



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA  
DE MÉXICO**

---

---

**FACULTAD DE INGENIERÍA**

**TÉCNICAS DE CONTROL EN TIEMPO REAL  
APLICADAS A PROCESOS DE SEPARACIÓN  
DE FASES Y COMPRESIÓN DE GAS.**

**T E S I S**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE**

**INGENIERO ELÉCTRICO  
ELECTRÓNICO**

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

**HUMBERTO ENRIQUE BALLEZA MEJIA**

**DIRIGIDA POR:**

**M. en C. ARTEMIO RAMÍREZ ANTONIO (Asesor)**

**DR. LUIS AGUSTÍN ÁLVAREZ-ICAZA LONGORIA (Coasesor)**

**Ciudad Universitaria, 2004**





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.

ESTA TESIS NO SALE  
DE LA BIBLIOTECA



UNIVERSIDAD DEL PACÍFICO  
Sede Arequipa  
PERÚ

FACULTAD DE INGENIERÍA  
DIVISIÓN DE INGENIERÍA ELÉCTRICA

373

COORDINACIÓN DE SEMINARIOS  
Y SERVICIO SOCIAL

NOTIFICACIÓN DE JURADO PARA EXAMEN PROFESIONAL

JURADO	BORRADOR DE TESIS RECIBIDO		BORRADOR DE TESIS AUTORIZADO	
	FIRMA	FECHA	FIRMA	FECHA
PRESIDENTE: ING. FRANCISCO JOSÉ RODRÍGUEZ RAMÍREZ		10/12/03		05/01/04
VOCAL: ING. LUIS AGUSTÍN ÁLVAREZ ICAZA LONGORIA		10/12/03		05/01/04
SECRETARIO: M.I. ROLANDO CARRERA MÉNDEZ		10/12/03		12/01/04
1ER. SPTE.: M.I. JUAN MANUEL GÓMEZ GONZÁLEZ		5/01/04		15/01/04
2DO. SPTE.: M.C. ARTEMIO RAMÍREZ ANTONIO		10/12/03		07/01/04
TESIS 041/171	TÉCNICAS DE CONTROL EN TIEMPO REAL APLICADAS A PROCESOS DE SEPARACIÓN DE FASES Y COMPRESIÓN DE GAS			

FECHA Y HORA DE EXAMEN

RESPETABLE PROFESOR(A):

Por este conducto, me es grato notificarle que ha sido designado(a) miembro del jurado para el examen profesional del alumno(a) BALLEZA MEJÍA HUMBERTO ENRIQUE con número de cuenta 9418919-5 de la carrera INGENIERO ELÉCTRICA ELECTRÓNICA para lo cual le solicito de la manera más atenta revise el trabajo de tesis con el fin de que Ud. haga saber por escrito a esta Coordinación en formato adjunto, si considera necesario que el alumno realice modificaciones al mismo en un plazo de 5 (cinco) días hábiles contados a partir de la fecha en que Ud. reciba esta notificación. De no haber observación alguna de su parte, le agradeceré firmar la presente autorizando el trabajo, con lo cual el alumno podrá imprimir definitivamente su tesis.

Atentamente.

“POR MI RAZA HABLARA EL ESPÍRITU”  
Cd. Universitaria, D.F. a 05 de Diciembre 2003

EL COORDINADOR DE SEMINARIOS Y SERVICIO SOCIAL

ING. JOSÉ ARTURO ORIGEL COUTIÑO



**“La ignorancia afirma o niega rotundamente; la ciencia duda.”**

**Voltaire, François Marie Arouet**

**“Los conceptos y principios fundamentales de la ciencia son invenciones  
libres del espíritu humano.”**

**Einstein, Albert**

Autonizo a la Dirección General de Bibliotecas de la  
UNAM a difundir en formato electrónico e impreso el  
contenido de mi trabajo recepcional.

NOMBRE: Humberto Enrique

Balleza Mejia

FECHA: 21-01-04

FIRMA: [Firma]

## AGRADECIMIENTOS

A mi madre, que siempre me apoyo y confió en mi, porque sin su presencia a mi lado nunca hubiera llegado tan lejos, y porque la quiero con todo mi corazón.

A mi hermana, que siempre fue un aliento, un apoyo y un ejemplo a seguir, gracias por confiar en mi y por estar siempre a mi lado, tienes un lugar muy especial en mi corazón y en mi pensamiento.

A mi novia, por su apoyo incondicional en momentos difíciles, por su amor que siempre fue un aliciente para seguir adelante y porque te amo mucho.

A mi hermano por el apoyo que siempre me brindo y porque es un ejemplo a seguir.

A toda mi familia por el apoyo y confianza que siempre me tuvieron.

A mis amigos del alma Odiseo (Odi), Carlos (Carlangas) y Mario (Maritos) por los grandes momentos que pasamos en la facultad, por su apoyo y amistad en todo este trayecto.

A mi asesor de tesis M. en C. Artemio Ramírez por el apoyo y confianza que siempre tuve de su parte y porque es una gran persona.

A mi coasesor de tesis Dr. Luis Agustín Álvarez Icaza Longoria por su apoyo y confianza en mi trabajo.

