



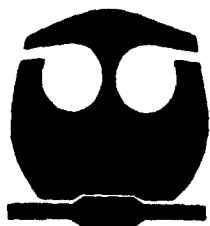
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

ANALISIS DE SISTEMAS TIPICOS DE
CONTROL BASICO DE EQUIPOS DE
PROCESO

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERA QUIMICA
P R E S E N T A:
ALINNE MAYA ALCARAZ



MEXICO, D. F.

1996

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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:

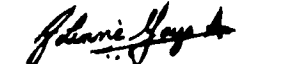
Presidente	Prof. Ernesto Ríos Montero
Vocal	Prof. Alejandro Anaya Durand
Secretario	Prof. Jorge Trinidad Martínez Montes
1er. Suplente	Prof. José Antonio Ortíz Ramírez
2do. Suplente	Prof. Celestino Montiel Maldonado

Sitio donde se desarrolló la tesis:
Facultad de Química U.N.A.M.

Asesor del tema:


Alejandro Anaya Durand

Sustentante


Alinne Maya Alcaraz

- *Con todo cariño a Oscar, Gabriela, Erich y Giselle que son parte de lo que yo soy y no hay forma de demostrar mi afecto por ustedes ¡Gracias!.*
- *A la Fam. Maya, Avendaño, Alcaraz en especial mis primos.*
- *A las familias Gadea Lucio, Gadea Salinas, Grasa, Pérez, Gómez y Ruiz.*
- *A Javier gracias*
- *A mis amigos de toda la vida Alejandra C., Martha Ferreira, Paola, Fam. González S., Fam. Garduño, Bernardo, Alejandro S., Claudia C. y Sandra S.*
- *A mis amigos de 1er sementre por haber recorrido juntos este camino.*
- *A aquellos que compartieron conmigo esta etapa más de cerca: Ruth, Yukari, Oscar, Jose Carlos C., Beto, Eréndira, Rafael, Martha C., Lucy, Moni, Carlos, Daniel, Lili, Luis, Saúl y el resto de los Hooligans, Ricardo G., Juanjo, al PIQAQA y a todos aquellos que aunque no se encuentren mencionados los recuerdo.*

- *Al Dr. Jesus Gracia y al Dr. Atonatiu Gomez por su ayuda prestada para que terminara este trabajo.*
- *A todos mis maestros mis más sinceros agradecimientos por sus enseñanzas en especial a M.C. Alejandro Anaya por su ayuda y por permitirme trabajar con usted.*
- *Al I.Q. Jorge T. Martínez Montes y al I.Q. Ernesto Rios por sus comentarios sobre la tesis.*

A la U.N.A.M por darme la oportunidad de pertenecer a la Máxima Casa de Estudios es todo un honor.

INDICE:

Introducción	1
Capítulo 1:	
1.-Diagramas de tubería e instrumentación.	3
1.1.-Tipos de diagrama de tubería e instrumentación.	5
1.2.-Información requerida para la elaboración de D.T.I.	5
1.3.- Representación típica de D.T.I.	8
Capítulo 2:	
2.-Análisis de control básico para equipo de proceso	11
2.1.- Control de intercambiadores de calor	11
2.1.1.- Transferencia de calor	11
2.1.2.-Medición de temperatura	12
2.1.3.-Válvulas de control	13
2.1.4.-Control de condensado	13
2.1.5.-Control de la presión de vapor	14
2.1.6.-Método de control por desviación de flujo	15
2.1.7.-Control de alimentación directa	16
2.1.8.-Intercambiadores de calor sin cambio de fase	17
2.1.9.-Líquido caliente y vapor condensado	19
2.1.10.-Control de combustión	21
2.1.11.-Control de combustible y aire	22
2.1.12.-Calentadores a fuego	23
2.1.13.-Control de nivel del tanque	23
2.1.14.-Control de presión del tanque	24
2.2.-Bombas y compresores	25
2.2.1.-Bombas de desplazamiento positivos	25
2.2.2.-Bombas centrifugas	26
2.2.3.-Control de compresor	26
2.3.-Control de operación de secado	29
2.3.1.-Secadores rotatorios	29
2.3.2.- Variables del secador	30
2.3.3.-Sistemas de control	30
2.3.4.-Control predictivo	31
2.3.5.-Secadores de tambor	33

Índice

2.3.6.-Secadores por aspersión	33
2.4.-Control de columnas de destilación	35
2.4.1.-Mediciones de funcionamiento	35
2.4.2.-Controles de inventario	35
2.4.3.-Controles de entrada de calor	38
2.4.4.-Análisis de métodos de control	40
2.4.4.1.-Caso 1	41
2.4.4.2.-Caso 2	44
2.4.4.3.-Caso 3	60
2.5.- Recipientes y tanques separadores de liq.-gas	62
2.5.1.-Recipientes	62
2.5.2.- Tanques separadores de líquido-gas	63
Capítulo 3	
3.-Grados de Libertad	66
3.1.-Variables de corriente	69
3.2.-Análisis de elementos típicos	69
3.2.1.-Corriente individual	69
3.2.2.-Divisor de corriente	70
3.2.3.-Mezclador	72
3.2.4.-Cambiador de calor	73
3.2.5.-Bombas, calentadores y enfriadores	75
3.2.6.-Condensador ó reherbido total	76
3.2.7.-Condensador ó reherbido parcial	78
3.2.8.-Etapa simple de equilibrio o plato teórico	79
3.2.9.-Etapa con corriente lateral	81
3.2.10.-Columna de absorción ó extracción	83
3.2.11.-Unidades complejas	85
Capítulo 4	
4.- Descripción del proceso	88
4.1.-Introducción	88
4.2.-Sección de despunte	90
4.3.-Sección de reacción	91
4.4.-Sección de decoloración y filtrado	91
4.5.-Sección de reformulación	92
4.6.-Análisis	92
Capítulo 5	
5 - Conclusiones	110
Bibliografía	111

INTRODUCCIÓN:

Los instrumentos de control están universalmente aceptados. Hoy en día no es concebible la existencia de la industria moderna sin instrumentos. Y aunque existiera, las necesidades que crea el mercado para obtener productos terminados con las garantías de calidad exigidas y en cantidad suficiente para que el precio obtenido sea competitivo, forzaría a modificar esta hipotética industria, incluyendo en la transformación subsiguiente, la automatización del proceso mediante instrumentos de medición y control.

En la industria se presentan repetidamente, la necesidad de contener y entender el funcionamiento de los instrumentos y el papel que juegan dentro del control de proceso.

En todos los procesos es absolutamente necesario controlar y mantener constante algunas magnitudes, tales como la presión, el caudal, el nivel, la temperatura, el pH, la conductividad, la velocidad, la humedad, el punto de rocío, etc. Los instrumentos de medición y control permiten el mantenimiento y la regulación de estas constantes más idóneas que las que el propio operador podría realizar.

En el inicio de la era industrial, el operario lleva a cabo un control manual de estas variables utilizando solo instrumentos simples, manómetros, termómetro, válvulas manuales, etc., control que era suficiente por la relativa simplicidad de los procesos. Sin embargo, la gradual complejidad con que estos se han ido desarrollando ha exigido su automatización progresiva por medio de los instrumentos de medición y control. Estos instrumentos han ido liberando al operario de su función de actuación física directa en la planta y al mismo tiempo, le han permitido una labor única de supervisión y de vigilancia de proceso desde centros de control situados en el proceso o bien en salas aisladas separadas. asimismo; gracias a los instrumentos ha sido posible fabricar productos complejos en condiciones estables de calidad y de características, condiciones que al operario serían imposibles ó muy difíciles de conseguir, realizando exclusivamente un control manual.

Los procesos industriales a controlar pueden dividirse completamente en dos categorías: Procesos continuos y procesos discontinuos. En ambos tipos, deben mantener en general las variables (presión, caudal, nivel, temperatura, etc.) bien en un valor deseado fijo.

bien en un valor variable con el tiempo de acuerdo con una relación predeterminada, o bien guardando una relación determinada con otra variable.

El propósito del control automático es reducir los grados de libertad del proceso. Un sistema de control automático es la implementación de la reducción de los grados de libertad del proceso por medio de dispositivos, neumáticos, electrónicos, etc. En esta tesis buscamos implementar este tipo de análisis de control, para determinar si es suficiente como para instrumentar un proceso, y si es un método rápido y sencillo.

A lo mejor un análisis de grados de libertad no es suficiente para controlar un proceso (existe una teoría del control basada en modelos matemáticos) pero es posible que nos sirva como base o antecedente o por lo menos eso intentaremos.

Una de las principales dificultades es la selección de las variables de diseño. ¿Es preciso el conocimiento adecuado del proceso para esto?. Creemos que sí. Basados en que es posible obtener de esta forma todas las variables que influyen al proceso y con esto la información necesaria para hacer un análisis más completo y riguroso.

Con el conocimiento de las variables y las ecuaciones que las interrrelacionan es posible calcular un número mínimo de controles que puedan manejar un sistema sin que alguna variable lo altere. Este control debe ser elegido de forma tal que pueda eliminar el mayor número de variables independientes. Entender este concepto y su aplicación puede ser de gran utilidad para el control de procesos.

I. DIAGRAMAS DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN.

En la Ingeniería Química se preparan diagramas de flujo para comunicar gráficamente el proceso a otros ingenieros, a diseñadores mecánicos, contratistas, etc.; así como para usarlos en la realización de evaluaciones económicas, preparación de diagramas de detalle y tubería o en otras actividades relacionadas con el trabajo del Ingeniero Químico.

Todas las plantas químicas son construidas en base a diagramas. En estos se incluyen los detalles necesarios para desarrollar un proyecto. Son el corazón del trabajo y si llegan a tener un error, éste será transferido a lo largo de todo el proyecto.

En el desarrollo del proyecto, la Ingeniería básica establece las bases de diseño, nos da la información tecnológica en la que se establecen las modificaciones físicas y químicas necesarias para la transformación de materia prima en producto, además de establecer la secuencia de dichas modificaciones, descripción del equipo más importante para llevarlas a cabo, y las condiciones de operación de dicho equipo, en otras palabras la Ingeniería básica consiste en el desarrollo de la información tecnológica necesaria para elaborar un producto a nivel industrial.

Durante la Ingeniería básica solo se da la información necesaria para saber cómo se va a elaborar el producto deseado, mientras que en la Ingeniería de detalle se genera la información necesaria para construir e instalar la planta, para lo cual se efectúan diversos estudios (suelos, cimientos, equipos, tuberías, etc.). Además la Ingeniería básica presenta solo información general de muchos equipos, y es la Ingeniería de detalle quien con dicha información elabora diseños completos, especificaciones detalladas y dibujos exactos que sirvan, para enviar los datos suficientes al fabricante para su construcción.

Como se observa, todas las actividades efectuadas en esta etapa del proyecto están encaminadas solo a obtener la información necesaria para construir e instalar la planta industrial, siempre se debe tener presente esto por la frecuente confusión entre la Ingeniería básica y de detalle.

Dentro de la Ingeniería básica podemos encontrar el diagrama de Ingeniería de flujo en el cual se vislumbra la distribución real de la planta. En estos diagramas se muestran todas las líneas de proceso y líneas de servicios para equipo de proceso.

En el diagrama de flujo debe mostrarse toda la instrumentación para el control, registro de operación de la planta. La regulación del proceso y la automatización junto con la instrumentación asociada, pueden considerarse como el cerebro y los nervios mecánicos de los procesos químicos modernos.

DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN:

El diagrama de tubería e instrumentación es un documento basado en los diagramas de flujo de proceso, el cuál sirve de enlace entre la Ingeniería básica y la de detalle. Debe ser lo más completo posible para facilitar la Ingeniería de detalle y la especificación de la instrumentación. Es la representación gráfica de la secuencia de equipos, tuberías, accesorios e instrumentos que conforman a un proceso industrial.

Consiste en definir, basándose en el diagrama de flujo del proceso, los puntos o etapas del mismo que requieren de control o monitoreo, a la vez que define la variable o variables sobre las cuales se efectuaran dicho control o monitoreo.

El diagrama de flujo de proceso nos representa el inicio de los Diagramas de Tubería e Instrumentación (D.T.I.) ya que en el se transmiten los datos de la Ingeniería en forma completa y precisa, debido a que es una representación gráfica de todo el sistema, en el que se describe el proceso, se proporcionan datos de las entradas y salidas de materia y energía y de los equipos que lo constituyen. Todo esto sirve para que sobre el D.T.I. se puedan especificar todos los equipos con su instrumentación completa para el control de la operación y el dimensionamiento de tuberías y accesorios involucrados en el proceso.

Así como las demás áreas de la Ingeniería de proyectos definen parámetros o características que deben ser incluidas como información en el diagrama de tubería e instrumentación (tales parámetros o características pueden ser, el material y el diámetro de las tuberías, la potencia de los motores que impulsarán equipos, la capacidad de los recipientes, etc.), la información generada en el diagrama de tuberías e instrumentación nos da la información necesaria para el desarrollo de nuevos documentos elaborados durante la Ingeniería de detalle (como la información de arreglo de equipo, elaboración de manual de arranque, operación, mantenimiento de la planta, disciplina de la instrumentación, disciplina de tubería, disciplina eléctrica).

1.1 TIPOS DE DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN:

Son tres los diagramas de tubería e instrumentación elaborados durante el diseño de un proceso industrial:

-Diagrama de tubería e instrumentación de proceso: Es la representación gráfica de la secuencia de equipos, tuberías, accesorios e instrumentos que intervienen directamente en el proceso.

-Diagrama de tubería e instrumentación de servicios auxiliares: Es la representación gráfica de la secuencia de equipos, tuberías, accesorios e instrumentos que intervienen directamente con los servicios auxiliares (agua, vapor, aire comprimido, etc.) necesarios para el funcionamiento del proceso industrial.

-Diagrama de integración: Es la representación gráfica de los sistemas de interconexión entre los diagramas de proceso y servicios auxiliares incluye la representación de los cabezales que unen entre sí a la planta de proceso o a ésta con los servicios auxiliares.

1.2 INFORMACIÓN REQUERIDA PARA LA ELABORACIÓN DE UN DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN:

Tanto de proceso como de servicios auxiliares es la siguiente:

- a) Bases de diseño
- b) Diagramas de flujo del proceso
- c) Diagrama de servicios auxiliares
- d) Lista de equipo
- e) Hojas de datos de equipo

La Ingeniería de la instrumentación de proceso en su diagrama debe seguir las siguientes obligaciones:

- a) Representación esquemática de los equipos de proceso mostrados en el diagrama de flujo, incluyendo unidades de repuesto, unidades en paralelo, equipo mecánico y equipo auxiliar (de acuerdo a la simbología y claves establecidas).
- b) Todas las tuberías que se requieren para la operación de las plantas tales como: recirculaciones, venteos, derivaciones (by-pass), drenes de equipo, líneas que se requieren para el arranque de planta, etc.

- c) Descripción de tuberías que incluya: diámetro, servicio, número, especificación y aislamiento.
- d) Todos los accesorios requeridos como: válvulas, juntas de expansión, filtros, trampas, etc., así como líneas y accesorias que unen los equipos. Especificación de las tuberías de unión.
- e) Todos los instrumentos necesarios para controlar el proceso (arranque, operación, paro, seguridad).
- f) Tomas de muestras y aditamentos especiales.
- g) Identificación de cada diagrama.
- h) La instrumentación requerida en límites de batería
- i) Para el caso de servicios auxiliares, agua por ejemplo; se indicará la alimentación y retornos a todos los equipos que lo requiera, así como la alimentación a estaciones de servicio.

Durante la elaboración de los D.T.I. s se debe considerar lo siguiente:

- En forma general, un D.T.I. incluirá al menos una unidad del proceso o de servicios auxiliares. Una unidad es un grupo de equipos que realizan una sola función.
- Deberá evitarse que una unidad se represente seccionada en dos o más D.T.I.
- Los D.T.I. de la unidades de proceso deben arreglarse con el flujo de proceso de izquierda a derecha y deberán seguir la secuencia del flujo del proceso indicando mediante la diferencia relativa de alturas de las posiciones de equipos entre si, sobre todo en aquellos casos donde la diferencia de elevaciones tenga algún significado crítico para el proceso (altura del faldón de torres y recipientes por problemas de NPSH, altura de rehervidores, etc.).
- Deberán mostrarse en forma simplificada los interiores de los equipos como serpentines de calentamiento, platos, eliminadores de niebla, etc.
- Se deberá indicar el sentido de flujo de la corriente por medio de una flecha pequeña sobrepuستا en la línea mostrándola en cada cambio de dirección.

En los diagramas se muestran todas las líneas de proceso y líneas de servicios para el equipo de proceso. A menudo las líneas del proceso principal se dibujan más gruesas a manera de que la secuencia de flujo primario sea más evidente (Anexo 1). Las líneas de servicios se dibujan usando varios símbolos para permitir una fácil diferenciación de los diversos servicios. Las líneas que conectan a los instrumentos deben ser más delgadas que las que representan a las corrientes de proceso.

Dado que el diagrama de Tubería e instrumentación es una de las principales fuentes de información, muchos de los datos deben ser proporcionados en el diagrama. Se deben suministrar temperaturas y presiones, flujos y descripciones de los fluidos. Además, deben darse las especificaciones para las líneas a modo de que para cada línea también se conozca el tamaño, el material y espesor de tubería, clase de bridas y capacidad normal de válvulas y accesorios. Esta información puede ser convenientemente proporcionada por medio de un sistema de numeración de líneas, en el cual cada línea que va desde un equipo a otro tiene un número individual.

Sobre las líneas de tubería deberá llevar las especificaciones, a modo de que de cada línea se conozca su diámetro, fluido que transita por ella, especificación de la línea, etc. Esta información puede ser convenientemente proporcionada por medio de un sistema de numeración de líneas. Estos datos se encuentran en el diagrama de flujo y no cambiará de un diagrama a otro, es decir, el diagrama de tubería e instrumentación al igual que el resto de los diagramas hechos durante el proyecto, tendrán la misma numeración de líneas y accesorios para evitar confusiones.

Como ejemplo de la especificación de las líneas podemos presentar una forma de numerarlas: 3"06403E

3"	0	6	403	E
Tamaño de línea	Clase de fluido	Número de área	Número de línea	Especificación de tubería

La clase de fluidos corresponderá a las claves previamente acordadas para el proyecto. Si la línea cuenta con aislamiento se le anexará la letra que identifique el tipo de aislamiento.

Los símbolos estándar en los diagramas han sido desarrollados por varias organizaciones técnicas y profesionales para sus propósitos particulares. A pesar de

esto en muchos casos, la simbología no es reconocida por los organismos y empresas

En la instrumentación y control se emplea un sistema especial de símbolos con el objeto de transmitir más eficientemente, tanto sus ideas como su información. Esto es indispensable en el diseño, selección, operación y mantenimiento en sistemas de control. Los símbolos se usan para indicar la posición de cada instrumento en el D.T.I. .

La información que complementa los D.T.I. y que sirva de interconexión entre los equipos de proceso y servicios son las tuberías o las líneas tanto de proceso como de servicios auxiliares.

En el Diagrama de Tubería e Instrumentación se muestra toda la instrumentación para el control, registro e indicación de la operación de la planta. La sociedad Norteamericana de Instrumentos (The Instrument Society of America) ha preparado un conjunto de símbolos estándar para instrumentos, los cuales deben ser observados para evitar confusiones (Anexo I). Todas las válvulas se indican incluyendo las de retención, al igual que las bridas y los accesorios de los equipos fundamentales en el proceso.

Tamaños de válvulas diferentes al de la línea se muestran adyacentes a la válvula. En el diagrama las válvulas se identifican tanto por número como por símbolo. Los números se refieren a las especificaciones detalladas de las válvulas. Para ayudar en el diseño de la tubería los tamaños de las válvulas de control y de las válvulas de alivio deben aparecer junto a ellas.

1.3 REPRESENTACIÓN TÍPICA DE LOS DIAGRAMAS DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN

La siguiente figura nos muestra la estructura de una diagrama de Tubería e Instrumentación en su forma más común. Siendo este el modelo más generalizado, nos muestra las diferentes secciones que este presenta, siendo la primera el desarrollo o el esquema principal. A continuación la lista de equipo, cabe mencionar que los símbolos representando a los accesorios (válvulas, bridas, etc.) vienen especificados en otro documento o en un plano de notas generales leyendas y símbolos.

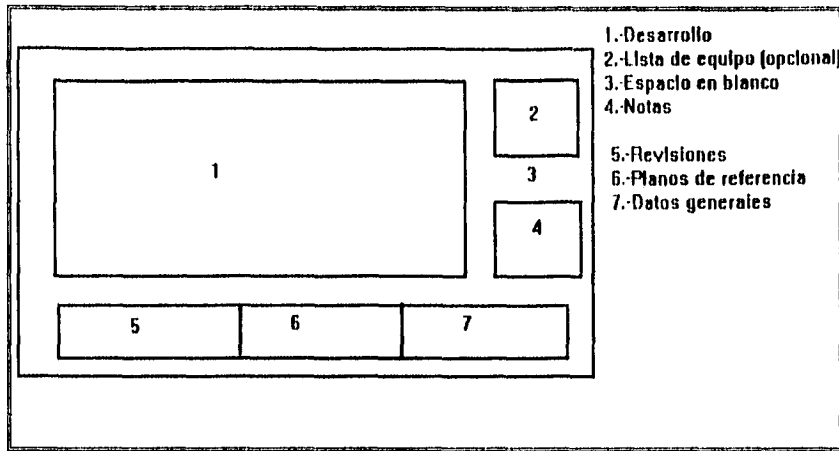









Fig. 1.1

Así, los diagramas de Tubería e Instrumentación tienen como objetivo esquematizar la automatización del proceso. Es decir que dentro de las condiciones normales de operación, la necesidad de intervención del personal sea mínima, quedando limitada en lo posible a una mera confirmación de los diversos parámetros, que estén dentro de los límites aceptables.

Definimos los dispositivos de protección de los equipos y los puntos de aplicación de los mismos para los casos en que, de presentarse condiciones anormales de proceso no resulten dañados los equipos o sea puesta en peligro la integridad física de las personas.

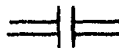
ANEXO 1

Designación para las líneas

	Proceso principal
	Proceso secundario
	Aire
	Drenaje
	Vapor
	Rastreada con vapor
	Agua

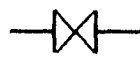
Valvulas y accesorios

Válvula de ángulo

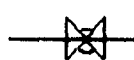


Brida

Coladera



VALVULA DE
COMPUERTA



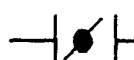
VÁLVULA DE
BOLA



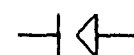
VÁLVULA DE
CUCHILLA



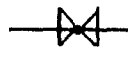
VÁLVULA DE
DIAFRAGMA



VÁLVULA DE
MARIPOSA



VÁLVULA
DUO-CHECK



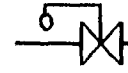
VALVULA DE
GLOBO



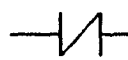
VÁLVULA
MACHO



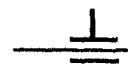
VÁLVULA DE
AGUJA



VÁLVULA DE
FLOTADOR



VÁLVULA DE
RETENCIÓN



VÁLVULA DE
PELLIZCO

CAPITULO DOS

Para este capítulo se han seleccionado algunos ejemplos de control de operaciones unitarias, en los cuales se encontraran ideas para resolver problemas de control de operaciones unitarias .

2.1 CONTROL DE INTERCAMBIADORES DE CALOR:

Este inciso describe los procesos sobre el control en los cuales el trabajo es convertido en calor y viceversa así como también el trabajo es simplemente transferido de un medio a otro.

Los principios que gobiernan la transferencia y conversión de energía se aplican en un amplio espectro de los procesos desde la combustión, la transferencia de calor hasta el bombeo y la compresión. En algunas aplicaciones, la energía aparece en la forma de calor y en otros en forma de trabajo.

Trabajo se define como aquella forma de energía la cual puede ser usada para levantar un peso, puede ser cuantitativamente convertida en calor mediante fricción e impacto. Sin embargo, solo una porción de la energía térmica en un fluido ó cuerpo caliente es convertido en trabajo. El trabajo por lo tanto, es la forma superior de energía y debe tomarse en cuenta para evitar que se pierda lo menos posible de calor.

2.1.1 Transferencia de calor: En la mayoría de los procesos de transferencia de calor, una barrera conductiva separa los fluidos los cuales intercambian calor, pero estos también son intercambiadores de contacto directo, en donde los fluidos se mezclan para formar una sola descarga.

Este proceso es muy ejemplificado por la mezcla de corrientes frías y calientes para formar una sola corriente teniendo una temperatura intermedia. Esta temperatura es ordinariamente la variable controlada, aunque el fluido de la mezcla puede ser también controlado. Este es un prospecto de interacción y mezcla de temperaturas

Existen ciertas configuraciones de equipos utilizadas en los intercambiadores de calor. Para los fines ilustrativos propuestos se ha utilizado un diseño simple de coraza y tubos. Éste contienen un solo tubo en U en la coraza, para los sistemas que emplean calor como medio de calentamiento, con un deflector lateral para la coraza que se agrega para aplicaciones de intercambio calorífico líquido-líquido.

El método más común de control para el intercambiador de calor es el de la figura 2.1. El controlador utiliza la temperatura de salida del producto como base para regular automáticamente la velocidad del flujo de vapor.

Hay algunas características de diseño para el sistema de control que requieren de atención particular. El grado de atención necesario depende de la cantidad de control requerida por el proceso.

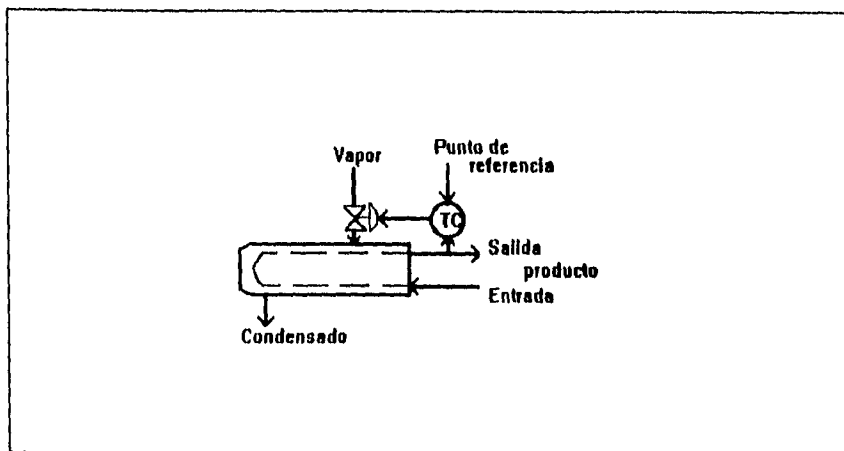


Fig. 2.1

2.1.2 Medición de temperatura: Tanto la ubicación como el método de instalación del dispositivo para medir la temperatura tienen efectos importantes en la calidad del control de temperatura del efluente del intercambiador. Si se tienen unos cuantos metros de tubería entre el intercambiador y el dispositivo de medición de temperatura se agrega un tiempo muerto¹, que puede ser tan grande o mayor que la constante de tiempo del intercambiador.

Si el dispositivo de medición de temperatura se coloca dentro del pozo térmico, se puede agregar otra constante de tiempo al circuito de control de retroalimentación², lo cual limita la calidad del control obtenido.

¹ El tiempo muerto es denominado comúnmente demora distancia velocidad. Por ejemplo si un elemento medidor de la temperatura se localiza corriente abajo de un intercambiador de calor, ocurre una demora de tiempo antes que el fluido calentado que sale del intercambiador llegue al punto.

² La información sobre la variable controlada se vuelve a alimentar como base para controlar una variable de proceso, de donde se le designa como control de retroalimentación o alimentación inversa.

Si se requiere un funcionamiento de gran calidad para el sistema de control el dispositivo para medir la temperatura se debe situar directamente dentro del fluido del proceso, a menos que algún problema de mantenimiento indique que se requiere un pozo térmico.

2.1.3 Válvulas de control: Los intercambiadores de calor operan comúnmente en una gama amplia de cargas tratadas. Esta gama amplia requiere la ubicación exacta de la válvula de control y una amplificación casi en toda la gama de la válvula. Por consiguiente, se usan posicionadores³ de válvula (normalmente se utiliza una configuración de igual porcentaje).

2.1.4 Control de condensado: El patrón de control se ilustra en la figura 2.2 (da, por lo común, un funcionamiento dinámico relativamente lento). No se debe utilizar, a menos que se tenga alguna ventaja especial en su uso o su funcionamiento sea compatible con los requisitos del proceso.

En este sistema, el control se deriva a través de la modificación del área de intercambio calorífico del vapor mediante la manipulación del nivel del condensado dentro de la coraza o la cubierta. Existe una amplia diferencia en el carácter del cambio sufrido en la superficie expuesta al calor, en comparación con el nivel de condensado, cuando se compara un conjunto de tubos, con un solo tubo en U. Esta variación es una función tanto de la forma del casco como de la geometría del tubo.

Véase el peor de los casos, que es el tubo doblado en U con el intercambiador montado en la posición horizontal (2.2-a). Conforme se eleva el nivel del condensado, no se registra ningún cambio en el área de intercambio calorífico del vapor hasta que el condensado llega a la base del tubo, en donde se registra una variación brusca. Conforme sigue ascendiendo el nivel, solo el tubo en U participa en el cambio dentro de la zona de intercambio calorífico. Cuando se llega a la base del tubo superior, existe la misma situación que en el tubo inferior. Este grado de no linealidad presenta una situación de control extremadamente difícil si se espera tener un buen control de temperatura en una gama amplia de cargas tratadas. Si la coraza tiene una forma que minimice el volumen del condensado, y el intercambiador se monta en posición vertical como se ilustra en la figura (2.2-b), o bien, se coloca a un ángulo pronunciado, el funcionamiento del control se manejará notablemente.

³El posicionador es un amplificador neumático mecánico con retroalimentación. Su funcionamiento típico consiste en comparar una señal de posición mecánica con una señal neumática de control y ajustar la salida del posicionador de tal manera que se reduzca cualquier diferencia entre estas dos señales.

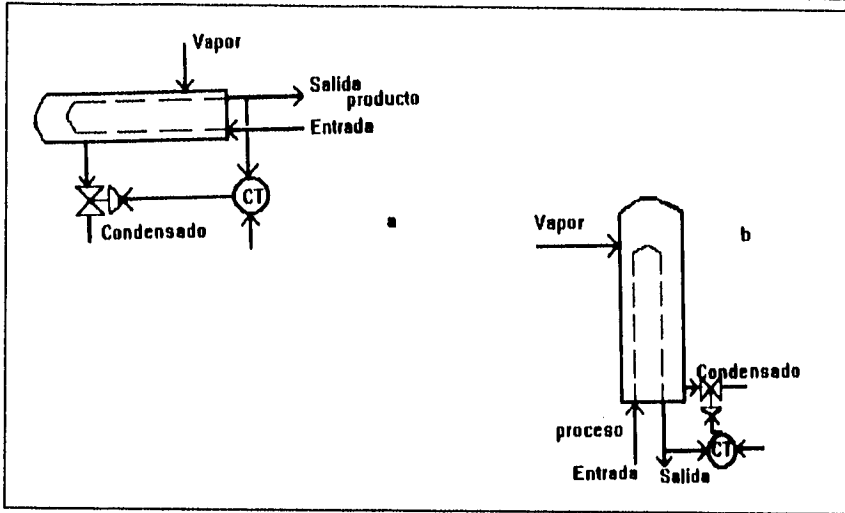


Fig. 2.2

2.1.5 Control de la presión de vapor: El sistema de control en cascada que aparece en la figura 2.3 es muy eficaz para reducir la respuesta a la temperatura de proceso ante las perturbaciones que afectan la presión de vapor.

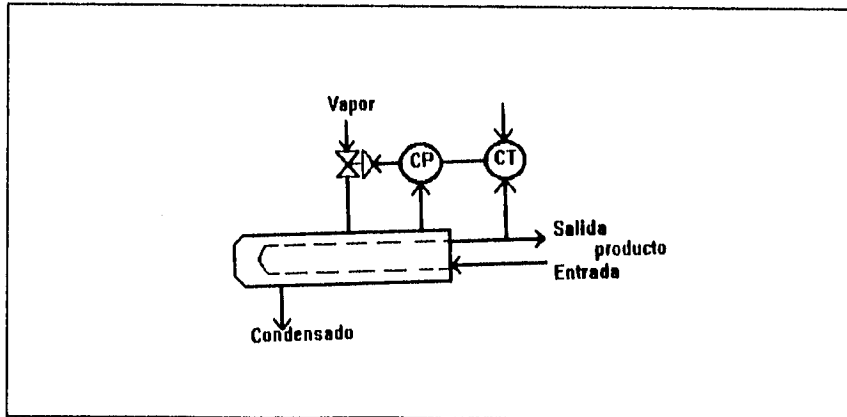


Fig. 2.3

El controlador de temperatura ajusta el punto de referencia de un controlador de presión de la coraza. El controlador de presión, regula la velocidad del vapor y tiene

una respuesta rápida a las perturbaciones de presión. Como sucede con todos los sistemas en cascada⁴, este requiere dos circuitos normales del controlador.

