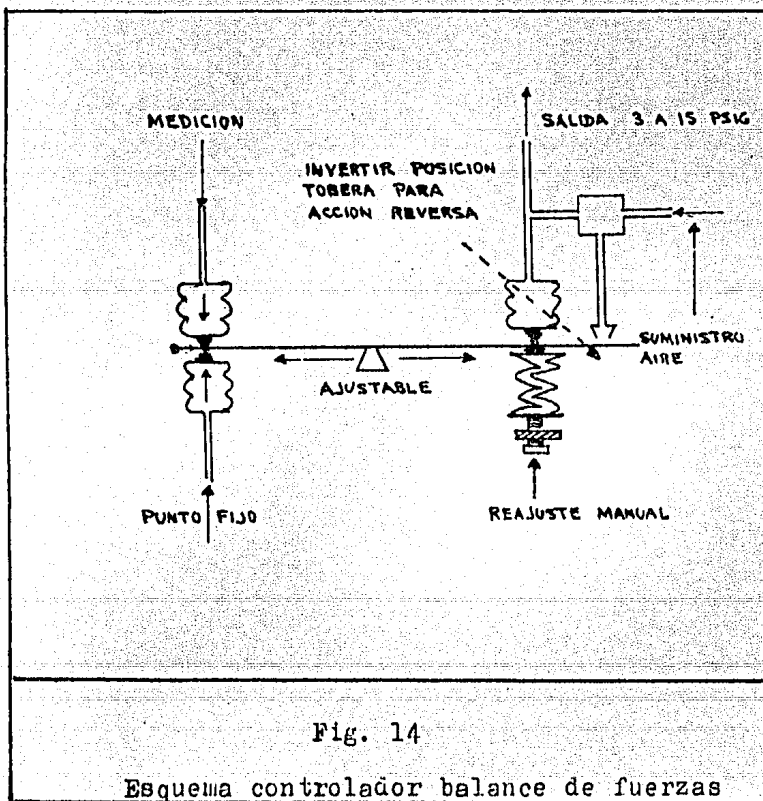


Fig. 13

Esquema controlador de balance de movimientos

La Fig. 14 es un esquema que muestra como un balance de pares de torsión se utiliza para producir salida proporcional. La palometa es ahora una barra rígida que

hace pivote en un flucro ó punto de apoyo ajustable. La señal de medición es una entrada neumática de 0.21 a 1.05 Kg/cm<sup>2</sup> y tiene en posición una señal fija ajustable de 0.21 a 1.05 Kg/cm<sup>2</sup> similarmente. Estos fuelles neumáticos de medición y punto fijo son de características similares.



#### 4.2.1 Elementos básicos de un controlador.

Cada controlador neumático ó de cualquier otro tipo, consiste de tres partes principales y son:

- a) La estación para el operador humano.
- b) El mecanismo de control.
- c) Placa de conexiones.

##### Estación para el operador humano.

La estación para el operador humano provee un botón para ajustes del punto fijo, siempre calibrado para leer directamente en unidades de la variable de proceso, ó el indicador esta directamente sobre la escala de medición, tal que será fácilmente fijado el valor deseado para la variable medida o controlada.

La estación para el operador humano también incluye:

- 1) un selector para escoger el control automático ó manual
- 2) los medios para variar la posición de la válvula de control ó botón para ajuste de salida manual y, 3) varios indicadores suficientes para exhibir el valor de la variable medida, la posición de la válvula de control, y cualquier otra condición ó instrumento en el circuito de control.

### Mecanismo de control.

El mecanismo de control es la parte interna del controlador, en donde se realizan las operaciones de computación de señales de error y de señales de corrección. Está constituido por el conjunto de fuelles neumáticos, unidad tobera-palmeta, relevador piloto y los medios y mecanismos adecuados para ajustar la respuesta del controlador hacia determinados tipos y velocidades de desviación entre la variable medida y el punto fijo.

### Placa de conexiones.

La placa de conexiones constituye la parte del controlador destinada a las conexiones mecánicas y neumáticas en el caso de controladores neumáticos, y son comunmente los siguientes:

- a) Entrada de alimentación de aire de suministro, --  $1.4 \text{ kg/cm}^2$  (20 psig).
- b) Entrada del punto fijo neumático, si es externo, -- con señal modulada entre  $0.21$  a  $1.05 \text{ kg/cm}^2$  (3 - 15 psig).
- c) Entrada de señal de medición que puede ser mecánica ó neumática  $0.21$  a  $1.05 \text{ kg/cm}^2$ . En el caso de entrada de medición neumática ésta procede del transmisor neumático -- directamente ó a través de mecanismos computadores.

d) La salida neumática hacia la válvula de control — (output) 0.21 a 1.05 kg/cm<sup>2</sup>.

#### 4.2.2 Punto fijo.

El punto fijo es el mecanismo de mando en el controlador; generalmente es operado manualmente por el operador humano quien lo ajusta dependiendo de las condiciones que desea en un momento dado para el proceso; ó puede tener una operación programada automáticamente. En el caso de operación programada con fines de control suplementario ó de operación remota del mismo, el punto fijo es operado neumáticamente.

El punto fijo se ajusta a un valor, sobre la escala de medición de la variable de procesos de selección para que el sistema de control automático, opere y mantenga a esta variable controlada en el valor seleccionado.

#### 4.2.3 Selector de control manual-automático.

En controladores neumáticos el selector de control manual-automático consiste de una válvula de tres vías — operada desde la estación manual del controlador. En una — posición comunica la salida neumática del mecanismo de —

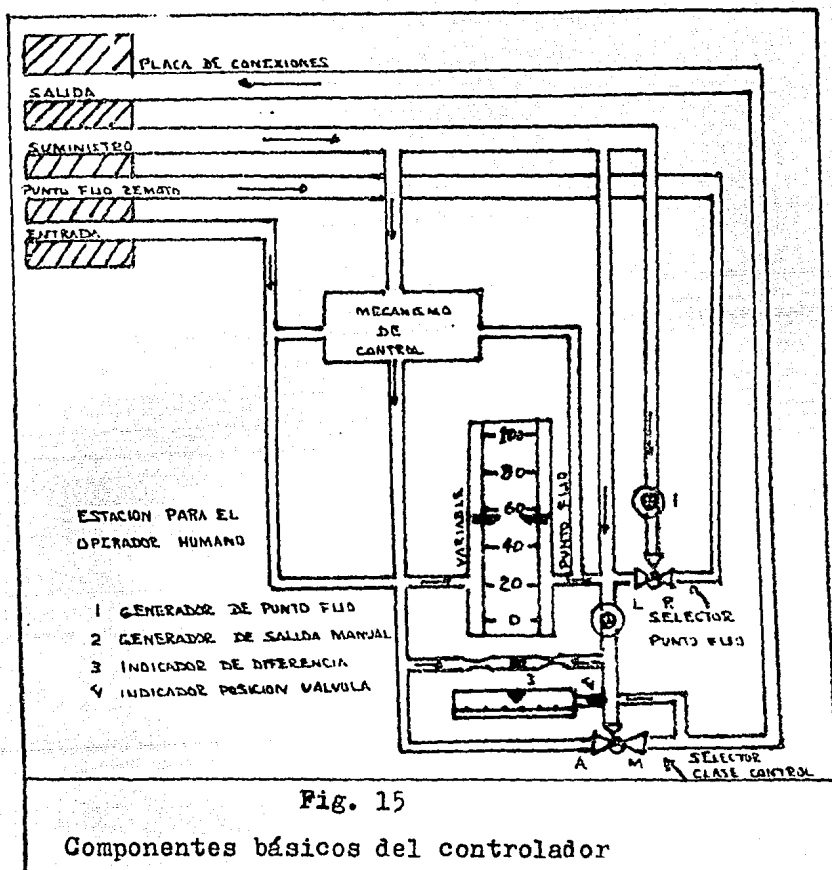
control con la salida hacia la válvula de control ó hacia cualquier otro elemento final de control; ésta posición se identifica como la posición automático.

En la posición manual, a través de la válvula de tres vías, se comunica el generador de salida neumática manual con la salida hacia el elemento final de control.

Las salidas neumáticas tanto del mecanismo de control como de la unidad generadora de salida manual se comparan a través de un indicador de diferencia. Este indicador de diferencia se localiza en la estación manual, en la parte frontal del controlador. Es muy importante que las salidas neumáticas sean igualadas, guiándose con el indicador de diferencia, antes de hacer cualquier cambio de control manual - automático o viceversa.

En la Fig.15 se representa esquemáticamente un controlador neumático, mostrado con sus elementos básicos.





#### 4.3 Modos de control.

El modo de control caracteriza fundamentalmente las acciones del sistema de control automático; es el modo o formación de la acción con el cual se tratará de eliminar las desviaciones de un proceso de sus condiciones deseadas

Dentro del sistema de control automático el modo de control es el tipo de acción específica que el controlador tomará como respuesta a señales de entrada de error, ó desviaciones de la variable medida del punto fijo.

Para definir exactamente el modo de control del controlador en un sistema de control automático, es necesario considerar tres aspectos básicos del sistema total; es decir, el proceso junto con el sistema de control aplicado al mismo. Estos aspectos son:

- a) El tamaño, duración y frecuencia de los cambios de carga en proceso bajo control.
- b) La velocidad de reacción ó respuesta del proceso bajo control a cualquiera de esos cambios, incluyendo los causados por el sistema de control.
- c) La calidad del control ó necesidad de retornar rápidamente al proceso a su punto fijo.

#### 4.4 Clases de controladores.

Los controladores pueden clasificarse fundamentalmente considerando dos aspectos: 1) la dirección de la señal de salida con respecto a la señal de entrada del controlador, y 2) según la respuesta ó acción de control ante la magnitud y velocidad de desviación de la variable controlada del punto fijo.

Si la respuesta del controlador es aumentar la magnitud de la salida cuando hay incrementos en la señal de entrada, se denomina a éste tipo de respuesta como acción directa, y al controlador, como controlador con acción directa. Si la entrada disminuye también disminuirá la salida del controlador.

En caso contrario, si la respuesta del controlador es disminuir la magnitud de la salida cuando hay incrementos en la señal de entrada, se dice que el controlador es de acción inversa, y la respuesta de control es en sentido opuesto a la acción directa. Si la entrada disminuye, la salida del controlador se incrementará.

Ahora, según el tipo de respuesta del controlador ante la magnitud y la velocidad de la desviación de la variable controlada del punto fijo, existen comúnmente como clases de controladores:

- a) Controlador de dos posiciones, encendido-apagado.
- b) Controlador con acción proporcional.
- c) Controlador con acción proporcional más integral.
- d) Controlador con acción proporcional más derivativa
- e) Controlador con acción proporcional más integral más derivativa.

Controlador de dos posiciones encendido-apagado.

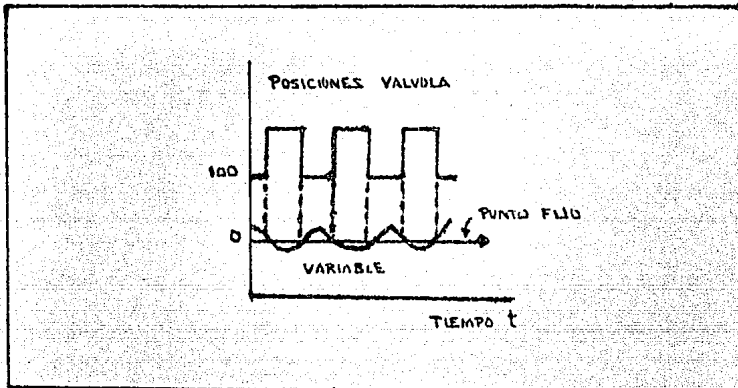
El más simple y común de los modos de control es el -

de dos posiciones. En éste tipo de control, el controlador cambia el valor de la salida, valor de la variable manipulada ó posición de la válvula de control de un extremo al otro de la escala de operación, dependiendo de si la desviación de la variable medida es hacia arriba ó abajo del punto fijo.

El cambio en la salida del controlador es a una velocidad constante, no importando la magnitud de la desviación ni la velocidad de la misma. Es decir, en el control de dos posiciones, cualquier desviación de la variable controlada arriba ó abajo del punto fijo causará que la válvula de control se posicione en cualquiera de sus dos extremos.

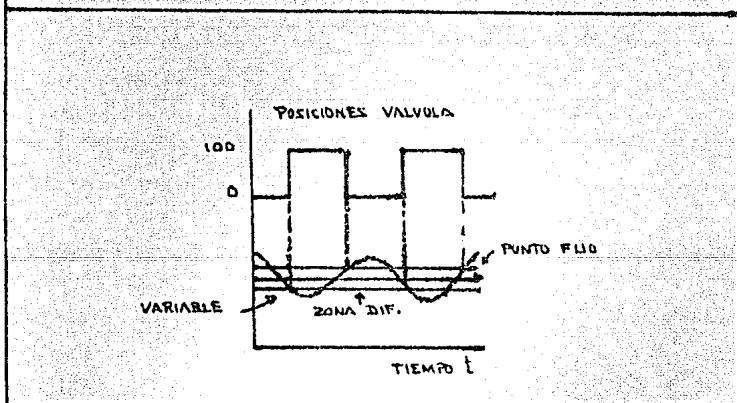
La Gráfica 3 muestra la operación de un sistema de control ideal de éste tipo, con controlador de dos posiciones. La oscilación resultante de la variable controlada es de tipo sinusoidal, siendo ésta característica permisible únicamente cuando el control de la variable medida debe ser tolerante.

Los controladores de dos posiciones reales operan con un pequeño intervalo, denominado zona diferencial. Este es ilustrado en la Gráfica 4 para el mismo sistema. La amplitud de las oscilaciones de la variable controlada han aumentado, aunque ésta pérdida de sensibilidad es más que compensada debido al menor amortiguamiento del mecanismo de control y de la válvula, debido a la más baja frecuencia de operación.



Gráfica 3

Control encendido-apagado



Gráfica 4

Control encendido-apagado con zona diferencial

El controlador de dos posiciones es considerado un tipo muy drástico de control. Se obtiene un control imperfecto debido al efecto cíclico y desviaciones arriba y abajo del punto fijo casi permanentes.

El controlador de dos posiciones es satisfactorio cuando:

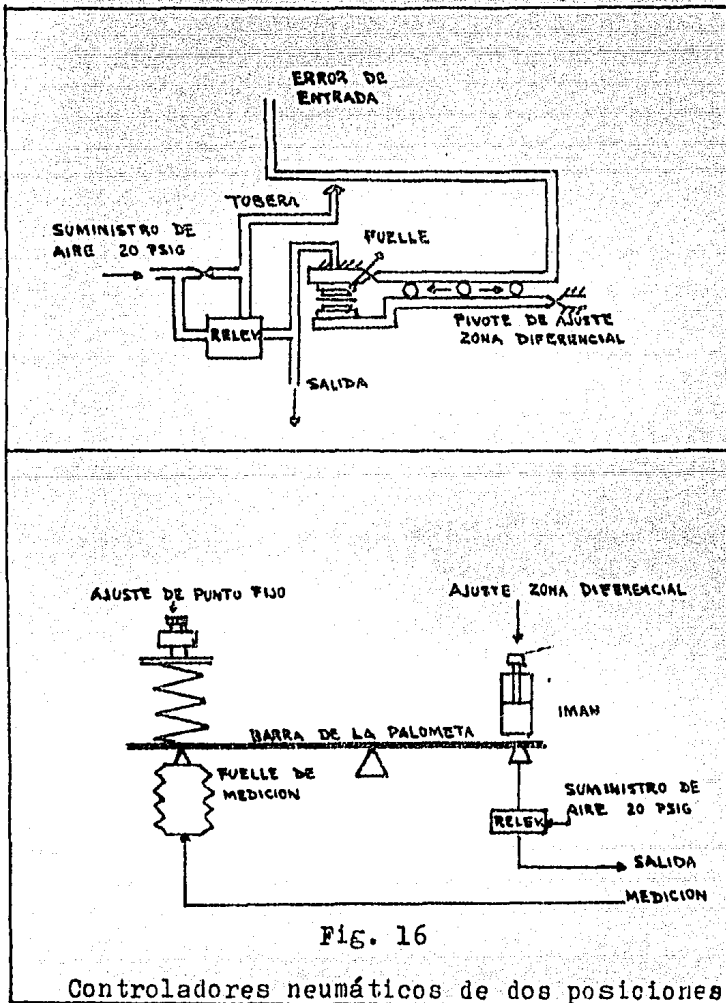
- a) Los cambios de carga en el proceso no son grandes ni frecuentes.
- b) La velocidad de reacción del proceso hacia las perturbaciones es lenta.
- c) Los atrasos de medición y control son pequeños.

El controlador de dos posiciones es muy utilizado debido a que es barato y simple, además fácilmente aplicado. Es muy común en instalaciones con gran capacidad para cambios de temperatura o en el nivel de líquidos tales como hornos industriales, tanques de almacenamiento, precalentadores, refrigeración, acondicionamiento de aire, etc. En procesos con altas velocidades de respuesta o atrasos muy fuertes en alguna parte del sistema, el control de dos posiciones no es adecuado.

En la Fig.16 se muestran dos diagramas esquemáticos de controladores neumáticos de dos posiciones, con ajuste de la zona diferencial.

**Controlador proporcional.**

Es el modo de control en el cual la salida del controlador es proporcional a la señal de error o desviación entre la variable medida y el punto fijo. La salida del controlador proporcional no está restringida a dos valores como en el caso del control de dos posiciones, sino que



puede ser cualquier valor de mínimo a máximo de la escala total de la salida.

En este tipo de control la magnitud de la desviación causará una determinada carrera de la válvula de control - en dirección tal que tienda a anularse la desviación. Los efectos causados por las desviaciones sobre la válvula de control con controlador proporcional son mostrados en la Gráfica 2. La posición de la válvula cambia en proporciones exactas a las excursiones de la variable medida del punto fijo.

El control proporcional puede expresarse con la ecuación de la recta, donde la pendiente (m) es el factor de proporcionalidad entre la salida del controlador (Y) y la señal de error (E). Este factor de proporcionalidad se denomina también ganancia. Entonces;

$$Y = mE + b$$

donde:  $m = G =$  ganancia

$$E = M - R = \text{desviación ó error.}$$

Sustituyendo;

$$Y = G(M - R) + b$$

donde: Y = salida del controlador en % de la gama de salida.

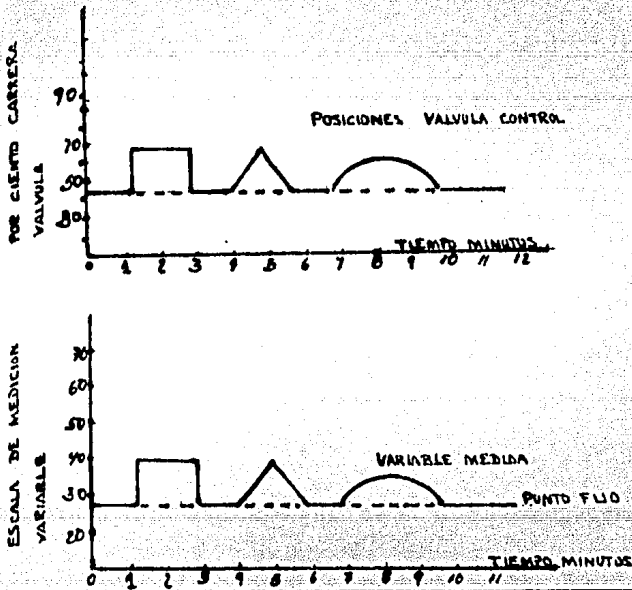
G = ganancia.

M = valor de la variable medida, en %.



R = valor del punto fijo, en %.

b = 50 ó cualquier otro valor constante dependiendo del ajuste con el reajuste manual.



Gráfica 5

posición de la válvula contra desviaciones en control proporcional

el término banda proporcional (B) se utiliza para describir la ganancia del controlador y se define

( $B = 100/\text{ganancia}$ ) como el por ciento de la escala de medición que deberá recorrer la variable medida para causar una carrera del 100% de la válvula de control. Entonces la ecuación completa para el modo de control proporcional es:

$$Y = \frac{100}{B} (M - R) + b$$

De la ecuación se deduce que la salida del controlador proporcional es:

- a) Directamente proporcional a la desviación.
- b) Inversamente proporcional al ajuste de banda proporcional.

Derivando la ecuación anterior con respecto al tiempo se obtiene la ecuación de sensibilidad del controlador proporcional:

$$\frac{dY}{dt} = \frac{100}{B} \frac{dE}{dt}$$

De esta ecuación se deduce que la velocidad de respuesta del controlador proporcional es:

- a) Directamente proporcional a la velocidad de desviación entre la variable medida y el punto fijo.
- b) Inversamente proporcional al ajuste de banda proporcional.

Para un buen control la velocidad de respuesta del controlador proporcional debe ser ligeramente mayor que la velocidad de reacción del proceso cuando ésta es alta y ligeramente menor cuando la reacción del proceso es lenta.

Por consiguiente, la banda proporcional debe ajustarse de acuerdo con la velocidad de reacción del proceso bajo control. Si la velocidad de reacción del proceso es alta, se requiere alta sensibilidad del controlador, banda proporcional angosta, y por lo contrario, para baja velocidad de

reacción se requieren bandas proporcionales anchas.

El controlador proporcional es adecuado cuando:

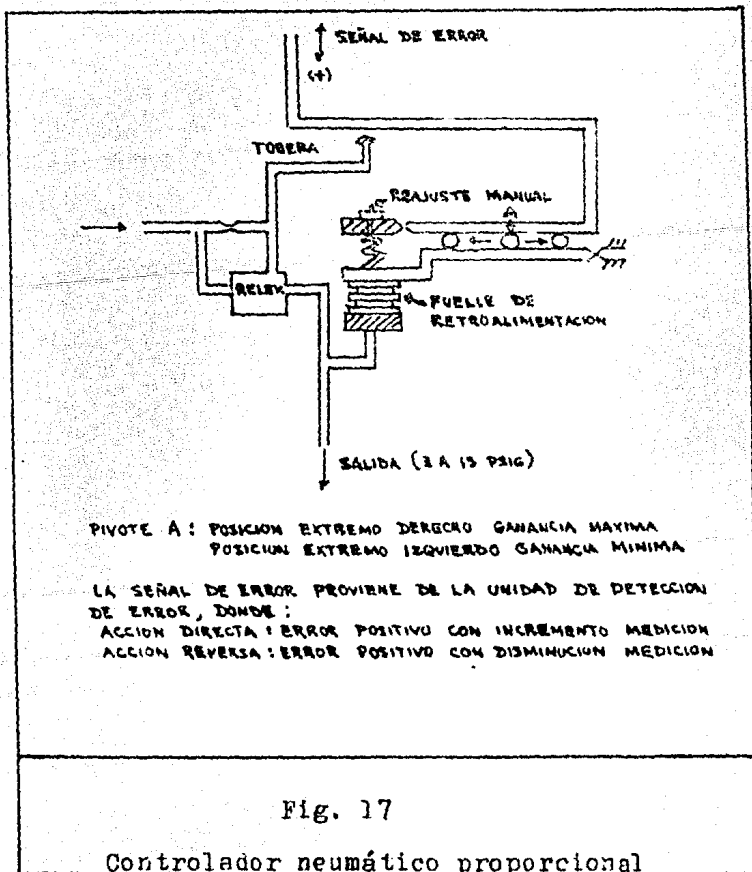
a) Los cambios de carga en el proceso son moderados y de baja frecuencia.

b) La velocidad de reacción del proceso hacia las perturbaciones es moderada.

c) Los atrasos de medición y control son pequeñas.

El controlador proporcional es muy utilizado para control de presión, temperatura y nivel cuando la desviación permanente fija no es objecionable. Como ejemplos encontramos controlador proporcional para nivel en rehervidores, - tanques de balance, calderetas, etc.; controlador proporcional de temperatura en secadores, hornos industriales, - cambiadores de calor, etc.; controlador proporcional en estaciones reductoras de presión, domo de vapor de calderetas, presión en recipientes, etc.

En la Fig.17 se representa esquemáticamente un controlador neumático proporcional. La salida del controlador se aplica a un fuelle de retroalimentación para reducir el cambio en la posición de la palometa, generado por el cambio inicial de la señal de error. La posición del pivote ajustable (A) en un extremo de la barra de ganancia prácticamente elimina el efecto de la retroalimentación produciendo una ganancia de la salida del controlador.



Los controladores proporcionales frecuentemente tienen ajuste denominado "reajuste manual" ó de alineamiento. Con este ajuste se provee una fuerza en oposición al fuelle de retroalimentación haciendo posible aumentar ó disminuir la salida del controlador a un valor fijo, para asegurar el balance variable medida-punto fijo. Es decir, cuando se alcanza el equilibrio variable medida-punto fijo el controlador retorna al valor del ajuste de reajuste manual.

#### Controlador proporcional mas derivativo.

Ciertos procesos principalmente aquellos de control de temperatura están sujetos a desviaciones relativamente fuertes cuando son afectados por un desajuste transitorio de cualquiera de sus condiciones, si son controlados proporcionalmente. Esto es debido a características del proceso por las cuales se absorbe y se almacena energía, provocando un retraso de tiempo entre el disturbio y la manifestación de desviación de la variable controlada del punto fijo.

Es necesario por consiguiente, adicionar al control proporcional una acción de anticipación en tiempo de la corrección proporcional posicionando la válvula de control en función del régimen de cambio de la desviación, sino

la velocidad a la cual la variable medida se separa del punto fijo.

