

**FACULTAD DE QUIMICA U. N. A. M.**

**SIMULACION DINAMICA DE UNA  
TORRE DE DESTILACION**

**T E S I S**

Que para obtener el título de:

**INGENIERO QUIMICO**

**P r e s e n t a :**

**RODOLFO QUINTANILLA MARTINEZ**

**MEXICO**

**1969**



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 esta 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.

**JURADO ASIGNADO**

I.O. Raúl Meyer Stoffel.  
I.O. Enrique Barriga Guzman.  
I.O. Pablo Barroeta González.  
I.O. Gerardo Bazan Navarrete.  
I.O. Antonio Montalvo Robles.

**OPICINA DE MECANIZACION Y COMPUTACION**

**PETROLEOS MEXICANOS**

**SUSTANTE: Rodolfo Quintanilla Martínez.**

**ASESOR DEL TEMA: I.O. Raúl Meyer Stoffel.**

A MIS PADRES

A MI MAESTRO

I.Q. RAUL MEYER STOFFEL

AL I.Q. PABLO BARROETA GONZALEZ

AL I. Q. ENRIQUE BARRIGA GUZMAN

A MIS HERMANOS

A MIS MAESTROS

AL I.O. ENRIQUE BARRIGA GUZMAN

A MIS HERMANOS

A MIS MAESTROS

A MIS TIOS, PRIMOS Y SOBRINOS.

DESPUES DE LA GUERRA NACIA UNA JUVENTUD, EXIS -  
TENCIALISTA Y ANGUSTIADA, QUE SE PREOCUPA POR VIVIR  
EL PRESENTE SIN MAS HORIZONTE: PENECAIDA AQUELLA, --  
AFLORA OTRA ESPECIE DE JUVENTUD, TAMBIEN REBELDE, -  
QUE POSEIA COMO DENOMINADOR COMUN EL DE SU INCONFOR -  
MISMO EXPRESADA DE LA MANERA MAS VIOLENTA POSIBLE.  
ENTRE ESTAS DOS CLASES DE JUVENTUD HA VIVIDO OTRA -  
LIMPIA Y HONESTA, QUE CONSTRUYE EL FUTURO DE LA HIS  
TORIA Y SOBRE QUIEN HA DE PESAR LA RESPONSABILIDAD  
MAYOR DE LO QUE ACONTEZCA.

QUIERO HACERME PARTICIPE Y DEDICAR ESTA TESIS -  
A ESA CAUDALOSA AVENIDA DE LOS SENTIMIENTOS PUROS -  
DE JOVENES HONRADOS Y CONSCIENTES QUE VEN EN EL POR  
VENIR EL INSTRUMENTO DE SU RESPONSABILIDAD FUTURA.



# I N D I C E

## INTRODUCCION

## CAPITULO I

### SIMULACION

- 1) Generalidades.
- 2) El primer modelo es simple pero no real.
- 3) Principios generales en el análisis de procesos.
- 4) Simulación analógica y digital.

## CAPITULO II

### DINAMICA DE LA TORRE

- 1) Balance de material.
- 2) Plato de alimentación.
- 3) Dinámica del tanque de condensado.
- 4) Dinámica del nivel del líquido en el fondo de la columna.

## CAPITULO III

### SISTEMAS DE CONTROL

- 1) Operación de sistemas de control.
- 2) Respuestas del sistema de control.
- 3) Estabilidad del sistema.
- 4) Diseño del sistema.
- 5) Propiedades estáticas.
- 6) Propiedades dinámicas.
- 7) Características del control.

- 8) Control proporcional.
- 9) La válvula en el control automático como un -  
componente del sistema.
- 10) Control automático del nivel del condensador  
por medio de la válvula.
- 11) Control automático de una columna de destila-  
ción. Aspectos generales.
- 12) Controles predictivos.
- 13) Control del reflujo como una relación del flu  
jo de alimentación.
- 14) Sistema de control retroalimentado.
- 15) Especificaciones de la columna.
- 16) Programa de la computadora analógica.

#### RESULTADOS

#### CONCLUSIONES

#### APENDICE

#### REFERENCIAS

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

En los últimos años han aumentado las aplicaciones de la Computadora Analógica en el campo de la destilación tal como el comportamiento hidráulico en la columna, el control automático de esta, en el análisis del equilibrio líquido-vapor, etc.

Ultimamente los ingenieros que se dedican a esta área han dirigido su atención a la solución de estos problemas con ayuda de la computadora analógica en:

- 1.- El diseño de nuevo equipo.
- 2.- El estudio de los efectos de las variables de operación de una torre de destilación.
- 3.- El estudio de los coeficientes de transferencia de masa a partir de datos experimentales.
- 4.- El control automático.

Las características de la computadora son dar una solución rápida y permitir el cambio de parámetros, dando resultados instantáneos. Permittiendonos observar la velocidad de respuesta de una columna -

de destilación a un cambio de carga ó composición -- en la alimentación. Este depende de varios facto-- res, tales como el efecto neto de la acumulación -- del material dentro de la columna, el intervalo en el cual la composición del producto cambia decreciendo con un aumento en la acumulación, el incremento en la altura del líquido en el plato a un intervalo de tiempo dado, la rapidez de respuesta. Otros fagtores, tales como el número de platos en la columna y el grado de separación.

Existen modelos matemáticos que describen el -- comportamiento transitorio del sistema de destila-- ción muchos de estos estudios se limitan a sistemas de fraccionamiento binario y frecuentemente a efec-- tos simultáneos de transferencia de calor y composición en cada plato, en este estudio han sido excluf dos para simplificar la complicación analítica.

El efecto de parametros tales como el área de flujo de la bajante, la altura del vertedero, el -- área de perforación en el plato, la caída de presión,

en la torre y la velocidad del flujo del líquido --  
son características típicas de la hidráulica del --  
plato siendo un factor importante en la predicción  
del comportamiento dinámico.

En el presente estudio dirige su atención a los  
puntos 2 y 4, esto es, el estudio de los efectos de  
las variables de operación de una torre de destila-  
ción, El control automático.

## CAPITULO I

### SIMULACION

Es el estudio de un sistema ó partes de éste - por manipulación de una representación matemática - ó de un modelo físico.

Hay ciertas características de los procesos in dustriales que hacen que difiera un proceso del otro.

Las ecuaciones describen las relaciones entre las magnitudes de las variables importantes, desde las muy simples a las muy complejas.

En el flujo de material considerablemente gran de teniendo un alto valor económico, ciertos cambios en el diseño y operando ciertas características pue de llegarse a tener un impacto económico.

Finalmente, las características de las subcom- ponentes de los procesos usualmente, no son muy bien conocidos para permitir al ingeniero atenerse sola- mente a la teoría para el diseño y control.

Hay dos tareas principales en los procesos industriales en las cuales los ingenieros están íntimamente interesados.

La operación de las plantas existentes y su posible modificación y el diseño de nuevas. En el aspecto de operación dos de las principales funciones del ingeniero son el control y la optimización del proceso. Para que el trabajo del ingeniero resulte efectivo en estos aspectos, le es necesario realizar un análisis sofisticado del proceso bajo su consideración.

Una forma de llevar a cabo este análisis es por medio de computadoras, a las cuales se les provee de instrucciones en una forma apropiada de manera que las relaciones que describen las partes individuales de la planta puedan ser combinadas, permitiendo la evaluación de los parámetros básicos de esas relaciones y conduciendo a que los aspectos cualitativos del criterio puedan ser expresados cuantitativamente.

Por estas y muchas otras razones, un control y optimización efectiva descansan sobre un análisis profundo del proceso.

La segunda tarea, el diseño en cierto sentido, es más difícil. Los datos actuales de planta son de seguro, desconocidos de antemano y el ingeniero puede emplear una cierta cantidad de juicio intuitivo.

Debido a que en la práctica no se dispone de información de antemano, entonces el ingeniero deberá de emplear una cierta cantidad de intuición.

Por otra parte en la modificación de plantas existentes ó el diseño de plantas similares a las ya construidas deberá basarse más en la experiencia; en consecuencia las construcciones de modelos matemáticos, teóricos ó semiteóricos, son frecuentemente un paso previo y en muchas ocasiones necesario.

En virtud de lo anterior, tanto el diseño como la operación, pueden ser simplificados simulando el proceso global ó partes de él. Por otra parte estos



modelos matemáticos de los procesos pueden ser manipulados con mayor facilidad que las plantas mismas, así por ejemplo podemos simular la operación de la planta fuera de sus rangos normales y lo que es más, puede conducirse a una situación explosiva, con objeto de determinar las áreas de operación prohibidas.

Desde un punto de vista más general el análisis de procesos y la simulación tienen los siguientes beneficios.

a).- Experimentación económica.

Es posible estudiar procesos existentes más rápidamente, económicamente y enteramente a fondo que en una planta real.

La simulación puede comprimirse o expandirse en tiempo real. Es algo así como el mismo uso que se le da a una cámara cinematográfica la cual puede tomar un movimiento lento o un movimiento rápido, por lo tanto la operación del sistema será más fácilmente observable.

b).- Extrapolación.

Con un modelo matemático apropiado es posible en condiciones extremas de operación algunas de las cuales podrían ser impracticables o imposibles de llevarse a cabo en una planta, conduciendo a establecer posibles patrones -- críticos en la operación.

c).- Estudio y evaluación de procesos alternos. Por medio de la simulación podemos introducir nuevos factores en un sistema, resolviendo al sistema, veamos si estos cambios son compatibles - y con ellos comparar diversos diseños y procesos que no están en operación, probando hipótesis sobre sistemas o procesos antes de llevarse a la práctica.

d).- Repetición de experimentos.

La simulación hace posible estudiar los efectos debidos cambios de variable y parámetros con resultados reproducibles, pueden ser introducidos errores al modelo matemático conduciendo a conocer sus efectos sobre el sistema lo cual no

podría ser hecho en la planta real.

e).- Control de Computadoras.

La simulación asiste materialmente en el estudio de sistemas abiertos y sistemas cerrados - de control por computadoras.

f).- Prueba de Sensibilidad.

Se puede probar la sensibilidad de los parámetros de costo y los parámetros básicos del sistema.

g).- Estudio de la estabilidad del sistema.

De las razones anteriores salta a la vista que un análisis de los procesos proporcionaría una base más apropiada para la aceptación o rechazo de un proceso a su posible modificación.

## EL PRIMER MODELO ES SIMPLE, PERO NO REAL

En base al primer modelo, el analista tratará de diagnosticar las principales deficiencias y construirá otro modelo que seleccionará y corregirá las diferencias. Sin embargo deberá ser lo suficiente--mente estable para manipularlo matemáticamente.

El ingeniero prueba algunos modelos, encontrando uno que cumpla satisfactoriamente con los atributos de el proceso particular de interés.

La prueba de modelos es costosa, no obstante - la construcción de pequeñas escalas ó grandes escalas es más costosa.

Es de tomarse en cuenta que la representación exacta de todos los detalles del proceso es difícil de obtenerse, a pesar de las más modernas técnicas de computación y métodos de análisis matemático.

Como veremos más adelante, estamos en condiciones de conocer solamente algunos de los atributos y relaciones del sistema, que sean fácilmente medibles

y sus efectos sean significativos en el sistema.

Por lo tanto éste, es de incumbencia para el -  
analista en el desarrollo de modelos ó procesos que  
son fácilmente manipulables, en los que se pueda --  
acumular un gran número de variables e interrelacioo  
nes, y que tienen alguna participación en la repre-  
sentación del proceso real con un razonable grado -  
de confianza.

## PRINCIPIOS GENERALES EN EL ANALISIS DE PROCESOS

Elaborando un plan para organizar, evaluar y controlar procesos complejos en la tecnología moderna nos conduciría a conocer más los factores que -- influyen en la ejecución de los procesos.

Un camino para hacer esto, es construir el proceso actual ó una réplica en pequeña escala y hacer cambios en las variables de entrada nos conduciría a observar como funciona el proceso.

Tal técnica no es solamente tiempo consumido y costosa, pero actualmente es imposible ir por otro camino.

Frecuentemente, un método económico y mucho -- más convincente es el de emplear representaciones - conceptuales de los procesos, llamado a éste método "Modelo Edificado".

Dado un proceso y un problema, el analista trata de construir un algoritmo matemático lo más parecido al proceso y a la vez con límites de condicio-

nes isomorficas (diferiendo en sus condiciones presentan formas iguales), en la relación entre las variables del proceso.

Debido a la complejidad de los procesos reales y a las limitaciones matemáticas de cualquier modelo, su desarrollo es obligado a ser altamente idealizado y generalmente da una fiel representación de solo algunas propiedades del proceso.

La estrategia general en el análisis de procesos complejos seguirá un camino más o menos bien definido, el cual consiste comunmente de las siguientes etapas.

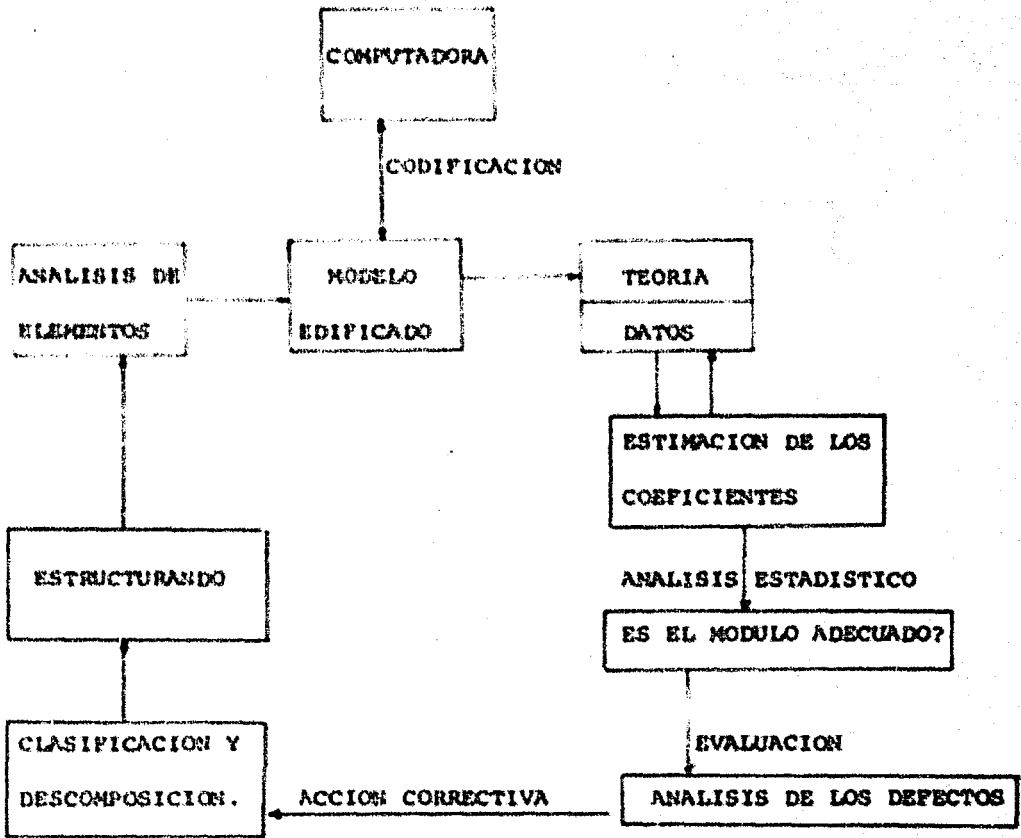
- 1.- Formulación del problema, establecimiento de objetivos, criterios de valor y delineación del funcionamiento requerido.
- 2.- Inspección preliminar y clasificación de los procesos para dividir en subsistemas (elementos)
- 3.- Determinación preliminar de las relaciones entre los subsistemas.

- 4.- Análisis de las variables y sus relaciones para proporcionar un conjunto tan simple y consistente como sea posible.
- 5.- Modelos matemáticos de las relaciones en términos de las variables y parámetros; descripción de elementos que pueden solamente estar incompletos representados por modelos matemáticos.
- 6.- Evaluación de como representar mejor el modelo del proceso real usando el criterio para integrar lo no matemático con representaciones matemáticas.
- 7.- Aplicaciones del modelo; interpretación y entendimiento de los resultados.

Los puntos antes mencionados nos permiten desarrollar una aproximación de la estructura y análisis del proceso hasta donde sea posible a través de modelos matemáticos.

Esta aproximación proporciona más rigurosos -- análisis y tiende a hacer criterios subjetivos (cuando es requerido), la siguiente figura que indica el ciclo natural de estos pasos, en el aspecto formal.





## SIMULACION ANALOGICA Y DIGITAL

La simulación analógica es realizada por medio de una computadora analógica cuyo objetivo es investigar por la acción de manipulaciones y mediciones sencillas de cantidades eléctricas, el comportamiento de una determinada variable, por ejemplo, de un sistema de flujo de flúidos, de un dispositivo mecánico, de un reactor Químico ó de cualquier otro sistema.

Esta simulación es una continuidad, permitiendo la inducción directa dentro de la misma solución, de tales conceptos como distancia, velocidad, aceleración ó alguna otra relación similar de variables.

Esto contrasta con la simulación digital, la cual lleva una verdadera función de operaciones --- aritméticas con números, funciones discontinuas y por lo tanto puede aproximarse a efectos de alto orden.

El análisis diferencial electrónico es un tipo de procedimiento general de computación analógica -

da una serie de ecuaciones diferenciales ordinarias ó mejor dicho de sistemas de ecuaciones diferenciales ordinarias, lineales ó no lineales, con coeficientes constantes ó no constantes.

La no linealidad en las ecuaciones y la presencia de coeficientes no constantes incrementaría la complejidad de la solución pero en esta computadora dicha complejidad es mínima.

Por otra parte es un contraste a la solución de tales ecuaciones por medio digital.

Los resultados de la computadora analógica son normalmente presentados en gráfica, como un diagrama continuo de las cantidades de las variables dependientes vs. tiempo ó el diagrama de una de las variables dependientes vs. otra.

En muchos casos esta forma de representación de resultados es muy conveniente para usos de ingeniería.

La representación gráfica de los resultados tiene un aspecto importante; este es de una relativa facilidad para el ingeniero, como para el operador de la computadora analógica, la visualización de los resultados tales como las actuales respuestas dinámicas de sistemas, físicas bajo investigación.

## CAPITULO II

### DINAMICA DE LA TORRE

En el caso general, cada plato en una columna de destilación puede ser definida por un balance de material, un balance de energía y una relación de equilibrio.

Para la columna que se propuso similar aquí, se puede simplificar la relación de equilibrio, por la relación del flujo del reflujo al flujo del producto del domo.

Nos interesa solamente la composición en el producto.

Esta suposición esta dentro de especificaciones de la magnitud de los flujos de vapor y líquido, los cuales se conocen en base a balances de material de los platos dentro de un intervalo especificado.

Por lo tanto las impurezas se presentarán en pequeñas cantidades, la temperatura en cada plato -

estaría solamente en función de la presión arriba - del plato.

La acumulación en el condensador tiene una influencia importante sobre la variación de la composición que puede ser tomada en el sitio de salida - del producto  $F_D$ . La composición del flujo de salida diferirá de la composición del gas en el domo de la columna. Variaciones en la composición del vapor se rían cubiertas por el volumen de la acumulación en la parte alta del condensador.

En una columna de destilación hay también acumulación del líquido sobre los platos y acumulación en el espacio entre los platos. Generalmente la ve locidad del vapor en una columna de destilación es mucho mayor que la correspondiente a la velocidad del líquido en la columna; por lo tanto la acumulación del vapor en la columna puede considerarse des preciable en comparación con la acumulación del líquido.

El gas es un estado de movimiento altamente tur bulento, puede ser observado como el paso de mezcla

do de un punto a otro en cualquier sección perpendicular al flujo.

El tiempo de retardo en la composición del flujo de vapor sería quizás el - retardo de transporte - o el tiempo de retardo de mezclado.

En la destilación, la operación del manejo de materiales, incluye el movimiento de líquidos y vapores. Las mezclas de líquidos con líquidos, de vapores con vapores y el hecho de obtener el contacto entre líquidos y vapores.

La relación de flujo de vapor a través de una columna es determinado, por la acción del reboiler en la base de la columna, el reboiler actúa como un generador de vapor.

La proporción molar de gas producido por el reboiler es determinada por la proporción a la cual se suministra calor al reboiler, por la presión en el reboiler y la composición del líquido en el reboiler.

El flujo del líquido baja a través de la columna bajo la acción de la gravedad. Arriba del punto de alimentación el flujo del líquido viene desde el flujo del reflujo ( $l_g$ ) y desde el vapor condensado.