2.1.6 Método de control por desviación de flujo: Con frecuencia se encuentra ventajoso controlar la temperatura del producto regulando una velocidad de flujo de desviación del intercambiador. Este método se emplea cuando el medio de calentamiento es una corriente de proceso, cuyo flujo no se puede manejar por medio del controlador de temperatura. La línea de desviación puede estar a cualquiera de los lados del intercambiador de calor como se indica en la figura 2.4 a). La configuración de 2.4 b), que es la desviación de la corriente calentada, da siempre un mejor control de temperatura, debido a la constante de tiempo más breve que se tiene en el circuito de control.

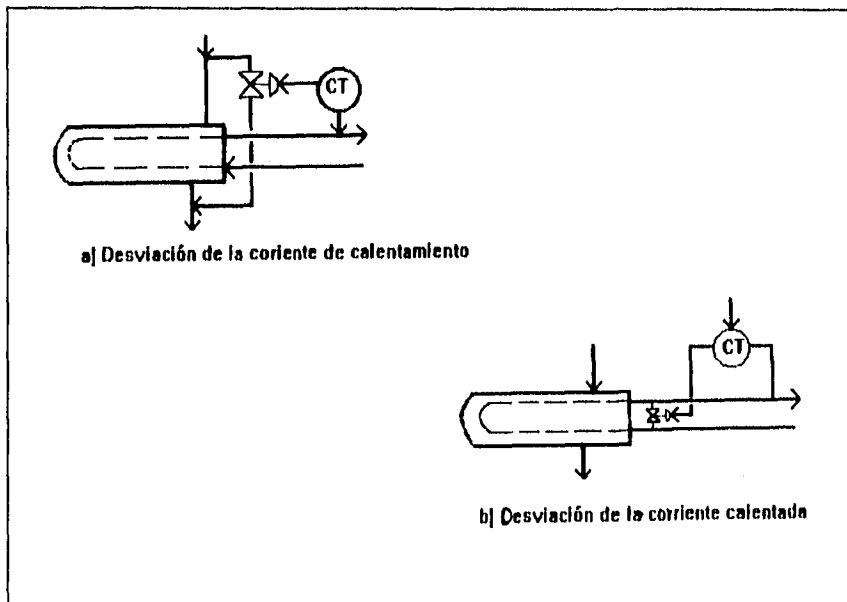


Fig. 2.4

Una configuración de control de desviación, que incluso es mejor, aunque más costosa, para intercambiadores de calor con vapor aparece en la figura 2.5. El controlador de la temperatura maneja la válvula de tres posiciones para regular la

⁴ Unos de los métodos más frecuentes utilizados para reducir al mínimo perturbaciones que entran en un proceso lento es el control en cascada. Este puede acelerar también la respuesta del sistema de control, reduciendo la constante de tiempo de la función de transferencia de proceso que relaciona la variable manipulada con la salida del mismo.

velocidad de desviación del producto y mantener la temperatura de salida. La respuesta rápida del arreglo de desviación permite ejercer un buen control de temperatura. Para que la calidad de control se mantenga a un nivel elevado en una gama amplia de carga tratada, la salida del controlador de temperatura que representa también la colocación de la válvula de tres posiciones es lo que utiliza el controlador de posición de válvula (CPV) como la entrada de la variable medida.

Cuando el controlador de posición de válvula se sintoniza a una respuesta lenta en relación con el controlador de la temperatura, regula el flujo de vapor para mantener a la válvula de tres posiciones en una posición cercana a la región intermedia.

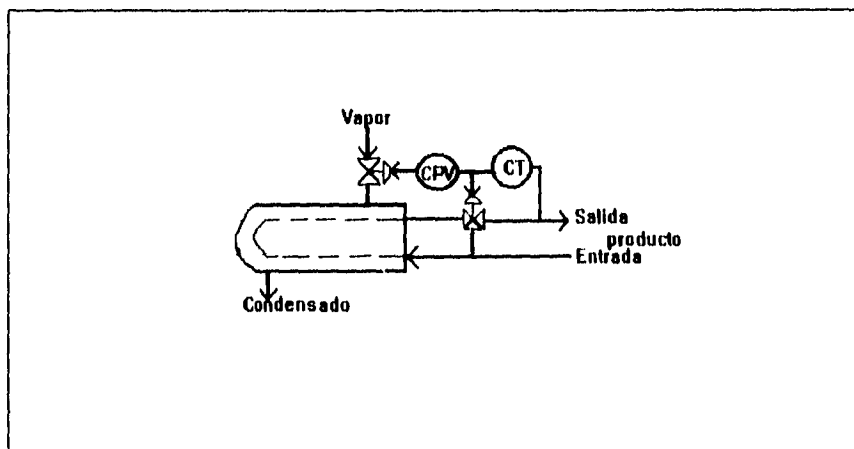


Fig. 2.5

2.1.7 Control de alimentación directa: Todos los métodos de control de temperatura para el intercambio de calor están sujetos a perturbaciones de velocidad del flujo del producto, la temperatura de entrada del producto y la cantidad de vapor. Los sistemas bien diseñados suelen controlar muy bien la temperatura de salida, si el control de retroalimentación está debidamente ajustado para las condiciones prevaletientes.

Puesto que el estado físico del producto puede variar debido a cambios del punto de referencia, las variaciones de temperatura o los cambios de composición del producto, el controlador debe ajustarse después de cada cambio de estado importante. Una práctica normal, aunque no del todo eficiente, consiste en ajustar el controlador

para que sea estable en todas las condiciones de operación. Usualmente esta práctica genera un control deficiente cuando la ganancia del sistema es pequeña.⁵

Los cambios en las ganancias del proceso se compensan mediante un ajuste automático de la ganancia del controlador como una función de la velocidad de flujo del producto, o bien utilizando el controlador de temperatura para regular la razón vapor a producto como se ilustra en la figura 2.6. Esta es una forma elemental de combinar el control de alimentación directa con el retroalimentador.

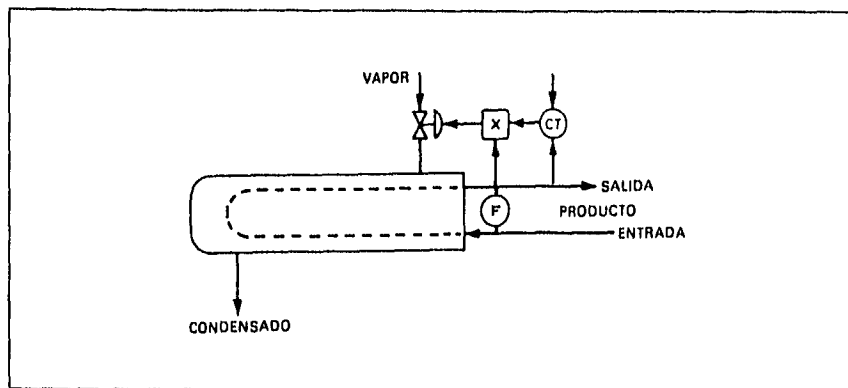


Fig. 2.6

2.1.8 Intercambiadores de calor sin cambio de fase: El objetivo de la mayoría de los intercambiadores de calor es el control de temperatura, el cual varía con una velocidad de transferencia de calor pero puede llegar a afectar la velocidad de calor transferido según lo indica la ecuación de transferencia de calor $Q=UA\Delta T_m$. Consecuentemente la mayoría de los procesos de transferencia de calor son autoregulados.

Un intercambiador de calor involucra dos fluidos cuyas distribuciones de temperatura del interior al exterior, están sujetas al cambio, ambas afectan el espacio de la temperatura media (ΔT_m). En un caso general, se considera la transferencia de calor entre dos fluidos sin cambio de fase. Ver figura 2.7.

⁵ La ganancia o la sensibilidad define la disminución de las perturbaciones en una banda.

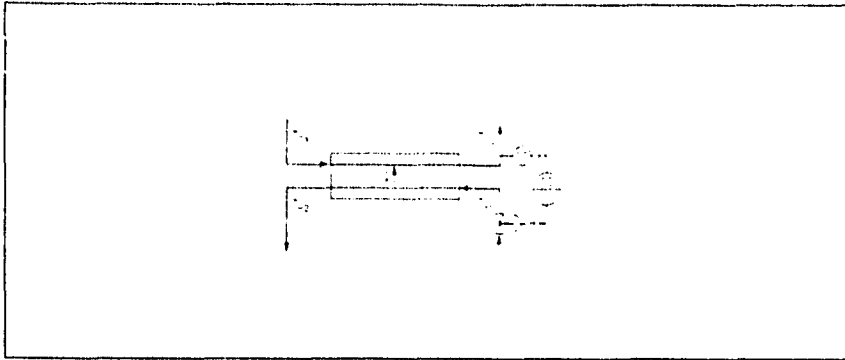


Fig. 2.7

Uno de los flujos generalmente es libre y representa la carga en el intercambiador, el otro es manipulando en la temperatura de salida del primero. Cabe hacer notar que la manipulación del flujo causa variaciones debido al tiempo muerto. El control de temperatura nos regulará la entrada del fluido caliente.

Las corrientes pueden contener impurezas pueden causar depósitos que se acumulen atascando la superficie del transporte de calor.

Para evitar el problema de atascado antes citado, el control será realizado al pasar un limpiador en las dos corrientes. Si estos son una corriente de proceso, sin embargo, alguno de los flujos se maneja con otras consideraciones, luego el balance de la corriente deberá pasar por la derivación (bypass) al intercambiador de calor como en la figura 2.8 .

El uso de la válvula de tres vías (o una válvula de mezclado triple en el lado opuesto del intercambiador) provee un rango que no puede ser mejorado utilizando una simple válvula de doble sentido. Un arreglo alternativo utiliza válvulas estrechas y de doble circulación separadas en las que ambas están abiertas totalmente y con una salida controlada de 50%, una cierra al incrementarse la salida, la otra al disminuir la salida.

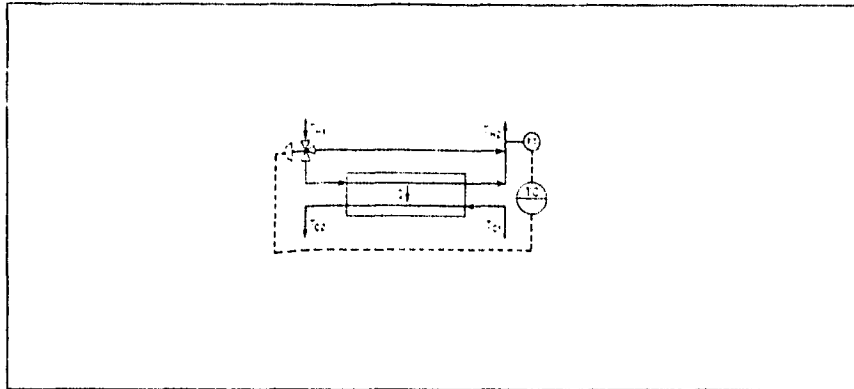


Fig. 2.8

Una caída de temperatura puede causar en el controlador un incremento de flujo; esto acorta el tiempo muerto y da una rápida corrección. Sin embargo, cuando la temperatura es también alta el flujo puede ser reducido, retardando la respuesta para una acción de control. Más aún una carga cambiante puede causar subsecuentes cambios en un flujo controlado, llevándolo a una variación proporcional en periodo y en proceso. Después del controlador no podrá ajustarse para algún razonable grado de satisfacción.

2.1.9 Líquidos calientes y vapores condensados: La situación de control es mucho más favorable cuando este es un cambio de fase.

En cualquier corriente los líquidos y los vapores condensados son usado como un medio de calentamiento, la manipulación de este flujo es efectiva para controlar la temperatura del fluido de proceso. Si el fluido en proceso esta calentándose, la corriente de flujo infliere directamente en su velocidad de vaporización. La presión de la corriente en el intercambiador es solamente una indicación de la temperatura de corriente.

Los intercambiadores abastecidos con una corriente como medio de calentamiento exhiben una fuerte tendencia hacia su propia regulación. (El coeficiente de transferencia de película para una corriente condensada es mucho mayor que para un gas o líquido) La velocidad de transferencia de calor es principalmente regido por el coeficiente de película del fluido del proceso. La transferencia de calor puede variar casi linealmente con un flujo si la temperatura de corriente se mantiene. Esto último se mejora simplemente regulando la presión de la corriente en el intercambiador. Así sin empezar directamente controlado, la temperatura de salida del fluido en el proceso

puede no ser bien regulada en todos los casos. La temperatura del fluido de proceso puede ser controlada efectivamente al poner la presión de la corriente en un sistema en cascada.

La corriente para un calentador de proceso o recalentador puede también ser manipulado por una válvula en la línea de condensado. Actualmente la velocidad de transferencia de calor es modificada al inundar parcialmente al intercambiador con condensado. Debido al cambio en el nivel del condensado es necesario influenciar el flujo pero este sistema puede responder más lentamente que por medio de la manipulación directa del flujo. Esto tiene por ventaja el requerir una válvula de menor tamaño.

Asegurar que ha sido apartado el calor suficiente para condensar totalmente el vapor requiere el control de la temperatura de este condensado, si la presión constante permanece o, más preciso, la presión de vapor si el contenedor se encuentra cerrado.

La recirculación del vapor alrededor del condensado no es un medio efectivo de control a menos que el condensado se deje acumular adentro. Luego el calor de transferencia es regido por el área superficial disponible para la condensación de vapor, la cuál transfiere más calor que el área inundada expuesta solamente para condensar. La inundación también es acompañada por la manipulación del flujo del condensado como se muestra en la figura 2.9.

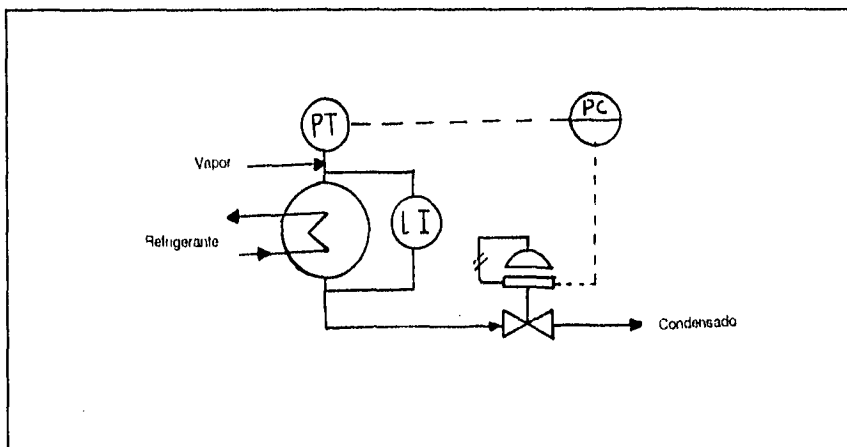


Fig. 2.9

En un condensado inundado una cierta cantidad de refrigerante siempre toma lugar en alguna área que no es usada para condensar. La cantidad de refrigerante varía con el flujo de vapor tanto que la temperatura del condensado no puede ser utilizada para controlar. Si el coeficiente de transferencia de calor para la condensación y el refrigerante fueran iguales, este sistema puede no tener control sobre la presión de vapor todo debido a que la velocidad de transferencia de calor pudiera no depender del nivel del líquido.⁶

Los intercambiadores de calor inundados generalmente no son regulados por sí mismos, ya que ellos dependen del nivel del líquido para su control. Consecuentemente el controlador, si este es de presión, temperatura o de flujo, deberá ser ajustado como a un controlador de nivel de líquido. Sin embargo, la capacidad calorífica en el sistema puede filtrar suficientes interferencias que permiten el uso de un derivado. Un posicionador de válvula puede ser lo bastante útil para improvisar una respuesta en cada control de flujo.

Los condensadores enfriados por aire son comúnmente utilizados para la destilación en columnas y sistemas de refrigeración. La transferencia de calor es sensible a las condiciones del medio ambiente, particularmente a la lluvia. Los refrigerantes laterales incluyen rejillas, con varias formas y controladores de velocidad, alistadas en orden de modo que incrementan la capacidad de conservar energía. Motores de doble velocidad pueden utilizarse en conjunción con otros controles para así extender su rango operacional ahorrando con esto energía.

Manipular los procesos laterales puede encontrarse más satisfactorio a partir de un punto estándar de control, ya sea en doble circulación o en un flujo ambos son comúnmente utilizados.

2.1.10 Control de combustión: Cuando un combustible arde, los productos de combustión, además de otros gases que pueden estar presentes desde el principio, estos aumentan la temperatura de la flama determinada por la energía contenida en el combustible.

Debido a que el combustible es más caro que el aire, y por lo que la combustión incompleta puede causar monóxido de carbón y ceniza, los hornos son operados invariablemente con un exceso de aire. El nitrógeno, por supuesto, no participa en la combustión y actúa como diluyente reduciendo la temperatura de la flama.

2.1.11 Control de combustible y aire: Debido a que la temperatura de la flama cae con un exceso o deficiencia de aire, este no es una buena variable controlada

particularmente. La indicación más usada universalmente de la eficiencia de la combustión es medir el contenido de oxígeno en los productos de combustión. La cantidad de exceso de aire requerido para asegurar la completa combustión dependen de la naturaleza del combustible. El gas natural, por ejemplo, puede arder eficientemente con 5% de exceso de aire (0.9% de exceso de oxígeno), mientras que el petróleo requiere un exceso de aire del 6% (1.1% de exceso de oxígeno) y al carbón 10 % de exceso de aire(1.9% de exceso e oxígeno). La razón para las diferencias es el estado relativo del combustible.

Ciertas normas de seguridad operan precauciones para controlar el combustible y el aire. Una deficiencia de aire puede provocar que el combustible se acumule en el horno, y habiendo ignición, quizá explote. Debe tenerse cuidado para asegurar que la cantidad de combustible nunca exceda a lo permisible para condiciones dadas de flujo de aire. El combustible y el flujo de aire pueden ser colocados en un control maestro de velocidad de encendido, pero una selección automática es necesaria para asegurar esta característica de seguridad. Un sistema para controlar el combustible y el aire se muestra en la figura 2.10.

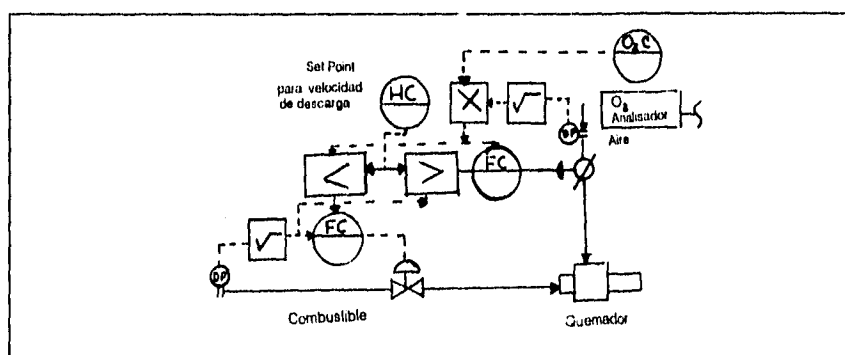


Fig. 2.10

Nótese que la porción aire-combustible se ajusta a través de la manipulación del espacio del aire medido por el controlador de oxígeno. Si el flujo de aire se pierde, su medición se seleccionará preferentemente para disminuir un punto puesto del flujo de combustible. Si el flujo de combustible es mayor por así decirlo, su medida se seleccionará automáticamente para aumentar el flujo de aire.

Los analizadores de monóxido de carbono también están disponibles para monitorear el flujo de gas. Su costo es considerablemente mayor y su confiabilidad menor que la de los analizadores de oxígeno. Esto no siempre se utiliza para controlar pero puede en conjunción con un análisis, indicar que el aire puede estar infiltrándose

bajo corriente de la zona de combustión, o que quemadores pueden operar con grandes mezclas de otros.

El controlador de presión se ajusta exhaustivamente. Cambios subsecuentes en el flujo de aire pueden tener un pequeño efecto en la presión.

2.1.12 Calentadores a fuego: Los calentadores de fuego funcionan directamente por la combustión de gas o aceite y son comunes en las refinerías, particularmente donde se necesitan altas temperaturas. Un problema de control es manipular la velocidad del combustible para lograr la temperatura deseada de salida del fluido caliente. El aire es usualmente inspirado dentro del quemador en porción al combustible; la regulación de este flujo es inherente.

Alternativamente, una medida de la temperatura de gas en la zona de convección, puede llegar a ser una sección radiante del calentador puede ser utilizada como una variable secundaria controlada. Esto es más sensitivo para variaciones en calor y más rápido para responder a la velocidad de encendido más que la temperatura de salida del producto. El control de cascada de la temperatura de un producto en la zona de convección es más común que el control pro-alimentación de los calentadores de fuego.

En la mayoría de las refinerías, la composición de gas combustible varía debido a los componentes contenidos como el hidrógeno e hidrocarburos ligeros recuperados de diversas operaciones, mezclados con gas natural. La transferencia de calor y la composición de gas combustible causados por estas variaciones son muy comunes. Si el problema es serio se puede compensar utilizando un sensor de densidad de gases, como un calorímetro. El último sin embargo puede no ser tan rápido que el mismo calentador y aún más puede ser de poca ayuda.

2.1.13 Control de nivel del tanque: En una caldera, el agua es circulada a gran velocidad hacia los tubos del horno, en los cuales parcialmente se vaporiza. Para calcular el tanque, el líquido es disgregado del vapor y regresa relativamente frío hacia el fondo del horno para empezar otra vez a circular. La característica más importante de las calderas es la dificultad de controlar el nivel del líquido en el tanque de vapor.

La introducción de agua a una temperatura menor que la del agua caliente en el tanque provoca alguna condensación interna. Un incremento repentino en el flujo puede momentáneamente reducir la velocidad de calentamiento. El líquido en el tanque es soportado por un aumento ocurente de burbujas en los tubos de evaporación. Cuando estas burbujas se colapsan como resultado de una reducción en la velocidad

de calentamiento, el nivel del líquido en el tambor cae. Consecuentemente un incremento en el flujo de agua puede causar que el nivel del líquido caiga momentáneamente antes de incrementar el líquido que lo aumentó.

Si la caldera no opera bajo presión de vapor, la calibración del transmisor del nivel del líquido puede variar con la densidad del vapor. Pero la presión también es un efecto transitorio. Si un incremento de vapor en la carga es suficiente para causar una caída de presión en el tanque, parte del agua en los tubos puede transformarse en vapor dentro del tambor. Este efecto es llamado inflación debido a que causa un aumento transitorio en el nivel del líquido, aunque la velocidad de vapor de salida puede momentáneamente exceder el flujo en la alimentación de agua. Contrariamente, un incremento en la presión, el nivel del líquido tiende a un encogimiento. Estos efectos son más prominentes en los calentadores de baja presión debido a la mayor eficiencia entre las densidades de vapor y agua. El método más favorecido para registrar el encogimiento e inflación ha sido ignorarlos.

Sin embargo, la composición dinámica para el encogimiento e inflación ha sido exitosamente aplicada para la determinación del nivel de tambor, este consiste en sustraer el derivado del flujo de vapor de la medida del nivel del tambor. En un estado estacionario, el controlador de nivel ve solo la salida del transmisor de nivel. Pero en un incremento en el flujo de vapor (o la caída de presión), la señal para el controlador del nivel es disminuida por la señal de compensación aproximadamente así como el nivel de medición de la inflación. Similarmente la inflación se compensa en una disminución en el flujo de vapor (o aumento en la presión).

2.1.14 Control de presión del tanque: La presión en una caldera saturada o incluso sobrecalentada es una medida de la cantidad de la energía guardada en ella. La presión puede ser mantenida entonces, solo si el flujo de energía dentro de la caldera iguala a la velocidad de salida. Debido a que el sistema de control del nivel del tambor admite alimentación de agua al mismo nivel que el flujo de vapor, el sistema de control de presión se deja para manipular la entrada del poder térmico.

Si a demanda del vapor se incrementa, la señal de flujo aumentará y la presión bajará desarrollando un cambio en la alimentación positiva generando un incremento en el calentamiento. Deberá haber un lado no cubierto de tal forma que un cambio en la liberación del combustible o la del valor del calor, la presión y el flujo de vapor se muevan en la misma dirección. Este tipo de trastorno debe ser contrarrestado por la retroalimentación del control del flujo del combustible o de la presión del vapor. Este es un problema común cuando combustibles sólidos son usados, teniendo una dificultad en las medidas de flujo y en las variaciones del contenido de humedad.

2.2 BOMBAS Y COMPRESORES:

Existen muchas maneras para controlar el flujo y la presión del vapor que se descarga de las bombas y compresores, pero no todas son igual de eficientes. Cerrando una válvula en la línea de descarga de la bomba centrífuga puede ser conveniente, pero puede ser también costoso si por largos periodos se encuentra el flujo bajo, y puede no ser aplicado con un desplazamiento positivo de la bomba por que los grados de presión podrían ser excedidos.

2.2.1 Bombas de desplazamiento positivo: Hay dos clases principales de bombas, las de desplazamiento positivo y las centrífugas. En las bombas de desplazamiento positivo, un volumen dado de fluido, es mecánicamente forzado del puerto de succión a la descarga con cada rotación de la flecha. En bombas recíprocas, esto es dado de una forma periódica como los pulsos del flujo externo; si los cilindros múltiples son usados, estos son escalonados para disminuir la amplitud y el periodo suavizando el flujo.

Si cada golpe o velocidad de la bomba recíproca se ajusta, puede ser usado para medir una cantidad exacta de fluido. La exactitud de estas bombas de medida requieren que estén libres de fugas de agua, particularmente de regreso de flujo de la descarga a la succión. Esto quiere decir que las válvulas deben estar bien selladas y el fluido libre de partículas las cuales pueden interferir con la acción. El fluido también debe ser incompresible. Estas bombas a menudo están selladas a vapor cuando el fluido contiene gases disueltos o mezclados, particularmente donde las presiones de descarga son altas.

Otras bombas de desplazamiento positivo incluyen equipos rotatorios que mueven los líquidos. Su salida es continua sin embargo ruidosa. Pero como su nombre lo indica las bombas de desplazamiento positivo deben permitir la descarga del flujo estimado. Deben ser protegidas con una válvula auxiliar conectada de la descarga a la succión; de lo contrario si la línea de descarga es restringida se puede desarrollar una elevada presión que puede romper con la línea de sobrecarga del motor.

El control de flujo del equipo de la bomba puede llevarse a cabo manipulando una desviación o regulando la carga de presión como se ve en la figura 2.11

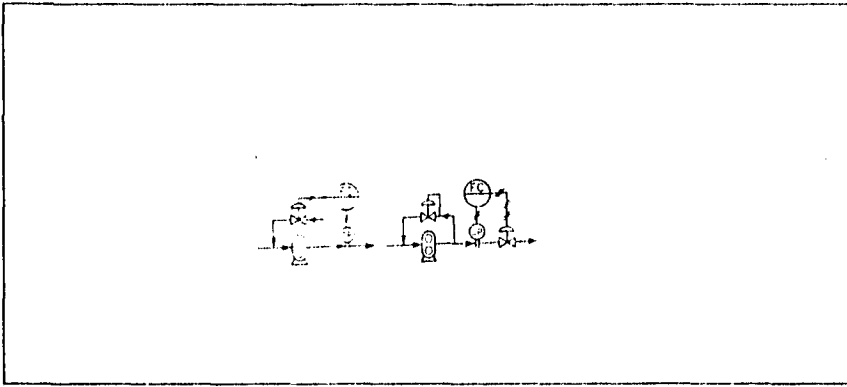


Fig. 2.11

Cualquiera de las bombas de desplazamiento positivo pueden ser manejadas con un motor de velocidad variable. Las bombas con velocidad variable son comúnmente usadas para liberar reactivos en el agua o para plantas de tratamiento de aguas. Los motores directos se pueden atascar cuando la velocidad se reduce por debajo del 15% y no pasa arriba del 10%. Bajo un control automático la bomba desarrollará un ciclo límite en la variable controlada cuando la planta baje al 10%. La mayoría de la frecuencias variables que se manejan no tienen esta limitación.

2.2.2 Bombas centrífugas: Las bombas centrífugas se caracterizan por que tienen fundas. Si tenemos condiciones donde no existe flujo la rotación de un impulsor de diámetro dado a una velocidad constante produce el máximo calor para el cual la bomba es capaz de desprender. Cuando el flujo incrementa, el calor disminuye por una cantidad equivalente a la pérdida friccional de la misma. Cabe señalar que la presión con la cual la bomba centrífuga es capaz de liberarla, varía con la densidad del fluido, debido a que la presión es igual a la densidad.

Controlando el flujo al manipular la frecuencia en la inducción del motor de la bomba centrífuga se observa que será más rápido en vez de utilizar una válvula angosta.

2.2.3 Control de compresor: La compresión aumenta la cantidad de energía de un gas por la cantidad del trabajo liberado por la flecha. Esto incrementa su temperatura tanto como la presión. Pero en la mayoría de los casos el propósito de la compresión es aumentar la presión solamente, y por lo tanto el gas es enfriado después de la compresión. El contenido de energía de un gas ideal no es función de la presión,

y por lo tanto, el poder introducido por la compresión es sacado del sistema como calor, por lo tanto irre recuperable. Luego entonces para minimizar la pérdida de energía, el aumento de presión requiere que el compresor no sea más alto de lo necesario para un funcionamiento apropiado en el resto del proceso.

Los compresores recíprocos son considerados como bombas de desplazamiento positivo. Los métodos anteriormente descritos para las bombas (Fig. 2.11) pueden ser usados también para estos compresores.

Los compresores centrífugos son similares a las bombas centrífugas en la manera en la cuál la energía es impartida desde un impulsor del fluido. En la región de flujo bajo, sin embargo la compresibilidad del fluido da un aumento a la condición inestable conocida como oleaje. Cuando el flujo se reduce por abajo de la línea del oleaje la compresión disminuye, después, el flujo se reduce causando la compresión del gas en la línea de descarga dentro del compresor.

La figura 2.12 muestra el típico arreglo de los controles para un compresor de centrífuga. El control de la desviación del flujo (FFC) es ajustado para mantener la succión de este. Cuando la válvula de la derivación se abra se evitara el oleaje. Esto requiere que el control de flujo se proteja. La válvula de desviación debe abrirse inmediatamente para evitar ondulaciones. La válvula de desviación puede permanecer abierta para proteger el compresor contra la pérdida de la señal o del aire suministrado.

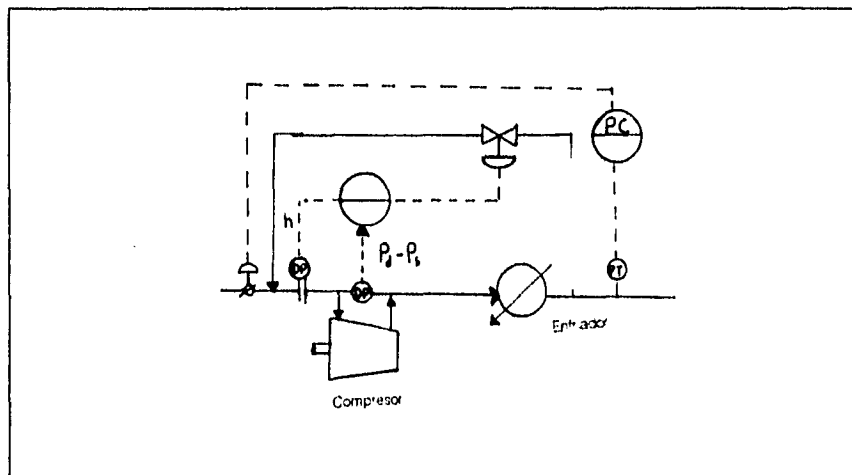


Fig. 2.12

El controlador de la descarga de presión es mostrado manipulando una válvula en la línea de succión; esto es preferido para manipulación de la descarga, ya que afecta en gran medida el rango y disminuye el consumo de energía al reducir la carga.

El efecto de abrir la válvula de doble paso es para cambiar la carga al compresor.

Más aún la válvula de doble paso siempre puede ser usada para controlar la ondulación. En casos en donde la interacción es problemática, el descoplamiento puede ser aplicado al conectar la salida del controlador de presión relativo hacia la posición de la válvula de doble paso.