El modo del controlador proporcional mas derivativo es una acción de control en el cual la salida del controlador es proporcional a la combinación lineal de la desviación más la rapidez de cambio de esa desviación ó señal de error. Esta acción control se logra instalando una restricción ajustable entre la salida del relevador y el fuelle de retroalimentación de un controlador proporcional neumático.

La acción de proporcional mas derivativa se expresa matemáticamente por la siguiente ecuación:

$$Y = GE + GTdE' + b$$

donde; Y = salida del controlador en % gama total de salida.

G = ganancia proporcional = 100/k.

E = desviación ó error en %

Td = tiempo derivativo (minutos).

E' = la primera derivada del error con respecto al tiempo.

$$= dE/dt.$$

b = 50 ó cualquier otro valor fijado por el reajuste manual.

Analizando el segundo miembro de la ecuación, relacionando la salida del controlador con la acción deriva-

tiva pura  $Y = G T_d E'$  ó sea:

$$Y = \frac{100}{b} T_d \frac{dE}{(dt)}$$

se deduce que la posición de la válvula de control con la acción derivativa pura es:

- a) Directamente proporcional al ajuste de tiempo derivativo.
- b) Inversamente proporcional al ajustē de banda proporcional.
- c) Directamente proporcional a la velocidad de desviación entre variable medida y el punto fijo.

Es importante notar que el controlador con respuesta proporcional mas derivativa es un dispositivo cuyo sólo propósito es estabilizar rápidamente una medición del proceso. Está sujeto a la desviación permanente fija, en la misma forma que el controlador que solo tiene respuesta proporcional.

Por consiguiente, el modo de control proporcional mas derivativo es adecuado cuando:

- a) Existe una constante de tiempo fuerte en el proceso (retraso).
- b) La desviación permanente entre la variable medida y punto fijo provocada por cambios de carga en el proceso no es objeccionable.
- c) No hay cambios excesivos ni frecuentes de carga.

d) Se requiere rápida estabilización del sistema.

La utilización frecuente de la acción derivativa en combinación con otras acciones de control se encuentra en instalaciones donde hay un control crítico de temperatura, nivel, presión, flujo, etc. La acción derivativa en una combinación de control proporciona la acción anticipatoria necesaria para eliminar los retrasos en el sistema, también denominados "tiempos muertos". La desviación permanente fija será minimizada por cualquier otra acción del modo de control tal como la acción integral, o de reposición automática.

La acción derivativa también se denomina acción anticipatoria.

En la fig. 18 se muestra el controlador neumático proporcional más derivativo.

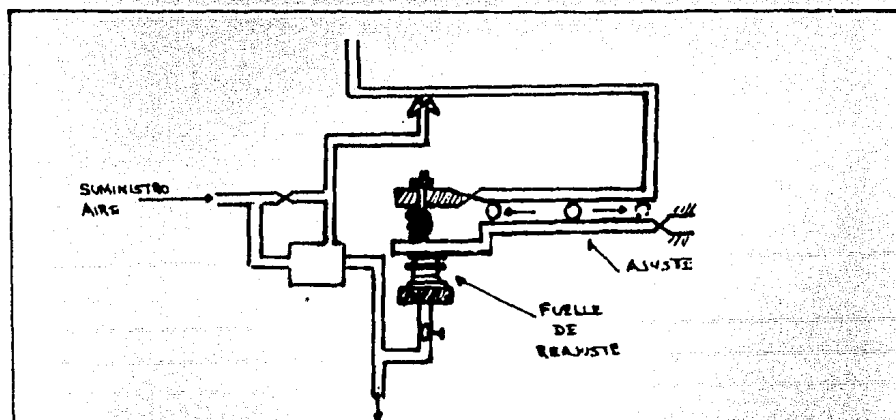


Fig. 18

Controlador neumático proporcional más derivativo



### Controlador proporcional mas integral.

La adición de la acción integral a un controlador proporcional constituye uno de los modos mas utilizados de control. La acción proporcional provee excelente respuesta a todo tipo de variaciones y puede utilizarse donde hay retrasos moderados de tiempo. La acción integral compensa para cambios grandes de carga, eliminando la desviación permanente fija.

La acción integral pura ajusta la salida del controlador integrando la desviación o señal de error, sobre el tiempo de manifestación. Matemáticamente la salida integral está dada por:

$$Y_i = f \int E dt + k$$

Si en un momento dado se tiene una desviación o error  $E$  constante, durante un tiempo total  $t_1$ , la salida del controlador con acción integral pura será:

$$Y_i = f \int E dt = fE(t_1 - t_0) = fEt_1$$

donde  $f$  se denomina velocidad de reposición y tiene unidades de tiempo recíproco. Usualmente se expresa en repeticiones por minuto.

En la combinación de control proporcional mas control integral se suman la velocidad proporcional con la inte---

gración de la acción integral, siendo la respuesta total - la combinación de las dos acciones. Matemáticamente:

$$Y = GE + Gf \quad Edt + k$$

donde, Y = salida total del controlador.

G = ganancia proporcional.

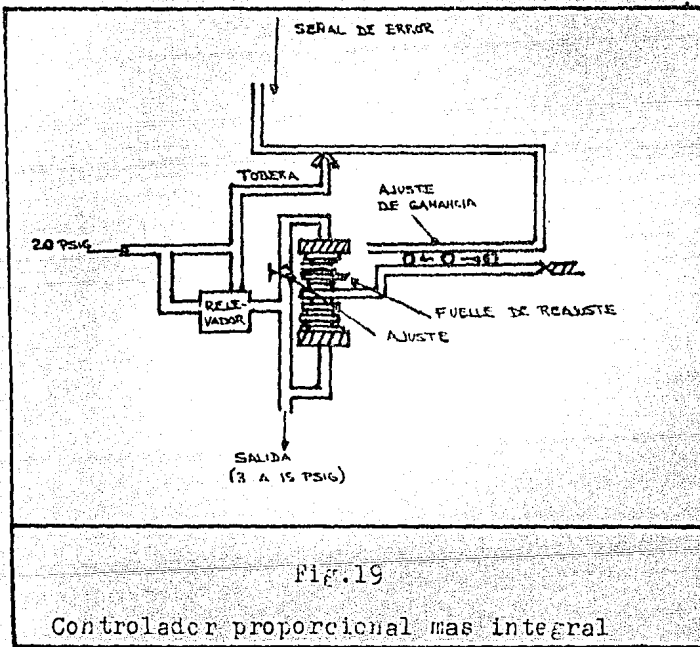
El controlador proporcional más integral es adecuado cuando:

- a) Los cambios de carga en el proceso son grandes - pero de velocidad moderada.
- b) Las velocidades de respuesta del proceso son; de - moderadas o altas.
- c) No hay retrasos fuertes de tiempo en el sistema.

Una seria desventaja de este modo de control ocurre - cuando se arranca en automático un proceso, debido a que la variable medida tiene un valor inicial de cero. Esta señal de error máximo posiciona la válvula de control en un extremo, y permanecerá así hasta que la variable alcance y - cruce el punto fijo. Un proceso es difícil que soporte (esta condición ya que un arranque implica llegar a determinadas condiciones de operación.

La adición de un fuelle neumático de reposición Fig. 19 alimentado a través de una restricción ajustable en la línea de aire, en el arreglo de un controlador neurático - proporcional, de iguales características al fuelle de re- - troalimentación, adiciona la acción al controlador. El ---

fuelle de reposición se opone al fuelle de retroalimentación.

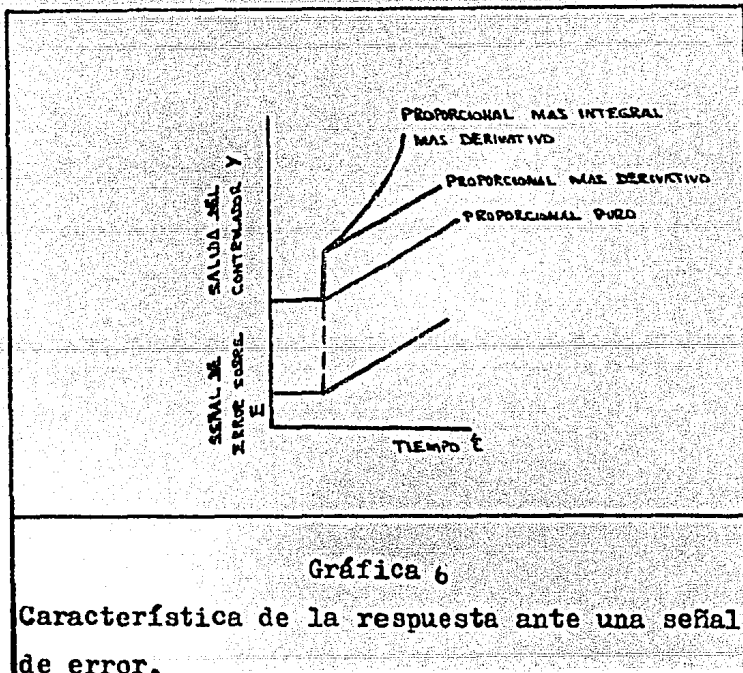


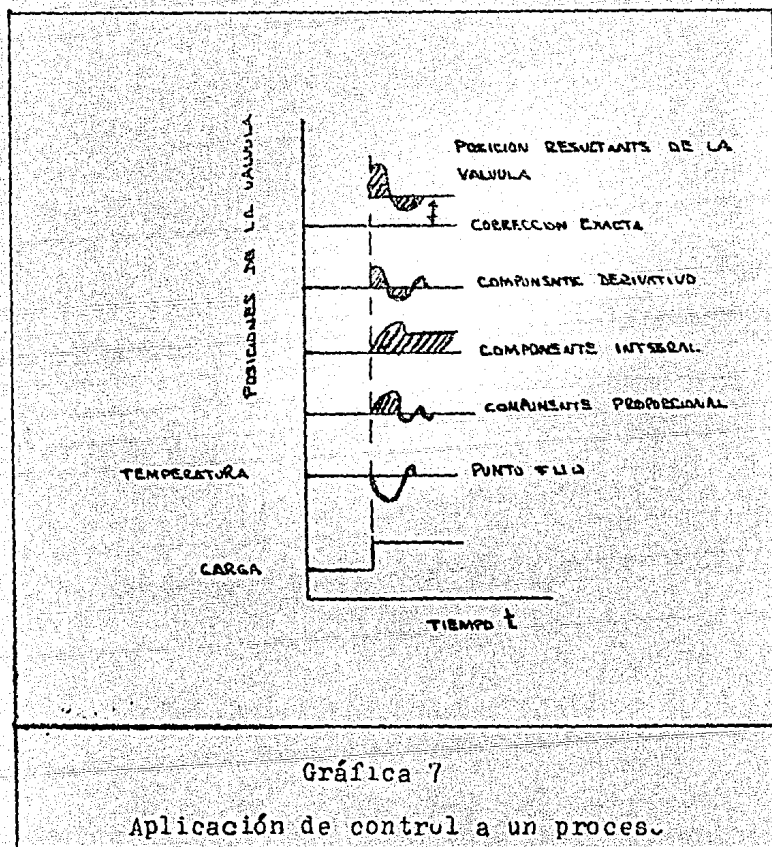
Controlador proporcional más integral más derivativo

La combinación de las tres acciones de control provee el mejor modo de control posible a utilizarse para el control de proceso. Las ventajas de cada acción se combinan la corrección directa de la acción proporcional, complementada con la eliminación de la desviación permanente fija, naturaleza propia de la acción integral; y la estabilizante respuesta de la acción derivativa, la cual es efectiva para

absorber todo tipo de retrasos de tiempo en el proceso -- bajo control.

La respuesta del controlador proporcional más integral más derivativo ante una señal de error o desviación de la variable medida del punto fijo, se representa esquemáticamente en la Gráfica 6. En la gráfica se muestra la aplicación típica a un proceso. En estas representaciones se --- aprecia como cada acción contribuye con su propiedad especial en la caracterización de la salida del controlador.





La ecuación matemática que representa a este modo de control es la siguiente:

$$Y = GE + Gf \int Edt + GTdE + k$$

donde;  $Y$  = salida del controlador en %.

$G$  = ganancia (100/ajuste de banda proporcional).

$E$  = desviación o señal de error.

$f$  = magnitud de ajuste de tiempo integral

$T_d$  = ajuste de tiempo derivativo.

$E'$  =  $dE/dt$ .

$k$  = posición inicial de la válvula de control al manifestarse  $E$ .

Un controlador proporcional mas integral mas derivativo se representa esquemáticamente en la Fig.20. Los fabricantes de instrumentos diseñan estos controladores de forma que los ajustes integral y derivada tengan escalas similares, expresadas en minutos. Por lo tanto el ajuste de tiempo derivativo o integral esta graduado en minutos.

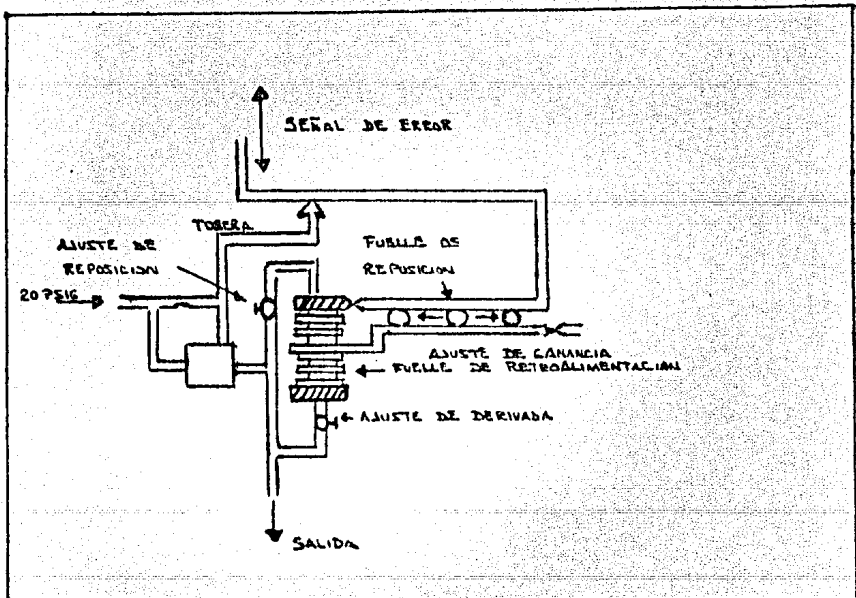


Fig. 20

Controlador proporcional mas integral mas derivativo

El modo de control proporcional mas integral mas derivativo es adecuado cuando:

- a) Los cambios de carga en el proceso se manifiestan a cualquier velocidad, duración y frecuencia.
- b) La velocidad de reacción del proceso a las perturbaciones es muy variable.
- c) Existen retrasos de tiempo.
- d) El proceso es de tipo discontinuo y sufren desviaciones súbitas del punto fijo.

Para ajustar empíricamente el controlador y satisfacer las características del proceso bajo control, deben seguirse los siguientes pasos:

1. Controlar el proceso en manual desde la estación del operador, es decir, pasar de control automático a control manual. Cuando haya estabilidad en el proceso.

2. Ajustar el tiempo derivativo al mínimo; ajustar el tiempo integral al máximo; y ajustar la banda proporcional al máximo.

3. Retornar el proceso a control automático, y disminuir a pasos la banda proporcional, observar la aparición de oscilaciones leves. Aumentando a pasos el tiempo derivativo, eliminar estas oscilaciones. Nuevamente disminuir la banda proporcional hasta causar de nuevo las oscilaciones. Seguir aumentando el tiempo derivativo. Cuando a pesar de los ajustes de aumento o incrementos en el tiempo deri-

vativo no se eliminen, regresar al ajuste inmediato anterior, y ampliando ligeramente la banda proporcional, estabilizar la operación del proceso.

4.- Ajustar el tiempo de reposición o integral igualando el tiempo derivativo.

#### 4.5 Selección del modo de control adecuado.

En el diseño de sistemas de control automático de procesos probablemente la decisión más difícil es la selección del modo de control más adecuado y económico.

La selección es generalmente un balance entre la calidad del control. El sistema de control debe satisfacer la calidad de control exigida por el proceso, y no deben incluirse refinamientos. Adiciones innecesarias hacen excesivo al costo.

Pero, si existiese cualquier duda deben elegirse controles e instrumentos adecuados, debido a que la pérdida económica por sobre instrumentación es pequeña comparada con la pérdida de calidad y cantidad resultantes de un equipo de control restringido.

En la Tabla 5 se dan los modos de control adecuados a diversos tipos de procesos. Esta tabla es solamente una guía general y no debe considerarse mas que como una aproximación para la selección de los modos de control.



Modo de Control	Velocidad de reacción del proceso	Cambios de carga		Aplicaciones
		Tamaño	Velocidad	
Dos posiciones	Lento	Cualquiera	Cualquiera	Instalaciones con gran capacidad para — Temperatura y Nivel. Tanques de almacenamiento, precalentadores, refrigeración
Proporcional	Lento a moderado	Pequeños	Moderados	Presión, Temperatura y Nivel, donde la desviación fija no es objectionable. Rehornadores, Estaciones reductoras de presión
Proporcional mas derivativo	Moderado	Pequeños	Cualquiera	Donde se necesita más bien estabilidad, con desviación fija mínima. Rehornadores, Calderetas, hornos, etc
Proporcional mas integral	Cualquiera	Grandes	Lentos a moderados	Muchas aplicaciones incluyendo flujo. — No convenientes para procesos de carga y donde no se soporten picos
Proporcional mas integral mas derivativo	Cualquiera	Grandes	Rápidos	Control de procesos de cargas y donde hay desviaciones fuertes y repentinas.

Tabla 5

Selección del modo de control adecuado

## 5.0 Control e instrumentación,

Definitivamente, la operación de cualquier equipo exige un control adecuado en su funcionamiento, con el fin de prolongar lo mas posible la durabilidad de sus partes constitutivas, eliminar pérdidas de energía y obtener los efectos deseados en la corriente de proceso.

### 5.1 Control e instrumentación en la torre de destilación.

La destilación, contiene en general la mayor parte de sistemas de control aplicados a otros procesos en las plantas, como son: controles de presión, de flujo de fluidos, de temperatura (transferencias de calor), nivel de líquidos, etc.

Los sistemas de control aplicados, corregirán automáticamente los errores que sean detectados por los elementos primarios de medición.

Los problemas de control automático de las columnas de destilación estan en función directa de la volatilidad relativa de las sustancias por separar.

Por otra parte, debido a las muchas variables que suelen encontrarse, la selección final de los sistemas de con-

control mas adecuados, depende de los componentes que se desce separar, el equipo disponible y la finalidad especifica del proyecto. Es recomendable estudiar los principios físicos, químicos, hidráulicos, etc., relativos al proceso, para una mejor selección del equipo de control.

La finalidad principal de controlar automáticamente una columna de destilación es:

1. Obtener destilado de alta calidad.
2. Obtener un producto de fondos con el mínimo de destilado.
3. Evitar gasto innecesario de vapor de calentamiento.
4. Alimentación uniforme y constante.
5. Control de reflujo adecuado.
6. Aumento de eficiencia en la columna.
7. Minimizar el personal para la operación.

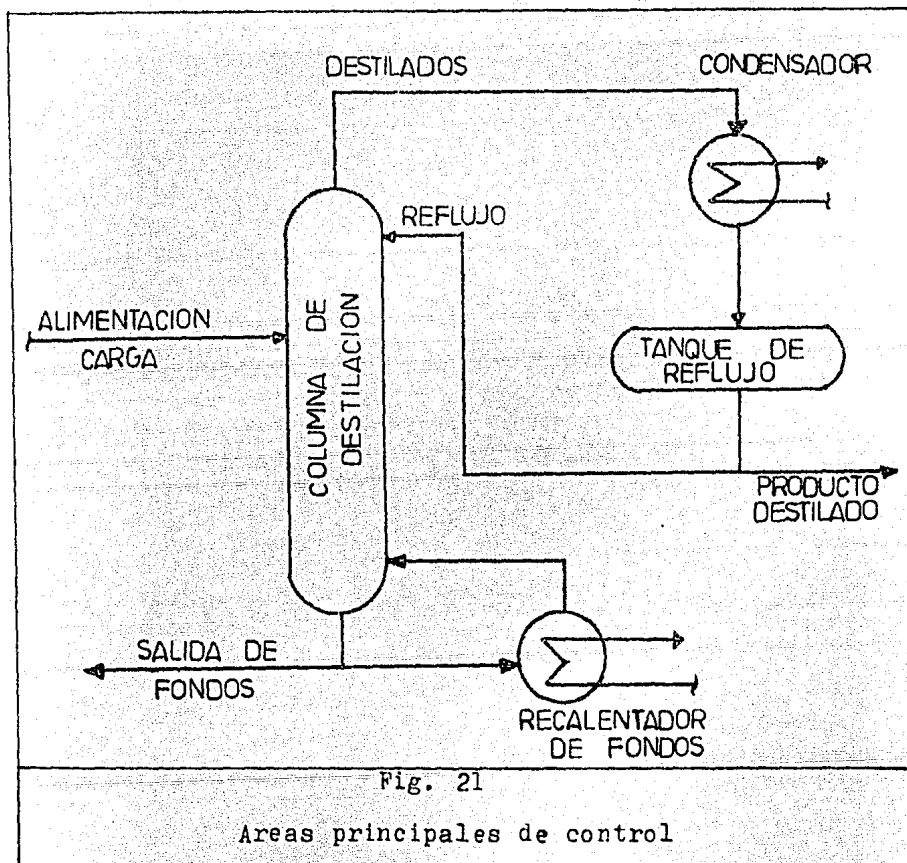
Para obtener esta finalidad se controlan normalmente

1. Presión de operación de la columna.
2. Flujo de carga ó flujo de alimentación.
3. Composición de la carga.
4. Temperatura de la carga.
5. Calentamiento de fondos.
6. Flujo del producto obtenido por el fondo.
7. Calor removido por el condensador de productos destilados.

8. Flujo del producto destilado.
9. La temperatura del domo, controlada por medio del reflujó de productos destilados.
10. Nivel del tanque de reflujó.
11. Reflujos intermedios.

Para obtener productos de alta calidad es importante tomar en cuenta las técnicas de control apropiadas a la operación. Para fijar las variables del proceso, sólo a un cierto número de ellas deberán asignarse valores independientes. Las otras variables, automáticamente tendrán valores dependientes de su relación con el proceso. Así para un sistema dado sólo existe un cierto número de variables dependientes y estas variables estarán sujetas a ciertas limitaciones fijas.

Las áreas en donde normalmente con una correcta selección de instrumentos de control, se obtiene una ayuda muy valiosa para conseguir el grado de control deseado, son mostrados en la siguiente Fig. 21



### 5.1.1 Aplicación de acciones (sistema, válvula, control) a una torre de destilación.

Después de haber obtenido los criterios generales sobre la utilización de los sistemas de control aplicados a una torre de destilación, se procede a escoger la acción más adecuada de cada uno de los sistemas de control, válvulas y controladores, según las necesidades que

la operación requiera, tomando en cuenta una falla de aire general a todos los sistemas de control, sin perder de vista que la acción de la válvula deberá escogerse para ésta condición de emergencia y que la selección efectuada deberá tener como consecuencia una operación de la torre de destilación lo mas estable posible, para que en el momento de corregir la emergencia pueda ser llevado al equipo a sus condiciones normales de operación, consiguiendo de ésta manera alcanzar a la mayor brevedad posible la pureza deseada de los productos.

#### 5.1.2 Jerarquía de control.

Hay dos niveles dentro de los cuales se debe trabajar

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 de estabilización, no se obtendrá ningún beneficio.

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

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 de lo necesario. Este es el camino por el cual el operador mantiene a la columna trabajando dentro de las especificaciones, lo que no siempre es lo deseado.

La sobrefraccionación es obtenida incrementando la relación de 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:

Pérdida de producto valioso, ya que al hacer el destilado ultrapuro incrementando el reflujo, mayor cantidad del componente ligero aparecerá en el fondo.

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 la energía es desperdiciada.

### 5.1.3 selección de sistemas para controlar la presión de la columna.

La mayoría de los sistemas de control para destilación, están basados en mantener la presión de la columna a un valor constante. Cualquier variación considerable de la presión causaría un descontrol cambiando las condiciones de equilibrio en la columna. El primer sistema que se verá es el de mantener una presión constante en torre destiladora.

El punto fijo de presión mas adecuado, estará sujeto a las dos condiciones limitativas siguientes:

a) La presión deberá ser lo suficientemente alta para ayudar a la condensación de los vapores que se obtienen por el domo, por medio de un cambio de calor a través de un condensador (enfriamiento de los vapores de destilado por medio de agua).

b) La presión deberá ser lo suficientemente baja para permitir la vaporización de los productos ligeros, (separación de los productos ligeros de los pesados), por medio de un cambio de calor del material del fondo de la columna — contra un medio de calentamiento (recalentadores) o por medio de un calor adquirido en un precalentamiento



(cambiadores de calor y calentador) y/o vapor de proceso inyectado al fondo de la torre.

El punto fijo específico de presión es determinado por consideraciones económicas, por ejemplo:

Si la presión de operación se aumenta, para obtener una buena destilación, la temperatura del fondo tendrá que aumentarse, la eficiencia del condensador es más alta (la presión alta ayuda a la condensación debido al aumento de temperatura en la torre, se tiene un aumento en el potencial térmico  $\Delta T$  del condensador) y las dimensiones del recalentador de fondos tendrán que aumentarse para obtener la temperatura requerida para la correcta destilación (debido a la reducción en su potencial térmico). Por lo tanto, cuando la presión se mantiene alta, el tamaño del condensador es reducido y el tamaño del recalentador es aumentado.

