



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES
"ZARAGOZA"

SINTESIS DE ESTRUCTURAS DE CONTROL PARA
UN TANQUE FLASH DE MULTICOMPONENTES

T E S I S

PARA OBTENER EL TITULO DE

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A N

M A R I A G A R Z A P O N C E

M A R I A A R A C E L I G A L A N Q U I N T E R O

ASESOR: ING. AMBROSIO CHAVEZ CHAVARRIA



MEXICO, D. F.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

1991



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICE

AGRADECIMIENTOS

INTRODUCCION.....(1)

CAPITULO I ASPECTOS GENERALES

1.1 DINAMICA Y CONTROL.....(4)	
1.1.1 Reseña historica de la dinámica y control de procesos.....(4)	
1.1.2 Objetivos de un sistema de control.....(7)	
1.2 ELEMENTOS DE UN SISTEMA DE CONTROL.....(8)	
1.2.1 Elemento primario de medición.....(11)	
1.2.2 Controlador.....(12)	
1.2.2.1 Dos posiciones.....(13)	
1.2.2.2 Control proporcional.....(13)	
1.2.2.3 Control integral.....(14)	
1.2.2.4 Acción derivativa.....(15)	
1.2.3 Elemento final de medición.....(15)	
1.3 CIRCUITO CERRADO Y CIRCUITO ABIERTO.....(16)	

CAPITULO II SINTESIS DE ESTRUCTURAS DE CONTROL

2.1 VARIABLES CONTROLADAS Y MANIPULADAS.....(20)	
2.2 CONFIGURACIONES O ESTRUCTURAS DE CONTROL.....(22)	
2.2.1 Configuración de control Feedback.....(23)	

2.2.2	Configuración de control Inferencial.....	(24)
2.2.3	Configuración de control Feedforward.....	(27)
2.3	ALTERNATIVAS DE CONTROL PARA UN SISTEMA MIMO.....	(27)
2.4	DESCRIPCION DE UN TANQUE FLASH.....	(30)
2.5	OBTENCION DE LAS POSIBLES CONFIGURACIONES DE CONTROL PARA UN TANQUE FLASH.....	(34)

CAPITULO III CRITERIOS DE SELECCION

3.1	METODO DE PRUEBA Y ERROR.....	(36)
3.2	METODO ANALITICO.....	(39)
3.2.1	Modelo matemático de un tanque flash a régimen permanente.....	(39)
3.2.2	Modelo matemático de un tanque flash a régimen dinámico.....	(44)
3.3	DISEÑO DE UN SEPARADOR VERTICAL.....	(49)

CAPITULO IV RESULTADOS Y ANALISIS DE RESULTADOS

4.1	RESULTADOS.....	(54)
4.2	ANALISIS DE RESULTADOS.....	(84)
	CONCLUSIONES.....	(89)
	NOMENCLATURA.....	(91)
	BIBLIOGRAFIA.....	(93)
	APENDICE A TABLAS DE RESULTADOS.....	(98)
	APENDICE B DEFINICION DE ALGUNOS CONCEPTOS EN CONTROL.....	(144)

INTRODUCCION

El propósito esencial del control de procesos químicos es desarrollar una estructura dinámica para asegurar la estabilidad del proceso, suprimir la influencia de un disturbio externo, optimizar el comportamiento en forma económica y cumplir con los índices ambientales.

Dentro de estos objetivos, la selección de variables (manipuladas y controladas) es un punto crucial. En sistemas tan complejos como procesos industriales, se pueden tener simples criterios y cada uno de estos reflejan diferentes condiciones del sistema de control. Por lo tanto sin un procedimiento sistemático no hay garantía de que todas las alternativas posibles sean exploradas y menos que sea escogida la mejor estructura de control. Siendo ésta, la estructura de información que se usa para conectar las posibles mediciones a las posibles variables manipuladas.

El presente trabajo ilustra en su primer y segundo capítulo la dinámica y control de procesos y la síntesis de estructuras de control respectivamente. Para posteriormente enfocarse a un sistema de destilación flash obteniendo 24 posibles configuraciones de control.

La información necesaria para tomar una decisión acerca de cual de estas 24 configuraciones es la mejor, consiste en las características estáticas y dinámicas del proceso, por lo cual el tercer capítulo desarrolla los modelos para el tanque flash a régimen permanente y dinámico con el fin de analizar cada una de las variables involucradas en los objetivos de control del sistema y el capítulo cuatro muestra los resultados obtenidos, concluyendo finalmente con la selección de la mejor estructura de control.

CAPITULO I

ASPECTOS GENERALES

1.1 DINAMICA Y CONTROL

1.1.1. RESEÑA HISTORICA DE LA DINAMICA Y CONTROL DE PROCESO

El control juega un papel muy importante en el avance de la ciencia. El uso de la retroalimentación con el objeto de controlar un sistema ha tenido una historia fascinante. Sus primeras aplicaciones se basan en mecanismos regulados con un flotador desarrollado en Grecia en el periodo 0 a 300 ac.

Una lámpara de aceite inventada por Philon, en el año 250 ac., usaba un regulador con flotador para mantener un nivel constante de aceite.

El primer sistema con retroalimentación inventado en la Europa moderna, fue el regulador de temperatura de Cornelis Drebbel (1572-1633) de Holanda.

Dennis Papin (1647-1712) inventó el regulador de presión de calderas de vapor en 1681.

El primer trabajo significativo en el control automático usado en un proceso industrial, fue el regulador centrífugo automático de James Watt, desarrollado en 1769, para el control de velocidad de una máquina de vapor.

El período que precede a 1868 se caracterizó por el desarrollo de sistemas de control automático inventado intuitivamente. Los esfuerzos para aumentar la exactitud de los sistemas de control condujeron a disminuir la amortiguación de las oscilaciones transitorias e incluso a sistemas inestables, desarrollando una teoría de control automático.

En 1922 Minorky trabajó en controles automáticos en dirección de barcos y mostró que se podría determinar la estabilidad a partir de ecuaciones diferenciales que describen el sistema.

Durante la segunda guerra mundial se presenta un impulso muy grande para la práctica y teoría del control automático, ya que fue necesario diseñar y construir pilotos automáticos para aeroplanos, sistemas de localización de cañones, sistemas de control por antenas de radar y otros.

Después de la segunda guerra mundial con el mayor uso de la transformada de Laplace y el plano de frecuencia compleja, continuaron dominando las técnicas de dominio de la frecuencia en el campo de control.

Durante la década de 1950 el énfasis en la teoría de la ingeniería de control, se manifestó en el desarrollo y uso de los métodos en

el plano simple y particularmente al enfoque de los lugares geométricos de las raíces, que son el corazón de la teoría clásica de control.

También, en esta década fue posible la utilización de las computadoras digitales y analógicas, como componentes de control. En la actualidad ya se encuentran instaladas muchas computadoras digitales para el sistema de control de procesos.

Estas computadoras se utilizan principalmente para sistemas de control de procesos en los cuales se miden y controlan simultáneamente muchas variables.

Los desarrollos más recientes en las teorías de control moderno se puede decir que están en dirección del control de sistemas tanto determinísticos como estocásticos, así como en sistemas de control complejos con adaptación y aprendizaje. De esta manera, se despertó el interés por los métodos del dominio-tiempo debido a Liapcnov, Minorsky y otros. En la actualidad parece que la ingeniería de control, debe considerar tanto dominio-tiempo como dominio-frecuencia, simultáneamente en el análisis y diseño de sistemas de control.

La ingeniería de control está interesada en el análisis y diseño de sistemas dirigidos hacia un objetivo, como consecuencia, la

mecanización de planes se ha incrementado hasta establecer una jerarquía de los sistemas de control.

1.1.2 OBJETIVOS DE UN SISTEMA DE CONTROL

Se han desarrollado numerosos trabajos en los cuales se plantea el diseño de sistemas de control con el objetivo global de llevar un sistema a puntos óptimos para una buena operación.

Las interacciones que existen entre diferentes equipos en una planta química son complejas y no permiten considerar el control de una planta como extensión simple de operaciones unitarias de control. Por ello la falta de técnicas sólidas son a menudo criticadas por la ausencia de formulaciones matemáticas y una mala declaración de los objetivos que se desean cubrir en un sistema de control, tales objetivos son :

- * El asegurar la estabilidad del proceso
- * El suprimir la influencia de un disturbio externo
- * El optimizar el comportamiento económico de la planta y
- * Regulaciones ambientales.

Los objetivos de control se definen cualitativamente y luego se cuantifican usualmente, en términos de las variables de salida.

1.2 ELEMENTOS DE UN SISTEMA DE CONTROL

Un proceso químico se encuentra asociado con VARIABLES tales como flujos, temperaturas, presiones, concentraciones, etc. (ver figura 1.1), las cuales se dividen en dos grupos :

1. Variables de entrada

Denotan el efecto de los alrededores en el proceso.

- * Variables ajustadas o controlables
- * Disturbios (medibles y no medibles)

2. Variables de salida

Denotan el efecto del proceso en los alrededores

- * Variables de salida no medibles
- * Variables de salida medibles.

Para lograr el control de un proceso, se cuenta con un sistema de control (ver figura 1.2) compuesto principalmente por tres partes :

- * Elemento de medición.
- * Controlador.
- * Elemento final de control.

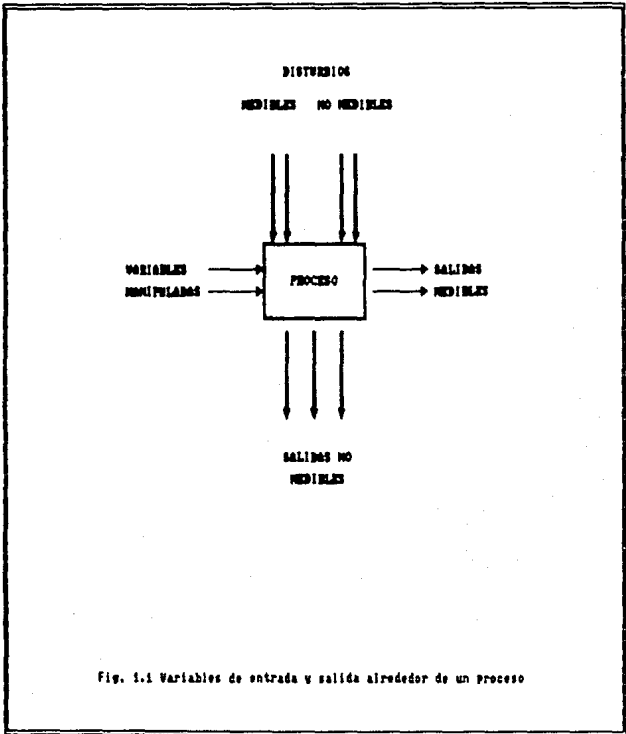


Fig. 1.1 Variables de entrada y salida alrededor de un proceso

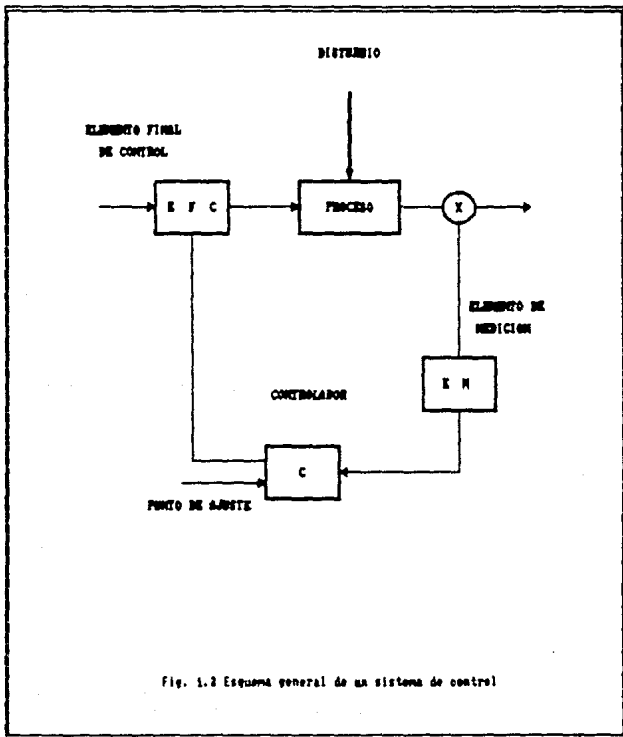


Fig. 1.2 Esquema general de un sistema de control

1.2.1 ELEMENTO PRIMARIO DE MEDICION

En el diseño de las plantas industriales, nuevas o las existentes modificadas, se requiere de la información referente a las especificaciones de los instrumentos del proyecto, aclarando las filosofías para su cálculo y adecuada selección

Una de las primeras consideraciones, es normalmente la de elegir el tipo de elemento de medición, el cual se encuentra detectando directamente las diferentes condiciones que se presenten en el proceso.

Como hay que decidir entre una gran variedad de dispositivos de medición, lo más importante llega a ser, primero, clasificarlos adecuadamente en los diferentes tipos de variables por medir y/o controlar, las que comúnmente son : flujo, presión, nivel y temperatura principalmente.

El elemento primario manda la señal de medición hacia el controlador, el cual la compara con el punto o señal de referencia conocido como "SET POINT", esta comparación, por lo general es una sustracción entre la variable medible y el valor del set point, así que esta comparación se conoce como ERROR y dependiendo del valor de este, será la señal que manda el controlador hacia el último componente conocido como elemento final del cual se hablará posteriormente.

1.2.2 CONTROLADOR

La aplicación del control automático en las operaciones de procesos industriales, ha evolucionado desde la manera más sencilla hasta una técnica basada en matemáticas; no es, sin embargo, el propósito del presente capítulo desarrollar los aspectos avanzados de la teoría de control automático, sino tratar de una manera sencilla y clara los fundamentos prácticos que sirvan de base para una comprensión clara y esencial del funcionamiento de los modos de control.

Los controladores, en general pueden clasificarse de dos maneras : en términos del mecanismo físico que emplea el controlador tal como neumático, electrónico, hidráulico, digital, etc., ó en términos de la forma o modo de control, con la cual el controlador reacciona para corregir una señal de error.

Los modos de control más sencillos y que cubren la mayor parte de los requerimientos de los procesos actuales son :

- Dos posiciones
- Control proporcional
- Control integral, también llamado de ajuste automático (reset)
- Acción derivativa (rate)

1.2.2.1 DOS POSICIONES

En esta forma de control, el elemento final de control se mueve de un extremo a otro cuando la variable controlada alcanza un determinado valor. El controlador no reconoce magnitud o velocidad de desviación y reacciona sólo a valores fijos de la variable controlada. Dada su simplicidad este tipo de control es muy popular, ya sea accionada en forma neumática, eléctrica o mecánicamente.

1.2.2.2 CONTROL PROPORCIONAL

El control proporcional, llamado también control modulante, es aquel en el cual el elemento final de control, se posiciona en proporción a la magnitud de la variable controlada. Para entender el control proporcional, se hace necesario tener presente los siguientes conceptos :

- Existe una posición de la válvula para cada posición de la pluma
- BANDA PROPORCIONAL es el porcentaje de la escala que la variable tiene que recorrer para mover el elemento final de control de una posición extrema a otra.

Con una banda proporcional angosta, sólo se requiere un pequeño cambio en la variable para operar la válvula en su carrera total. Cuando la banda es ancha, se requiere un cambio grande en la variable controlada para mover la válvula en toda su carrera.

En conclusión, el control proporcional no absorbe ni soporta los cambios de carga (en la variable controlada) porque se causa una desviación sostenida en el elemento final de control llamada "OF-SET". A menor banda proporcional, existe una acción correctiva más rápida y además límites de control más estrictos.