2.3 CONTROL DE OPERACIONES DE SECADO:

Con frecuencia, el control de las operaciones de desecación presentan problemas, debido a que es difícil efectuar mediciones directas en línea de la calidad del producto o de la efectividad del desecado. Por lo tanto, el proceso de desecación se debe controlar partiendo de mediciones de las condiciones ambientales y cambiando estas cuando un análisis fuera de líneas o de laboratorio indique tal necesidad. Si es factible realizar una medición directa de la calidad del material de entrada, conviene contar con un sistema de control predictivo.

Hay muchas clases de sacadores de sólidos que tiene una variedad de problemas de medición y control de diferente índole. Aunque las configuraciones mecánicas son distintas, los problemas de control básico son esencialmente los mismos para secadores rotatorios, de pantalla en movimiento, lecho fluidificado, cubierta en movimiento, bandeja y de transportador de malla.

2.3.1 Secadores rotatorios: El secador rotatorio a contracorriente, que se muestra en la figura 2.13 es la forma básica de esta clase de secadores. Este aparato consiste en una cubierta cilíndrica inclinada con un montaje de hojas para mezclar que gira en torno al eje longitudinal. El material mojado penetra en el extremo elevado y se mezcla con el aire caliente durante su desplazamiento a lo largo del cilindro. En este ejemplo, el aire caliente, que fluye en contracorriente en relación con el material que se está secando, se calienta por medio de un intercambiador térmico calentado por vapor.

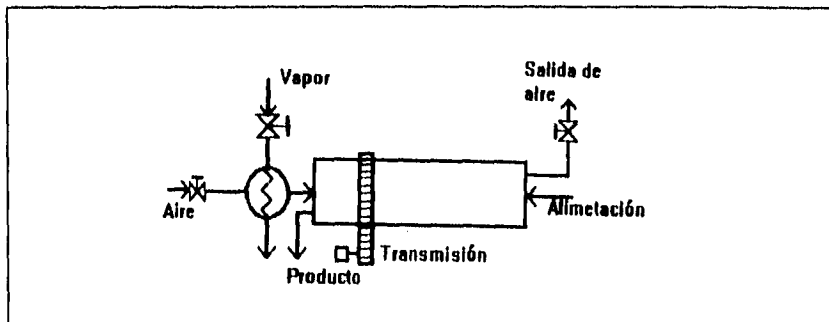


Fig. 2.13

La velocidad de flujo del aire se regula mediante un amortiguador y se utiliza otro secundario en la salida del aire de expulsión, con el fin de regular la presión dentro del secador. Para este estudio se supondrá que la velocidad del motor es fija y

que la condición y la velocidad de alimentación se determinan a través del funcionamiento de la unidad que precede al secador.

2.3.2 Variables del secador: Las variables de entrada independientes para el secador rotatorio se dividen en dos clases las no controladas y la reguladas. Las entradas no controladas incluyen el contenido de humedad y la velocidad de alimentación. Las entradas independientes reguladas son variables que se ajustan al control de proceso de desecación. Estas variables incluyen el calor aplicado, la salida de aire y la posición del amortiguador en la salida.

Las variables de salida dependientes del secador rotatorio y el calentador de aire incluyen la presión del secador, la temperatura del aire de entrada del secador y la temperatura del bulbo húmedo y bulbo seco del aire de salida; no obstante, la variable de salida del primero, que generalmente no se pueden medir por medio de aparatos automáticos, es el contenido de humedad del producto.

2.3.3 Sistemas de control: El sistema de control normal para un secador rotatorio utiliza el calor aplicado para regular la temperatura de salida de bulbo seco y de bulbo húmedo, empleando mediante el ajuste del amortiguador de salida, y la velocidad del aire de entrada sirve para regular la temperatura del bulbo húmedo del aire de salida. Un método un poco distinto emplea la velocidad del aire para controlar la diferencia entre la temperatura de salida del bulbo seco y la del bulbo húmedo, empleando esta diferencia de temperatura como una medida del índice de evaporación.

Esta última modificación en la configuración del control se ilustra en la figura 2.14. Otra modificación más consiste en controlar la medición de la alimentación en respuesta a la temperatura de salida, o realizar la medición para mantener constante la alimentación.

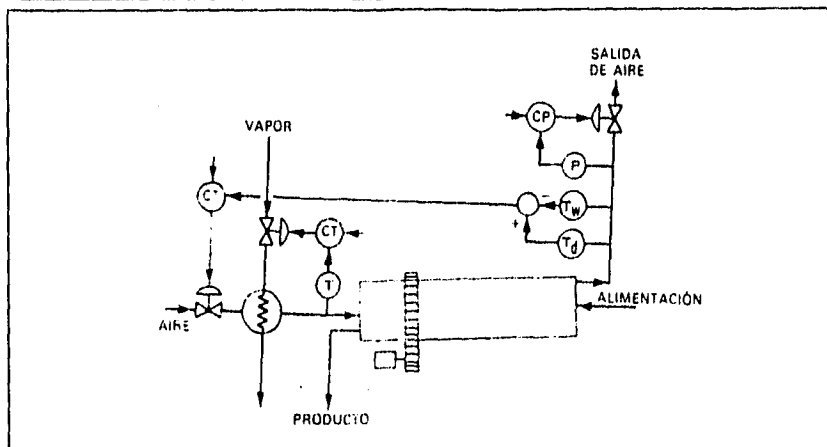


Fig. 2.14

2.3.4 Control predictivo: Se puede lograr un mejor control de la operación de desecación si se dispone de mediciones más pertinentes. Por ejemplo, se puede aplicar un sistema de control predictivo al secador ilustrado en la figura 2.15 cuando la carga sea mensurable. La alimentación es un polvo seco que se mezcla con agua y un ligante en un depósito para formar gránulos. El agua se agrega en proporción con el índice de polvo alimentado de manera que el contenido de humedad de la

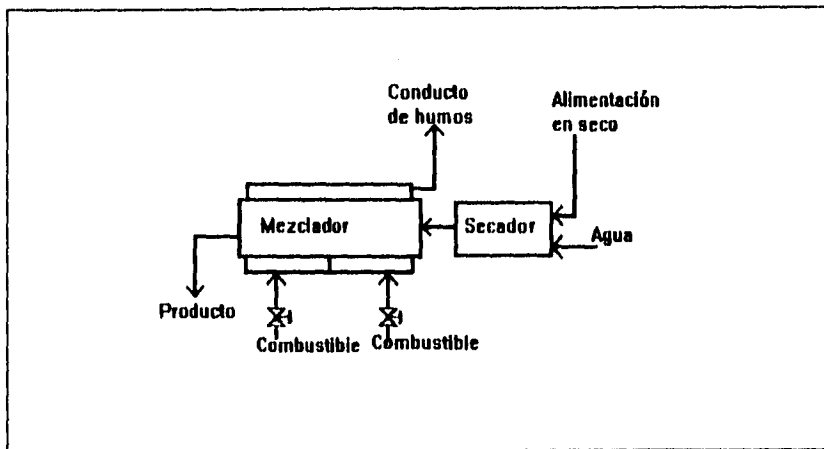


Fig. 2.15

alimentación del secador es razonablemente constante. Se emplean dos conjuntos de quemadores para aplicar calor a la cubierta rotatoria.

El objetivo del control es mantener la temperatura final de producto dentro de límites especificados superiores al punto de ebullición del agua. El control de retroalimentación de esta temperatura que maneja en forma simultánea la velocidad del gas de combustible a ambos conjuntos de quemadores para compensar la velocidad de alimentación, presentan muchos problemas que se deben resolver.

Una solución consiste en medir las perturbaciones de alimentación recibida y comenzar a ajustar la velocidad del combustible gaseoso antes que las perturbaciones afecten la temperatura final del producto, como se observa en la figura 2.16. En este tipo de sistemas de control predictivo utiliza la velocidad medida del agua inyectada para hacer ajustes en la velocidad del gas combustible suministrado a los dos hornos en los tiempos apropiados, con el fin de minimizar la variación de la temperatura del producto.²

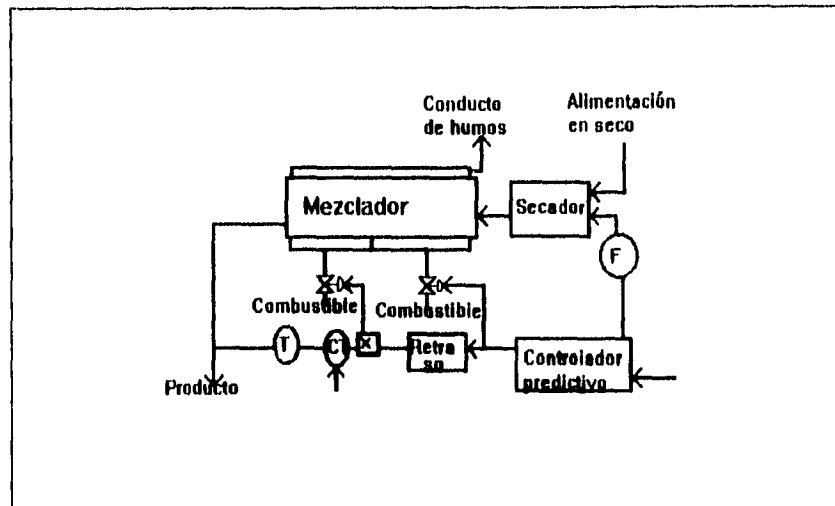


Fig. 2.16

² Un controlador normal utiliza una medición de temperatura del producto para compensar la señal de control predictivo, con el propósito de mantener la temperatura del producto dentro de los límites de operación deseados.

2.3.5 Secadores de tambor: El control de un secador de tambor depende también de las mediciones disponibles. En el secador de tambor que se muestra en la figura 2.17, se aplica calor al interior del tambor giratorio, y la alimentación húmeda se adhiere al exterior del mismo. El material se seca durante la parte de una revolución y se desprende por medio de una cuchilla o un raspador.

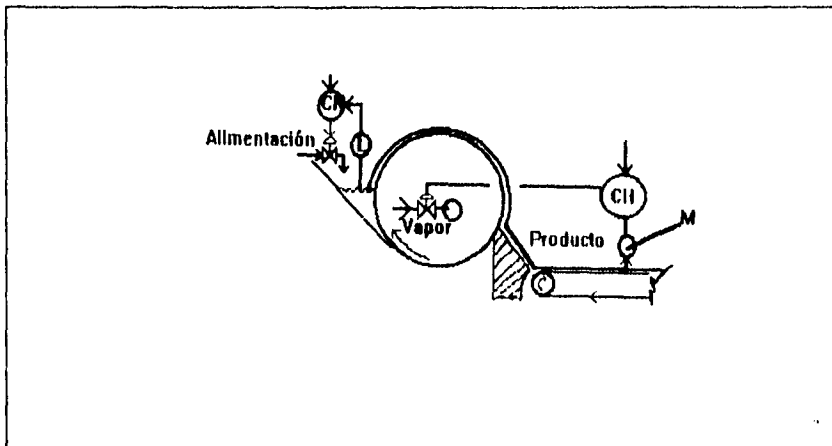


Fig. 2.17

El funcionamiento del secador de tambor se puede controlar ajustando la velocidad del mismo y el calor suministrado. Las variables que se deben controlar dependen de las mediciones de calidad del producto que se disponga, como por ejemplo, contenido de humedad por temperatura del producto. En la figura 2.17 se ilustra el control de la velocidad de vapor basada en una medición continua del contenido de humedad. La velocidad del tambor es casi siempre fija.

2.3.6 Secadores por aspersión: Las mezclas líquidas se secan a menudo reciclando el material dentro de una corriente de gases calientes. Las pequeñas gotitas ofrecen una gran área de superficie externa, de modo que la desecación es rápida. El tiempo muerto que se tiene en el proceso debido a la rápida desecación permite a menudo asegurar un buen control automático.

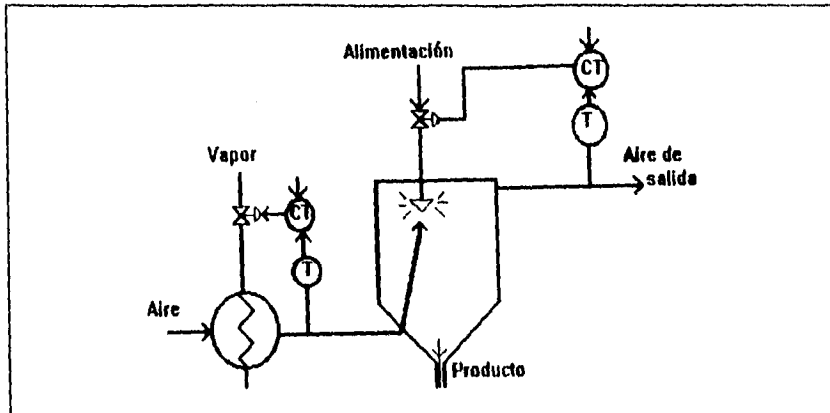


Fig. 2.18

En la figura 2.18 se representa una configuración de control común para el secado de rocío. La temperatura del aire de entrada se mantiene mediante la regulación automática del índice de calor. La medición de la temperatura del aire de salida sirve para ajustar la velocidad de alimentación del secador.

2.4 CONTROL DE COLUMNAS DE DESTILACIÓN:

Las columnas de destilación forman parte de muchos procesos con una variedad de modos de operación y una gran variedad de procesos y objetivos de control. Trataremos de ver solamente el modo continuo de operación de una columna de dos productos, en donde el objetivo básico del control consiste en mantener una separación especificada a los costos de instalación mínimos posibles, cuando ocurren perturbaciones en la entrada.

2.4.1 Mediciones de funcionamiento: La medición en línea de funcionamiento de una columna de destilación requiere determinar la composición del producto o alguna otra variable que sea una indicación de dicha composición. La medición más común utilizada para el control de calidad del producto es la temperatura del plato cerca de uno de los extremos de la columna. El punto de medición se localiza en general en el plato en donde ocurre la variación de temperatura para un cambio determinado en la composición del producto. La especificidad de la relación temperatura composición esta influida por el control de la presión y la composición de la alimentación.

La determinación automática directa de la variable de funcionamiento, la composición de la corriente de producto, proporciona la mejor base para el control. Se han creado varios dispositivos analíticos en la línea, que han dado buenos resultados como dispositivos sensores en circuitos de control automático para fraccionados.

Hay varias razones por las cuales el control de composición de los fraccionadores no se emplea de una manera tan general como podría hacerse. Entre ellas están: la falta de comprensión del proceso de fraccionamiento, conceptos poco reales de las relaciones entre la economía y el funcionamiento del fraccionador, seguridad deficiente en el equipo analítico y poca familiaridad con los procesos de mantenimiento.

2.4.2 Controles de inventario: Los controles de inventario en una columna de destilación son los controladores de nivel que regulan el vaciamiento y la acumulación de material dentro de la columna, el calentador y el recalentador de reflujo.

El control de nivel de un recalentador y el nivel de un acumulador de reflujo se logra por medio de muchas configuraciones distintas del controlador. Si, como se indica en la tabla 2.1, se están considerando el reflujo, la ebullición y los índices de

productos como las variables potenciales reguladas, hay doce maneras posibles de conectar los controladores de nivel.

Tabla 2.1

Variables de entrada (independientes)		Variables de salida (dependientes)
No controladas	Manejadas	
Composición de la alimentación	Índ. de reflujo	Composición de destilado
Índ. De alimentación	Índ. ebullición	Composición del prod. de base
Entalpía de alimentación	Índ. del destilado	Temps. De bandeja
Temp. De reflujo	Índ. del produc. de base	Nivel de recalentador
Entalpía del vapor	Presión de la columna.	Nivel del acumulador

Dos de la configuraciones antes mencionadas se pueden eliminar inmediatamente de este estudio, ya que no mantiene un inventario interno de la columna. En la figura 2.19 se presenta un ejemplo de este tipo de disposición no regulatoria. En este caso, las variaciones en el índice de alimentación genera alteraciones en el inventario del líquido en las bandejas de la columna, a menos que los índices de los productos se ajusten en forma correspondiente, para satisfacer el balance del material de la columna. Esta clase de control de inventario deja también sin fuente posible de energía regulable para controlar la separación.

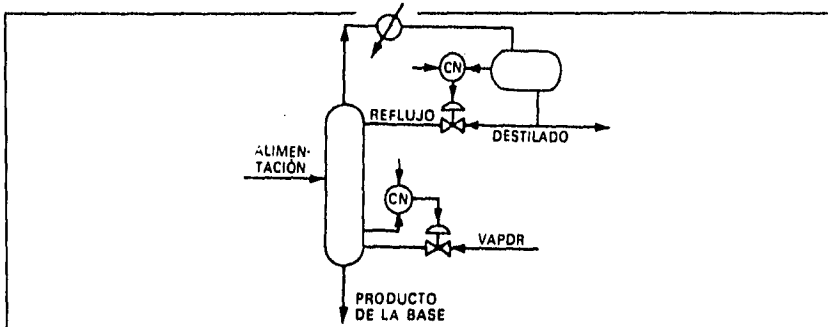


Fig. 2.19

Para que los diagramas de control de una columna de destilación sean tan sencillos como sea posible, los controles en cascada, que con frecuencia son benéficos, se omitirán. Por ejemplo, en la figura 2.19, y según el diseño mecánico del acumulador de reflujo y otros factores, quizá sea mejor colocar el control de reflujo o velocidad de flujo con el control de nivel del acumulador en cascada, para

reponer el punto de referencia del circuito de control de flujo. También se omiten los controladores de flujo fijo.

El método de control de inventarios de uso más frecuentes es el que se muestra en la figura 2.20. Esta configuración en donde el nivel del recalentador se controla por medio del índice del producto de la base y en donde el nivel del acumulador de reflujo se regula gracias a la razón destilado- producto, queda el reflujo y la ebullición como variables regulables disponibles para controlar la separación. Tomando en cuenta esta configuración, las perturbaciones como los cambios en la temperatura de reflujo y alimentación, el índice de calentamiento del recalentador y la velocidad de flujo de la alimentación, cambiarán la distribución de producto o el balance de materia en la columna. Puesto que las composiciones del producto son más sensibles a este tipo de errores de balance de material, estas perturbaciones pueden generar amplias variaciones en la composición del producto.

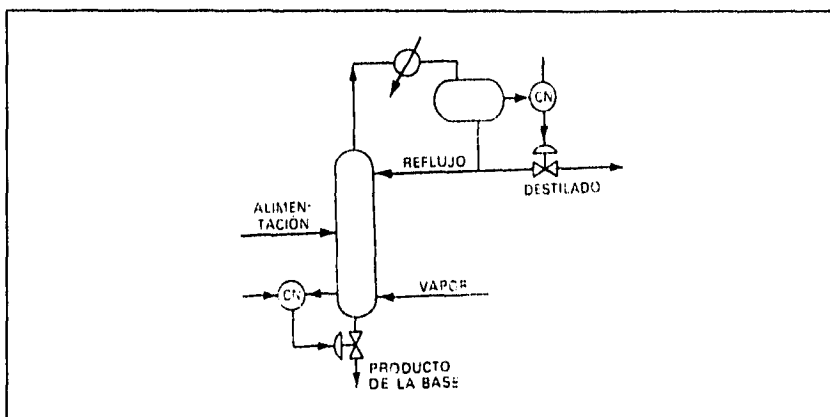


Fig. 2.20

Los montajes del controlador de nivel, que son menos sensibles a las perturbaciones de la entrada de calor, se muestran en las figuras 2.21 y 2.22. El sistema en donde el nivel del recalentador se controla regulando la entrada de calor del recalentador, y en donde el nivel del acumulador se controla manipulando la razón destilado-producto, no es afectado por las perturbaciones caloríficas del recalentador. El índice de calor del recalentador se altera automáticamente para compensar cualquier cambio en la entalpía del vapor. Otras perturbaciones caloríficas que afectan el reflujo y la entalpía de la alimentación altera la relación líquido-vapor. Pero no afecta el balance de materia. La configuración de la figura 2.22, en donde el nivel del recalentador se controla manejando el índice del producto

de la base y el nivel del acumulador manipulando el índice de reflujo, alcanza la compensación necesaria para las variaciones de entalpía de reflujo y mantiene el balance del material ante cambios de la alimentación y el calor del recalentador.

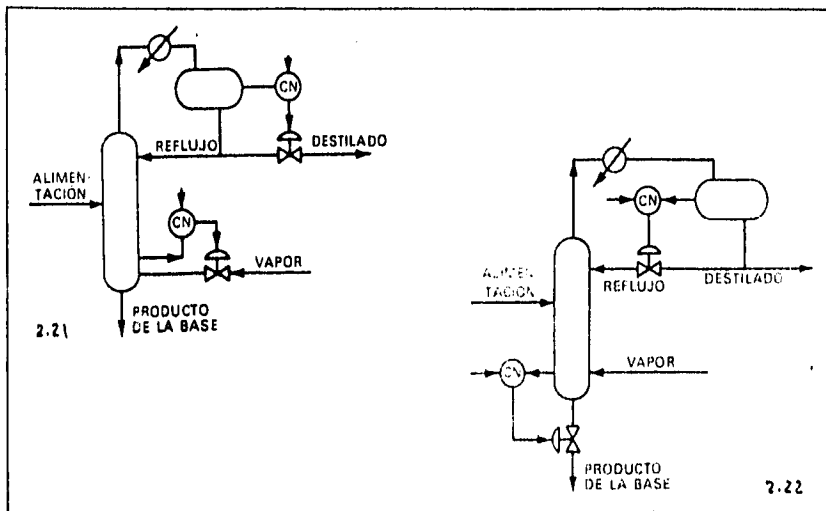


Fig. 2.21 y 2.22

Para el control automático de realimentación de la composición, la configuración de la figura 2.21 permite ejercer un buen control basado en la temperatura de bandeja o en la composición, regulando el índice del producto de la base.

2.4.3 Controles de entrada de calor: Puesto que las variaciones en la entrada de calor son perturbaciones importantes para el control de la columna de destilación se han formulado varios métodos para eliminar las alteraciones resultantes. Por ejemplo, cualquier variación en la temperatura de reflujo provocará alteraciones en el flujo interno de líquido que desciende por la columna. Un método para eliminar esa perturbación consiste en aplicar un pequeño sistema de control de reflujo interno para fines especiales.

Otra perturbación común en la entrada de calor es la que provocan las variaciones en la entalpía del medio de calentamiento del recalentador. Las sobrecargas de presión en sistemas de abastecimiento de vapor, y las variaciones en la calidad del mismo, son muy comunes y pueden trastornar el funcionamiento de la columna de destilación.

Si las variaciones de entalpía del vapor son importantes resulta ventajoso arreglar los controladores de nivel de columna de tal manera que se eliminen automáticamente estas perturbaciones. Como se muestra en la figura 2.24, esto se logra si el nivel de recalentador se mantiene regulando la velocidad de flujo del vapor. Cualquier variación en la entalpía del vapor se detecta inmediatamente debido a un cambio de nivel en el recalentador y el controlador del nivel se ajustará la corriente de vapor para compensar el cambio registrado en la entrada de calor. Este método permite corregir las perturbaciones caloríficas antes que afecten el buen funcionamiento de la columna de destilación.

El control de la entalpía de alimentación es a menudo importante cuando se utiliza un intercambiador de calor de producto de la base a la alimentación. Como se ilustra en la figura 2.23 las alteraciones de la entalpía de alimentación, el flujo de producto de la parte inferior y la acción de control de la composición, degradan gravemente el funcionamiento del controlador de la composición o la temperatura. El control de la entalpía de alimentación se logra por medio de las técnicas que se vieron en la sección de control de intercambiadores de calor.

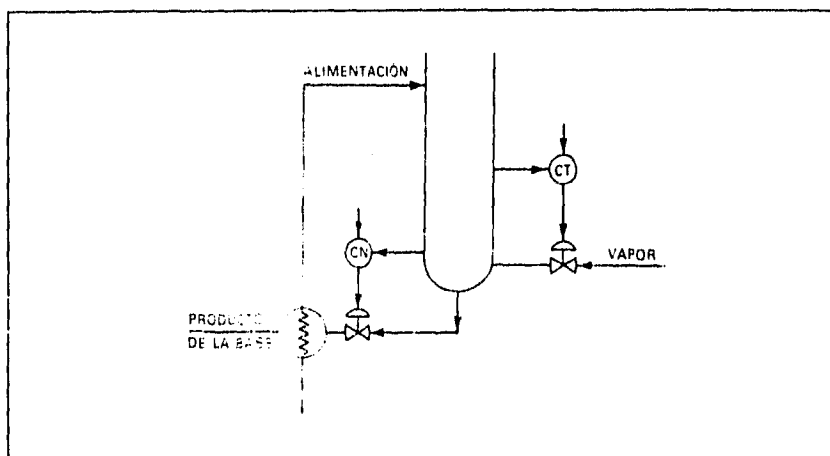


Fig. 2.23

En esta configuración, la acción correctiva efectuada por el controlador de temperatura de la columna generará un cambio en el flujo de producto de la base. El cambio en este flujo se alterará el calor transmitido a la alimentación y, sin el control de la entalpía de la alimentación, afectará la temperatura de la columna así como el flujo descendente del líquido por la misma.

2.4.4 ANÁLISIS DE MÉTODOS DE CONTROL PARA TORRES:

Los siguientes métodos de control se dividen en cinco grupos:

- A) La variación de la velocidad del vapor neto de la columna al tanque de reflujo.
- B) Variación del área superior del condensador por cambios en la condensación o el nivel de refrigerante.
- C) Variación entre las diferentes temperaturas entre el proceso y el enfriador.
- D) Variación del flujo de calor en la parte superior del condensador (Coeficiente de transferencia de calor multiplicado por la diferencia de temperatura).
- E) Otros métodos

Todos estos métodos cuentan con características semejantes, una válvula de control, un tipo de condensador por lo que distingue a estos métodos es la variación de flujo entre otras cosas.

Se discutirá el comportamiento y la conveniencia de los métodos de control de presión cuando se aplican algunos de los siguientes tres casos:

Caso 1. Siempre positivo, la parte superior es parcialmente condensada.

Caso 2. Siempre cero en un estado estable pero podría ser negativo durante las etapas transitorias, la parte superior es totalmente condensada.

Caso 3. Algunas positivas, algunas cero, en un estado estacionario, pero podría ser negativo durante algunas transiciones.

Aunque si bien la velocidad final del vapor podría ser en cualquiera de los dos (positivo y negativo en estado estable) podríamos obtener la velocidad de vapor negativa solo en estados transitorios. Esto ocurre cuando la velocidad de condensación es alta y lo combinamos con vapor negativo y es compensada por la adición de gas y la presión de la columna decrece.

Vale la pena notar que en algunos momentos el comportamiento que presentan los sistemas de control de proceso dependerá de la entrada del flujo al tanque del condensador más arriba o abajo del nivel del líquido. Las figuras siempre muestran la línea de la parte superior del tanque mostrando la tubería sumergida. Para la entrada por abajo del nivel del líquido la figura siempre muestra la entrada del tanque al fondo con claridad. El tubo sumergido puede ser usado. Igualmente en algunos diagramas la línea muestra que el tanque y la columna pueden quedarse con el reflujo a la misma presión. (El símbolo del condensador consiste en un círculo con un rectángulo en medio de este, superpuesto, el condensador puede ser de líquido enfriado o aire enfriado.

Para una correcta selección de métodos de control de presión se n algunas opciones:

- Para operar al vacío use el método A-1c. Para la presión de operación decida cuál de los tres casos de velocidad final de vapor aplica.
- Caso 1: Velocidad final de vapor siempre positiva. Use uno de los métodos del grupo A donde varía la velocidad de vapor neto.
- Caso 2: Velocidad final del vapor es cero y en estado estacionario. Escoja un método entre los grupos C, B y D considerando los factores. Frecuentemente use el método B-2.
- Caso 3: Velocidad final de vapor positiva o cero en estado estacionario. Use el método E-1 (método A-1a o A-1b además de los métodos de los grupos B, C o D). Use el método D-3a o E-2 solo. Con los métodos del grupo B la temperatura de reflujo podría variar más que con otros casos.

Notas de diseño: Cuando el vapor esta en estado estacionario su velocidad es cero por lo que la velocidad de condensación en el tanque de reflujo puede cambiar algunas veces más rápido en la salida de la columna de presión. El potencial es parecido cuando la salida es alta, cuando el condensado es altamente subenfriado y el vapor es condensado en ciertos intervalos de temperatura. Bajo estas condiciones la condensación puede cambiar en algunos instantes si la superficie del liquido es agitada. Todos los métodos de variación de área excepto el B-6 produce condensado subenfriado. Evitando los aumentos de potencial en situaciones sensibles de velocidad de entrada del vapor al tanque de reflujo podría disiparse.

2.4.4.1 CASO 1: Velocidad de vapor neto positiva:

- Método (A-1a) (figura 2.24)
 - A) Variación de la velocidad final del vapor.
 - 1) No composición de gas.
 - A) Válvula PC en la línea final de vapor.

-Operación: El control afecta directamente la cantidad de vapor y por lo tanto la presión de la columna.

-Ventajas: Este método es simple y directo.

-Desventajas: Generalmente ninguna aunque si bien responde lentamente cuando la velocidad final del vapor es baja.

-Donde usarlo: Este método es usualmente la mejor opción cuando la velocidad del vapor es siempre positiva y pequeña.

-Configuración: Aunque este método puede ser configurado de varias maneras nosotros preferimos, subir el condensador arriba del tanque de reflujo y arreglar la tubería así el condensado y el vapor fluyen libremente dentro del espacio del vapor en el tanque de reflujo. Esto reduce la oportunidad de que el líquido inyectado, el líquido inestable y el vapor fluyan. El agua agria alimentada como vapor a una planta de recuperación de azufre es un ejemplo donde el flujo de vapor esta fijo y el tanque de reflujo es deseable.

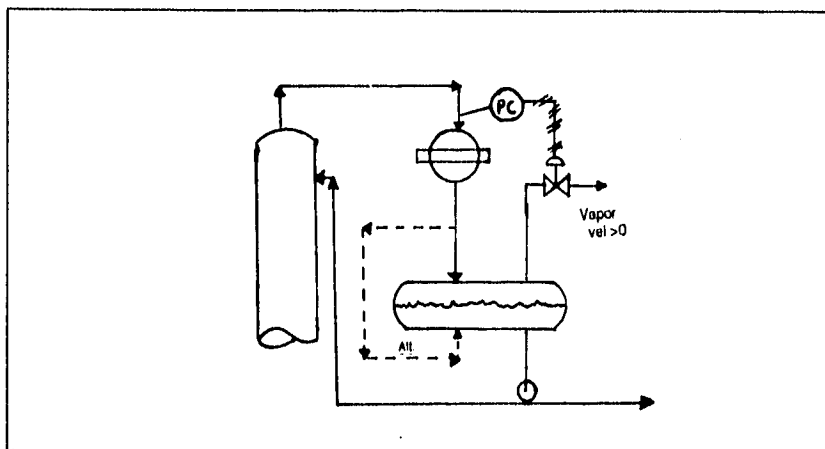


Fig. 2.24

-Alternativas: El método D-3 reduce la cabeza del vapor, es generalmente inactiva.

- Método A-1b (figura 2.25)
 - a) Variación de la velocidad final de vapor.
 - 1) No composición de gas.
 - B) Válvula PC en línea de desagite del compresor.

-Operación: El control varía directamente con la velocidad final del vapor y por lo tanto con la columna de presión. La línea permite ayudar a la operación de la columna cuando el compresor es inoperante.

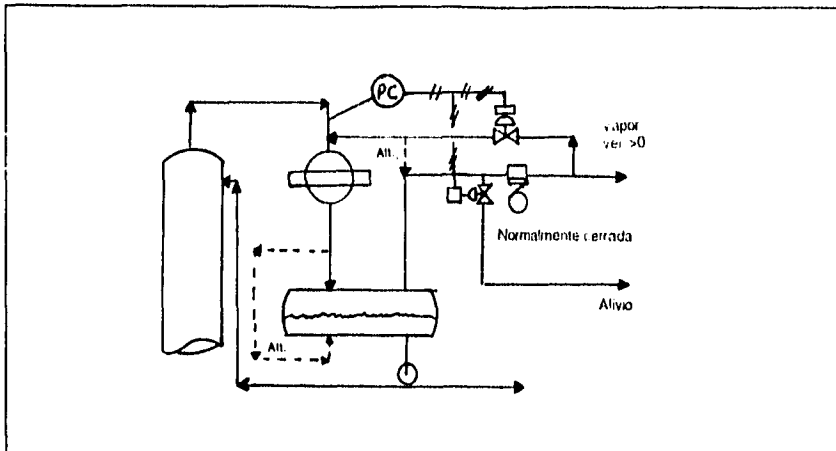


Fig. 2.25

-Cuando usarlo: Este método puede ser usado en una refinería de petróleo crudo, en unidades de columnas atmosféricas y en cracker catalítico principalmente en columnas fraccionadas. Estas columnas operan a presiones bajas y mandan sus vapores a equipos de mayor presión.