A mi compañero y amigo M. en C. Israel Ramírez Antonio, por su apoyo en la realización de este trabajo y sobre todo por su invaluable amistad.

A mis compañeros de trabajo en el I.M.P. por su apoyo para realizar este trabajo.

A la Universidad Nacional Autónoma de México, a la que espero reeditarle con mi trabajo todo el conocimiento que adquirí en sus aulas.

Al I.M.P. por permitirme formarme como profesional y por la oportunidad que me dio como becario.

**INDICE**

Introducción.	I
Objetivo.	III
Capítulo 1. Antecedentes Generales.	1
1.1 Definición del proceso de transporte de crudo.	1
1.2 Proceso de separación de fases.	2
1.2.1 El separador trifásico horizontal.	3
1.3 Proceso de compresión.	7
1.3.1 Compresor de Tornillo.	9
1.4 Unidad de Enfriamiento.	12
1.5 Medición de flujo.	13
1.6 Válvulas.	14
Capítulo 2. Descripción del Sistema de Pruebas.	15
2.1 Descripción del sistema de pruebas.	15
2.2 Operación del sistema de pruebas.	15
2.3 Datos de diseño del sistema de pruebas.	20
2.3.1 Condiciones de Proceso.	20
2.4 Capacidad del sistema de pruebas.	21
Capítulo 3. Modelo Dinámico del Proceso de Separación Trifásica.	23
3.1 Cálculo del volumen del líquido del separador.	23
3.2 Cálculo del flash isotérmico Vapor-Líquido-Líquido.	25
3.3 Balance de materia del proceso de separación.	29

3.3.1	Balance de materia en las fases líquidas.	30
3.3.2	Balance de materia en la fase gas.	35
3.4	Balance de energía del proceso de separación.	38
3.5	Obtención de la curva característica del compresor.	41
3.5.1	Datos de operación del compresor.	41
3.5.2	Cálculo de la potencia teórica.	41
3.5.3	Evaluación de eficiencias.	46
Capítulo 4.	Respuesta del sistema.	53
4.1	Desempeño de la planta bajo diferentes condiciones.	53
Escenario 1,	Gastos de entrada nulos (señales de control).	54
Escenario 2,	Gasto de agua constante con gastos de aceite y gas nulos.	55
Escenario 3,	Gasto de aceite constante con gastos de agua y gas nulos.	57
Escenario 4,	Gasto de gas constante con gastos de aceite y agua nulos.	58
Escenario 5,	Gastos de entrada constantes.	60
Capítulo 5.	Diseño del Control.	62
5.1	Control de la planta.	62
5.2	Controladores PID.	62
5.3	Reglas de sintonización para controladores PID.	66
5.3.1	Método 1.	67
5.3.2	Método 2.	68
5.4	Respuesta de la planta utilizando controladores PID sintonizados con la regla de Ziegler-Nichols.	70
5.5	Aproximación de la planta a funciones de transferencia.	78
5.5.1	Sistemas de segundo orden.	78

5.5.2	Definiciones de las especificaciones de respuesta transitoria.	79
5.5.3	Respuesta de la planta utilizando controladores PID diseñados en base a su respuesta transitoria.	82
Capítulo 6. Resultados, conclusiones y recomendaciones.		89
Anexos.		
Anexo 1,	Código del separador Trifásico programado en Matlab (función S).	92
Anexo 2,	Código del cálculo del flash isotérmico.	101
Anexo 3,	Código del cálculo de las constantes de equilibrio.	104
Anexo 4,	Simulación del separador en Simulink.	108
Anexo 5,	Diseño por lugar geométrico de las raíces.	109
Bibliografía.		

## INTRODUCCION

Actualmente la dirección ejecutiva de Exploración y Producción del Instituto Mexicano del Petróleo, dispone de un sistema de pruebas de aplicaciones de flujo multifásico y control de procesos. El sistema posee un separador trifásico horizontal, así como la instrumentación necesaria para el monitoreo y control de parámetros tales como presión, temperatura y gasto de tipo inteligentes, válvulas de control y un sistema central para la supervisión de las pruebas.

En lo que respecta a la parte de separación, es necesario complementar su infraestructura con instrumentos de medición y control que estarán sintonizados en un punto de operación dentro de los límites de diseño del separador, por tal motivo se hace necesario desarrollar un modelo del comportamiento dinámico del proceso de separación para encontrar el punto de ajuste (SET POINT) sobre el cual los sistemas de control tratarán de llevar al proceso a esa condición de operación en forma dinámica, siendo las variables a controlar: la presión de separación y los niveles de líquidos (aceite y agua). Este desarrollo representa la fase inicial para caracterizar el sistema de separación. El presente trabajo está estructurado en 6 capítulos los cuáles se describen a continuación.

En el capítulo 1, se describe la teoría del proceso de separación de fases de una corriente de hidrocarburos para un proceso de separación trifásico horizontal.

En el capítulo 2, se describe el sistema de pruebas considerando la infraestructura y aspectos de diseño.

En el capítulo 3, se desarrolla el modelo dinámico del proceso de separación y se obtiene la curva de operación del compresor para la caracterización del intervalo de operación del lazo de pruebas.