Si la presión baja, el condensador tenderá a aumentarse y el recalentador a reducirse.

La presión óptima es determinada por consideraciones sobre el costo del equipo de transferencia de calor, más el costo que representa la construcción de una columna que soporte dicha presión. Usualmente, es más económico el seleccionar la presión más baja que permita la condensación satisfactoria del producto destilado a la temperatura normal del agua de enfriamiento.

Cuando la presión de operación se ha establecido a un valor fijo, se necesita poco esfuerzo para estabilizar el funcionamiento de la columna por variaciones de presión.

La mejor manera de mantener una columna a una presión constante, se consigue conociendo el porcentaje de incondensables que entran con la carga o mezcla por destilar.

La selección de los sistemas de control dependerán de las distintas mezclas, las mezclas más comunes pueden ser:

1. Cuando se tiene una mezcla con alto porcentaje de gases incondensables.

2. Cuando se tiene una mezcla con un porcentaje regular de 20 o 30% en volumen como máximo, de gases incondensables.

3. Cuando se tiene una mezcla con bajo porcentaje de gases incondensables.

1. El problema de controlar la presión es complicado por la existencia de un porcentaje de gases inertes elevados.

Los incondensables deberán ser apartados o cubrirán la superficie del condensador, bajando la eficiencia de éste e impidiendo el control de presión correcto de la columna, se eleva la presión, por mal diseño del condensador

El método más simple para manejar éste problema es --

expulsar un porcentaje fijo de gases y vapores a una unidad de baja presión, a un quemador o a un condensador de venteo.

Como unidad de baja presión se puede utilizar una torre de absorción. El condensador recogerá la mayor parte de vapores condensables, mientras que los incondensables con un pequeño porcentaje de vapores condensables serán expulsados por el venteo.

En el caso de que la cantidad de incondensables varíe continuamente se pueden controlar conjuntamente el venteo de incondensables, el flujo de vapor al condensador y el nivel del acumulador, siendo el análisis de la acción de cada componente del sistema, el siguiente, Fig. 22.

Controlador	Válvula AFA (+)
de presión (PC)	Sistema (-)(abre falla de aire)
	Control acción inversa (-)

En este caso el sistema de control deberá tener acción inversa, la válvula automática acción directa y el controlador por consecuencia tendrá acción inversa.

Controlador registrador	Sistema (-)	V (+)
de presión (PRC)		O (-)
Controlador de	Sistema (-)	V (-)
nivel (LC)		C (+)

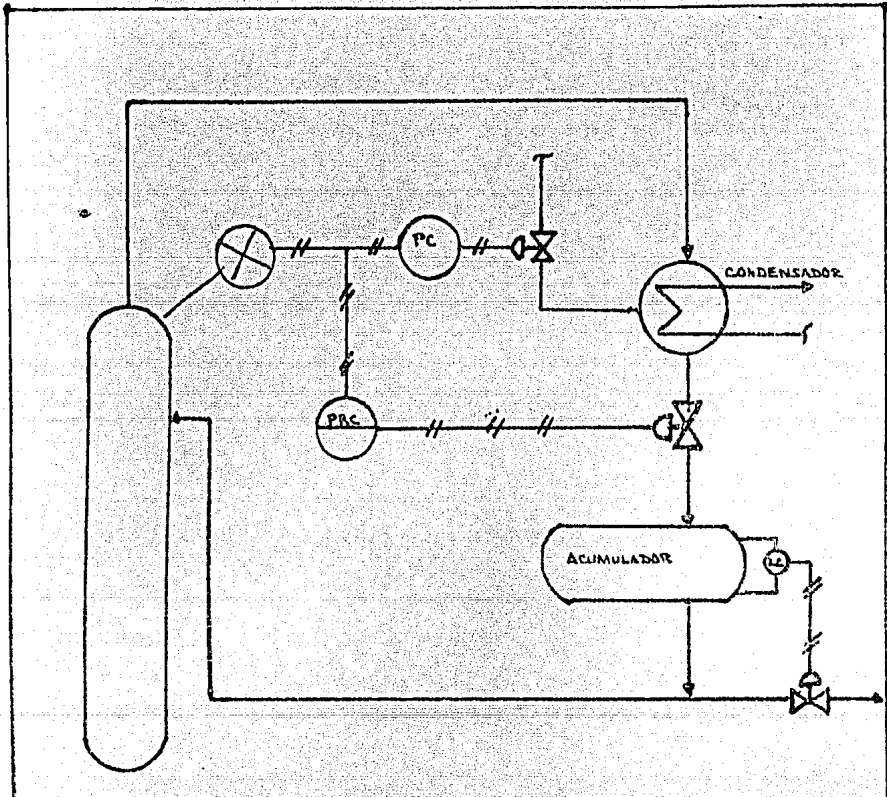


Fig. 22

Control de presión en la columna de destilación  
con alta existencia de gases inertes

Para entender el funcionamiento, primeramente se supone que no existen incondensables.

Cuando la presión aumenta, la válvula automática abrirá, y cuando disminuya, la válvula automática cerrará.

Cuando existen incondensables, para eliminarlo, si es

continua la purga, deberá ser lo mas económica posible, sin embargo, cuando ésto no sea factible debido a que el porcentaje de incondensables varíe frecuentemente, la corriente de purga deberá ser regulada por medio de un segundo sistema de control automático. Cuando los incondensables aumentan en el condensador, el control de presión mencionado tenderá a abrir la válvula automática colocada en el venteo y permitirá la condensación adecuada para que la presión no aumente arriba de un límite conveniente, ver Fig. 22

## 2. Mezcla de incondensables y vapores de productos destilados.

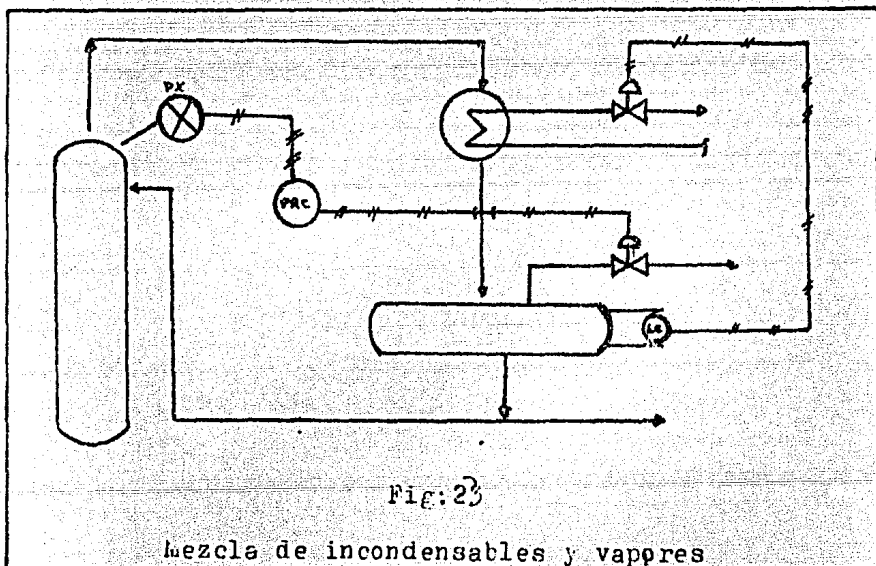
En este caso, al obtener el producto como un vapor el control de presión regulará una válvula automática colocada en la línea de extracción de dichos vapores como se muestra en la Fig. 23

El análisis de las acciones de los componentes del sistema es:

Controlador registrador de presión (PRC)	Sistema (-)	V (-)	C (-)
Controlador de nivel (LC)	Sistema (+)	V (+)	C (+)

Al aumentar la presión, la válvula abrirá dejando escapar más vapor haciendo que la presión disminuya al --

valor deseado. Cuando la presión disminuye, la válvula cerrará dejando escapar menos vapor haciendo que la presión suba al valor deseado. Sólo cuando el medio de enfriamiento no es agua.



3. Mezcla con porcentaje pequeño de incondensables.

El producto destilado se obtiene como un líquido.

Este caso es el más común y la presión se controlará regulando la condensación de los productos destilados que salen por el domo. La forma de hacerlo, depende de la construcción mecánica del equipo de condensación, existiendo tres posibilidades.

Primera posibilidad.

Regulación del flujo de refrigerante en el condensador.

La válvula automática para controlar la presión regulará el flujo de refrigerante a través del condensador — como se muestra en la Fig.24.

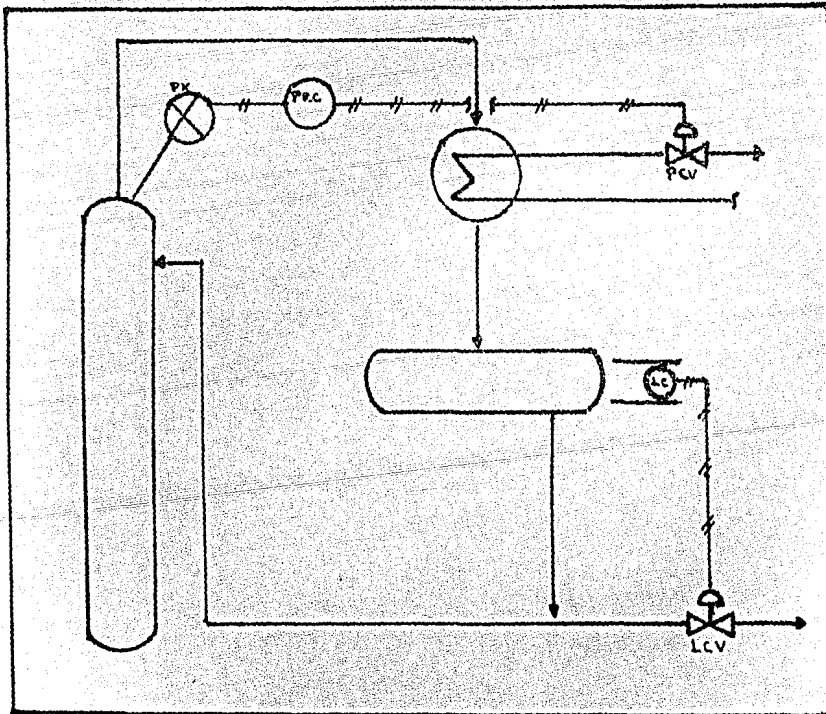


Fig.24

Regulación del refrigerante en el condensador

El análisis de las acciones de los componentes del sistema es:

Registrador controlador	Sistema (-)	V (+)
de (PRC)		C (-)
Controlador de nivel (LC)	Sistema (-)	V (-)
		C (+)

Este sistema se recomienda únicamente cuando el medio de enfriamiento no es agua y que además no sea incrustante al aumentar la temperatura. Este método requiere poco mantenimiento debido a que la válvula está colocada en la línea de enfriamiento y su funcionamiento es satisfactorio cuando el condensador es diseñado apropiadamente.

Cuando el condensador está diseñado apropiadamente, se necesitará un control con acción proporcional únicamente. El reajuste automático no será necesario. Sin embargo, cuando el tiempo de residencia del refrigerante aumenta, aumentará el tiempo de retraso en el sistema y se requerirá un control automático con acción proporcional y reajuste para obtener los cambios de carga.

#### Segunda posibilidad.

En el condensador de tipo caja de enfriamiento en tubos sumergidos en el agua, habrá un gran tiempo de retraso. Al variar el flujo de agua tardará algún tiempo para que la temperatura del agua en la caja varíe y finalmente la condensación aumentará o disminuirá.



Existiendo este tiempo de retraso tan desfavorable, será necesario un sistema de control diferente. Uno que permita que el agua de enfriamiento tenga un flujo constante a través del condensador, y se regule la condensación, controlando el porcentaje de superficie expuesta a los vapores de producto destilado. Se consigue poniendo la válvula automática para controlar la presión en la línea de condensado regulando el flujo de productos destilados a través del condensador.

Cuando la presión disminuya, la válvula cerrará, cortando el flujo de condensado y provocando que más tubos se ahoguen en condensado, con lo que aumentará la superficie expuesta a los vapores.

Al disminuir la condensación, la presión en la torre aumentará.

En el caso de que la presión aumente respecto a la requerida, la válvula automática abrirá, reduciéndose el número de tubos ahogados en condensado, con lo que se aumentará la superficie expuesta a los vapores y consecuentemente la condensación, disminuyendo la presión y regresando así al valor deseado.

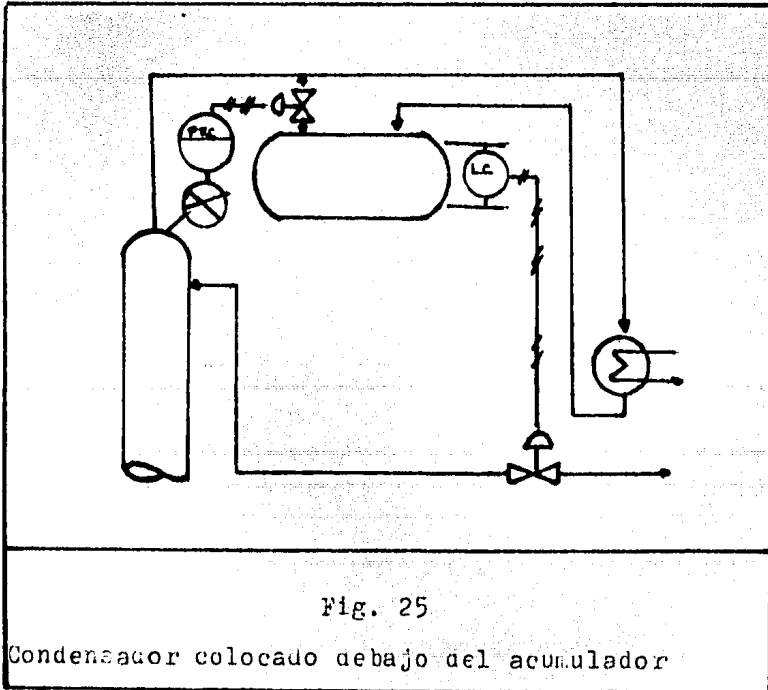
Tercera posibilidad.

Condensador de lazo del acumulador.

Es frecuente en los casos en que se requiera tener --

el condensador accesible para su mantenimiento y se desee un ahorro en estructura de acero.

En este tipo de instalación la válvula automática de control se coloca en una línea de derivación a partir de la línea de vapor al acumulador. Fig. 25 . Cuando ésta válvula abre, iguala la presión entre la línea de vapor y el acumulador lo cual hace que se inunden los tubos del condensador. La inundación de la superficie de condensación provoca que la presión se eleve al reducirse la condensación. Bajo condiciones normales de operación, el subenfriamiento que el condensado recibe del condensador es suficiente para reducir la presión de vapor en el acumulador.



El análisis de las acciones de los componentes del sistema es:

Controlador registrador de presión (PRC)	Sistema (+)	V (+) C (+)
Controlador de nivel (LC)	Sistema (-)	V (-) C (+)

Una modificación de este último sistema es controlar la presión en el acumulador, regulando el flujo en la línea de derivación del condensador, Fig. 25. La presión de la columna se mantiene por regulación del flujo de vapor a través del condensador. Este control de flujo a través del condensador da una regulación de presión más rápida a la columna.

El análisis de las acciones de los componentes del sistema es:

Registrador controlador de presión (PRC)	Sistema (-)	V (+) C (-)
Controlador de nivel (LC)	Sistema (-)	V (-) C (+)
Registrador controlador de presión del acumulador (PRC)	Sistema (+)	V (-) C (-)

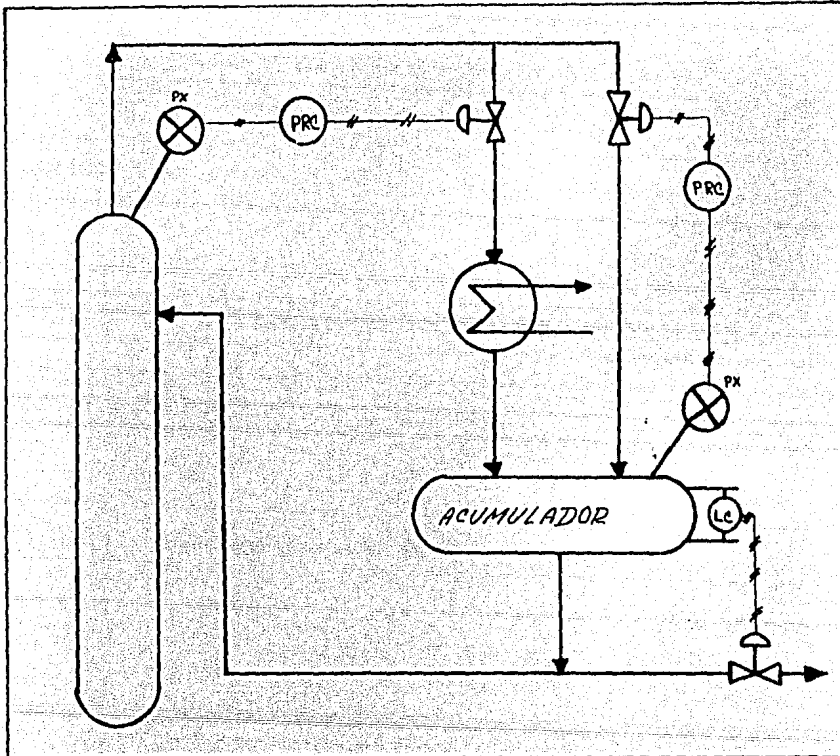


Fig. 26

Control de presión de alta velocidad para una columna de destilación.

#### 5.1.4 Columnas de destilación al vacío.

Quando se trata de destilar productos como polímeros y alquilados pesados, o algunas otras mezclas, se necesitan temperaturas tan altas que ocurrirá desintegración. Para evitar esto, es necesario operar estas columnas de destilación a presiones inferiores a la atmosférica.

El método más común para hacer vacío, es por medio de un sistema de eyectores de vapor. Se recomienda instalar un control de presión en la línea de vapor, al evector o eyectores para mantener ésta al valor requerido para la operación correcta de éstos. El sistema de control de presión de vacío se muestra en la fig. 27.

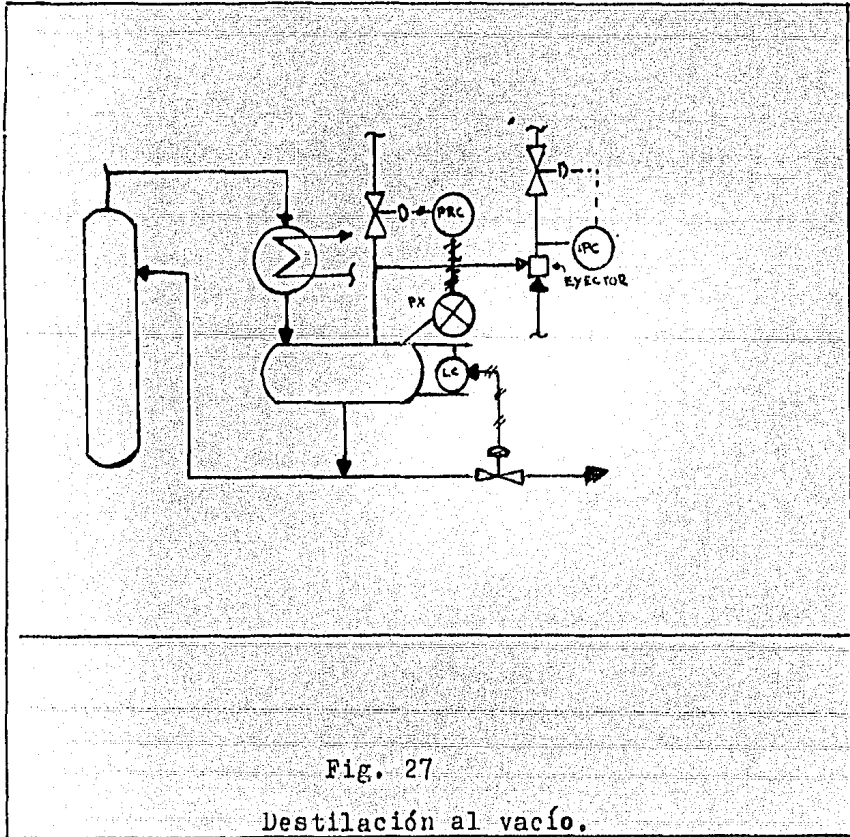


Fig. 27

Destilación al vacío.

El análisis de las acciones de los componentes del sistema es:

Registrador controlador de presión, (PRC)	Sistema (+)	V (-) C (-)
Controlador de presión (PC)	Sistema (+)	V (+) C (+)
Controlador de nivel (LC)	Sistema (-)	V (+) C (-)

Normalmente el eyector trabaja a su máxima capacidad regulándose la presión en el acumulador por inyección de aire o gas a la línea de vacío lo cual se regula a su vez con una válvula automática.

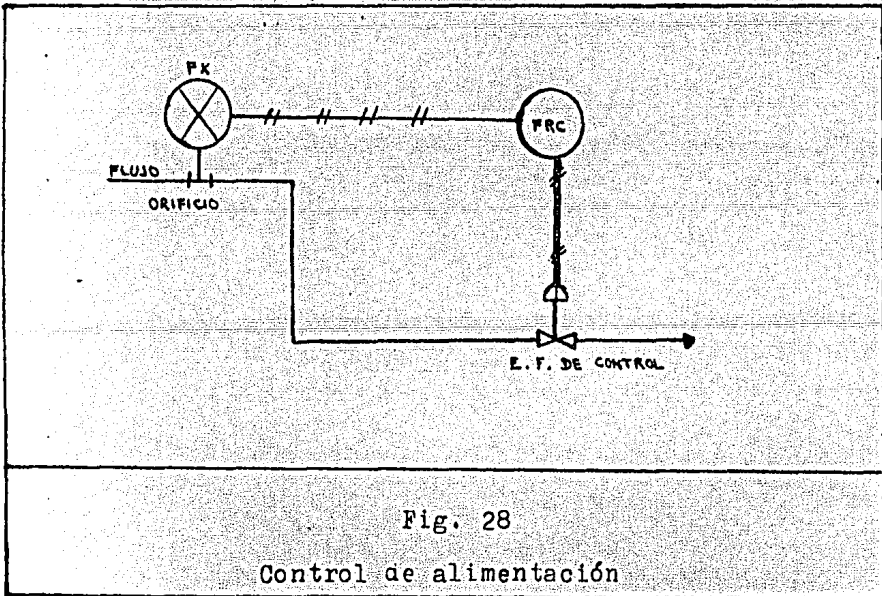
Esta válvula regulará el flujo de gas o de aire adicional succionando por el eyector. La presión controlada será la del acumulador lo cual hace que el tiempo de retraso sea menor que cuando se controla la presión de la columna.

Cuando la presión absoluta aumenta, la válvula automática de inyección de aire cierra, el eyector succiona mas vapores del acumulador haciendo que la presión disminuya.

Cuando la presión absoluta disminuye, la válvula automática de inyección de aire abre, el eyector succiona más aire o gas y menos vapores del acumulador haciendo -- que la presión aumente.

5.1.5 Selección del sistema para controlar el flujo de carga (alimentación) y la temperatura a la columna de destilación.

La alimentación de la columna debe ser mantenida lo más constante posible para lograr una operación estable. La mejor manera de obtener estabilidad en cualquier proceso continuo es, Fig. 28



Normalmente las acciones para este circuito de control serán:

Registrador controlador	Sistema (+)	V (+)
de flujo (FRC)		C (-)

En una columna en la que no existan reflujos intermedios, se fijan seis variables para determinar todas las condiciones de operación, y para mantener las condiciones de alimentación fijas, es necesario regular tres variables más, el flujo, la composición y la temperatura de alimentación.

Para el caso del flujo, el elemento primario de medición es una placa de orificio colocada en una parte horizontal de la línea y antes de la válvula automática. Al colocar el orificio de esta manera, la medición es más precisa pues se evitan las turbulencias que provoca la válvula automática.

La detección de la presión diferencial es efectuada por un transmisor de presión diferencial.

El registrador controlador generalmente colocado en un tablero de control, recibe la señal del transmisor diferencial y manda una señal correctiva sobre la válvula automática.

Usando un ajuste de banda proporcional angosta, el controlador provocará acciones correctivas grandes para pequeñas variaciones de flujo con lo que dicho flujo se mantendrá constante.

Las condiciones térmicas de la carga determinan cuanto calor deberá agregarse en la columna por medio del recalentador de carga, Fig. 29.



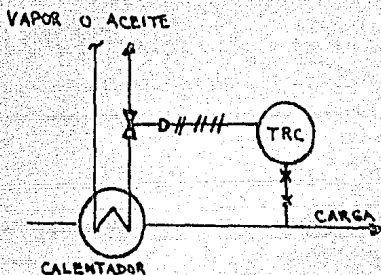


Fig. 29

## Control de temperatura de la alimentación

La acción del sistema es:

Registrador controlador de temperatura (TRC)	Sistema (+) V (-) C (+)
---	----------------------------

En plantas primarias, es común en los procesos, el almentar la carga a su temperatura de burbuja.

En el caso de que la carga a una columna provenga de un paso anterior, se requiere una fuente exterior de calentamiento adicional como un precalentador de vapor o aceite.