-Configuración: Ver método A-1a

• Método A-1c (figura 2.26)

A) Variación de la velocidad final de vapor.

1) No composición de gas

c) Válvula PC en la línea de desagüe del eyector.

-Operación: El control de presión varía la velocidad en el desagüe, por lo que afecta el proceso de la velocidad de vapor en la succión del eyector, y por lo tanto, mantiene la presión de la columna. El eyector remueve el aire el cual sale a lo largo del sistema de destilación con vapor de proceso el cuál satura el aire.

-Donde usarlo: Es el método más común para la destilación al vacío. El sistema análogo para destilación a presión es el método A-1b.

-Configuración: El eyector es simple y de confianza bajo condiciones apropiadas. Motivando la corriente debe ser constante la presión. La succión del eyector no debe ser estrangulada. La excesiva estrangulación causa que la expulsión sea inestable.

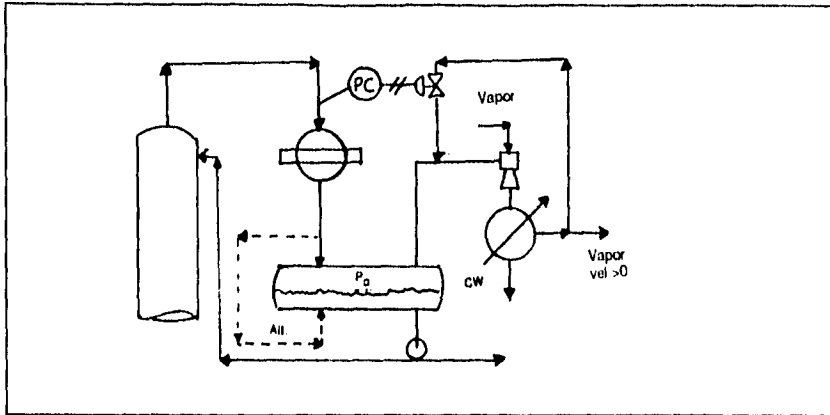


Fig. 2.26

Es permisible la variación de la presión absoluta de la columna si es menor el cambio de la presión atmosférica, una presión absoluta mide los elementos que podríamos usar.

Existen tres caminos para la medición de los errores debidos a la acumulación de condensado en la conducción de la presión:

- a) Montar un instrumento al mismo nivel que el drenaje y tenerlo de guía horizontal.
- b) Montar un instrumento más arriba del drenaje y suministrar una pequeña salida o una purga de aire como guía.
- c) Montar un instrumento más arriba del drenaje, hacer una guía lo suficientemente larga y un paso, así el condensado no se acumula. Cuando garanticemos aislar o guiar el calor.

2.4.4.2 Caso 2: Velocidad final de vapor es cero.

- Método B-1a (figura 2.27)

- B) Variación del área de condensado

- 1) Válvula PC como condensador interno

- a) Líquido-refrigerante condensado.

-Operación: Controla las variaciones en una área disponible para condensación por la variación de la velocidad del vapor. La válvula de control cerrada hace que decrezca la presión en el condensador y el nivel del líquido en el condensador aumenta.

-Ventajas: Es de simple manejo. La presión en el tanque y la columna es la misma. Es usado cuando el destilado no puede ser contaminado con el gas por envolvimiento.

-Desventajas: La operación se resiste a comprender algunos métodos alternativos. La condensación en tubería podría ser diseñada por flujo gravitacional. Esto requiere atención en la elevación del condensador, la localización de la válvula de control y el tamaño y la tubería. La válvula de control podría ser tan grande como por el método B-2. Preferimos el método B-2 al B-1.

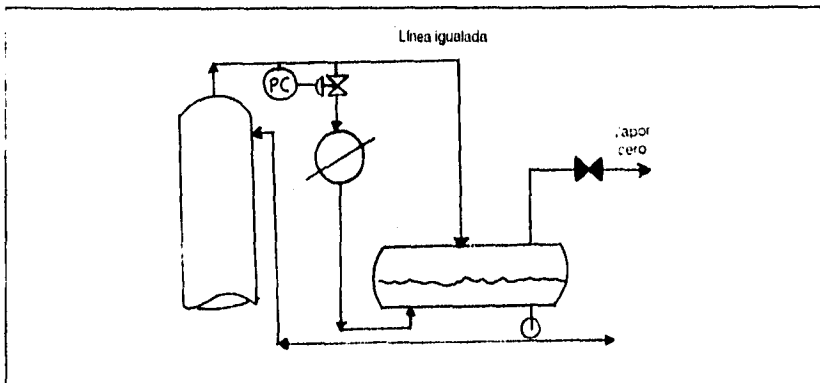


Fig. 2.27

-Nota: El condensado podría entrar al tanque de reflujo por abajo del nivel del líquido entonces esos cambios en la presión del condensador podrían afectar el nivel del líquido condensado. De la misma forma la configuración de la tubería B-1a y B-1B es similar a D-3b pero el principio de operación es diferente.

- Método (B-1b) (figura 2.28)
- B) Variación del área de condensado
- 1) Válvula PC como condensador interno.
- B) Aire-refrigerante condensado.

El método B-1a amplía la discusión. Dos comentarios específicos acerca de este método (B-1b) muestra lo siguiente:

- a) Algunas condensaciones ocurren en los tubos, algunos pasos de tubos se arreglan más convenientemente que otros. Un simple paso en tubos trabaja bien.
- b) Algunos diseñadores prefieren el aire-refrigerante condensado por una paso simple por tubos, y una pendiente. Mejor que el horizontal por toda la variación del área de diseño.

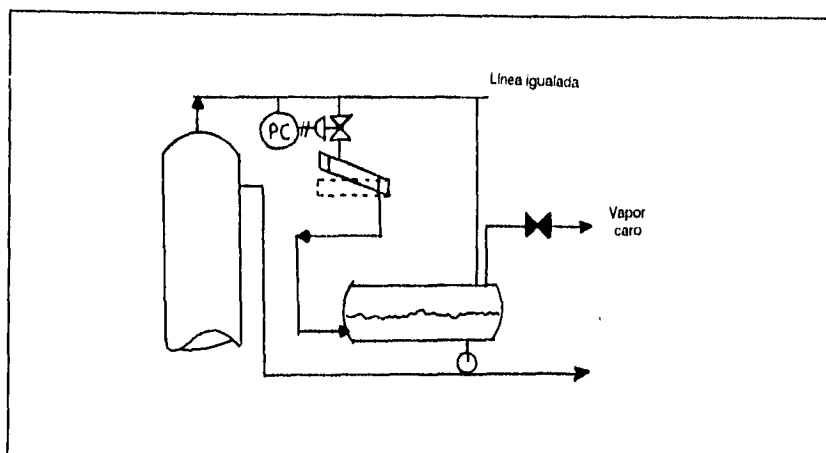


Fig. 2.28

- Método B-2 (figura 2.29)
- B) Variación del área de condensación.
- 2) Válvula PC como condensador externo.

-Operación: Controla las variaciones de área disponible de condensación por la variación de flujo de condensado para el condensador.

-Ventajas: Igual al método B-1a.

-Desventajas: La tubería de condensación podría ser diseñada para el flujo gravitacional. Esto requiere atención a la elevación del condensador, la colocación de la válvula de control, el tamaño de esta, el tamaño de la línea y la configuración.

Es preferible el método B-2 al B-1. Es más fácil de entender y requiere una válvula de control más pequeña. Esto denota:

- I. La válvula de control es localizada para el condensado externo más que el interno y,
- II. La línea externa del condensador quizá entre al tanque de reflujo por abajo del nivel del líquido. Nosotros preferimos que entre por arriba del nivel del líquido entonces el nivel del tanque no afectará el nivel en el condensador.

El diseño muestra la localización de la válvula de control lo más cercana posible al tanque de reflujo para asegurar la cabeza máxima estática que promueve al flujo de condensado y minimiza los efectos de flujo líquido en la tubería vertical desde el vapor de la válvula de control.

-Alternativas: Con la igualación de la línea, la presión del tanque de reflujo debería ser indeterminada y podría estabilizarse. La variación de la presión puede ser un contratiempo al flujo del condensado, ya sea dentro o fuera del tanque de reflujo.

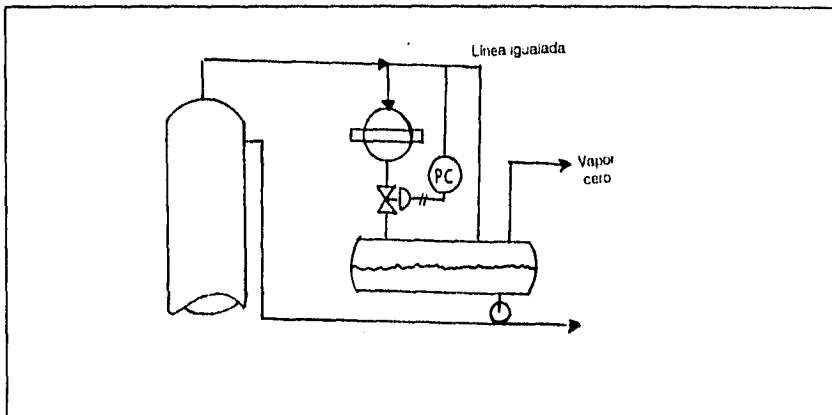


Fig. 2.29

- Método B-3 (figura 2.30)
- B) Variación del área de condensación.
- 3) Válvula en la derivación (by-pass).

-Operación: En este método de variación de área. (comúnmente llamado sistema de condensador sumergido) el condensador es localizado cerca del suelo, y aumenta el nivel de condensado. El tanque de reflujo es localizado más arriba que el condensador, y es lo suficientemente alto para suministrar la cabeza de succión de la bomba. El condensado puede ser subenfriado. Algunos vapores de la derivación (by-pass) se condensan al entrar al tanque más arriba del nivel del líquido. Como este vapor se condensa, aumenta de la temperatura de la superficie del líquido.

La superficie del líquido en el tanque está más fría que la superficie del condensador. Esto causa la suficiente diferencia en la presión de vapor que el condensado se mueva hacia arriba del tanque. Esta diferencia de presión es usualmente 3 psi o menos.

-Acción de los controles: Si la presión en la columna aumenta, el control de la presión, incrementa la velocidad de vapor en la derivación (by-pass). Este aumenta la temperatura superficial del líquido y de la misma manera la presión de vapor en el tanque. Este aumento en el nivel del condensador, reduce el área de condensación. Esto reduce la velocidad de condensación y se dirige a restaurar la presión en la columna.

-Ventajas: El condensador tiene fácil acceso para inspección y reparación. El soporte estructural del condensador es más barato que para un condensador elevado, y la válvula de control es más pequeña que en otros métodos.

-Desventajas: El área de enfriamiento requerida en el condensador sumergido lo hace más costoso que el condensador elevado de la misma capacidad de condensación. En una aplicación con un intervalo ancho de ebullición, las porciones más pesadas se separan primero para el vapor. Esta fraccionación dentro del condensador generará vapor incondensable en el condensador externo. Un buen desempeño requiere una velocidad de condensación estable en el reflujo. La superficie del líquido no debería agitarse y la parte superior del tanque de reflujo debería aislarse. En una aplicación donde el destilado tuvo un intervalo estrecho de ebullición una intensa presión y un aumento en el tanque de reflujo ocurrirá siempre y cuando pase inadvertida la agitación en la superficie del tanque. Los diseños de la base (velocidad de vapor en la derivación (by-pass) y el refrigerante requerido) son empíricos y nos está dispuesto al cálculo.

-Variación Algunas veces la presión en el tanque de reflujo es controlada mejor que en el tanque. Esto evita un control pobre y podría levantar lo suficiente cualquier reacción química reversible a la acción de la válvula de control de la columna de

presión. Las diferencias entre el tanque de reflujo y la columna de presión son pequeñas, el control de la presión del tanque de reflujo es satisfactorio.

-Comentarios: Este método es controversial por diferentes razones. Primero, la ventaja de localizar el condensador a nivel del suelo contra localizarlo en la zona alta es difícil de cuantificar. Segundo, no es fácil entender como trabaja este método. Tercero, el diseño es empírico y finalmente algunas instalaciones tienen aun más fallas que otras operaciones exitosas.

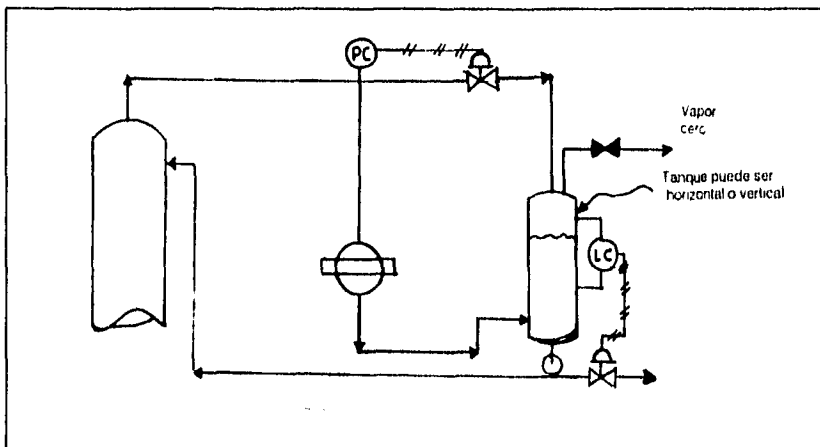


Fig. 2.30

- Método B-4 (figura 2.31)
- b) Variación del área de condensación.
- 4) Válvula PC en el destilado líquido.

-Operación: Estas operaciones gustan de otros métodos de variación de área excepto el tanque de reflujo que siempre esta inundado.

-Ventajas: El sistema de control de tanque de reflujo no es requerido. En algunas instancias el mismo tanque de reflujo es omitido resultando más rápida la respuesta del control de calidad.

-Desventajas: Los cambios en la velocidad del flujo del destilado por el control de la temperatura quizá sea menos objetables que el flujo directo del destilado hacia el almacenamiento.

-Donde usuario: El sistema puede ser usado en plantas de gasolina natural.

-Alternativa: El control de presión podría variar el reflujo o el condensado total, mejor dicho ese destilado, excepto cuando el flujo de destilado es relativamente alto y el destilado va directamente hacia el almacenamiento. ¿Por que? Si la variable manipulada es el flujo de destilado (1), si esta es más pequeña que el flujo del reflujo este tendrá menor efecto en la columna de presión (2), La variación de la carga de calor aumenta el balance de materia de la columna exterior y por lo tanto la calidad del producto y; (3) la variación de la carga de calor aumenta la alimentación de la columna por el destilado.

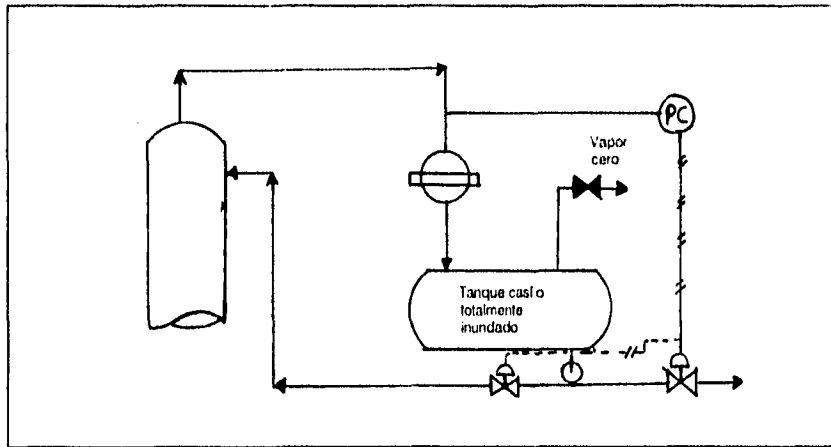


Fig. 2.31

- Método B-5 (figura 2.32)
- B) Variación del área de condensación
- 5) Dos controles de lazo.

Esta es una variación del método B-2 en el cual la presión en el tanque de reflujo es controlada por debajo de la presión de la columna.

-Operación: Igual que B-2. La presión de la columna es controlada variando el área disponible para condensación por la variación del flujo del condensado en el condensador.

-Donde usuario: Algunas veces el método B-2 (control de válvula en el condensador externo) puede no ser usado por que se desea un condensador elevado, también

aseguramos el flujo inferior de condensado dentro del tanque de reflujo por gravedad. Frecuentemente la parte superior del tanque de reflujo aprovecha esta elevación dejando una pequeña diferencia para promover por gravedad.

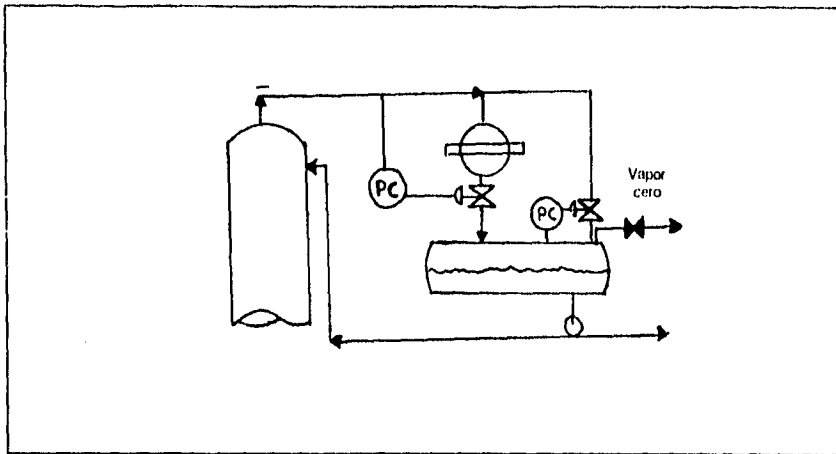


Fig. 2.32

- Método B-6 (Figura 2.33)
- B) Variación del área de condensación
- 6) Válvula de control sobre refrigerante.

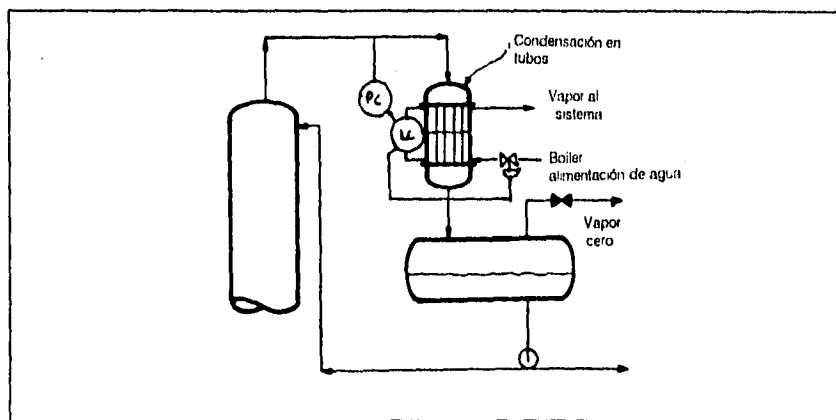


Fig. 2.33

-Comentarios: No es común en refinerías de petróleo. Debemos apreciar una alternativa de variación de área es un método es semejante al B-2 aunque menos subenfriado, pero se debe enfriar la reserva a causa de otro problemas.

- Método C-1 (figura 2.34)

C) Variación de la diferencia de temperatura

1) Líquido-refrigerante condensado.

-Operación: El control de temperatura varia la velocidad del anticongelante fresco entonces sostenemos la temperatura con una mezcla de refrigerante fresco y recirculado que entra al condensador. La columna PC reinicia el TC.

-Ventajas: El intervalo y la linealidad es superior al método B-3. El calor es recuperado en el nivel de temperatura más alto por el coeficiente de temperatura de calor y el área es guardada en su máximo. (Ventajas solo si el refrigerante caliente es usado para calentar). Este método es análogo al método C-2.

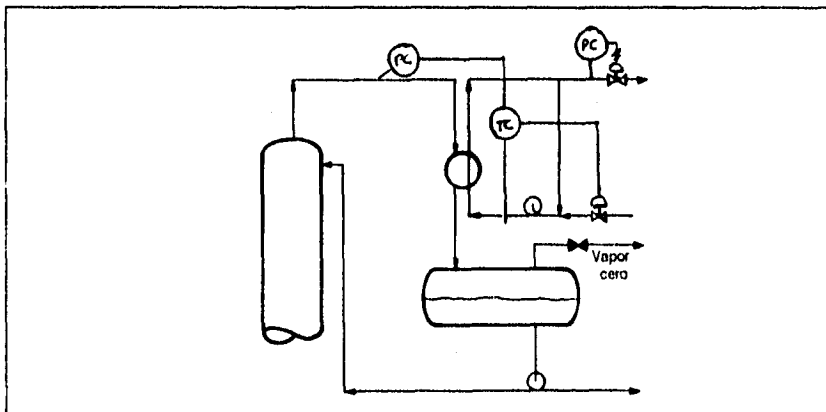


Fig. 2.34

-Desventajas: Este sistema probablemente responde más lentamente que los métodos de variación de área.

- Método C-2 (Figura 2.35)

C) Variación de la diferencia de temperatura.

2) Aire-refrigerante condensado.

-Operación: El control de temperatura varía la porción de aire de recirculación fresco y de aire al control de temperatura del aire que entra al condensador. El PC reinicia el TC. Este método es análogo del método C-1

-Desventajas: Aire fresco y la recirculación de este podrían ser mezclados también con el aire del condensador, los cuales tienden a tener una temperatura uniforme. De otra forma el control de presión quizá sea un plano irregular si el aumento del sólido es algo que sea evitable. La atención en la operación puede ser necesaria si cambia la carga requerida en el del condensador, la temperatura del aire, o los vientos causados por la posición automática de las persianas de recirculación que cambian de una posición extrema a otra.

-Donde usarlo: La recirculación del aire puede prevenir la concentración de sólidos en un lado del condensador. Durante el proceso nosotros comúnmente lo usamos en los climas fríos cuando los proceso contienen corrientes de vapor. También es usado para evitar la formación de hidratos.

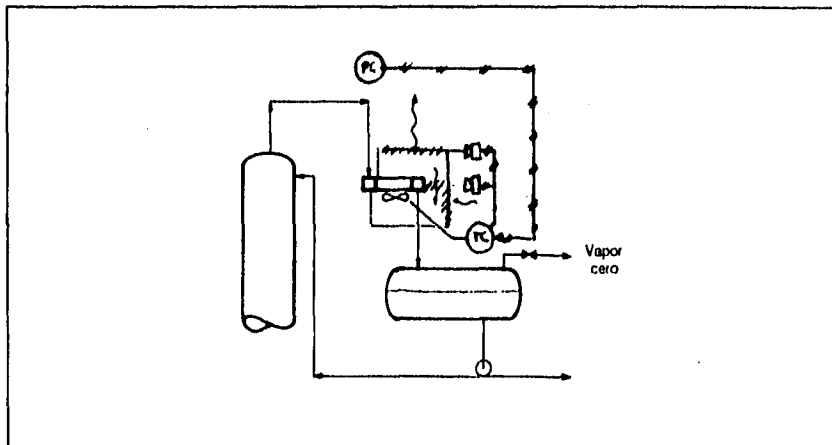


Fig. 2.35

- Método C-3 (figura 2-36)
- C) Variación en la diferencia de temperatura.
- 3) Evaporador condensador.

-Operación: Los vapores son condensados por agua espreada. El agua es enfriada por evaporación. La velocidad de evaporación y por lo tanto la temperatura del agua enfriada es variable por el ajuste de la recirculación del aire húmedo.

-Comentarios: Esta es una torre de enfriamiento dónde el condensado es interno es mayor que el externo. Es un tipo similar a una torre de enfriamiento con refrigerantes múltiples internos y condensadores pueden ser usados en refineries de aceite, pero no es muy común por que es más atractivo que una tubería que enfrie con agua de proceso la torre.

Algunos discuten la termodinámica y la transferencia de calor del sistema de evaporación. Además listan las siguientes ventajas sobre el aire-lavado como refrigerante. Si es posible que:

- El flujo de aire inferior y así de esta manera aumenta la fuerza.
- El uso de pasos múltiples en una lado del proceso y se reduce el área total
- Llevar a cabo el aumento de la temperatura de condensación
- Controlar la unidad con compuerta de tiro por que el flujo de aire y el tamaño son pequeños

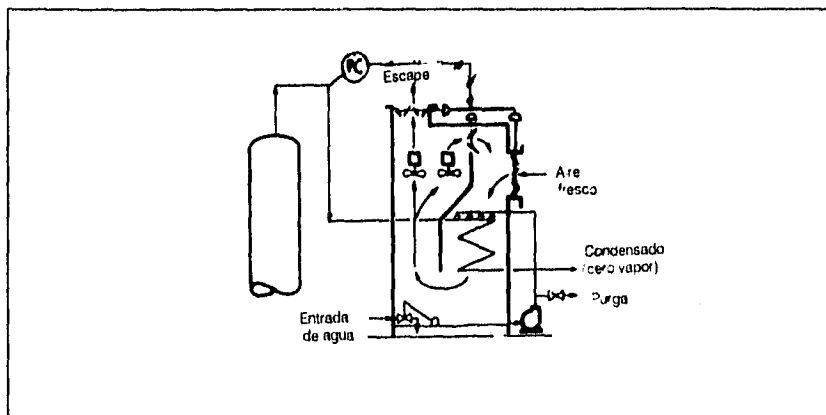


Fig. 2.36

- Método D-1a (figura 2.37)
- D) Variación del flujo de calor
- a) Válvula de control.

-Operación: El control incrementa el flujo de refrigerante por lo que decrece la presión y viceversa.

-Desventajas: La respuesta es frecuentemente lenta por que el condensador retrasa el control de lazo.

Podemos promover el ensuciamiento cuando el agua es el refrigerante. El ensuciamiento del agua es rápido como su velocidad es inferior y obtenemos el calentamiento en el condensador.

-Donde usarlo: El límite de sus aplicaciones se da donde existe refrigerante y queremos obtener también calor. Nosotros tenemos que usar 120 F como el límite para el agua en una torre de enfriamiento.

(Se puede mencionar que la válvula de admisión del agua-refrigerante podría ser considerada solo cuando el vapor este por arriba, la línea de temperatura es menor, esta cerca de los 120 F. Este tipo de línea guía es usada porque el agua de enfriamiento existe quizá el vapor aumente la temperatura de línea cuando el área del condensador es amplia (tubos limpios, agua fría de refrigerante, velocidades lentas en la parte superior). Pero nosotros necesitamos observar la curva de condensación, si la temperatura de condensación decrece repetidamente con la condensación inicial, de ahí en adelante la temperatura máxima del agua refrigerante quizá sea mucho menor que la línea de temperatura del vapor. En estas situaciones el vapor aumenta la temperatura de la línea y esto nos ayuda al control.

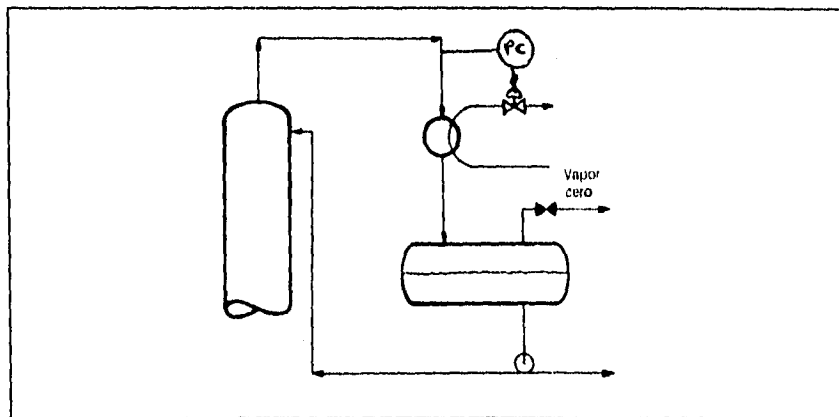


Fig. 2.37

-Comentarios: La válvula de control parece ser económica por que minimizamos la velocidad del refrigerante. Pero la válvula de admisión no reduce el costo del refrigerante en el condensado por que podría tener la capacidad de encontrar el máximo condensador.

-Método D-1b (figura 2.38)

d) Variación del flujo de calor

1) Variación de la velocidad del refrigerante.

b) Ventilador fijo.

-Operación: Al controlar el ventilador fijo variamos el control de la presión.

-Desventajas: El ventilador deberá ser detenido en su servicio hasta ajustar el mecanismo del ventilador.

-Comentarios: Deberá ser menos afectado por la precipitación en un giro inducido de ventilador en el condensador que en una unidad de giro forzado. Esto podría ser considerado con un alto costo de mantenimiento, pérdida en la capacidad de poder etc., en la selección de este tipo de condensadores. Las aspas del ventilador podrían fijar o ajustar el mecanismo y podría tener menor histéresis y podría incluir un posicionador fijando la distancia podría ser ajustado obteniendo un resultado negativo contrarrestando la convección natural, entonces la condensación es lenta y podría alcanzada. Si el condensador tiene más de un ventilador, todos los ventiladores deberán tener el mismo tiro. Este método es similar al usado con las tablillas de control del aire (Método D-1c) y es análogo al de la válvula de admisión del líquido enfriante (método D-1a).

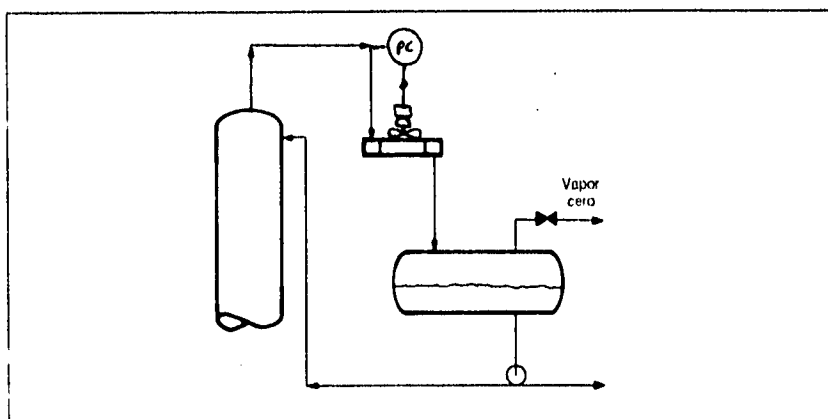


Fig 2.38

-Método D-1c (figura 2.39)

D) Variación del flujo de calor.

1) Variación de la velocidad del refrigerante

c) Persianas.

Operación: El control de variación de la apertura de persianas varia el control de presión.

Comentarios: Las persianas están puestas más arriba del condensador, las cuales cuentan con protección pase lo que pase. Aunque si bien la función de las persianas puede iniciar como válvula de control, las persianas parecen tener más variables en calidad que las válvulas en control. Si bien la operación es confiable, al inicio de la operación, los motores de las persianas no pueden hacerlo para persianas diseñadas simplemente por el manual de operaciones. Puede producir un deterioro en la resistencia, fricción, histéresis, operación del motor y poder. Este método es similar al usado en el método D-1b y es análogo al de la válvula de admisión del líquido refrigerante (Método D-1a)

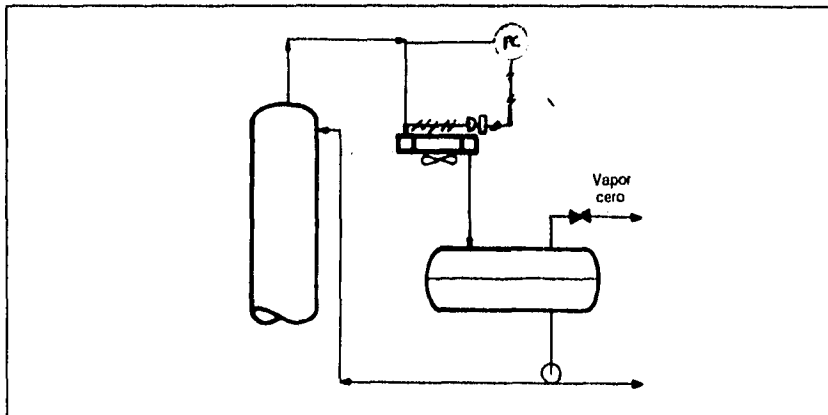


Fig. 2.39

-Método D-2 (Figura 2.40)

D) Variación del flujo de calor.

2) Desviación del vapor.

Comportamiento: Este método no hace el trabajo cuando el vapor producido es cero. Se tiene el testimonio del fracaso y se ofrece la siguiente explicación basada en un estado estacionario. Recuerda que tenemos lo siguiente: el condensador que drena

libremente dentro del espacio de vapor del tanque de reflujo dónde la presión es menor que en la columna. El refrigerante es insignificante. Quizá sea mezclado con el condensado en la derivación (by-pass) o entre al tanque de separación.