1.2.2.3 CONTROL INTEGRAL (RESET)

Se puede tener un considerable mejoramiento en la calidad del resultado de control, si usamos un control diferente conocido como CONTROL INTEGRAL. La acción integral también corresponde al error, pero se basa en el principio de que la respuesta debe ser proporcional tanto al tamaño como a la duración del error.

La respuesta del control proporcional duplica el cambio de la variable controlada. El reset gradualmente cambia la abertura de la banda a una velocidad constante.

1.2.2.4 ACCION DERIVATIVA

Basada en el principio de que el controlador responde a la velocidad con la cual se cambia la medición, siempre y cuando, el error sea pequeño.

La acción derivativa es lo opuesto a la integral. Aunque también incrementa la ganancia del controlador, su carga característica puede cancelar un retraso en otra parte del circuito de control y por tanto cortar el periodo de oscilación. La desventaja de la acción derivativa es la sensibilidad al ruido. La acción proporcional e integral responde al error mientras que la derivativa responde directamente a la medición.

1.2.3 ELEMENTO FINAL DE CONTROL

En todos los procesos industriales modernos, los elementos finales de control tienen un papel muy importante en las operaciones de automatización que se llevan a cabo, ya que de ellas depende la correcta distribución y control de fluidos.

Los elementos finales de control pueden ser considerados los músculos de un sistema de control automático, dado que los mismos proporcionan la energía necesaria, para mantener su función de control de fluidos, a partir de un bajo nivel de energía proveniente del controlador.

1.3. CIRCUITO CERRADO Y CIRCUITO ABIERTO

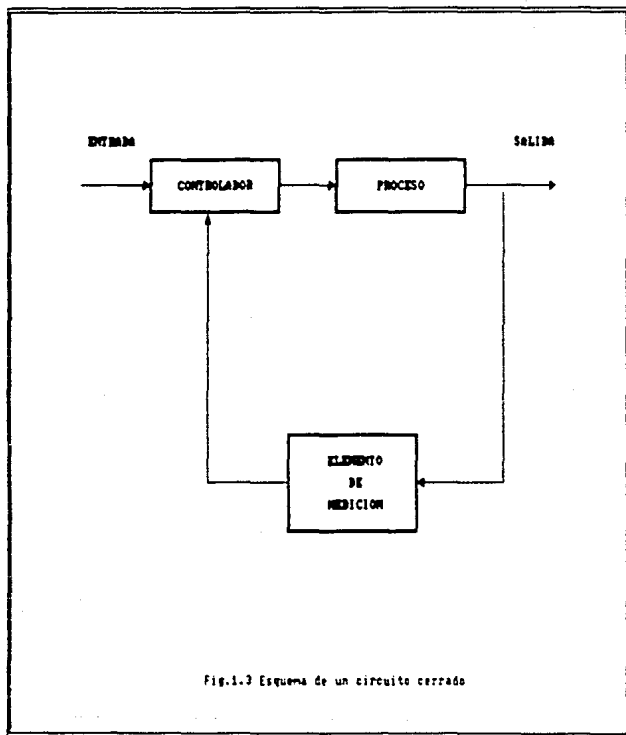
Con base en el reacondicionado del sistema de control, es decir, como recibe la señal el controlador y actúa para estabilizar el proceso, los sistemas de control se pueden dividir en dos :

- * Circuito Cerrado
- * Circuito Abierto

Un sistema de control de CIRCUITO CERRADO es aquel en que la señal tiene efecto directo sobre la acción de control, esto es, son sistemas de control realimentado.

El término de control de circuito cerrado implica el uso de acción de realimentación para reducir el error del sistema, figura 1.3. Hay numerosos sistemas de control de circuito cerrado en la industria, como son casi todos los sistemas de control, los refrigeradores domiciliarios, los calentadores de agua automáticos y los sistemas de calefacción hogareños con control termostático.

Un sistema de control de CIRCUITO ABIERTO es el sistema en el que la salida no tiene efecto sobre la acción de control. Es decir, la salida ni se mide ni se realimenta para comparación con la entrada. Para cada entrada de referencia corresponde una condición de operación fija. Así, la exactitud del sistema depende de la calibración. En presencia de perturbaciones, un sistema de control de circuito abierto no cumple su función asignada, figura 1.4.



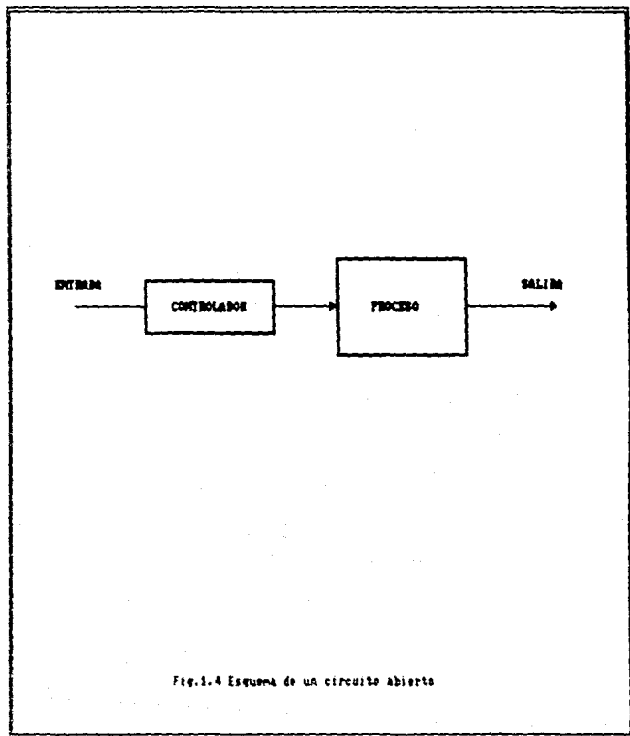


Fig.1.4 Esquema de un circuito abierto

CAPITULO II

SINTESIS DE ESTRUCTURAS DE CONTROL

II SINTESIS DE ESTRUCTURAS DE CONTROL

2.1 VARIABLES CONTROLADAS Y MANIPULADAS

Como ya se mencionó lo que es un sistema de control, a continuación se definirá lo que se conoce como "CONFIGURACION DE CONTROL O ESTRUCTURA DE CONTROL".

Es la estructura de información que se usa para conectar las posibles mediciones a las posibles variables manipuladas. Una estructura de control esta compuesta de los siguientes elementos:

- * Un grupo de variables las cuales van a ser controladas para alcanzar un grupo de objetivos específicos.
- * Un grupo de variables las cuales pueden ser medidas para propósitos de control.
- * Un grupo de variables manipuladas.
- * Una estructura de interconexión entre las variables medidas y manipuladas.

El propósito esencial del control de procesos químicos es desarrollar una estructura dinámica de variables medidas y manipulables. Para que los objetivos de proceso sean satisfechos continuamente. Estos objetivos usualmente varían de acuerdo al

proceso , características ambientales y la política de administración general, las cuales pueden ser determinadas en turno por las condiciones económicas presentes y futuras.

Todas las teorías de control disponibles asumen que las variables medidas y manipulables han sido seleccionadas, así no responden a una de las cuestiones básicas que un ingeniero enfrenta cuando diseña una planta. Reglas de manejo guían al diseñador a la elección de las variables manipuladas y medidas. Naturalmente sin un procedimiento sistemático no hay garantía de que todas las alternativas posibles sean exploradas , y menos que la mejor estructura posible sea escogida. La falta de técnicas para resolver estos problemas han sido criticadas frecuentemente y se debe principalmente a la ausencia de una formulación matemática apropiada y a la falta de una exposición clara de los objetivos.

Los objetivos de control, establecen directamente las mediciones, que deben hacerse para el monitoreo del proceso, sin embargo en ciertos casos, surgen dificultades ya que una variable debe ser manipulada y controlada. Esto implica que los varios grupos factibles de variables controladas, medidas y manipuladas y la estructura de interconexión no pueden ser seleccionada independientemente, sino que deben considerarse simultáneamente.

Las mediciones secundarias serán elegidas en conjunción con las técnicas de estimación para inferir los valores de los objetivos de control no medible. El estimador será parte de la estructura de interconexión de las variables medidas y manipuladas.

La selección de las variables manipuladas afectará la capacidad de respuesta para las perturbaciones externas y la habilidad para mantener los objetivos de control a los niveles deseados. La disponibilidad de más variables manipuladas será para un mejor control del proceso.

Ciertas variables manipuladas desde un punto de vista de ingeniería serán más deseables que otras. Se dice que existen numerosas formas cualitativas que las variables manipuladas deben satisfacer. Características tales como : confiabilidad, facilidad de operación en arranques y paros , para evitar la manipulación de corrientes "indeseables" (sólidos) y de variables con influencia de un número grande de otras variables.

2.2 CONFIGURACIONES O ESTRUCTURAS DE CONTROL

Dependiendo de cuantas salidas controladas y entradas manipulables se tienen en un proceso químico, se pueden distinguir la configuración de control. Sea un sistema de control simple SISO (entrada-salida) o bien un sistema MIMO (múltiples salidas-múltiples entradas).

Así por ejemplo, si el objetivo de control es mantener el nivel de líquido al valor deseado, manipulando el flujo del efluente, tenemos un sistema Siso. Por lo contrario, si el objetivo es controlar el nivel y la temperatura del líquido a sus valores deseados, manipulando el flujo de vapor y el flujo de efluentes, se tendrá un sistema Mimo.

En la industria química, la mayoría de los sistemas de procesamiento son sistemas de múltiples entradas - múltiples salidas. Las configuraciones de control básicamente se dividen en tres tipos; aunque existen otras que pasan a segundo término. Las tres principales y en los cuales se basan y derivan otros, son :

- * Configuración de control Feedback
- * Configuración de control inferencial y
- * Configuración de control Feedforward

2.2.1 CONFIGURACION DE CONTROL FEEDBACK

Una mediciones directas de las variables controladas, para ajustar los valores de las variables manipuladas. El objetivo es mantener el valor de la variable controlada en su "set point". El valor de la variable controlada responde al efecto neto de las variables de carga y manipulada. Un sensor/transmisor mide el valor de la variable controlada y envia una señal al controlador, donde se

compara con el "set point", y este envía otra señal para mantener la variable manipulada en su valor deseado. Por ejemplo en un intercambiador de calor, un transmisor de temperatura genera una señal que representa la temperatura del agua caliente, al controlador le llega esta señal y la compara con el set point, si son muy similares no hay que efectuar ningún arreglo, pero si el valor estuviese por abajo del deseado, el controlador envía una señal para que la válvula de vapor abra y eleve la temperatura hasta la deseada. Si la temperatura estuviese por arriba, el controlador cambia su señal, haciendo que la válvula cierre y descienda la temperatura. Ver figura 2.1

2.2.2 CONFIGURACION DE CONTROL INFERENCIAL

Usa mediciones secundarias (debido a que las variables controladas no pueden medirse) para ajustar los valores de las variables manipuladas. El objetivo es mantener la variable controlada no medible en su nivel deseado. El estimador usa los valores de las salidas medibles junto con los balances de masa y energía que gobiernan el proceso, para calcular matemáticamente los valores estimados de las variables controladas no medibles. Estos estimados, se usan por el controlador para ajustar los valores de las variables manipuladas, figura 2.2

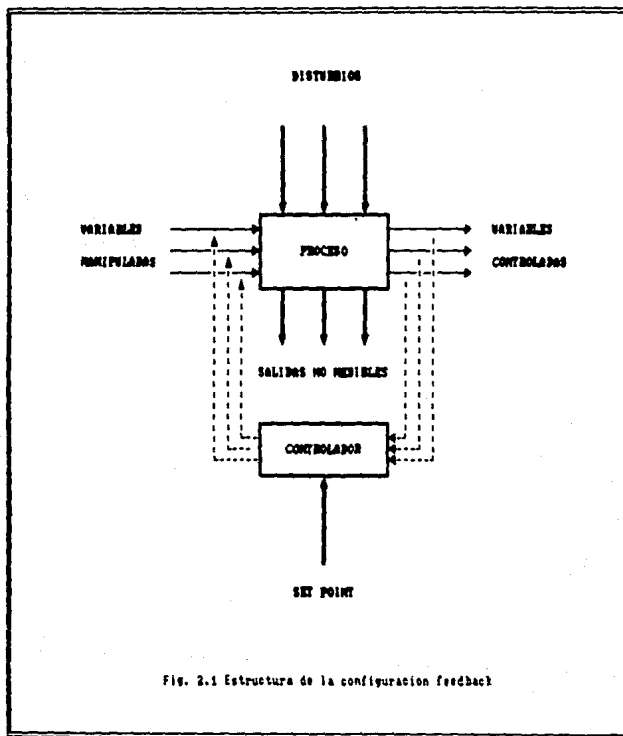


Fig. 2.1 Estructura de la configuración feedback

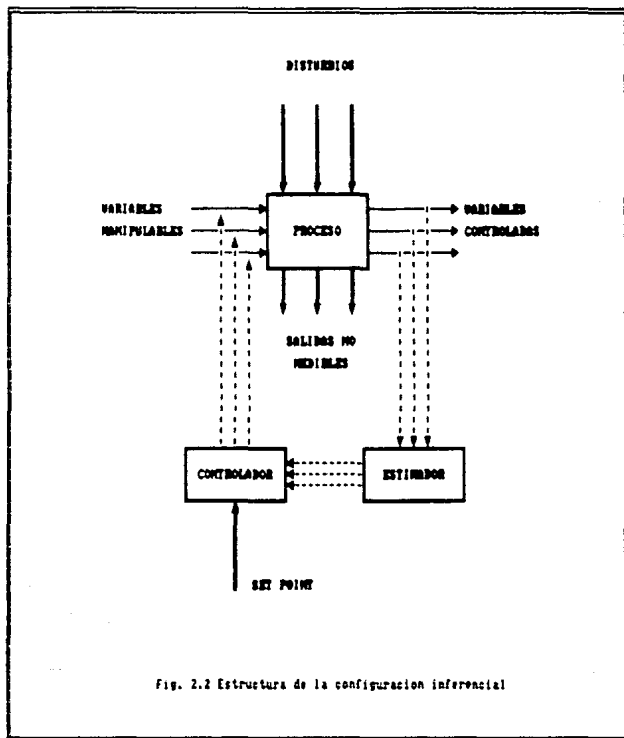


Fig. 2.2 Estructura de la configuración inferencial

2.2.3 CONFIGURACION DE CONTROL FEEDFORWARD

Usa la medición directa de los disturbios para ajustar los valores de las variables manipuladas. El objetivo es mantener los valores de las variables (de salida) controladas a su nivel deseado.

En general esta configuración es más complicada y más cara, que la de feedback, por lo tanto se reserva para aplicaciones difíciles y críticas, figura 2.3

2.3 ALTERNATIVAS DE CONFIGURACION PARA UN SISTEMA MIMO

Para los sistemas MIMO hay un gran número de alternativas de configuraciones de control. La selección de la más apropiada es la cuestión central y crítica por solucionarse.

Para un sistema con N variables controladas y N manipuladas hay $N!$ diferentes configuraciones. La fig. 2.4 muestra las dos posibles configuraciones para un proceso con 2 manipulaciones y 2 salidas controladas.