En el capítulo 4, se presenta el resultado de pruebas de operación del modelo (simulación en Matlab-Simulink), para verificar el desempeño del mismo y se verificaron las propiedades de los fluidos con un simulador comercial (PRO-II).

En el capítulo 5, se presenta el diseño de los controladores PID correspondientes a cada una de las variables de interés (presión de separación, nivel de aceite y nivel de agua), por dos métodos: reglas de Nichols-Ziegler y lugar geométrico de las raíces, mostrando su comportamiento.

Finalmente se presentan los resultados, conclusiones y recomendaciones en el capítulo 6.

## **OBJETIVO**

Desarrollo de un modelo dinámico del proceso de separación trifásico en el cual se puedan realizar pruebas de desempeño, control y sintonización de lazos de control.



## CAPÍTULO 1

### 1.1 Definición del proceso de transporte de crudo.

En este trabajo un proceso es cualquier operación o serie de operaciones que producen un cambio físico o químico en una sustancia o en una mezcla. La sustancia que entra en un proceso se conoce como entrada o alimentación del proceso, y aquella que sale de él se llama salida ó producto. Una unidad del proceso es una sección donde se lleva a cabo una de las operaciones que constituyen el mismo. Cada unidad del proceso está asociada con un conjunto de flujos del proceso de entrada-salida, que consisten en las sustancias que entran y salen de la unidad [1].

Con frecuencia es necesario separar los componentes de una mezcla en fracciones individuales. Las fracciones pueden diferir entre sí en el tamaño de la partícula, fases o composición química. Así, cualquier producto puede purificarse separando del mismo las impurezas; dos ó más productos de una mezcla se pueden separar en los productos individuales puros; la corriente procedente de una etapa del proceso puede consistir en una mezcla del producto y de las materias primas no convertidas, que deben separarse y recircular las materias primas a la zona de reacción para su posterior tratamiento; ó bien una sustancia valiosa, ha de liberarse con el fin de recuperar y retirar el material inerte.

Un sistema de pruebas, tiene como finalidad recrear las condiciones reales de los procesos que se llevan a cabo en el campo, para realizar modelado y simulaciones que permitan mejorar su funcionamiento; dentro de estos procesos se tiene la separación gas-aceite, que es la primera operación que se lleva a cabo en las instalaciones de producción petroleras, este proceso de separación de hidrocarburos constituye uno de los procesos más importantes de la extracción del crudo.

## 1.2 Proceso de separación de fases.

Los fluidos producidos en la cabeza del pozo son una mezcla multicomponente de moléculas de hidrógeno y carbono principalmente, donde cada componente tiene diferente densidad, presión de vapor y otras características físicas y químicas. Estos fluidos pueden estar presentes dentro del yacimiento en una o dos fases (líquida y/o gaseosa) a la presión y temperatura de confinamiento; cuando se encuentran en una sola fase y se le somete a cambios de presión y temperatura, el fluido experimenta alteraciones en sus características fisicoquímicas, propiciando en la descarga del pozo con cualquier decremento de presión, la liberación de gas en el seno del líquido, por ello, se requiere la separación física de estas dos fases, siendo esta operación una de las más básicas en el proceso de producción y tratamiento del aceite y gas [2].

El separador apropiado se selecciona con base en diferentes factores como son: la presión y temperatura de operación, relación de flujos gas-aceite, las densidades, localización de equipo y otros.

Para establecer las condiciones de separación más apropiadas de acuerdo a las características de los fluidos, se deben considerar las siguientes variables de control:

- El tipo, el tamaño y los dispositivos mecánicos internos del separador.
- El tiempo de residencia del aceite.
- Etapas de separación.
- Presiones y temperaturas de operación.
- Lugar de instalación de los separadores, etc.

La selección de las condiciones de separación depende fundamentalmente de los objetivos de producción establecidos.

Un separador debe cumplir con los siguientes requisitos:

- Disponer de una sección para remover la mayor parte de líquido del gas.
- Tener suficiente capacidad de líquido para manejar los lotes (batch) que se presentan. (proceso intermitente).
- Suficiente longitud ó altura para permitir que las gotas pequeñas de líquido en el gas se asienten por gravedad y se evite el arrastre de estas.
- Contar con dispositivos internos para reducir la turbulencia generada por la alimentación, para proporcionar el asentamiento de líquido; tales como placa desviadora (mampara).
- Un extractor de niebla para capturar las gotas pequeñas de líquido arrastradas por el flujo de gas.
- Contar con los controladores necesarios para regular el nivel de líquido y la presión de operación (normalmente controlada por la presión de succión en el equipo de compresión o la planta petroquímica, en caso del gas de alta presión).

Los separadores se clasifican como bifásicos, si separan el gas de la corriente total del líquido y trifásicos si además de la misma corriente total se separa el agua [2].