El elemento primario de medición puede ser un sistema termal capilar o un termopar, en ambos con un termopozo en la línea de carga.

Si la temperatura disminuye el control mandará abrir la válvula manteniendo el vapor o aceite hasta que la temperatura aumente al valor deseado y si la temperatura se sobrepasa, el control mandará cerrar la válvula disminuyendo el calentamiento.

En estos sistemas siempre existe tiempo muerto y por lo tanto el control deberá llevar los modos de control proporcional, reajuste automático (reset) y acción derivativa o anticipatoria (rate) dando este último modo, un calentamiento muy rápido en los inicios de operación.

Otra forma de ganar estabilidad en la temperatura de la alimentación, debido a que se eliminan retrasos por tiempos muertos, se logra por medio de un sistema en cascada.

En este sistema de cascada la señal correctiva de un sistema de control primario (TRC) mueve automáticamente el punto de ajuste (set point) de un sistema de control secundario (FRC). Al estar controlando la temperatura de la carga, si varía la composición de esta, variará el punto de ebullición, Fig. 30.

Acción de un sistema en cascada.

$$A_{sc} = A_{ss} \times A_{cp}$$

donde:

$$A_{sc} = \text{Acción del sistema en cascada.}$$

$A_{ss}$  = Acción del sistema secundario.

$A_{cp}$  = Acción del control primario.

Aplicación de la ecuación:

- 1º Se saca la acción del sistema secundario operativamente.
- 2º Se saca la acción de la válvula de acuerdo al proceso.
- 3º La acción del control secundario se escoge para que el sistema secundario sea correcto.

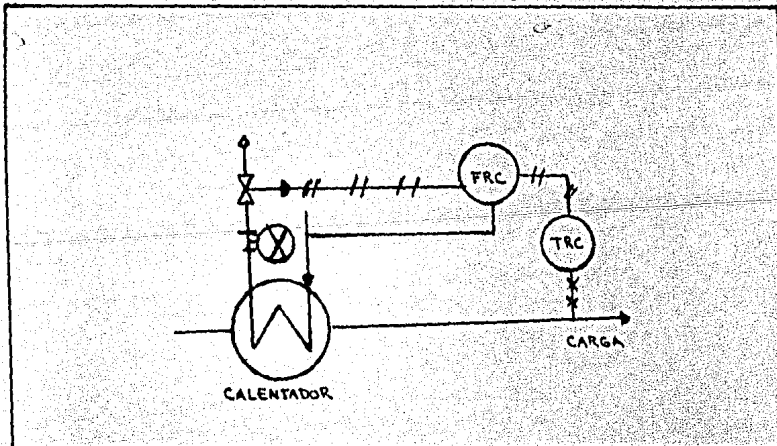


Fig. 30

Control de temperatura de flujo en cascada

Acción del sistema en cascada.

Directo. Al aumentar la variable primaria, disminuye la variable secundaria.

Inverso. Al aumentar la variable primaria, disminuye la variable secundaria.

Una vez escogida la acción del sistema secundario y la acción del sistema en cascada, la acción del control primario se escoge de tal manera que el producto de  $A_{SS}$  y  $A_{CP}$  de como resultado la  $A_{SC}$ .

Ejemplo:

$A_{SS}(+)$  Directa  $V = (-)$  Inversa

$C = (-)$  Inversa

FRC

$A_{SC}(-) = (-) \times (-) = \text{directo} \times \text{directo}$

Inversa.

$A_{SS} =$  Directa porque al aumentar el flujo la válvula cierra.

$V =$  Inversa porque abre con aire y cierra a falta de aire.

$A_{SC} =$  Inversa porque al aumentar la temperatura (variable primaria) disminuye la variable secundaria.

5.1.6 Sistema de control para los productos de la parte superior de la columna de destilación.

El producto destilado puede extraerse en las formas siguientes:

Como vapor solamente.

Parte vapor y parte líquido.

Líquido exclusivamente.

Se deben hacer algunas consideraciones importantes en la selección final del sistema de control por usarse como:

Destino de producto, tipo de intercambiador de calor y tipo del medio (fluido) de enfriamiento. El método más directo y rápido para controlar la presión de la columna sería el estrangular la salida de vapor de la misma, pero éste normalmente requiere una válvula bastante grande y costosa, además todavía se requieren controles adicionales.

Quando el producto en la parte superior de una columna es solo vapor, Fig. 31, la presión de la columna es controlada estrangulando el producto (vapor). El flujo del fluido enfriador es controlado mediante estrangulación con el fin de mantener un cierto nivel en el tanque de reflujo y en esta forma solo se condensa la cantidad necesaria para mantener el reflujo óptimo.

Las acciones de los componentes del sistema son:

Registrador controlador  $A_{SS} (+)$   $v (+)$

de flujo (FRC) (secundario)  $C (+)$

$$A_{SC} (+) = (+) \times (+)$$

Controlador de nivel (LC) Sistema (+)  $v (+)$

$C (+)$

## Registrador controlador de presión

(PRC)

Sistema (-) V (-)

C (-)

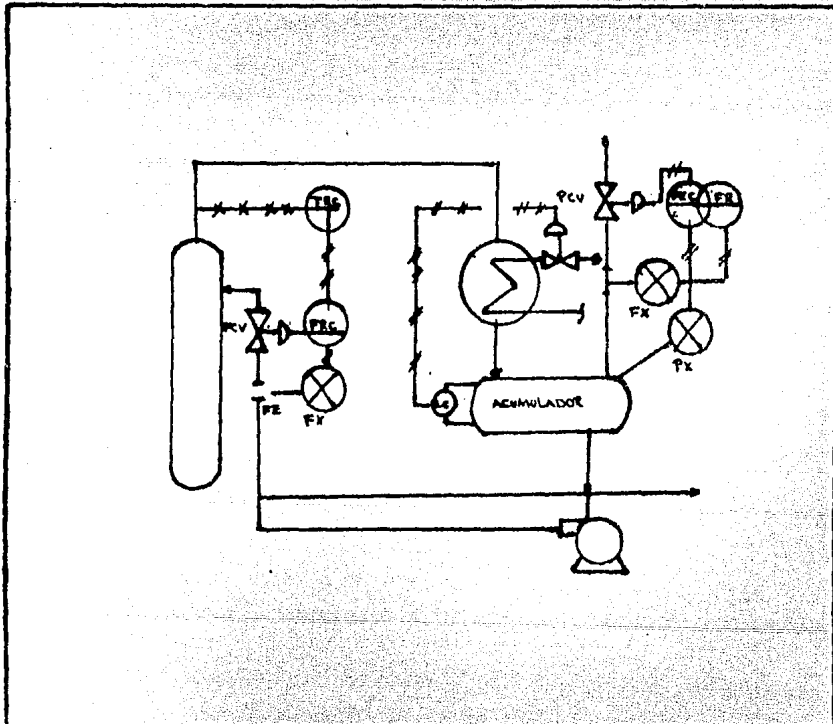


Fig. 31

Sistema de control del producto obtenido en forma de vapor.

Sistema en el que el total del producto obtenido de la parte superior de la columna, se condensa, Fig. 32. Aquí el control es efectuado variando la capacidad de transferencia de calor del condensador cubriendo o exponiendo la

superficie de calefacción al flujo de vapor. En el sistema el controlador de presión se ha colocado en cascada con el controlador de flujo, con el fin de tener un flujo lo menos brusco posible cuando existen siguientes columnas de destilación.

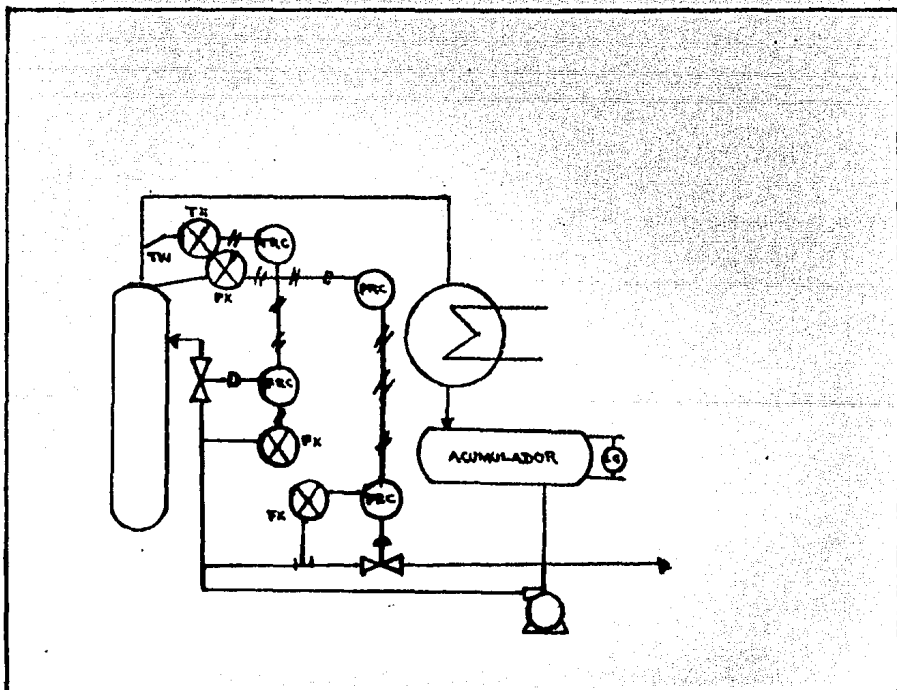


Fig. 32

Sistema de control del producto cuando es obtenido en forma líquida.

Las acciones de los componentes para este sistema

n;

Cascada de temperatura

Registrador controlador de flujo de reflujo (FRC)  
(secundario)

$$A_{SS}(+) \quad v(+) \quad C(+)$$

$$A_{SC}(+) = (+) \times (+)$$

Registrador controlador de flujo (FRC) (secundario)

$$A_{SS}(+) \quad v(-) \quad C(+)$$

$$A_{SC}(+) = (+) \times (+)$$

Sistema en que el producto de la parte superior de la columna también se condensa totalmente y el producto es líquido, Fig. 33

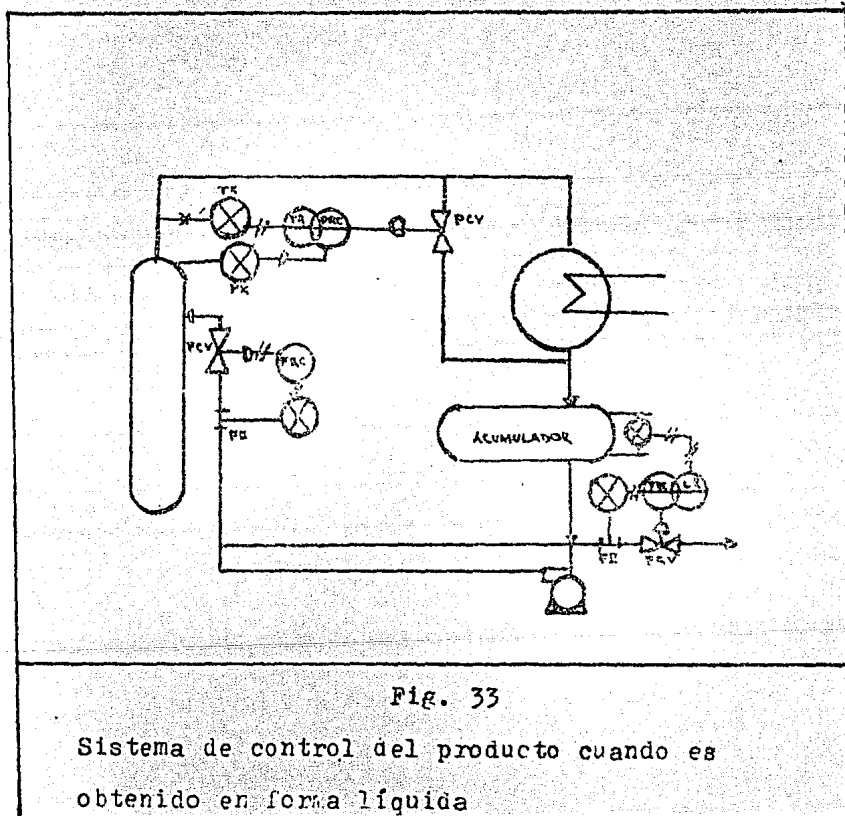
El control de tipo desvío caliente o de vapor opera con un transmisor de presión y el controlador de flujo del destilado proporciona cierto tiempo de retención para permitir que sea regulado el flujo a la siguiente columna si son varias.

El fluido que pasa por el condensador se condensa totalmente y de hecho es hasta subenfriado.

Cierta porción del vapor caliente se agrega por la derivación del condensador y es regulado por el controlador de presión. Sólo se hace pasar por la derivación la cantidad de vapor necesaria para mantener un equilibrio en el tanque de reflujo y para permitir que se establezca



un cierto nivel en dicho tanque.



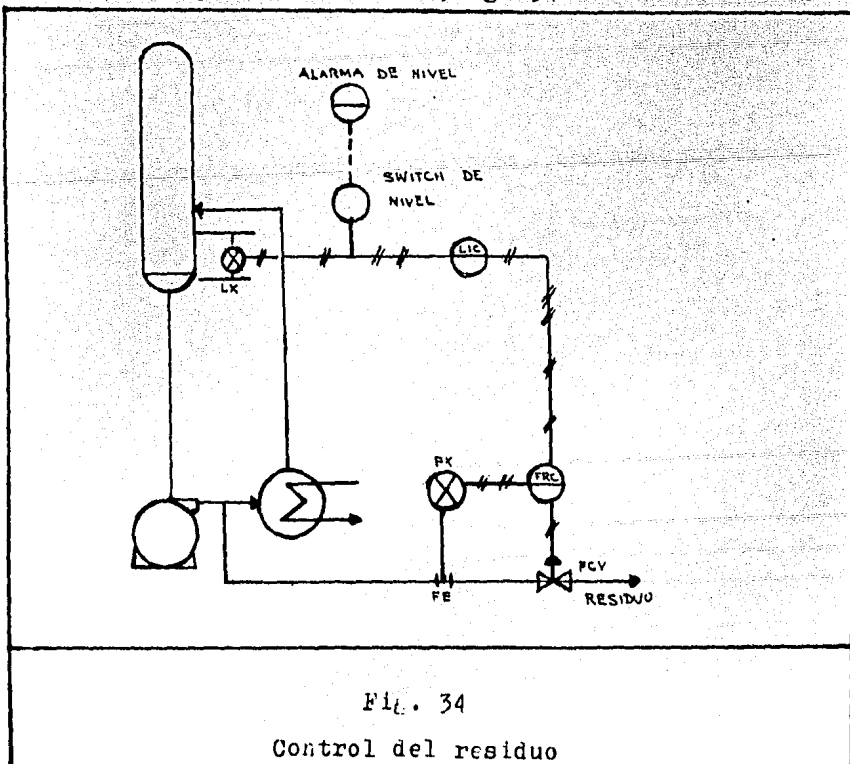
Las acciones de los componentes del sistema son:

Registrador controlador	Sistema (+)	V (+)
de flujo (PRC) (reflujo)		C (+)
Registrador controlador	Sistema (-)	V (-)
de presión (PRC)		C (+)

Registrador controlador Sistema (+) V (-)  
 de flujo (FRC) (salida del C (-)  
 acumulador)

5.1.7 Sistemas de control del flujo de residuo o productos de fondo.

Existen varias formas de controlar la descarga del residuo, las mas convenientes son los controles en cascadas con el control de nivel, normalmente con banda proporcional ancha y reajuste lento, Fig. 34.



Las acciones de los componentes para este sistema son:

Cascada de presión

Registrador controlador  $A_{SS} (+)$   $V (-)$

de flujo (FRC) (secundario)  $C (-)$

$$A_{SC} (-) = (+) \times (-)$$

La señal de salida del controlador de nivel neumáticamente posiciona el punto de ajuste (set point) del controlador de flujo del residuo de la columna. Es muy común incluir alarmas de alto y bajo nivel en este tipo de sistemas de control, ya que la banda proporcional anc.a del controlador presenta la posibilidad de hacer que la torre se inunde o se vacíe.

En algunas ocasiones cuando el residuo se envía a un tanque de almacenamiento o de equilibrio, el flujo es controlado directamente por un control de nivel en la parte inferior de la columna, Fig. 35.

Acciones de los componentes:

Controlador de nivel (LC) Sistema  $(-)$   $V (+)$

$C (-)$

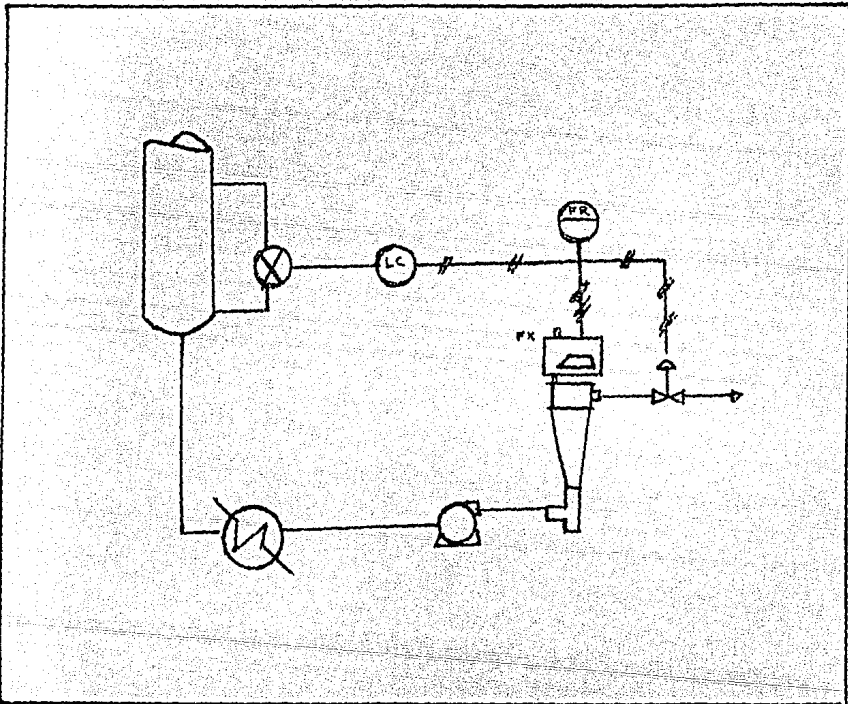


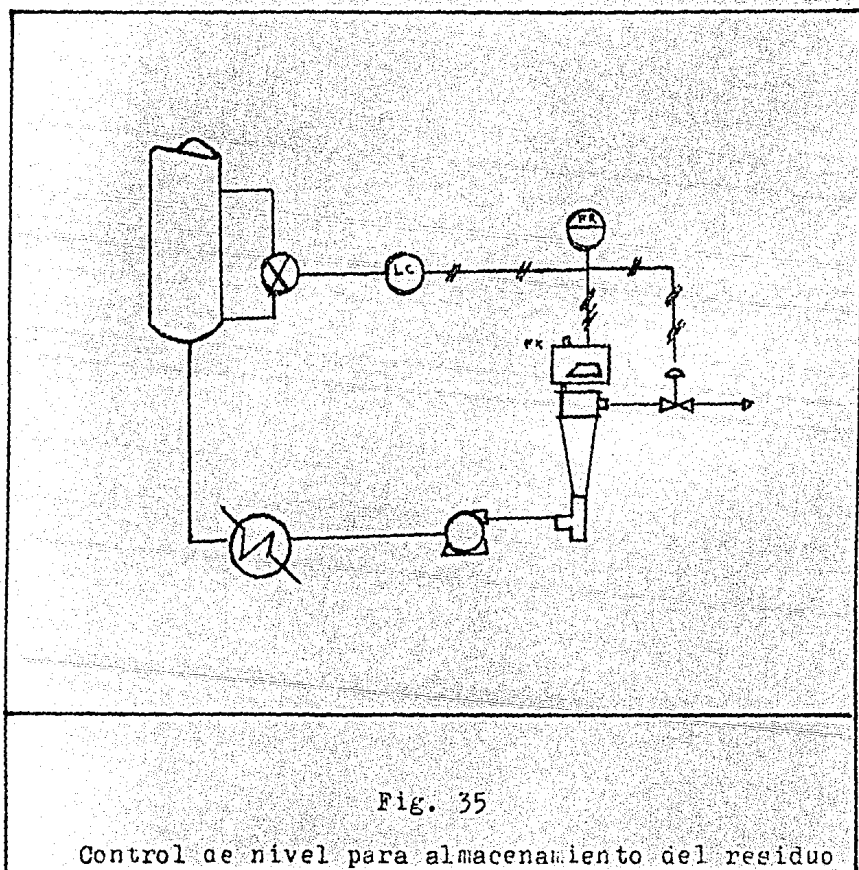
Fig. 35

Control de nivel para almacenamiento del residuo

El sistema que se muestra en la Fig. 36 podría ser usado si la bomba centrífuga mostrada en la figura anterior se reemplaza por una bomba recíproca accionada por vapor.

Acciones de los componentes:

Indicador controlador de nivel	Sistema (-)	V (+)
(LIC)		C (-)



El sistema que se muestra en la Fig. 36 podría ser usado si la bomba centrífuga mostrada en la figura anterior se reemplaza por una bomba recíproca accionada por vapor.

Acciones de los componentes:

Indicador controlador de nivel	Sistema (-)	V (+)
(LIC)		C (-)

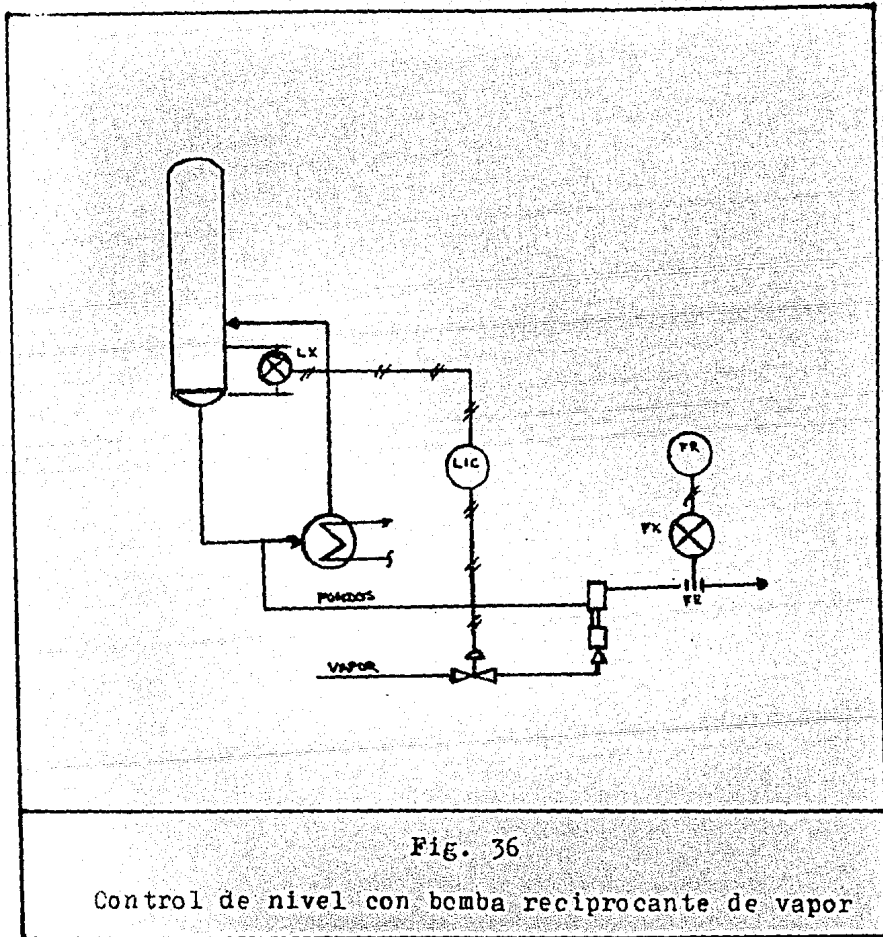


Fig. 36

Control de nivel con bomba recíprocante de vapor

### 5.1.8 Sistemas de control automático para adición de calor.

La energía para llevar a cabo la siguiente destilación es usualmente introducida en un circuito de recalentamiento. El arreglo del circuito, el intercambiador de calor, el medio de calentamiento son variables y pueden ser

combinados de diferentes maneras; como se muestran en las siguientes figuras.

En la Fig. 37 se muestra un intercambiador de calor tipo cilindro y tubos interiores, el cual usa vapor como medio calefactor; en este arreglo, la circulación del fluido se efectúa por termosifón. Las variables del proceso en este caso la temperatura, es controlada estrangulando el flujo del elemento calefactor. Se incluye un recipiente de condensación y un control de nivel dado que el gasto de vapor normalmente excede al que puede ser manejado por la trampa de vapor.