Conforme N aumenta, el número de configuraciones se incrementa muy rápido, por ejemplo:

para $N = 3$ son $3! = 6$ diferentes configuraciones

para $N = 4$ son $4! = 24$ diferentes configuraciones

para $N = 5$ son $5! = 120$ diferentes configuraciones

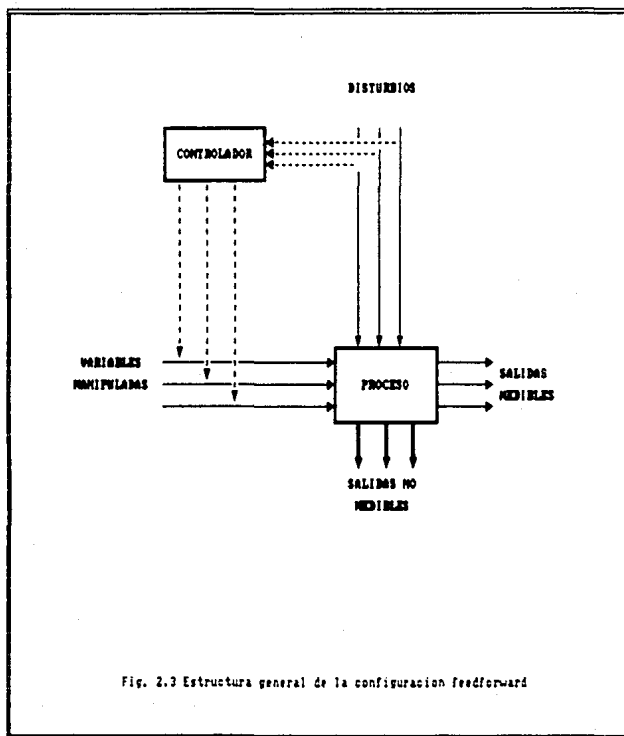


Fig. 2.3 Estructura general de la configuración feedforward

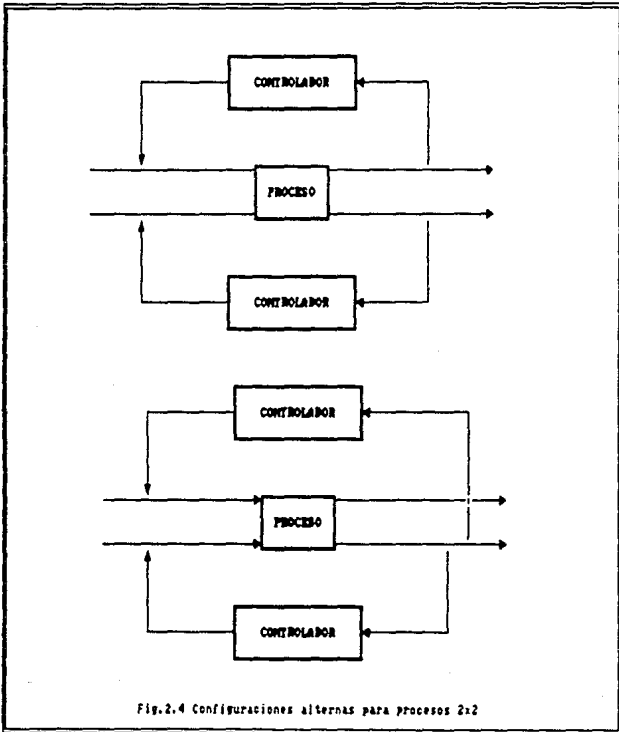


Fig.2.4 Configuraciones alternas para procesos 2x2

La selección de la mejor, entre todas las posibles configuraciones es un problema difícil. Varios criterios pueden usarse para la selección de la mejor pareja entre las variables controladas y manipuladas, tales como:

1. Escoger la manipulación que tiene un efecto directo y rápido en la variable controlada.
2. Escoger las parejas que tienen un pequeño tiempo muerto entre cada manipulación y la correspondiente variable controlada.
3. Seleccionar la pareja, donde la interacción del loop de control es mínimo.

2.4 DESCRIPCION DE UN TANQUE FLASH

Un flash es una sola etapa de destilación en la que la alimentación se vaporiza parcialmente para producir un vapor rico en el componente más volátil. En la figura 2.5a se presenta una alimentación líquida que se calienta a presión y se somete a una operación adiabática de flash mediante descenso de la presión a través de una válvula, separándose el vapor del líquido residual en un tanque flash. Si se suprime la válvula, en el calentador se puede vaporizar parcialmente un líquido de baja presión y separar posteriormente las dos fases. Alternativamente, se puede enfriar una

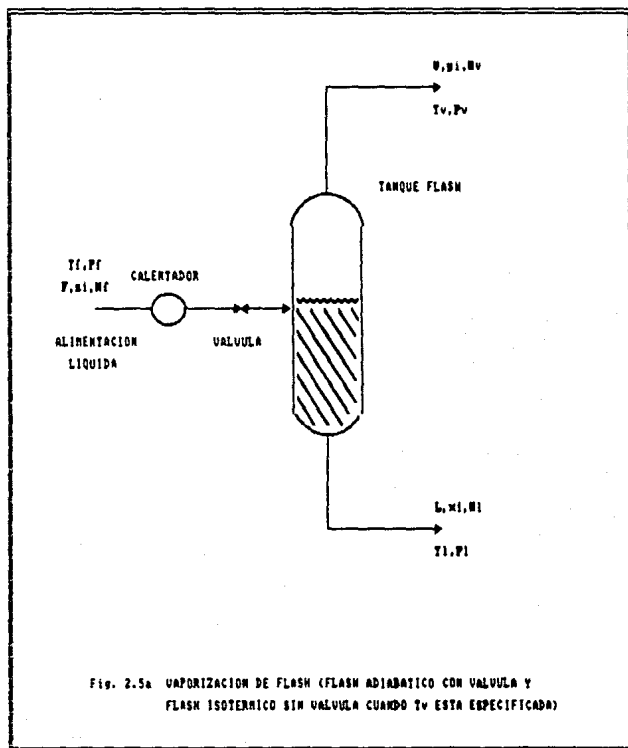
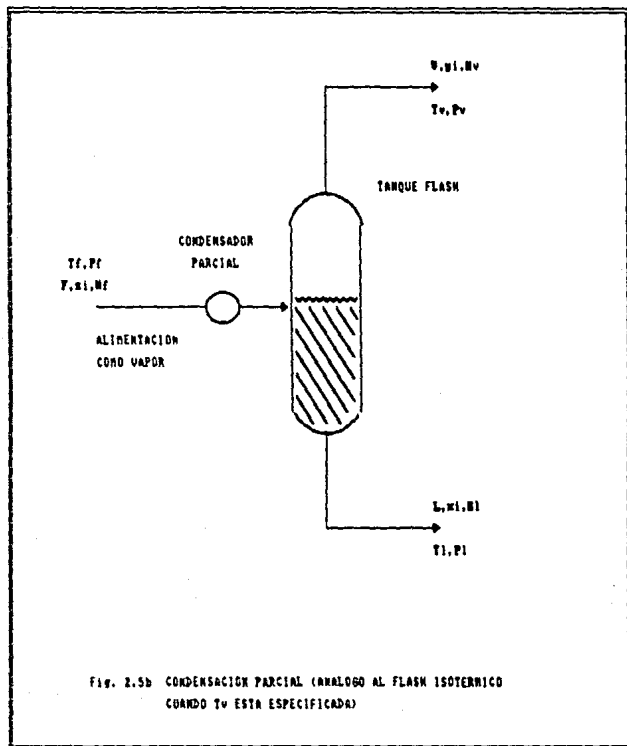


Fig. 2.5a VAPORIZACION DE FLASH (FLASH ADIABATICO CON VALVULA Y FLASH ISOTERMICO SIN VALVULA CUANDO T_v ESTA ESPECIFICADA)

alimentación de vapor y condensarla parcialmente, separando las fases en un tanque, tal como se muestra en la figura 2.5b, para dar lugar a un líquido más rico en el componente menos volátil. En ambos casos, si el equipo está adecuadamente diseñado, el líquido y el vapor que salen del tanque están en equilibrio.

El equilibrio termodinámico entre las fases líquida y vapor se impone por ciertas restricciones en las variables de estado del sistema, y se deben de incluir en el modelo matemático del tanque flash siendo consistente y correcto. Estas relaciones de equilibrio, conocidas por la termodinámica son:

- * Temperatura de la fase líquida igual a la temperatura de la fase vapor.
- * Presión de la fase líquida igual a la presión de la fase vapor.
- * La fugacidad del componente i en la fase vapor es igual a la fugacidad del componente i en la fase líquida.



2.5 OBTENCION DE LAS POSIBLES CONFIGURACIONES DE CONTROL PARA UN TANQUE FLASH

Antes de seleccionar las variables manipuladas debe tenerse en claro cuales son los objetivos de control. Las condiciones necesarias o requeridas en un tanque flash isotérmico son mantener el flujo de alimentación, nivel del líquido en el tanque, temperatura y presión de operación constantes.

Con base en estas necesidades en el tanque flash se identifican las variables controladas y manipuladas como:

VARIABLES CONTROLADAS: T, P, F y h

VARIABLES MANIPULADAS: F, V, L y Q

Variable = 4

De acuerdo al punto 2.3 de este mismo capítulo, para un sistema mismo el número de configuraciones es igual a $N!$ por lo tanto en el tanque flash :

Configuraciones = $4! = 24$

En la tabla 2.1 se muestran las 24 posibles configuraciones y los criterios de selección de la mejor estructura de control son presentados en el siguiente capítulo.

CONFIGURACIONES PARA UN TANQUE FLASH

NUMERO DE CONFIGURACION	F	P	T	h
	C O N T R O L A D A S P O R			
1	F	L	W _S	V
2	F	L	V	W _S
3	F	V	W _S	L
4	F	V	L	W _S
5	F	W _S	L	V
6	F	W _S	V	L
7	L	F	W _S	V
8	L	F	V	W _S
9	L	V	W _S	F
10	L	V	F	W _S
11	L	W _S	F	V
12	L	W _S	V	F

Tabla 2.1 (a)

C o n t i n u a c i ó n

NUMERO DE CONFIGURACION	F	P	T	h
	C O N T R O L A D A S P O R			
13	V	F	L	W
14	V	F	W _s	L
15	V	W _s	F	L
16	V	W _s	L	F
17	V	L	F	W
18	V	L	W _s	F
19	W _s	F	L	V
20	W _s	F	V	L
21	W _s	L	F	V
22	W _s	L	V	F
23	W _s	V	F	L
24	W _s	V	L	F

Tabla 2.1 (b)

Nota : Q esta relacionado directamente con el flujo de vapor W_s por ello el control se hace con esta variable.

CAPITULO III

CRITERIOS DE SELECCION

III. CRITERIOS DE SELECCION

Los métodos de selección y diseño de sistemas de control, se pueden dividir en dos categorías : analíticos o de prueba y error.

3.1 METODO DE PRUEBA Y ERROR

Este método usa la heurística siguiente :

1. Seleccionar los sistemas de control de alto funcionamiento para suprimir o aislar disturbios al proceso.
2. Usar arreglos que mantienen la sensibilidad de los componentes claves de control.
3. Seleccionar los componentes de control que son dinámicamente compatibles con el problema de control.
4. Usar relaciones simples entre salidas y entradas.
5. Eliminar o reducir interacciones entre partes de un proceso.
6. Suprimir corrientes pequeñas antes que corriente grandes, si la sensibilidad de la acción de control es insuficiente.
7. Seleccionar aquellos arreglos que originan grandes procesos a tiempo constante.
8. Manipular aquellas variables que producen el máximo efecto en las variables controladas.
9. Seleccionar la mejor localización sensible de la variable.
10. Usar índices comunes de comportamiento.

3.2 METODO ANALITICO

El método analítico se basa principalmente en las características estáticas y dinámicas del proceso. Por lo tanto el presente capítulo muestra los modelos matemáticos que involucran las variables controladas y manipuladas (flash isotérmico) con el fin de evaluar su efecto en el sistema cuando exista o no un disturbio.

3.2.1 MODELO MATEMATICO DE UN TANQUE FLASH A REGIMEN PERMANENTE

En base a la figura 3.1 (tanque flash isotérmico) se tiene :

Balance global de materia :

$$F = V + L \quad (3.1)$$

Balance global por componentes :

$$z_i F = y_i V + x_i L \quad (3.2)$$

Balance de energía :

$$Q + F H_f = V H_v + L H_l \quad (3.3)$$

Relaciones de equilibrio :

$$y_i = k_i x_i \quad (3.4)$$

Restricciones :

$$P_v = P_l \quad (3.5)$$

$$T_v = T_l \quad (3.6)$$

$$\Sigma z_i = 1 \quad (3.7)$$

$$\Sigma y_i = 1 \quad (3.8)$$

$$\Sigma x_i = 1 \quad (3.9)$$

Recordando la ecuación (3.1)

$$L = F - V \quad (3.10)$$

Sustituyendo (3.10) en (3.2)

$$F z_i = V y_i + x_i - \frac{V}{F} x_i \quad (3.11)$$

Sustituyendo (3.4) en (3.11)

$$z_i = x_i \left[\frac{V}{F} k_i + 1 - \frac{V}{F} \right] \quad (3.12)$$

Resolviendo para x_i

$$x_i = \frac{z_i}{1 + \frac{v}{F} [k_i - 1]} \quad (3.13)$$

Sustituyendo (3.13) en (3.4)

$$y_i = \frac{z_i k_i}{1 + \frac{v}{F} [k_i - 1]} \quad (3.14)$$

De (3.8)

$$\sum x_i = \sum \frac{z_i}{1 + \frac{v}{F} [k_i - 1]} = 1 \quad (3.15)$$

De (3.9)

$$\sum y_i = \sum \frac{z_i k_i}{1 + \frac{v}{F} [k_i - 1]} = 1 \quad (3.16)$$

$$\sum x_i - \sum y_i = 0 \quad (3.17)$$

Sustituyendo (3.15), (3.16) en (3.17)

$$\sum \frac{z_i}{1 + \frac{v}{F} [k_i - 1]} - \sum \frac{z_i k_i}{1 + \frac{v}{F} [k_i - 1]} = 0 \quad (3.18)$$

Definiendo Θ como una relación de flujo

$$\Theta = \frac{V}{F} \quad (3.19)$$

Sustituyendo (3.19) en (3.18) y simplificando

$$\sum \frac{z_i [1 - k_i]}{1 + \Theta [k_i - 1]} = 0 \quad (3.20)$$

Al resolver la ecuación (3.20) en términos de Θ (por el método de Newton-Raphson) automáticamente se conocen las variables que describen al sistema; L (3.19), V (3.1), y_i (3.4), y x_i (3.13)

El siguiente paso consiste en calcular las entalpías de cada una de las corrientes involucradas para posteriormente evaluar la carga térmica por medio del balance de energía a través de la ecuación (3.3).