### **1.2.1 El separador trifásico horizontal.**

Cuando aceite y agua se mezclan y comienzan a asentarse, aparece un estrato de agua libre en la parte superior. El crecimiento de este estrato relativamente limpio de agua libre, con el tiempo crea un porcentaje de agua libre en la mezcla. Después de un intervalo de tiempo, comúnmente entre tres y veinte minutos, el cambio en el tamaño del estrato de agua se hace considerable. La fracción de agua, obtenida por acción de gravedad, es llamada “agua libre”. Normalmente es benéfico separar el agua libre para después tratar el remanente de los estratos de aceite y emulsión [3].

Los separadores trifásicos, comúnmente llamados expulsadores de agua libre, son usados para separar y remover cualquier fase de agua libre que pueda presentarse. Se pueden tener dos entradas diferentes de flujo al separador trifásico:

- Desde pozos de producción.
- De separadores que operan a altas presiones.

La figura 1.1 muestra el esquema de un separador trifásico horizontal. El fluido entra en el separador y golpea la mampara. Este cambio súbito de momentum provoca la separación de grandes cantidades de gas. En la mayor parte de los separadores trifásicos, la mampara provee de un direccionamiento al flujo del líquido para que pase por debajo de la interfase gas/aceite y llegue a la proximidad de la interfase aceite/agua. La sección de recolección del líquido provee suficiente tiempo para que se llene el estrato de aceite y emulsión hasta el tope. El agua libre se asienta hasta el fondo del separador. La figura 1.1 también ilustra un típico control de nivel y un control de presión con dos vertederos, uno de aceite y uno de agua. El aceite se desborda por el vertedero, el nivel de aceite que se acumula es controlado por una válvula de descarga de aceite, el agua producida fluye desde una corriente localizada en el vertedero de aceite. Un controlador de nivel de interfase mide la altura de la interfase aceite/agua, el controlador envía una señal a la válvula de descarga de agua para permitir una correcta acumulación de agua para abandonar al separador en tanto que la interfase aceite/agua es mantenida para la altura que fue diseñada.

En la figura 1.2 se muestra una fotografía del separador trifásico de estudio existente en el lazo de pruebas en Pachuca.

El gas fluye horizontalmente y pasa por el extractor de niebla: dicho flujo es controlado por la válvula de control de presión que mantiene la presión constante en el separador. El nivel de la interfase gas/aceite puede variar desde el 50% hasta el 75% del diámetro dependiendo de los requerimientos del proceso de separación líquido/gas.

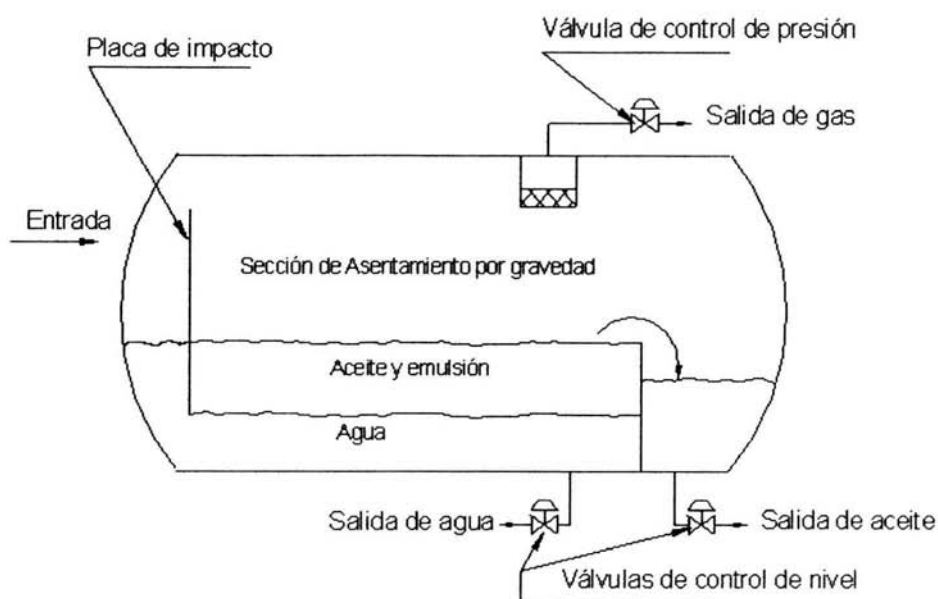


Fig. 1.1. Esquema del Separador trifásico horizontal.

Se requiere un cierto volumen de aceite almacenado para asegurar que el aceite alcance el equilibrio y el gas separado sea liberado. Se requiere un volumen adicional para asegurar que el agua libre tenga tiempo para que se coalicione. En este proceso es común que existan intervalos de tiempo de retención de 3 a 30 minutos dependiendo de las condiciones de operación y los parámetros y propiedades de los fluidos.

Similarmente, se requiere un cierto volumen de agua almacenada para asegurar que las gotas grandes de aceite ingresen en el agua y tenga suficiente tiempo para coalescer esta fase y mantener la interfase agua/aceite. Es común utilizar los intervalos de tiempo de retención para la fase agua de 3 a 30 minutos dependiendo de la densidad del fluido con el que el separador esté trabajando.