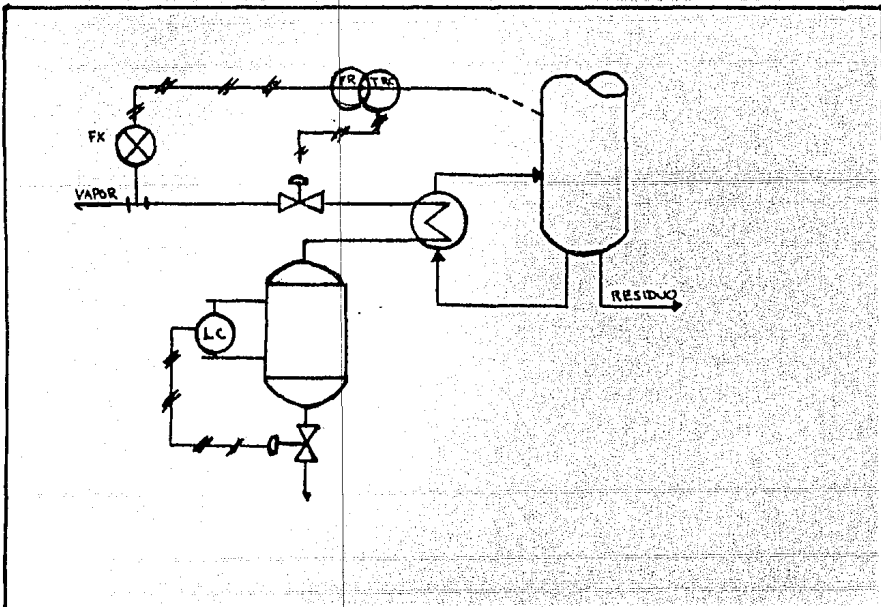


Fig. 37

Calentamiento con vapor incluyendo sistema de condensado

El análisis de las acciones de los componentes del sistema es:

Registrador controlador	Sistema(+)	V(-)
de temperatura(TRC)		C(-)
Controlador de nivel (LC)	Sistema (-)	V(-)
		C(+)

En la fig.38 se ilustra un sistema de rehervido de circulación forzada, en donde se usa como medio calefactor aceite caliente. El flujo de aceite puede ser controlado automáticamente o ajustado manualmente.

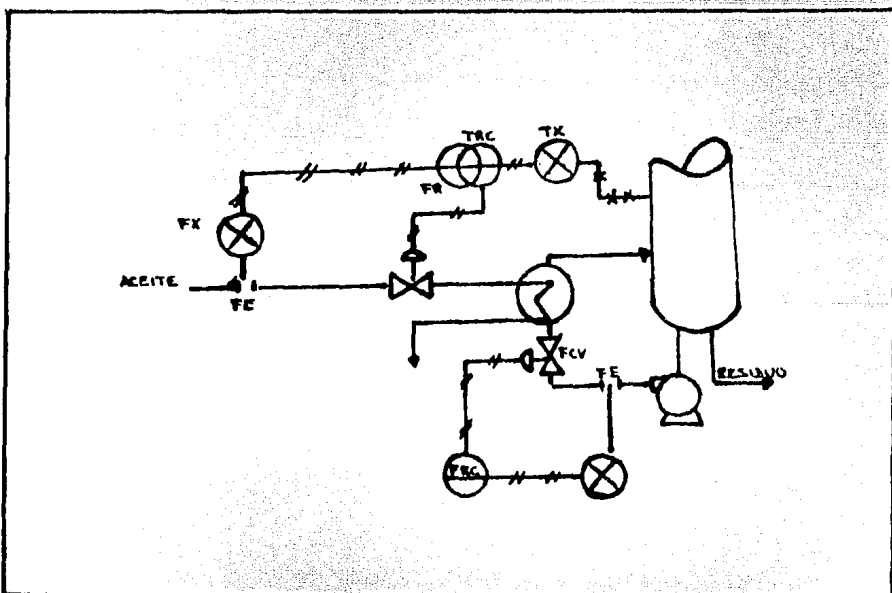


Fig. 38

Sistema de recalentamiento por circulación forzada usando aceite caliente como medio calefactor.



Las acciones de los componentes de este sistema son

Registrador controlador	Sistema (+) v (-)
de temperatura (TRC)	C (-)
Registrador controlador	Sistema (+) v (-)
de flujo (FRC)	C (-)

En la Fig. 39 se muestra otro sistema de rehervidor de circulación forzada, aquí se usa como medio calefactor, gas el cual se hace arder en un horno.

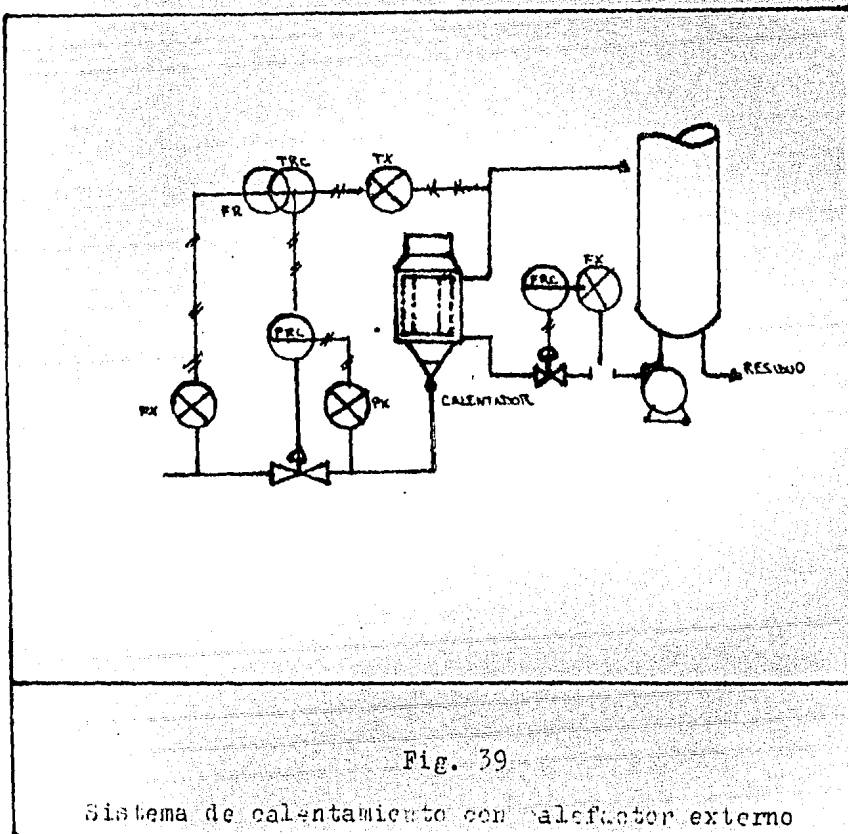


Fig. 39

Sistema de calentamiento con calefactor externo

El análisis de los componentes del sistema son:

Cascada de temperatura

Registrador controlador de presión (PRC) (secundario)

$A_{SS}(-) \quad V(-)$

$C(-)$

$A_{SC}(-) = (+) \times (-)$

Dado a los grandes retrasos de tiempo que se presentan en los hornos, el flujo de gas debe ser automáticamente controlado. La variable por controlar es la temperatura -- pero en (éste caso se hace intervenir en cascada con un -- controlador de presión de gas. El controlador de presión -- mantiene cierta presión en el cabezal del quemador y consecuentemente cierto flujo de gas combustible. Para cambiar -- la intensidad de la flama, la presión en el cabezal del -- quemador se modifica automáticamente al cambiarse el punto de ajuste del controlador de presión. Éste punto de ajuste es cambiado neumáticamente por conducto del registrador -- controlador de presión, el cual esta en cascada.

El controlador de presión corrige cualquier variación de la presión en el suministro de gas, sin tener forzosamente antes que desbalancear todo el proceso por un tiempo -- relativamente grande. También se puede controlar la intensidad de la ebullición, ajustando el flujo de calor al recalentador por medio de un controlador de flujo en la línea que lleva el medio de calentamiento al recalentador, Fig. 40

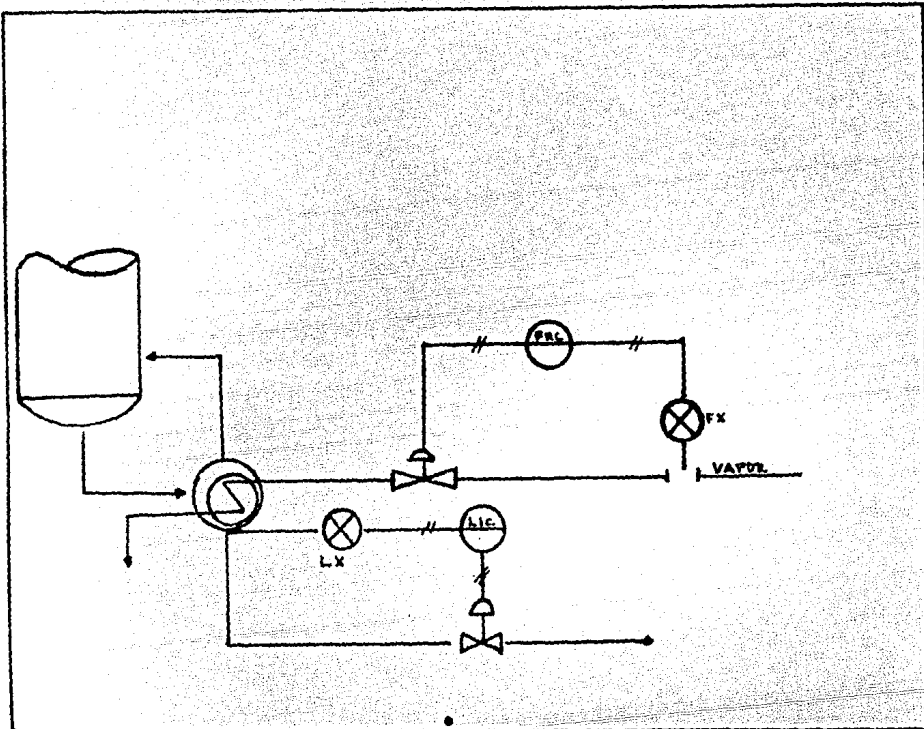


Fig.40

Control de recalentamiento por ajuste de flujo del medio calefactor

La cantidad de componente ligero que se vaporiza en el producto de fondos, esta determinada por el punto de ajuste del controlador de flujo del medio de calentamiento (comunmente vapor). Un ajuste que permita que aumente el flujo de vapor al recalentador, provocará que regrese una mayor cantidad de componentes ligeros en fase vapor a la columna. Los recalentadores más usuales son de los tipos

hervidor, termosifón y de circulación forzada. En la Fig. 40 se indica un calentador tipo hervidor. Aunque la cantidad de producto de fondos que se extrae de la torre por medio del sistema indicado en la Fig. 40 es controlada por el nivel en el recalentador, ésto no constituye un control independiente de flujo de producto de fondos ya que el nivel de líquido refleja la diferencia entre el producto de fondos que llega al recalentador desde la columna y el flujo de producto que retorna a la columna como vapor.

En los casos de recalentadores tipo termosifón o de circulación forzada, el producto de fondos se puede extraer de la sección vertical de la columna, Fig. 41.

Otro método de control de fondos consiste en manipular el vapor al recalentador por medio del nivel de líquido del recalentador. En este caso la descarga de producto de fondo puede regularse por medio de un controlador de flujo para el cual los ajustes se establecen según condiciones medidas ó calculadas. Se puede considerar que este arreglo es mejor porque da una respuesta rápida a los disturbios provocados por variaciones en la presión o calidad del vapor y evita que estos disturbios pasen a la columna afectando la operación.

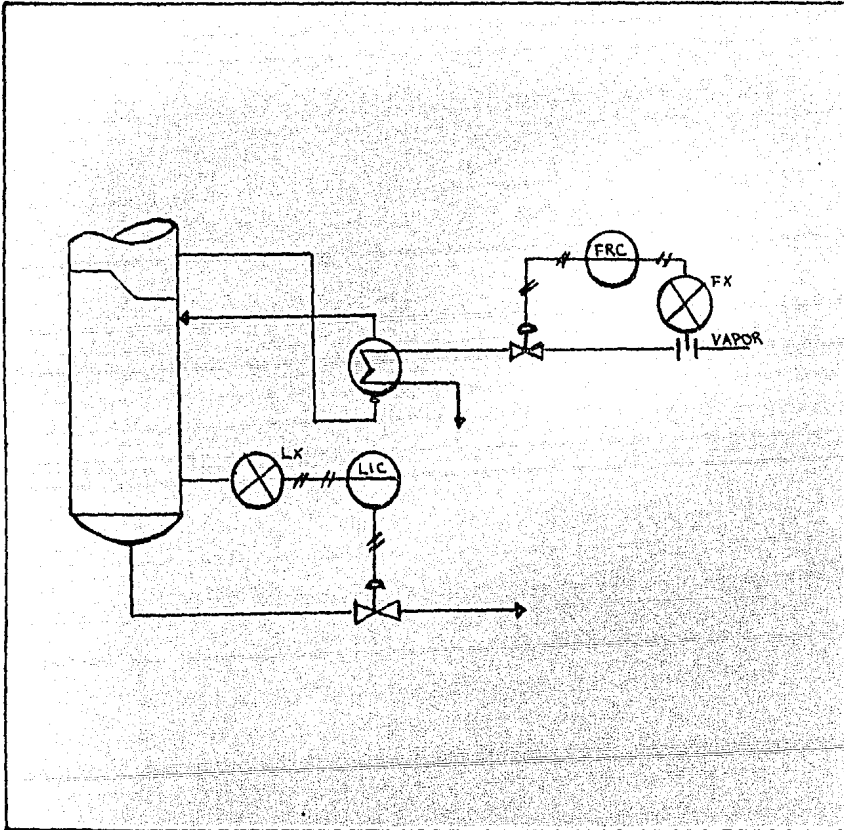


Fig. 41

Controles para un recalentador tipo termosifón controlando el flujo del medio calefactor.

### 5.1.9 Sistema de control de la composición del residuo y del producto.

En destilación es de suma importancia conocer la composición del producto y del destilado. Debido a que dichas composiciones tienen una relación invariable con la temperatura de ebullición, asumiendo presión constante, es

lógico que las composiciones de los productos sean controladas a través de la temperatura, a excepción de aquellos casos en que las presiones de vapor de los compuestos que se busca separar, son muy semejantes, situación en la que la medición de temperatura como indicación de la composición, es insuficiente.

Actualmente están siendo aplicados otros métodos de control, y tal vez muy pronto lleguen a tener mayor importancia dentro de las instalaciones industriales de México como por ejemplo:

medidores físicos como cromatógrafos de la fase vapor, fotómetros ultravioleta o fotómetros infrarrojos, etc. y por otra parte analizadores automáticos químicos. Pero actualmente, en México, la forma más común para medir la composición de los productos, es valiéndose de la variable temperatura. En las Figs. 42, 43, 44 se muestran los controles que afectan a la concentración del producto y del residuo.

En la Fig. 42 se mide la temperatura en la parte superior de la columna y se controla por la regulación del reflujo.

Similarmente en la Fig. 43 la composición del residuo se controla regulando el punto de ebullición lo cual se consigue controlando la cantidad de vapor de calentamiento.

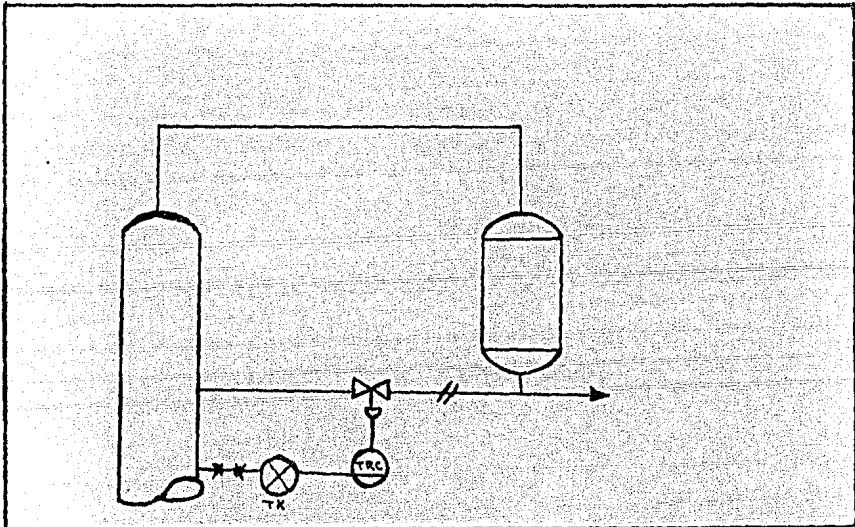


Fig. 42

Sistema de control de la composición del producto por medio de la temperatura

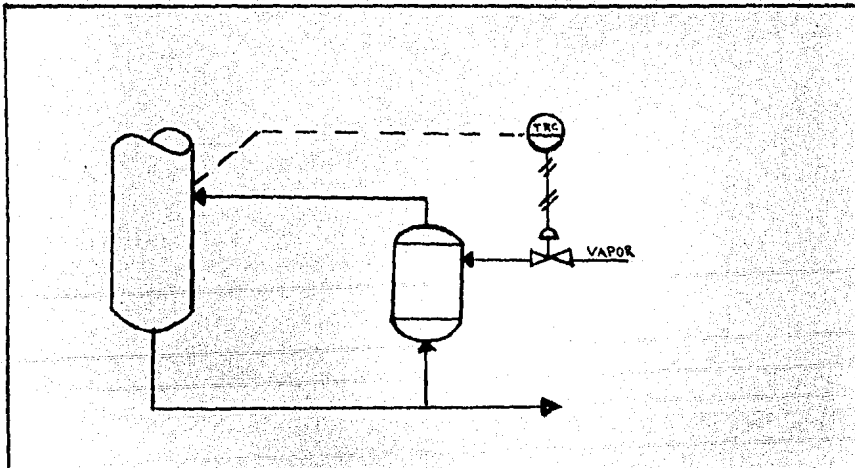


FIG. 43

Sistema de control de la composición del residuo por medio de la temperatura.

La Fig 44 también controla la composición del residuo, pero controlando el flujo de la alimentación; esto sólo que se tenga un control de temperatura en cascada - con el flujo de vapor de calentamiento.

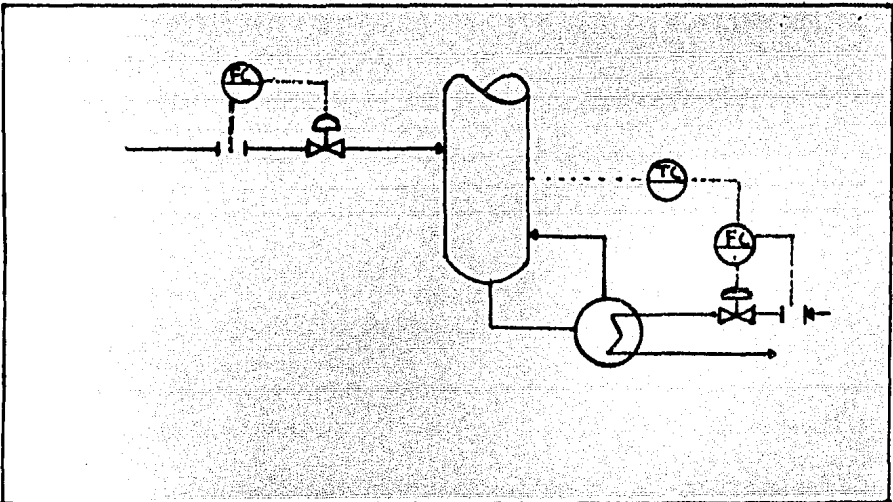


Fig. 44

Control de la composición del residuo cuando se tiene en control de temperatura en cascada con el flujo de vapor de calentamiento, manteniendo constante el flujo de alimentación.

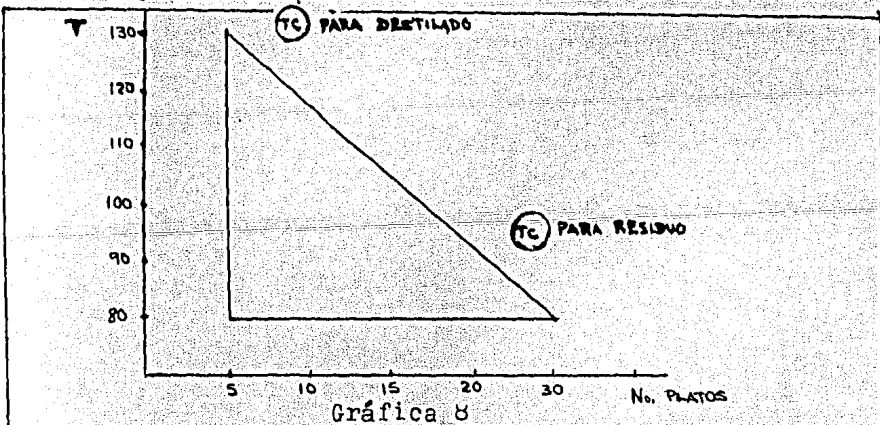
Las acciones de los elementos del circuito del control son:

Registrador controlador	Sistema ( - )	V( + )
de temperatura (TC)		C( - )

Bajo este criterio el elemento primario de medición de temperatura (elemento sensor) se debe localizar en el



plato de la columna en que se encuentre el punto óptimo - gradiente de temperatura, o de pendiente máxima en la curva de temperatura contra localización de los platos, La localización de estos puntos se pueden determinar mejor trazando una gráfica de temperatura de la columna contra el número de platos en condiciones normales de operación. Aún así, la correcta localización del bulbo sensor es difícil de establecer y frecuentemente se presentan varias alternativas. En la Gráfica 8 se muestra a la temperatura contra la cantidad de platos de una columna de destilación.



Perfil típico de la temperatura de una columna

Como se ha indicado, el elemento sensor de temperatura deberá ser localizado donde el perfil de temperatura - esté en su pendiente máxima, pero no muy retirado del --

fondo de la columna para el residuo, ni del plato más alto para el producto.

Sin embargo, los cálculos basados en las concentraciones de equilibrio para cada plato, no revelan justificación aparente para este método aceptablemente sólido.

En adición a esto, el bulbo puede ser localizado en alguna parte de la columna que presente la menor cantidad de ciclaje u ondulaciones debido al retraso originado por la transmisión de calor entre el punto de aplicación de éste y el punto de medición de temperatura. Cabe recordar que en este caso es eminente usar controladores de acción proporcional, reajuste automático para absorber los cambios de carga, y con acción derivativa o anticipatoria para anticipar la señal de control y contrarrestar el retraso natural.

Aunque, según se ha indicado, el mejor punto para localizar el elemento sensor de temperatura no puede establecerse a partir de generalizaciones, la consideración importante es medir la temperatura en un plato que refleja al máximo los cambios de composición.

Cuando la composición del producto de fondos es la consideración más importante, es conveniente mantener una temperatura constante en la sección inferior de la torre. Esto se puede lograr dejando que la medición de temperatura ajuste el punto de control del controlador de flujo

de vapor al renervidor, ver Fig. 45.

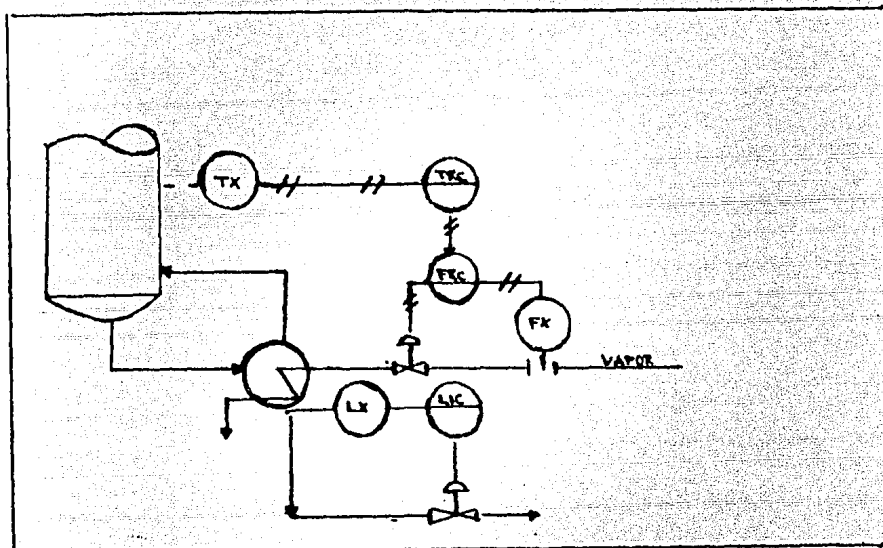


Fig. 45

Sistema de adición de calor al renervidor, en cascada con la temperatura de fondos.

Quando la composición del destilado es la consideración importante, es conveniente mantener una temperatura constante en la sección superior, como se indica en la Fig. 4b. Este arreglo ayuda a fijar la relación entre temperatura y composición en este punto particular.

La medición de temperatura en una columna requiere comúnmente que el elemento sensor se encuentre dentro de

la fase líquida del plato.

La transferencia de calor desde un medio líquido al elemento sensor es mucho mayor que la transferencia de calor que se tiene desde una fase gaseosa.