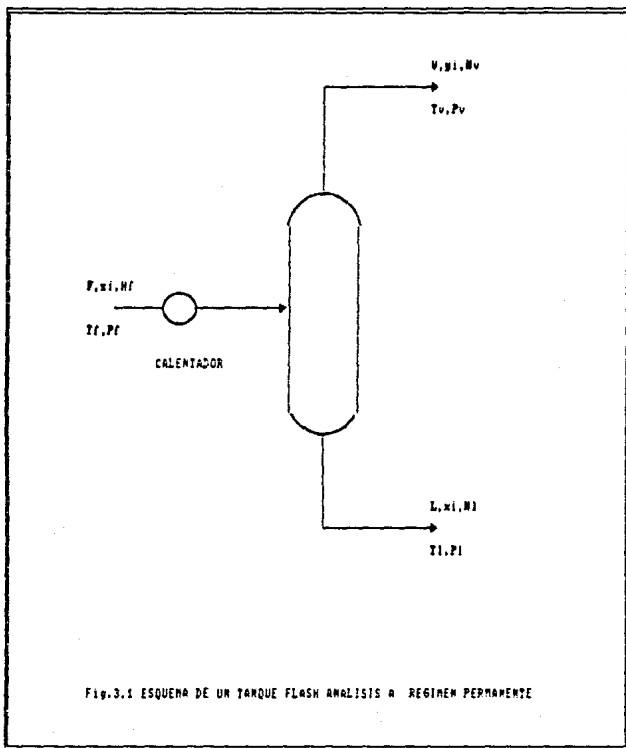


Fig. 3.1 ESQUENA DE UN TANQUE FLASH ANALISIS a REGIMEN PERMANENTE

3.2.2 MODELO MATEMATICO DE UN TANQUE FLASH A REGIMEN DINAMICO

En base a la figura 3.2 (tanque flash isotérmico) se tiene :

Balance global de materia :

$$\lambda \rho_l \frac{dh}{dt} = F - (V + L) \quad (3.21)$$

Balance global por componentes :

$$\lambda \rho_l \frac{d(h z_i)}{dt} = F z_i - (V y_i + L x_i) \quad (3.22)$$

Balance de energía :

$$C_{p_l} \rho_l \lambda \frac{d(hT)}{dt} = H_l F - (H_v V + H_l L) + Q \quad (3.23)$$

Relaciones de equilibrio :

$$y_i = k_i x_i \quad (3.24)$$

Restricciones :

$$\sum z_i = 1 \quad (3.25)$$

$$\sum x_i = 1 \quad (3.26)$$

$$\sum y_i = 1 \quad (3.27)$$

Despejando de (3.21) dh/dt , se obtiene :

$$\frac{dh}{dt} = \frac{F - (V+L)}{\lambda \rho_i} \quad (3.28)$$

De la ecuación (3.22)

$$\lambda \rho_i x_i \frac{dh}{dt} + \lambda \rho_i h \frac{dx_i}{dt} = F z_i - (V y_i + L x_i) \quad (3.29)$$

Sustituyendo (3.28) en (3.29)

$$\lambda \rho_i x_i \frac{F - (V+L)}{\lambda \rho} + \lambda \rho_i h \frac{dx_i}{dt} = F z_i - (V y_i + L x_i) \quad (3.30)$$

Sustituyendo (3.24) en (3.30)

$$\lambda \rho_i h \frac{dx_i}{dt} = F(z_i - x_i) + V x_i (1 - k_i) \quad (3.31)$$

Despejando dx_i/dt de (3.31)

$$\frac{dx_i}{dt} = \frac{F(z_i - x_i) + V x_i (1 - k_i)}{\lambda \rho_i h} \quad (3.32)$$

Definiendo :

$$a_i = \frac{F z_i}{\lambda h \rho_t} \quad (3.34)$$

$$b = \frac{F}{\lambda h \rho_t} \quad (3.35)$$

$$c_i = \frac{(1-K_i)}{\lambda h \rho_t} \quad (3.36)$$

$$\frac{dx_i}{dt} = a_i + b x_i + c_i V x_i \quad (3.37)$$

$$\Sigma x_i - \Sigma y_i = 0 \quad (3.38)$$

$$\Sigma x_i - \Sigma K_i x_i \quad (3.39)$$

$$\Sigma (1-K_i) \frac{dx_i}{dt} \quad (3.40)$$

Multiplicando (3.37) por $(1-K_i)$

$$(1-K_i) a_i + (1-K_i) b x_i + (1-K_i) c_i V x_i = 0 \quad (3.41)$$

Despejando V de (3.41)

$$V = \frac{-\sum (1-K)(a_i + b x_i)}{\sum (1-K) c_i x_i} \quad (3.42)$$

Por lo tanto :

$$\frac{dx_i}{dt} = a_i + b x_i - c_i x_i - \frac{\sum (1-K)(a_i + b x_i)}{\sum (1-K) c_i x_i} \quad (3.43)$$

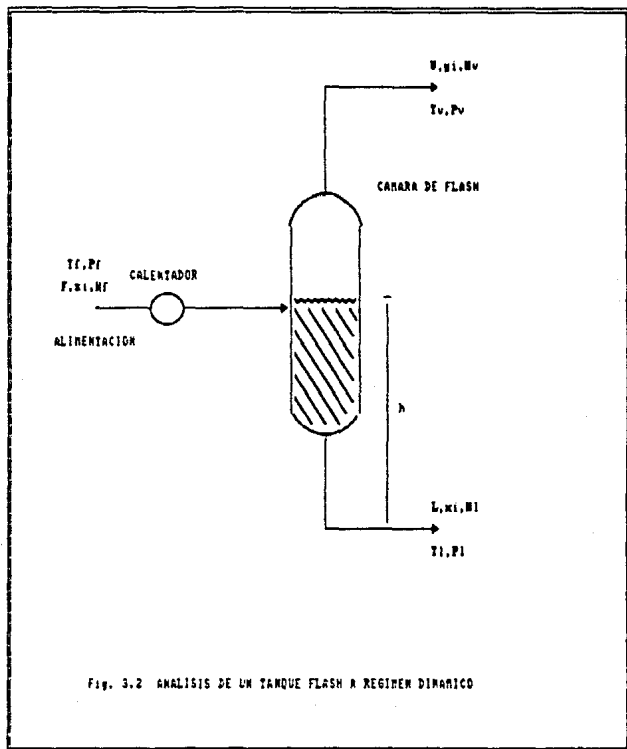
Trabajando la ecuación (3.23)

$$Cp_l \rho_l \lambda h \frac{dT}{dt} + Cp_l \rho_l \lambda T \frac{dh}{dt} = H_f F - (H_v V + H_l L) + Q \quad (3.44)$$

Sustituyendo (3.28) en (3.44)

$$\frac{dT}{dt} = \frac{F H_f - V H_v - H_l (F - V) + Q}{Cp_l \lambda h \rho_l} \quad (3.45)$$

Las ecuaciones (3.28) (3.43) y (3.45) se resuelven simultáneamente por el método de Runge-Kutta, cuyas condiciones iniciales corresponden a las condiciones de T, P, F y h (ver tabla 4.0) a régimen permanente.



3.3 DISEÑO DE UN SEPARADOR VERTICAL

Al establecer el modelo a régimen dinámico se hace necesario diseñar el tanque hidráulicamente para obtener las dimensiones tales como ; área, longitud y diámetro del tanque.

Para los sistemas vapor-líquido que se encuentran comúnmente en aplicaciones de proceso, la ecuación de Sounders-Brown que se da enseguida, se emplea para calcular la velocidad permitida.

Velocidad de vapor permitida

$$V_p = C \left[\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right]^{0.5} \quad (3.46)$$

Donde :

ρ_l = densidad del líquido

ρ_v = densidad del vapor

C factor de correlación

La velocidad de diseño debe siempre quedar entre 30 y 100 % de la velocidad permitida. Un buen parámetro es usar el 75 %

Velocidad de diseño

$$V_d = 0.75 V_p \quad (3.47)$$

Área seccional

$$\lambda = \frac{\text{velocidad de vapor}}{\text{velocidad de diseño}} \quad (3.48)$$

Diámetro

$$D = \left[\frac{4 A}{\pi} \right] \quad (3.49)$$

En base a la figura 3.3 :

h_1 = si el recipiente no tiene malla separadora, entonces no tiene ningun sentido considerar esta altura y $h_1 = 0$. Si se emplea malla separadora, $h_1 = 30.5$ cm (1 ft).

s = espesor de la malla separadora

$$s = 10.2 \text{ cm a } 15.2 \text{ cm} \quad (3.50)$$

ϕ = diámetro de la boquilla de alimentación

h_2 = altura del espacio vapor

$$h_2 = 0.2 D + 91.5 + \phi/2 \quad (3.51)$$

$$h_3 = 0.2 D + 15.2 + \phi/2 \quad (3.52)$$

Distancia de la cara inferior de la manpara interna a la línea central de la boquilla de alimentación. Esta distancia se ajusta para satisfacer los requerimientos de tiempo de residencia (T_r) para la fase líquida.

$$h_4 = \frac{D T_r}{A} + 15.2 \quad (3.53)$$

La longitud total esta dada como la suma de las h_i

$$L_t = h_1 + s + h_2 + h_3 + h_4 \quad (3.54)$$

Los resultados de este diseño pueden verse en el apéndice A

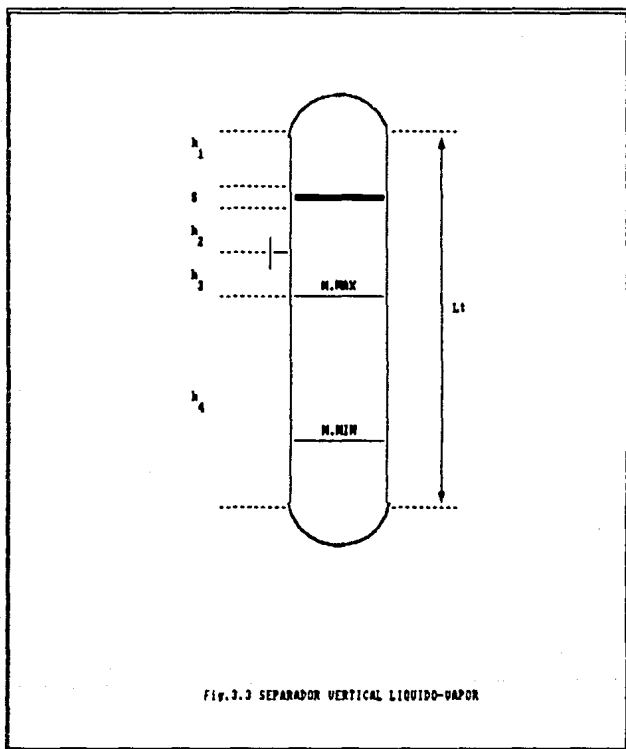


Fig. 3.3 SEPARADOR VERTICAL LIQUIDO-VAPOR

CAPITULO IV

RESULTADOS Y ANALISIS DE RESULTADOS

4.1 RESULTADOS

Para resolver los modelos presentados en el capítulo anterior, es indispensable establecer cuales son las características de la mezcla que se desea separar. Por tanto en la tabla 4.0 se presentan los datos del problema.

Para el régimen permanente los resultados del modelo se presentan en el apéndice A y en este capítulo únicamente se muestran gráficas las cuales ilustran la variación de θ , V , L y Q con respecto a T y P .

Para el régimen dinámico se realiza un estudio en presencia de tres tipos de disturbios y las tablas de resultados también son presentadas en el apéndice A. Los resultados consisten en mostrar las condiciones iniciales y finales para cada disturbio analizado así como sus respectivas gráficas donde se ve el comportamiento de T (y de manera indirecta V , L y h) con respecto al tiempo.

TANQUE FLASH ISOTERMICO

Tabla 4.0 DATOS DE LA MEZCLA A SEPARAR

Nº	COMPONENTE	Z _i
1	Etano	0.03
2	Propano	0.19
3	n-Butano	0.37
4	n-Pentano	0.34
5	n-Hexano	0.07