Para determinar las dimensiones de la columna, para el servicio requerido, se procede a calcular las velocidades de los fluidos para una fluctuación de  $\pm 15\%$  de la carga requerida.

$$\begin{aligned} \text{Alimentación} & F = 2646 \frac{\text{lbmol}}{\text{hr}} = 0.0135 \frac{\text{lbmol}}{\text{seg}} \\ \text{Producto en el domo} & F_D = 1319 \frac{\text{lbmol}}{\text{hr}} = 0.0366 \frac{\text{lbmol}}{\text{seg}} \end{aligned}$$

Flujo máximo en el domo

$$\begin{aligned} F_{D_{\max}} &= F_D \left(1 + \frac{\pm}{D}\right) 115 = 1319(1.18) 115 = 437.71 \frac{\text{lbmol}}{\text{hr}} \\ F_{D_{\min}} &= .118 \frac{\text{lbmol}}{\text{seg}} \\ F_{D_{\max}} &= 1319(1.18) 0.85 = 313.92 \frac{\text{lbmol}}{\text{hr}} \\ F_{D_{\min}} &= 0.0872 \\ F_{D_{\max}} &= \\ F_{D_{\min}} &= 0.1025 \end{aligned}$$

La velocidad del gas a través de la sección de la columna en la cual se basa este cálculo para de-



terminar la sección y el diámetro de la torre, se requiere que esta velocidad no exceda un cierto valor de la velocidad del líquido.

Así, que la velocidad del gas correspondiente en el plato perforado sería más alta que la misma - velocidad requerida para que el líquido fluyera a través de las perforaciones.

En base a observaciones prácticas, la velocidad del gas disponible en una columna con platos perforados es arriba del 30% más alta que la velocidad - del líquido en la torre para platos de burbujeo, obtenida por la fórmula siguientes:

$$w_{g_0} = K_1 \sqrt{\frac{\rho_{L_0} - \rho_{G_0}}{\rho_{G_0}}}$$

$$K_1 = f(H, \sigma)$$

$\sigma$  = Tensión superficial

H = Distancia entre platos dentro de un intervalo de  $11.76 < H < 31.44$  in.

Suponiendo una altura de plato de:

$$H = 17.71'' \approx .45 \text{ m}$$

$$\sigma = .02118 \frac{\text{Dinas}}{\text{m}}$$

$$K = .0421 \frac{\text{m}}{\text{seg}} = .1380 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}$$

$$w_{g_0} = .1380 \sqrt{\frac{49.9 - .169}{.169}}$$

$$w_{g_0} = .1380 \times 17.4 = 2.40 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}$$

El área de la columna en el Domo

$$A_c = \frac{V_{g_0}'}{w_{g_0}} = \frac{48.58 \frac{\text{ft}^3/\text{seg}}{2.4 \frac{\text{ft}/\text{seg}}{\text{ft}^2/\text{seg}}}} = 90.7 \text{ ft}^2$$

$V_{g_0}'$  = flujo normal

$A_c$  = área de la columna

$$D_c = 5.07 \text{ ft}$$

El Area para el Fondo

$$H = 17.71'' \approx 18 \rightarrow 45.0 \text{ m}$$

$$\sigma = .0186 \frac{\text{Dinas}}{\text{m}}$$

$$K = .041 \frac{\text{m}}{\text{seg}} = .1344 \frac{\text{ft}}{\text{seg}}$$

$$w_{g_0} = .1344 \sqrt{\frac{4932 - .177}{.177}}$$

$$w_{3.} = .1344 \times 16.6$$

$$w_{3.} = 2.3 \frac{ft}{seg}$$

El Area de la columna en el Fondo

$$A_c = \frac{V_3}{w_{3.}} = \frac{50.5}{2.3} \frac{ft^3/seg}{ft/seg} = 21.8 ft^2$$

$$D_c = 5.28$$

Por lo cual se toma el diámetro más grande para el diseño del plato.

$$D_c = 21.8$$

Tomando una relación de la longitud del vertedero al diámetro de la columna de .7

$$\frac{L}{D_c} = .7 \rightarrow \frac{L}{5.28} = 0.0878$$

$L$  = longitud del vertedero

$D_c$  = diámetro de la columna

$$L = .7 \cdot 5.28 = 3.696$$

$A_D$  = Area de la bajante

$A_c$  = Area de la columna

$$A_D = 0.878 \cdot 21.8 = 1.914 ft^2$$

$$A_{D_r} = 1.914 \times 2 = 3.828 ft^2$$

$$A_{P_L} = 17.97 ft^2$$

$A_{br}$  = Area total de las bajantes

$A_{p_1}$  = Area del plato

El siguiente paso es determinar el área de los orificios fijando un diámetro de orificio.

$$t = 3.5 \times d$$

$$d = .019 \text{ ft} \sim .005 \text{ m.}$$

$$\frac{t}{d} = 3.5 \text{ de la fig.} \rightarrow .075 = \frac{a}{A_p}$$

$d$  = diámetro de orificio

$A_p$  = Area del plato perforado

$$A_p = f(D_c, t_{D_c})$$

De la Fig. No.5 del "Hydraulic calculation of weir sieve tray. Part I (R.Koch J. Kuznizy) International Chemical Engineering Vol. 61, No. 41

$$A_p = 15.52 \text{ ft}^2$$

Por lo tanto el área de orificio será:

$$a = .075 \times 15.52 = 1.08 \text{ ft}^2$$

### BALANCE DE MATERIAL

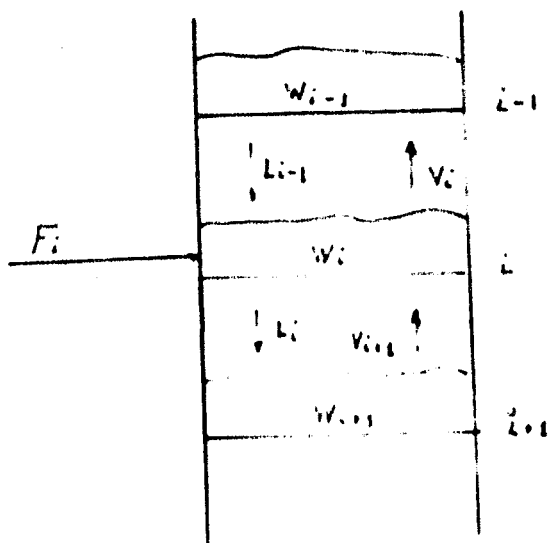
En el plato hidráulico los flujos varían con el tiempo de plato a plato, debido a la variación en los hold-up de los platos.

La variación entre la acumulación de plato y los flujos pueden ser derivados directamente de la siguiente ecuación.

$$\frac{d(W_i x_{i,j})}{dt} = L_{i-1} x_{i-1,j} + V_{i-1} y_{i-1,j} + F_i x_{i,j} - L_i x_{i,j} - V_i y_{i,j}$$

$$i = 1, 2, 3, \dots, J$$

Considerando una mezcla de J componentes.



$$\sum_{j=1}^J x_{i,j} = 1$$

$$\sum_{j=1}^J y_{i,j} = 1$$

N<sup>o</sup> queda:

$$\frac{dW_i}{dt} = L_{i+1} + V_{i+1} + F_i - L_i - V_i$$

El hold-up total del plato, esta distribuido -  
entre la bajante y la sección de perforación en el  
plato:

$$W_i = \rho_L A_P \psi_T + \rho_L A_D \psi_D$$

$\psi_D$  = altura del líquido en la bajante

$\psi_T$  = altura del líquido desde el piso del plato

$A_P$  = área de perforación del plato

$\rho_L$  = densidad molar del líquido

Para los fines que se persiguen, se hacen las  
siguientes suposiciones.

- 1.- El flujo instantáneo de un plato es relacionado a la altura del líquido en el plato de acuerdo con la ecuación de Francis.
- 2.- La altura del gradiente del líquido en la sección es despreciable.
- 3.- La aceleración local de un flujo dimensional de  
bido al tiempo, dependiendo del componente velo  
cidad es despreciable.

De la ecuación de Francis.

$$L_i = c \sqrt{2g} L_i \rho_L (\psi_{T_i} - \psi_{W_i})^{3/2}$$

Por lo tanto se tiene en plato superior

$$\frac{d(W_n)}{dt} = L_R + V_{n-1} - V_n - L_n$$

Se tiene

$$W_n = \psi_{zn} A_{ac} \rho_L$$

$\psi_{zn}$  = altura del líquido arriba del vertedero

$A_{ac}$  = área activa en el plato

$\rho_L$  = densidad del líquido en el plato

$W_n$  = hold-up del líquido en el plato

$$\frac{W_n}{A_{ac} \rho_L} = \psi_{zn}$$

Substituyendo en la ecuación 7 en 6 se tendrá

la variación de la altura del líquido sobre el vertedero con respecto al tiempo

$$\frac{d(\psi_{zn})}{dt} = \frac{1}{A_{ac} \rho_L} (L_R + W_{n-1} - V_n - L_n)$$

La altura del líquido desde el piso del plato.

$$\psi_{T_n} = \psi_{W_n} + \psi_{zn}$$

$\psi_{W_n}$  = altura del vertedero

$$\psi_{zn} = \psi_{T_n} - \psi_{W_n}$$

De la ecuación de Francis 6

$$V_{in} = \frac{L_n - 30}{(c \sqrt{2g} L_n)^{3/2} P_{in}^{3/2}}$$

$$K = (c \sqrt{2g} L_n)$$

$$\frac{d \left( \frac{L_n^{3/2}}{K^{3/2} P_{in}^{3/2}} \right)}{dt} = \frac{1}{d \text{acc. } P_{in}} (L_R + L_{n-1} - V_n - L_n)$$

$$\frac{d(L_n)^{3/2}}{dt} = \frac{K^{3/2}}{d \text{acc. } P_{in}^{3/2}} (L_R + V_{n-1} - V_n - L_n)$$

$$\frac{d(L_n)}{dt} = \frac{K}{d \text{acc. } P_{in}^{3/2}} (L_R + V_{n-1} - V_n - L_n)^{3/2}$$

Se obtiene la variación del flujo líquido con el tiempo desde plato a plato debido a lo variable de las acumulaciones.

Determinando las constantes.

$$K = c \sqrt{2g} L_i$$

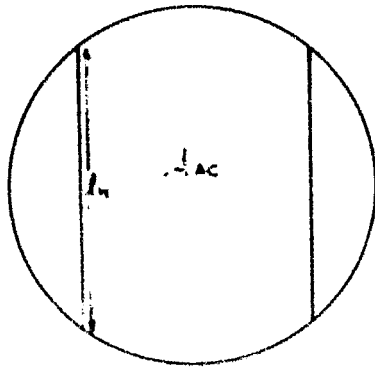
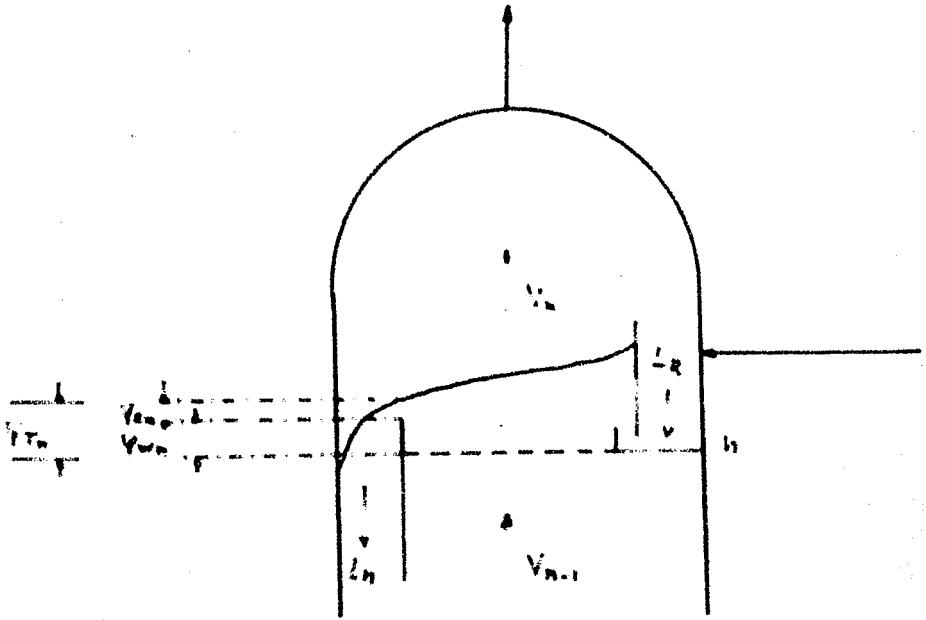
$$c = 0.42$$

$$g = 32.2 \text{ ft./seg}^2$$

$$L_i = 3.7 \text{ ft}$$

$$K = 0.42 \times \sqrt{\frac{21.4 \text{ ft}}{32.2 \text{ seg}^2}} \times 3.7 \text{ ft} = 14.0$$



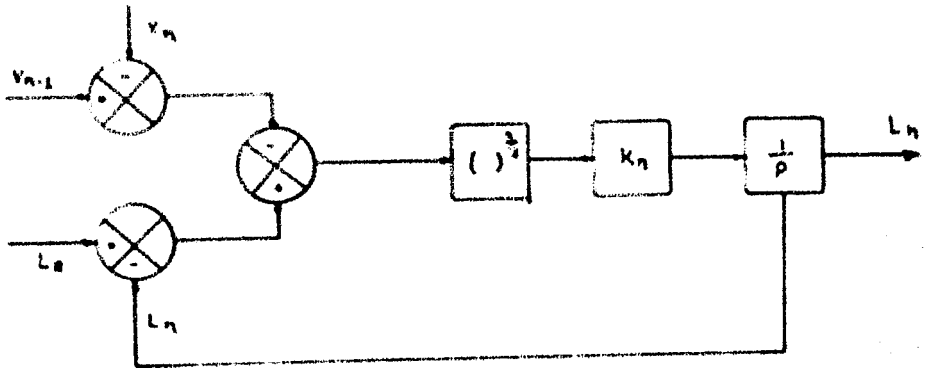


La ecuación finalmente queda

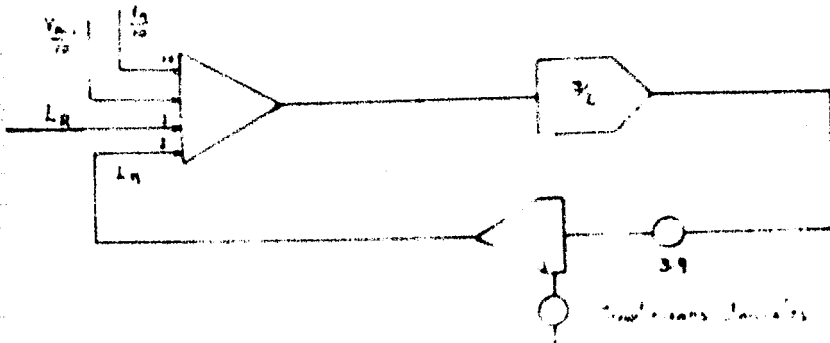
$$-\frac{d(L_n)}{dt} = 39 [L_n + V_{n-1} - L_n - V_n]^{3/2}$$

$$K_n = 1.9$$

Ahora se tiene la representación del sistema - por un modelo matemático, pasando el modelo a un diagrama de bloques:



El diagrama de computadora sera:



PLATO DE ALIMENTACION

.....

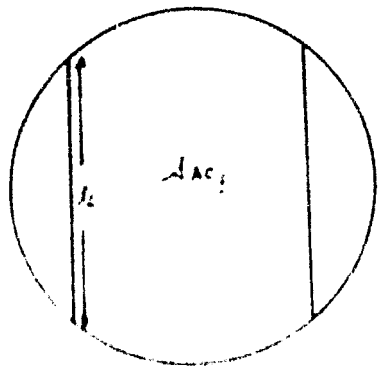
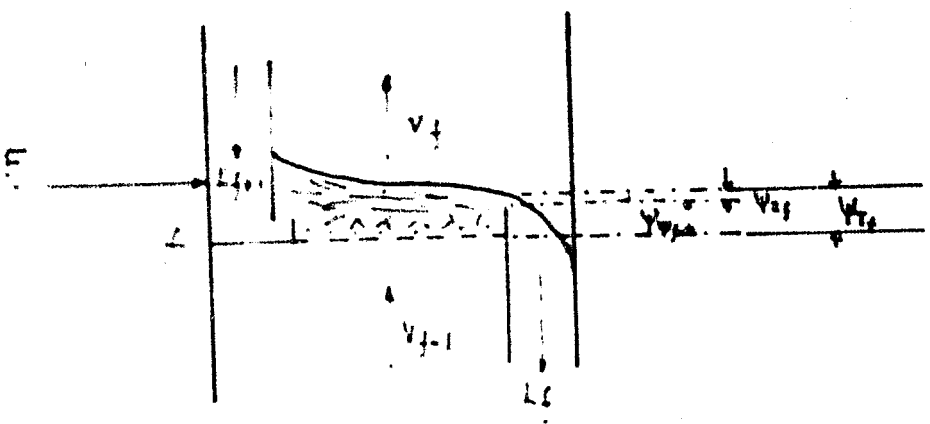
$V_f$  = Vapor saliendo del plato de alimentación

$V_{f-1}$  = Vapor entrando al plato de alimentación

$L_f$  = Líquido saliendo del plato de alimentación

$L_{f-1}$  = Líquido saliendo del plato de alimentación

$F$  = Corriente de alimentación.



Condiciones similares serian para el balance de material en el plato de alimentación.

$$\frac{d(W_f)}{dt} = F + V_{f-1} - V_f + L_{f+1} - L_f$$

$W_f$  = hold-up en el plato de alimentación

$$W_f = V_{0f} \rho_f \Delta a_{0f}$$

$$\frac{d(Y_{0f})}{dt} = \frac{L}{\rho_f \Delta a_{0f}} [F + V_{f-1} - V_f + L_{f+1} - L_f]$$

de la ec. de Francis

$$\frac{d(L_f)}{dt} = \frac{k}{\rho_f^{1/2} \Delta a_f^{3/2}} [F + V_{f-1} - V_f + L_{f+1} - L_f]^{3/2}$$

$$k = c \sqrt{2g} l_f \quad l_f = 3 \text{ ft.}$$

Considerando que se tiene las mismas dimensiones que el plato de la parte superior de la columna.

$$k_f = .26$$

$$\frac{d(L_f)}{dt} = .26 [F + V_{f-1} - V_f + L_{f+1} - L_f]^{3/2}$$

donde:

$l_f$  = longitud del vertedero

$c$  = constante aproximadamente (.42)

Se esta en condiciones de conocer la inundación en el plato, si se esta diseñando podremos modificar las condiciones mecánicas del plato para obtener el nivel óptimo del líquido en el plato. Ahora si se esta trabajando con una columna existente en el punto normal de operación se trataría de simular un nuevo estado y una de las condiciones limitantes de llegar a operar ese nuevo estado sería la inundación del plato, por lo cual se podría maniobrar con los flujos de alimentación a la torre de tal manera de llegar a una inundación que entre en los límites de seguridad para el buen funcionamiento de dicha columna.

El balance de material para cualquier otro plato es dado.

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

Como no hay gran variación en el vapor de plato a plato  $V_{i+1}$  y  $V_i$  se consideran iguales, la ecuación queda como sigue:

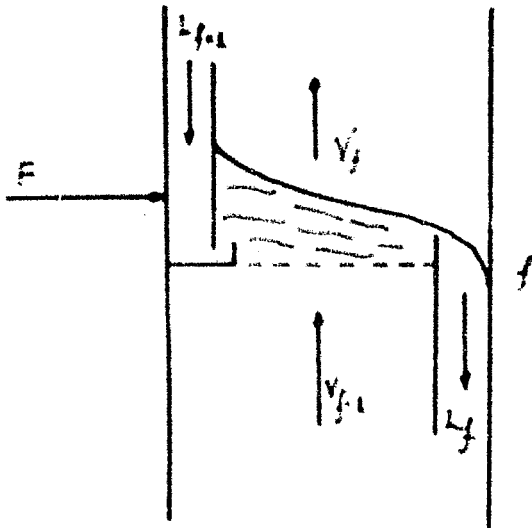
$$\frac{d(W_i)}{dt} = L_{i+1} - L_i$$

$$W_i = V_{i+1} P_{i+1} - L_i P_i$$

De acuerdo con la ecuación de Francis.

$$\frac{d(L_i)}{dt} = \frac{k}{\rho_i^2 L_i} [L_{\infty} - L_i]^{\frac{3}{2}}$$

$$k = \rho_i^2 L_i \sqrt{2g} L_i$$



Ahora estamos en condiciones de conocer el nivel del Líquido de plato a plato debido a lo variable de la acumulación y consecuentemente a los tiempos de comportamiento de cada uno de ellos.

El nivel del Líquido también será variable en cada uno de los platos ya que dicho nivel es función del Flujo del Líquido, del vapor y de las caracterís ticas mecánicas del plato.

El nivel debido al Líquido esta dado por la ecua

ción de Francis que nos da la altura del Líquido sobre el vertedero.