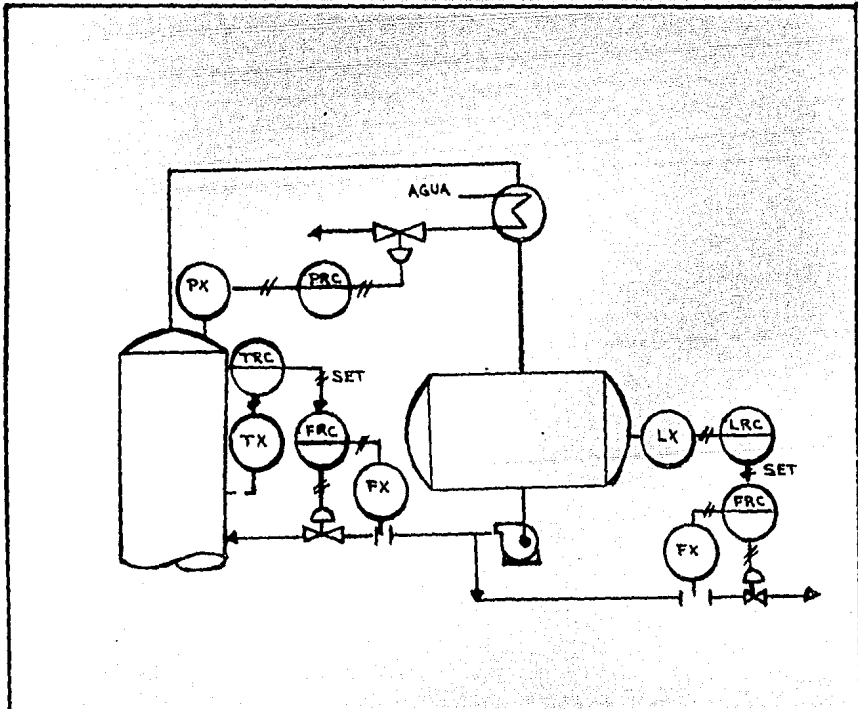


Fig. 46

Sistema en cascada del flujo de reflujo con la temperatura para mejorar el control de composición del producto destilado.

Cuando se usan sistemas termales se presenta un error causado por la transferencia de calor a lo largo

del cuello del bulbo hacia el medio ambiente. Este error de conducción en el cuello puede ser reducido al mínimo aumentando la velocidad del flujo del sistema ternal en el cuello, lo cual se puede lograr aumentando la longitud del cuello, reduciendo el area transversal del cuello y construyendo este con materiales de baja conductividad térmica.

### 5.1. Filosofía de control.

Existen dos filosofías de control usadas para el control de las columnas de destilación.

1. Control del balance de energía o control indirecto del balance de materia.
2. Control directo del balance de materia.

#### Control del balance de energía.

Es un concepto de control, en el cual, una corriente de energía es ajustada para mantener controlada la calidad del producto.

Puede ser:

- a) Flujo de vapor al hervidor.
- b) Reflujo de la torre de destilación.

El control de balance de energía ha sido el sistema

de control tradicional. A continuación se presenta un ejemplo 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. 47, el control se logra de la siguiente manera:

1. El controlador de temperatura ajusta el reflujo de la torre de destilación.
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 hervidor 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:
  - i) Presencia o no presencia de incondensables en el destilado.
  - ii) Tipo de condensador.
  - iii) Localización del condensador.

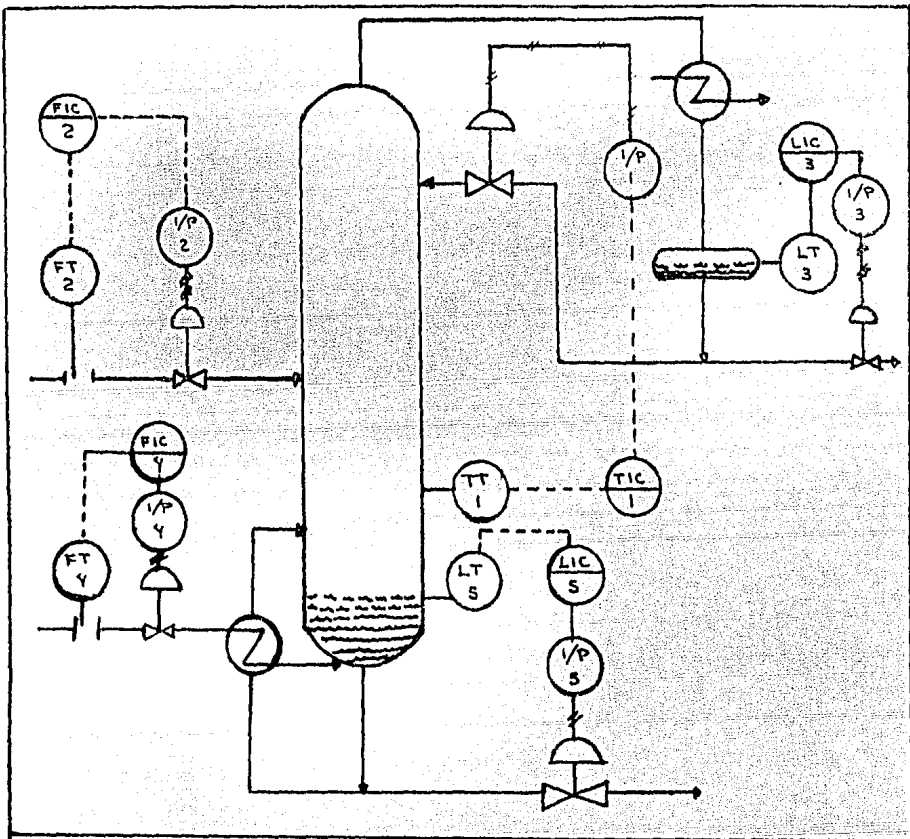


Fig. 47

Control del balance de energía

Control directo del balance de materia.

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 cuyos flujos pueden ser manipulados son:

- a) Destilado.
- b) Producto del fondo.

c) Alguna salida lateral.

La Fig. 48, es un ejemplo de la aplicación del concepto de control directo del balance de materia, en el cual:

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

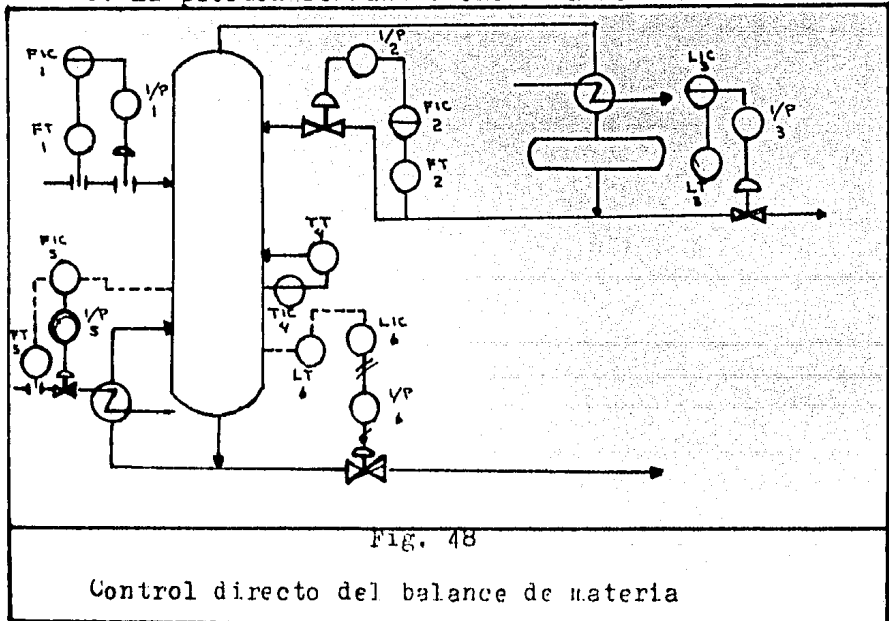
2. El flujo de vapor al hervidor se mantiene constante por medio de un controlador de flujo.

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 de un controlador de flujo.

5. El relleno se controla por medio del control de nivel del acumulador.

6. La presión se mantiene constante.





### 5.1. Selección de la filosofía de control.

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 materia, como la filosofía de control mas 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.
3. Con separación constante, el control de la composición del otro producto, resultará en control del otro
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 materia y energía, causa mas oscilaciones y

tendrá un tiempo de ajuste más largo que el uso de control directo de balance de materia en donde como su nombre lo dice, directamente una de las variables del balance de materia es ajustada.

6. Actualmente la filosofía de control recomendada es el Control Directo del Balance de Materia.

### 5.1. Reglas básicas para el control directo.

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 se desea controlar la calidad de los productos El producto más puro debe ser manipulado por el balance de energía y el menos puro por el balance de materia.

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

5.1. Control por prealimentación (feedforward control).

Esta es una técnica de control avanzada que se ha ideado para manejar los múltiples disturbios que pueden ocurrir durante la operación de un sistema de destilación. El concepto de control por prealimentación se implementa comúnmente por el uso de computadoras digitales o analógicas.

Algunos de los circuitos de control computarizados que utilizan esta técnica pueden incluir el control de reflujo externo usando una computadora para el reflujo interno en el cual el flujo de carga de la torre, modifique el punto de ajuste calculado. También el calentamiento al precalentador de carga puede ser regulado por una computadora de entalpia de carga, que haga ajustes en la base del flujo de carga y los datos del analizador de carga. Una computadora de flujo de producto de fondos puede regular la salida de este producto en función de la composición de la alimentación, de su flujo y de las especificaciones del producto. Cuando cambian la composición o el flujo de la alimentación cada computadora toma en cuenta la respuesta dinámica del sistema en particular y calcula la acción que se debe tomar para contrarrestar los efectos del disturbio.

El control de prealimentación es probablemente la más básica e importante forma de control avanzado, 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 materia es la base para el control prealimentación.

La ecuación que relaciona el flujo destilado con la alimentación, es:

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

D = Flujo 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 se escribe también como:

$$D = \left( \frac{Z^* - X^*}{Y^* - X^*} \right) F$$

Los asteriscos arriba de las letras que representan composición significan puntos de control.

La composición del componente ligero es el destilado ( $Y^*$ ), y en el 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 la alimentación ( $Z$ ) son variables independientes, ya que el objetivo de la destilación es obtener una alta concentración del componente ligero en el destilado y el mínimo posible en el fondo; - se puede asumir que la composición  $X$  es bastante baja, por lo que se simplifica la ecuación quedando:

$$D = \frac{Z}{Y^*} F$$

La forma usual de escribir esta ecuación es:

$$D = mFZ$$

Donde "m" que es una retroalimentación, es el factor de corrección por la imperfección del modelo: prealimentación.

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

La Fig. 49, muestra el uso del modelo prealimentación en donde:

1.- La composición de la alimentación ( $Z$ ), es medida por un analizador en línea y multiplicada por el flujo de alimentación a la columna ( $F$ ), cuya señal ha sido alimen-

tada 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 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:

$D = mFZ$  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.

3.- 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, ó 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:

$$D = mF$$

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

simplicación 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:

$$D^2 = mF^2$$

El diagrama de la Fig. 49 muestran un ejemplo del uso de la medición directa de presión diferencial en lugar de flujo aplicado al modelo prealimentación.

Es importante observar, como en esta aplicación, el factor de corrección "m", llamada también retroalimentación del sistema prealimentación, es un controlador de la 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 modificaciones al modelo puede verse forzado a 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:

$$Q = KF$$

Si no se usan extractores de raíz cuadrada, la ecuación queda:  $Q^2 = KF^2$ .

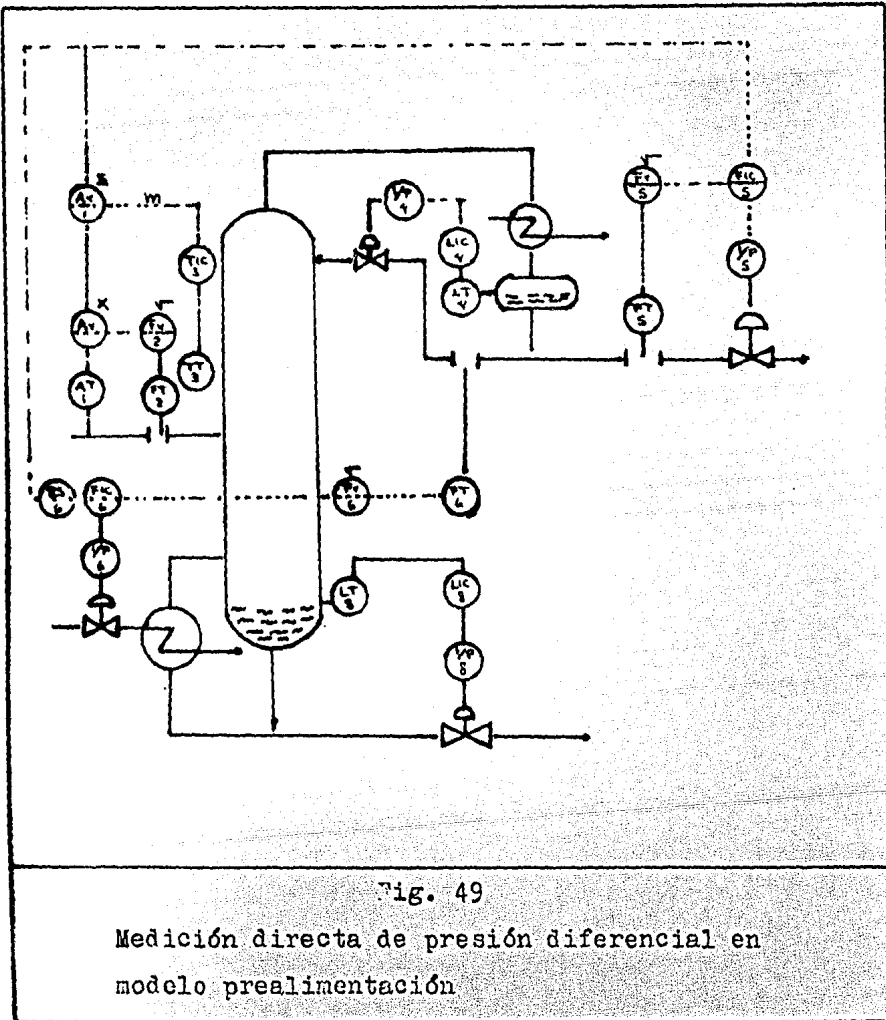


Fig. 49

Medición directa de presión diferencial en modelo prealimentación

### 5.1 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:



$$D = m (KF - K_2 F^2)$$

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. 50.

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

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

$$v = L - D$$

Donde: v = vapor destilado saliendo de la columna.

L = Reflujo

D = Destilado

Si en flujo destilado es la variable manipulada para controlar la composición, el reflujo será una variable dependiente. Por eso frecuentemente en los Sistemas de Control Directo de Balance de Materia, el reflujo es ma-

nipuleco 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 termales y de transporte, existe otro que es el atraso en el acumulador, ya que:

1. El balance de materia 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, ó el vapor V, no son alterados de acuerdo a la variación D.

3. El control de nivel manipulanoo directamente el reflujo, lo modificará hasta que exista un error en el nivel de ajuste, 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 ajustará 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.

$$V = L + D$$

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 práctica esto no es posible y es necesario introducir una retroalimentación que efectúe correcciones por las imperfecciones existentes en el sistema, ( $L_c$ ). La ecuación queda:

$$L = L_c - KD$$

$L$  = Reflujo

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

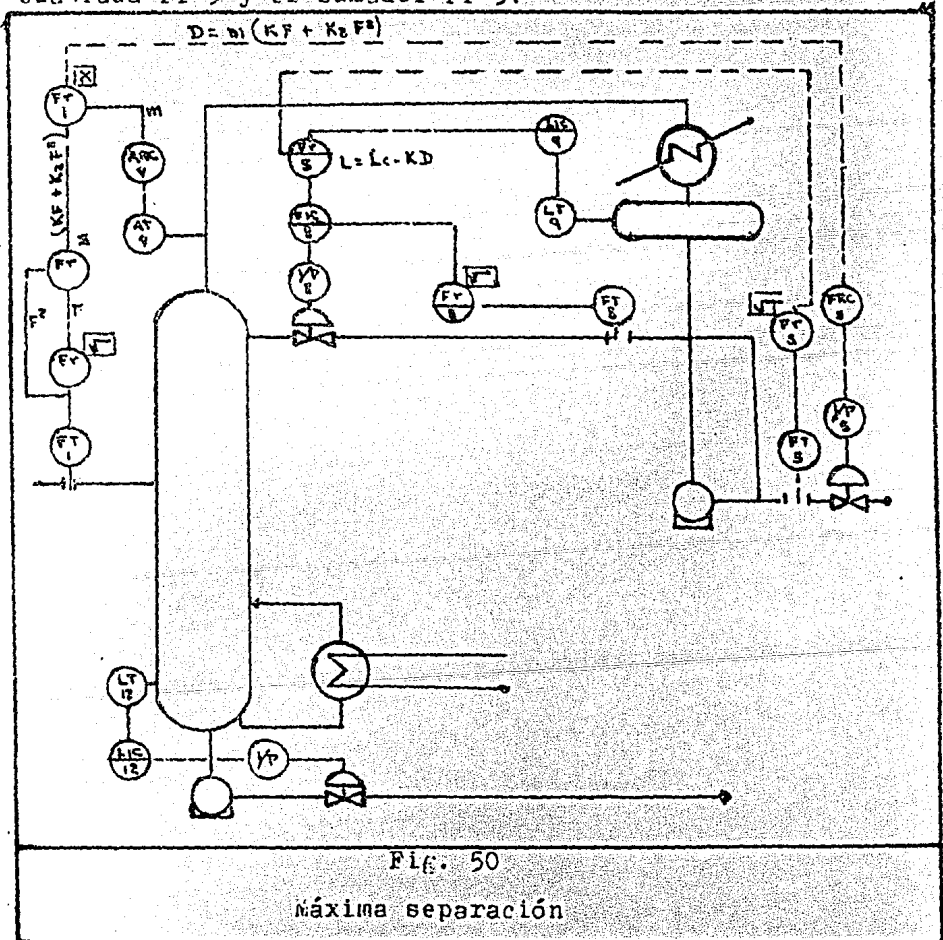
$K$  = Coeficiente ajustable 0 a 1

$D$  = Destilado

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

El coeficiente  $K$  ajusta la relación de adelanto/a--traso.

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



### 5.1. 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.

Aplicando las reglas generales del control directo del balance de materia, una de ellas dice que si se desea controlar la calidad de los productos, el producto más puro debe ser controlado por manipulación del balance de energía, y el menos puro, por el balance de materia. Esta decisión es necesaria hacerla 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 materia, sin modificar la acumulación en la torre. Los análisis del comportamiento de las columnas indican que su mejor sensibilidad y su mejor dinámica son obtenidas ajustando el balance de energía para controlar el producto más puro. La sensibilidad del balance de energía es mayor para el producto más puro. En otras palabras, se busca una situación en donde pueda hacerse 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.

ver. Fig. 51

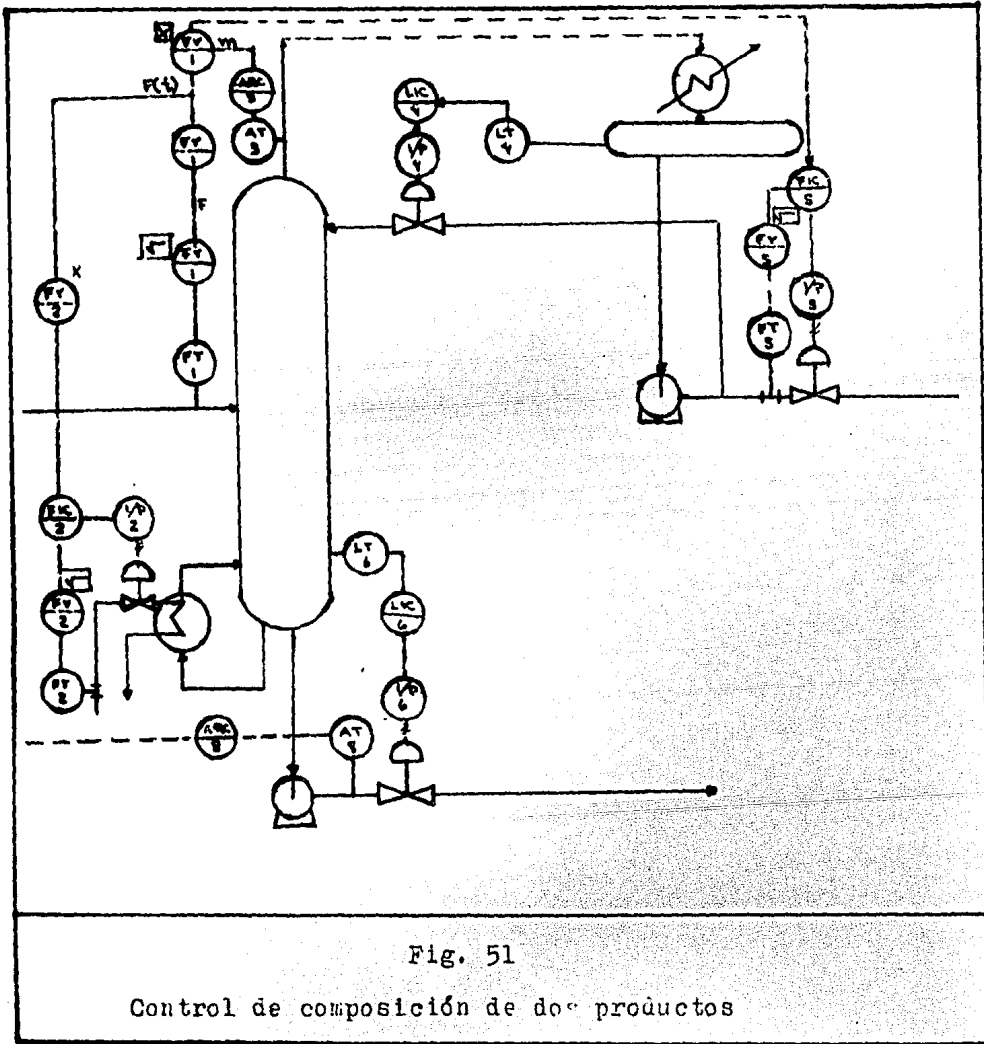


Fig. 51

Control de composición de dos productos

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

Las técnicas de control analizadas para una destilación binaria puede ser, también aplicadas a una torre de destilación con una ó 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 materia.

$$F = D + C + B$$

Donde; C es la salida lateral.

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

El 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, hay que tomar en cuenta las reglas básicas de Control Directo del Balance de Materia, aplicado a la destilación.

1. Se debe manipular la variable mas sensitiva. Esto significa que los flujos mas pequeños deben ser manipulados y no necesariamente las corrientes de salida donde se dea controlar la composición.

2. Buscar la mejor respuesta dinámica.

Si los flujos de salida son:

$$D \ll C \ll B$$

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. 52 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 se usará algún elemento de computación de adelanto, atraso, a menos que el flujo de destilado fuera mucho mas 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:

$$D = F \frac{(Z_1 - C_1)}{(Y_1 - C_1)}$$

$$C = F \frac{(Z_2 - X_2)}{(C_2 - X_2)}$$



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

La concentración del componente importante del fondo son expresadas por:

$Z_2$  = Concentración de la alimentación.

$X_2$  = Concentración en el fondo.

$C_2$  = Concentración de la salida lateral.

Es importante observar como la relación de calor de - entrada a alimentación,  $(V/F)$ , se mantiene constante. Elementos dinámicos son usados para los circuitos de destilado, - calor de entrada y salida lateral, con el objeto de obtener una mayor respuesta del sistema.

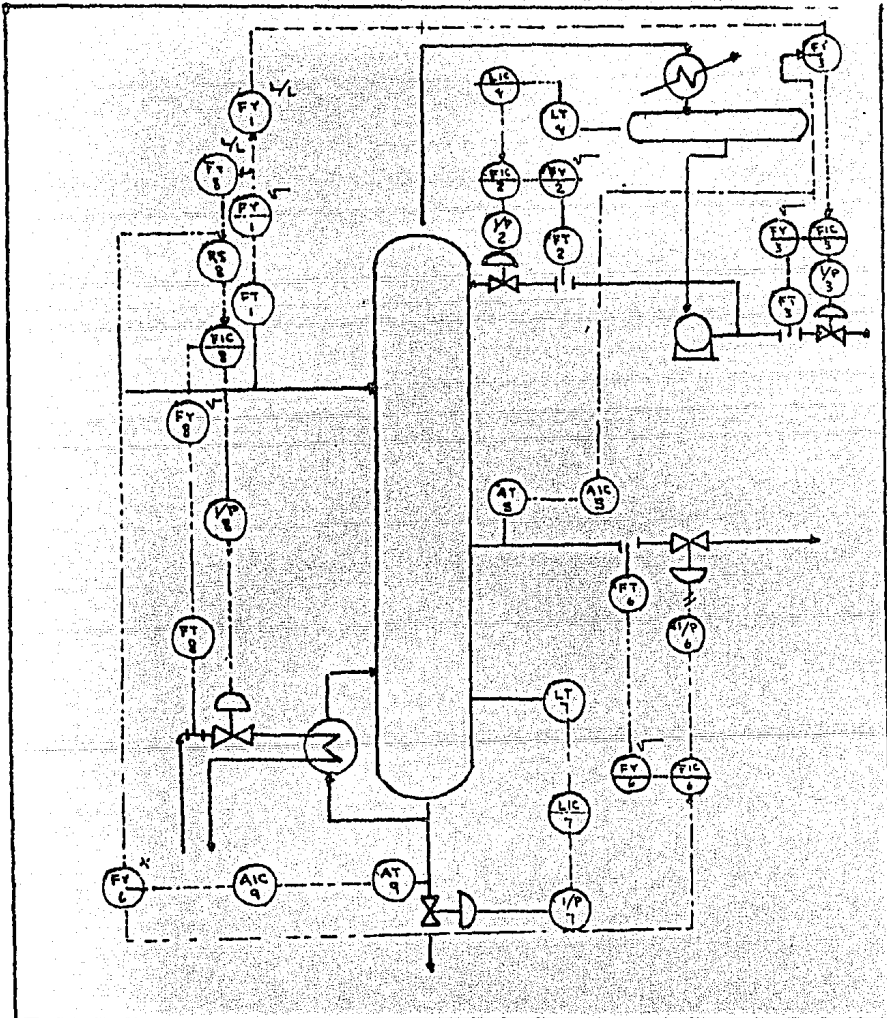


Fig. 52

Control de dos productos con salida lateral

## 5.2 Control e instrumentación de compresores.

La inversión que representa un equipo de compresión en cualquier planta es alto, de ahí el interés que deberá ponerse en el control de operación de dicho equipo.