REGIMEN PERMANENTE

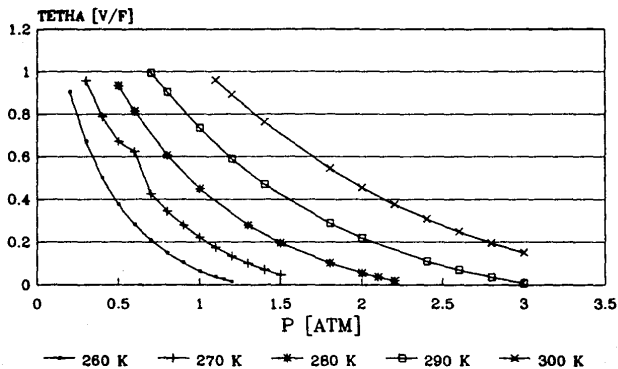


FIG. 4.1 P VS TETHA

REGIMEN PERMANENTE

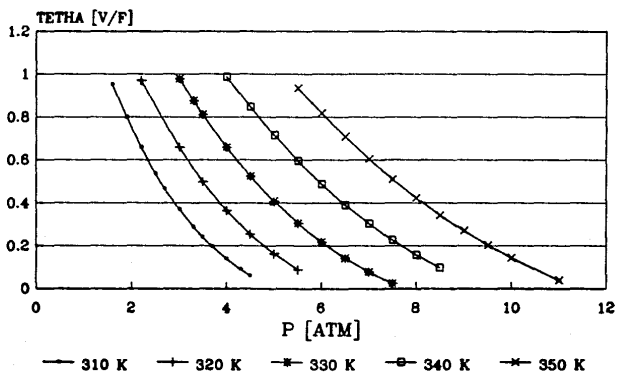


FIG. 4.2 P VS TETHA

REGIMEN PERMANENTE

BASE F=51 Kg/Hr

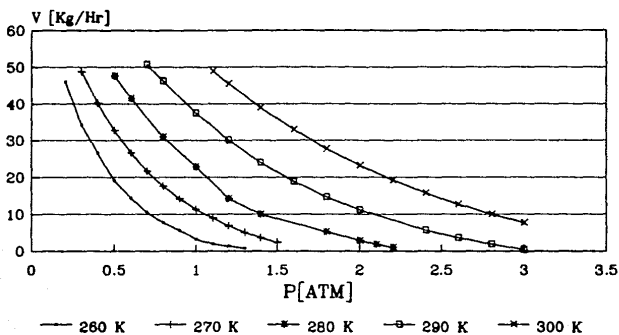


FIG 4.3 P VS V

REGIMEN PERMANENTE

BASE F=51 Kg/Hr

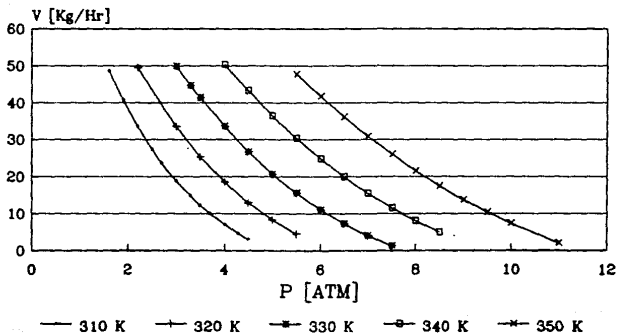


FIG. 4.4 P VS V

REGIMEN PERMANENTE

BASE F=51 Kg/Hr

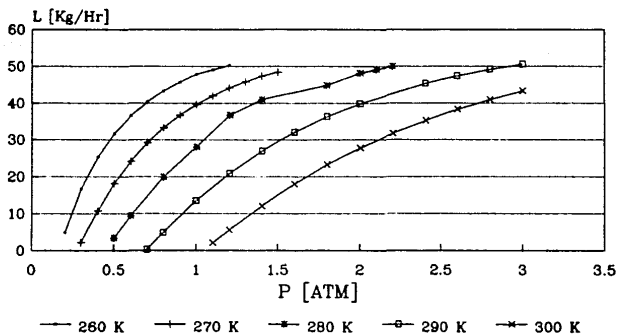


FIG. 4.5 P VS L

REGIMEN PERMANENTE

BASE F= 51 Kg/Hr

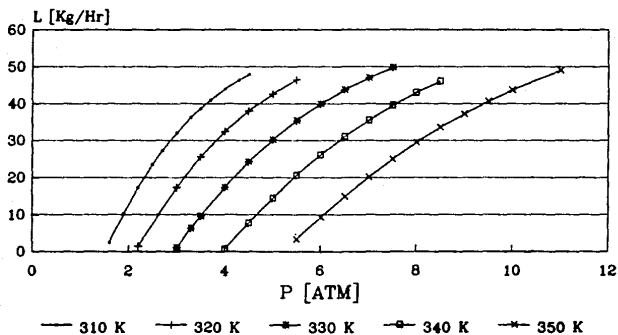


FIG. 4.6 P VS L

REGIMEN PERMANENTE

BASE F=51 Kg/Hr

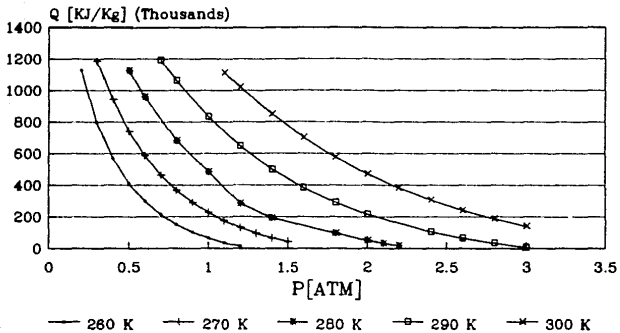


FIG. 4.7 P VS Q

REGIMEN PERMANENTE

BASE F=51 Kg/Hr

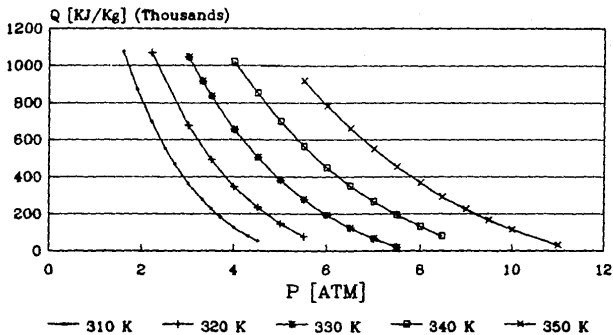


FIG. 4.8 P VS Q

REGIMEN PERMANENTE

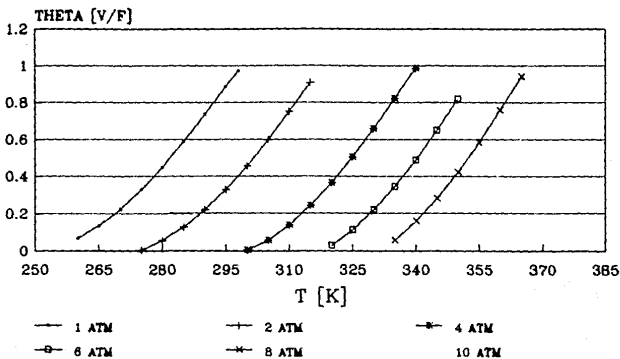


FIG. 4.9 T VS TETHA

REGIMEN PERMANENTE

BASE F=51 Kg/Hr

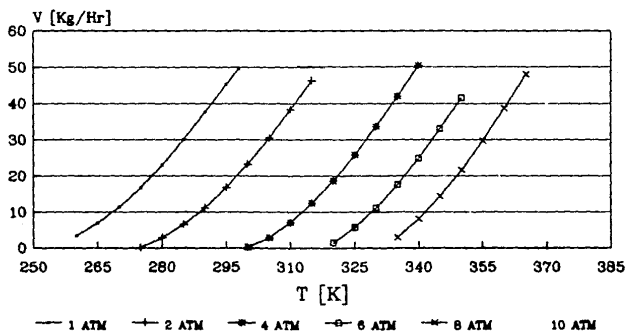


FIG. 4.10 T VS V

REGIMEN PERMANENTE

BASE F=51 Kg/Hr

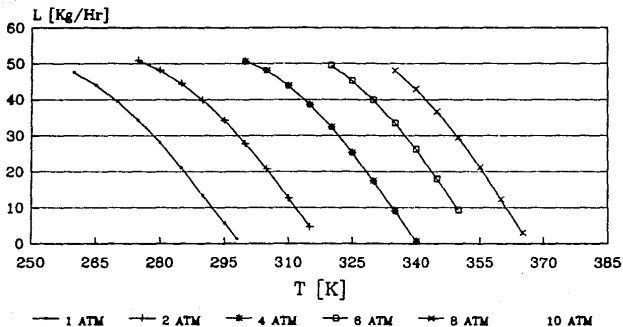


FIG. 4.11 T VS L

REGIMEN PERMANENTE

BASE F=51 Kg/Hr

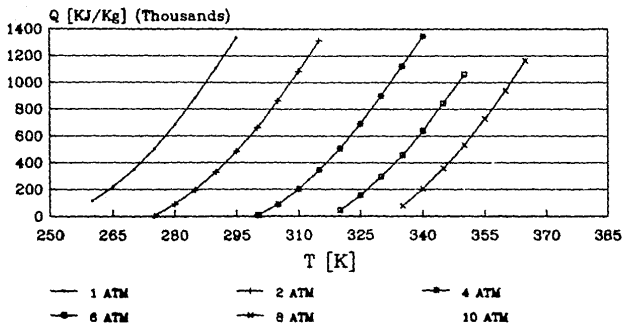


FIG 4.12 T VS Q

REGIMEN DINAMICO

Tabla 4.1 CONDICIONES INICIALES

t = 0	Presión [atm]	5.50
	Temperatura [K]	330.00
	Flujo [Kg/Hr]	
	Alimentación	51.00
	Vapor	19.30
	Líquido	31.70
	Altura [ft]	0.53
	Carga térmica [Kj/Hr]	428301
	Temperatura de burbuja [K]	300.56
	Temperatura de rocío [K]	340.38

REGIMEN DINAMICO
CONDICIONES INICIALES

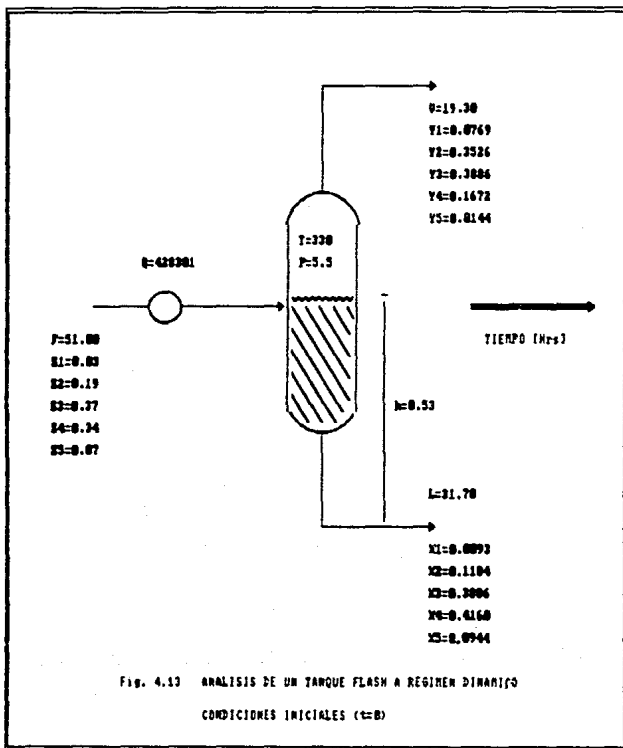


Fig. 4.13 ANALISIS DE UN TANQUE FLASH A REGIMEN DINAMICO
CONDICIONES INICIALES (t=0)

CASO 1A DISTURBIO EN LA PRESION

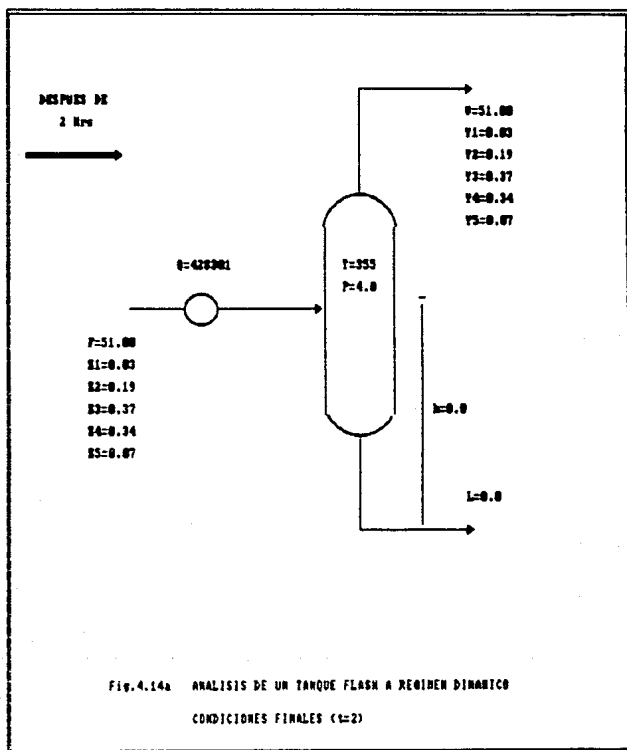


Fig.4.14a ANALISIS DE UN TANQUE FLASH A REGIMEN DINAMICO
CONDICIONES FINALES ($t=2$)

REGIMEN DINAMICO

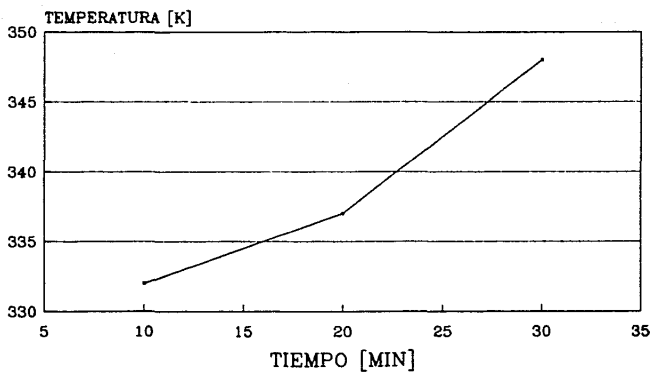


FIG. 4.14 (b) PRESION = 4 ATM

CASO 1B DISTURBIO EN LA PRESION

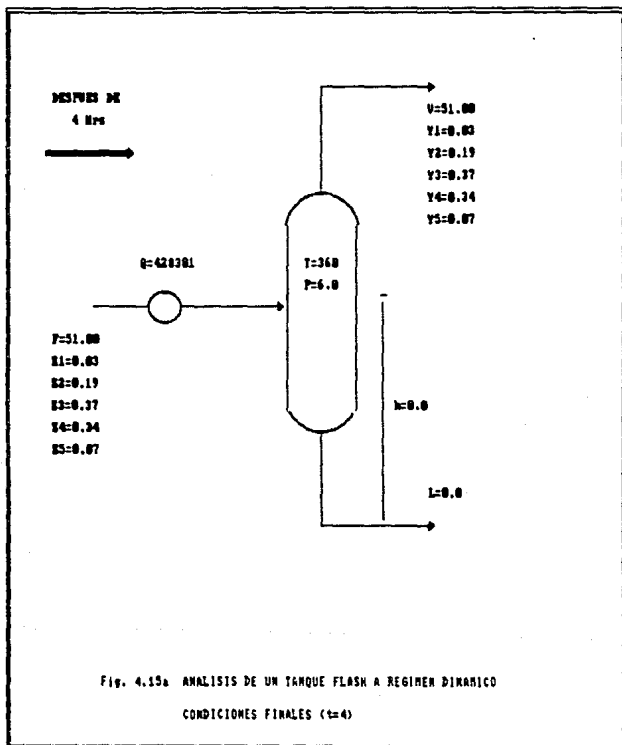


Fig. 4.15a ANALISIS DE UN TANQUE FLASH A REGIMEN DINAMICO
CONDICIONES FINALES ($t=4$)

REGIMEN DINAMICO

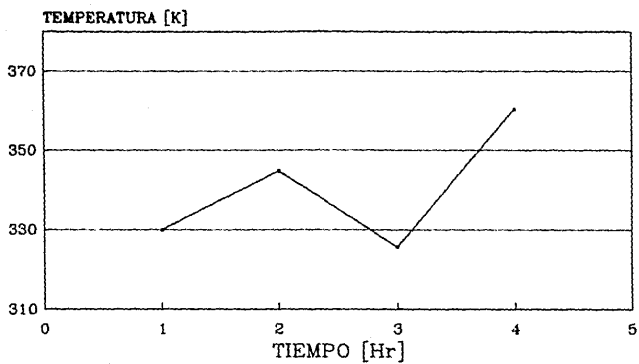
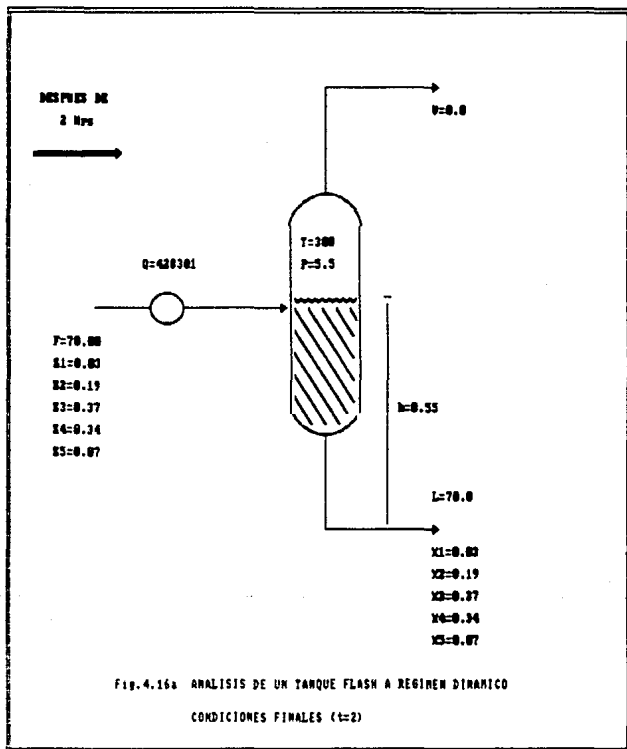


FIG. 4.15 (b) PRESION = 6 ATM

CASO 2.A DISTURBIO EN EL FLUJO DE ALIMENTACION



REGIMEN DINAMICO

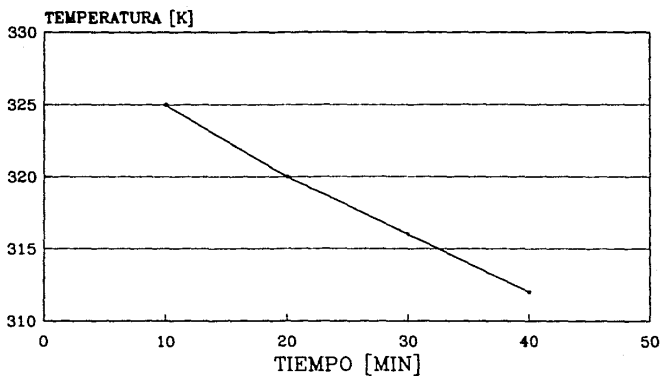
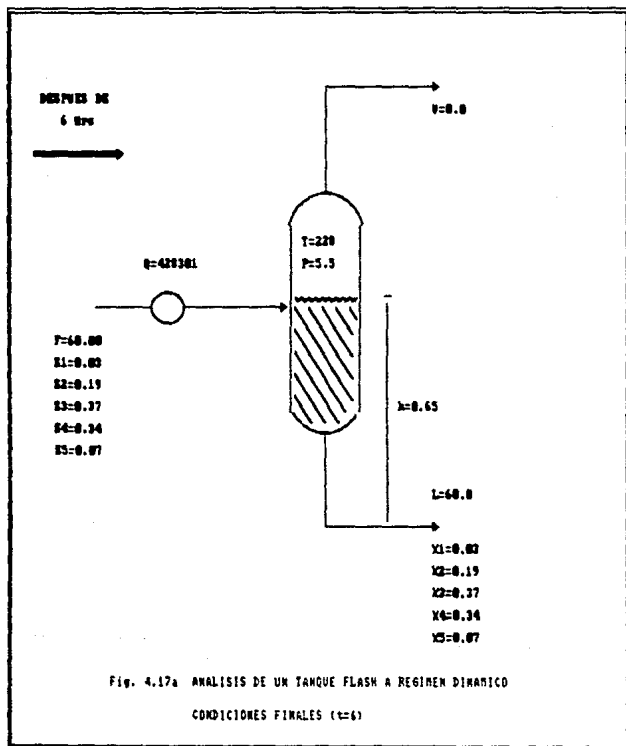