$\psi_{z_f}$  = altura del Líquido sobre el Vertedero del -- plato

$\psi_{z_{w_f}}$  = altura del vertedero del plato. i

$\psi_{T_f}$  = altura del Líquido en el plato

$$\psi_{z_f} = 0.92 \left( \frac{L_f}{L_f} \right)^{1/3}$$

$$\psi_{T_f} = \psi_{z_f} + \psi_{z_{w_f}}$$

Debido al vapor.

$$\Delta P = f(F)$$

$$F = \frac{V}{1.103 a}$$

$$\psi_{vap} = \frac{\Delta P}{\rho_{vap}}$$

$a$  = área total de perforaciones

$$V = \frac{lbmol}{seg}$$

$\rho_{vap}$  = densidad del vapor  $\frac{lbmol}{ft^3}$

el nivel en el plato será:

$$\psi_{D_f} = \psi_{T_{liq}} + \psi_{T_{vap}}$$

$\psi_{D_f}$  = altura del Líquido en la bajante.  $\frac{0}{in}$



DISEÑO DEL PLATO DE ALIMENTACION

$$h_f = 3 \text{ ft}$$

$$A_p = 16.13 \text{ ft}^2$$

$$P_f = 0.5570 \text{ lb/mol ft}^2$$

$$\frac{d(V_f)}{dt} = \frac{12 \times 0.42 \sqrt{694.23}}{16.13^{0.5} (0.5570)^{0.5}} (F + L_{f,0} - L_f + V_{f-1} - V_f)^{0.5}$$

$$V_{f-1} = V_f$$

Por las consideraciones antes hechas.

$$\frac{d(V_f)}{dt} = K_f (F + L_{f,0} - L_f)^{0.5}$$

Como es de observarse  $K_f$  representa las características mecánicas del plato ya que es función del

$$A_p, L_f$$

$A_p$  = Area de la zona de perforación del plato (área activa)

$L_f$  = Es la longitud del vertedero

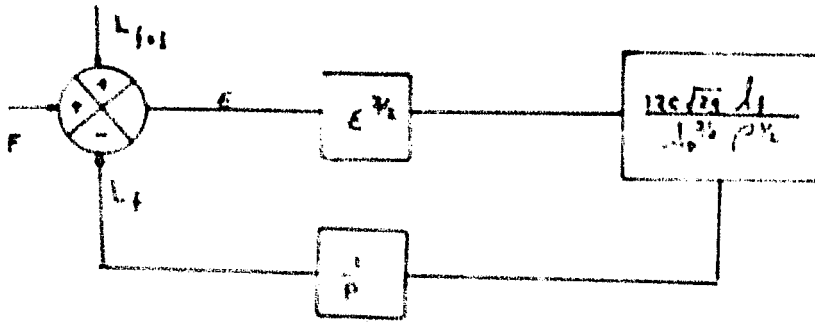
$c$  = c.o. mecánica del plato  $\approx .42$

Por lo tanto tenemos la variación del flujo del líquido con respecto al tiempo de plato a plato debido a la variable de las acumulaciones.

Estamos en condiciones de conocer el transitorio

de un estado a otro.

Diagrama de bloques.



$$F + L_{f1} - L_f = E$$

En  $E = 0$  se tiene el estado estacionario, si el tiempo transcurrido al pasar de cero a  $+\epsilon 0' - \epsilon$  será el transitorio.

Ahora el signo en la señal de  $-\epsilon 0' + \epsilon$  es debido a las características mecánicas del plato.

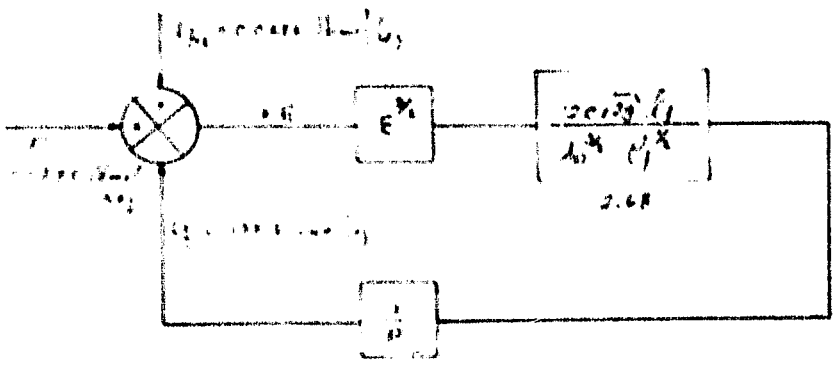
Si

$$F + L_{f1} - L_f = -\epsilon$$

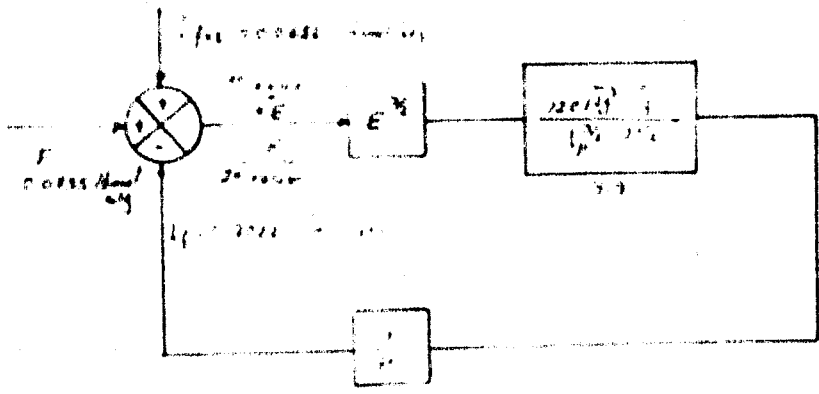
Es de observarse que el área de perforación -- del plato (área activa es menos que cuando

$$F + L_{f1} - L_f = +\epsilon$$

Ejemplo:



$\Delta p = 16.13 // 1^\circ$      $\Delta p = 3 //$      $\Delta \text{out} = 218 // 1^\circ$



$\Delta p = 20.1 // 1^\circ$      $\Delta p = 3 // 1^\circ$      $\Delta \text{out} = 218 // 1^\circ$

La altura del Líquido en la bajante puede ser relacionada, a la altura en el plato por una diferencia de presiones.

La diferencia en las alturas de la bajante y del plato es igual a las alturas hidrostáticas, equivalentes a las caídas de presión debido a la fricción y al cambio de sentido del flujo en el Líquido de la bajante causado por el vapor, más la caída de presión por el vapor del plato  $\hat{L}$  en dirección de las perforaciones del plato  $\hat{L}$  (superior), y el cambio de la altura hidrostática en el pl .o.

$$\psi_{D_i} = \psi_{T_i} + \psi_{F_i} + \psi_{R_i} + \psi_{P_i}$$

$\psi_{D_i}$  = Altura del Líquido en la bajante

$\psi_{T_i}$  = Altura del Líquido desde el piso del plato

$\psi_{F_i}$  = Altura del Líquido equivalente a la caída de presión debido al flujo de líquido en la bajante

$\psi_{R_i}$  = Altura del Líquido, equivalente a la caída de presión debido al flujo de vapor causante de la inversión del flujo en el Líquido en la bajante

$\psi_{P_i}$  = Altura del Líquido equivalente a la caída de presión debido al flujo de vapor desde un --

plato y cambio de la carga hidráulica en el plato de arriba

Combinando  $\Psi_{F,i}$  y  $\Psi_{D,i}$ , esto es aproximadamente un cambio de la carga hidrostática en la bajante causada por el vapor que pasa a través de las perforaciones del plato.

$$\Psi_{F,i} + \Psi_{D,i} \approx 1.5 \frac{u_{D,i}^2}{C_{d,i}^2} (2g) \\ = C_{L,i} L_{i-1}^2$$

- $u_{D,i}$  = velocidad del líquido en la bajante .  $i$   
 $C_d$  = coeficiente de descarga  
 $g$  = constante gravitacional  $\frac{ft}{seg^2}$

donde:

$$C_{L,i} = \frac{1.5}{(0.36)(2g)(\rho_{L,i} A_{UD,i})^2}$$

$\rho_{L,i}$  = densidad molar del líquido  $\frac{lbmol}{ft^3}$

$A_{UD,i}$  = Area de flujo bajo la bajante

Similarmente

$$\Psi_{D,i} = \left[ \frac{u_{D,i}^2}{C_{d,i}^2} (2g) \right] \left( \frac{\rho_v M_v}{\rho_l M_L} \right)_i + \Psi_{T-1}$$

$$u_{D,i} = \left( \frac{1}{\rho_{v,i}} \right) V_i \left( \frac{1}{A_{D,i} N_P} \right)_{i-1}$$

$V_i$  = velocidad del vapor en el plato  $i$ -ésimo proveniente del plato

$A_p$  = área perforada unitaria

$N_p$  = número de perforaciones

DINAMICA DEL TANQUE DE CONDENSADO  
.....

El tipo de condensador es total, su comportamiento es de eatar condensando y enfriando a una temperatura fija todo el vapor procedente del domo de la columna.

El tanque de condensado (acumulador) se define por un balance de material.

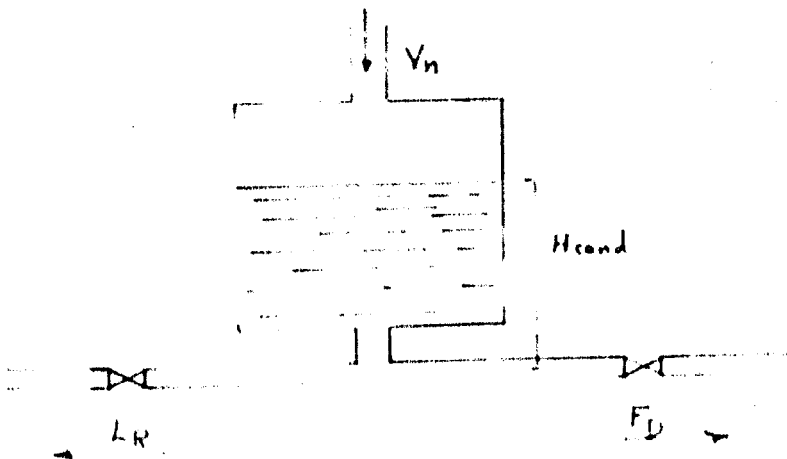
$$\frac{d(W_{cond})}{dt} = (L_n - V_n - F_D)$$

$W_{cond}$  = acumulación de condensado en

$$W_{cond} = A_{cond} \cdot H_{cond} \cdot \rho_L$$

$H_{cond}$  = altura del condensado en el tanque

$$\frac{d(H_{cond})}{dt} = \frac{12}{A_{cond} \rho_L} (L_R - V_n - F_D)$$



fijando una área al tanque de condensados de -  
10 ft<sup>2</sup>

$$A_{\text{cond}} = 10 \text{ ft}^2$$

Se tiene que

$$A_{\text{cond}} \times \rho_L = \frac{\text{lbmol}}{\text{ft}}$$

$\rho_L$  = densidad del líquido molar  $\frac{\text{lbmol}}{\text{ft}^3}$

$$\rho_L = .6109 \frac{\text{lbmol}}{\text{ft}^3}$$



### DINAMICA DEL NIVEL DEL LIQUIDO EN EL FONDO DE LA COLUMNA

Haciendo un balance de material en la parte --  
antes mencionada de la columna, se tiene:

$$\frac{dW_o}{dt} = L_1 - V_o - F_w$$

$W_o$  = Acumulación del fondo de la columna.

$L_1$  = flujo del líquido que proviene del plato 1

$V_o$  = flujo de vapor que proviene del reboiler en

$F_w$  = salida de los productos del fondo.

$$\frac{W_o}{\rho_f A_{col}} = \frac{H_{col}}{12}$$

$H_{col}$  = altura del líquido en el fondo de la columna (in)

$\rho_f$  = densidad del fluido en

$$\frac{d(H_{col})}{dt} = \frac{12}{\rho_f A_{col}} (L_1 - V_o - F_w)$$

La ecuación que nos da la variación del nivel  
del líquido con respecto al tiempo:

$$H_{col_{max}} = 0.0601 \times 0.9882 = 0.05939 \text{ in}$$

$$H_{col_{0.5}} = 0.0367 \times 0.9882 = 0.03557 \text{ in}$$

$$H_{col_{min}} = 0.022 \times 0.9882 = 0.0216 \text{ in}$$

El rehervidor queda representado por una función de transferencia ( $K_d$ ) en la cual la señal de entrada a dicha función es la señal del nivel de la columna y la señal de salida será la cantidad de vapor de servicio necesario, el cual multiplicado por la relación de los calores latentes del proceso  $\lambda_A$  y del vapor de servicio  $\lambda_B$  nos dará el vapor requerido de proceso.

$$H_{cal} \times K_d = S$$

$$V_o = \frac{\lambda_A}{\lambda_B} \cdot S$$

$S$  = vapor de servicio  $lbmol/seg$

$\lambda_A$  = calor latente del vapor de agua  $BTU/lb$

$\lambda_B$  = calor latente del vapor de Tolueno  $BTU/lb$

$V_o$  = vapor de proceso.  $lbmol/seg$

$$D = K_s \cdot X_{vs} \sqrt{H_{cal}}$$

$$\epsilon = H_{cal} - H_{cal} s.s.$$

$$X_{vs} = K_c \cdot \epsilon + X_{vs} s.s.$$

## CAPITULO III

### SISTEMAS DE CONTROL

Un sistema de control es una serie combinada - de unidades para producir un buen resultado con una nula o pequeña supervisión humana.

El sistema de control se divide en dos clases, abierto o cerrado.

En sistemas abiertos, la señal de salida del - proceso no tiene efecto alguno sobre la señal de en trada a el proceso, por ejemplo: una bombilla de -- luz eléctrica es un ejemplo representativo de este sistema.

La intensidad de la luz es medida independien- temente por un celda fotoeléctrica y no tendrá acción sobre el voltage de entrada a la bombilla.

Sistemas abiertos son generalmente insustitui- bles para muchos procesos de sistemas de control de- bido a que la salida del sistema no es una función.

del mismo.

En sistemas cerrados.- Sistemas de control retroalimentados conocidos como "Retroalimentados", - es el sujeto a conocer en este trabajo.

Ahora considerese una fotocelda que mide la intensidad de luz producida por una bombilla eléctrica, esta señal transformese a una señal que reconozca un dispositivo cuya acción es el de regular el - voltage a la entrada del bulbo, con el fin de mantener la intensidad de luz constante.

En otras palabras, la energía de entrada al -- sistema es alguna función de la salida de el mismo.

Este efecto es comunmente "retroalimentación"- por lo tanto el sistema de control retroalimentado.

Partes del sistema de Control.

- (1).- El proceso.
- (2).- Medio de medición.
- (1).- Mecanismo de detección de error.

(4).- Controlador

(5).- Elemento final de control.

(1).- EL PROCESO.- Es la parte del sistema que lleva a cabo una función deseada, este puede ser mecánica, química eléctrica o una combinación de estas.

(2).- LOS MEDIOS DE MEDICION.- Termómetros, medidores de presión etc., son los instrumentos que detectan la variable del proceso la cual va a ser controlada. El símbolo que se le da a la medida de la variable es  $\Theta_o$ .

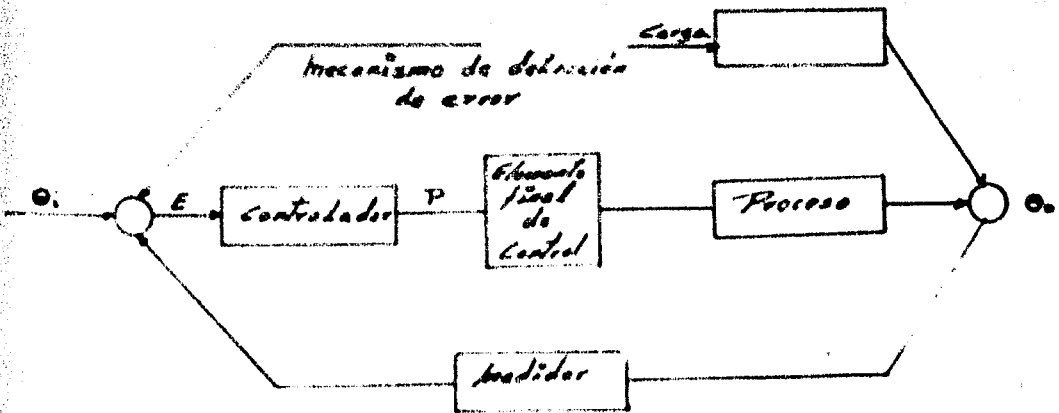
(3).- EL MECANISMO DE DETECCION DE ERROR.- Es un mecanismo que compara la variable medida con el valor deseado de la variable, la diferencia vendría siendo el error.

El valor deseado (referido a la entrada ó al punto de control es simbolizado por  $\Theta_i$  y el error sería (E).

(4).- EL CONTROLADOR.- Es un mecanismo que responde

a cualquier error indicado por el mecanismo - de detección de error.

(5).- EL ELEMENTO FINAL DE CONTROL.- Recibe el controlador la señal y por alguna predeterminada relación cambia la entrada de energía al proceso.



Ahora la figura anterior muestra en diagrama - de bloques un sistema de control de retroalimentación sencilla, cada bloque representa una parte del Sistema definido anteriormente.

Las líneas entre los bloques no son líneas de flujo del proceso, ellas representan el envío de señales desde una unidad a la próxima.

La señal de entrada representa la dirección -- del camino, la señal de salida representa la dirección de salida.

Las señales pueden ser de cualquier forma de - potencial tal como; un voltaje eléctrico ó neumático ó presión hidráulica.

Ahora la figura anterior muestra en diagrama - de bloques un sistema de control de retroalimentación sencilla. cada bloque representa una parte del Sistema definido anteriormente.

Las líneas entre los bloques no son líneas de flujo del proceso, ellas representan el envío de señales desde una unidad a la próxima.

La señal de entrada representa la dirección -- del camino. la señal de salida representa la dirección de salida.

Las señales pueden ser de cualquier forma de - potencial tal como: un voltage eléctrico ó neumático ó presión hidráulica.



## OPERACION DEL SISTEMA DE CONTROL

En la figura anterior se muestra en diagrama de bloques un sistema de control de simple retroalimentación, cada bloque representa una parte del sistema, definido con anterioridad.

Supongase que el sistema esta operando en condición de estado estacionario (condiciones de equilibrio) o sea que  $\theta_o = \theta_i$ .

Ahora si ocurre un cambio de carga en alguna parte del sistema; el régimen estacionario es perturbado y  $\theta_o$  cambia.

Este cambio en  $\theta_o$  produce un error, el cual es detectado por el mecanismo de detección de error. La señal error opera en el controlador, y produce una señal de salida la cual es alguna función de el error. El elemento final de control recibe la señal del controlador cambiando el flujo de energía en el proceso.

El flujo de energía alterado aporta una señal

retardada en la salida del proceso con el valor deseado si el sistema fue diseñado correctamente y es operado correctamente.

Algo importante ocurre en el controlador y es que solo opera cuando hay error. Es decir el controlador no puede predecir una acción futura del sistema de control. El propósito del sistema de control es reducir el error - cuando esto ocurre - tiende a cero lo más pronto que sea posible con una mínima cantidad de ciclos (pasos), esto es con una mínima cantidad de fluctuaciones, de un lado a otro del valor deseado.

#### RESPUESTAS DEL SISTEMA DE CONTROL

Un cambio de carga causa en el sistema de control una señal que tiende a abandonar el punto de control produciendo un error. Entonces el controlador intenta regresar la señal de salida al valor deseado.

La calidad de respuesta a esperarse cuando ocurre un cambio de carga en el sistema de control -

es según la calidad del control que se escoja. El diseño de sistemas de control es únicamente para determinar los propios parámetros del sistema, para producir la respuesta deseada a los cambios de carga.

El camino usual para representar gráficamente el comportamiento del sistema es graficando el error ó la señal de salida contra el tiempo, este tipo de gráficas pueden ser obtenidas en cada una de las partes del sistema.

Todas las veces que una señal pase a través de alguna parte del sistema, la magnitud de la señal de entrada.

Estos cambios de magnitud y adelantos y atrasos involucrados en cada parte del sistema deberán ser combinados de una manera tal, con el fin de obtener la respuesta completa del sistema.

El diseño de sistemas de control consiste en determinar las características de cada una de las partes del sistema, necesarias para dar la respues-

ta total requerida para cada cambio de carga.

### ESTABILIDAD DEL SISTEMA

Un sistema de control estable es aquel que al introducirle una perturbación dentro del sistema, - tal como un incremento de tiempo, el sistema por sí solo tratará de eliminar el transitorio para mantenerse en su estado estacionario.

Un sistema inestable será aquel ciclo de respuesta que introducida una perturbación continua con un incremento de amplitud.