El vapor condensa en el condensador, y con su velocidad es inferior que en el tanque de reflujo. La velocidad de condensación en cada uno de estos dos sitios es igual al producto del coeficiente de transferencia de calor, área de condensado y punto medio del diferencial de temperatura. Si la válvula de control cambia debería afectar la velocidad de condensación, insignificante en el condensador y escasa en el tanque de reflujo. Suponiendo el sistema dónde el equilibrio y el control de la válvula abren ampliamente, la presión del tanque de reflujo y por lo tanto el punto medio del diferencial deberán incrementarse. Así de esta manera abriendo la derivación (by-pass) debería incrementarse la velocidad de condensación total que es requerida por el diseño.

Comentarios: este método se observa como el método B-3 pero tiene dos diferencias 1) En el método B-3 el condensador es un equipo inundado y en este método el condensador sigue drenando 2) El método D-3 trabaja y este método no lo hace.

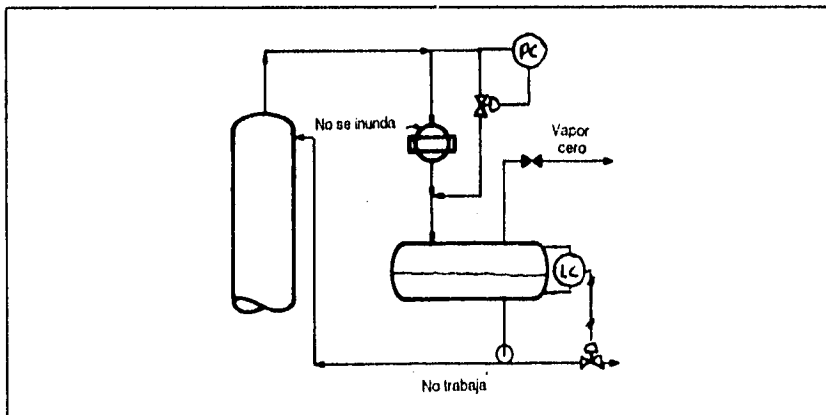


Fig. 2.40

-Método D-3a (Figura 2.41)

D) Variación del flujo de calor

4) Válvula de admisión en la parte superior.

A) Tanque con venteo abierto.

-Operación: Este tipo de control es muy sencillo la válvula de control está totalmente abierta a la corriente que domina la columna de presión.

Nota: este condensador operando a presión constante condensa automáticamente todo el vapor que entra. Cuando la velocidad de vapor de entrada decrece, el coeficiente de transferencia de calor decrece porque la concentración de incondensables en el condensador se incrementa. Los incondensables fluyen dentro y fuera del condensador vía el tanque de reflujo con venteo.

-Ventajas: Es muy simple, respuesta rápida, el reflujo del tanque y el condensador necesitan solo ser diseñados para operar a presión atmosférica.

-Desventajas: La válvula de control es más extensa que la alternativa del sistema de control, el condensador podría ser más grande por la operación a presión atmosférica, la bomba de reflujo podría generar mayor calor.

-Cuando usarlo: Es más atractivo cuando la línea de arriba es pequeña. A de ser difícil imaginar o justificar la existencia de este método en una columna de refinación de aceite donde el diámetro de la línea de vapor quizá sea de 3 ft. o más.

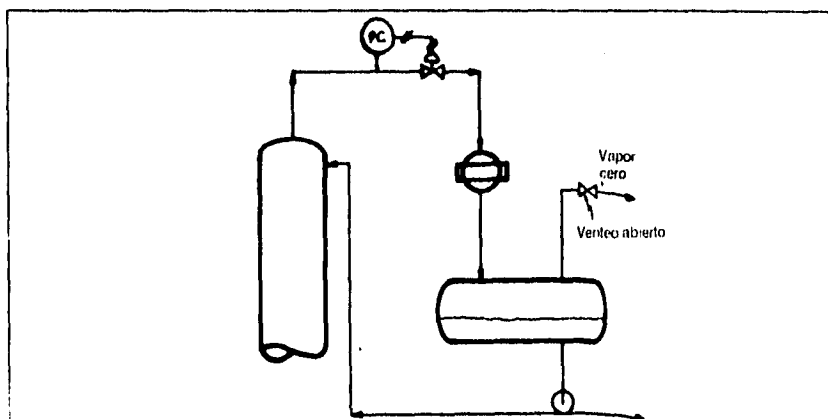


Fig. 2.41

-Método D-3b (figura 2.42)

D) Variación del flujo de calor

3) Válvula de admisión en la parte superior.

B) Tanque de venteo cerrado.

Operación: En el método D-3a el sujetador de la columna de presión es simple por la total apertura de la válvula de admisión de la corriente, el condensador automáticamente condensa todo el vapor el cual entra. Como la velocidad interior decrece, la presión en el condensador y el tanque de reflujo decrece. Este decremento en la temperatura de condensación y de esta manera la diferencia de punto medio del calor de transferencia.

Ventajas: Es muy simple y de rápida respuesta.

Desventajas: La válvula de control es más extensa que un sistema de control alternativo, la presión en el condensador y el tanque de reflujo es variable. Estos efectos requieren una bomba de calor y quizá impone el diseño del condensador y del tanque del servicio de vacío, sistemas requeridos, válvulas de seguridad de la columna y tanque de reflujo.

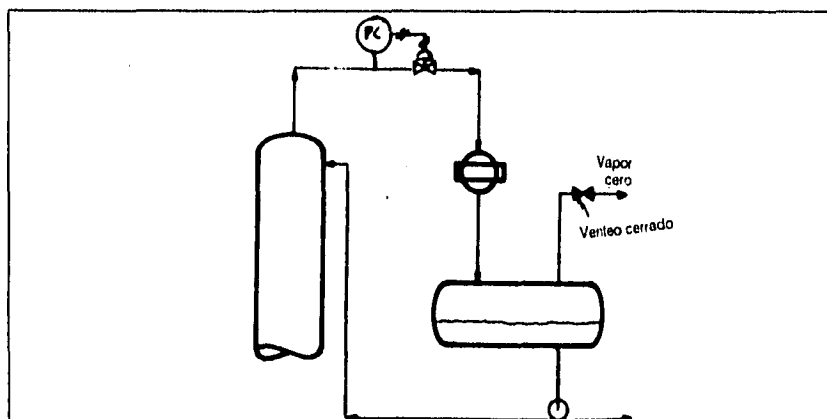


Fig. 2.42

Comentarios: En este método la presión del condensador es usualmente más baja que la presión de la columna pero eso no es más que el punto medio del área requerida. La válvula de control será más ancha en su apertura, entonces la presión del condensador se aproximara a la columna de presión.

2.4.4.3 Caso III (La velocidad final de vapor algunas veces es positiva , algunas negativas).

-Método E-1 (figura 2.43)

El método E-1 es una combinación del método A: PC en la salida y el método B, C, o D: cualquier variable de condensado es la obligación de este método excepto B-3, D-3 y D-3b.

-Operación: De la configuración mostrada, si la presión de la columna esta elevada, el punto fijo de la presión en la línea de venteo del PC retornara después a la normalidad, la velocidad de salida decrece a cero. Pero retornando a lo ocurrido gradualmente los incondensables en el tanque de reflujo se disuelven en el líquido destilado y abandonara el sistema.

-Variación: La velocidad del vapor producido es muy pocas veces más grande que cero, la línea de salida de PC quizá sea remplazada por la salida del manual. Un simple intervalo de control dividido quizá sea sustituido por dos controles de separación en una simple combinación de ambos lazos. Esto podría evitar posibles problemas con término-reinicio en la separación de controles.

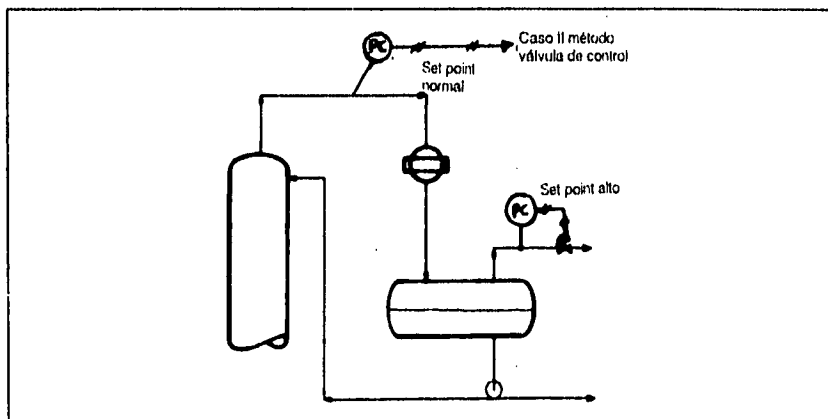


Fig. 2.43

-Método E-2 (Figura 2.44)

-Operación: La caída de presión, fabricada por las válvulas del control de gas abiertas mantienen la presión cerrando la válvula de escape. La presión ascendente de la válvula de control de escape abre y mantiene la presión, la confección de la válvula de control cierra lo que haga falta.

-Ventajas: Rápida respuesta, fácil de entender.

-Desventajas: El sistema incrementa la salida de la corriente de gas y requiere un origen de gases incondensables compatibles con el proceso y disponibles en la parte alta como en la columna de presión. Aunque la concentración de los gases incondensables se disuelven en el destilado es menor que el equilibrio, quizá esto sea objetables. Se encontro este problema en una refinería de petróleo. Las dos válvulas del sistema son firmes y requiere cuidado en la calibración de dos posicionadores. Quizá produce un control más pobre que un buen sistema de una válvula simple.

-Alternativa: Este método puede perder gas e incrementar innecesariamente la velocidad del gas de salida. Esto puede resultar incorrecto en el control para muchos, la posición de la válvula es de suponerse que es ajustable.

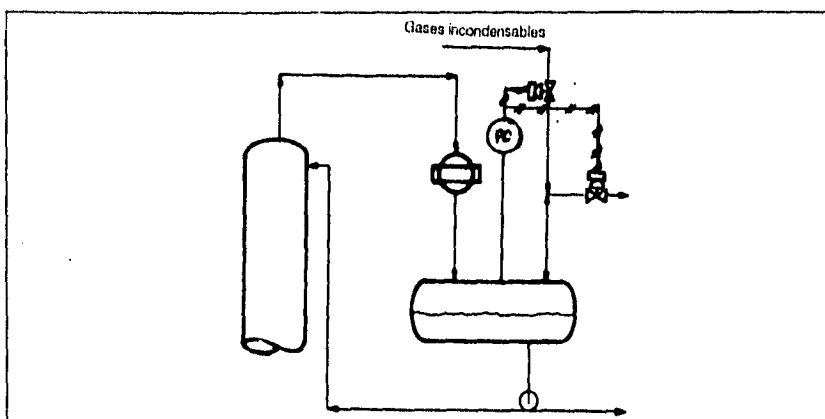


Fig. 2.44

Comentarios: Encontramos un camino para vapor continuo entre el condensador externo, y el tanque de reflujo no es requerido por este método.

2.5.- TANQUE SEPARADORES LÍQUIDO-GAS

2.5.1.-Recipientes: Son tanques en los cuales se lleva a cabo la separación de líquidos de gases, pueden ser horizontales o verticales. En el diagrama 2.45, se muestra un ejemplo de estos:

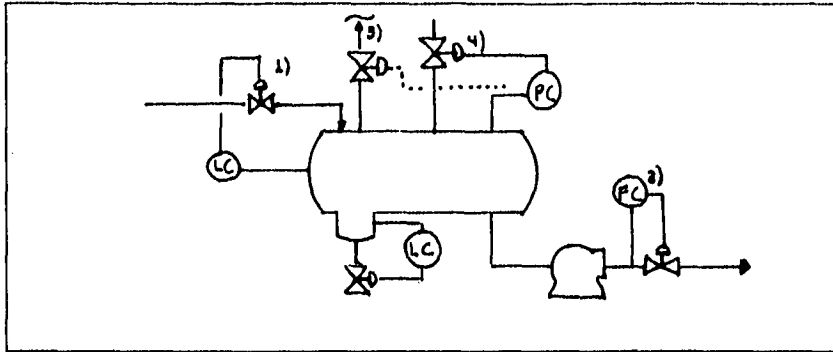


Fig. 2.45

El número 1 en el dibujo nos muestra un control de nivel (LC), el cuál nos asegura el nivel constante del tanque, el número 2 indica un control de flujo (FC) el cuál asegura un flujo constante al sistema que continúa. El número 3 nos indica simplemente el desfogue del sistema en caso de que este se presurice, evitando cualquier accidente, y la parte más importante viene indicada con el número 4, la cual en caso de que el líquido que estamos manejando no tenga la presión suficiente (P^0) y se necesite presurizar el tanque, este sistema de control de presión, permita la entrada o salida del gas o vapor.

2.5.2.-Tanques: Estos pueden ser horizontales o verticales, dependiendo de lo que nos interese para el proceso, si lo más importante es el gas, nos conviene un tanque vertical, si lo importante es el líquido, es mejor un tanque horizontal. A continuación se muestran ejemplos de estos:

a) Tanques con tiempo de residencia menor a 20 min.: En el diagrama 2.46 se muestra un sistema, el cuál consta de un control de presión, para sistema en los cuales la presión (P^0) sea elevada, tiene un control de nivel, para evitar que nuestro tanque se inunde y se despare. Este sistema de control de nivel, para evitar que nuestro tanque se inunde y se despare.

El control de nivel es posible cambiarlo por un control de flujo (FC), pero eso dependerá de lo que se tiene a continuación en la línea. Se debe evitar poner dos controles de flujo en el sistema ya que causan interferencia.

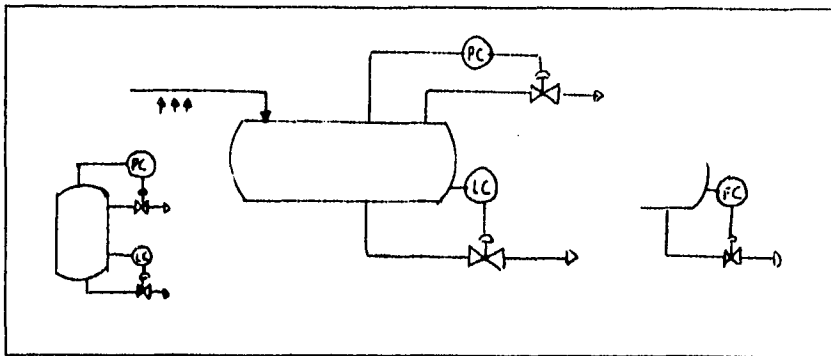


Fig. 2.46

Por la misma causa hay que evitar, en las líneas que tengan diferente flujo, poner control en todas.

B) Con un tiempo de residencia menor a 20 min. se presenta otro sistema en el contamos con una malla separadora evitando que el líquido regrese al sistema.

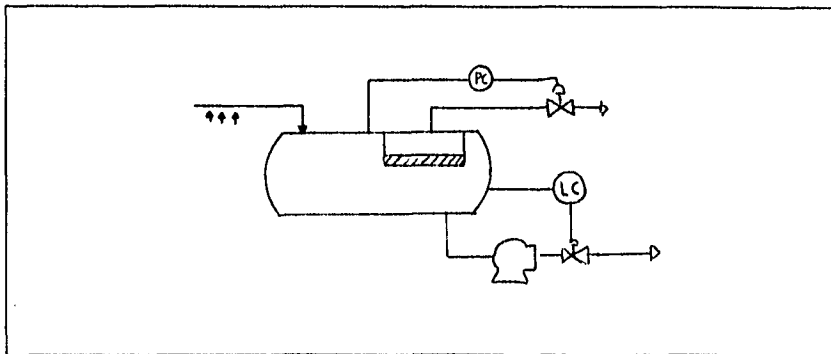


Fig. 2.47

Contamos una bomba que nos da la presión hacia el resto del sistema, así se asegura un flujo constante al resto del sistema. A una presión mayor, el LD es mayor y menor el diámetro.

C) En este caso contamos con un sistema de control de presión, el cual lo que nos ayuda es a mantener la presión constante en el sistema, contamos también con desfogue en caso de que se presurice el sistema, (Fig. 2.48).

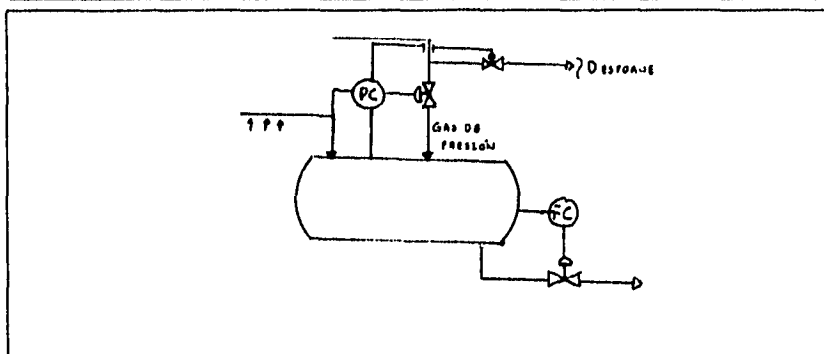


Fig. 2.28

El control de flujo puede también ser cambiado por un control de nivel como en casos anteriores, pero esto dependerá del sistema que continúe después de este equipo.

D)Este tipo de equipo cuenta con una pierna separadora, con un control de nivel, para evitar la inundación de esta y permitir la salida de los líquidos pesados. El tiempo de residencia es menor a 20 min..

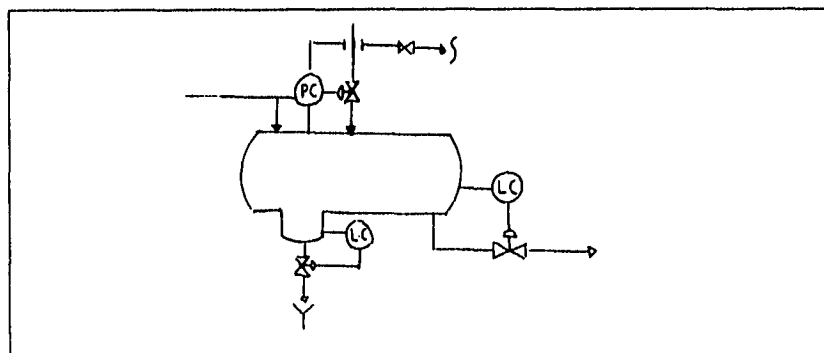


Fig. 2. 29

Contamos con un sistema de presión el cuál nos mantiene la presión constante, igual que en sistema anterior, contamos también con un sistema de desfogue.

Así se ha mencionado a lo largo de este capítulo sobre diferentes controles básicos de equipos típicos, pero cabe mencionar que estos pueden ser alterados según el proceso (variables a manejar) que se va a controlar.

GRADOS DE LIBERTAD:

En el diseño de los sistemas de control se deben emplear métodos que definan el resultado deseado y proporcionen cierto indicio de cuando se logrará éste. El concepto de los grados de libertad constituye un medio apropiado para lograrlo. El propósito del control automático es reducir los grados de libertad del proceso. Un sistema de control automático es la implementación de la reducción de los grados de libertad del proceso por medio de dispositivos mecánicos, neumáticos, electrónicos o de otra índole. Se dice que un proceso está totalmente bajo control cuando los grados de libertad con respecto a las variables de funcionamiento del proceso son idénticos a cero. Dicho de otra manera, los valores deseados de las variables de funcionamiento son puntos fijos para el sistema de control.

En los problemas de separación, por etapas múltiples, de sistemas en los que intervienen varias fases y varios componentes, es preciso proceder a la resolución simultánea, o iterativa, de cientos de ecuaciones. Esto implica que es preciso especificar un número suficiente de variables de diseño de forma que el número de incógnitas (variables de salida) sea exactamente igual al número de ecuaciones (independiente). Cuando ocurre esto, el proceso de separación está unívocamente especificado.

Las dificultades de cálculo que se encuentran en la resolución de grandes sistemas de ecuaciones, frecuentemente no lineales, es tal que una adecuada selección de las variables de diseño puede aminorar considerablemente los obstáculos de cálculo. Sin embargo, en la práctica el diseñador no dispone de libertad para elegir las variables de diseño atendiendo a las conveniencias de cálculo.

Si el número de variables de un sistema de varios componentes en equilibrio entre diversas fases se relaciona con el número de ecuaciones que la describe, el resultado es (regla de las fases de Gibbs):

$$F = C + 2 - P \quad \text{dónde}$$

F= Número de variables intensivas que pueden variar de manera independiente.

C= Número de componentes de un sistema.

P= Número de fases en el sistema.

Esta relación es una de las más importantes dentro de la Ingeniería Química debido a sus diversas aplicaciones, tenemos por ejemplo, el cálculo de los grados de libertad en cualquier sistema sencillo dónde existe una, dos o tres fases en equilibrio,

así como también ésta relación representa los fundamentos básicos en el cálculo de los grados de libertad en equipos de proceso más complicados de Ingeniería Química como por ejemplo: condensadores, rehervidores, divisores, columnas de destilación, absorción, etc.

Una fase puede definirse como una porción física distinta y homogénea de un sistema, ya sea un sólido un líquido o un gas. El número de fases que un grupo de compuestos químicos puede formar en un sistema en equilibrio, debe conocerse con anterioridad a partir del conocimiento de la miscibilidad o immiscibilidad de los componentes como líquidos, más la adición de una fase gas, de la cual ó a partir de la cual, pueda haber vaporización o condensación.

Las variables típicas de un proceso de separación pueden ser variables intensivas (las cuales son independiente de la cantidad total de la fase), tales como composición temperatura o presión, y por otro lado, las variables extensivas las cuales dependen de las variables intensivas como el volumen total de la fase que depende de la cantidad, al igual que la velocidad de flujo o el calor transmitido; o parámetros del equipo como el número de etapas de equilibrio. Las propiedades físicas como la entalpía o los valores de las constantes (K) no se cuentan.

Un método intuitivamente sencillo, pero operacionalmente complejo, para encontrar el número de variables de diseño independiente, (N_i), grados de libertad o varianza del proceso, consiste en enumerar todas las variables pertinentes (N_v) y restar de ellas el número de ecuaciones independientes (N_e) que relacionan las variables.

$$N_i = N_v - N_e$$

- a) Si $N_v > N_e$, entonces, $N_i > 0$, implicando ésta circunstancia que el sistema no está completamente definido y el ingeniero diseñador necesita especificar otras variables para completar el sistema a diseñar.
- b) Si $N_v = N_e$; entonces, $N_i = 0$, esto implica que el sistema está completamente definido para el diseño.
- c) Si $N_e > N_v$, entonces, $N_i < 0$, denotando que el análisis realizado en el diseño del sistema, es absurdo; o sea que el análisis estuvo mal planeado. Tenemos un sistema con más restricciones que variables, por lo que el problema está sobre-especificado o no definido.

Las variables son relativamente fáciles de enumerar; sin embargo, para contabilizar correctamente el número de ecuaciones independientes (N_e) es preciso observar cuidadosamente todas las relaciones independientes procedentes de las

leyes de conservación de la materia y energía, de las restricciones del equilibrio entre fases, de las especificaciones del proceso y de las configuraciones del equipo.

Nombraremos en adelante N_s como el número de corrientes (de entrada y salida). Las corrientes de entrada y salida de energía no tienen características relacionadas con la composición, temperatura o presión. Ellas son completamente especificadas por una designación de la cantidad de energía, en unidades apropiadas. Cada corriente de energía, adiciona, entonces, exactamente una variable.

Ciertas relaciones o condiciones de restricción son a menudo inherentes en el sistema particular bajo consideración.

Estas restricciones usualmente toman la forma de identidades o igualdades entre dos o más variables. Por ejemplo, el concepto de las etapas de equilibrio involucra las restricciones inherentes tales como la temperatura y la presión de una corriente residual en equilibrio con otra corriente, ya que ambas poseen la misma temperatura y presión por estar en equilibrio.

Entre las restricciones inherentes, una de las más importantes es de las especies ausentes. Por ejemplo, si el sistema contiene un total de tres especies y si una corriente contiene solamente, 2 de las 3 hay una restricción impuesta por la necesidad de anotar la concentración de la otra especie como cero. Otra restricción inherente se encuentra en las composiciones idénticas de los elementos, los cuales no sufren cambios de composición, tales como condensadores totales y bombas.

Cuando dos corrientes dejan un elemento simple, éstas deben estar a idénticas temperaturas y presiones, aún cuando sus composiciones no sean iguales. Entonces para las dos corrientes, uno puede especificar la temperatura y la presión de una, y la temperatura y la presión de la otra deben de ser las mismas. Este tipo de restricciones son importantes únicamente cuando la temperatura y la presión son partes importantes del análisis (cuando el balance de energía se realiza). Cuando únicamente el balance de materia es realizado no son importantes. Ya que todas las presiones y temperaturas son ignoradas en estos casos.

La diferencia entre las variables independientes, N_i y aquellas normalmente fijadas, N_x representa las posibles variables independientes N_a , por especificación del proceso.

$$N_a = N_i - N_x$$

$$N_a = N_v - N_c - N_x$$

Las posibles variables independientes (N_a), son unos de los principales intereses en la solución de problemas de diseño y el presente método es desarrollado principalmente para su enumeración.

3.1 VARIABLES DE CORRIENTE:

Por cada corriente de una sola fase que consta de C componentes una especificación completa de las variables intensivas consta de $C-1$ fracciones molares (u otras variables de composición) más la temperatura y la presión. Esto se desprende de la regla de las fases de Gibbs de la que se habló anteriormente. A este número puede añadirse la velocidad total de flujo, que es una variable extensiva. Finalmente, aunque las fracciones molares ausentes se tratan con frecuencia de una forma implícita, es preferible, para completar, incluir estas fracciones molares en la lista de las variables de corriente e incluir también en la lista de ecuaciones la restricción de la fracción molar.

Por tanto, con cada corriente están asociadas $C+3$ variables. Por ejemplo para una corriente de una fase líquida, las variables han de ser:

- Fracciones molares del líquido x_1, x_2, \dots, x_c
- Velocidad de flujo molar total L
- Temperatura T
- Presión P

3.2 ANÁLISIS DE ELEMENTOS TÍPICOS:

Para la primera etapa del problema, se puede empezar por un elemento. Un aprovechamiento más eficiente de este tipo de análisis es romper las unidades de proceso en partes o elementos, éstos pueden ser eliminados individualmente para determinar sus respectivos grados de libertad. Al número N , que representa condiciones variables, le será asignado un índice sobrescrito para designar una de las cuatro clases anteriormente mencionadas y el otro índice subscripto denotado la naturaleza de la variable o condición. De esta manera, N_i denota el número de variables independientes de un elemento (es decir, los grados de libertad de un elemento).

3.2.1.- CORRIENTE INDIVIDUAL: El elemento más simple que el ingeniero diseñador de procesos debe diseñar es una corriente simple homogénea.

Cuando la corriente es considerada en un punto, las variables involucradas son las siguientes:

VARIABLES	N_v
CONCENTRACIÓN	$C-1$
TEMPERATURA	1
PRESIÓN	1
FLUJO	$\frac{1}{C+2}$

Entonces, una corriente simple homogénea contribuirá con $C+2$ variables para cualquier elemento o unidad de la cual forma parte. No hay ninguna clase de restricciones o condiciones cuando una corriente de una fase es considerada solamente en un punto, ya que en ella no existen condiciones iguales (inherentes), balances de materia y energía, distribuciones de fases ni equilibrio químicos, así que:

$$N_c = 0$$

$$N_i = N_v = C + 2$$

De esta manera, el diseñador tendrá que especificar esas $C + 2$ variables, para que la corriente quede completamente definida.

2.- DIVISOR DE CORRIENTE: Un divisor simple parte de una corriente cualquiera en dos o más corrientes de productos. La figura 3.1 muestra un divisor con dos corrientes de productos.

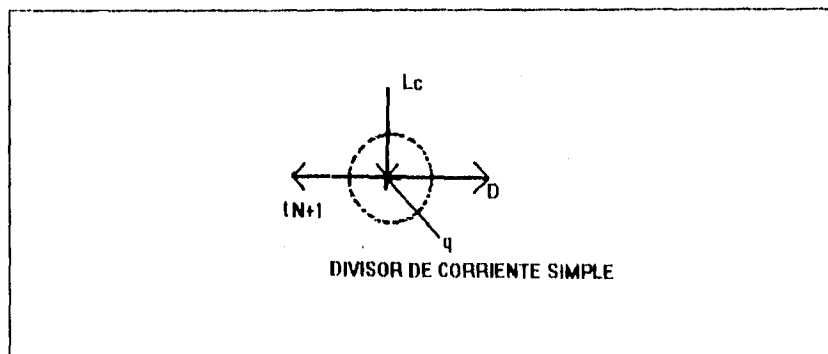


Fig. 3.1

En el divisor tenemos tres corrientes de material y una corriente de calor debido a intercambio de calor entre el elemento y sus alrededores, así que:

$$N_v = N_s (C + 2) + \text{corriente de energía}$$

$$N_v = 3 (C + 2) + 1 = 3c + 6 + 1 = 3c + 7$$

Cada corriente de material contribuye con $C + 2$ variables, mientras que la corriente de calor tiene solamente la velocidad como una variable que contribuye a N_v .

Por otro lado, las corrientes entrantes a cualquier sistema están consideradas que poseen $C + 2$ variables, las cuales son en general independientes de la condición dentro del elemento.

Será arbitrariamente tomado que las corrientes que salen de cualquier elemento están a la temperatura y presión del elemento, esto es, las $C + 2$ variables las cuales cada corriente saliente posee, serán asignadas antes que la corriente deje el elemento, debido a que antes hay oportunidad para caldas de presiones o cambios de temperatura.

Esto es, las variables son especificadas antes que las corrientes entren a los elementos. Un conjunto de condiciones o restricciones independientes son las siguientes:

RESTRICCIONES.

Inherentes	N_c
T idénticas entre L_{n+1} y D	2
Concentraciones idénticas entre L_{n+1} y D	$C - 1$
Concentraciones idénticas entre Lc y D	$C - 1$
Balance de materia	
Balance de la cantidad total	1
Balance de energía	1
Restricción de distribución	0
Restricción de equilibrio	<u>0</u>
	$2c - 2$

Ciertas restricciones pueden ser cambiadas de un tipo a otro. Por ejemplo, las $C - 1$ concentraciones idénticas entre Lc y D (o L_{n+1}) y el balance de la cantidad total pueden ser remplazados por C balances de componentes. También, el balance de energía podría ser necesario (esto es, no independiente) si una temperatura idéntica entre Lc y D (o L_{n+1}) fuera anotada como una restricción inherente para este elemento.

Estos ejemplos, ilustran que es el número de restricciones o condiciones lo que importa no su forma.

Los grados de libertad (o las variables las cuales el ingeniero diseñador debe especificar) definen una operación única de un divisor de corriente dado por :

$$N_i = N_v - N_c = (3c + 7) - (2c + 2) = c + 5$$

Como se mencionó anteriormente, normalmente el diseño de elementos, se tienen fijadas tres variables por diseño que en este caso son:

• La corriente de alimentación	$C + 2$	
• Presión del divisor	1	
• Intercambio de calor	1	$C + 4$

Por consiguiente los grados de libertad posibles (o posibles variables independientes que el ingeniero diseñador debe especificar son:

$$N_a = N_i - N_x = (C + 5) - (C + 4) = 1$$

Este número representa la (s) posibilidad (es) que tiene el ingeniero diseñador de definir completamente el diseño de un sistema. En este caso, el ingeniero diseñador puede tomar este número para la especificación de la relación del divisor $I_n = I/D$ en el sistema.

Los divisores de corriente son generalmente adiabáticos.

También la presión del elemento puede ser tomada como la presión de la corriente simple de alimentación. Si esas dos restricciones fueran anotadas como restricciones inherentes, N_i se reduciría a $C + 3$ variables independientes para un divisor de corriente adiabático.