FIG. 4.16 (b) FLUJO = 70 Kg/Hr

CASO 2.B DISTURBIO EN EL FLUJO DE ALIMENTACION



REGIMEN DINAMICO

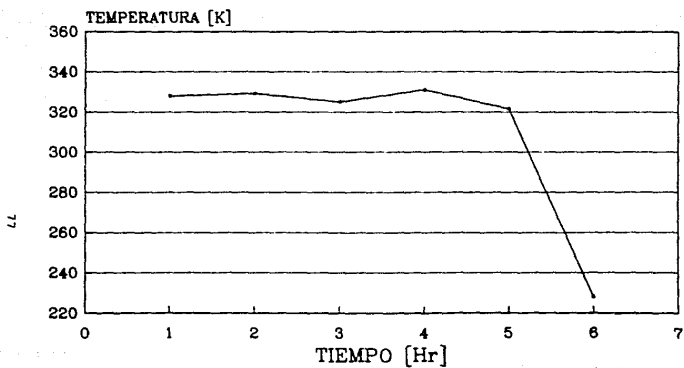


FIG. 4.17 (b) FLUJO = 60 Kg/Hr

CASO 2.C DISTURBIO EN EL FLUJO DE ALIMENTACION

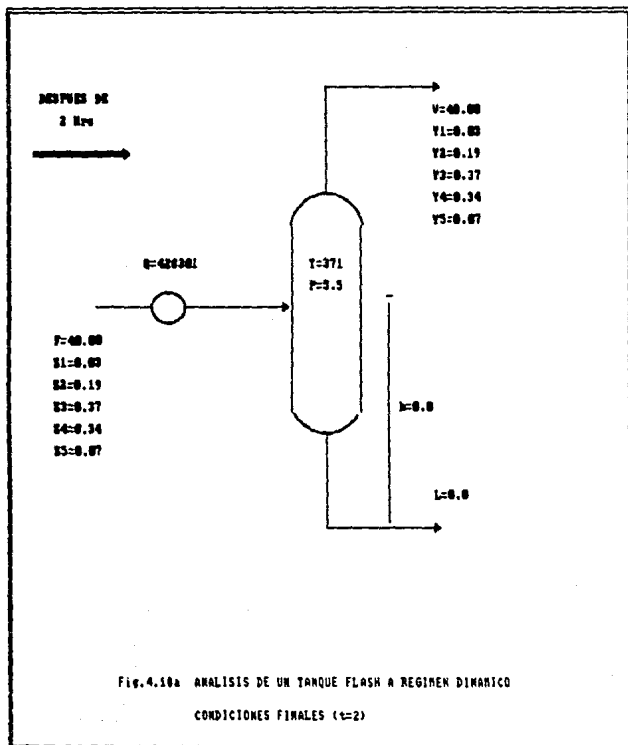


Fig. 4.10a ANALISIS DE UN TANQUE FLASH A REGIMEN DINAMICO
CONDICIONES FINALES ($t=2$)

REGIMEN DINAMICO

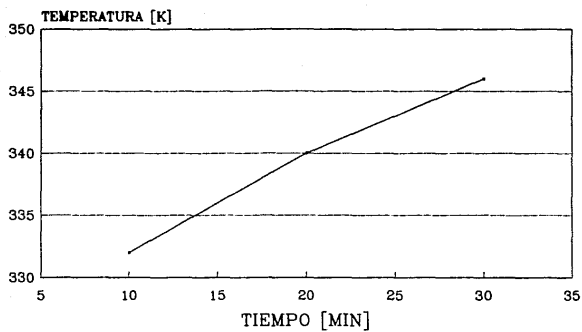
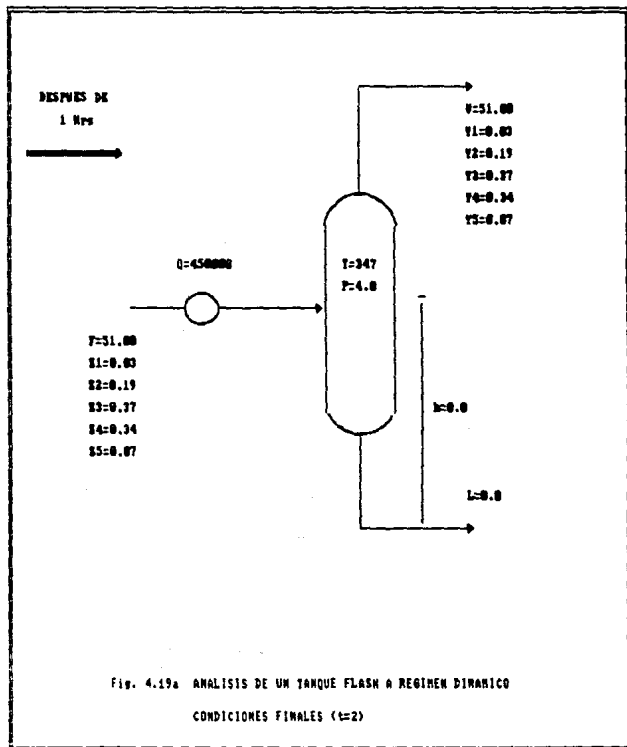


FIG. 4.18 (b) FLUJO = 40 Kg/Hr

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

CASO 3.A DISTURBIO EN LA CARGA TERMICA



REGIMEN DINAMICO

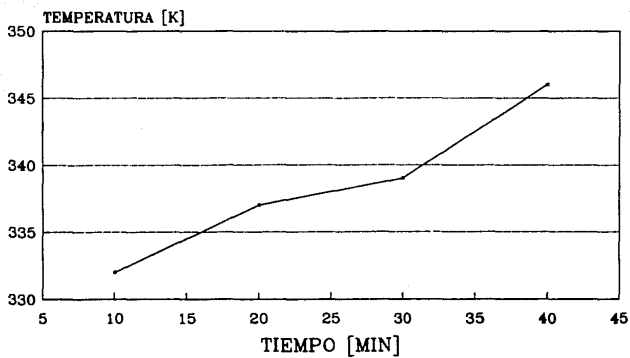
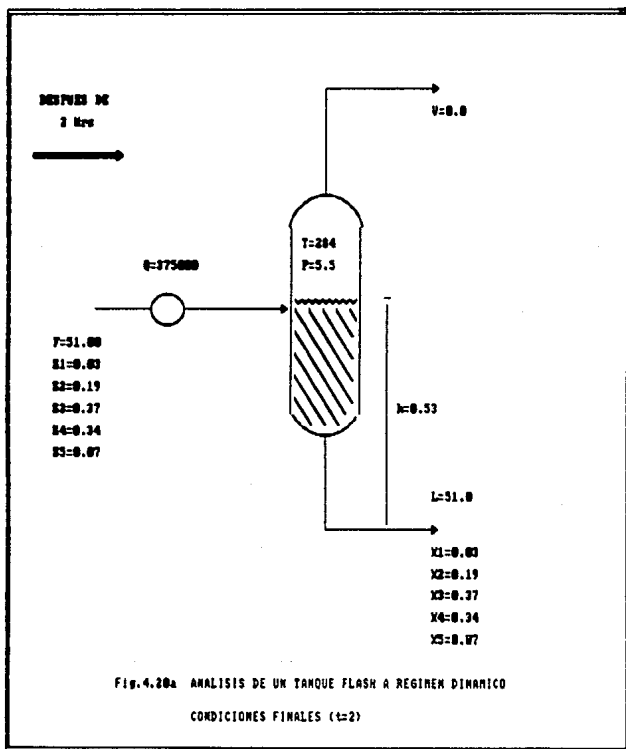


FIG. 4.19 (b) CARGA TERMICA = 450000

CASO 3B DISTURBIO EN LA CARGA TERMICA



REGIMEN DINAMICO

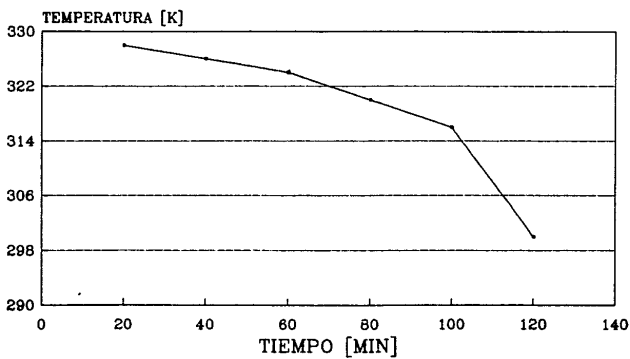


FIG. 4.20 (b) CARGA TERMICA = 375000

4.2 ANALISIS DE RESULTADOS

Para que un sistema de destilación flash opere satisfactoriamente es necesario mantener flujo de alimentación, nivel del líquido en el tanque, temperatura y presión de operación constantes. Una vez establecidos los objetivos de control se seleccionaron las variables manipulables.

Para poder establecer la mejor estructura que garantice las necesidades planteadas es importante evaluar el efecto de las variables manipulables sobre las controlables considerando :

- 1) Régimen permanente (acumulación nula)
- 2) Régimen dinámico (influencia de disturbios externos).

De la figura 4.1-4.12 se muestra la relación que existe entre t_{etha} , flujo de vapor, flujo de líquido y carga térmica con respecto a la presión y la temperatura. El análisis de estos resultados unicamente reflejan el comportamiento de cada una de las variables en el sistema y no brindan mayores datos.

El análisis a régimen dinámico se basa en considerar tres disturbios :

- 1) En la presión
- 2) En el flujo de alimentación
- 3) En la carga térmica

Al existir una variación en la presión :

- 1) La temperatura aumenta
- 2) El flujo de vapor aumenta y
- 3) El nivel de líquido en el tanque disminuye.

Ver caso 1.A y 1.B

Al aumentar el flujo de alimentación :

- 1) La temperatura disminuye
- 2) El líquido aumenta
- 3) El nivel del líquido en el tanque aumenta

Ver caso 2.A y 2.B

Al disminuir el flujo de alimentación :

- 1) La temperatura aumenta
- 2) El flujo de vapor aumenta y
- 3) El nivel de líquido en el tanque disminuye.

Ver caso 2.C

Cuando la carga térmica aumenta :

- 1) La temperatura aumenta
- 2) El flujo de vapor aumenta y
- 3) El nivel de líquido en el tanque disminuye.

Ver caso 3.A

Cuando la carga térmica disminuye :

- 1) La temperatura disminuye
- 2) El líquido aumenta
- 3) El nivel del líquido en el tanque aumenta

Ver caso 3.8

Los tres disturbios tienen efecto en las mismas variables (T, V, L y h) sin embargo la diferencia radica en el tiempo de respuesta.

Es importante mencionar que la evaluación de las variables no es del todo individual sino que existe una interacción entre ellas siendo este un punto o aspecto muy importante a considerar en el diseño de un sistema de control; por ejemplo en el caso 2.A se observa que después de dos horas de haber aumentado el flujo de alimentación, la temperatura disminuye a tal grado que no existe separación y por lo tanto el tanque flash pasa a ser un simple tanque acumulador, luego entonces es necesario suministrar una cierta cantidad de calor para restaurar una operación normal.

Por lo tanto la mejor configuración de las 24 puede establecerse usando los siguientes argumentos:

1. Los efectos de F, V y L en la temperatura T son indirectos y poco lentos, mientras que de Q es directa y rápida. Por tanto, de las 24 configuraciones, solo los números 1, 3, 7, 9, 14 y 18 muestran un posible control de temperatura eficiente.

2. Los efectos de Q y L en la presión, P, son también indirectos y lentos. Por tanto, F y V son las mejores variables manipulables para el control de P y de las configuraciones previamente seleccionadas, sólo los números 3, 7, 9 y 14 son candidatos válidos.

3. De los números 3, 7, 9 y 14 las configuraciones restantes son la 3 y 9 al usar v para regular directa y rápidamente la presión.

4. Entre los número 3 y 9 la configuración 3 muestra ser la mejor debido al uso de L para llevar a cabo el control rápido de nivel y manipulación directa de F.

La configuración 3 se muestra en la Fig. 4.21

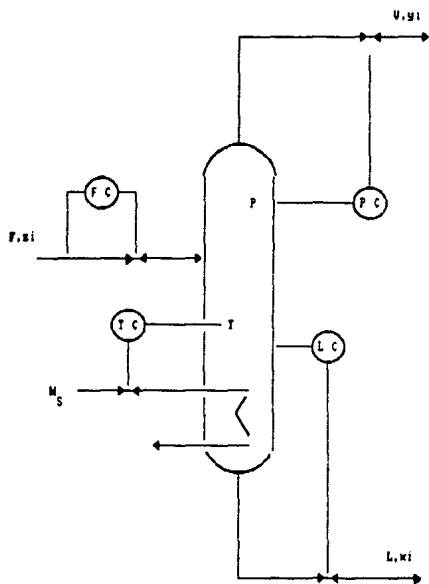


Fig. 4.21 ESQUEMA DE LA CONFIGURACION SELECCIONADA PARA UN TANQUE FLASH

CONCLUSIONES

El paso primordial es establecer claramente los objetivos de control, para realizar una selección adecuada de las variables y poder hablar entonces de la síntesis de estructuras de control que en general consiste en buscar el espacio de parámetros de control, es decir variables en función de algún índice de comportamiento para determinar donde ese índice es llevado a un máximo o un mínimo.

Mientras el diseño de muchos sistemas de control se basa únicamente en estado permanente, ahora se conoce que tal procedimiento es insuficiente debido a que no muestra el comportamiento de una variable con respecto al tiempo cuando existe un disturbio; sin embargo la caracterización cuantitativa de la dinámica del proceso puede dificultarse debido sobre todo a la complejidad de la forma del modelo.

El comportamiento dinámico debe estudiarse sin controladores en el sistema para obtener un circuito de lazo abierto. Alternativamente, los controladores pueden adicionarse a ciertas variables que sean controladas por manipulación de otras variables obteniéndose así un circuito de lazo cerrado.

Una vez establecida la estructura de control para el tanque flash (configuración número tres) el paso siguiente es diseñar el sistema de control involucrando las ecuaciones que gobiernan al controlador y al elemento final de control.

El objetivo de este trabajo no radica en diseñar el sistema de control sino proponer la mejor estructura que garantice las condiciones planteadas en un principio. Por lo tanto los objetivos de esta tesis quedan cubiertos satisfactoriamente.

NOMENCLATURA

A	Area transversal del tanque
C	Factor de correlación ($C = 10.7$)
Cp	Capacidad calorífica
D	Diámetro del tanque
F	Flujo de alimentación
h	Altura del líquido en el tanque
H	Entalpia
k	Coefficiente de reparto
L	Flujo de líquido
Lt	Longitud total del tanque
P	Presión
Q	Calor suministrado
t	Tiempo
T	Temperatura
Tr	Tiempo de residencia
V	Flujo de vapor
Vd	Velocidad de diseño
Vp	Velocidad de vapor permitida
x	Fracción en la corriente líquida
y	Fracción en la corriente vapor
z	Fracción en la corriente de alimentación
ρ	Densidad del líquido en el tanque

- θ Relación de flujo
- φ Diámetro de boquilla de alimentación

Subíndices :

- f Alimentación
- i No de componente
- l Líquido
- v Vapor

BIBLIOGRAFIA

1. Luyben L. William , "PROCESS MODELING, SIMULATION AND CONTROL ENGINEERING", Ed. Mc. Graw Hill, 1973.
2. Stephanopoulos George, "CHEMICAL PROCESS CONTROL : AN INTRODUCTON", Ed. Prentice-Hall, 1984.
3. Himmelblau M. David, "PROCESS ANALYSIS AND SIMULATION", Ed. John Wiley & Sons, 1968.
4. Instituto Mexicano del Petróleo, "CURSO DE INGENIERIA BASICA DE PROCESO",tomo VI.
5. Henley J. Ernest, "OPERACIONES DE SEPARACION POR ETAPAS DE EQUILIBRIO EN INGENIERIA QUIMICA", Ed. Reverte, España, 1988.
6. Crane, "VALVULAS", Ed. Mc. Graw Hill, México, 1987.
7. Gordon M. Lewis, "BASIC CONCEPTS TERMINOLOGY AND TECHNIQUES FOR PROCESS CONTROL", Chemical Engineering, May 30, 1983, pp 58-66.
8. Gordon M Lewis, "FEEDBACK CONTROL MODES", Chemical Engineering, August 8, 1983, pp 79-85.