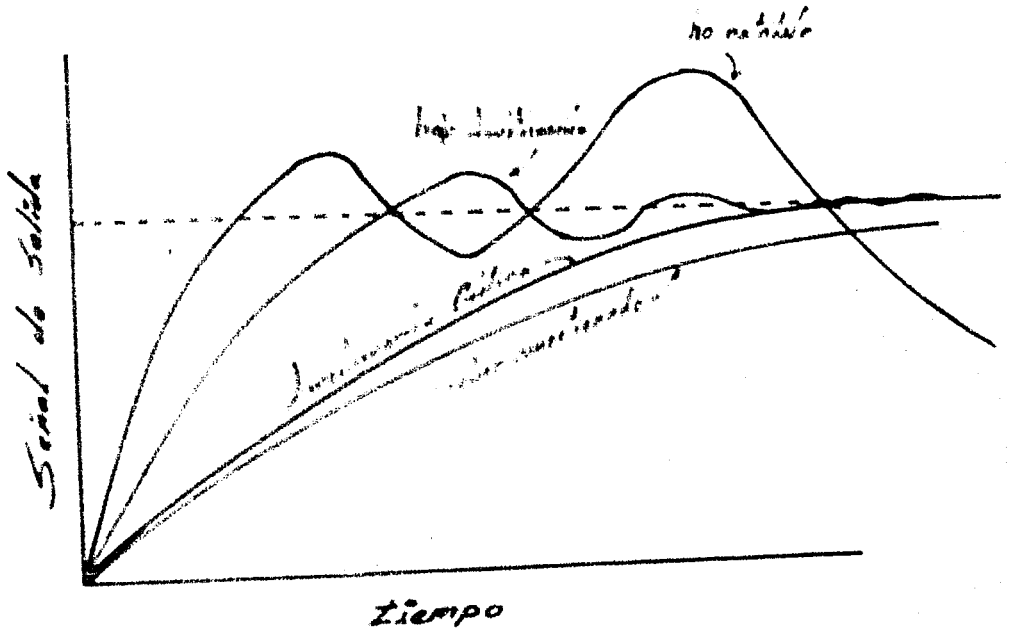
En sistemas actuales la máxima amplitud obtenible con un sistema inestable es limitado por las propias limitaciones físicas del proceso. Por ejemplo la aplicación de un incremento en su velocidad hasta un cierto límite; pasando este límite causaría fallas mecánicas o lo que es obvio el devanado se quemaría. En control de procesos automáticos un sistema inestable no puede ser usado bajo cualquier condición.

Por lo tanto el diseñador del sistema de control puede probar la estabilidad del sistema de control y diseñarlo de manera que el sistema permanezca bajo todas las condiciones razonables de operación.

Sistemas estables dan diversos tipos de respuesta, de acuerdo con su diseño.

La respuesta puede ser oscilatoria con una amplitud constante, puede ser oscilatoria con un decremento de amplitud, o puede ser suave (uniforme).

Las características de las curvas de respuesta producidas por una súbita perturbación se muestran a continuación.



### RESPUESTA A UN CAMBIO DE ESTADO

Estas curvas son típicas de un sistema amorgiguado, con la terminología usual para los tres tipos: que son: bajo amortiguación (underdamped), sobre -- amortiguado (overdamped) y amortiguación crítica -- (critically damped).

### DISEÑO DEL SISTEMA

El propósito del diseño de sistemas de control

es el de producir un sistema estable con una determinada respuesta a la perturbación.

Durante la operación del sistema, cambios de carga generalmente ocurren de una forma al azar, -- idealizando, entonces el diseño sería hecho para perturbaciones del tipo al azar, este tipo generalmente ocurre en una operación normal.

Usualmente un diseño de sistema de control experimenta muchas dificultades, de cualquier modo el motivo de la incertidumbre acerca del tipo de perturbaciones ha de ser encontrada. Además, el método analítico es dificultoso porque el análisis debe ser estadístico.

Afortunadamente hay otros métodos y considerablemente más simples con los que se puede atacar el problema.

Estos se basan en el hecho de que cualquier perturbación consiste de una combinación de cambios de estado y cambios senoidales.

Entonces la respuesta a un cambio de estado en el sistema de control se llamará "Respuesta Transitoria", y a cambios senoidales de muchas frecuencias y se llama "Respuesta de Frecuencia". Por lo tanto cambios en la carga se usan frecuentemente en la de terminación del diseño del sistema.

El cambio de estado, como su nombre lo indica, es el cambio de una magnitud definida conduciendo a otro estado, tiempo infinitesimal.

Respuestas típicas a un cambio de estado se re presentan en la figura anterior con cambio senoidal, la salida de un sistema senoidal también sería se-- noidal; pero se encontraría que han ocurrido cambios de fase, amplitud; cuyas magnitudes dependen de las propiedades del sistema. La respuesta de frecuencia se determina normalmente en un amplio rango de fre-- cuencias. Por lo tanto el sistema es diseñado para producir su propio transitorio y su respuesta de -- frecuencia.



## PROPIEDADES ESTATICAS

Todos los instrumentos de medición cuyas lecturas dependen en un cambio en las propiedades de una sustancia pueden ser calibrados. La calibración es usualmente hecha bajo condiciones estáticas.

Bajo estas condiciones la exactitud depende de un número de factores por ejemplo las características y la construcción del instrumento.

Algunos de los términos concernientes a las propiedades estáticas de instrumentos son parte de la terminología estandard.

El rango, es el número total de unidades de medición sobre el cual un instrumento es diseñado para ser usado.

El "intervalo", es el valor numérico de unidades más alto y más bajo, dentro del cual el instrumento puede ser operado.

Por ejemplo si el intervalo es  $- 50^{\circ}$  a  $150^{\circ}$  el span sería  $200^{\circ}$ .

Muchos instrumentos industriales tienen una garantía de exactitud basado usualmente un máximo y un mínimo porcentaje de rango.

El error puede ser dado como un más o menos número de unidades.

La diferencia entre el valor verdadero y la lectura del instrumento es el error estático.

"LA CORRECCION", la cantidad que debe ser adicionada a la lectura, igual al valor negativo de el error estático.

Si el valor estático es - 3, la corrección es 3

"SENSIBILIDAD", es un término engañoso porque es usado en dos caminos.

Este puede significar el cambio necesario en la variable para producir una determinada desviación ó lectura.

Esta definición es comunmente usada con galvanómetros.

También puede indicar los pequeños cambios que son detectado por un instrumento.

"ZONA MUERTA", es el opuesto a la definición anterior de sensibilidad, por lo tanto es más grande en la variable el cual no produce un cambio en la lectura.

La zona muerta causa un efecto de histeresis, esto es, las lecturas no son de igual modo cuando un punto esta aproximandose desde un lado opuesto.

"REPRODUCIBILIDAD", es una indicación con el cual un dado valor puede ser duplicado en un determinado periodo de tiempo.

"IMPULSO", violencia (Drift), es el opuesto de la Reproductividad indica el cambio en la calibración con el tiempo.

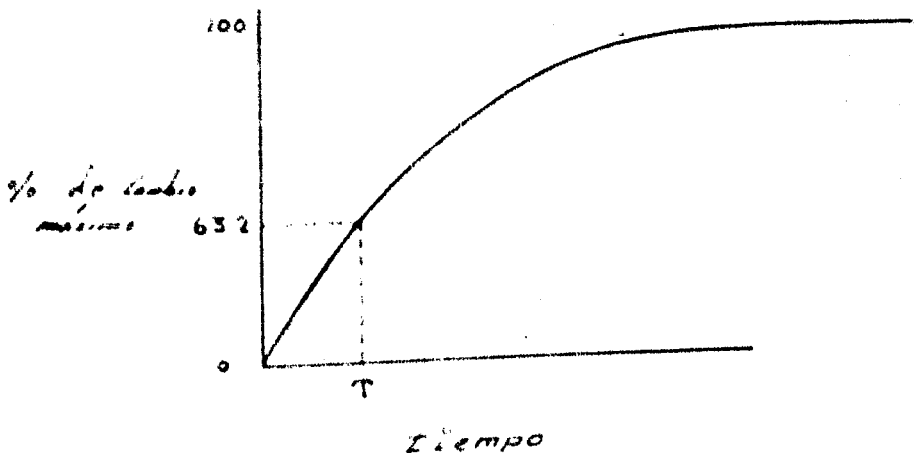
### PROPIEDADES DINAMICAS

Las características dinámicas de los instrumentos de medición incluyen dos fenómenos de gran importancia.

Hay siempre un error y un retraso en la lectura de los instrumentos cuando el valor verdadero es ta cambiando con el tiempo.

Si un termómetro a una temperatura, es colocado en un recipiente caliente a otra temperatura, este - de inmediato no indica la temperatura del segundo-- recipiente.

Una respuesta típica transitoria es observada en la siguiente figura.



En este ejemplo la curva es logarítmica y se aproxima a un nuevo valor asintótico.

Otros instrumentos pueden exhibir otro tipo de curvas, de interés particular: en algunos instrumentos es el tiempo en el cual la variable alcanza --- 63.2 % del cambio máximo posible.

Este valor de tiempo particular es frecuentemente llamado el coeficiente de retraso ó el tiempo constante del proceso ó el instrumento.

Otro ejemplo típico es la respuesta de un elemento de medición cuando el cambio de temperatura en un recipiente es senoidal.

La frecuencia de respuesta dada en la figura siguiente es de un sistema típicamente lineal.

Se notaría en este tiempo que, aunque la respuesta es senoidal la amplitud de la señal de salida es generalmente más pequeña que la señal de entrada y que hay un retardo (lag) entre estas dos señales.

La diferencia entre las amplitudes de las señales de entrada y salida es a veces llamada el error dinámico.

Los valores actuales de el error dinámico y -- del retraso puede ser pequeño ó grande dependiendo de las propiedades del instrumento.

El coeficiente de retardo es a veces muy alto ya que puede fácilmente ocurrir en minutos.

Un incremento de la capacidad (tales como de volumen ó capacidad calorificas) del total del sistema de medición incrementaría tanto al error como al retardo debido a que el instrumento consume una gran cantidad de energía para mostrar un incremento de la variable medida.

Se puede obtener un cambio de lectura más rápido

do del instrumento, aumentado su área de sensibilidad ó incrementando el coeficiente de transferencia de energía, con esto decrecería el error y el retraso.

Desde este punto puede observarse que el error y el retraso son debidos enteramente a las propiedades de medición de los instrumentos.

Por ejemplo, en un termómetro ordinario, cualquier incremento en el área superficial de este bulbo ó en el coeficiente de transferencia de calor, - entre el bulbo y sus alrededores, incrementaría la velocidad de respuesta.

Otros factores que afectan el coeficiente de transferencia de calor, tales como la velocidad del fluido de medición también afectarían la respuesta del instrumento.

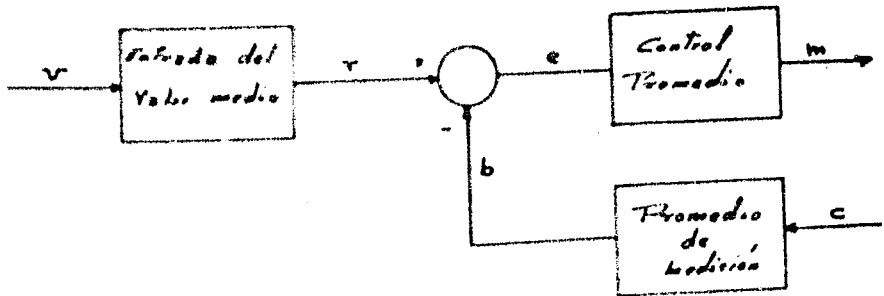
Cuyas magnitudes dependen de las propiedades del sistema la respuesta de frecuencia se determina normalmente en un amplio rango de frecuencias. Por lo tanto el sistema es diseñado para producir su propio transitorio y su respuesta de frecuencia.

### CARACTERÍSTICAS DEL CONTROL

Un sistema automático de control está compuesto por los siguientes medios de medición: un sistema que compare el valor actual con el valor deseado determina la desviación y produce la corrección necesaria para mantener la desviación más pequeña posible.

El método por el cual el control automático produce la corrección es llamado modo de control ó acción de control.

La acción de control vista aquí puede operar a través de cualquier dispositivo mecánico ya sea neumático, hidráulico o eléctrico.



*Control Automático*



Un control automático consiste de un medio de medición.

$$c \longrightarrow b$$

$c$  = variable controlada

$b$  = variable retroalimentada

Un medio de salida

$$v \longrightarrow r$$

$v$  = punto de referencia (set point)

$r$  = referencia de entrada

$$r, b \longrightarrow e$$

Una señal de acción

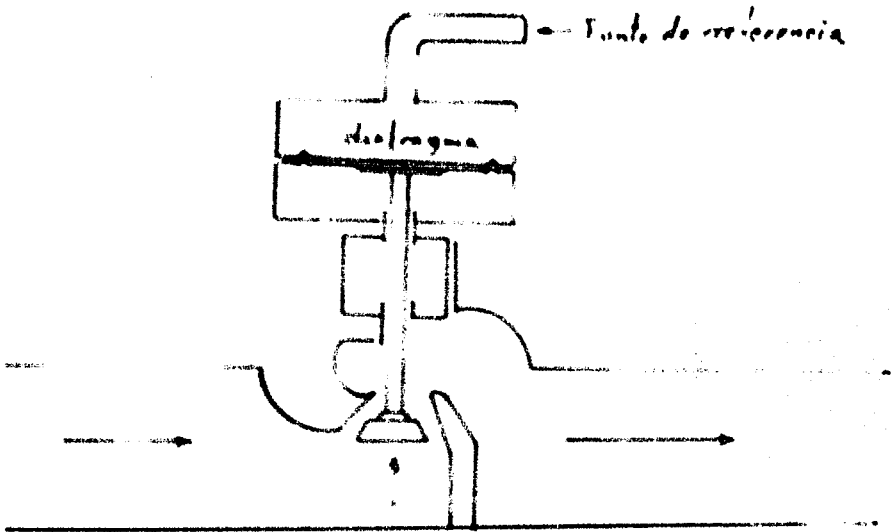
$e$  = señal de acción

medio control

$$e \longrightarrow m$$

$m$  = variable manipulada

Los medios de medición convierten a una variable controlada por ejemplo (temperatura, presión, - etc.) en una señal variable (usualmente por un desplazamiento, presión ó una señal eléctrica).



El medio de entrada convierte al punto de re--  
ferencia, por ejemplo, (temperatura, presión etc.) en  
una referencia de entrada en las mismas dimensiones  
de la variable retroalimentada. El medio de acción  
es simplemente un dispositivo substractor, de los -  
siguientes dispositivos.

El medio de control cambia la señal de acción (e) por medio de amplificaciones, diferenciación, - integración, etc., para producir una señal de salida controlada la cual opera al elemento final de -- control cambiando la magnitud de la variable manipulada (m).

El mando regulador de presión a distancia de - la figura anterior contiene los siguientes medios.

El medio de medición como se observa en la siguiente fig. es por medio del diafragma, la presión de corriente abajo de la línea (variable controlada

C) comunica al diafragma en esta sección una -- fuerza que obliga al diafragma a desplazarse hacia arriba.

La fuerza hacia arriba es la variable (b) re -- troalimentada. El medio de entrada es el diafragma y en el compartimiento superior del diafragma con -- vierte al valor deseado de presión (set point) en - una fuerza que le comunica al diafragma un despla<sup>z</sup>amiento hacia abajo; tal fuerza es la entrada de re -- ferencia (r).

El medio de acción es el diafragma el cual subtrae de la entrada de referencia ( $r$ ) la variable - retroalimentada para obtener la diferencia como la señal de acción ( $e$ ).

El medio de control es el vástago y el embólo los cuales convierten a la señal de acción en una - variación de flujo del fluido a través del regulador la rapidez de flujo es la variable manipulada.

El estudio de los medios de control, pueden ser facilitados, introduciendo simplificaciones en estos detalles.

1).- Los controles automáticos industriales usualmente implican un valor de referencia "set pint". Consecuentemente el medio de salida es por lo general un dispositivo mecánico simple, y el - punto de referencia (set point) es idéntico a - la salida de referencia expresada en las mis- mas dimensiones que la variable controlada, en tonos tenemos:

$$v = r$$

2).- El retraso en la medición se supondrá despreciable  $c \approx b$ ; entonces la señal de acción ( $e$ ) es denominada la desviación, y

$$e = r - c = r - b$$

La desviación es la diferencia entre la variable controlada y el punto de referencia, expresada en dimensiones de la variable controlada ( $C$ ).

El arreglo en la siguiente fig. indica estas simplificaciones

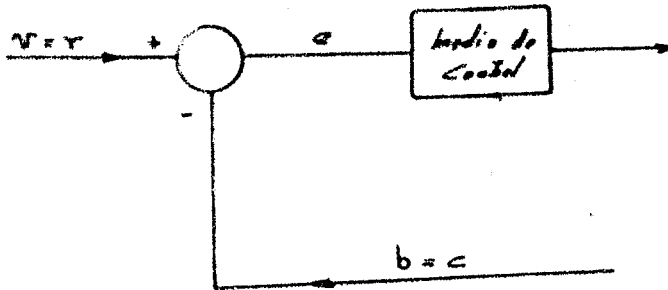


Diagrama de bloque para un control automático ideal.

El medio de control incluye el elemento de control final el cual por lo general es de algún tipo o del tipo de una válvula de control de fluidos.

Supondremos que el elemento final de control es un elemento lineal, tal que el control de salida produce un cambio proporcional en el flujo de fluido - el cual es la variable manipulada.

#### CONTROL PROPORCIONAL

La acción proporcional es un modo de control - de acción en el cual existe una relación lineal continua entre los valores de la desviación y la variable manipulada.

Entonces la acción de la variable controlada - es repetida y amplificada en la acción del elemento de control final.

$$m = K_c e + M$$

$m$  = variable manipulada.

$K_c$  = constante de proporcionalidad.

$e$  = desviación.

$M$  = constante.

La constante  $K_c$  de proporcionalidad es el cambio de la variable manipulada causada por un cambio unitario de desviación.

La constante  $M$  en la ecuación puede ser el término de posición de la constante manual de ajuste, en la selección de un valor para  $K_c$ . determina el valor normal (desviación cero) de la variable manipulada.

$$\begin{aligned} e &= 0 & \dot{e} &< 0 \\ e &= E & \dot{e} &\geq 0 \end{aligned}$$

donde  $E$  es igual a una constante.

$$m = M - K_c E$$

El cambio en la variable manipulada corresponde exactamente al cambio en la desviación con un grado de amplificación dependiente de la posición de proporcionalidad de sensibilidad

Por lo tanto un control proporcional es simplemente un amplificador con una ganancia ajustable.

LA VALVULA EN EL CONTROL AUTOMATICO COMO UN COMPO--  
NENTE DEL SISTEMA.

Para propósitos del diseño del sistema de con--  
trol, es necesario tener una expresión o expresio--  
nes para ligar la válvula de control con otros tér--  
minos del sistema.

Supongase que la válvula de control seleccionada  
para el proceso tiene las siguientes caracterís--  
ticas, el flujo  $Q_T$  varía linealmente de  $Q_0 \rightarrow Q_T$   
el viaje de la válvula es de  $3 \rightarrow 15 \text{ psi}$ , y, el retraso  
a la respuesta en la válvula es despreciable en comparación  
al del sistema, es dinámico y puede ser -  
despreciable.

Las válvulas no son normalmente puestas para -  
operar en una posición fija. Como una consecuencia,  
fórmulas simples de flujo han sido derivadas, para  
su uso,, son de una gran facilidad pero no muy exactas.

Muchas de estas se relacionan a un coeficiente  
de flujo  $C_v$ , a flujos y caídas de presión.



## LA VÁLVULA EN EL CONTROL AUTOMÁTICO COMO UN COMPONENTE DEL SISTEMA.

Para propósitos del diseño del sistema de control, es necesario tener una expresión o expresiones para ligar la válvula de control con otros términos del sistema.

Supongase que la válvula de control seleccionada para el proceso tiene las siguientes características, el flujo  $Q_T$  varía linealmente de  $Q_0 \rightarrow Q_T$  el viaje de la válvula es de  $3-15 \text{ psi.}$  y, el retraso a la respuesta en la válvula es despreciable en comparación al del sistema, es dinámico y puede ser despreciable.

Las válvulas no son normalmente puestas para operar en una posición fija. Como una consecuencia, fórmulas simples de flujo han sido derivadas, para su uso,, son de una gran facilidad pero no muy exactas.

Muchas de estas se relacionan a un coeficiente de flujo  $C_v$ , a flujos y caídas de presión.

El  $C_v$  se define como galones por minuto de ---  
flujo de agua cuando la caída de presión a través -  
de la válvula es de una psi.

Está relacionada a el área de flujo de la sección  
recta de la válvula por la relación.

donde:  $C_v = 38.1 EA$

$A$  = área en

$E$  = factor de eficiencia normalmente cercano a 0.6

De estas fórmulas se podrá derivar la conduc-  
tancia de la válvula de control.

La ecuación de la válvula para líquidos ( no -  
flash).

$$q = \frac{C_v \sqrt{P_1 - P_2}}{\sqrt{\rho / \rho_{H_2O}}}$$

$q$  = galones por minuto

$P_1$  = presión corriente arriba psi.