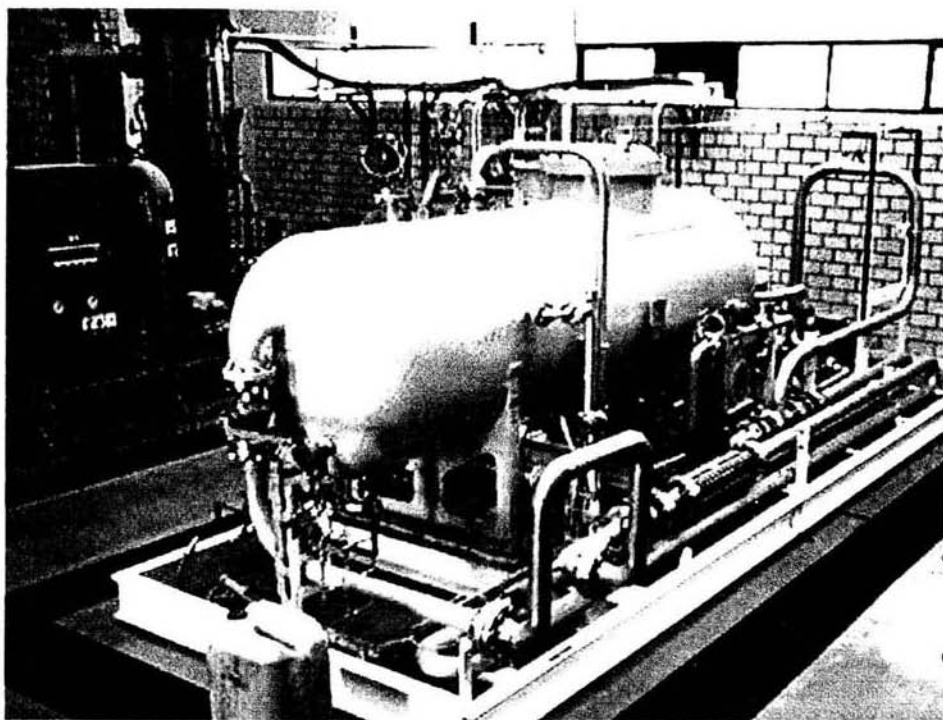


Fig. 1.2. Separador trifásico que compone el sistema de pruebas.

Conocer los elementos internos del separador es muy importante para el desarrollo del modelo de separación de fases. El proceso de separación se lleva a cabo mecánicamente, por lo que el separador cuenta con varios dispositivos mecánicos que aprovechan las fuerzas físicas de la corriente producida del pozo, para lograr una buena separación. En la figura 1.3 se muestran las dimensiones reales de los dispositivos mecánicos que componen al separador trifásico existente en el laboratorio de pruebas. Básicamente los dispositivos mecánicos que componen el separador son los siguientes:

- Placas desviadoras (1).
- Rompe olas (2).
- Placas desespumantes (3).
- Rompedor de torbellinos (4).
- Extractor de niebla (5).

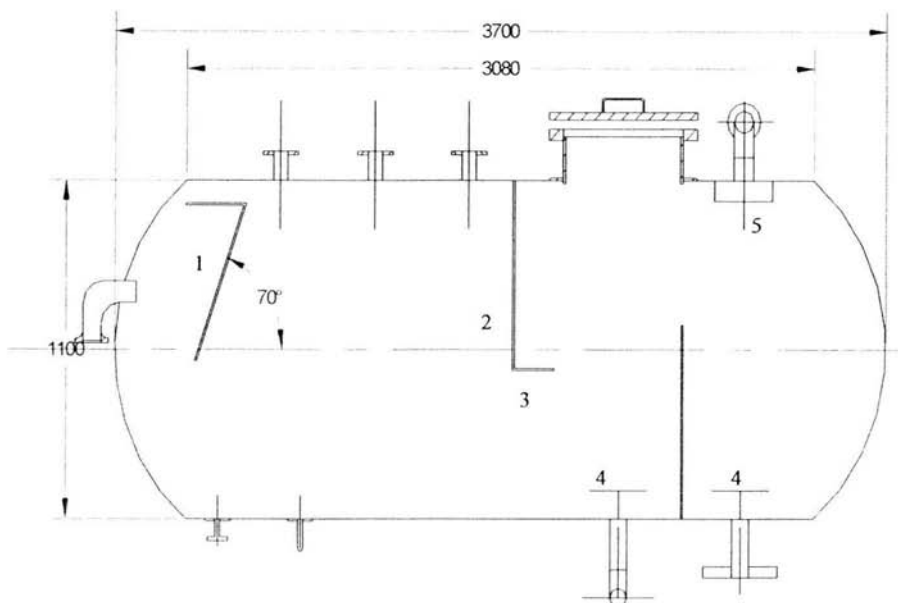


Fig. 1.3. Separador que muestra los dispositivos internos con dimensiones reales.