9. Guy L. John, "MODELING PROCESS SYSTEMS VIA DIGITAL COMPUTERS",
Chemical Engineering, March 8, 1982, pp 97-103.
10. Arkun and Stephanopoulos, "STUDIES IN THE SYNTHEISIS OF CONTROL
STRUCTURES FOR CHEMICAL PROCESSES"; Part I-VI, AICHE
Journal, Sept 1981.
11. R. K. Wood, "TERMINAL COMPOSITION CONTROL OF A BINARY
DISTILLATION COLUMN", Chemical Engineering Science, 1973,
Vol.28, pp 1707-1717.
12. Francisco Mateo Rodriguez, "AYUDAS PARA EL CONTROL DE LOS
PROCESOS CONTINUOS Y DISCONTINUOS", Ingenieria Química, Agosto
1990, pp 73-77.
13. Vicente Orti Vallejo, "EL CONTROL ADAPTATIVO PREDICTIVO :
APLICACIONES EN LA INDUSTRIA QUIMICA", Depto de proyectos,
SCAP Europa, S.A. ; Ingenieria Química, Agosto 1990, pp 87-93.
14. Foss A. S., "CRITIQUE OF CHEMICAL PROCESS CONTROL", AICHE J.,
Vol 19. N^o 2, 1973, pp 209-214.
15. Jose Nacif Narchi, "INGENIERIA DE CONTROL AUTOMATICO :
INSTRUMENTACION INDUSTRIAL", Biblioteca : Garnica Barrancos,
tomo II, pp 10.1-10.4

16. Clark, R. N., "INTRODUCTION TO AUTOMATIC CONTROL SYSTEMS", John Wiley y Sons, inc., New york, 1962.
17. Wilson, H. S., and L. M. Zoss., "CONTROLLER MODE SELECTION", I.S.A.J., Vol 8, 1962.
18. Lloyd, S. G., "AUTOMATIC CONTROL FUNDAMENTALS", Automation vol 9, junio, 1962.
19. Eckman, D. P., "PRINCIPLES OF INDUSTRIAL PROCESS CONTROL", John Wiley y Sons, inc., New York, 1945.
20. Considine, Douglas M., and S. D. Ross., "MANUAL DE INSTRUMENTACION APLICADA", tomo I, compaña editorial Continental, S.A., México, 1972.
21. Dallimonti, R., "BASIC CONTROLLER FUNDAMENTALS", automation, september, 1960.
22. Samson, J. E., "IMPROVEMENTS IN OR RELATING TO AUTOMATIC FORCE BALANCE APPARATUS", British patent N° 860485, February, 1961.
23. Muiyphy, Gordon J., "BASIC AUTOMATIC CONTROL THEORY", D. Van Nostrand Company, inc., Princentun, N. J., 1957.

24. J. M. Smith and H. C. Van Ness., "INTRODUCCION A LA TERMODINAMICA EN INGENIERIA QUIMICA", ed. McGraw Hill, pag 87-102.

25. Paul W. Murrill and Cecil L. Smith., "CONTROLLERS", Louisiana State University, Baton Rouge, La., pag 49-68.

26. Paul W. Murrill and Cecil L. Smith., "PROCESS DYNAMICS-TRY SOLVING THIS WAY", Louisiana State University, Baton Rouge, La., pag 73-89.

APENDICE A

**TABLAS DE RESULTADOS
REGIMEN PERMANENTE Y DINAMICO**

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.1 PRESION 1 ATM

T (K)	•	V [kg/Hr]	L [kg/Hr]
260	0.0675	3.4425	47.557
265	0.1361	6.9411	44.0589
270	0.2231	11.3781	39.6219
275	0.3278	16.7178	34.2822
280	0.4499	22.9448	28.0551
285	0.5874	29.9574	21.0426
290	0.7360	37.5360	13.4640
295	0.8869	45.2319	5.7681
298	0.9728	49.6128	1.3878

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.2 PRESION 2 ATM

T (K)	ϕ	V [kg/Hr]	L [kg/Hr]
275	0.0028	0.1428	50.8572
280	0.0560	2.8560	48.1440
285	0.1280	6.5280	44.4720
290	0.2190	11.1690	39.8310
295	0.3282	16.7382	34.2618
300	0.4554	23.2101	27.7899
305	0.5975	30.4725	20.7899
310	0.7511	38.3061	12.6939
315	0.9073	46.2723	4.7277

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.3 PRESION 4 ATM

T (K)	ϕ	V [kg/Hr]	L [kg/Hr]
301	0.0050	0.2550	50.7450
305	0.0571	2.9121	48.0879
310	0.1401	7.1451	43.8549
315	0.2430	12.3930	38.6070
320	0.3648	18.6048	32.3952
325	0.5044	25.7244	25.2756
330	0.6589	33.5835	17.4165
335	0.8231	41.9781	9.0219
340	0.9875	50.3625	0.6375

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.4 PRESION 6 ATM

T (K)	φ	V [kg/Hr]	L [kg/Hr]
320	0.0286	1.4586	49.5414
325	0.1131	5.7681	45.2319
330	0.2184	11.1384	39.8616
335	0.3437	17.5287	33.4713
340	0.4877	24.8727	26.1273
345	0.6478	33.0378	17.9622
350	0.8190	41.5650	9.4350

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.5 PRESION 8 ATM

T (K)	e	V [kg/Hr]	L [kg/Hr]
335	0.0577	2.9427	48.0573
340	0.1585	8.0835	42.9165
345	0.2806	14.3106	36.6894
350	0.4229	21.5679	29.4321
355	0.5834	29.7534	21.2466
360	0.7582	38.6682	12.3318
365	0.9405	47.9655	3.0345

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.6 PRESION 10 ATM

T (K)	ϕ	V [kg/Hr]	L [kg/Hr]
345	0.0393	2.0043	48.9957
350	0.1448	7.3848	43.6152
355	0.2709	13.8159	37.1841
360	0.4191	21.3741	29.6259
365	0.5864	29.9064	21.0936
370	0.7689	39.2139	11.7861
375	0.9589	48.9039	2.0961

REGIMEN PERMANENTE

Table A.7 PRESION 1 ATM

T [K]	Q [Kj/Hr]
260	114830
265	220453
270	349288
275	502388
280	680621
285	882610
290	1104262
295	1334906

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.8 PRESION 2 ATM

T [K]	Q [Kj/Hc]
275	4701
280	90645
285	198394
290	329250
295	483723
300	662299
305	863865
310	1083846
315	1312493

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.9 PRESION 4 ATM

T [K]	Q [KJ/Hr]
300	7748
305	85547
310	202504
315	342536
320	505612
325	691664
330	898380
335	1120700
340	1348255

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.10 PRESION 6 ATM

T [K]	Q [Kj/Hr]
320	40939
325	156387
330	294368
335	455136
340	638261
345	841922
350	1061563

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.11 PRESION 8 ATM

T [K]	Q [KJ/Hr]
335	77327
340	206520
345	358103
350	531963
355	726880
360	939800
365	1164355

REGIMEN PERMANENTE**Tabla A.12 PRESION 10 ATM**

T [K]	Q [KJ/Hr]
345	50398
350	180678
355	331516
360	505184
365	699617
370	911796
375	1134882

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.13 TEMPERATURA 260 K

P (ATM)	•	V [Kg/Hr]	L [Kg/Hr]
0.20	0.9034	46.0734	4.9266
0.30	0.6727	34.3077	16.6923
0.40	0.5023	26.6173	25.3827
0.50	0.3767	19.2117	31.7883
0.60	0.2820	14.3820	36.6180
0.70	0.2087	10.6437	40.3563
0.80	0.1507	7.6857	43.3143
0.90	0.1044	5.3244	45.6756
1.00	0.0625	3.1875	47.8125
1.10	0.0382	1.9497	49.0502
1.15	0.0258	1.3158	49.6842
1.20	0.0146	0.7446	50.2554

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.14 TEMPERATURA 270 K

P (ATM)	ϕ	V [Kg/Hr]	L [Kg/Hr]
0.30	0.9574	48.8274	2.1726
0.40	0.7891	40.2441	10.7559
0.50	0.6728	32.7828	18.2172
0.60	0.6237	26.7087	24.2913
0.70	0.4263	21.7413	29.2517
0.80	0.3460	17.6460	33.3540
0.90	0.2792	14.2392	36.7608
1.00	0.2231	11.3781	39.6219
1.10	0.1755	8.9509	42.0495
1.20	0.1350	6.8850	44.1150
1.30	0.1004	5.1204	45.8796
1.40	0.0711	3.6261	47.3739
1.50	0.0461	2.3511	48.3739

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.15 TEMPERATURA 280 K

P (ATM)	ϕ	V [Kg/Hr]	L [Kg/Hr]
0.5	0.9344	47.6544	3.3456
0.6	0.8151	41.5701	9.4299
0.8	0.6081	31.0131	19.9869
1.0	0.4499	22.9449	28.0551
1.3	0.2790	14.2290	36.7710
1.5	0.1958	9.9858	41.0142
1.8	0.1023	5.2173	43.7827
2.0	0.0560	2.8560	48.1440
2.1	0.0367	1.8717	49.1283
2.2	0.0195	0.9945	50.0055

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.16 TEMPERATURA 290 K

P (ATM)	e	V [Kg/Hr]	L [Kg/Hr]
0.7	0.9946	50.7246	0.2754
0.8	0.9053	46.1703	4.8297
1.0	0.7360	37.5360	13.4640
1.2	0.5908	30.1308	20.8692
1.4	0.4705	23.9955	27.0045
1.6	0.3709	18.9159	32.0841
1.8	0.2882	14.6982	36.3018
2.0	0.2190	11.1690	39.8310
2.4	0.1118	5.7018	45.2982
2.6	0.0707	3.6062	47.3937
2.8	0.0363	1.8513	49.1487
3.0	0.0074	0.3774	50.6226

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.17 TEMPERATURA 300 K

P (ATM)	ϕ	V [Kg/Hr]	L [Kg/Hr]
1.1	0.9596	48.9396	2.0604
1.2	0.8926	45.5226	5.4774
1.4	0.7637	38.9487	12.0513
1.6	0.6470	32.9970	18.0030
1.8	0.5446	27.7746	23.2254
2.0	0.4551	23.2101	27.7899
2.2	0.3770	19.2270	31.7730
2.4	0.3089	15.7539	35.2461
2.6	0.2492	12.7092	38.2908
2.8	0.1968	10.0368	40.9036
3.0	0.1509	7.6959	43.3041

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.18 TEMPERATURA 310 K

P (ATM)	e	V [Kg/Hr]	L [Kg/Hr]
1.6	0.9530	48.6030	2.3970
1.9	0.7996	40.7796	10.2204
2.2	0.6598	33.6498	17.3502
2.5	0.5377	27.4227	23.5773
2.7	0.4659	23.7609	27.2391
3.0	0.3709	18.9159	32.0841
3.3	0.2892	14.7492	36.2508
3.5	0.2412	12.3012	38.6988
3.7	0.1977	10.0827	40.9173
4.0	0.1401	7.1451	43.8549
4.3	0.0906	4.6206	46.3794
4.5	0.0616	3.1416	47.8584

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.19 TEMPERATURA 320 K

P (ATM)	ϕ	V [Kg/Hr]	L [Kg/Hr]
2.2	0.9717	49.5507	1.4433
2.4	0.8890	45.3390	5.6610
3.0	0.6587	33.5937	17.4063
3.5	0.4980	25.3980	25.6020
4.0	0.3648	18.6048	32.3952
4.5	0.2549	12.9999	38.0001
5.0	0.1642	8.3742	42.6258
5.5	0.0895	4.5645	46.4355

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.20 TEMPERATURA 330 K

P (ATM)	e	V [Kg/Hr]	L [Kg/Hr]
3.0	0.9784	49.8984	1.1016
3.3	0.8776	44.7576	6.2424
3.5	0.8121	41.4171	9.5829
4.0	0.6589	33.7189	17.3961
4.5	0.5239	26.7189	24.2811
5.0	0.4067	20.7417	30.2583
5.5	0.3055	15.5805	35.4195
6.0	0.2184	11.1384	39.8816
6.5	0.1436	7.3239	43.6764
7.0	0.0795	4.0545	46.9455
7.5	0.0249	1.2699	49.7301

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.21 TEMPERATURA 340 K

P (ATM)	e	V [Kg/Hr]	L [Kg/Hr]
4.0	0.9875	50.3625	0.6375
4.5	0.8487	43.2837	7.7163
5.0	0.7170	36.5070	14.4330
5.5	0.5964	30.4164	20.5836
6.0	0.4877	24.8727	26.1273
6.5	0.3905	19.9155	31.0845
7.0	0.3038	15.4938	35.5062
7.5	0.2268	11.5668	39.4332
8.0	0.1585	8.0682	42.9318
8.5	0.0981	5.0031	45.9969

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.22 TEMPERATURA 350 K

P (ATM)	e	V [Kg/Hr]	L [Kg/Hr]
5.5	0.9351	47.6901	3.3099
6.0	0.8190	41.7690	9.2310
6.5	0.7085	36.1335	14.8665
7.0	0.6054	30.8754	20.1246
7.5	0.5102	26.0202	24.9748
8.0	0.4229	21.5679	29.4321
8.5	0.3431	17.4981	33.5019
9.0	0.2703	13.7853	37.2143
9.5	0.2041	10.4091	40.5709
10.0	0.1440	7.3440	43.6560
11.0	0.0398	2.0298	48.9702

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.23 TEMPERATURA 260 K

P [ATM]	Q [KJ/Hr]
0.20	1129386
0.30	798297
0.40	570895
0.50	412551
0.60	298988
0.70	214913
0.80	151090
0.90	102022
1.00	64337
1.10	35559
1.15	23728
1.20	13265

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.24 TEMPERATURA 270 K

P [ATM]	Q [KJ/Hr]
0.30	1187980
0.40	943717
0.50	743469
0.60	587942
0.70	465907
0.80	368904
0.90	290970
1.00	227607
1.10	175431
1.20	132377
1.30	96637
1.40	67156
1.50	42764

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.25 TEMPERATURA 280 K

P [ATM]	Q [KJ/Hr]
0.50	1129726
0.60	960426
0.80	683649
1.00	485521
1.30	285476
1.50	194104
1.80	97041
2.00	51621
2.20	17515

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.26 TEMPERATURA 290 K

P [ATM]	Q [KJ/Hr]
0.70	1191459
0.80	1063730
1.00	833816
1.20	647302
1.40	499669
1.60	393110
1.80	289923
2.00	214922
2.40	104715
2.60	64745
2.80	32532
3.00	6455

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.27 TEMPERATURA 300 K

P [ATM]	Q [Kj/Hr]
1.20	1021212
1.40	850011
1.60	701593
1.80	576296
2.00	470582
2.20	381367
2.40	306023
2.60	241968
2.80	187423
3.00	141030

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.28 TEMPERATURA 310 K

P [ATM]	Q [KJ/Hr]
1.60	1075818
1.90	873810
2.20	699237
2.50	553550
2.70	470921
3.00	365196
3.30	277703
3.50	227893
3.70	183897
4.00	127330
4.30	80533
4.50	53942