$P_2$  = presión corriente abajo psi.

$\rho$  = densidad del líquido  $lb/ft^3$   $60^\circ F$

$\rho_{H_2O}$  = densidad del agua  $lb/ft^3$   $60^\circ F$

Como es de observarse  $q$  es una función de --  
tres variables

$$q = f (c_v, P_1, P_2)$$

por lo tanto estamos en condiciones de escribir una  
ecuación diferencial.

$$dq = \frac{\partial q_v}{\partial c_v} dc_v + \frac{\partial q_v}{\partial P_1} dP_1 + \frac{\partial q_v}{\partial P_2} dP_2$$

si  $dc_v, dP_1, dP_2$  son funciones del tiempo, la -  
transformamos.

$$\frac{dq}{dt} = \frac{\partial q_v}{\partial c_v} \frac{dc_v}{dt} + \frac{\partial q_v}{\partial P_1} \frac{dP_1}{dt} + \frac{\partial q_v}{\partial P_2} \frac{dP_2}{dt}$$

$$q(t) = \frac{\partial q_v}{\partial c_v} c_v(t) + \frac{\partial q_v}{\partial P_1} P_1(t) + \frac{\partial q_v}{\partial P_2} P_2(t)$$

Por lo tanto la estimación de los parametros -

será:

$$\frac{\partial q_v}{\partial c_v} = \frac{k \sqrt{\bar{P}_1 - \bar{P}_2}}{\sqrt{P_1/P_{n,0}}}$$

$$\frac{\partial q_v}{\partial P_1} = \frac{k \bar{c}_v}{2 \sqrt{P_1/P_{n,0}} (\bar{P}_1 - \bar{P}_2)^{1/2}}$$

$$\frac{\partial q_v}{\partial P_2} = - \frac{k \bar{c}_v}{2 \sqrt{P_2/P_{n,0}} (\bar{P}_1 - \bar{P}_2)^{1/2}}$$



CONTROL AUTOMÁTICO DEL NIVEL DEL CONDENSADOR POR MEDIO DE LA VALVULA.-

Regulación del nivel de líquido y flujo.

Es de observarse que el nivel en tanques así como la velocidad del flujo continuo en ellos, no son variables independientes.

El nivel del líquido, las condiciones de presión ó vacío en el tanque, provocan variaciones en las corrientes del líquido de entrada ó salida.

Cambios en la corriente del líquido origina cambios en el nivel del tanque del líquido si este es abierto; en recipientes cerrados habrá tanto variaciones en el nivel del líquido como en la presión.

Consecuentemente la regulación del nivel del líquido en el tanque, puede ser por él mismo ó por una regulación impuesta por un medio automático, excitando regulaciones instantáneas del flujo.

Lo contrario es también probado, cuando el flu

jo es regulado, las oscilaciones en el nivel del líquido deben ser aceptadas.

En el nivel del líquido como el flujo del líquido de proceso es manejado por bombas, compresoras y válvulas.

Las bombas y compresoras generan en el fluido - tanto a la entrada como a la salida del tanque una presión, despreciando las cabezas gravitacionales - del fluido y las caídas de presión debido a la fricción en los tubos y tomando una actitud más rigurosa, tales como válvulas, orificios y filtros.

Las válvulas en contraste a las bombas, manipulan o regulan el flujo del líquido por un cambio de resistencia en el paso de éste.

Por lo tanto bombas y compresoras requieren de una manipulación directa y externa, mientras que la manipulación en las válvulas tiende a ser paramétrica.

Regulación del nivel por medio del control de -

la válvula.-

El regulador de nivel usa la válvula para el control del flujo de salida del tanque puede ser:

- 1.- Por manipulación continua del el flujo.
- 2.- Por ajuste del flujo en un modo de abierto o cerrado, previendo de que tal acción de abrir o cerrar en la válvula ser rapida.

La manipulación de la válvula es tal que esta puede tomar alguna posición entre los límites de totalmente abierto ó totalmente cerrado.

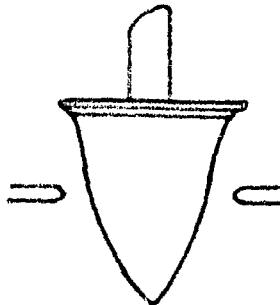
El ajuste de la resistencia en el flujo se hace en el tubo de salida del tanque.

Para manipulaciones discontinuas, la posición del vástago de la válvula  $X_v$  determina la resistencia y determinará el valor del flujo de salida.

tomando una válvula lineal.

$$C_v = \frac{C_{v \max}}{X_{v \max}} X_v$$

Es de observarse la relación lineal entre la posición del vástago de la válvula  $X_v$ , el coeficiente de orificio  $C_v$ .



Lineal.

El valor de cada uno de los parámetros será :  
para obtener el valor de estos parámetros se considera un nivel normal de operación en el tanque.

$$Q(s) = \frac{\partial Q_v}{\partial X_v} X_v(s) + \frac{\partial Q_v}{\partial H} H(s)$$

$$\frac{\partial Q_v}{\partial X_v} = K \frac{C_{v \max}}{X_{v \max}} \sqrt{H} \quad \frac{\partial Q_v}{\partial H} = \frac{K}{2\sqrt{H}} \frac{C_{v \max}}{X_{v \max}} \bar{X}_v$$

Procedimiento para determinar el tamaño de la válvula de acuerdo con la capacidad.

a).- Primero llevar a la ecuación a unidades apropiadas.

$$V = C_v \sqrt{\frac{\Delta P}{S_p}}$$

V = Capacidad Galones por minuto.

S<sub>p</sub> = Gravedad específica.

C<sub>v</sub> = Coeficiente de flujo de la válvula.

ΔP = Caída de presión máxima del flujo del líquido

Para esto se requieren las siguientes unidades:

$$Q = 16 \text{ mol/s} \qquad H_{\text{cond}} = \text{in}$$

Por lo tanto

$$Q = K^* C_v \sqrt{H_{\text{cond}}}$$

$\rho_B$  = densidad del benceno

$\rho_{H_2O}$  = densidad del molar del H<sub>2</sub>O

$\rho_B$  = densidad molar del benceno

$$\rho_B = 49.99 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{H_2O} = 3.47 \text{ lbmol/ft}^3$$

$$H_{\text{cond}} = K_{\text{cond}} \times F_{D_{5.5}}$$

$F_{D_{5.5}}$  = flujo del producto del destilado del domo en las condiciones de estado estacionario.



∴ El punto de referencia (set point) del nivel de la columna estará localizado en el estado estacionario de todo el sistema.

$F_{D_{max}}$  = Máximo flujo de producto de destilado en el domo.

$F_{D_{min}}$  = Mínimo flujo de producto del destilado en el domo.

$$F_{D_{max}} = .0601 \text{ } \frac{\text{lbmol}}{\text{seg}}$$

$$F_{D_{0.2}} = .0365 \text{ } \frac{\text{lbmol}}{\text{seg}}$$

$$F_{D_{min}} = .028 \text{ } \frac{\text{lbmol}}{\text{seg}}$$

∴ Las alturas serán:

$$H_{cond_{max}} = 1.9643 \times .0601 = .118 \text{ in.}$$

$$H_{cond_{0.2}} = 1.9643 \times .0365 = .07169 \text{ in}$$

$$H_{cond_{min}} = 1.9643 \times .028 = .055 \text{ in.}$$

$$P_B = .6109$$

$$Q = \sqrt{39.0} \text{ } \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}$$

=

$$\frac{\text{lbmol}}{\text{seg}} = .00136 \times 6.58 \cdot \sqrt{H} \text{ } \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}$$

$$G = .008948 \sqrt{H} \text{ } \frac{\text{ft}^3}{\text{min}}$$

$$K^* = .008948$$

b).- Las capacidades máximas a manejar serán:

$$Q_{max} = 0.1021 \frac{\text{lbmol}}{\text{seg}}$$

$$Q_{cc} = 0.0656 \quad \checkmark$$

$$Q_{min} = 0.056 \quad \checkmark$$

Las alturas correspondientes a estos flujos --  
esta en función del área del tanque de condensados.

$$A_{cond} = 10 \text{ ft}^2$$

$$A_{cond} \cdot P_c = \frac{\text{lbmol}}{\text{ft}}$$

$$10 \text{ ft}^2 \cdot 0.6109 \frac{\text{lbmol}}{\text{ft}} \times \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ in}} = 1.9643 \frac{\text{lbmol}}{\text{in}}$$

$$K_{cond} = 1.9643 \frac{\text{lbmol}}{\text{in}}$$

$$F_{D.S.} = K_v \cdot X_v \cdot \sqrt{H_{cond.s.}}$$

$$K_v = f(K^0, C_{vmax}, X_{vmax})$$

Podemos fijar la posición del vástago de la válvula ( $X_v$ )

$$X_{v,s.} = f(C_{vmax}, X_{v,max})$$

$$K_v = \frac{F_{D.S.}}{X_{v,s.} \sqrt{0.07154}}$$

$$K_v = \frac{0.0365}{0.5 \sqrt{0.07154}} = 0.2726$$

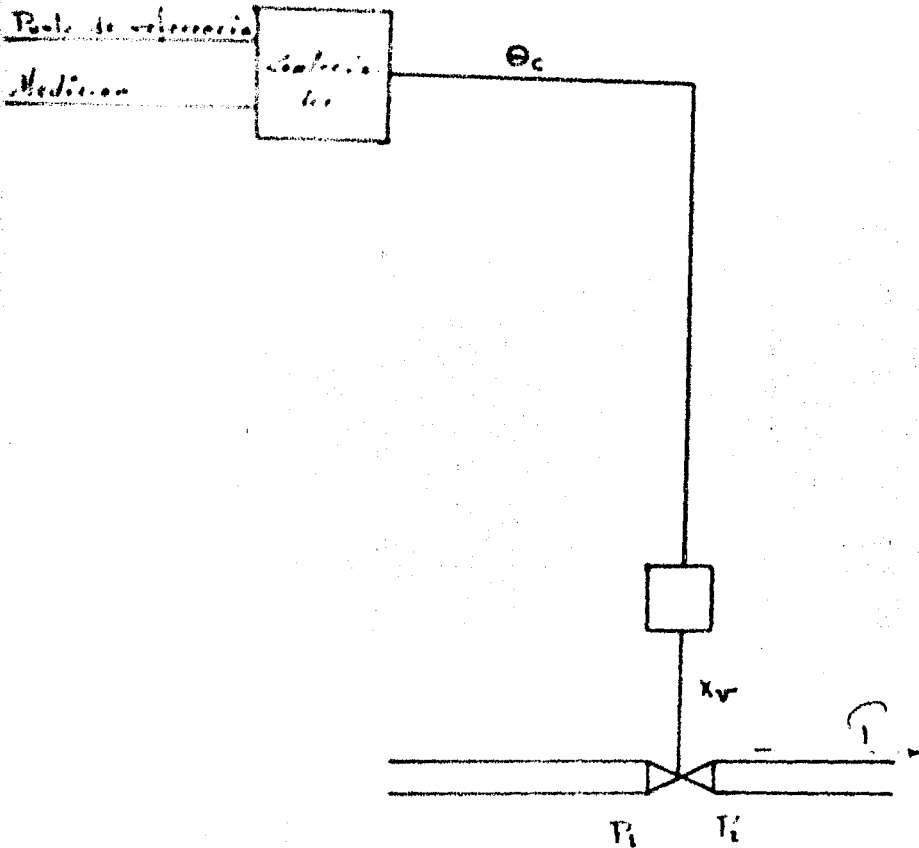
$$K_v = 0.2726$$

$$X_{v,max} = 0.64$$

$$X_{v,s.} = 0.5$$

$$X_{v,min} = 0.44$$

El sistema de Control será:

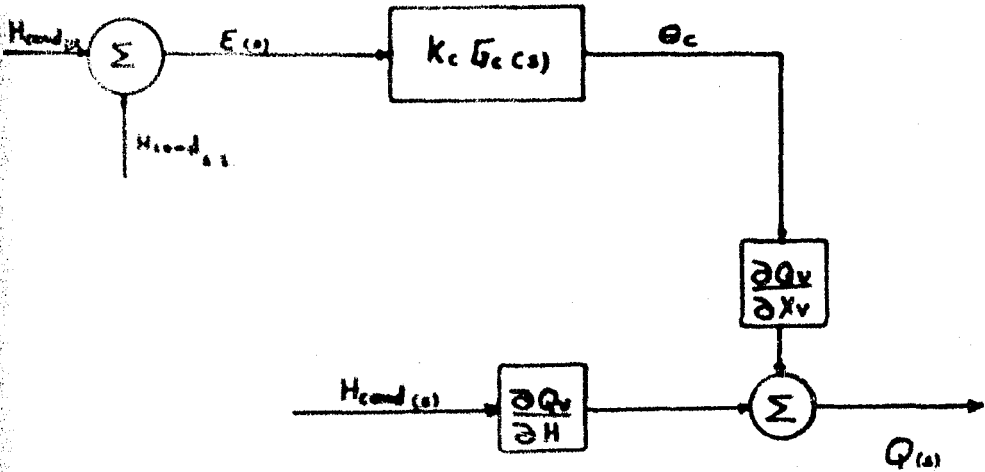


Control Automático de la válvula como un componente del sistema.

Control automático de la válvula como un compo  
nente del Sistema.

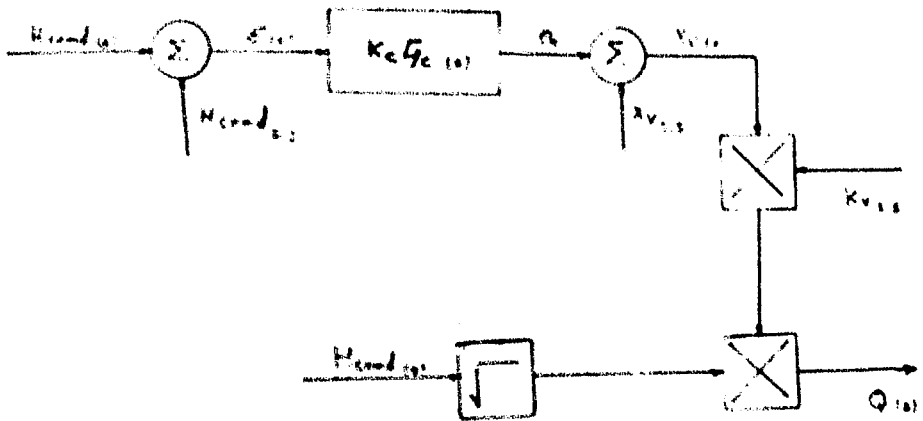
Diagrama de bloques usando la fórmula de la --  
válvula diferenciada.

$$(H_{cond, val} - H_{cond, s}) = E(s)$$

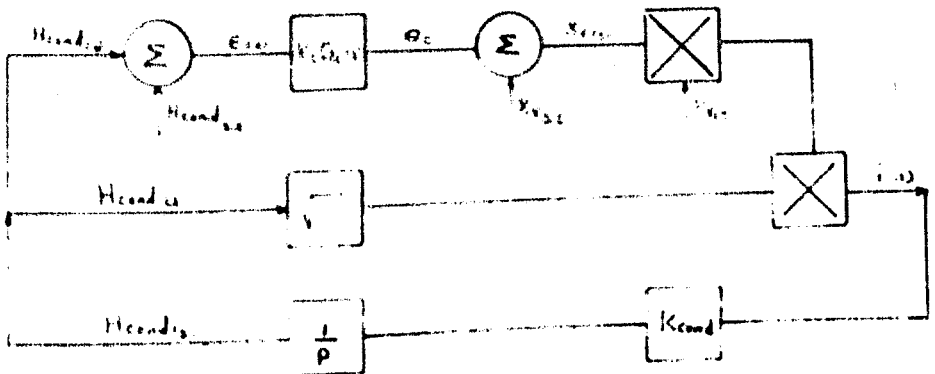


En el caso de solo usar la ecuación de la válvula  
la como tal:

$$Q(s) = K_v X_v(s) \sqrt{H_{cond(s)}}$$



hasta aquí el sistema es abierto ahora por medio de retroalimentación de la variable ( $Q(s)$ ) - cerramos el sistema para obtener un verdadero control automático proporcional.



## CONTROL AUTOMÁTICO DE UNA COLUMNA DE DESTILACION ASPECTOS GENERALES

En la operación de una columna de destilación un cambio en las variables de entrada ocasionarán - perturbaciones en la columna y por lo tanto la operación se puede definir como la habilidad de alterar ó cambiar una variable.

Variables tales como la composición de alimentación y la temperatura ambiente, que no pueden ser controladas o alteradas dentro los límites del proceso en cuestión, son conocidas como variables incontrolables.

La temperatura de alimentación, temperatura del reflujo, temperatura del flujo de vapor, en el reboiler son ejemplos de variables controlables.

Los sistemas de control automático para columnas de destilación pueden prever perturbaciones en las variables controladas, y mediante perturbaciones de operación se pueden compensar perturbaciones debidas a variables incontrolables.

## CONTROL AUTOMÁTICO DE UNA COLUMNA DE DESTILACION ASPECTOS GENERALES

En la operación de una columna de destilación un cambio en las variables de entrada ocasionarán perturbaciones en la columna y por lo tanto la operación se puede definir como la habilidad de alterar ó cambiar una variable.

VARIABLES tales como la composición de alimentación y la temperatura ambiente, que no pueden ser controladas o alteradas dentro los límites del proceso en cuestión, son conocidas como variables incontrolables.

La temperatura de alimentación, temperatura del reflujo, temperatura del flujo de vapor, en el reboiler son ejemplos de variables controlables.

Los sistemas de control automático para columnas de destilación pueden prever perturbaciones en las variables controladas, y mediante perturbaciones de operación se pueden compensar perturbaciones debidas a variables incontrolables.

Las variables manipuladas para compensar automáticamente las variables incontroladas antes citadas son: temperatura de la columna y análisis de la composición.

En la actualidad en el control de columnas no se manipula satisfactoriamente cada una de estas funciones.

Muchos controles de columnas no son propiamente diseñados para prevenir perturbaciones en el control de variables a la entrada de la alimentación.

La temperatura de la columna y el analizador de concentración actúan como un sistema primario de control manipulado el calor en el rehervidor y el flujo en el reflujo; no obstante tal corrección no es solamente para perturbaciones de variables incontrolables, sino para todas las otras perturbaciones que entran en la columna.

Las perturbaciones en la mayoría de las variables controlables pueden ser mantenidas fuera de la



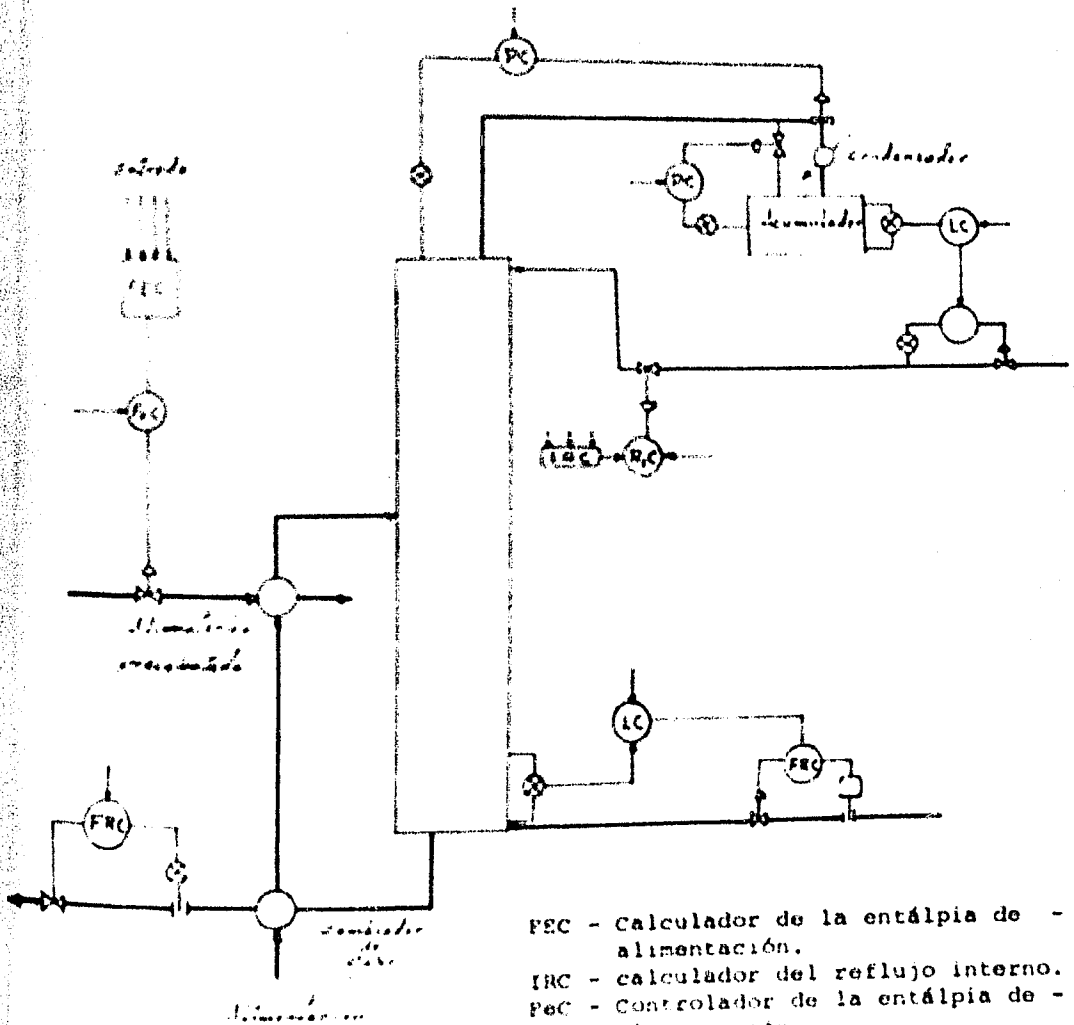
columna mediante el uso del calculador de reflujo - interno, del calculador de entálpia de alimentación y por un cambio en los controles de calor del reboiler.