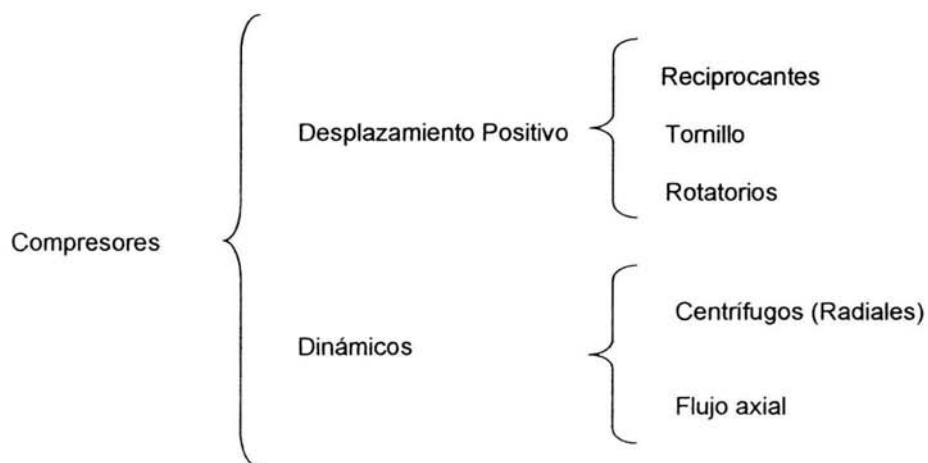
### 1.3 Proceso de compresión.

La compresión es la operación mediante la cual se confina un fluido compresible a través de equipos especiales para incrementar su presión [4].

La compresión de un fluido se utiliza para múltiples propósitos, por ejemplo:

- Transmitir potencia por medio de un sistema de aire comprimido para operar herramientas mecánicas.
- Distribuir gas combustible en una ciudad.
- Controlar procesos industriales por medio de válvulas operadas neumáticamente.
- Mejorar las condiciones de reacción en un proceso químico, mediante la inyección a presión de un reactivo gaseoso en el sistema.

A continuación, se presenta la clasificación de los compresores:



La selección depende de las condiciones de presión requeridas en la descarga y la capacidad a manipular de fluido con el que ha de operar el compresor.

Existen algunas definiciones de importancia sobre los compresores que hay que tener en cuenta para su correcto estudio.

- Relación de compresión: Relación de la presión absoluta de descarga entre la presión absoluta de succión. La relación de compresión puede calcularse por etapa, o bien, para la presión final del compresor.
- Eficiencia de compresión: Es la relación del trabajo teórico requerido para comprimir un gas entre el trabajo real efectuado sobre dicho gas, expresada como porcentaje, esta eficiencia considera fugas y pérdidas por fricción del fluido y variaciones termodinámicas.
- Capacidad del compresor: Es la cantidad de gas manejado realmente, se expresa como volumen por unidad de tiempo a las condiciones reales de presión, temperatura y composición del gas, a la velocidad nominal de la máquina, en los puntos succión y descarga de gas.



- **Presión máxima de operación:** Es la presión que se tiene en la combinación más favorable de las propiedades del gas y de las condiciones de operación, dando como consecuencia la presión de descarga más alta. Para determinar esta presión de descarga el motor del compresor debe estar al 100% de velocidad constante o a la velocidad de paro si el motor es de velocidad variable.

El sistema de compresión que posee el sistema de pruebas es de tipo tornillo helicoidal (o doble tornillo) y se describirá a continuación.

### **1.3.1 El Compresor de Tornillo.**

El compresor de tornillo consiste en dos tornillos con un perfil helicoidal, uno macho y otro hembra que giran con sus ejes paralelos. Al girar, el espacio entre ellos primero aumenta, generando una depresión mediante la que se aspira el fluido, y posteriormente se reduce comprimiendo el fluido por cambio de volumen. Este cambio de volumen se logra reduciendo el espacio entre los tornillos, y por ende el volumen en el que deberá estar la misma cantidad de gas. Es necesaria una refrigeración del sistema, ya que el proceso de compresión genera un incremento de temperatura del gas, por lo tanto el compresor de tornillo tiene un sistema de recirculación de aceite lubricante (comercialmente llamado CP1515) que mantiene al compresor en condiciones de temperatura segura.

El funcionamiento de este compresor se puede definir en 4 pasos:

#### **1. La succión. (Fig. 1.4)**

Los tornillos están dando vuelta en direcciones contrarias uno con respecto del otro, en la parte inicial de los tornillos se tiene un espacio por el cual entra el gas que será comprimido y empieza su carrera hacia la cámara de alta presión.

#### **2. Entrampamiento. (Fig. 1.5)**

Los tornillos continúan dando vuelta atrapando cierta cantidad de gas entre el tornillo macho y hembra (este volumen atrapado ha alcanzado su máximo volumen posible).

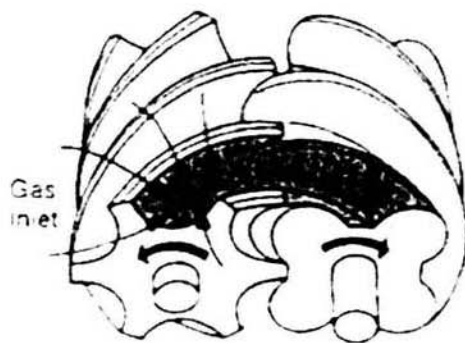


Fig. 1.4. Succión.