El tipo de control que ha de usarse depende sobre todo del tipo de compresor a que a de aplicarse y de las condiciones de operación a que estará sometido, en general los tipos de control mas comunes en la industria son los siguientes:

### 5.2.1 Control de compresores centrífugos.

Un compresor centrífugo aumenta la presión en una corriente gaseosa en virtud al incremento en la energía cinética que le infiere dicha corriente por medio de un impulsor.

Un cambio en la velocidad de giro del impulsor traerá como consecuencia inmediata un cambio en la capacidad, y cabeza desarrollada, lógicamente se deberá tener cuidado con el cambio originado en la temperatura y con los márgenes de operación indicados por el fabricante del compresor.

De aquí se desprende la gran ventaja que significa

el tenerse accionamientos de velocidad variable, siendo los mas usados turbinas de gas o vapor, cuyo control de velocidad esta constituido por un operador de ajuste del gobernador de velocidad, actuado eléctrica ó neumáticamente por medio de un control automático cuyo elemento primario de medición detecta la variable de control directamente en la salida del compresor. El otro tipo de accionamiento conocido es el motor eléctrico, este elemento es en principio operado a velocidad constante, sin embargo, existen diseños que por medio de cambio en la frecuencia de la corriente eléctrica de alimentación es posible efectuar un cambio en la velocidad de giro de la flecha, otro tipo de diseño ofrece un control de velocidad dentro de ciertos márgenes por medio de la velocidad de variación de la corriente alimentada, estos tipos de accionamiento, dada su naturaleza no son deseables en procesos químicos en donde casi siempre, el área de operación esta clasificada como peligrosa. Otra posible opción en cuanto a control de velocidad en motores eléctricos se refiere, lo constituye el uso de cajas de engranes y embragues que tienen, sin embargo, la desventaja de operar con características de elevada ineficiencia, lo cual los hace no recomendables en la industria química en donde los costos de operación son sumamente importantes.

El tipo de accionamiento mas usado es el motor

eléctrico de velocidad constante, lo cual ha dado origen a tres tipos básicos de control de compresores centrífugos con objeto de su correcta operación.

1. Control por cambio del ángulo de incidencia de la corriente gaseosa del impulsor:

Lo anterior es la forma mas eficiente de cambiar las características de flujo a diferentes requerimientos de cabeza, y se logra por medio de un mecanismo consistente de varias hojas estacionarias a la succión de la primera etapa, dichas hojas cambian su posición ya sea por medio de control automático ó manual.

2. Control por medio de la restricción de la corriente en la succión.

Este tipo de control se basa en el hecho de que la presión de descarga constante, una disminución de la presión en la succión traerá como consecuencia un aumento de la cabeza total, de esta forma el resultado neto de lo anterior es que al registrarse la corriente de succión, se obtenga a un flujo menor una cabeza mayor.

3. Control por medio de la restricción de la corriente a la descarga.

Al restringirse la corriente de proceso en la descarga del compresor, se origina una elevación del valor de cabeza desarrollada dicho excedente de cabeza es eliminado por medio de una válvula de que dicha corriente pose

al equipo de proceso siguiente, con esto puede obtenerse una diferencial de presión menor y un flujo volumétrico también menor.

Sistemas de control antivibración, cuando en un momento dado se requiera un flujo menor al suministrado por la máquina.

4. Control anti-vibración por venteo a la atmosfera de parte del gas de proceso.

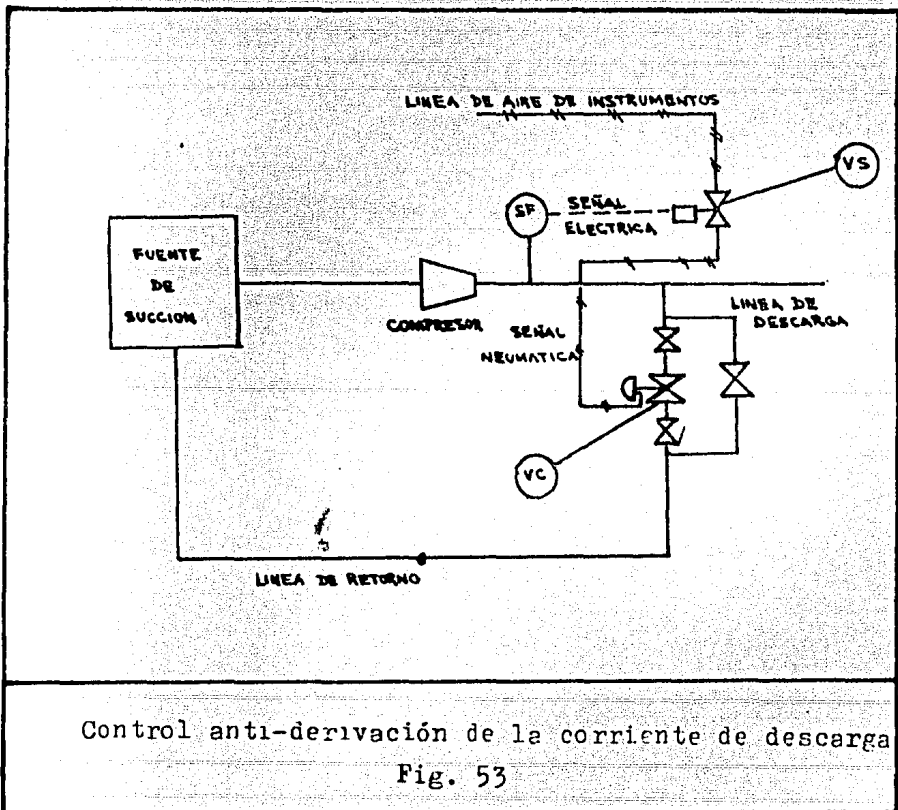
Definitivamente este es el sistema mas simple conocido, y consiste de válvulas de relevo instaladas en la descarga del compresor, las cuales abren automáticamente cuando el flujo gas se aproxima al límite indicado por el fabricante.

El sistema anterior no podrá ser empleado en procesos de gases tóxicos, inflamables ó cuya pérdida sea anti-económica, esto reduce el campo de aplicación de este sistema a casi exclusivamente la compresión de aire.

5. Control anti-vibración por derivación de la corriente de descarga a la fuente de alimentación ó a la succión misma.

Este sistema, consiste también de válvulas de relevo que en caso de bajo flujo, abren el paso a una línea que conduce a la succión del compresor en cuyo caso, se deberá tener en dicha línea un intercambiador de calor para enfriar la corriente de gas como consecuencia de la

recirculación efectuada se calentará, o bien dicha línea puede conducir a la fuente de succión que en caso de ser lo suficientemente grande para disipar el calor producido evitará el tener que usar un medio de enfriamiento externo. Este sistema es el más empleado y puede ser modificado según las necesidades y conveniencias de cada caso, ver Fig. 53.



Por lo tanto los tipos de control mas usados son:

1. Control de velocidad.
2. Regulación (válvula de mariposa).
3. Aspas guía ajustables a la entrada.

Para decidir el tipo de control a usar, es necesario - conocer los sistemas característicos del compresor.

Con limitación a los tres tipos de control antes mencionados, se utilizan diagramas esquemáticos para indicar -- como se lleva a cabo un:

Control de presión constante.

Control de presión constante-operación en paralelo.

Control de flujo en peso constante.

Control de flujo en peso constante-operación en serie

Control anti-límite mínimo de capacidad del compresor

### 5.2.2 Control de presión constante.

Un sistema de control de presión de descarga constante para un compresor centrífugo accionado por turbina, se -- muestra en la Fig. 54. El regulador de presión puede ser -- operado con aire o hidráulicamente para accionar al servo-- motor y éste actuará al gobernador de velocidad de la tur-- bina o mas simplemente a la válvula de vapor a la entrada -- de la turbina. La presión de descarga se mantiene constante por variación de velocidad de la turbina.



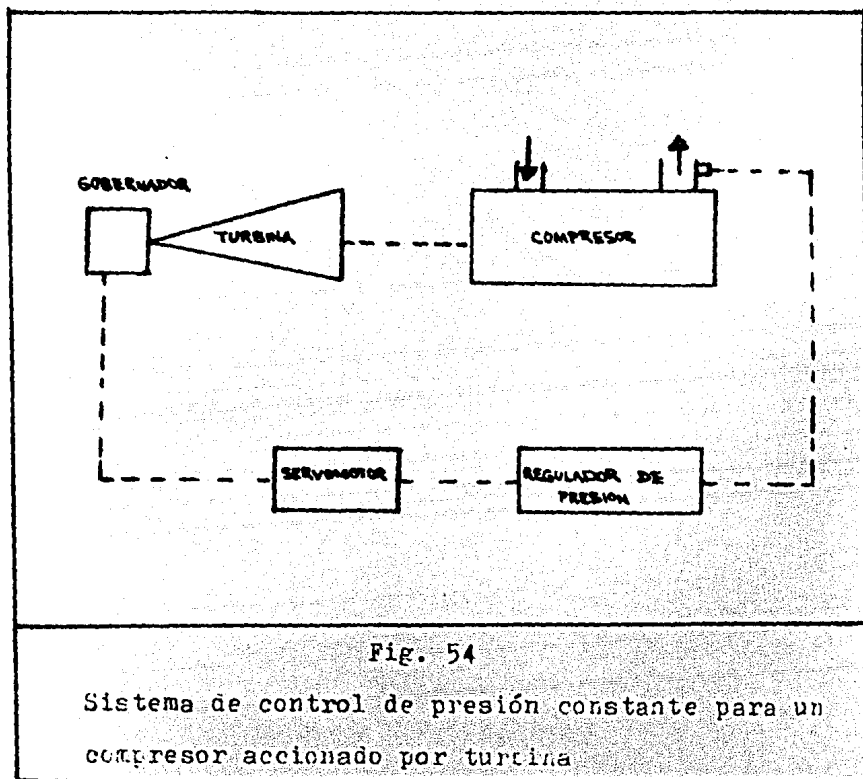


Fig. 54

Sistema de control de presión constante para un compresor accionado por turbina

Un sistema de control de presión de descarga constante para un compresor centrífugo accionado por motor eléctrico, es mostrado en la Fig. 55. En este caso el servomotor actúa sobre una válvula de mariposa en la succión localizada a la entrada del compresor. La presión de descarga se mantiene constante variando la posición de la válvula de mariposa en la succión, este control (estrangulamiento) ajusta el exceso de la relación de presión desarrollada por el compresor a flujos menores que los de diseño.

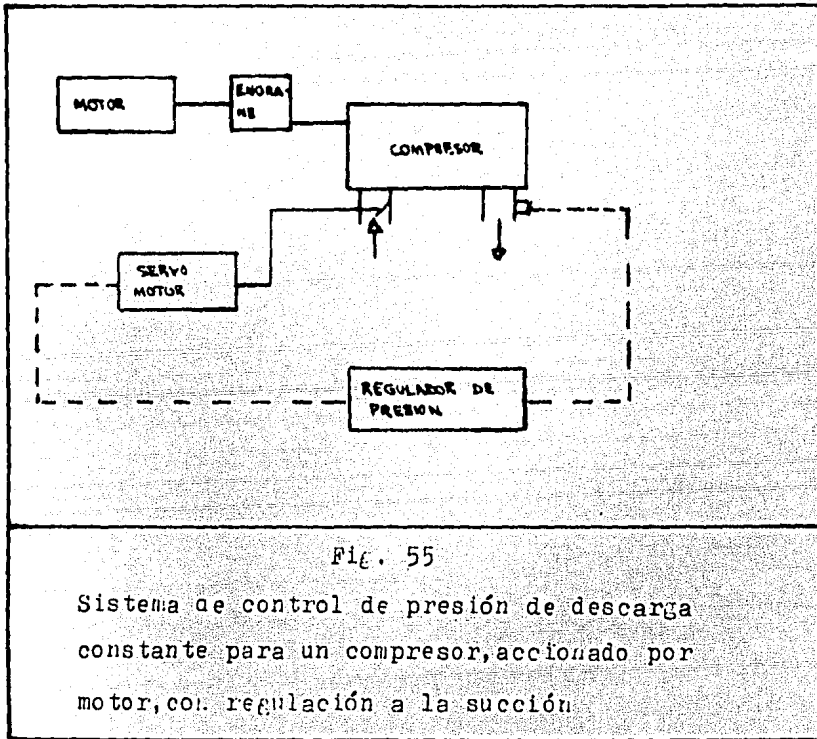


Fig. 55

Sistema de control de presión de descarga constante para un compresor, accionado por motor, con regulación a la succión

### 5.2.3 Control de presión constante-operación en paralelo.

Controlar dos o más compresores que operen en paralelo, cuando esos compresores tienen idénticas características, sería relativamente simple. Los sistemas anteriormente vistos en las Figs. 54 y 55 también en este caso serían aplicables, solo que aquí, sería necesario un solo regulador de presión para ambas unidades.

Los dos o más servomotores recibirían una señal de

impulso hidráulico o neumático del regulador de presión. - En caso de que el compresor sea accionado por turbina, sería controlada la velocidad de la turbina, y en caso de ser accionado por motor, los servomotores actuarían sobre la válvula de mariposa o sobre un tipo de aspas guía ajustables a la entrada. Como quiera que sea, las válvulas de retención deben instalarse a la descarga de cualquier compresor para prevenir un retorno de flujo, evitando desbalances en las características de los compresores.

Más común y complicado, es el sistema que involucra dos o más compresores con similares pero no idénticas características. Un diagrama de funcionamiento combinado para dos compresores que tienen diferentes características de operación es mostrado en la Fig. 56. Para mantener la presión de descarga constante, un compresor sería operado a un diferente flujo que otro en paralelo con él. Así pues, el sistema de control tendría incluido un controlador de flujo separado para cada compresor. La Fig. 56 se muestra este sistema esquemático para dos compresores accionados por motor.

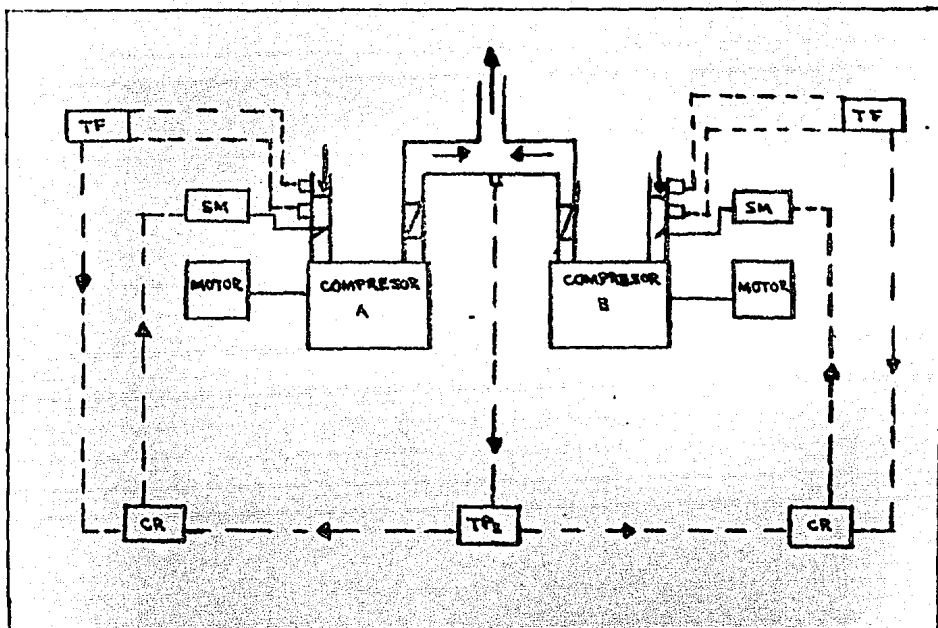


Fig. 56

Sistema de control de presión de descarga constante para dos compresores operando en paralelo con diferentes características de operación

#### 5.2,4 Control de flujo en peso constante.

En el caso de un sistema de flujo en peso constante para un compresor accionado por turbina, un servomotor actuado por un regulador de flujo, mantendría constante el en peso por variación de la velocidad de la turtina.

Para la mayoría de los sistemas que involucran variables de la resistencia del sistema al paso del flujo.

La Fig. 57 muestra éste sistema de control, en el que la presión y temperatura a la entrada varían sobre un intervalo conocido. En este sistema la variación de presión y temperatura es incluida para ajustar la señal transmitida por el regulador de flujo al servomotor que actúa al controlador, para mantener el flujo en peso constante.

Para un compresor accionado por motor, el sistema esquemáticamente sería similar al de la Fig. 55, manteniendo el flujo en peso constante por la posición de la válvula de mariposa a la entrada.

Si en la Fig. 57 un compresor es agregado en el sistema de compresión por medio de una aplicación directa al cuerpo del primer compresor, el sistema de control no tendría ninguna variación. Esto es, que para el control de velocidad de dos o más compresores, el sistema puede ser tratado como un problema de control de uno solo.

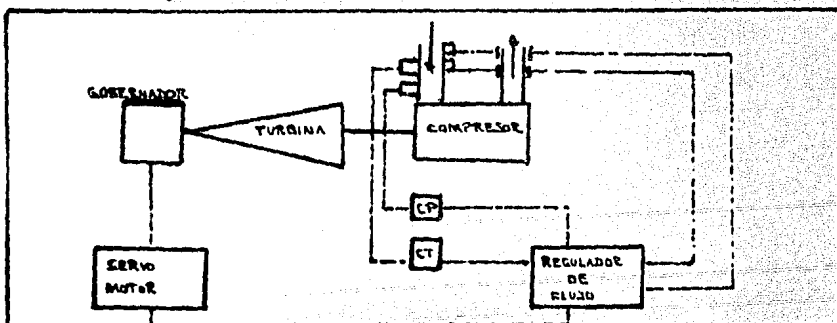


Fig. 57

Sistema de control de flujo en peso constante para un compresor accionado por turbina.

### 5.2.5 Control de flujo en peso constante-operación en serie.

Si cada compresor fuera accionado por diferente accionador, como se muestra en la Fig. 58, una solución simple para efectuar el control sería operar la primer etapa de compresión a velocidad constante, permitiendo que la presión de descarga se eleve o descienda sobre el punto de diseño en la curva característica del compresor. La segunda etapa de compresión, tendría que operar con velocidad controlada para dar el flujo en peso constante. Debido a la resistencia del sistema, la combinación de la presión final de descarga y del flujo en peso a la entrada de la primera etapa indican la velocidad de operación, como se muestra en el diagrama de funcionamiento de la Fig. 58.

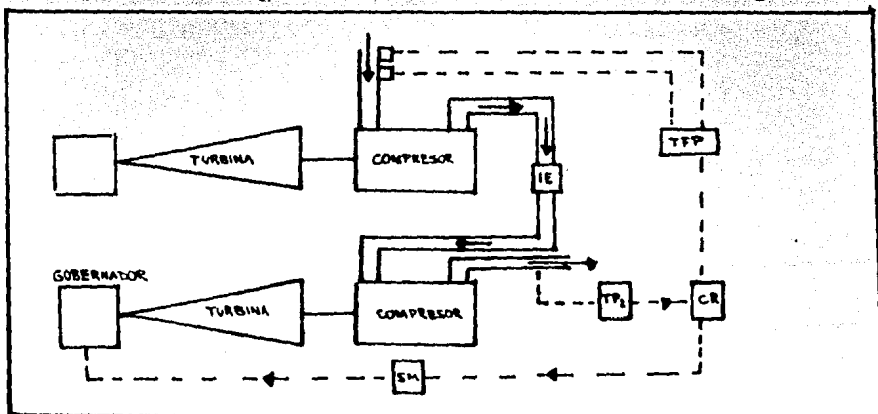


Fig. 58

Sistema de control de flujo en peso constante para dos compresores operando en serie

### 5.2.6 Control para prevenir el límite mínimo de capacidad del compresor.(anti-surge)

El control para el límite mínimo de capacidad del compresor consiste en una válvula manual a la descarga del compresor. En caso de que el compresor maneje aire, un gas no tóxico o barato, el sistema simplificado es mostrado esquemáticamente en la Fig.59 .

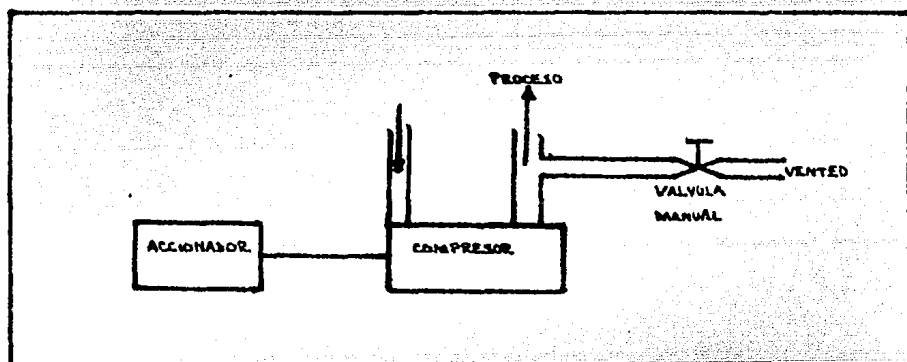


Fig.59

Sistema de control para el límite mínimo de capacidad del compresor

Sin embargo, la operación a otras condiciones de diseño requerirá alguna forma de control automático para prevenir el límite mínimo de capacidad del compresor. Se considera el control como un regulador de flujo mínimo el cual a través de un servomotor, opera la válvula como se requiere para mantener la operación estable. También en éste caso - si el compresor maneja aire, un gas no tóxico o barato, la

válvula puede ventear a la atmósfera. En muchas aplicaciones el gas es caro o tóxico y, por lo tanto, se recircula el flujo necesario para asegurar el flujo estable a través del compresor.

En la Fig. 60, se muestra un diagrama en el que se aplica un sistema de control automático para prevenir el límite mínimo de capacidad del compresor que maneja un gas caro. En la recirculación hay un cambiador de calor que retira el calor de compresión, antes de mezclar el gas recirculado con el gas de proceso a la entrada del compresor. Esto evita, cambios en el funcionamiento característico del compresor, los cuales ocurrirían al elevar la temperatura a la entrada sobre el valor de diseño.

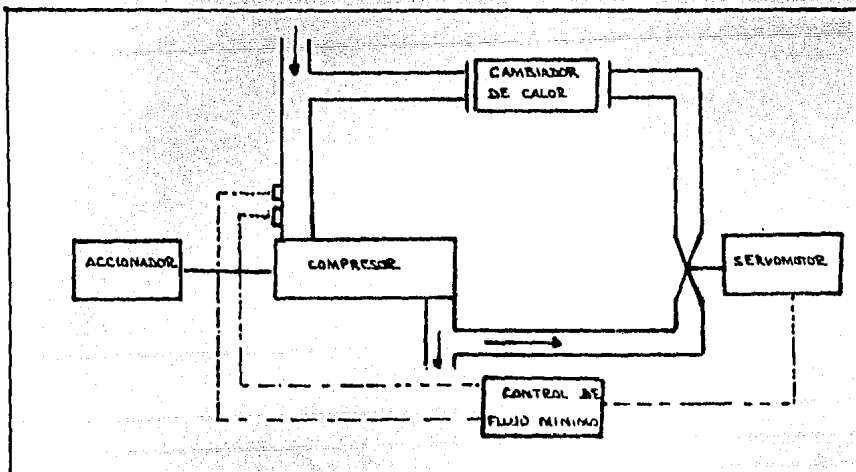


Fig. 60

Sistema de control para prevenir el límite mínimo de capacidad del compresor con recirculación



### 5.2.7 Instrumentación de los compresores.

La instrumentación típica de un sistema de compresión comprende las siguientes variables:

- a) Variables de proceso.
- b) Variables mecánicas.
- c) Variables de servicios auxiliares.

#### Variables de proceso.

El control de operación de un compresor centrífugo, como se ha visto, se realiza por medio de dispositivos sensibles a la presión de succión, a la presión de descarga o al flujo. Y éste control, satisface las necesidades del proceso y las exigencias del compresor en lo que se refiere al flujo mínimo necesario para una operación estable.

En el compresor reciprocante no es necesario el dispositivo sensible al flujo, como exigencia del diseño del compresor se instalará solo cuando las necesidades del proceso lo requieran.

Independientemente del control del compresor que depende de las características de diseño y de las necesidades del proceso del cual forma parte, es necesario disponer de indicación y registro de las presiones y de las

temperaturas en la succión y en la descarga, del flujo a la descarga.

### VARIABLES MECÁNICAS.

Sí el compresor es movido por un accionador de velocidad variable, el control de velocidad de operación está supeditado al control que se realice sobre las variables de proceso, (cuando el accionador es un motor, el control con válvulas de mariposa a la succión o a la descarga, o el control con aspas guía a la entrada del primer impulsor depende de el control que se lleve a cabo sobre las variables del proceso). Las variaciones de la velocidad de operación se efectúan normalmente en forma manual. Es pues necesario, disponer de un tacómetro que indique la velocidad de operación y un interruptor de disparo de accionador p r alta velocidad continua del compresor.