Se describe aquí un método para reducir los -- cambios de efecto en dos variables incontroladas, -- el flujo de alimentación y la concentración de alimentación.

#### REGULACION DE LA ENTRADA DE CALOR.

Han sido desarrollados sistemas para prever -- perturbaciones en la mayoría de las variantes controladas a la entrada de la columna.

Estas variables son calor de reflujo y calor -- generado por el reboiler.



- FEC - Calculador de la entálpia de -  
alimentación.
- IRC - calculador del reflujo interno.
- PeC - Controlador de la entálpia de -  
alimentación.
- RiC - Controlador del reflujo interno.

El calculador del reflujo interno IRC provee - un método efectivo para eliminar las perturbaciones del calor de reflujo.

El calculador de la entalpía de alimentación - FEC provee un conocimiento de la medida más específica del calor de alimentación, que puede ser obtenida por medios convencionales mejorando la regulación de la entalpía de alimentación.

El arreglo del control de calor en el reboiler utiliza las ventajas del control en cascada.

El control de nivel en el fondo de la columna registraría el sentido y corrección de grandes cambios de entrada de calor en el reboiler; después -- sus efectos son propagadas dentro de la columna.

#### CONTROLES PREDICTIVOS.

Suponiendo que todas las entradas de calor a la columna puedan ser apropiadamente reguladas, se aplicarán controles para mantener la separación deseada

en presencia de cambios de variables incontrolables.

Se aplican dos modos de control por separado - para mejorar el control de separación.

Estos módulos incluyen equipo para el control de reflujo interno, para la relación del flujo de alimentación y un calculador del flujo del producto del fondo.

Los módulos reciben medidas de la composición del flujo de alimentación y predicen la acción correctiva para contrarrestar los efectos de perturbación en estas variables.

La acción correctiva ajusta la relación y tiempo para minimizar las perturbaciones.

Este tipo de sistemas se llama un predicho ó Sistema de Control de Alimentación a la entrada (Feedforward).

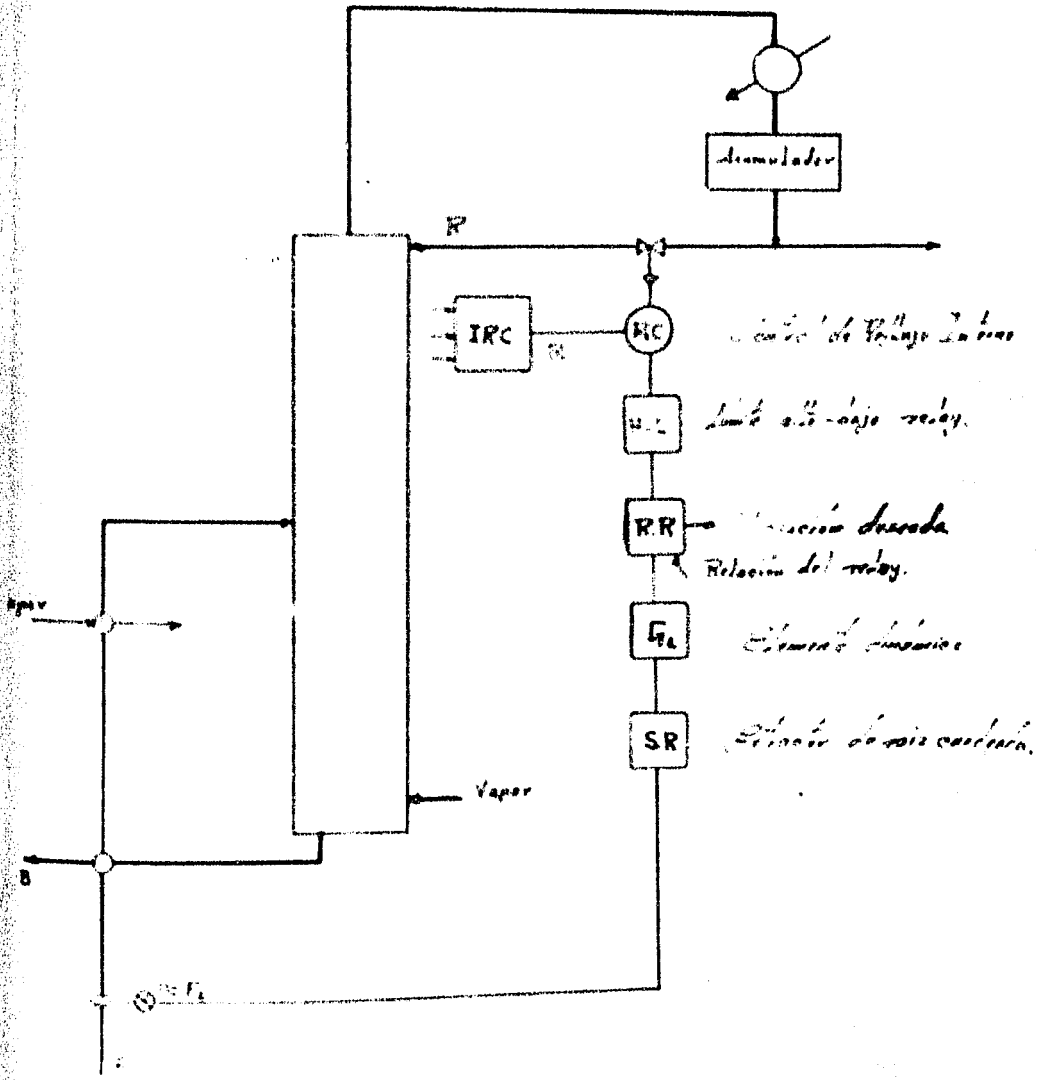
## CONTROL DE REFLUJO COMO UNA RELACION DEL FLUJO DE - ALIMENTACION.

Dentro de ciertos límites el reflujo interno - incrementado o disminuido como una función del flujo de alimentación, y teóricamente sería cambiado como una función de la composición de alimentación.

El control directo de la relación del reflujo interno a el flujo de alimentación daría por resultado un mejoramiento en la operación.

La operación es mejorada ya que la columna requerirá menos dispositivos de calentamiento y enfriamiento, las composiciones en el producto se desviarían menos cuando el sistema es perturbado.

El control de relación fija no prever una compensación exacta pero da resultados de un notable - mejoramiento.



Alimentación

El computador del flujo del producto en el fon  
do tiene tres entradas.

La composición de alimentación se determina por un mostrador de líquido; tal dispositivo es un crematógrafo que proporciona los análisis de líquido - en por ciento en Volúmen.

El flujo de alimentación se mide con un medidor de orificio dando la velocidad del flujo en unidades de volúmen. Las especificaciones de operación de--ben entrar al computador manualmente.

Las especificaciones y objeciones en la operación de la columna deberán estar establecidas claramente y concisamente.

Se establece una ecuación de acuerdo con las es  
pecificaciones de operación de la columna la cual - es la separación.

La función de una columna de destilación es la separación de la corriente de alimentación en compone  
ntes clave ligera y clave pesado.

El componente clave ligero y los componentes más ligeros que el ligero aparecerán como producto en el domo.

El clave pesado y los componentes más pesados que al clave pesado aparecerán en el fondo. La separación perfecta de los dos componentes claves es casi imposible.

Alguno de los componentes claves aparecerán -- como impureza en el producto del otro componente y algunos de los componentes ligeros aparecerán en el flujo de salida del producto del fondo como impureza.

Para muchas columnas de destilación es seguro suponer que todos los componentes más ligeros que el clave ligero están contenidos en el producto del domo.

Los productos en los flujos de salida están -- perfectamente especificados por la separación y por lo tanto provee una pequeña regulación en la operación de dicha columna de acuerdo con las especificaci



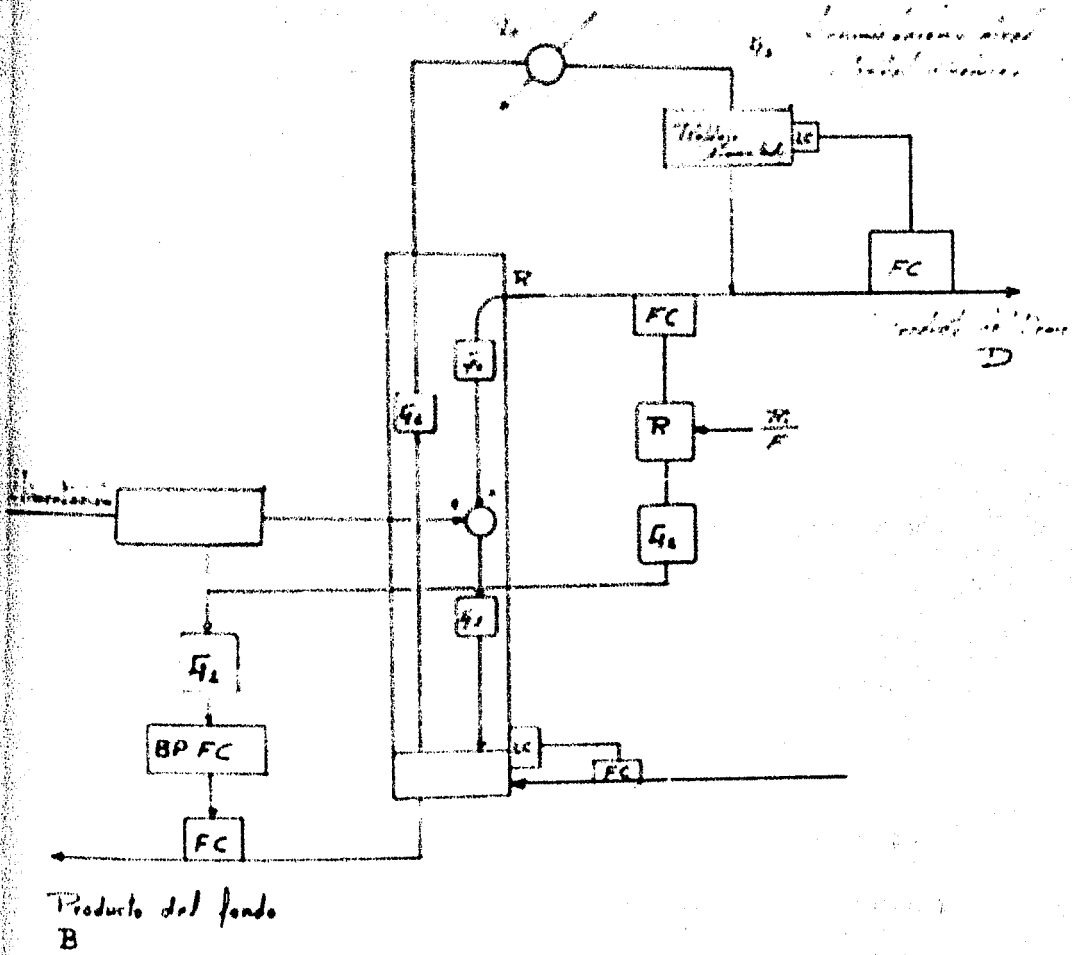
ciones del producto.

La mejor operación resultaría cuando el producto o las corrientes terminales de los flujos se mantienen a valores que son compatibles con especificaciones de composiciones terminales.

En resumen, se mantendría el balance real de material en la columna, nos llevaría a una variación menor de la composición en el producto de salida, - como también sería menor el cambio de la variable - incontrolables las cuales causan cambios en la columna.

El computador del flujo del producto del fondo manipula a este como una función del flujo alimentado a la torre, composición y de las especificaciones de operación.

Cuando la composición de alimentación o el flujo de alimentación cambian, se obtiene gradualmente en la columna un nuevo valor del flujo del producto del fondo.



El diagrama del sistema esta dado por la figura anterior. muestra un arreglo del equipo que frecuentemente es usado para ejecutar una relación directa de control.

El diagrama contiene un bloque identificado como        esta representa el elemento retardador o elemento dinámico que es requerido para obtener la propia respuesta dinámica de el reflujo interno cuando cambia el flujo de alimentación.

Los requerimientos para        estan cubiertos en la sección sobre requerimientos dinámicos.

Un limite alto-bajo del reloj nos limitaría a un nivel alto ó bajo en el reflujo interno.

Cuando el flujo de alimentación es disminuido será alcanzado un punto en el que el reflujo no puede ser más reducido, si es que se pretende mantener la adecuada separación.

De otra forma si el flujo de alimentación es -- aumentado incrementado, se alcanza un punto en el que

el reflujó interno no puede ser aumentado más debido a que se inundaría la columna.

Desafortunadamente estos límites son también función de la composición de alimentación. Estos límites deben ser determinados experimentalmente para cualquier columna.

Se deben permitir rangos adecuados de seguridad en el ajuste de los límites, dado que las consideraciones no están estipuladas para cambios en la alimentación.

#### COMPUTO DEL FLUJO DE PRODUCTO EN EL FONDO.

El flujo del producto en el fondo es computado basándose en observaciones de operaciones típicas en la columna.

Pequeños términos de corrección frecuentemente se aplican a la columna basándose en observaciones de operación en la corriente de salida. La desviación en estos flujos son para muchas columnas el primer indicio de que la columna ha entrado en per-

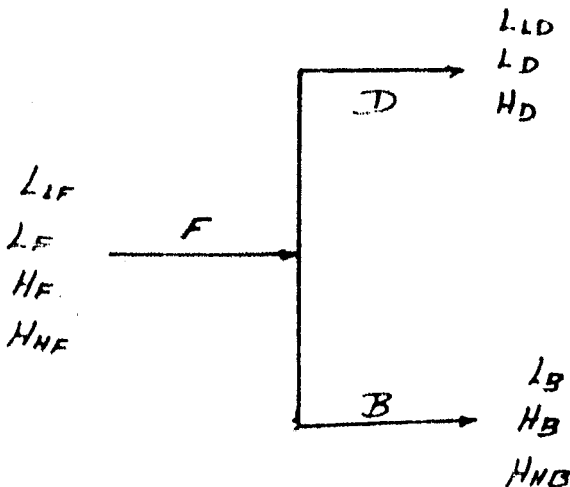
turbación.

En otras columnas de destilación donde la alimentación contiene algunos componentes los cuales tienen constantes de equilibrio cercanas, los componentes claves no pueden ser claramente identificados.

Cuando estas condiciones existen estos componentes son agrupados dentro de la composición clave ligero y clave pesado para la aplicación del flujo de producto del fondo.

Se puede formular una ecuación para flujos de productos del fondo, este es un método para establecer las especificaciones de operación.

#### ESPECIFICACIONES DE OPERACION



$L_B$  = Fracción decimal del volumen líquido del componente clave ligero en el producto del fondo.

$L_D$  = Fracción decimal del volumen líquido del componente pesado deseado en el fondo.

$$1 = L_{1D} + L_D + H_D$$

$$L_{1D} = F L_F / D$$

$$D = F - B$$

$$F F_F = D L_D + B L_B$$

$$L_D = (F L_F - B L_B) / D$$

$H_D$  = Fracción del componente pesado en el producto del fondo.

$H_D$  = Fracción del componente pesado en el producto del domo.

$H_F$  = Fracción del componente pesado en la alimentación.

$H_{NB}$  = Fracción del componente más pesado que el pesado en el producto del fondo.

$H_{NF}$  = Fracción del componente más pesado que el pesado en la alimentación.

$L_D$  = Fracción del componente ligero en el producto del fondo.

$L_D$  = Fracción del componente ligero en el producto del domo.

$L_f$  = Fracción del componente ligero en la alimentación.

$L_{1D}$  = Fracción del componente más ligero que el ligero en el destilado.

- L<sub>u</sub>* - Fracción del componente más ligero que el ligero en la alimentación.
- R<sub>u</sub>* - Recobre del componente pesado.
- R<sub>l</sub>* - Recobre del componente ligero.
- S* - Especificaciones de los productos en el domo para caso especial.
- X* - Especificaciones de los productos en el fondo para un caso especial.

## SISTEMA DE CONTROL RETROALIMENTADO

En muchas de la primeras investigaciones del control de lazo cerrado o retroalimentado fue inicialmente hecho para circuitos eléctricos. No es hasta durante la última década cuando los conceptos y métodos matemáticos de servo análisis han sido aplicados a la resolución de problemas de procesos de control. Ya que tal resolución por métodos de papel y lápiz no tienen ninguna aplicación práctica y muchas otras razones. Una de las razones es el número de ecuaciones diferenciales simultáneas necesarias para representar un proceso simple, es tan grande su tiempo de resolución que es prohibitivo.

Otra de las razones es que en muchos casos se ha observado que piezas del equipo de proceso no son muy lineales en sus rangos de operación.

El análisis por medio de computadoras análogicas ha sido muy fructífera debido a gran cantidad -



de ecuaciones que pueden manejar, muchas de estas -  
ecuaciones son no lineales y pueden ser excluidas.

El tipo de control, para el control de la co--  
lumna de destilación se muestra en la siguiente fi-  
gura y es el indicado a estudiar en este trabajo.

El estudio tiene dos fines, observar el compor-  
tamiento dinámico de la torre desde un punto de vis-  
ta hidráulico y su control automático.

Una de las restricciones hechas es que la compo-  
sición de entrada no cambia, manteniendo la eficien-  
cia en la columna constante ó sea la relación de --  
equilibrio no cambie y por lo tanto la misma rela--  
ción de reflujo sería la misma para cualquier carga  
y mantendremos esta relación por medio de reflujo,  
haciendolo una función del producto del destilado en  
el domo, realmente en la composición del flujo de -  
alimentación sus cambios son tan pequeños que no se  
justificaría poner un equipo costoso para manipular  
la columna en un sistema de control de alimentación

antes visto. Y si hay estos pequeños cambios en la composición de alimentación quedarían amortiguados en el tanque de condensados debido al gran volumen que se maneja.

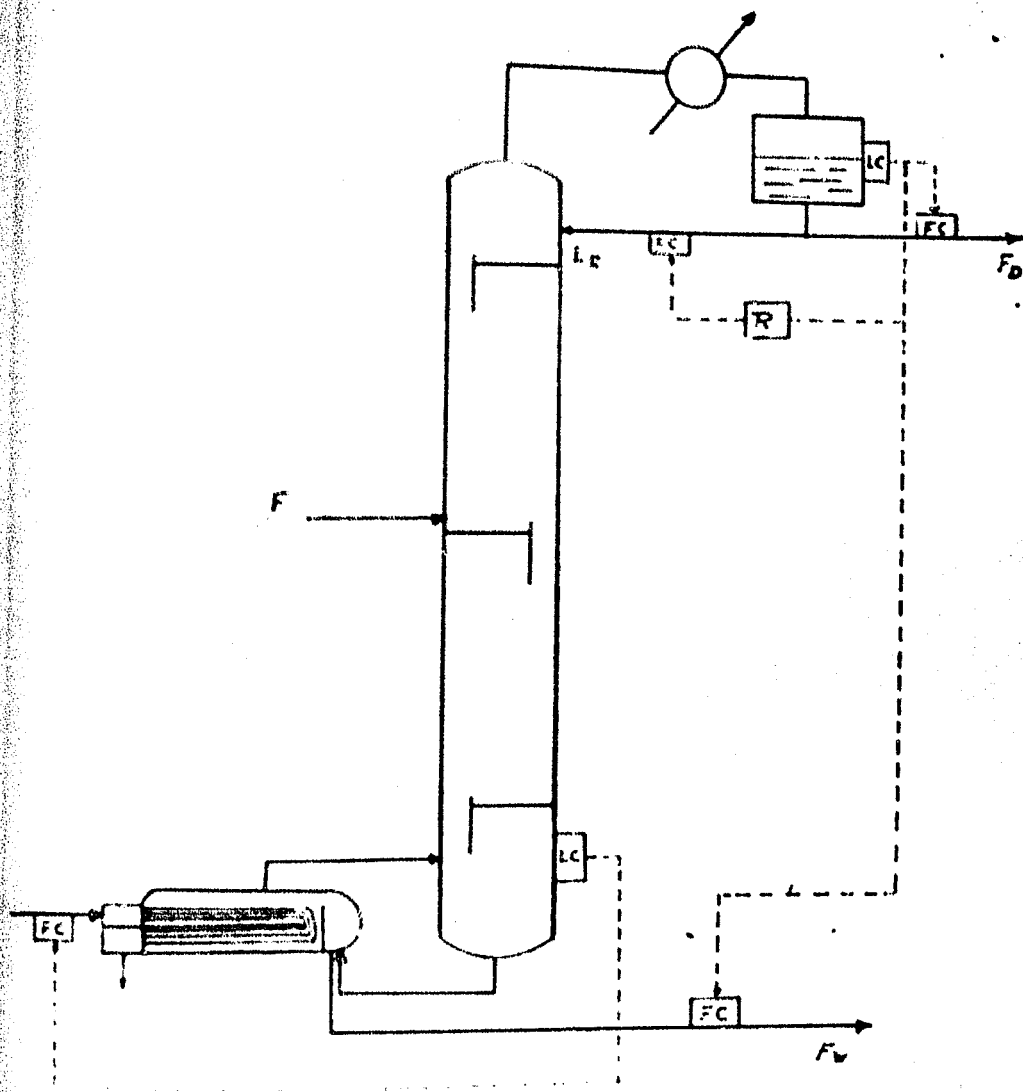
En este estudio no se pudo llevar a cabo el estudio de la relación de equilibrio líquido-vapor en cada uno de los platos debido a que substancialmente incrementaríamos los dispositivos en el equipo analógico.