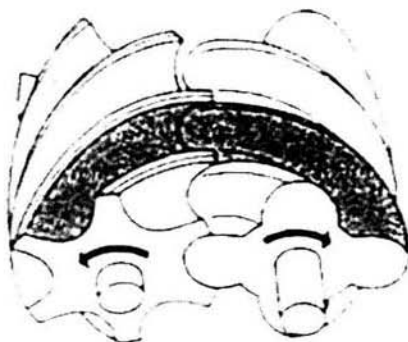


Fig. 1.5. Entrampamiento.

### 3. Compresión. (Fig. 1.6)

A medida que los tornillos continúan dando vuelta comienzan el re-acoplamiento que reduce de modo progresivo el espacio disponible para el gas, esta reducción de espacio implica una reducción del volumen, de tal modo aumentando su presión mientras que se mueve el gas hacia la zona de alta presión del compresor.

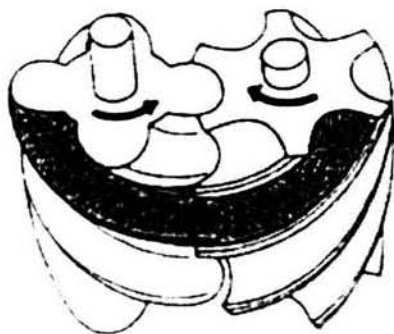


Fig. 1.6. Compresión.

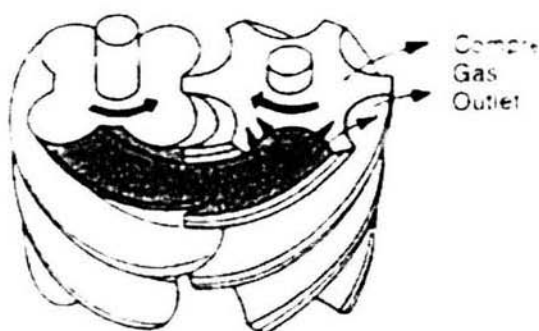


Fig. 1.7. Descarga.

#### 4. Descarga (Fig. 1.7)

Los tornillos continúan dando vuelta hasta que el espacio del gas es el mínimo deseado, en ese punto se abre el espacio en el que se encuentra atrapado el gas y lo comunica con la cámara de descarga. En este punto el gas saldrá con cierta presión mayor a la de la entrada para seguir su camino en el proceso siguiente.

En el caso del compresor de tornillo existente en el lazo de pruebas se inyecta aceite (CP1515) a presión entre los tornillos para conseguir lubricación y refrigeración. En la Figura 1.8 se muestran los internos del compresor de tornillo existente en el lazo de pruebas [5].

### 1.4 Unidad de Enfriamiento.

Los enfriadores se emplean para enfriar fluidos en un proceso, el agua es el medio enfriador principal, aunque en este caso el enfriador que se tiene es a base de aire [6].

Los enfriadores se usan en los procesos de refrigeración del tipo compresión de vapor.

El ciclo de refrigeración para el proceso que se encuentra en el lazo de pruebas tiene como enfriador un “fin-fan cooler” (Ventilador), que tiene dos funciones, la primera es enfriar el aceite lubricante del compresor (CP1515), para mantener a este en un rango de operación aceptable y condiciones seguras, la segunda función es enfriar el gas de proceso que a la descarga del compresor tiene una mayor temperatura que a la succión del mismo, por efecto de la compresión del gas.

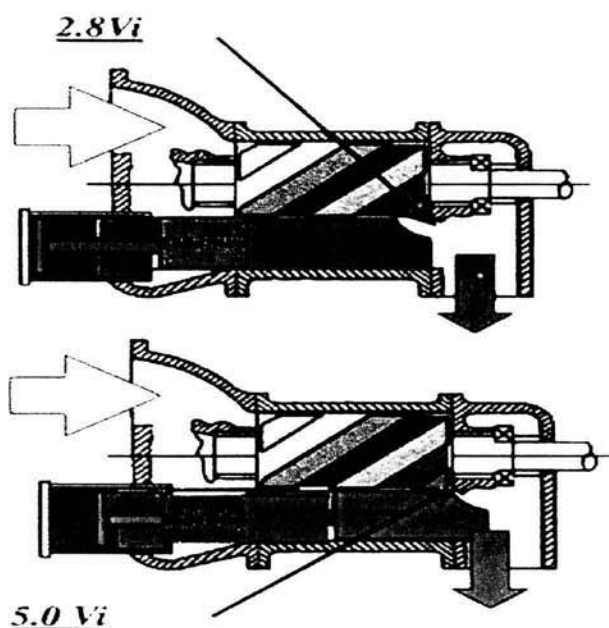


Fig. 1.8. Esquema interno del compresor de tornillo.

### 1.5 Medición de flujo.

Para el control de procesos industriales es esencial conocer la cantidad de material que entra y sale del proceso. Puesto que los materiales se transportan, siempre que es posible, en forma fluida, es importante medir la velocidad, con la que un fluido circula a través de una tubería u otra condición.

Un medidor de flujo es un dispositivo montado en la línea de un proceso, el cual proporciona una lectura continua de la velocidad de flujo en la línea.

Los medidores más ampliamente utilizados para la medida del flujo son los medidores de carga variable y los de área variable. Los medidores de carga variable comprenden los

medidores venturi, los medidores de orificio y los tubos de pitot; los medidores de área variable comprenden los diferentes tipos de rotámetros.