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.29 TEMPERATURA 320 K

P [ATM]	Q [Kj/Hc]
2.20	1070122
2.40	962135
3.00	678220
3.50	493415
4.00	348634
4.50	235490
5.00	146847
5.50	77258

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.30 TEMPERATURA 330 K

P [ATM]	Q [Kj/Hr]
3.00	1045294
3.30	917870
3.50	837647
4.00	657150
4.50	506040
5.00	381052
5.50	278006
6.00	193235
6.50	123640
7.00	66657
7.50	20349

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.31 TEMPERATURA 340 K

P [ATM]	Q [Kj/Hr]
4.00	1020172
4.50	851310
5.00	698907
5.50	565501
6.00	450275
6.50	351358
7.00	266604
7.50	194235
8.00	132570
8.50	80170

REGIMEN PERMANENTE

Tabla A.32 TEMPERATURA 350 K

P [ATM]	Q [Kj/Hr]
5.50	917820
6.00	783970
6.50	661809
7.00	552169
7.50	454648
8.00	368406
8.50	292316
9.00	225338
9.50	166558
10.00	115110
11.00	30601

DISEÑO HIDRAULICO

Condiciones:

TEMPERATURA = 330 K

PRESION = 5.5 ATM

$\phi = 0.3055$

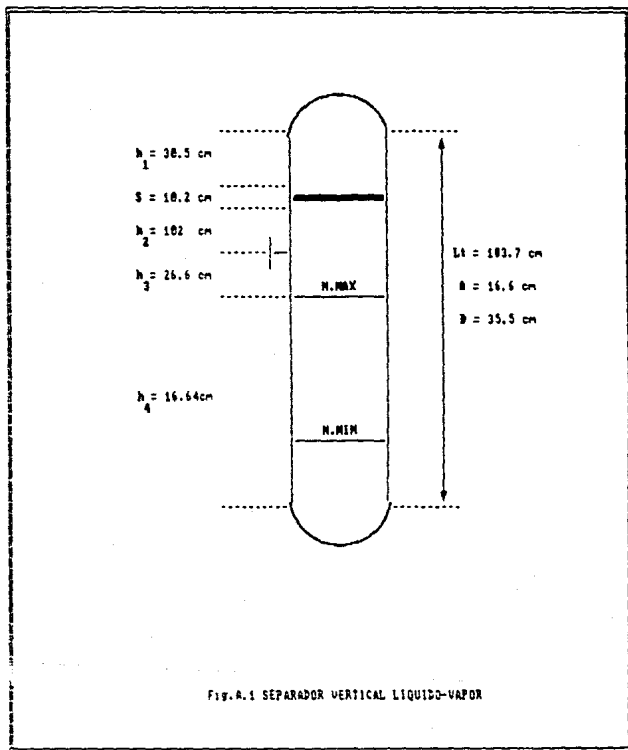
Componente	Z_i	X_i	Y_i
Etano	0.03	0.0093	0.0769
Propano	0.19	0.1184	0.3526
n-Butano	0.37	0.3617	0.3886
n-Pentano	0.34	0.4160	0.1672
n-Hexano	0.07	0.0944	0.0144

Tabla A.33

DATOS

DATOS	F	V	L
Flujo [Kg/Hr]	51.00	19.10	31.70
Densidad [g/cm ³]	0.0080	0.0002	0.0080
F.Compresibilidad	0.0254	0.9001	0.0254
φ Alimentación [cm]	6.6000	———	———

Tabla A-34



REGIMEN DINAMICO

Tabla A.35 DISTURBIO EN LA PRESION

CASO 1.A

t = 1	Presión [atm]	4.00
	Temperatura [k]	330.00
	Flujo [Kg/Hr]	
	Alimentación	51.00
	Vapor	17.01
	Líquido	33.99
	Altura [ft]	0.54
	Carga térmica [Kj/Hr]	428301

t = 2

Presión [atm]	4.00
Temperatura [k]	355.40

No existe separación a esta temperatura
 La alimentación es vapor sobrecalentado

REGIMEN DINAMICO

Tabla A.36 DISTURBIO EN LA PRESION

CASO 1.B

t = 1	Presión [atm]	6.00
	Temperatura [K]	330.00
	Flujo [Kg/Hr]	
	Alimentación	51.00
	Vapor	17.03
	Líquido	33.97
	Altura [ft]	0.53
	Carga térmica [Kj/Hr]	438301

t = 2	Presión [atm]	6.00
	Temperatura [K]	344.80
	Flujo [Kg/Hr]	
	Alimentación	51.00
	Vapor	18.25
	Líquido	32.75
	Altura [ft]	0.53
	Carga térmica [Kj/Hr]	428301

t = 3	Presión [atm]	6.00
	Temperatura [k]	325.60
	Flujo [Kg/Hr]	
	Alimentación	51.00
	Vapor	15.04
	Líquido	35.96
	Altura [ft]	0.53
	Carga térmica [Kj/Hr]	428301

t = 4

Presión [atm]	6.00
Temperatura [k]	360.40

No existe separación a esta temperatura

La alimentación es vapor sobrecalentado

REGIMEN DINAMICO

Tabla A.37 DISTURBIO EN EL FLUJO DE ALIMENTACION

CASO 2. A

t = 1	Presión [atm]	5.50
	Temperatura [K]	327.00
	Flujo [Kg/Hr]	
	Alimentación	70.00
	Vapor	23.38
	Líquido	46.62
	Altura [ft]	0.55
	Carga térmica [Kj/Hr]	428301

t = 2

Presión [atm]	5.50
Temperatura [K]	308.00

No existe separación a esta temperatura

La alimentación es líquido subenfriado

REGIMEN DINAMICO

Tabla A.38 DISTURBIO EN EL FLUJO DE ALIMENTACION

CASO 2.8

t = 1	Presión [atm]	5.50
	Temperatura [k]	328.00
	Flujo [Kg/Hr]	
	Alimentación	60.00
	Vapor	19.98
	Líquido	40.02
	Altura [ft]	0.554
	Carga térmica [Kj/Hr]	428301
<hr/>		
t = 2	Presión [atm]	5.50
	Temperatura [k]	329.21
	Flujo [Kg/Hr]	
	Alimentación	60.00
	Vapor	20.34
	Líquido	39.66
	Altura [ft]	0.562
	Carga térmica [Kj/Hr]	428301

t = 3	Presión [atm]	5.50
	Temperatura [k]	325.40
	Flujo [Kg/Hr]	
	Alimentación	60.00
	Vapor	19.92
	Líquido	40.08
	Altura [ft]	0.57
	Carga térmica [Kj/Hr]	428301

t = 4	Presión [atm]	5.50
	Temperatura [k]	331.40
	Flujo [Kg/Hr]	
	Alimentación	60.00
	Vapor	20.04
	Líquido	39.96
	Altura [ft]	0.58
	Carga térmica [Kj/Hr]	428301

t = 5	Presión [atm]	5.50
	Temperatura [K]	321.60
	Flujo [Kg/Hr]	
	Alimentación	60.00
	Vapor	19.02
	Líquido	40.98
	Altura [ft]	0.65
	Carga térmica [Kj/Hr]	428301

t = 6

Presión [atm]	5.50
Temperatura [K]	228.00

No existe separación a esta temperatura

La alimentación es líquido subenfriado

REGIMEN DINAMICO

Tabla A.39 DISTURBIO EN EL FLUJO DE ALIMENTACION

CASO 2.C

t = 1	Presión [atm]	5.50
	Temperatura [K]	331.60
	Flujo [Kg/Hr]	
	Alimentación	40.00
	Vapor	13.36
	Líquido	26.64
	Altura [ft]	0.52
	Carga térmica [Kj/Hr]	428301

t = 2

Presión [atm]	5.50
Temperatura [K]	371.00

No existe separación a esta temperatura

La alimentación es vapor sobrecalentado

REGIMEN DINAMICO

Tabla A.40 DISTURBIO EN LA CARGA TERMICA

CASO 3.A

t = 1	Presión [atm]	5.50
	Temperatura [k]	324.00
	Flujo [Kg/Hr]	
	Alimentación	51.00
	Vapor	26.68
	Líquido	24.38
	Altura [ft]	0.53
	Carga térmica [Kj/Hr]	375000

t = 2

Presión [atm]	5.50
Temperatura [k]	284.00

No existe separación a esta temperatura

La alimentación es líquido subenfriado

REGIMEN DINAMICO

Tabla A.41 DISTURBIO EN LA CARGA TERMICA

CASO 3.B

t = 1

Carga térmica [Kj/Hr]	450000
Presión [atm]	5.50
Temperatura [k]	347.00

No existe separación a esta temperatura

La alimentación es vapor sobrecalentado

APENDICE B

DEFINICION DE ALGUNOS CONCEPTOS EN CONTROL

CONCEPTOS BASICOS DE CONTROL

Para comprender el lenguaje de control es necesario entender antes los fundamentos de control. Recientes publicaciones de la ASME Estándar 105 "Terminología del control automático", por la división de instrumentos y reguladores de la sociedad Americana de Ingenieros Mecanicos y el código de la sociedad de Instrumentistas de América (ISA), estandarizaron los términos de control más usados comúnmente y resultaron aceptables en la practica. La terminología así como su aplicación a la instrumentación y control, se da a continuación.

ELEMENTOS QUE INTERVIENEN EN UN PROCESO

PROCESO

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

VARIABLE CONTROLADA

Es aquella condición o estado del material del proceso que está sujeta a cambiar, que es medida y controlada. La variable que se

medida en un proceso no constituye por si misma un fin, sino una indicación del estado de equilibrio del proceso y a veces es simplemente una indicación de la velocidad de una reacción en proceso. La medida de una variable sirve de base para la acción reguladora.

MEDIO CONTROLADO

Es aquella energía o material del proceso en el cual la variable es controlada. La variable controlada es una condición del medio controlado, por ejemplo, cuando la temperatura del agua en un tanque es automáticamente controlada, la variable controlada es la temperatura y el medio controlado es el agua.

VARIABLE MANIPULADA

Es aquella cantidad o condición que es cambiada por el controlador para eliminar el error.

AGENTE DE CONTROL

Es aquella energía o material del proceso en el cual la variable manipulada es una condición o característica, por ejemplo, cuando un elemento final de control, cambia el flujo del gas combustible a un quemador la variable manipulada es el flujo y el agente de control es el gas.

ELEMENTOS DE UN CONTROL AUTOMATICO

CONTROLADOR AUTOMATICO

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

SISTEMA DE CONTROL AUTOMATICO

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

CONTROL AUTOOPERADO

Es aquél en el cual toda la energía para operar el elemento final de control se deriva del medio controlado.

CONTROL OPERADO POR RELEVADOR

Es aquél en el cual la energía transmitida a través del elemento primario es suplementada o amplificada para operar el elemento final de control empleando energía de otra fuente.

PUNTO DE CONTROL

Es el valor deseado de la variable bajo control

MEDIOS DE MEDICION

Consiste en aquellos elementos de un controlador automático que están involucrados en la determinación y comunicación a los medios de control del valor de la variable controlada

MEDIOS DE CONTROL

Son aquellos elementos de un controlador automático que están involucrados en la producción de una acción correctiva

ELEMENTO PRIMARIO

Es aquella parte de los medios de medición, la cual primero utiliza o transforma la energía del medio controlado produciendo un efecto que es función del cambio en el valor de la variable controlada.

ELEMENTO DE MEDICION

Son aquellos elementos de un controlador automático los cuales tienen como función el indagar y comunicar a los medios de control el valor de la variable controlada.

OPERADOR MOTOR

Es una porción de los medios controladores que aplican fuerza para operar al elemento final de control

SERVOMECANISMO

Es un sistema de control retroalimentado en el cual la variable controlada es una posición mecánica.

ELEMENTO FINAL DE CONTROL

Es aquella porción de los medios de control que cambia directamente al valor de la válvula manipulada.

CARACTERISTICAS DE UN PROCESO

Todo proceso tiene características que influyen en la calidad del control

CAPACIDAD

Es la cantidad máxima de energía que puede ser almacenada por el sistema o proceso.

CAPACITANCIA

Es el cambio de capacidad contenida por unidad de cambio en una variable de referencia.

RESISTENCIA

Es la oposición al flujo de materia o energía.

RETRASOS

Es cualquier retardo entre dos acciones relacionadas.

TIEMPO MUERTO

Es el retraso de tiempo que existe entre el inicio de un cambio de la variable controlada y el momento en que empieza la respuesta a dicho cambio.

CAMBIO DE CARGA

Es un cambio de la variable manipulada, no provocado por el elemento final de control, sino, por un cambio de propiedades físicas o de energía de agente de control, que debe ser compensado por el sistema de control.

AUTOREGULACION

Por si misma es una característica inherente del proceso, la cual lleva a un valor del estado estacionario, sin la intervención de un control automático.

CARACTERISTICAS DEL CONTROL AUTOMATICO

PUNTO DE AJUSTE (SET POINT)

Es la posición en la cual se fija el mecanismo del punto de control o sea el valor deseado de la variable controlada.

RETROALIMENTACION PRIMARIA

Es una señal que relaciona a la variable controlada y que es comparada con la entrada de referencia para obtener la señal de actuación.

SENSIBILIDAD

Es la relación del cambio en la señal de salida (output) con respecto a un cambio específico de la señal de entrada. Para un instrumento de medición la presión neumática de entrada (input), es la variable medida, para un controlador automático es la variable controlada.

ZONA NEUTRAL

Se denomina a un rango predeterminado de valores de la variable controlada en la cual no cambia la señal controlada de salida del controlador

BANDA MUERTA

Es el rango de valores a través del cual la variable medida puede cambiar sin iniciar una respuesta.

INTERVALO DIFERENCIAL

Aplicado a la acción de un controlador de dos posiciones, es el rango mínimo de valores a través del cual la variable controlada debe pasar para cambiar la señal de salida del controlador del máximo al mínimo.

HISTERESIS

Debido a las propiedades elásticas, eléctricas o magnéticas, de algunos de los elementos de los instrumentos se produce el fenómeno llamado histéresis, el cual puede definirse como la máxima diferencial existente entre las señales de respuesta de un instrumento hacia arriba y hacia abajo de la escala para los mismos valores de alimentación durante un viaje de rango completo en cada dirección.

ERROR EN MEDICION

Es la diferencia algebraica entre un valor que resulta de una medición y su correspondiente valor verdadero.

EXACTITUD EN MEDICION

Es el grado de corrección con que una medición produce el valor verdadero referido al aceptable en estándares de ingeniería o sea que en el grado de conformidad con lo real o una regla establecida.

CICLIZACION

Es un cambio periódico (oscilación) de la variable controlada.

MODO DE CONTROL

Se llama modo de control a la acción correctiva del controlador sobre el elemento final de control.

ACCION DE POSICION

Es aquella en la cual hay una relación predeterminada entre el valor de la variable controlada y la posición del elemento final de control.

BANDA PROPORCIONAL

Aplicandose a la acción del controlador de posición proporcional, es el rango de valores de la variable controlada que corresponde al rango de operación completo del elemento final de control. En base a la ecuación de control proporcional es la constante de la proporcionalidad que relaciona la salida del controlador, con el error.

REGIMEN DE REAJUSTE

(aplicandose a las acciones de controlador proporcional más reajuste y proporcional más reajuste más rate). Es el número de veces por minuto que el efecto de la acción de posición proporcional sobre el elemento final de control, se repite por la acción flotante de velocidad proporcional.

CORRIMIENTO (OFFSET)

Es la desviación estacionaria, entre el valor de la variable controlada y el punto de ajuste, usualmente causados por un disturbio o cambio de carga en un sistema de control proporcional, del cual es una característica inherente.