En la figura se tiene el control de nivel de la columna por medio de la válvula del producto del domo, el cual transfiere la misma señal a la válvula del producto del fondo y lo mismo sucederá con la válvula de el reflujó pero la señal previamente es multiplicada por un coeficiente de relación.

El nivel del líquido en la columna es controlado por la válvula del vapor de agua que alimenta al reboiler.

Por lo tanto un aumento de carga en la alimen-

tación y manteniendo ese aumento en la alimentación ó sea pasando de un estado estacionario a otro daría lugar inmediatamente a un aumento en los flujos internos de la columna aumentando el nivel del líquido en la columna el cual mandaría una señal tal que la válvula del vapor de agua que alimenta al reboiler se abriría aumentando el flujo de vapor de servicio el cual va por dentro de los tubos del reboiler y ocasionaría un incremento en vapor de proceso, al llegar este vapor incrementado hasta el condensador aumentaría el nivel del líquido en el tanque de condensados y consecuentemente mandaría una señal a la válvula del producto del destilado del Domo para que se abriera, también esta señal sería usada por la válvula del reflujo multiplicada por un coeficiente de relación dando lugar a un incremento del reflujo y el sistema llegaría a su nuevo estado estacionario sin cambio en la eficiencia de la torre.



SISTEMA DE CONTROL RETROALIMENTADO

Esta acción combinada con control de reflujo - relacionado a la alimentación, y el vapor a el nivel en el reboiler materialmente reduce los efectos de perturbación en las columnas.

El modelo matemático resumido de la torre de destilación que resulta de la discusión en hojas anteriores es el siguiente.

La dinámica del nivel del tanque de condensación se define por un balance de material.

$$\frac{d(H_{\text{cond}})}{dt} = K_{\text{cond}} (L_R - V_n - F_D) \quad (1)$$

Variación del flujo del líquido con respecto al tiempo en la bajante del plato del domo de la columna en función de un balance de material en esta sección.

$$\frac{d(L_n)}{dt} = K_n (L_R - L_n)^{3/2} \quad (2)$$

Variación del flujo del líquido con respecto al tiempo en la bajante del plato de alimentación en función de un balance de material en esta sección.

$$\frac{d(L_f)}{dt} = K_f (L_n + F - L_f)^{3/2} \quad (3)$$

$F$  = flujo de alimentación a la columna

$L_f$  = flujo del líquido en la bajante del plato de alimentación.

Variación del flujo del líquido con respecto a

la bajante del plato del fondo de la columna en función de un balance de material en el plato.

$$\frac{d(L_1)}{dt} = K_1 (L_f - L_1)^{3/2} \quad (4)$$

Variación del nivel del líquido con respecto al tiempo en función del balance de material en el fondo de la torre.

$$\frac{d(H_{rel})}{dt} = K_{rel} (L_1 - Y_0 - F_w) \quad (5)$$

Vapor de proceso generado por el rehervidor.

$$V_0 = K_4 S \quad (6)$$

Ecuación de la válvula de control del nivel -- del condensador por medio del flujo del producto -- del domo.

$$F_D = K_{v_1} X_{v_1} \sqrt{H_{cond}} \quad (7)$$

Válvula del flujo del producto del fondo controlada por la señal del nivel del tanque de condensado.

$$F_w = K_{v_2} X_{v_2} \sqrt{H_{cond}} \quad (8)$$

Válvula del flujo del reflujo controlado por la señal del nivel del tanque de condensados, previo producto de esta señal con el coeficiente de relación del flujo del reflujo con respecto al del flujo del producto del domo de la columna.

$$L_R = TR F_P \quad (9)$$

$$L_R = TR K_{v_3} X_{v_3} \sqrt{H_{cond}} \quad (10)$$

La variable de alimentación como una función -  
del tiempo

$$F = f(t) \quad (11)$$

Cambio del estado estacionario (de las condi--  
ciones de equilibrio) en el nivel del tanque de con--  
densador.

$$E_{cond} = H_{cond} - H_{cond s.s.} \quad (12)$$

Cambio de estado estacionario en el nivel del--  
líquido de la columna.

$$E_{col} = H_{col} - H_{col s.s.} \quad (13)$$

Viaje del vástago de la válvula de acuerdo a -  
a la señal del cambio de estado mandado por el con--  
trol.

$$X_{v_1} = K_{c_1} E_{cond} + X_{v_1 s.s.} \quad (14)$$

$$X_{v_2} = K_{c_2} E_{cond} + X_{v_2 s.s.} \quad (15)$$

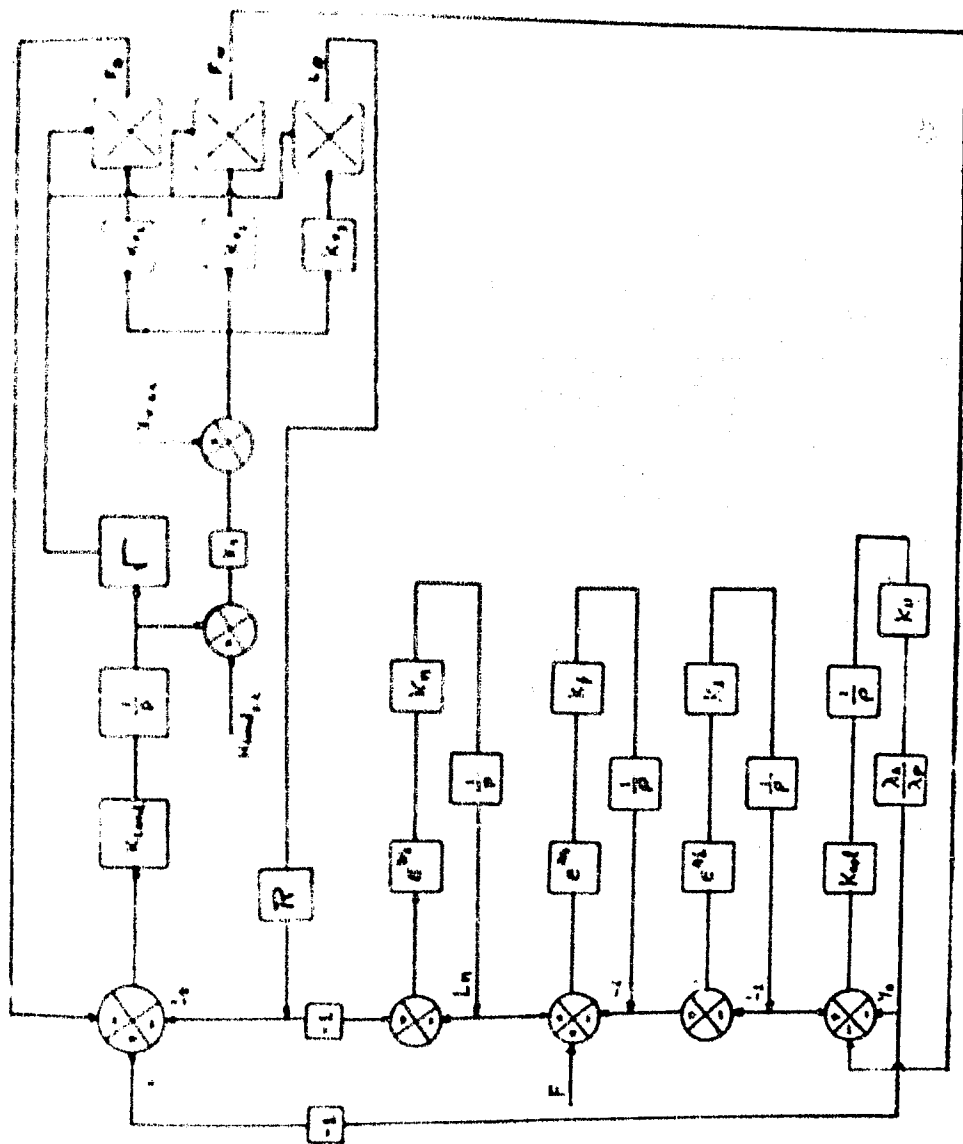
$$X_{v_3} = K_{c_3} E_{cond} + X_{v_3 s.s.} \quad (16)$$

Vapor de servicio requerido por el rehervidor  
en función del nivel de la columna.

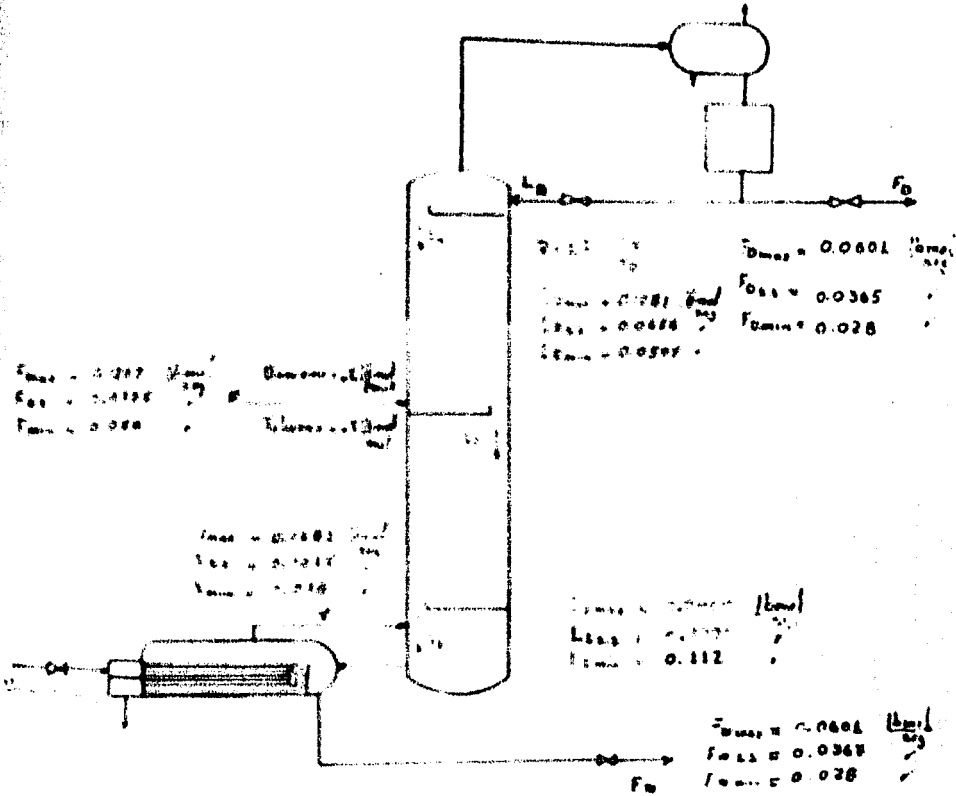
$$S = K_4 H_{col} \quad (17)$$

Tal algoritmo es representado por un diagrama  
de bloques con el fin de visualizar mejor el proble--  
ma y finalmente, se programa para la computadora --  
analógica.





ESPECIFICACIONES DE LA COLUMNA



PROPIEDADES FISICOQUIMICAS DE LA MEZCLA BINARIA BENCENO-TOLUENO

PROPIEDADES	Domo		Fondo	
	vapor	liquido	vapor	liquido
TEMPERATURA °F	186.5	184.5	215.0	214.0
DENSIDAD	0.789	0.879	0.777	0.875
PESO MOLE - CULAR	92.13	92.13	92.13	92.13

MIN. S.P. MAX.

PRODUCTO DEL DOMO	F <sub>D</sub>	
Yield	1.62	3.505
$\frac{\text{lb. mol.}}{\text{hr.}}$	0.038	0.086
$\frac{\text{lb. H}_2\text{O}}{\text{hr.}}$	8231.336	1821.93

MIN. S.P. MAX.

PRODUCTO DEL FUMOS	F <sub>A</sub>	
Yield	0.7	5.135
$\frac{\text{lb. mol.}}{\text{hr.}}$	0.018	0.086
$\frac{\text{lb. H}_2\text{O}}{\text{hr.}}$	8231.336	1821.93

REFLUJO

	L <sub>R</sub>	
Yield	2.52	3.885
$\frac{\text{lb. mol.}}{\text{hr.}}$	0.089	0.086
$\frac{\text{lb. H}_2\text{O}}{\text{hr.}}$	14918.2	19316.68

VAPOR DE PROCESO

	V <sub>O</sub>	
Yield	3.9	5.135
$\frac{\text{lb. mol.}}{\text{hr.}}$	0.078	0.086
$\frac{\text{lb. H}_2\text{O}}{\text{hr.}}$	37886.07	32191.37

ALIMENTACION

	F	
Yield	2.6	3.676
$\frac{\text{lb. mol.}}{\text{hr.}}$	0.056	0.0736
$\frac{\text{lb. H}_2\text{O}}{\text{hr.}}$	11504.92	22916.2


S.P. estado estacionario. (Set point)  
max. máximo flujo.

min. mínimo flujo.

ESTACION DE MONITOREO  
 DE LA CARRERA DE... Y COLONIAS...

- 119 -

FECHA DE  
 RECEPCION  
 FECHA  
 PROGRAMADA

POTENCIOMETROS

DESCRIPCION DEL PARAMETRO	VALOR PARA LA PRUEBA EN LA ESTACION	VALOR EN LA ESTACION	VALORES PARA CORRIDA			NOTAS
			1	2	3	
Adimensional	0.0366					
K <sub>cond</sub>	0.1969					
K <sub>cond</sub>	0.3576					
K <sub>cond</sub>	0.50					
K <sub>1</sub>	0.1589					
K <sub>2</sub>	0.3281					redesiones. Inicial
K <sub>3</sub>	0.1774					
K <sub>4</sub>	0.2215					
Módulo	0.3576					
K <sub>1</sub>	0.7899					
K <sub>2</sub>	0.2560					
K <sub>3</sub>	0.2586					
K <sub>1</sub>	0.1774					



## R E S U L T A D O S

En la gráfica del apéndice I se muestran los efectos de los diferentes elementos de la columna - al ser perturbada está por medio de la variable de alimentación, siendo esta el único grado de libertad que se tome en el sistema, un aumento de carga de alimentación en un  $\Delta t$  (incremento de tiempo pequeño), después de este lapso de tiempo vuelve a tomar el - valor del estado estacionario. El plato de alimentación es el primer elemento del sistema que detecta a la perturbación con un aumento del flujo del líquido ( $L_f$ ) en la bajante del plato, ocasionando un aumento de la altura del líquido en el plato, dando lugar a una mayor inundación en éste.

Lo mismo acontece con el plato del fondo con - un cierto retraso ( $\Delta t_p$ ) de tiempo con respecto al plato de alimentación, en cada uno de los elementos del sistema tendrán un diferente retraso de tiempo con respecto al plato de alimentación.

El nivel de la columna aumenta, el punto de referencia ( $H_{col_{e.s.}}$ ) es removido mandando una señal al controlador, el cual abre la válvula de vapor de servicio del rehervidor, proporcionalmente generando un aumento del vapor de proceso, este vapor va a -- través de los platos llegando al condensador donde es condensado totalmente aumentando el nivel del -- tanque de condensados, su punto de referencia ( $H_{cond_{e.s.}}$ ) es removido y será controlado proporcionalmente por medio de la válvula del flujo del producto del domo ( $F_D$ ) y simultáneamente con la misma señal se controlan las válvulas del flujo del producto del fondo ( $F_W$ ) y del flujo del reflujo ( $L_R$ ) en esta última, la señal es multiplicada previamente por -- un coeficiente ( $R$ ), de relación del reflujo ( $L_R$ ) al producto del domo ( $F_D$ ) por medio del cual conservamos la relación de equilibrio Líquido-Vapor, -- esto es sin cambiar la eficiencia de la columna o -- sea manteniendo la separación deseada.

El último elemento que detecta a la perturba-- ción será el flujo de la bajante ( $L_n$ ) del plato de domo.

En el apéndice II se encuentran los resultados de los diferentes elementos de la columna y sus respectivos retrasos de tiempo cuando el sistema pasa de un estado a otro mediante el cambio del flujo de alimentación, el sistema es sometido a un aumento de carga máximo (de acuerdo con las condiciones mecánicas de la columna), y se observa como cada uno de los elementos del sistema van tomando su nuevo valor proporcionalmente. El primer elemento en detectar la perturbación es el plato de alimentación debido a un aumento en el flujo del Líquido en la bajante de este; el tiempo que tarda este elemento y los siguientes en tomar su nuevo valor será el transitorio. El siguiente elemento en detectar el aumento de capacidad será el plato del fondo de la columna aumentado el flujo del líquido en la bajante de este, con un retraso de tiempo con respecto al plato de alimentación.

El nivel de la columna aumenta con un retraso de tiempo al del plato del fondo; la señal del aumento del nivel en el nivel de la columna es la en-



trada a la función de transferencia al del rehervidor y una señal de salida de esta es un aumento en el flujo del vapor de proceso. Esto sucede con un retraso de tiempo con respecto al elemento anterior.

El vapor fluye a través de la columna hasta el condensador el cual es condensado totalmente aumentando el nivel en el tanque de condensados con un retraso de tiempo al del elemento anterior, la señal llega al dispositivo de control siendo la válvula del producto del domo aumentando el flujo del producto del domo ( el retraso a la respuesta en la válvula es despreciable en comparación al del sistema) y consecuentemente de acuerdo con el sistema de control establecido aquí para su estudio, la misma señal del nivel del tanque de condensados regula al flujo del producto del fondo y del reflujo sin retraso de tiempo, con respecto al flujo del producto del domo, pero con respecto al sistema si tiene su retraso. El plato del domo es el último elemento en detectar el aumento de carga debido a un aumento del flujo del líquido en la bajante de este plato.

En el apéndice III se observan en la gráfica - los resultados cuando el sistema va de un estado a otro en este caso el nuevo estado es llevarlo a carga mínima en la alimentación. El sistema de control responde proporcionalmente a este cambio de estado, es de observarse cada uno de los elementos del sistema responden proporcionalmente a esta perturbación con sus respectivos retrasos de tiempo de respuesta al sistema hasta llegar a su nuevo estado.

En el Apéndice IV se tienen los resultados para cada uno de los elementos de la columna al paso del estado estacionario a otro con una perturbación en este caso una disminución en la carga de alimentación en un incremento de tiempo corto, después de este lapso de tiempo vuelve este a tomar el valor - del nuevo estado, en este caso ese valor es el máximo de alimentación permitida para esta columna ir-- más allá ocasionaría con el diseño mecánico actual que se tiene la inundación en la columna.