3.2.3- MEZCLADOR: Una mezcla de corriente está representada esquemáticamente en la figura 3.2. Tres corrientes de material y una corriente de energía (debida al intercambio de calor), están involucradas, tal que:

$$N_v = 3(c + 2) + 1 = 3c + 7.$$

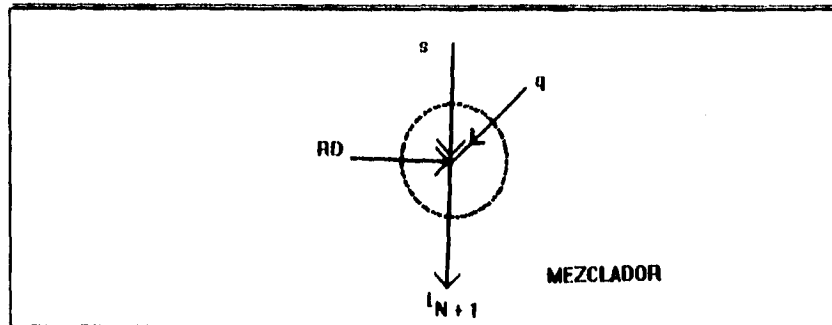


Fig. 3.2

Las condiciones de restricción incluyen: C, balances de componentes y un balance de energía para dar $N_c = C + 1$. No hay restricciones inherentes o de distribución. El número de variables sobre el cuál el ingeniero diseñador tiene control es:

$$N_i = N_v - N_c = (3c - 7) - (C + 1) = 2c + 6$$

Las variables fijadas normalmente por diseño son:

- Las corrientes de alimentación $2(C - 2)$
- La presión del mezclador 1
- El intercambio de calor $\frac{1}{2(C - 6)}$

Por consiguiente el número de grados de libertad posibles a especificar por el ingeniero diseñador son:

$$N_a = N_i - N_x = (2c + 6) - (2c + 6) = 0$$

Este número expresa que al fijar las tres condiciones anteriores, el sistema estaba completamente definido para el diseño.

3.2.4.- CAMBIADOR DE CALOR: La figura 3.3, muestra el diagrama de flujo para un cambiador de calor. En este elemento están involucradas cuatro corrientes de material y una corriente de calor, debido al intercambio de calor entre ambas corrientes, tal que:

$$N_v = 4(C + 2) - 1 = 4c - 8 - 1 = 4c - 9$$

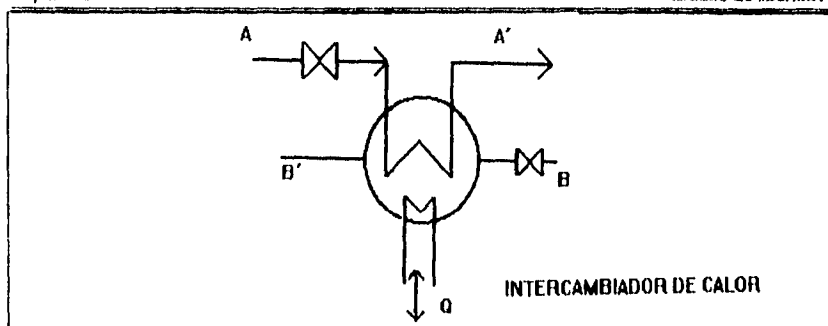


Fig. 3.3

Las condiciones o restricciones incluyen:

• Balances de materia	2c (*)
• Balances de energía	1
• Inertes	-----
• Distribución de fases	-----
• Equilibrio químico	-----
	<hr style="width: 100%; border: 0; border-top: 1px solid black; margin: 0;"/> 2c + 1

(*) Puesto que no hay intercambio de material entre las corrientes AA' y BB', hay C balances de materia por cada corriente, o 2c balances de materia total.

Los grados de libertad o variables sobre el cuál el ingeniero diseñador tiene control son:

$$N_i = N_v - N_c = (4c + 9) - (2c + 1) = 2c + 8$$

Las variables fijadas normalmente por diseño son:

• Alimentaciones	2(C + 2)
• Presiones de las alimentaciones	2
• Calor intercambiado	<hr style="width: 100%; border: 0; border-top: 1px solid black; margin: 0;"/> 1
	<hr style="width: 100%; border: 0; border-top: 1px solid black; margin: 0;"/> 2c + 7

$$\text{Entonces } N_x = 2(c + 2) + 2 + 1 = 2c + 7$$

Por consiguiente, el número de posibles grados de libertad o variables independientes, restantes que el ingeniero diseñador debe especificar es:

$$N_a = N_i - N_x = (2c + 8) - (2c + 7) = 1$$

Este número representa la posibilidad de completar el diseño del sistema, especificando una variable, que podría ser la temperatura de A' o B'. De esta manera, el ingeniero diseñador especifica el diseño del sistema.

3.2.5.- BOMBAS, CALENTADORES Y ENFRIADORES: El diagrama de flujo para estos elementos está mostrado en la figura 3.4. Tales elementos son analizados al mismo tiempo debido a que poseen las mismas características, por ejemplo: Los tres elementos poseen dos corrientes de material y una de energía, ésta corriente en la bomba es debida a cambios de presiones manifestándose como trabajo (w) y en los calentadores y enfriadores es debido al intercambio de calor entre el sistema calentador o enfriador y el sistema calentado o enfriado respectivamente, en cada caso:

$$N_v = 2(C + 2) + 1 = 2c + 4 + 1 = 2c + 5$$

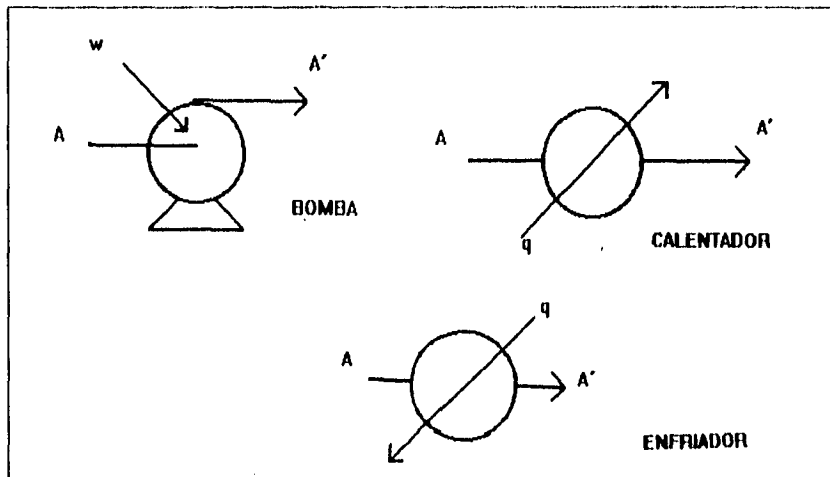


Fig. 3.4

Ya que solamente dos corrientes de material están involucrados, la aplicación de C balances de componentes depende de la composición y velocidades idénticas entre A y A'. Los C balances de componente, además de un balance total de energía dan:

$$N_e = C + 1$$

$$N_i = N_v - N_e = (2C + 5) - (C + 1) = C + 4$$

Las variables generalmente fijadas por diseño son:

• Alimentación	$C + 2$
• Presión del sistema	1 (*)
• Energía suministrada (potencia)	1

$$\text{Entonces: } N_x = C + 2 + 1 + 1 = C + 4$$

(*) Cantidad de calor perdido constante para la bomba o presión constante para el calor o enfriador.

Los grados de libertad posibles para definir completamente el diseño del sistema son:

$$N_a = N_i - N_x = (c + 4) - (c + 4) = 0$$

Este número indica que al fijar las condiciones anteriores, el sistema queda totalmente definido para el diseño.

3.2.6.- CONDENSADOR O REHERVIDOR TOTAL: Un condensador es descrito como total cuando todo el vapor alimentado es condensado a líquido. También, un rehervidor puede ser denominado como total si todo el líquido alimentado es vaporizado. Estos equipos son mostrados esquemáticamente en la figura 3.5. Un condensador total es un equipo práctico, mientras que en muchos sistemas un rehervidor no lo es, debido a que la vaporización completa usualmente trae consigo problemas de ensuciamiento debido a la depositación de impurezas de alto punto de ebullición en los tubos del rehervidor. También, en el caso de un horno a fuego directo, la vaporización completa puede causar el sobrecalentamiento de los tubos debido a la alta resistencia de transferencia de calor de las películas de vapor. Por estas razones, el tipo de rehervidor mostrado en la figura 5 es normalmente diseñado para vaporizar solamente una parte de la corriente que pasa a través de él. A pesar de esta vaporización incompleta, el término total se ha usado para describir un rehervidor donde toda la alimentación al rehervidor es regresada a la columna de destilación sin residuos, siendo retirada como producto de fondo.

Los análisis para condensadores y rehervidores totales son idénticos, como puede ser visto en la figura 5, dos corrientes de material y una corriente de calor, debida al intercambio de calor entre la corriente de vapor y la de líquido por lo que:

$$N_v = 2(c - 2) + 1 = 2c + 4 + 1 = 2c + 5$$

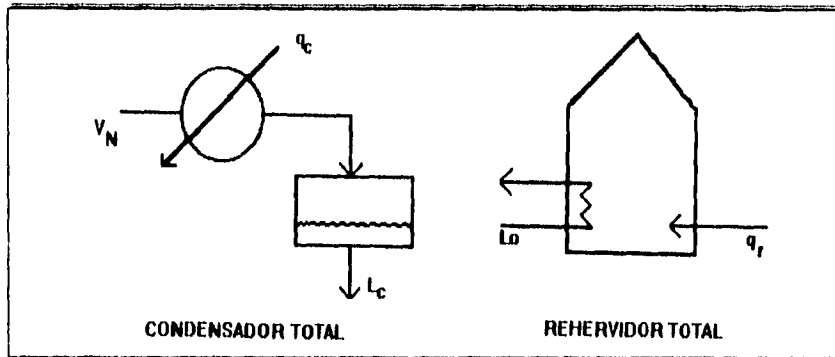


Fig. 3.5

Un balance de C componentes y un balance de energía producen $C + 1$ restricciones (como previamente se mencionó, la composición y la velocidad idénticas no son independientes de los balances de los componentes cuando solamente dos corrientes de material están involucrados). El número de variables las cuales deben ser especificadas por el ingeniero diseñador es:

$$N_i = (2c + 5) - (c + 1) = C + 4$$

Las variables fijadas normalmente son:

- | | |
|---------------------------------------|---------|
| • Alimentación | $C + 2$ |
| • Tipo de equipo | 1 |
| • La presión de la corriente saliente | 1 |

$$\text{De esta manera: } N_x = (c + 2) + 1 - 1 = C + 4$$

Si se fija una temperatura hablaríamos de una isoterma, por lo que la carga térmica estaría en función de la presión y de la entalpía, por lo tanto, la temperatura que en todo caso se podría fijar sería la de condensación. En algunos casos, sería más conveniente fijar "carga térmica (Q)" en algún lugar de la temperatura de salida.

Los grados de libertad posibles o variables independientes necesarios a especificar por el ingeniero diseñador son:

$$N_a = N_i - N_x = (c + 4) - (c + 4) = 0$$

Este número denota que el sistema queda completamente definido, al fijar las tres variables anteriores.

3.2.7.- CONDENSADOR O REHERVIDOR PARCIAL: Si el condensador o el rehervidor efectúan un cambio de fase solo en una parte de la corriente entrante, es llamado condensador o rehervidor parcial. En vista de la discusión anterior para rehervidores totales, es necesario extender esta definición adicionando la estipulación de que parte de la alimentación en un rehervidor parcial se remueve como producto, en vez de regresar totalmente a la columna. Los condensadores o rehervidores parciales son siempre considerados a ser etapas de equilibrio en lo que a la separación alcanzada se refiere. Como en el caso de los rehervidores y condensadores totales, el análisis de éstos elementos es el mismo, sin tomar en cuenta de si el material es condensado o vaporizado.

En la figura 3.6, puede ser visto que tres corrientes de material y una corriente de calor están involucradas para dar:

$$N_v = 3(c + 2) + 1 = 3c + 6 + 1 = 3c + 7$$

Las restricciones restringentes pueden ser anotadas de la siguiente manera:

Tipo de restricción	N _c
• Inherentes (Dos corrientes en equilibrio a la misma T y P)	2
• Balance de componentes	C
• Balance total de energía	1
• Relación de distribución	<u>C</u>
	2c + 3

De modo que:

$$N_i = N_v - N_c = (3c + 7) - (2c + 3) = C + 4$$

Este es el mismo resultado que el obtenido para condensadores y rehervidores totales y las mismas variables pueden ser convenientemente especificadas por el ingeniero diseñador.

Las variables fijadas normalmente son:

• Alimentación	C - 2
• Tipo de equipo o carga térmica Q	1
• Grado de condensación	1

$$\text{De esta manera } N_x = (C + 2) - 1 + 1 = C - 4$$

Los grados de libertad posibles o variables independientes necesarios a especificar por el Ingeniero diseñador son:

$$N_a = (C + 4) - (C + 4) = 0$$

La única diferencia es que la magnitud de "la carga térmica (Q)" debe ser menor que el calor latente de condensación o vaporización de la corriente entrante si el término "parcial" es aplicado en el sentido estricto.

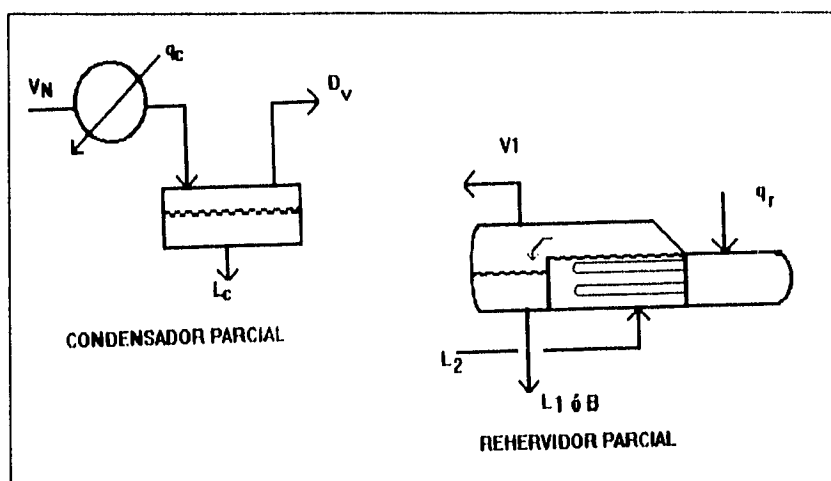


Fig. 3.6

3.2.8.- ETAPA SIMPLE DE EQUILIBRIO O PLATO TEÓRICO: Una representación esquemática de una etapa simple de equilibrio o plato teórico aparece en la figura 3.7. Cuatro corrientes de material y una corriente de calor, debido al intercambio de calor entre la corriente del líquido descendente y la corriente del vapor as provenen ascendente proveen de:

$$N_v = 4 (c - 2) - 1 = 4c - 8 - 1 = 4c - 9$$

Las corrientes v_n y l_n están en equilibrio una con la otra por definición de etapa de equilibrio y entonces, están a la misma presión y temperatura. Esas dos identidades inherentes cuando son adicionadas a C balances de componentes, un balance de energía y C relaciones de distribución dan:

$$N_c = 2 + C + 1 + C = 2c + 3$$

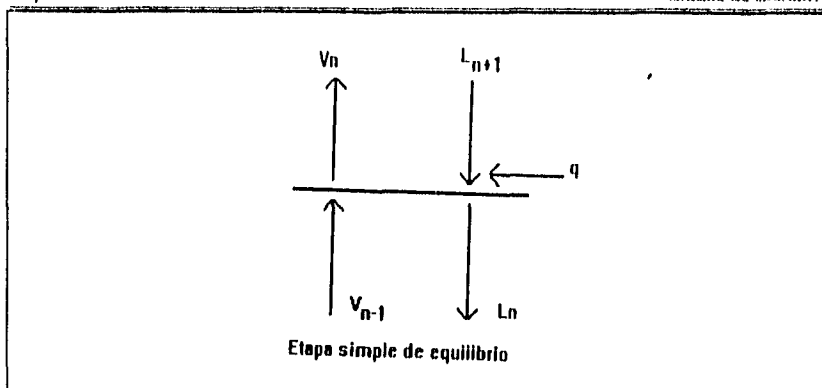


Fig. 3.7

Entonces: $N_i = N_v - N_c = (4c + 9) - (2c + 3) = 2c + 6$

Las variables más comúnmente fijadas por el diseñador de una etapa simple de equilibrio son las siguientes:

Especificaciones	N_x
• Especificación de L_{n+1}	$C-2$
• Especificación de V_{n-1}	$C-2$
• Presión de la etapa	1
• Intercambio de calor, Q	1

De esta manera: $N_x = (C + 2) + 1 + 1 = 2C + 6$

Es necesario explicar que la presión en la etapa no es fijada por las especificaciones de las presiones para L_{n+1} y V_{n-1} y por lo tanto debe ser contada como una variable separada.

Los posibles grados de libertad restantes a especificar por el ingeniero diseñador son

$$N_a = N_i - N_x = (2c + 6) - (2c + 6) = 0$$

Este número indica que el sistema quedó completado, al fijar las condiciones anteriores.

Otro arreglo para el análisis de una etapa de equilibrio fue propuesta por Kwauk en donde las corrientes L_{n-1} y V_{n-1} son mezclados antes de entrar a la

etapa de equilibrio en un mezclador para proveer de una corriente de producto de dos fases, la cual es alimentada directamente al plato de equilibrio.

Dicho arreglo proporciona 3 corrientes de material y una corriente de calor (Q de mezclado), pero es necesario aclarar que las corrientes de materia no son iguales, ya que únicamente dos contienen una sola fase y la otra contienen dos fases, de esta manera:

$$N_v = 2(c + 2) + (c + 2) + 1 = 3c + 7$$

El conjunto de restricciones para este caso está dado por C balances de componentes y un balance de energía los cuales dan:

$$N_c = C + 1$$

$$\text{entonces: } N_i = N_v - N_c = (3c + 7) - (c + 1) = 2c + 6$$

Las variables independientes normalmente fijadas por el ingeniero diseñador son:

L_{n+1}	C + 2
V_{n+1}	C + 2
Q en el mezclador	1
Presión en cada plato	1

Por consiguiente:

$$N_x = (C + 2) + (C + 2) + 1 + 1 = 2c + 6$$

Las cuales hacen que el número de posibles grados de libertad restante a especificar por el ingeniero diseñador sea cero, debido a que:

$$N_a = N_i - N_x = (2c + 6) - (2c + 6) = 0$$

3.2.9.- ETAPA CON CORRIENTE LATERAL: Una etapa con corriente lateral es una etapa intermedia en una serie de etapas simples de equilibrios, por lo cual una corriente de producto es retirada. La corriente de producto, puede ser regresada a otra etapa, después de un enfriamiento o calentamiento; pero esto, no es de importancia en el análisis de ésta etapa. El término de esta etapa con corriente lateral puede ser aplicado a cualquier etapa similar a la dibujada en la figura 3.8 sin hacer caso de la distribución de la corriente S.

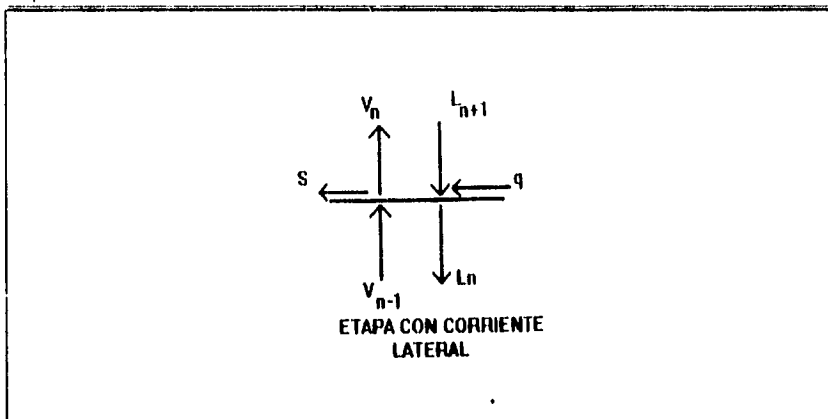


Fig. 3.8

Ya que cinco corrientes de materia y una de calor están involucradas, el número total de variables N_v es el mismo que para la etapa de alimentación; es decir:

$$N_v = 5(C + 2) + 1 = 5C + 11$$

El número de relaciones de restricciones N_c , no es el mismo para la etapa de alimentación ya que la corriente "S" debe ser idéntica en composición, temperatura y presión con las corrientes L_n y V_n . Entonces N_c es:

Restricciones Inherentes	N_c
• Composición idéntica entre "S" y L_n o V_n	$C+1$
• Temperatura y Presión idénticas entre "S" y L_n o V_n	2
• Temperatura y presión idénticas entre V_n y L_n	2
• Balances de materia	
• Balance de componentes	C
• Balance de energía	1
• Relaciones de distribución	C

De esta manera $N_c = (C - 1) + 2 - 2 - C + 1 - C = 3C + 4$

Para una etapa con corriente lateral, el número de variables sujetas al control del diseñador entonces se convierte en:

$$N_i = N_v N_c = (5C + 11) - (3C + 4) = 2C + 7$$

El número de variables normalmente fijadas por el diseñador del sistema es el siguiente:

Especificaciones

- Corriente $L_n + 1$ $C + 2$
- Corriente $V_n - 1$ $C + 2$
- Presión de la etapa o temperatura 1
- Relación de salida o flujo de salida 1

por consiguiente: $N_x = (C + 2) + (C + 2) + 1 + 1 = 2C + 6$

Las posibles variables independientes o grados de libertad a especificar por el diseñador son:

$$N_a = N_i - N_x = (2C + 7) - (2C + 6) = 1$$

Este número representa que para definir completamente el diseño de éste elemento, el diseñador necesita especificar otra variable del sistema, y éste grado de libertad adicional debería probablemente ser utilizado para especificar la velocidad de "S".

La composición, temperatura y presión de "S" son fijadas por las especificaciones usualmente hechas para la etapa de equilibrio como se menciono anteriormente.

3.2.10.- COLUMNA DE ABSORCIÓN O EXTRACCIÓN: La figura 3.9 muestra una columna de absorción o extracción. La corriente $L_n + 1$ es el aceite absorbedor en una columna de absorción o el solvente fresco en una columna de extracción.

La columna resulta de N etapas simples de equilibrio. La etapa 1 no es tomada como etapa de alimentación ni la etapa N como etapa con corriente lateral, entonces cada una involucra solamente cuatro corrientes de material.

Las corrientes de intercambio de calor no están mostradas en la figura 10 pero existen y sus magnitudes deben ser especificadas por el diseñador.

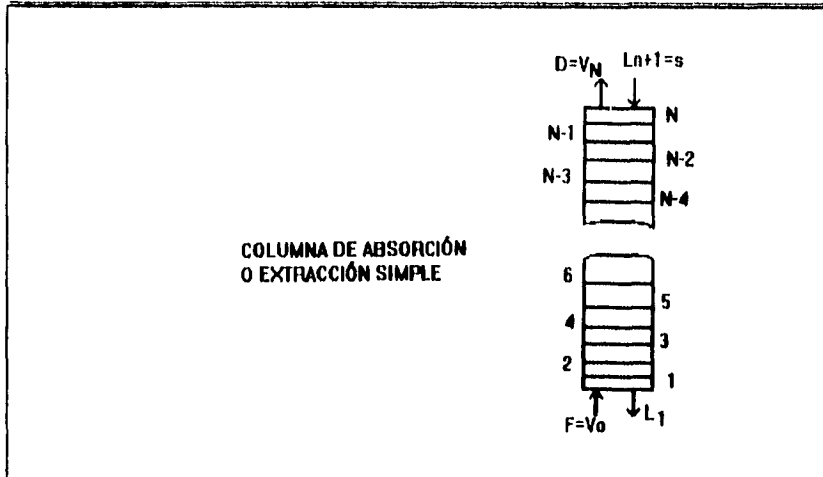


Fig. 3.9

La de la forma de usar el número de etapas es del diseñador, y por consiguiente la especificación de N constituye un grado de libertad particular, y $N_r = 1$ (Número de variables repetidas). El número total de variables N_v a ser consideradas está dado por:

$$N_v = \sum N_i + N_r = N(2C + 6) + 1 = 2NC + 6N + 1$$

Debido a que $N_i = 2C + 6$ para una etapa simple de equilibrio.

Hay $2(N - 1)$ corrientes intermedias, las cuales contribuyen con $(C + 2)$ variables independientes, por consiguiente habrán $2(N + 1)(C + 2)$ nuevas identidades (no enumeradas anteriormente) que existen cuando los elementos están combinados.

La sustracción de estas restricciones de N_v nos dan N_i grados de libertad disponible para el diseñador:

$$N_i = N_v - N_c$$

$$N_i = [1 - N(2C + 6)] - [2(N - 1)(C + 2)] = 2C - 2N - 5$$

Las variables normalmente fijadas por el diseñador son:

Especificaciones	N_x
● Presión en cada etapa	N
● Intercambio de calor en cada etapa	N
● Corriente V_o o F	$C + 2$
● Corriente L_{n+1} o S	$C + 2$

Por consiguiente: $N_x = N + N + C + 2 + C + 2 = 2C + 2N + 4$

Los posibles grados de libertad restantes para definir completamente el diseño del elemento son:

$$N_a = N_i - N_x = (2C + 2N + 5) - (2C + 2N + 4) = 1$$

Este número expresa que para definir completamente el sistema, el ingeniero diseñador debe especificar otra variable del sistema, la cuál podría ser el número del etapas N del absorbedor, el cual toma el grado de libertad restante.

3.2.11.- UNIDADES COMPLEJAS: Un elemento complejo es un elemento con ciertas características menores adicionales, tales como un condensador total con reflujo. (Esto es, un condensador total en el cual el condensado está dividido en una corriente de destilado y una corriente de reflujo). El problema de enumerar variables y condiciones se reduce a los dos puntos siguientes:

1. Enumeración de variables y condiciones de las clases más simples, el elemento por aplicación directa de los principios adoptados.
2. Establecimiento de las relaciones entre varias clases tales que las clases mayores deben ser analizadas por aplicación de los resultados por las clases menores sin recurrir a los primeros principios.

A través de éste estudio las variables fijadas normalmente por algún sistema serán: la composición y velocidad de flujo de alimentación, la presión del sistema y el calor intercambiado entre el sistema y sus alrededores. Esta selección de variables fijadas será arbitraria, pero la lógica del método es fuertemente afectado por alguna otra selección.

A continuación se muestra una tabla (3.1) de cálculo de grados de libertad con los elementos simples y algunas unidades complejas.

Tabla 3.1 Grados de libertad para operaciones unitarias.

ELEMENTO	Ni	Nx	Na
Corriente individual	$C + 2$	0	0
Divisor de corriente	$C + 5$	$C - 4$	1
Mezclador	$2C + 6$	$2C - 6$	0
Cambiador de calor	$2C + 8$	$2C - 7$	1
Bomba, calentadores y enfriadores	$C - 4$	$C - 4$	0
Condensador o reherbido total	$C - 4$	$C - 4$	0
Condensador o reherbido parcial	$C - 4$	$C - 4$	0
Etapas simple de equilibrio	$2C + 6$	$2C - 6$	0
ELEMENTOS COMPLEJOS			
Etapas de alimentación	$3C + 8$	$3C - 8$	0
Etapas con corriente lateral	$2C + 7$	$2C - 6$	1
Columna extracción o absorción	$2C + 2N + 5$	$2C + 2N + 4$	1
Condensador o reherbido total con reflujo	$C - 7$	$C - 6$	1
UNIDADES COMPLEJAS			
Columna absorción o extracción con dos alimentaciones	$3C + 2N - 8$	$3C + 2N + 6$	2
Columna de extracción con extractor de reflujo	$3C + 2N + 13$	$2C + 2N - 10$	$C + 3$
Columnas de extracción con dos alimentaciones y reflujo refinado	$3C + 2N + 13$	$2C + 2N + 10$	$C + 3$
Columna de destilación con una alimentación, condensador total y reherbido parcial.	$C + 2N + 9$	$C + 2N + 4$	5

Columna de destilación con una alimentación, un condensador parcial y un reherbidor total	$C + 2N + 14$	$C + 2N + 8$	6
---	---------------	--------------	---

En el aspecto de diseño, los grados de libertad sirven para conocer las interrelaciones, funciones y resultados de las variables, cuando sus magnitudes son especificadas por el ingeniero para encontrar una solución única al sistema diseñado.

El análisis de los grados de libertad, denotara si los datos de información son insuficientes exactamente suficientes o abundantes con respecto a la especificación de una solución única.

El análisis de este capítulo esta referido a los sistemas en los cuales no se verifica reacción química, es decir, a sistemas químicamente no reactivos.

Algunos elementos, como válvulas, compresores, etc. No fueron analizados, por que su funcionamiento es similar a muchos elementos analizados, ya que poseen dos corrientes de material y una de energia debido a los cambios de presiones.

Capítulo cuatro:

En el diseño de un sistema de control, se deben emplear métodos que definan el resultado deseado y proporcionen cierto indicio de cuando se logrará éste. El concepto de grados de libertad constituye un medio apropiado para lograrlo.

El grado de libertad se determina por medio de cualquier variable independiente que participa en el proceso que, al cambiar, afectará de alguna manera a una o más variables de salida o de funcionamiento. El estado o la condición de un proceso se describe de manera completa cuando cada uno de los grados de libertad se especifica o controla.

El propósito del control automático es reducir los grados de libertad de un proceso. Un sistema de control automático es la implementación de la reducción de los grados de libertad del proceso por medio de dispositivos mecánicos, neumáticos, electrónicos o de otra índole. Se dice que el proceso está totalmente bajo control automático cuando los grados de libertad con respecto a las variables de funcionamiento del proceso son idénticas a cero. Dicho de otra manera, los valores deseados de las variables de funcionamiento son puntos fijos para el sistema de control.

Se hará el análisis de un proceso existente, una Planta Regeneradora de Aceites Lubricantes Gastados que para su mayor entendimiento, se describirá el proceso ampliamente:

4.- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

4.1. Introducción:

El objetivo de la planta es, a partir de aceite lubricante gastado, obtener un aceite reformulado con las especificaciones de calidad mínimas para competir con un aceite virgen.

La planta estará dividida en cuatro secciones, las cuales son

- a) Sección de despunte.
- b) Sección de reacción.
- c) Sección de decoloración y filtrado.
- d) Sección de reformulación.

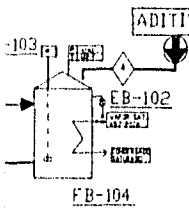
Las secciones vienen representadas en la figura 4.1, que es el Diagrama de Flujo de Proceso, el cual ayuda al Ingeniero Químico a visualizar y resolver los

NO.	UNIDAD	VALOR
1	100	100
2	100	100
3	100	100
4	100	100
5	100	100
6	100	100
7	100	100
8	100	100
9	100	100
10	100	100

LISTA DE EQUIPO

CLAVE	EQUIPO	CARACTERISTICAS
BA-101	PRECALENTADORA DE TIERRA RECONSTITUIDORA DA-101	Q=513556 BTU/H
DA-101	TORRE DESPUNTADORA	D1=5ft x 111.2ft x 6ft
DC-101A	REACTOR	D1=10ft x 111.2ft x 6ft
EA-101	CONDENSADOR DE VAPORES DE LA TIERRA DESPUNTADORA DA-101	Q=42676 BTU/H
EA-102	EMBRADOR DE VAPORES	Q=246166 BTU/H
FA-101	PRECALENTADOR DEL TANQUE DE REFORMULACION FA-102A	Q=5376 BTU/H
EA-102A	CHANGETA DEL TANQUE DE REACTOR DC-101A	Q=332242 BTU
EA-102B	CHANGETA DEL TANQUE DE REACTOR DC-101B	Q=699134 BTU
FB-101A	SERPENTIN DE CALENTAMIENTO DEL TANQUE DE MATERIA PRIMA B-101A	Q=528845 BTU
FB-102	SERPENTIN DE CALENTAMIENTO DEL TANQUE DE REFORMULACION FB-101	Q=1108669 BTU
FB-103	SERPENTIN DE CALENTAMIENTO DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE PRODUCTO FB-105	Q=11663813 BTU
FA-101	TOLVA DE ARCILLA	D1=6ft x 111.2ft
FA-102-P	TANQUE DE REACTOR	D1=7ft x 6ft 111.2ft
FB-101A	TANQUE DE MATERIA PRIMA	D1=2ft x 6ft 111.2ft
FB-102	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ACIDO SULFURICO	D1=2ft x 6ft 111.2ft
FB-103	TANQUE DE ACEITE FILTRADO	D1=2ft x 111.2ft
FB-104	TANQUE DE REFORMULACION	D1=2ft x 111.2ft
FB-105	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE PRODUCTO	D1=2ft x 111.2ft
FG-101	FILTRO DE GASES	D=2ft 111.2ft r=1.4ft r=1.4ft
FG-102	FILTRO DE FINOS	D=2ft 111.2ft r=1.4ft r=1.4ft
FG-102B	FILTRO PNEUM	Cap=1321 GPM 33 diacon en 30x30 m
GA-101-P	BOMBA DE ALIMENTACION A FILTROS	AP=274 psig P=1127 lb/m ² GPM=7011 BHP=286 HP
GA-102-R	BOMBA DE CONTROL DE LA TORRE DESPUNTADORA DA-101	AP=141 psig P=1652 lb/m ² GPM=224 BHP=103 HP
GA-103-R	BOMBA DE ALIMENTACION DE ACIDO SULFURICO	AP=232 psig P=2555 lb/m ² GPM=325 BHP=57 HP
GA-104-P	BOMBA DE ACEITE ACIDOS	AP=100 psig P=1232 lb/m ² GPM=23 BHP=86 HP
GA-105-P	BOMBA DE ALIMENTACION A FILTRO PNEUM	AP=307 psig P=3302 lb/m ² GPM=490 BHP=163 HP
GA-106-R	BOMBA DE ALIMENTACION AL TANQUE DE REFORMULACION FB-104	AP=315 psig P=3355 lb/m ² GPM=524 BHP=203 HP
GA-107-R	BOMBA DE LOSAS ACIDOS	AP=188 psig P=2119 lb/m ² GPM=82 BHP=44 HP
GA-108-R	BOMBA DE PRODUCTO	AP=231 psig P=2513 lb/m ² GPM=7011 BHP=286 HP
GD-101A	AGITADOR DEL REACTOR DC-101A	BHP=25HP
GD-102A	AGITADOR DEL TANQUE DE REFORMULACION FA-102A	BHP=45 HP
GD-103	AGITADOR DEL TANQUE DE REFORMULACION FB-104	BHP=6 HP
PA-101	PAQUETE DE VACIO	111.2ft de vacio 19 psig

ARCILLA FRESCA DE L.B.