~~Normalmente~~ el control de temperatura de las chumaceras, tanto del compresor como de su accionador, se efectúa basado en la temperatura del aceite de lubricación.

Es indispensable un indicador a la posición axial del rotor para evitar oportunamente una variación excesiva de dicha posición que pueda ocasionar choques del rotor contra otras piezas del compresor.

El compresor y su accionador deben tener sensores

de vibración en cada una de las chumaceras de apoyo, así como una alarma por alta amplitud de vibración y un interruptor de disparo que opere cuando esa misma variable sobrepase el valor permisible.

### VARIABLES DE SERVICIOS AUXILIARES.

En el caso de tener un compresor de diafragmas enfriados por agua, debe tenerse un indicador de la temperatura del agua de enfriamiento y de acuerdo con esa lectura se controlará manualmente el flujo de agua de enfriamiento. Es conveniente también tener una alarma por bajo flujo de agua de enfriamiento.

El recipiente principal de aceite de lubricación deberá tener la siguiente instrumentación:

1. Vidrio indicador de nivel.
2. Alarma por bajo nivel de aceite.
3. Indicador de temperatura.
4. Controlador de temperatura.

Cada una de las bombas de aceite debe tener un indicador de presión a la descarga.

En el cabezal de descarga debe haber un interruptor por baja presión que arranque la bomba auxiliar, cuando la presión de aceite sea menor que el mínimo requerido.

A la entrada y a la salida de cada uno de los en-

friadores de aceite deben haber indicadores de temperatura

Cada uno de los filtros de aceite deben estar provistos de indicadores de presión diferencial, que comparan la presión de entrada con la presión de salida y con esta lectura se debe vigilar el buen funcionamiento de los filtros.

La presión del aceite de lubricación debe controlarse automáticamente por medio de una válvula controladora de presión, colocada sobre una línea de retorno al recipiente principal de aceite, que al abrir abata la presión del flujo de aceite. Cuando sea necesario disponer de aceite de lubricación a diferentes presiones, por ejemplo, cuando el sistema de aceite de lubricación esté combinado con el aceite de sello o cuando el accionamiento sea por medio de una turbina y sea necesario proporcionar aceite al gobernador, además de la válvula anterior deben colocarse válvulas reductoras en las corrientes donde se necesite una presión menor.

En el cabezal de aceite, debe instalarse lo más cercanamente posible al compresor, un indicador de presión, una alarma por baja presión y un interruptor de disparo del compresor que es actuado también por baja presión.

Si el compresor es accionado por una turbina, en la tulería del aceite del sistema del gobernador deben colocarse un indicador de presión y una alarma por baja presión.

En cada una de las salidas del aceite de lubricación deben colocarse un indicador de flujo y un indicador de temperatura. En las líneas de salida de aceite de las clumaceras, además de los instrumentos anteriores debe instalarse una alarma por alta temperatura.

Si el sistema de aceite de sellos es independiente del sistema de aceite de lubricación, el recipiente, las bombas, los enfriadores y los filtros de aceite de sellos, deben tener la misma instrumentación descrita para el aceite de lubricación.

El nivel del recipiente auxiliar de aceite de sellos debe ser controlado automáticamente. El recipiente debe contar además con alarmas por alto y bajo nivel de aceite y con un interruptor por bajo nivel, que arranque la bomba auxiliar de aceite.

Es necesario contar con un indicador de presión diferencial que compare la presión de aceite de sellos, con la presión del gas que debe presionar el recipiente auxiliar de aceite de sellos.

En cada una de las salidas de aceite de sellos debe instalarse un indicador de flujo y un indicador de temperatura.

En la línea de retorno de aceite contaminado deben colocarse trampas de gas con vidrios indicadores de nivel

De todos los instrumentos mínimos necesarios mencionados en los tres puntos anteriores, unos van montados

sobre el tablero local de control de la compresora y otros sobre el tablero principal de control de la planta.

Es importante recordar, que cada aplicación específica tiene sus propias características, y que el control y la instrumentación deben ser estudiados individualmente, considerando los anteriores elementos básicos que son comunes a muchas instalaciones.

Algunas aplicaciones que se presentan con bastante frecuencia como son los sistemas de rompimiento catalítico recuperación de gas, reformación y ciclos de refrigeración para indicar la instrumentación mínima necesaria que asegure la operación estable en el sistema.

#### 5.2.8 Compresores para unidades de rompimiento catalítico.

Estos compresores de aire operan a una presión de descarga constante, y ésta presión de descarga es fijada por la presión en el sistema de regeneración catalítica. Si el aire que va a regeneración es de las mismas condiciones que el requerido para otras partes del sistema, la corriente de aire para cada servicio tendría un control individual de flujo y el control de presión a la descarga del compresor se llevaría a cabo por medio de un indicador controlador de presión que actuaría al gobernador de la turbina

controlando así la velocidad del compresor como se muestra en la Fig. 61. Si el accionador del compresor fuera un motor, el indicador controlador de presión actuaría sobre una válvula de control a la succión del compresor para efectuar un control de flujo y de presión en el compresor. Puesto que las condiciones de operación en el flujo de aire a la descarga son relativamente constantes, la válvula de recirculación de flujo mínimo es operada manualmente.

ventear a la atmósfera produce un gran ruido, por lo que es necesario instalar un silenciador, como se muestra en la Fig. 61.

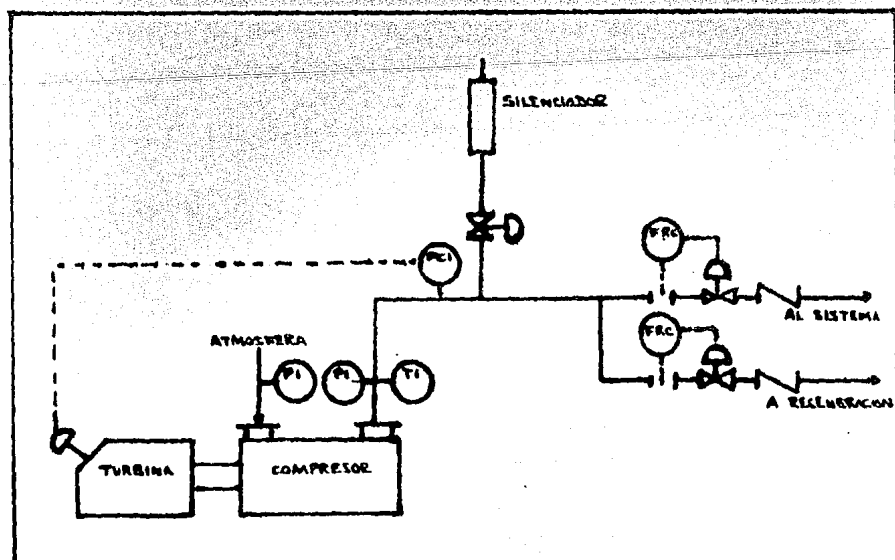


Fig. 61

Compresor accionado por turbina, para una unidad de rompimiento catalítico.

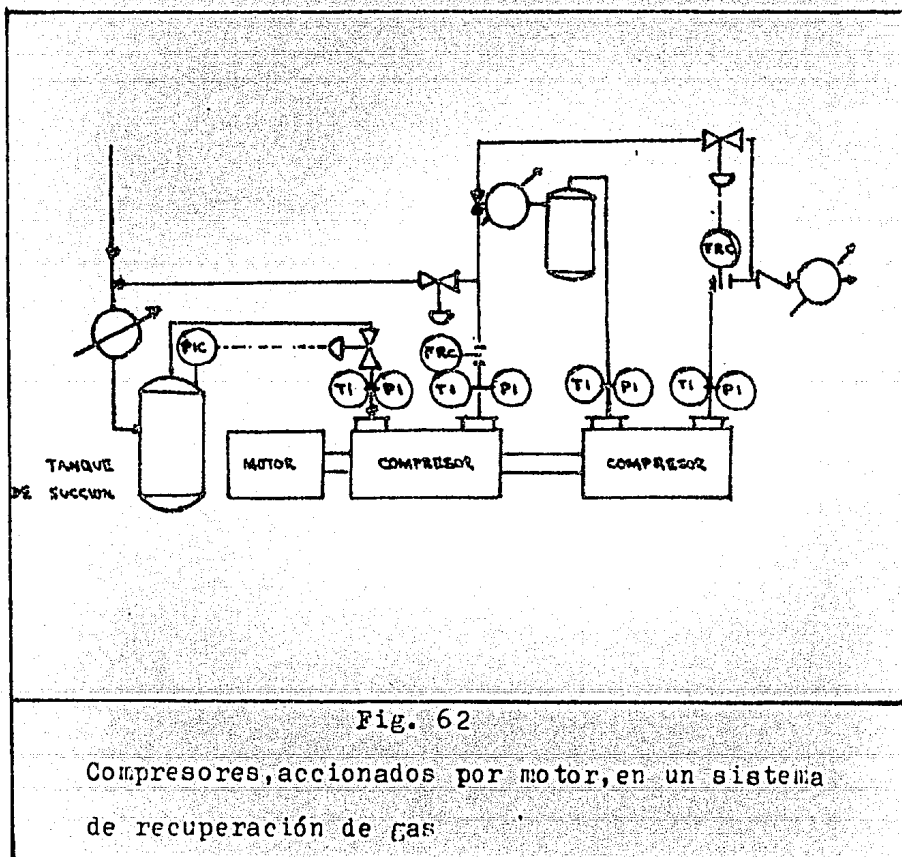
### 5.2.9 Recuperación en una unidad de rompimiento catalítico.

La compresión en un sistema de recuperación de gas en una unidad de rompimiento catalítico se efectúa a presión de descarga constante. La Fig. 62 muestra la instrumentación típica para una instalación de este tipo. Un indicador controlador de presión sobre el tanque de succión actúa la válvula de control instalada a la succión del compresor, éste abre o cierra regulando la presión de acuerdo a las condiciones requeridas por el proceso. Si el accionador fuera una turbina, el indicador controlador de presión actuaría sobre el gobernador de la turbina para regular la cantidad de vapor admisible y así controlar la velocidad de la misma obteniéndose, con esto, el control de presión requerido para mantener la presión de descarga constante.

Si el flujo cae a un mínimo predeterminado, el registrador controlador de flujo abre automáticamente la válvula de recirculación, asegurando el flujo suficiente, para mantener el compresor en la región de operación estable. El gas de descarga, caliente por el aumento de presión, es enfriado por medio de un cambiador de calor colocado en la corriente de succión del compresor.



La Fig. 62 muestra el arreglo de dos compresores, los dos son impulsados por un mismo accionador, cada compresor tiene su propio retorno de flujo mínimo para asegurar que no habrá un cambio significativo en el peso molecular del gas recirculado.



### 5.2.10 Compresor de un sistema de refrigeración para unidades de alquilación.

Este compresor opera a una presión de descarga constante; presión de descarga fijada por la temperatura de licuefacción del gas en el condensador. Frecuentemente se prevee una corriente lateral de alimentación al compresor para reducir los HP requeridos, es evidente que el compresor succionará ésta corriente a una presión intermedia. La Fig. 63 muestra una instalación característica de un sistema de refrigeración para una unidad de alquilación, la temperatura en el reactor se mantiene constante por el efecto de mantener una presión constante. Un indicador controlador de presión instalado en el reactor actúa el sistema de control. Si el accionador fuera una turbina, el controlador de presión actuaría sobre el gobernador de la misma para mantener una presión constante. Cuando el flujo mínimo es predeterminado, entonces el registrador controlador de flujo abrirá la válvula de control que permitirá la recirculación para asegurar suficiente flujo y mantener al compresor en su intervalo de operación estable. Este gas recirculado es enfriado por la adición de un fluido refrigerante antes de llegar al reactor de alquilación, posteriormente el gas pasará a la succión del compresor a una temperatura muy próxima a la temperatura de diseño del gas a la entrada

del compresor. La magnitud del flujo de la corriente lateral, generalmente no es tan grande para inducir al compresor a inestabilidad y por lo tanto no se prevee una instrumentación especial para ésta corriente.

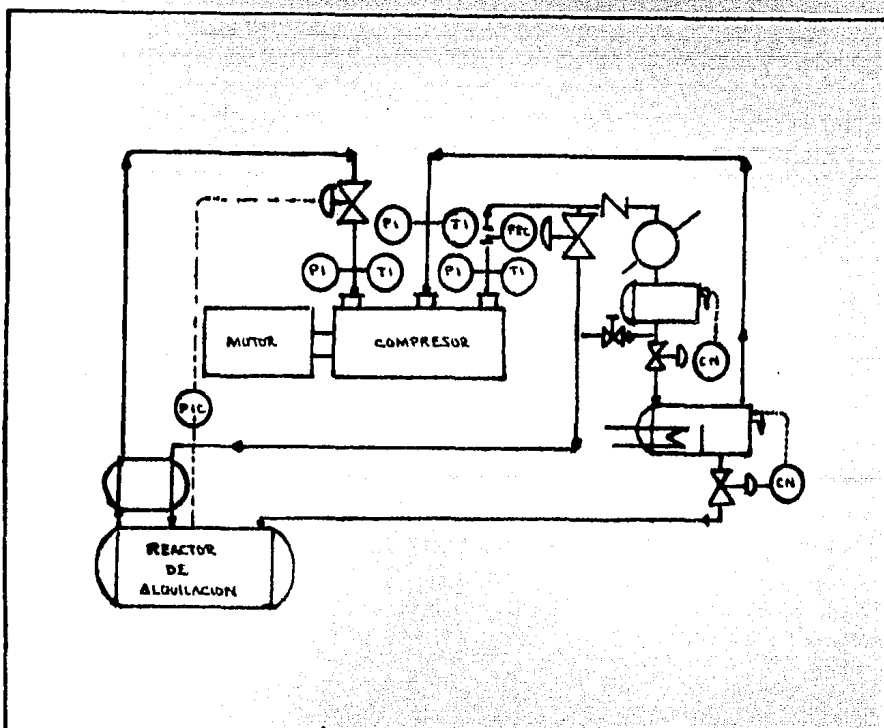


Fig.63

Compresor, accionado por motor, en un sistema de refrigeración para una unidad de alquilación

### 5.2.11 Compresor para un sistema de reformación.

Este compresor opera contra un circuito de resistencia decida totalmente al avance del flujo, esto es, contra la caua de presión a través de hornos, cambiadores de calor, reactores, tuberías y accesorios que es casi toda la resistencia.

En la Fig. 64 se muestra una instalación de un sistema de reformación. Una válvula de recirculación operada manualmente, es prevista para usarla en el arranque.

El exceso de gas es expulsado del sistema cuando abre la válvula instalada después del cambiador, que es actuaa por el registrador controlador de flujo.

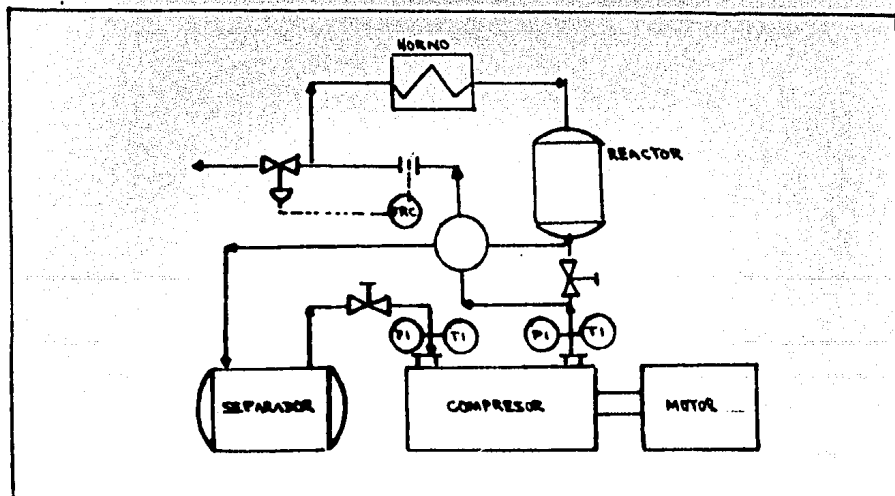


Fig. 64

Compresor, accionado por motor, para un sistema de reformación.

### 5.2.12 Compresor para un sistema de refrigeración.

Entre las aplicaciones más complejas de un compresor esta la de un circuito de refrigeración, esto es debido a la baja temperatura del gas. La Fig. 65 muestra la instalación de un sistema de refrigeración. Puesto que el gas va a ser condensado, el compresor opera a una presión de descarga constante. La temperatura en los evaporadores — permanece constante, manteniendo constante la presión, esto hace que la presión en los tanques de succión del compresor también permanezca constante. Un controlador de presión sobre el tanque principal de succión actúa el sistema de control del compresor. Normalmente, la magnitud de los flujos de las corrientes laterales es del mismo orden al de la corriente principal de succión; así pues, para mantener una buena distribución de flujo en todos los impulsores — del compresor, deben instalarse controladores de flujo mínimo en la succión de dichas corrientes. Estos controladores de flujo actúan las válvulas de recirculación para abastecer flujo a la corriente que tenga su mínimo flujo predeterminado.

El líquido refrigerante se usa para mantener la temperatura del gas aproximadamente a la temperatura de diseño del gas a la entrada del compresor. En la succión, es --

común tener controles de temperatura para mantener relativamente una temperatura constante del gas a la entrada. — Dependiendo de la magnitud de flujo de las corrientes laterales comparada con la de la corriente principal de succión deberán o no instalarse controladores de flujo y/o de temperatura, de tal forma que se conserve al compresor — siempre dentro de su intervalo de operación estable. Controles manuales de flujo y temperatura se pueden adicionar y estos permiten arrancar u operar a otras condiciones poco usuales.

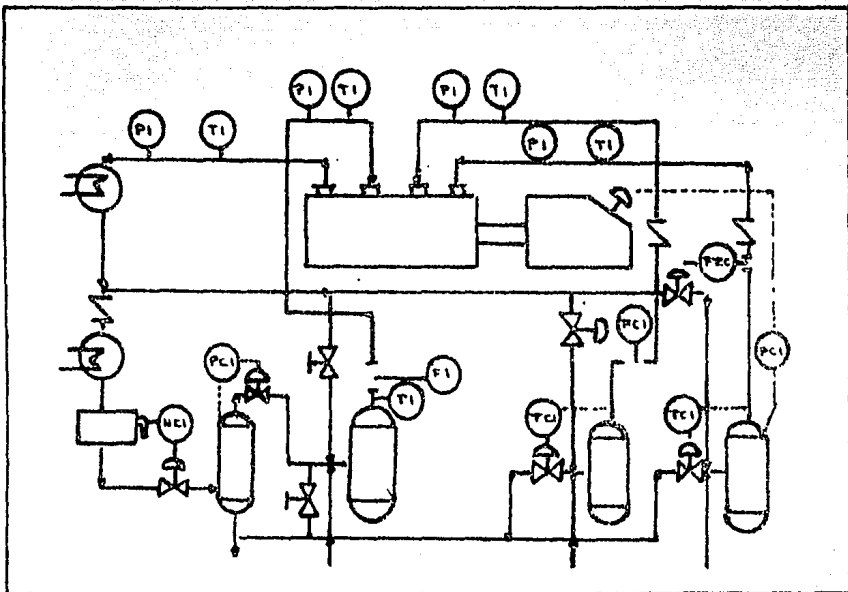


Fig. 65

Compresor, accionado por turtina, para un sistema de refrigeración

### 5.2.13 Compresores en paralelo.

Con frecuencia se usan dos o más compresores en paralelo, en casos donde;

a) Las cantidades de flujo de proceso son muy grandes y un solo compresor no es suficiente para cumplir las condiciones de operación del proceso.

b) La continuidad de operación de la planta es un factor importante.

c) La expansión de la planta requiera ampliar el sistema de compresión.

Cuando es necesario adicionar un compresor, el sistema de compresión, para aumentar la capacidad, es común encontrar que las características de funcionamiento son diferentes a las del compresor original.

Para asegurar una operación estable y evitar los efectos de inestabilidad en el compresor, se debe instalar un controlador de flujo en cada compresor. La Fig. 66 muestra un arreglo de este tipo, en él se notan las líneas individuales de recirculación y se permite a cada unidad ser arrancada por separado ya que el controlador de presión instalado en el tanque de succión actúa el control para cada compresor de manera individual (gobernador de la turbina y válvula de control a la succión para el compresor

accionado por motor). Cuando el flujo de un compresor cae a su mínimo predeterminado, la válvula de recirculación, actuada por el registrador controlador de flujo instalado a la descarga de cada compresor, abre para mantenerlo fuera de inestabilidad sin afectar al otro compresor.

Cada aplicación tiene una instrumentación muy particular y ésta es función del tipo de accionador y de las variables a controlar en el sistema. Sin embargo, los elementos básicos señalados anteriormente son comunes a la mayoría de las instalaciones y deben tomarse en cuenta, para instrumentar y controlar las condiciones de operación en un compresor.

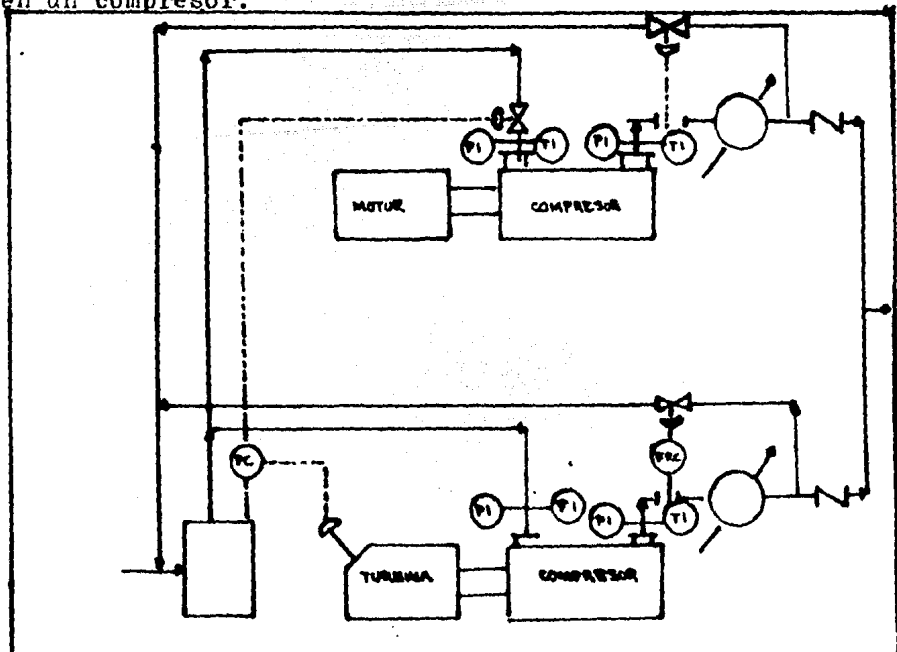


Fig. 66

Operación en paralelo de dos compresores, uno accionado por motor y otro por turbina



## CONCLUSIONES

Los circuitos de instrumentación y control, son indispensables en cualquier equipo de proceso, ya que estos traen como consecuencia una serie de ventajas para el equipo y el personal que labora en la planta.

La selección de estos equipos, fue debido a la gran importancia que tienen dentro de las plantas de proceso. La torre de destilación involucra un proceso de separación el cual explica la mayor parte de los costos de fabricación de una sustancia. Los compresores son requeridos en muchas plantas químicas debido a que estas necesitan la alimentación de gases comprimidos a presiones elevadas.

Dependiendo de las características del proceso en sí se debe seleccionar el control adecuado, por lo cual, se deben buscar los controles más favorables al proceso que se este analizando; ya que no existe un sistema específico que pueda ser utilizado en forma general en todos los procesos.

Dentro de las ventajas que pueden contarse utilizando circuitos de instrumentación y control están; el disminuir el consumo de servicios, estabilizar el equipo, maximizar la capacidad de rendimiento, obtener máximo de utilidad

por lo anterior, una instrumentación apropiada es vital para lograr un máximo producto.

## BIBLIOGRAFIA

- INSTRUMENTATION FOR PROCESS  
MEASUREMENT AND CONTROL  
1964  
INSTRUMENTS PUBLISHING Co.
- CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK  
1963  
FOURTH EDITION  
Mc GRAW HILL BOOK Co., N.YORK  
HANDBOOK OF INSTRUMENTATION  
AND CONTROLS  
1961  
FIRST EDITION  
Mc GRAW HILL BOOK Co., N.YORK  
ENCYCLOPEDIA OF INSTRUMENTATION  
AND CONTROL  
1971  
Mc. GRAW HILL BOOK Co., N YORK  
DETERMINACION DE NECESIDADES  
DE ADIESTRAMIENTO  
SEGUNDA EDICION  
COLECCION ADIESTRAMIENTO  
SERVICIO NACIONAL ARLO  
MEXICO  
MANUAL PARA ELABORAR PROGRAMAS  
DE ADIESTRAMIENTO  
SEGUNDA EDICION  
SERVICIO NACIONAL ARLO  
MEXICO
- NORMAN A. ANDERSON  
THE FOXBORO Co.  
ROBERT H. FERRY  
CECIL H. CHILTON  
S.D. KIRKPATRICK  
EDITORS  
HOWARD P. KALLEN  
DOUGLAS M. CONSIDINE  
EDITOR-IN-CHIEF  
ALEJANDRO MENDOZA  
MARCEL ALVAREZ  
ALEJANDRO MENDOZA  
MA. DEL CONSUELO BORTIL  
Y OTROS