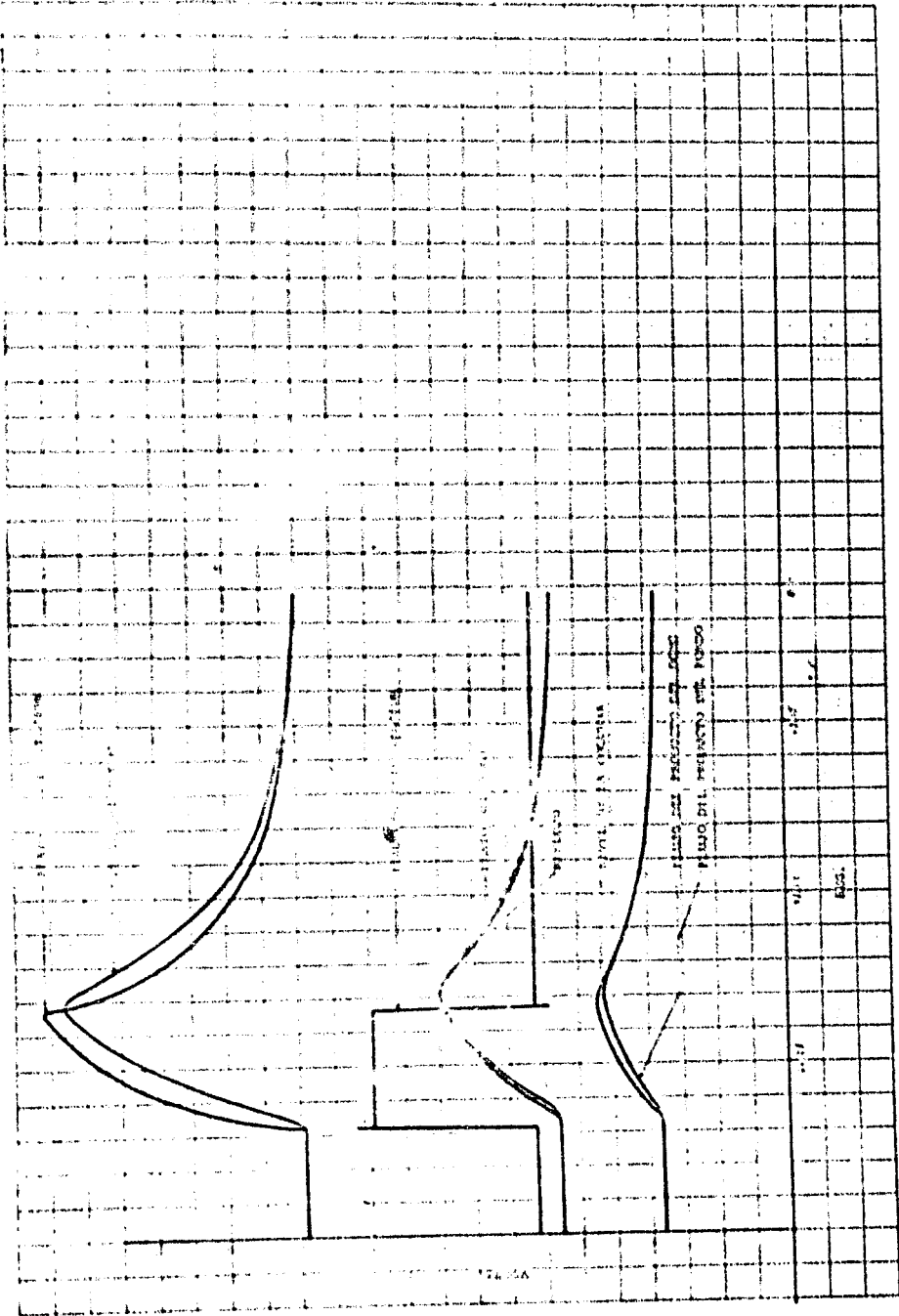
Cada uno de los elementos del sistema reaccionan proporcionalmente de acuerdo con la variación -

de la carga en la alimentación, con sus respectivos retrasos ( *lags* ) de tiempo y finalmente tienden a estabilizarse en su nuevo estado.

Observando los resultados de la gráfica del -- apéndice II (paso de un estado a otro) con las de -- las de este Apéndice se concluye que los dos llegan a su nuevo estado el primero se estabiliza en un -- tiempo mucho más corto que este por no tener la per turbación antes de llegar a su nuevo estado.

En el Apéndice V se tiene los resultados para cada uno de los elementos de la columna al paso del estado estacionario a otro con una perturbación en este caso un aumento en la alimentación, en un in-- cremento de tiempo corto, después de este lapso vuell va a tomar el valor del nuevo estado, en este caso -- será el mínimo del flujo de alimentación permitida para esta columna. En cada uno de los elementos -- del Sistema se observa en la gráfica sus correspon-- dientes retrasos ( *lags* ) de tiempo.

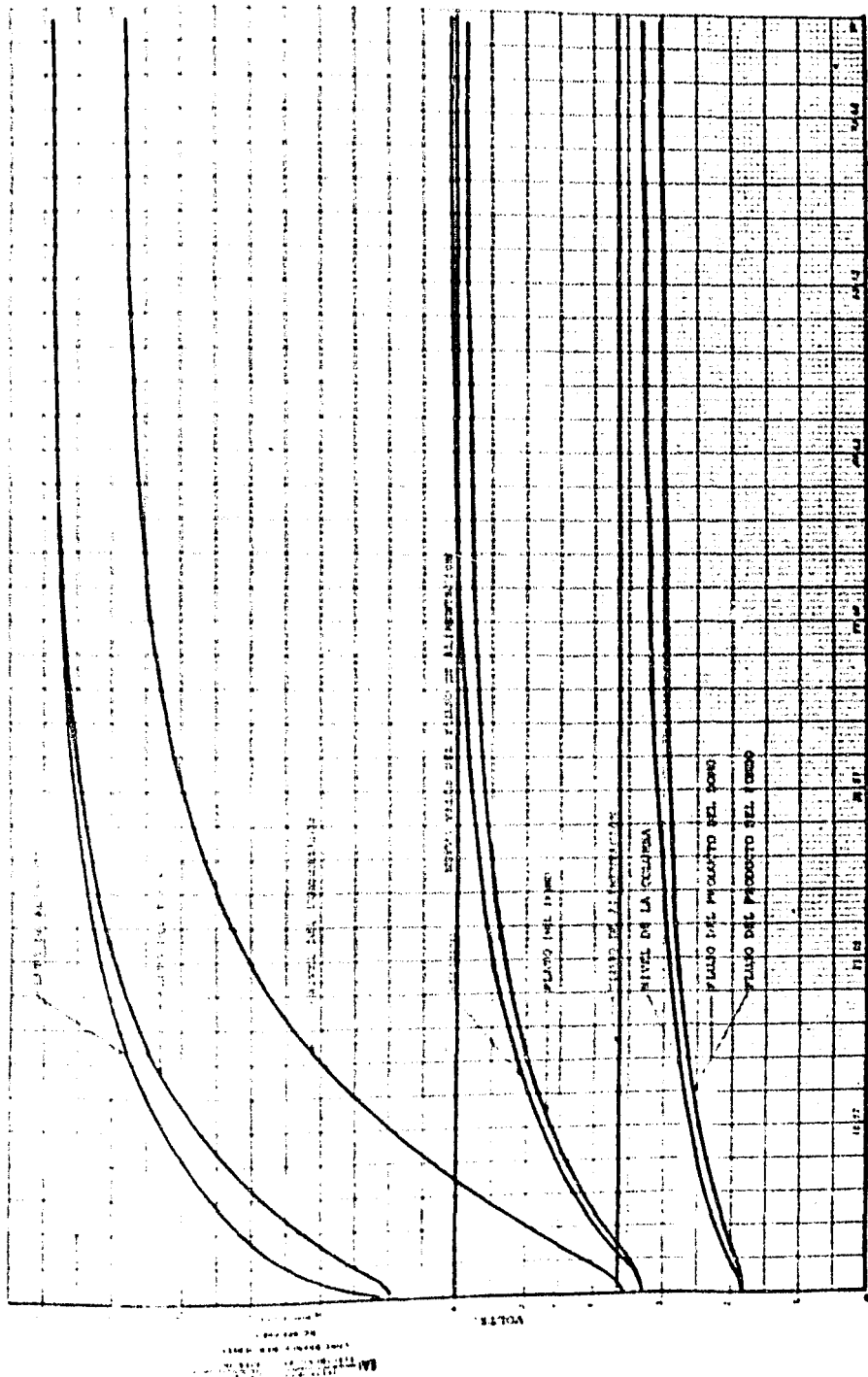
A P E N D I C E I



1.5  
1.5 ± .01  
R. 1/8  
R. 1/4

1.5  
1.5 ± .01

A P E N D I C E      I I



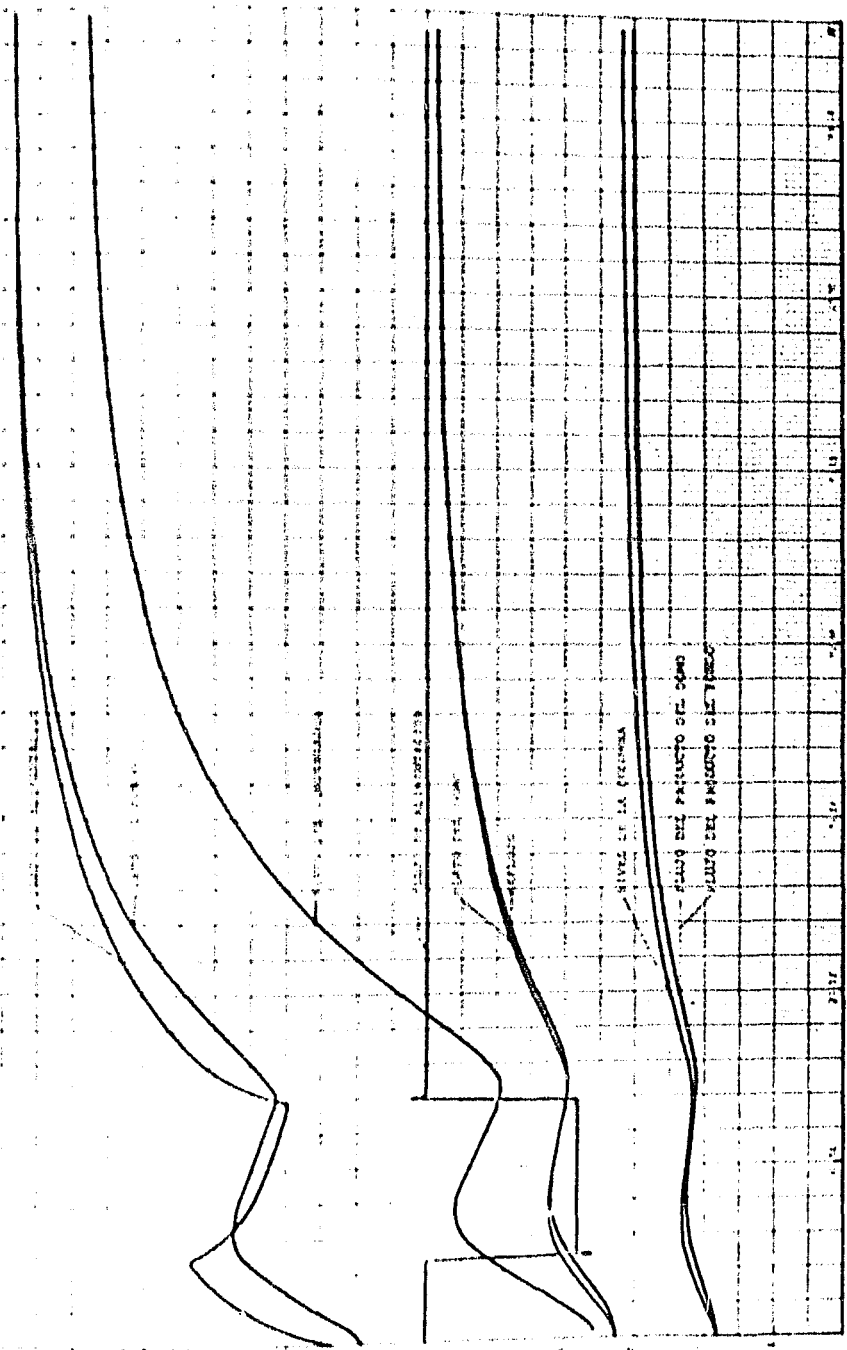
880.

A P E N D I C E    I I I .





A P E N D I C E      I V

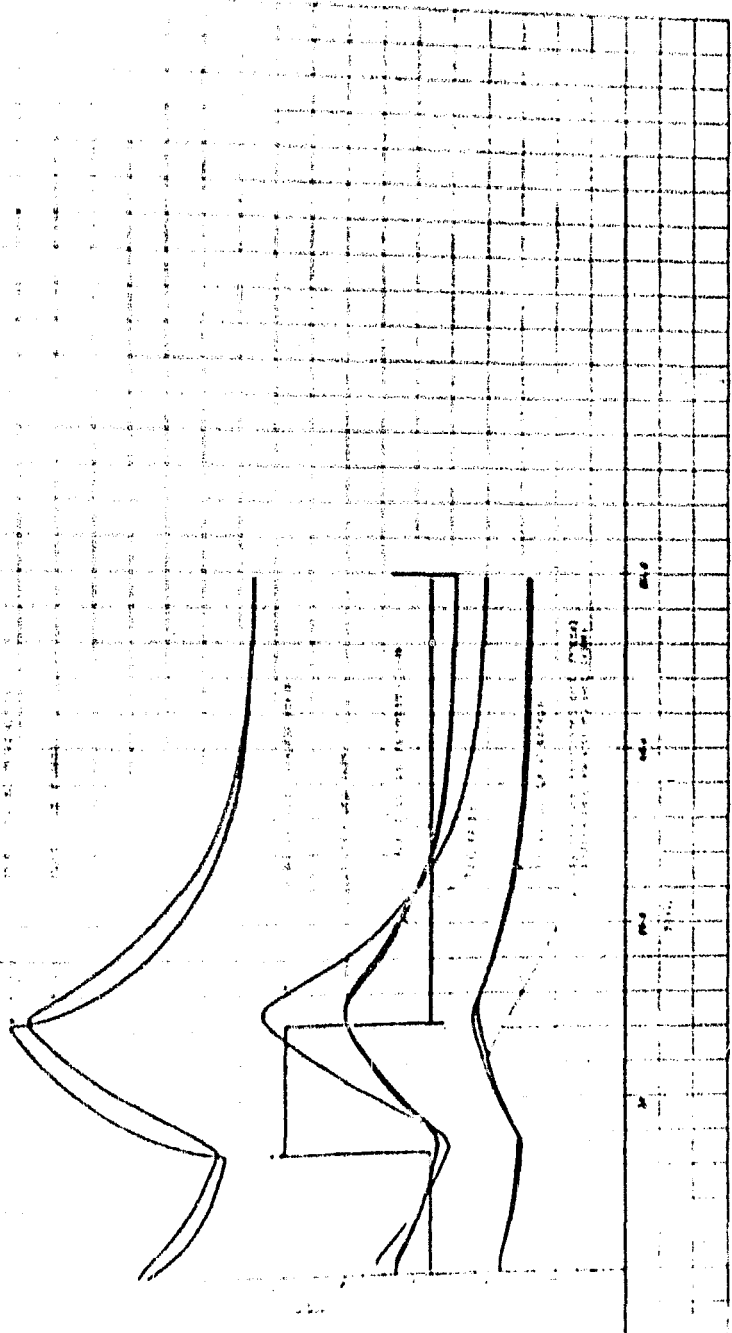


520.

LA 11

LA 11

A P E N D I C E V



## C O N C L U S I O N E S

En virtud del interés tecnológico y económico, en la operación de sistemas de destilación, es importante disponer de un conocimiento más formal del comportamiento dinámico de dichos sistemas bajo diferentes condiciones de operación.

Con este objeto, en la presente tesis, se ha desarrollado y programado un modelo matemático de la columna de destilación, reservidor y condensador.

El sistema de control usado aquí es del tipo de retroalimentación considerando que la composición en el flujo de alimentación no cambie.

En el diseño de cualquier sistema de control retroalimentado debe de considerarse el proceso dinámico, la clase de medidores y el punto en el cual se tocan las mediciones, la clase de control a usarse y el ajuste del propio control.

El modelo usado aquí es una tentativa de sistema de control para la columna, de la gran cantidad

de sistemas de control existentes para columnas de destilación.

Este modelo es un predecesor de modelos más realistas. Este modelo es de una gran utilidad ya que nos da el conocimiento del comportamiento dinámico de cada uno de los elementos del sistema, evaluando su comportamiento, limitaciones desde el punto de vista mecánico. Perturbando al sistema es posible conocer la reacción de cada parte del sistema a una perturbación dada, por medio de esto se conocen los retrasos de tiempo y el transitorio en cada uno de los elementos del sistema. Con esta información se está en condiciones de elaborar un modelo más apegado a la realidad con el empleo de funciones de transferencia una vez conocidas las características dinámicas del sistema.

La simulación dinámica de los flujos internos en las bajantes de los platos solo se limitó a los platos críticos tales como el Domo, Alimentación, Fondo debido a que el comportamiento del resto de los platos es el mismo desde el punto de vista mecá

nico y solo existe un retraso que será proporcional al número de platos considerados en cada una de las secciones, esto es cierto si las características -- mecánicas de los platos en sección de rectificación son iguales, al plato del domo y de los platos de la sección de agotamiento al del plato de alimentación.

Los flujos de los productos del fondo y domo -- son controlados en cascada por el nivel del tanque de condensados al igual que el flujo del reflujo. El vapor de servicio del rehervidor es controlado -- por medio del nivel de la columna. El sistema an-- tes mencionado fue simulado en la computadora EAI -- 580 "ANALOG / HYBRID COMPUTING SYSTEM".

El principal criterio usado en la realización de este control fué: la habilidad para mantener los flujos de líquido y vapor en una determinada zona -- de operación. Dentro de estos límites de flujo, -- existen datos que nos indican la separación dada a la salida de los productos, los cuales son fijados con la relación del flujo del reflujo al flujo del producto.



Cuando las relaciones de equilibrio en cada -- plato no importantes deben de ser incluidas en el programa analógico dando lugar a un incremento en -- los dispositivos del equipo. Por lo general en to-- do trabajo analógico es necesario reducir el proble-- ma a uno que pueda ser manipulado con el equipo que se cuenta.

Como es de observarse el sistema aquí simulado no es representativo de un sistema real, debido a -- que solo se simulan tres platos, sin tomar en cuen-- ta los tiempos de respuesta del nivel en el tanque de condensados y rehervidor, los tiempos de retraso de los platos intermedios en las secciones de recti-- ficación y agotamiento.

Se consideraron válvulas lineales.

Las simplificaciones antes mencionadas fueron debido a limitaciones en el equipo analógico.

El siguiente paso sería mejorar el modelo mate-- mático haciendolo mas compacto con funciones de trans-- ferencia que nos relaciones por ejemplo el flujo del del reflujo interno del plato del domo al flujo del del reflujo interno en el plato de alimentación por

medio de la función  $\bar{G}_1$  sería la función de transfe--  
rencia que relaciona el flujo del líquido a la sali--  
da del plato de alimentación al flujo del líquido -  
en el rehervidor;  $\bar{G}_2$  es la función de transferencia  
que relaciona el flujo de vapor a la salida del re-  
hervidor al flujo del líquido dentro del tanque de  
condensados, por lo tanto  $\bar{G}_1$ ,  $\bar{G}_2$  y  $\bar{G}_3$  serían determina--  
dos de la información obtenida del modelo estudiado  
aquí.

Se escogio el modo de control proporcional de--  
bido a las limitaciones de equipo, pero es seguro -  
que en el siguiente modelo se podría tratar los de--  
más modos de control.

Es de tomarse en cuenta que la representación  
exacta de los detalles del proceso es difícil de ob--  
tener a pesar de las más modernas técnicas de compu--  
tación y métodos de análisis matemáticas.

En conclusión la simulación analógica permite  
y sobre todo su experiencia para el estudio y análi--  
sis de un problema particular, dando como resultado  
un mayor entendimiento del problema.

R E F E R E N C I A S

- 1) M. J. Johnson and D. E. Luper Distillation Column Models (Chemical Engineering Progress. June 1966 pag. 75 Vol. 62. No. 6)
- 2) Donald P. Eckman Automatic Process Control ( New York John Wiley - and Sons. )
- 3) E. H. Gilliland and C. M. Mohr Transient behavior in plate-tower -- Distillation of a binary mixture. (Chemical Engineering progress pag. 59 -- Vol. 58. No. 9 )
- 4) A. M. Peiner and S.S. Grover. Dynamic Simulation of a distillation tower. ( Chemical Engineering Progress. pag. 65. Vol. 58. No. 9 )
- 5) Donald P. Campbell. Process Dynamics. ( John Wiley and Sons. Inc.)
- 6) Page S. Buckley. Techniques of Process Control. ( John Wiley and Sons. Inc. New York.)
- 7) Norman H. Ceaglske. Automatic Process Control for Chemical -- Engineers. ( New York. John Wiley and Sons Inc. )
- 8) Chemical Process Industry Applications of Analog Simulation (Pub. 1 No. P800 0004 OC. Prepared by the --- education of training group. Electronic Associates. Inc. Princenton, New Jersey)
- 9) W.L. Nelson Petroleum Refinery Engineering. ( Mc. -- Graw-Hill Book Company, Inc. )
- 10) R. Koch J. Kuznizy Hydraulic Calculation of Weir sieve tray Part I. (International Chemical Enginee-- ring Vol. 61. No. 41 )