NOTA 1: La presión se encuentra dada en psig
 NOTA 2: La temperatura está dada en F
 NOTA 3: Los sólidos en suspensión se miden a disposición en L.B. El flujo es de 2480 lb/H
 NOTA 4: Los sólidos en suspensión se miden a disposición en L.B. El flujo es de 21.67 lb/H
 NOTA 5: El agua decantada se envía a L.B. con un flujo de 2786 lb/H
 NOTA 6: En caso de que el aceite ya filtrado no cumple con la calidad requerida se recibe el filtro prensa por medio de la corriente 15A

FIN DE LA LISTA DE EQUIPO

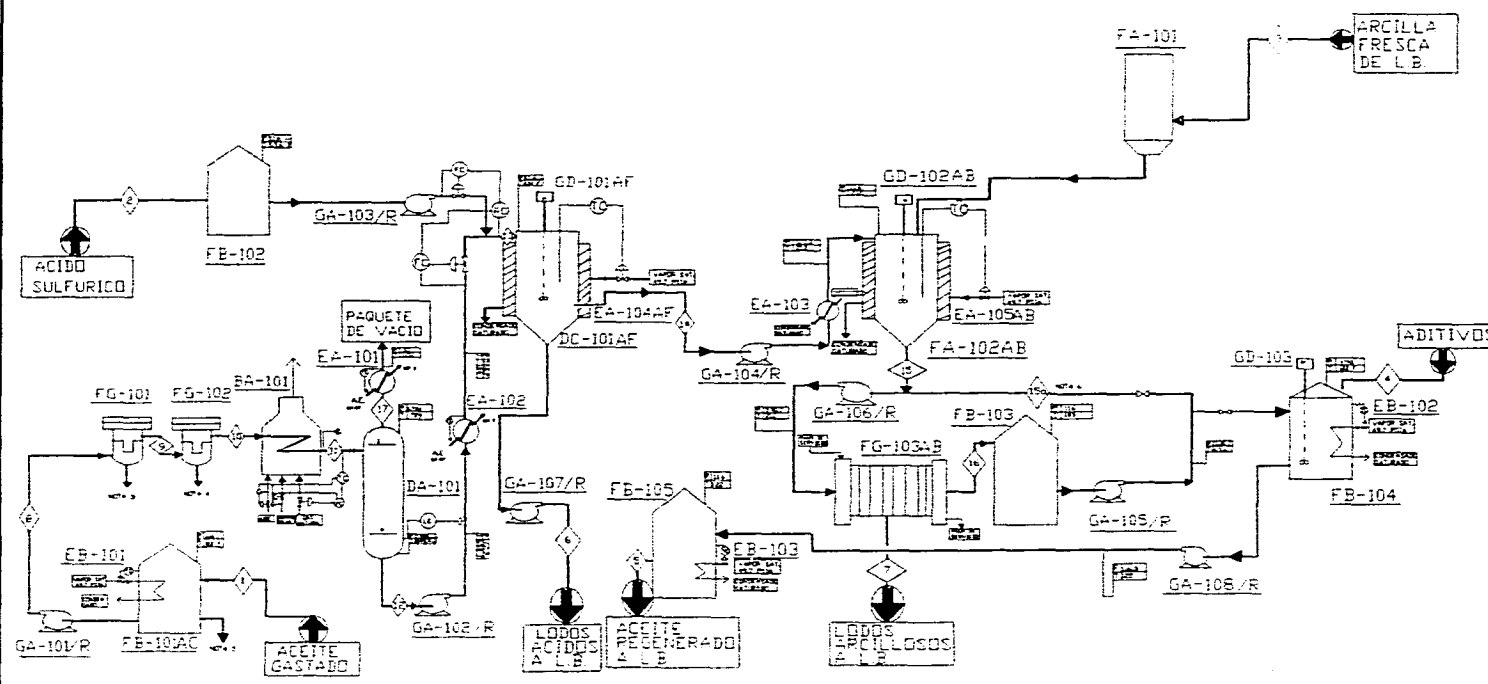
DFP	A	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO	FACULTAD DE QUÍMICA
	EXCMO	TECNOLOGÍA	PLANTA REGENERADORA DE ACEITES GASTADOS
		PLANTA MUYO, AGRICOLA	

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA.

NO. DE CORRIENTES	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
ENTRADA	100	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SALIDA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ACUMULADO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
REACTIVO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ENTRADA	100	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SALIDA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ACUMULADO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
REACTIVO	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

LISTA DE EQUIPO

CLAVE EQUIPO	CARACTERISTICAS
BA-101	PRECALENTADOR DE TIPO REPARTIDORA DA-101
DA-101	TORRE REPARTIDORA DA-101
DC-101AF	REACTOR DA-101
EA-101	CONDENSADOR DE BOMBA DE LA TORRE DA-101
EA-102	CONDENSADOR DE BOMBA DA-101
EA-103	PRECALENTADOR DEL TANQUE DE REFORMULACION FA-104
EA-104AF	CHUQUETA DEL REACTOR DA-101
EA-105AB	CHUQUETA DEL TANQUE DECODIFICADOR FA-102
EB-101	SERPIENTIN DE CALENTAMIENTO DEL TANQUE DE MATERIA FA-104
EB-102	SERPIENTIN DE CALENTAMIENTO DEL TANQUE DE REFORMULACION FA-104
EB-103	SERPIENTIN DE CALENTAMIENTO DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE PRODUCTO FA-104
FA-101	TOLVA DE ARCILLA DA-101
FA-102AB	TANQUE DECODIFICADOR DA-101
FB-101AC	TANQUE DE MATERIA PENA DA-101
FB-102	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE ACIDO SULFURICO DA-101
FB-103	TANQUE DE ACIDO FILTRADO DA-101
FB-104	TANQUE DE REFORMULACION DA-101
FB-105	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE PRODUCTO DA-101
FG-101	FILTRO DE GRUESOS DA-101
FG-102	FILTRO DE FINOS DA-101
FG-103AB	FILTRO PUNTA DA-101
GA-101A	BOMBA DE ALIMENTACION AP-101 DA-101
GA-101R	BOMBA DE FONDOS DE LA TORRE REPARTIDORA DA-101
GA-102A	BOMBA DE ALIMENTACION DE ACIDO SULFURICO DA-101
GA-104A	BOMBA DE ACIDO ACIDO AP-101 DA-101
GA-105A	BOMBA DE ALIMENTACION A FILTRO PUNTA AP-101 DA-101
GA-106A	BOMBA DE ALIMENTACION AL TANQUE DE REFORMULACION FA-104 AP-101 DA-101
GA-107A	BOMBA DE Lodos ACIDOS AP-101 DA-101
GA-108A	BOMBA DE PRODUCTO AP-101 DA-101
GD-101AF	AGITADOR DEL REACTOR DA-101
GD-102AB	AGITADOR DEL TANQUE DECODIFICADOR FA-102
GD-103	AGITADOR DEL TANQUE DE REFORMULACION FA-104
PA-101	PAQUETE DE VACIO DA-101



NOTA 1: La presión se encuentra dada en psig
 NOTA 2: La temperatura está dada en F
 NOTA 3: Los sólidos en suspensión se miden a deposición en LB. El flujo es de 2495 to/m
 NOTA 4: Los sólidos en suspensión se miden a deposición en LB. El flujo es de 2663 to/m
 NOTA 5: El agua recirculada se envía a LB con un flujo de 3786 to/m
 NOTA 6: En caso de que el aceite y el filtro no cumpla con la calidad requerida se recircula al filtro prensa por medio de la corriente 13A

68

Fig. 4.1

DFP

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE QUÍMICA
 Tesis
 PLANTA REGENERADORA DE ACEITES GASTADOS
 Ing. M. J. Moya Alencón

problemas de manera rápida y directa, muestra en forma simplificada el procesamiento de la materia prima para obtener el producto especificado, a la vez que presenta en forma detallada la secuencia seguida en el proceso. Este documento debe contener:

- a) Equipos de proceso y las interacciones de estos de acuerdo a la secuencia de flujo de materia.
- B) Principales características de los equipos de proceso (Carga térmica, diámetro etc). Además debe mostrar el servicio que se le tenga asignado al equipo.
- C) Clave del equipo que lo identifica.
- D) Cuando las corrientes de proceso contienen pocos componentes y los niveles de operación son a los más tres (normal, máximo mínimo) se presenta el balance de materia.
- E) Presiones, temperaturas y flujos pueden ser indicados adyacentes a las líneas ó equipos de proceso que así lo requieran.
- F) Únicamente se debe mostrar los controles básicos de proceso..

A continuación presentamos el proceso de esta planta según la secuencia de proceso:

4.2. Sección de despunte.

El aceite gastado proveniente de límite de batería, se almacena en el Tanque de Materia Prima FB-101 AC donde se garantiza su permanencia por treinta días con el fin de eliminar arena y agua presentes en el aceite. En estos tanques se mantiene una temperatura de 122 °F con el fin de mejorar la separación de agua y mantener una viscosidad adecuada para el flujo de aceite en las tuberías. Para mantener la temperatura en el tanque FB-101 AC, se emplea el Serpentin de Calentamiento del Tanque de Materia Prima FB-101 AC EB-101 AC que utiliza como servicio vapor saturado de baja presión (50 psig). El aceite se envía mediante la Bomba de Alimentación a Filtros GA-101/R al Filtro de Gruesos FG-101 y posteriormente al Filtro de Finos FG-102, donde se eliminan los sólidos que se encuentran suspendidos en el aceite.

El efluente de los filtros se envía al homo precalentador de la Torre Despuntadora BA-101 operado en forma dual utilizando gas natural ó combustóleo como servicio; aquí el fluido alcanza 709 °F (la temperatura requerida para el despunte). La corriente de salida del precalentador BA-101 se alimenta a la Torre Despuntadora DA-101, donde son eliminados los compuestos ligeros como agua, diesel y gasolina. La torre DA-101 está operada a vacío, el cual se logra mediante el Paquete de Vacío PA-101.

Los ligeros eliminados, son enfriados posteriormente con el Condensador de Damos de la Torre Despuntadora DA-101 EA-101 y enviados a limite de batería. La corriente de fondos o aceite despuntado, es enviada mediante la Bomba de Fondos de la Torre Despuntadora DA-101 GA-102/R al Enfriador de Fondos EA-102, dónde adquiere la temperatura necesaria para trabajar en la sección de reacción.

4.3. Sección de reacción:

El aceite despuntado y enfriado es mezclado en línea con ácido sulfúrico al 98%, el cual proviene del Tanque de Almacenamiento de H_2SO_4 FB-102 y se alimenta con la Bomba de Alimentación de H_2SO_4 GA-103/R; la mezcla aceite-ácido entra al Reactor DC-101 AF con una proporción de 10:1 en peso.

El ácido tiene la función de eliminar aceite degradado o polimerizado, disolver metales, eliminar carbón residual y otras impurezas presentes. Una vez llevada a cabo la adición de ácido se mantiene durante este periodo una temperatura de 104 °F por medio de la Chaqueta del Reactor DC-101 AF EA-104 AF; el reactor DC-101 AF está agitado mediante el Agitador GD-101 AF del Reactor DC-101 AF. Se deja reposar la mezcla en el reactor DC-101 AF, con el fin de separar los lodos ácidos generados en la reacción.

Los lodos ácidos se extraen del reactor DC-101 AF y son enviados a limite de batería con la Bomba de Lodos Ácidos GA-107/R para su tratamiento.

4.4. Sección de decoloración y filtrado

El aceite ácido proveniente del reactor DC-101 AF es llevado a una temperatura adecuada para esta sección mediante el Precaentador de la Tanque Decolorador FA-102 AB EA-103 que utiliza como servicio vapor saturado de baja presión. Por otro lado, la arcilla proveniente de limite de batería, es alimentada a la Tolva de Arcilla FA-101, la cual se encarga de dosificar la entrada de la arcilla al Tanque Decolorador FA-102 AB en una proporción de 91% en peso de aceite por 9% de arcilla.

Dentro del tanque FA-102 AB, la mezcla aceite-arcilla se mantiene en agitación mecánica con el Agitador del Tanque Decolorador FA-102 AB GD-102 AB y a 212 °F, para lo cual se emplea la Chaqueta del Tanque Decolorador FA-102 AB EA-105 AB que emplea como servicio vapor saturado de baja presión. La

arcilla es empleada durante esta parte del proceso para mejorar el color y neutralizar el aceite.

La mezcla aceite arcilla, proveniente del tanque FA-102 AB, se envía mediante la Bomba de Alimentación al Filtro Prensa FG-103 AB GA-105/R al Filtro Prensa FG-103 AB. En el Filtro FG-103 AB, se retiene la arcilla que es enviada a límite de batería para su disposición.

Por otra parte, el aceite filtrado se almacena en el Tanque de Aceite Filtrado FB-103, en el cual se toman muestras para verificar la calidad del aceite; si el aceite cumple con las especificaciones requeridas es enviado a reformulación mediante la Bomba de Alimentación al Tanque de Reformulación FB-104 GA-106/R, si no, se recircula al filtro FG-103AB.

4.5. Sección de reformulación.

El aceite filtrado, con las especificaciones requeridas, es recibido en el Tanque de Reformulación FB-104, donde se adicionan los aditivos para la reformulación en una proporción de 3.84% en peso de aditivos y 96.16% de aceite. En este tanque se mantiene una temperatura de 122 °F con el Serpentin de Calentamiento del Tanque de Reformulación FB-104, EB-102 que utiliza vapor saturado de media presión como servicio.

El objeto de mantener esta temperatura, es abatir la viscosidad y por lo tanto ahorrar energía en el funcionamiento del Agitador del Tanque de Reformulación FB-104 GD-103 que se encarga de mantener un mezclado homogéneo. El aceite reformulado se envía al Tanque de Almacenamiento de Producto FB-105 mediante la Bomba de Producto GA-108/R; este tanque se mantiene a 122 °F con el Serpentin de Calentamiento del Tanque de Almacenamiento de Producto FB-105 EB-103 que utiliza como servicio vapor saturado de baja presión.

4.6. Análisis.

Se hará un análisis de este proceso para poder llegar a la formación de un Diagrama de Tubería e Instrumentación, con los controles mínimos necesarios, buscando que nuestro proceso sea continuo. Los Diagramas de tubería e Instrumentación se encuentra explicados en el capítulo uno, el propósito de este tipo de diagramas es el enseñar gráficamente de forma sencilla y clara, el control de la planta, así como los equipos o los indicadores de propiedades o características de cada corriente que necesita ser controlada y muestra también, las válvulas

conectadas a ellos, así el encargado de la Ingeniería de detalle, puede conocer la forma de control del sistema con solo ver el diagrama.

El análisis hecho al proceso se llevará a cabo en la zona de reacción y en la zona de reformulación sin tomar en cuenta el filtrado del equipo.

Los grados de libertad como hemos podido constatar son un muy importante concepto en el control de proceso pero, frecuentemente no son muy apreciados. Matemáticamente en el capítulo tres definimos los grados de libertad como:

$$df = v - e$$

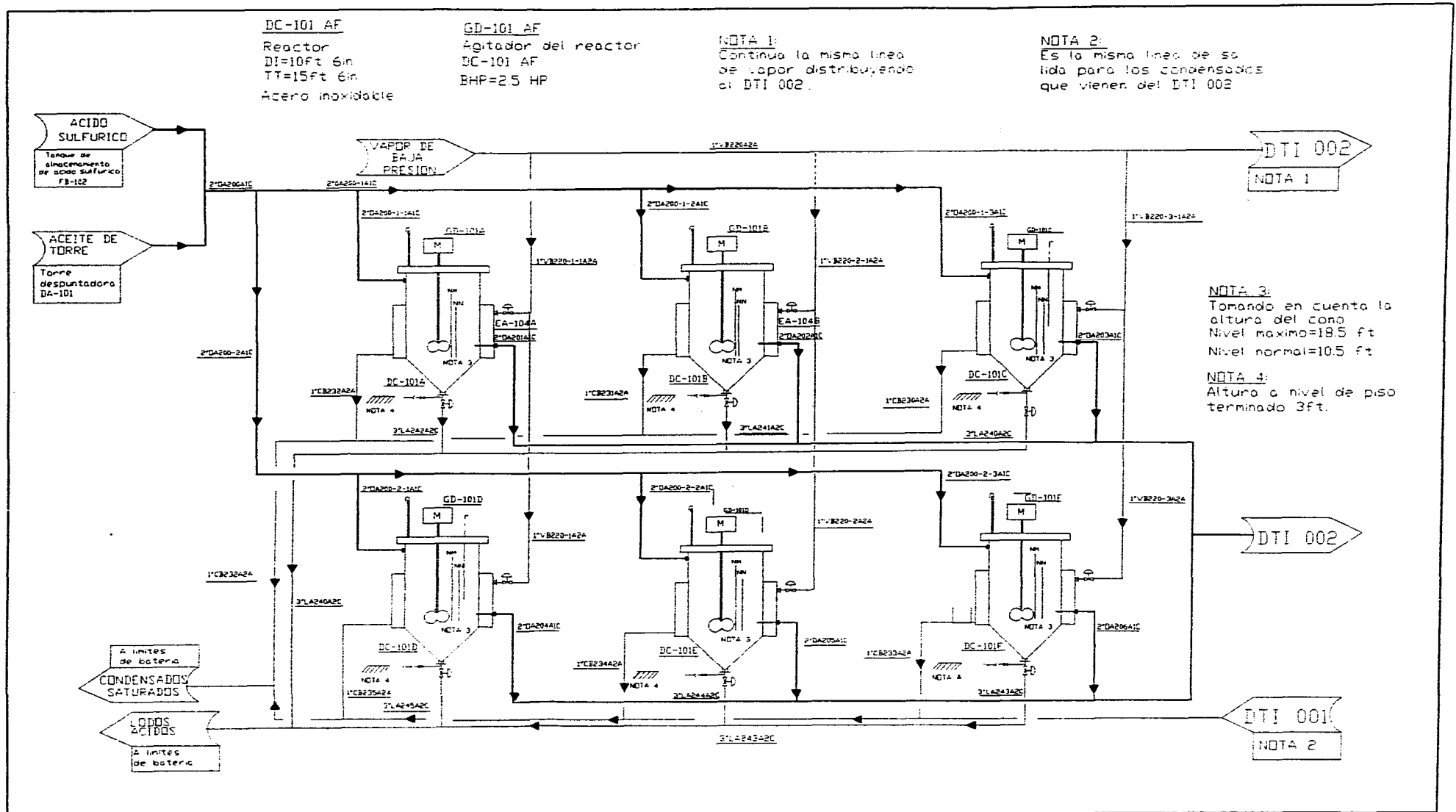
donde:

- df= Número de grados de libertad en el sistema.
- v= Número de variables que describen el sistema.
- e= Número de relaciones independientes que existen entre algunas variables.

El proceso que analizaremos es de tipo intermitente (batch) por lo que las variables de tiempo serán muy importantes en el análisis. Se analizará por equipo o operación unitaria y después la sección completa (Diagrama 4.2).

Iniciemos con el reactor DC-101 de la zona de reacción (Diagrama 4.3). Como hemos visto se alimenta ácido sulfúrico y aceite de la torre despuntadora, uniéndose en la línea para entrar al reactor, presenta un tiempo de reacción al igual que un tiempo de residencia en la cuál la materia se separa por densidad para luego salir por un lado la corriente de lodos ácidos y por otro el aceite ácido.

Variables	Número de variables
Flujo de ácido sulfúrico W^{H_2O}	1
Flujo de aceite ácido W_{AA}	1
Tiempo de reacción Θ_r	1
Tiempo de residencia Θ_r	1
Flujo de salida W_{SAA}	1
Flujo de vapor W_v	1
Temperatura del reactor T_{RR}	1
Flujo del efluente W_e	1
Relación de flujo R	1
Total	9



94

Diagrama 4.2

DESCRIPCION PARA APROBACION

PLA

DIBUJOS DE REFERENCIA



APROBADO

UNAM UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Tesis

Alinne Majo Alcaraz

FACULTAD DE QUIMICA

PLANTA REGENERADORA DE ACEITES GASTADOS
DTI 001

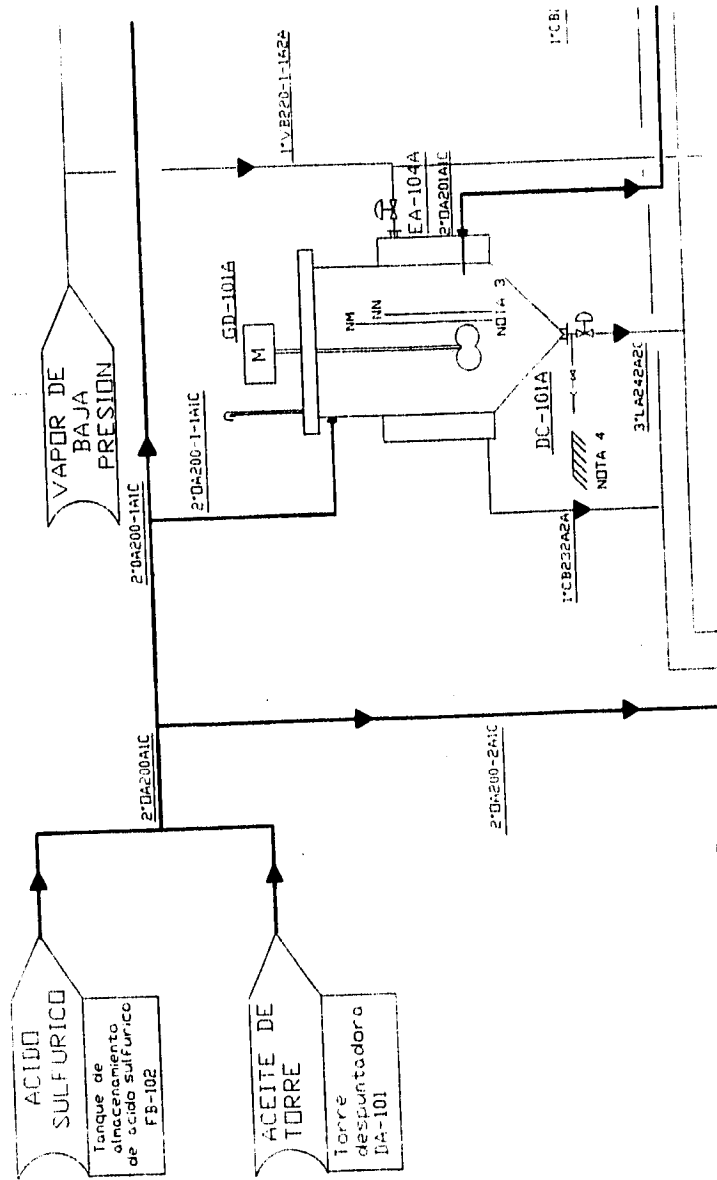


Fig. 4.3

No he incluido como variables del proceso la concentración del ácido sulfúrico a la entrada, ya que este viene de un tanque de almacenamiento FB-102 de donde conocemos la concentración por medio de un análisis que puede ser previo. Tampoco se incluye como variable la temperatura de entrada del aceite despuntado al reactor, ya que antes pasa por un intercambiador de calor FA-102 la cuál lo enfría.

En todo caso estas dos características lo que podrían influenciar es la cinética de la reacción y esta alteraría el tiempo de reacción y de residencia, por lo que serían función de ellas, y por lo tanto serían 2 variables más, así como dos ecuaciones más, lo que no altera nuestro análisis. Si consideramos de este mismo modo la densidad la cuál influye para la separación de los lodos ácidos y aceite ácido esta sería función del tiempo de residencia siendo una ecuación más y una variable más que en todo caso no altera el sistema. Estos tres factores se ven restringidos al controlar los tiempos.

El balance de energía se hace por medio de las entalpías y queda definido por la temperatura del sistema, (por medio de la chaqueta del reactor) y esta misma variable relaciona el flujo de vapor, la relación de flujos y los tiempos de residencia.

Si hacemos el análisis de las ecuaciones tenemos:

- Balance de materia
- Balance de energía $T f(W^v, R)$
- W^{II} y $W^A f(R, BM)$
- Tiempo de residencia
- Tiempo de reacción

Total: 7 ecuaciones

$$df = 9 - 7 = 2 ;$$

Este valor es el número de controles mínimos que podemos poner en el sistema para que quede controlado, aunque se le pueden adherir algunos otros cuidando no sobreinstrumentar el equipo.

En este caso los tiempos se controlan obligatoriamente por el hecho de ser un proceso batch (intermitente), esto puede ser por medio de controladores de tiempo (timers) programados para abrir o cerrar las válvulas necesarias. Por este motivo descartamos los tiempos como variables y nuestra ecuación queda:

$$df = 7 - 5 = 2$$

Controlando las entradas y salidas por medio de una relación de flujos podemos eliminar las variables de Flujo de ácido, Flujo de aceite, Flujo de efluente, Flujo del aceite ácido y Relación de flujos. (En total 5 variables)

Si ponemos un control de temperatura podemos eliminar la variable de temperatura, el flujo de vapor. (En total 2 variables)

Así de esta forma eliminamos las cinco variables, quedando nuestro sistema controlado (Diagrama 4.4).

Como se muestra en el diagrama 4.5 lo que tenemos es un sistema de seis reactores tipo batch para que el proceso sea intermitente, por lo que se le adiciona un relacionador de tiempo que por una parte controlará la distribución de flujos en la línea 2"OA200-1A1C, para que primero llene los reactores de la línea superior, y al terminar esta cierre la válvula 4 y abra la válvula 3 y llene la línea inferior, y por otro lado sobre esta misma línea existe un control de tiempo (timer 4) que nos permite el paso del flujo de reactor a reactor, de esta forma, mientras se llena el primero, se encuentra cerrada se encuentra cerrada la válvula 9 y 14 y los dos reactores siguientes se mantienen vacíos, al llenarse el primero este cierra su válvula de paso (VCL 005) por medio de el control de flujo y este control de tiempo (timer 4) abre el paso de la válvula 9 para que llene el segundo reactor y así sucesivamente, la misma función la lleva a cabo el control (timer 11) de la línea inferior.

Los controles de tiempo (timers) 1,4 y 11 se hayan unidos en un solo sistema de control, el cuál esta programado para mandar las diferentes señales de tiempo a cada válvula, pero para su mejor comprensión de funcionamiento se esquematizan individualmente.

Cada reactor DC-101AF cuenta con agitadores de función intermitente, por lo que también son controlados por la variable tiempo, por lo que se esquematizan por controles de tiempo (timers).

Ahora se hará el análisis de la sección de decoloración la cuál está representada en el diagrama 4.6

En el diagrama 4.7 encontramos la bomba GA-104 y GA-104/R las cuales tienen como función la de hacer llegar el fluido de aceite-ácido al intercambiador

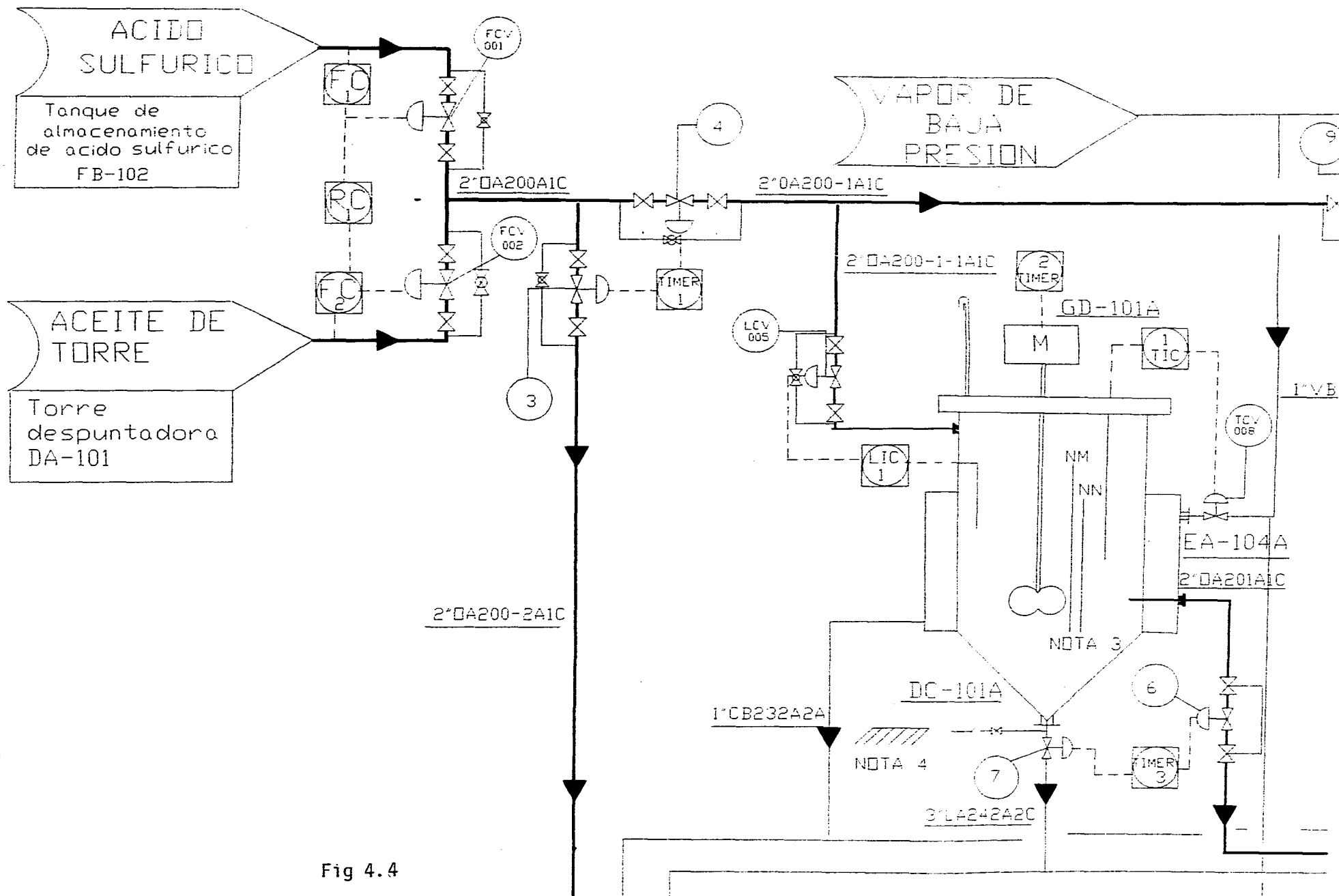


Fig 4.4

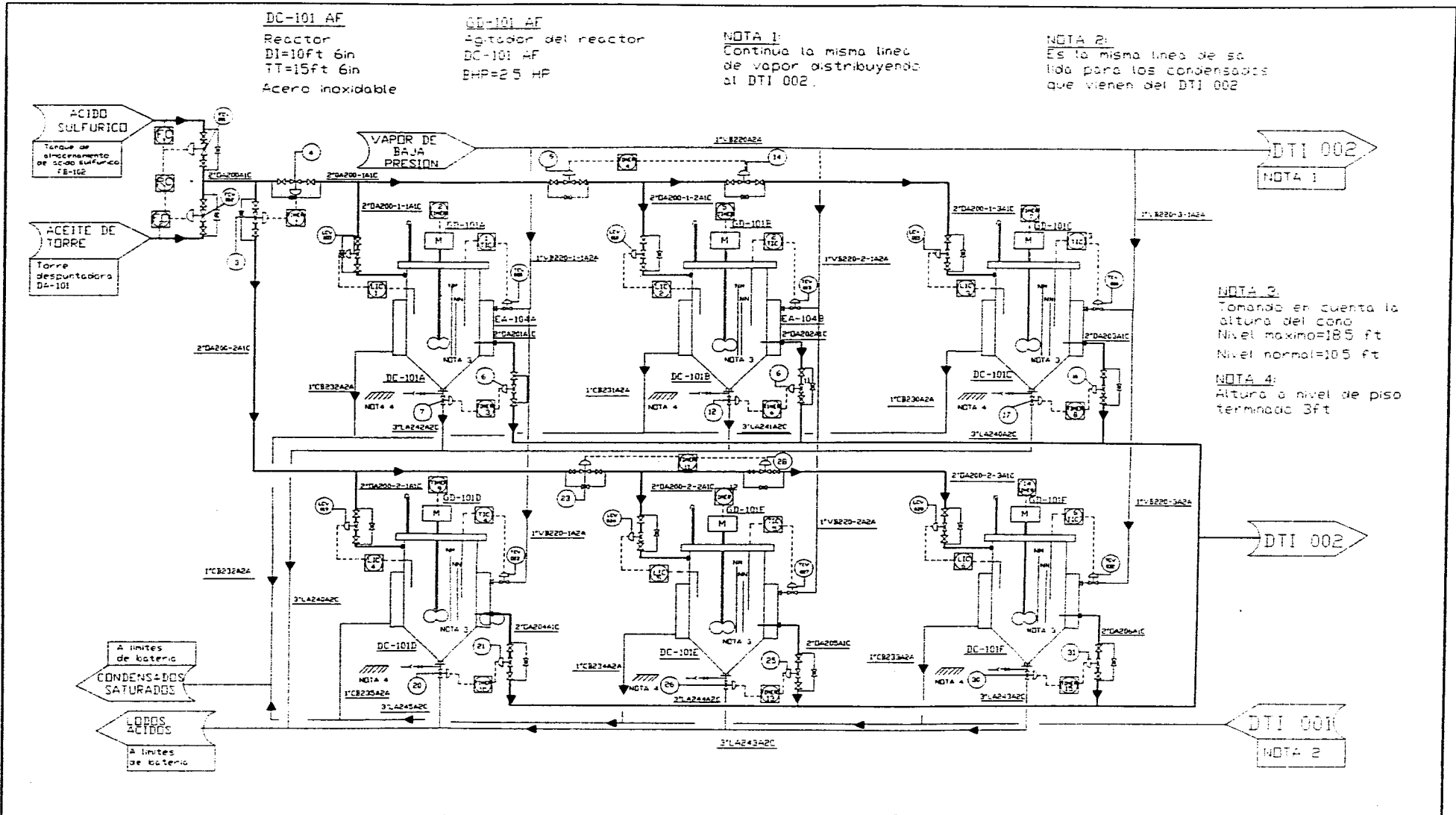
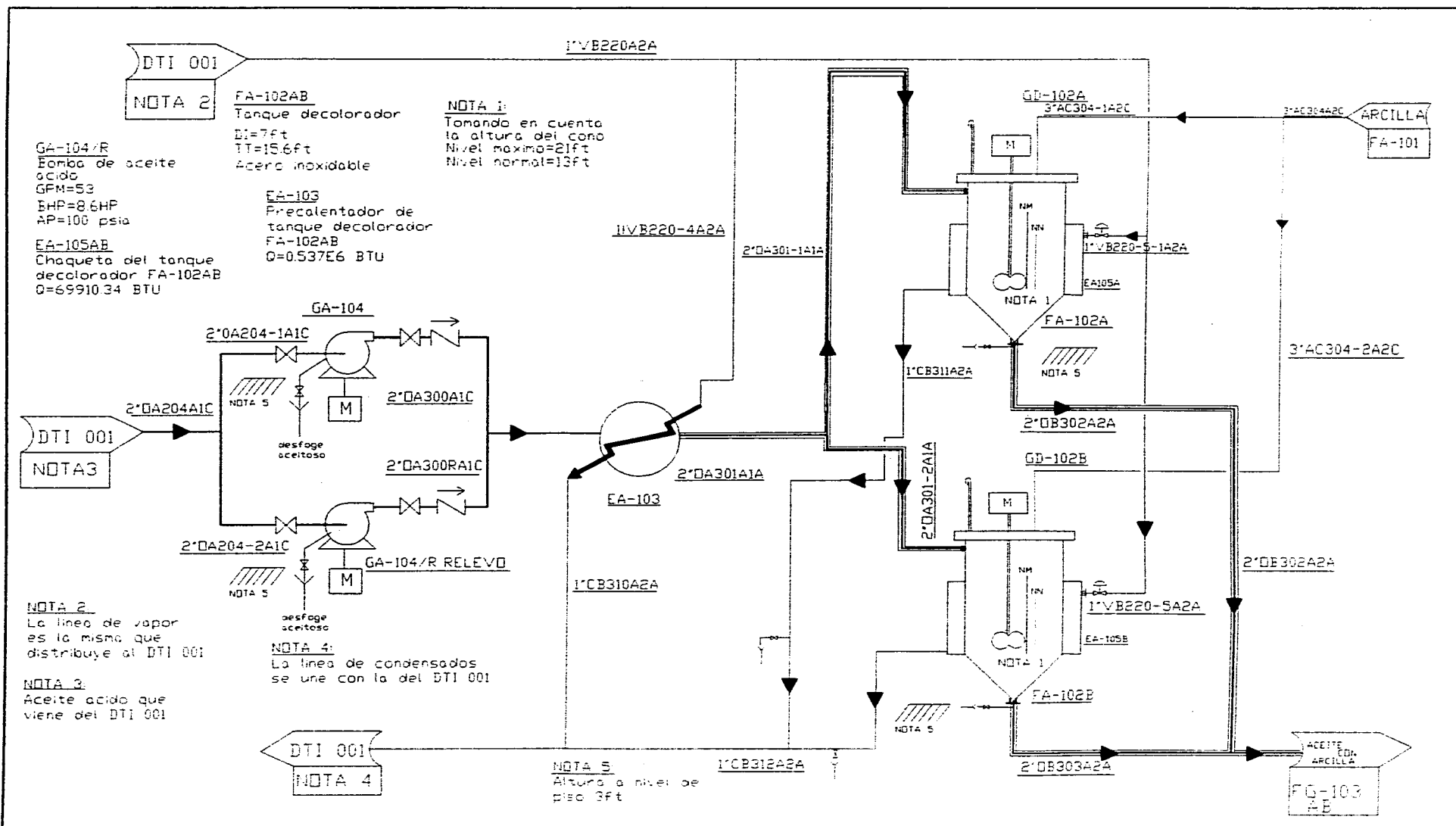


Fig. 4.5

DESCRIPCION PARA APROBACION	REV.	DIBUJOS DE REFERENCIA		UNAM UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO	FACULTAD DE QUIMICA
				Tesis	PLANTA REGENERADORA DE ACIDOS SATURADOS DTI 001
			APROBADO	Alvine Moys HERNANDEZ	



100

Fig. 4.5

DESCRIPCIÓN PARA APROBACIÓN	NO. DIBUJOS DE REFERENCIA	APROBADO TÉCNICA	UNAM INGENIERÍA QUÍMICA	FACULTAD DE QUÍMICA
			TESIS	PLANTA REGENERADORA DE ACEITES GASTADOS
			Alfonso Moya Rodríguez	DTI 002

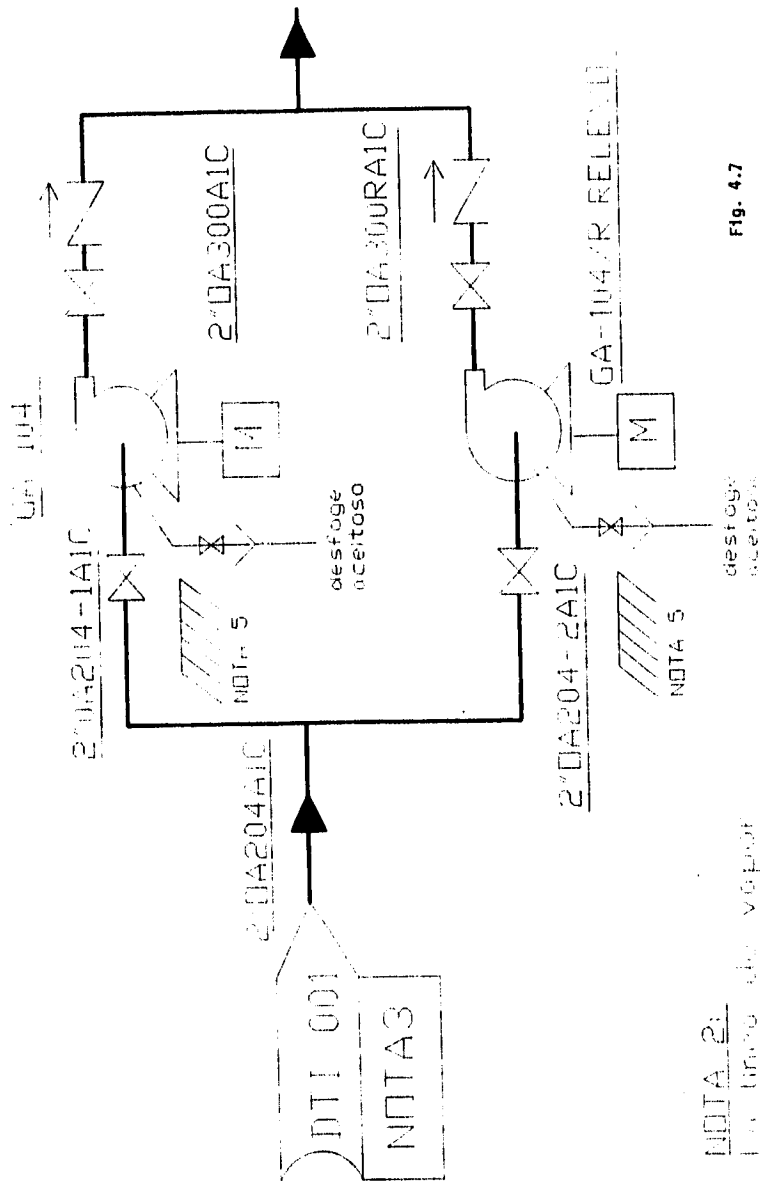


Fig. 4.7

NOTA 2:
En línea de vapor

EA-103 y de ahí a la zona de decoloración. Como vimos en el capítulo tres las bombas tiene las siguientes variables:

Variables	Número de variables
Entrada de flujo w_t	1
Salida de flujo w_s	1
Presión del sistema P_s	1
Total de variables	3

En este caso solo se cuenta con un balance de materia y uno de energía que nos dan dos ecuaciones en total, por lo que tenemos:

$$df = 3 - 2 = 1$$

esto nos indica que podríamos tener un control en el sistema, pero la variable a manejar usualmente es la presión del sistema, y no se considera necesario un control automático por lo que prescindimos de él. El típico de control de bombas mostrado en el capítulo dos no es aplicable a este sistema por ser bombas con descarga de flujo estimado, pero son protegidas con una válvula auxiliar conectada de la descarga de la succión, así evitamos producir una elevada presión que puede romper con la línea de sobrecarga del motor.

En el diagrama 4.8 nos encontramos con el intercambiador de calor proceso-proceso EA-103, este se encarga de precalentar la corriente para que llegue a la zona de decoloración, las variables que presenta el sistema son las siguientes:

Variables	Número de variables
Flujo de entrada (aceite ácido) w_{aa}	1
Flujo de salida (aceite-ácido) w_{saa}	1
Flujo de entrada del gas w_v	1
Flujo de salida del gas w_{sv}	1
Temperatura del sistema T_s	1
Total de variables	5

Contamos con las siguientes ecuaciones,

- Balance de materia
- Balance por componentes
- Balance de energía

$$df = 5 - 4 = 1$$

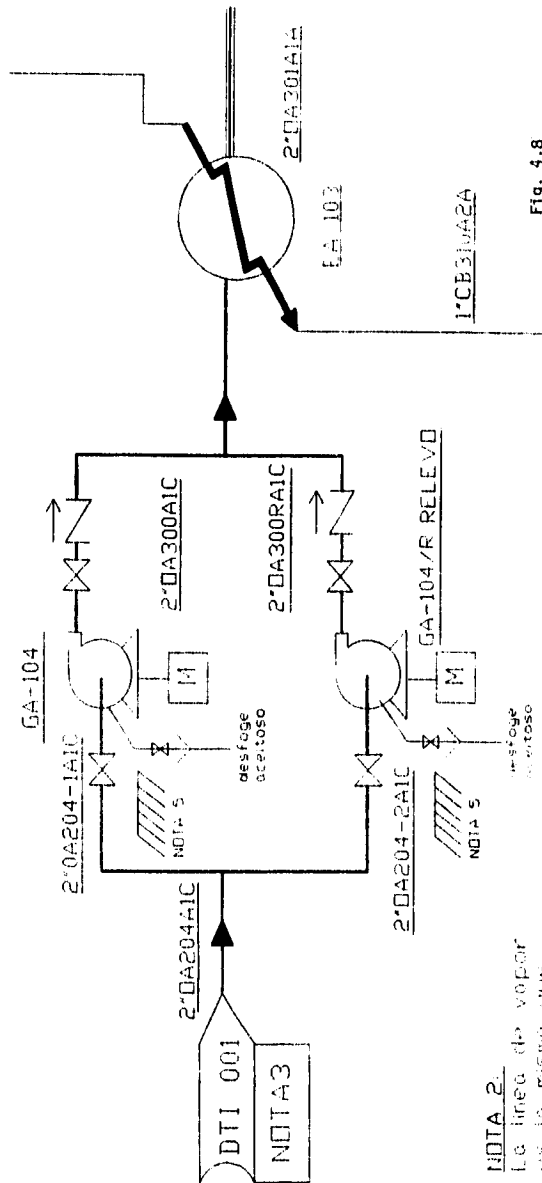


Fig. 4.8

Nos quedan un posible control, del proceso el cual será un control de temperatura eliminando las variables de flujo de gas de entrada, flujo de gas en la salida y temperatura del sistema (3 variables). Los flujos de entrada del sistema de aceite-ácido se pueden controlar por medio de la potencia de la bomba. (Diagrama 4.9). El controlador si es de presión, temperatura o un controlador de flujo o de vapor, deberá ser ajustado.

En la sección de decoloración tenemos un reactor FA-102AB el cual se alimenta de aceite ácido que viene del intercambiador EA-103, las variables que manejamos en este sistema son las siguientes (Diagrama 4.10):

Variables	Numero de variables
Flujo de entrada W	1
Flujo de salida W	1
Flujo de vapor W	1
Flujo de desechos W	1
Tiempo de reacción	1
Tiempo de residencia	1
Temperatura T	1
Total =	7

Si hacemos el análisis de las ecuaciones encontramos lo siguiente:

- Balance de materia
 - Tiempo de residencia
 - Tiempo de reacción
 - Balance de energía $T f(W^V)$
- Total = 4 ecuaciones

$$df = 7 - 4 = 3$$

Este valor es el número mínimo de controles que debe tener el sistema. De igual manera consideramos que el reactor FA-102AB es intermitente (batch), por lo que las variables de tiempo se controlan obligatoriamente.

Agregamos un control de tiempo el cual controle y relacione el tiempo de residencia y el tiempo de reacción (2 variables)

Si se pone un control de flujo controlamos, el flujo de entrada, el flujo de salida, el flujo del efluente, así como el nivel. (3 variables)

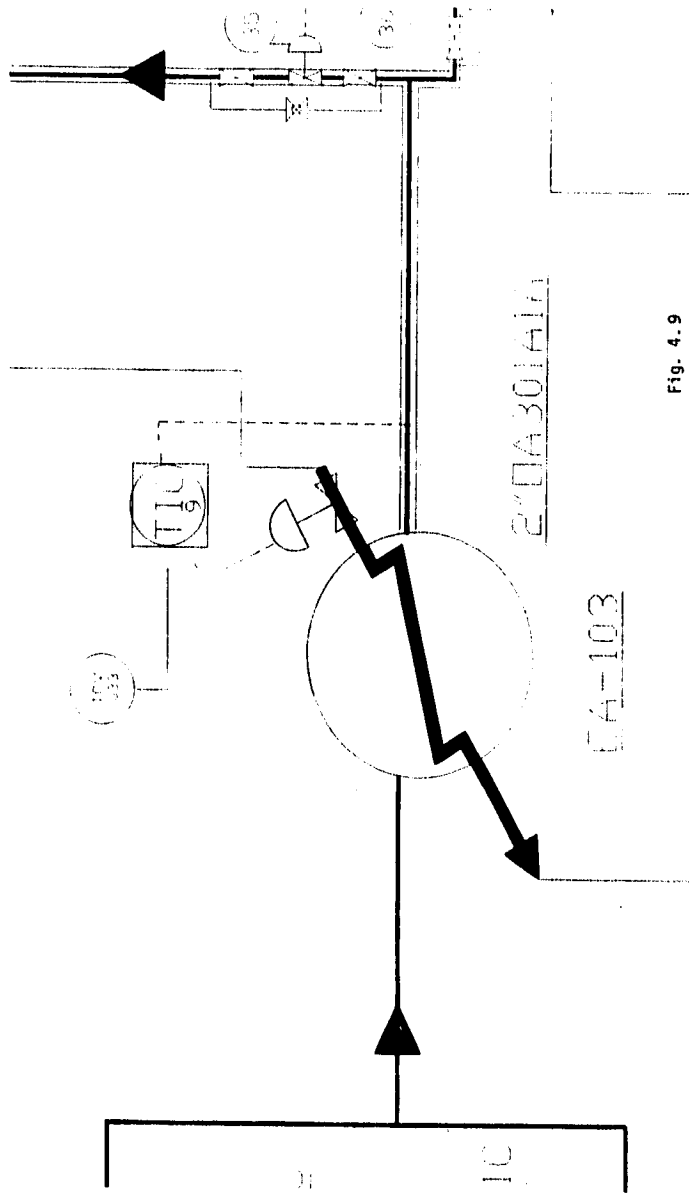


Fig. 4.9

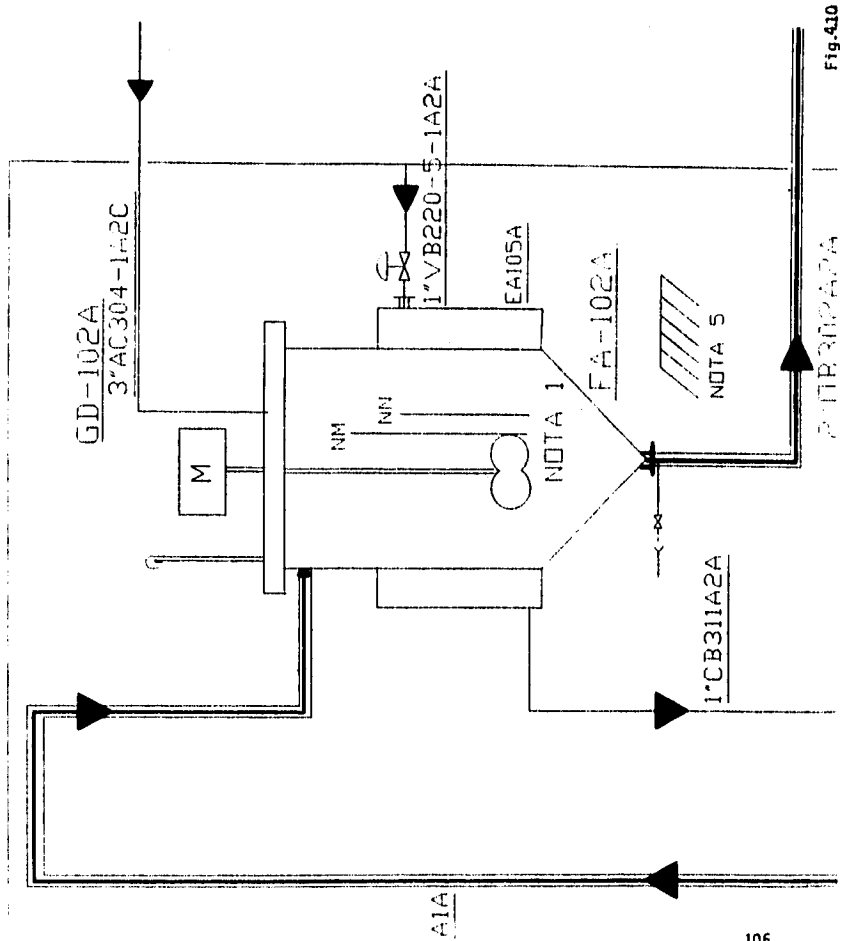


Fig. 410

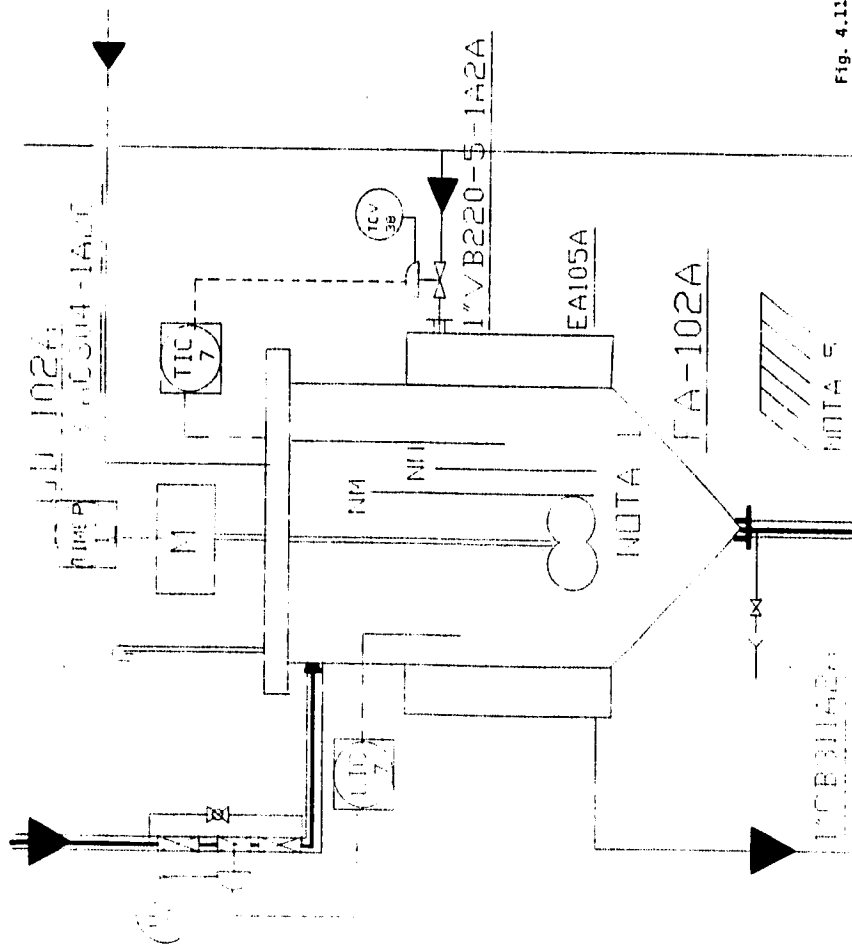
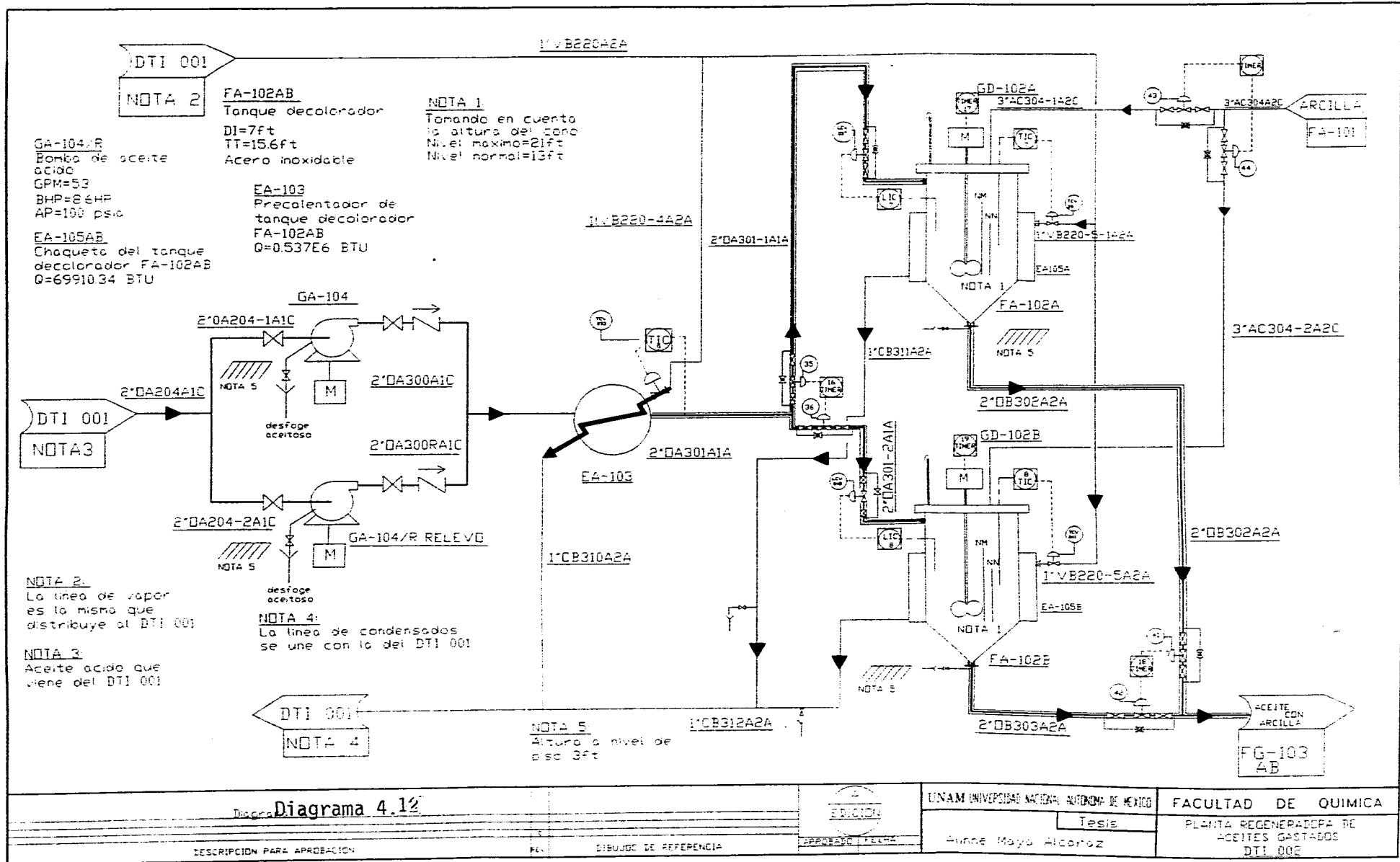


Fig. 4.11



Si se adiciona un control de temperatura, eliminamos (la cinética de la reacción queda controlada con la temperatura y el vapor del la chaqueta ya que estas variables de la cinética son dependientes) el vapor de entrada y la temperatura (2 variables) (Diagrama 4.11)

Los tiempos como se menciono anteriormente en la zona de reacción se regulan por obligación ya que el proceso es batch (intermitente), por lo que se colocan controles de tiempo (timers). Al igual que en el DTI 001 los controles de tiempo se encuentra conectados a un solo sistema con la información suficiente para controlar toda la zona de decoloración.

Se le adiciona un control de tiempo (timer 2) para que el sistema y sea continuo, de tal forma que por una parte controla el paso del flujo del aceite-ácido (línea 2"OA204A1C) primero al reactor superior y una vez llenado este abre la válvula 36 para que entre el flujo al reactor inferior. Existe un sistema similar de control de tiempo que distribuye la arcilla en cada uno de los reactores decoloradores FA-102AB por la línea 3"AC304A2C llenando primero el reactor superior FA-102A y una vez lleno cierra la válvula 43 y cierra la válvula 44 para llenar el reactor inferior FA-102 B.

En la salida de la sección de decoloración existe también un control de tiempo (timer 18) que permite la salida del aceite-arcilla de un reactor. Primero se vacia el reactor FA-102A, y después manda cerrar la válvula 41 y abre la válvula 42 del segundo reactor FA-102B permitiendo así, la salida del mismo efluente continuamente, y evitando que el reactor libere su contenido antes (Diagrama 4.12)

Al igual que los reactores del DTI 001 estos cuentan con un agitador con un sistema propio de control de tiempo automático que enciende o apaga la operación en el momento indicado para permitir que se lleve a cabo la reacción y el tiempo de descanso.

De esta forma el proceso queda con los sistemas de control básico automático obtenidos a partir de los grados de libertad. Como se menciono anteriormente pueden colocarse más controles de proceso pero podemos sobreinstrumentar nuestro equipo, llevando a que este tenga menos control sobre las variables.

CONCLUSIONES:

El análisis del control a partir de los grados de libertad es un sistema muy sencillo si se conoce el proceso a analizar, ya que con esto podemos determinar las variables dependientes e independientes del proceso y a partir de estas y de las ecuaciones que las interrelacionen obtener los controles mínimos para el sistema.

En el análisis de equipos a partir de algunos típicos de control mostrados en el capítulo dos, observamos que los controladores pueden variar tomando en cuenta que según el proceso en que se encuentren los controles se irán adaptando al proceso, así como los equipos anteriores y posteriores a él, y basados en esto es muy seguro que se modifique este control que tomamos como referencia, aunque no dejan de ser una base para el análisis y control.

Pero, el controlar un proceso no es tan sencillo, ya que, se debe contar con las perturbaciones del sistema, del control automático, la de los mismos controles (al introducir un control a un proceso, este así como elimina variables, adiciona algunas y puede llegar a causar interferencia en otros controles ya instalados, etc.), la dinámica del control y muy especialmente los costos (el control automático es más caro, por lo que si no es necesario puede ser cambiado por un control manual o un control neumático).

Así podemos concluir que los grados de libertad para el análisis de control para un sistema, pueden ser de gran ayuda, para obtener una idea del número de instrumentos, así como de las variables a controlar, pero, no es un proceso que por sí solo controle una planta.

BIBLIOGRAFIA

1. Rase Howard F. and Barrow M.H. *Ingeniería de Proyecto*. Ed. Continental, México 1979 , 6ta Reimpresión.
2. I.Q. Ortega Osorio Gonzalo. *Ingeniería de Detalle en la instrumentación de una planta*. Informe de Práctica profesional. 1991
3. I.Q. Corrales Patiño Julio A. *Generación de Diagramas de Tubería e Instrumentación por computadora*. Tesis Fac de Química U.N.A.M. México 1990
4. Vilbrandt y Dryden. *Ingeniería Química del Diseño de Plantas Industriales*. De Grigalba México 1963
5. M.C. Anaya Alejandro. *Apuntes de Ingeniería de Proyectos*. México 1995
6. I.Q. Ortiz José A. *Apuntes de Ingeniería de Proyectos* . México 1995.
7. Henley E.J. & Seader J.D. *Operaciones de separación por etapas de equilibrio de Ingeniería Química*. Ed. Repla S.A México 1990
8. Foust Alan S. & Wenzel Leonard A. *Principio de operaciones unitarias*. Ed. CECSA México 1990 tercera impresión
9. Kern Donald Q. *Procesos de transferencia de calor*. Ed CECSA México 1992 24va reimpresión.
10. I.Q. Claudio Aguilar. *Apuntes de Selección y especificación de equipo*. México 1994
11. I.Q. Rodriguez Collado Roberto. *Diseño de grados de libertad*. Tesis 1978 Facultad de Química.

Bibliografía

12. Stephanopoulos George . Chemical Process Control an Introduction to Theory. Ed Prentice Hall. Ney Jersey 1984.
13. Liptak Bela G., & Vericzel Kriszta. Process Control. Instrument Engineers Handbook.. De. Chilton Berk Company. 3era edición 1985.
14. Driedger W.C. Controlling shell and tube exchangers. Hydrocarbon Processing. March 1996 (pag 111-132).
15. Chin T. G. Guide to distillation pressure control methods. Hydrocarbon Processing October 1979 (pag 145-153).
16. Lieberman Norman P. Change control to save energy. Hydrocarbon Processing. February 1978. (Pag 93-98).
17. Driedger W.C. Controlling Shell and tube exchangers. Hydrocarbon Processing. March 1996 (pag 111-131).