## **1.6 Válvulas.**

En un proceso, se emplean un gran número de válvulas, de tamaños y formas muy diferentes. A pesar de la amplia variedad de diseños, todas tienen un fin principal que es común; disminuir o detener el flujo de un fluido. Algunas válvulas son del tipo todo ó nada, es decir, funcionan abriendo o cerrando totalmente, otras se diseñan de forma que pueden ser reguladas, reduciendo así la presión y la velocidad del flujo del fluido. Existen aún otras, que permiten el flujo solamente en una dirección, o en ciertas condiciones de temperatura y presión. Una trampa de vapor, que es una forma especial de válvula, permite el paso a través de ella de algunos fluidos, mientras que retiene a otros.

No obstante, en todos los casos las válvulas inicialmente detienen ó controlan el flujo. Esto se realiza colocando un obstáculo en la trayectoria del fluido, el cual puede moverse a voluntad dentro de la tubería, sin que prácticamente existan fugas del fluido hacia el exterior de la misma. Cuando la resistencia al flujo que provoca una válvula abierta sea pequeña, el obstáculo y la abertura que ha de cerrarse han de ser grandes. Para el control preciso de la velocidad de flujo, lo cual se consigue a costa de una gran caída de presión, se reduce grandemente el área de la sección transversal de la conducción, de forma que pueda introducirse un pequeño obstáculo dentro de la sección reducida.

Finalmente, por medio de ciertos dispositivos, pueden fabricarse válvulas cuya acción responde a cambios en temperatura, presión, nivel de líquido u otras propiedades de un fluido en un punto alejado de la válvula.

## CAPÍTULO 2

### 2.1 DESCRIPCIÓN DEL SISTEMA DE PRUEBAS.

En este capítulo se describe la operación del sistema de pruebas de flujo multifásico "Multiphase Test Loop", en el cual se encuentra presente el proceso de separación de fases, de los equipos y accesorios que lo componen. La descripción se inicia mediante un diagrama a bloques de cada etapa, y posteriormente se describe técnicamente el sistema.

### 2.2 OPERACIÓN DEL SISTEMA DE PRUEBAS.

Este sistema posee un separador trifásico horizontal, así como la instrumentación de tipo inteligente necesaria para el monitoreo y control de parámetros tales como presión y temperatura, válvulas de control y un sistema central para la supervisión de las pruebas. En la figura 2.1 se muestra la configuración resumida del sistema de pruebas.

El gas separado es transportado desde el separador y pasa a través de medidores de flujo monofásicos (conos-v). A través de la operación de las válvulas de bola puede aislarse cada medidor (cono-v) y fácilmente seleccionar la línea de descarga de flujo de gas. Desde los conos-v, el gas se transporta al compresor, localizado en un patín adyacente y que complementa el sistema de pruebas, el flujo de gas se ajusta desde el sistema de control del compresor. Se realiza un ajuste fino del valor requerido mediante la operación a control remoto de una válvula localizada corriente abajo del compresor.

El gas presurizado que sale del compresor pasa a través de una sección de tubería vertical, con una sección en la parte superior en forma "U", localizada antes del punto de mezcla gas / líquido (ver figura 2.1). La sección vertical puede contener una cantidad significativa de líquido de ingreso a la unidad de compresión de gas, por efecto de colgamiento y de la separación misma.

El aceite y el agua son transportados fuera del separador a través de dos líneas separadas de 1.5 pulgadas y conectadas a las bombas de aceite y agua respectivamente. El flujo a través de estas bombas tipo tornillo se controla por velocidad, es decir, manipulando la frecuencia de sus motores eléctricos. En las líneas de descarga del equipo de bombeo se encuentran instaladas válvulas check (unidireccionales) que evitan el retroceso de flujo.

El lazo de pruebas es un circuito cerrado. El sistema de pruebas está compuesto por los elementos que se indican en la figura 2.1.

Corriente abajo de la descarga de las bombas, los líquidos son mezclados antes de fluir por el medidor de flujo másico (Tipo Coriolis), que además de medir el flujo también proporciona los valores de la densidad y temperatura de la mezcla líquida. Estas lecturas serán las medidas de referencia para el aceite y el agua. Los parámetros serán almacenados en un programa de registro. De los datos de las densidades del agua y el aceite, se pueden estimar los gastos másicos.

El medidor de flujo másico mide el gasto de flujo con alta exactitud, pero al mismo tiempo con una permanente caída de presión.

Después de que los tres fluidos han sido mezclados, existe una longitud del tubo de aproximadamente 15 m que permite realizar pruebas de flujo lote (batch). Este generador de bache inducirá una característica adicional al flujo y un régimen cuando los medidores de flujo estén probándose. En la figura 2.2 se muestra el separador trifásico que compone el sistema de pruebas [7].

El flujo multifásico puede visualizarse a través de un tubo transparente de plexiglas localizado en la orilla del patín, corriente abajo del punto donde existen tomas para conectar un medidor de flujo de prueba, la mezcla multifásica es transportada directamente de regreso al separador.



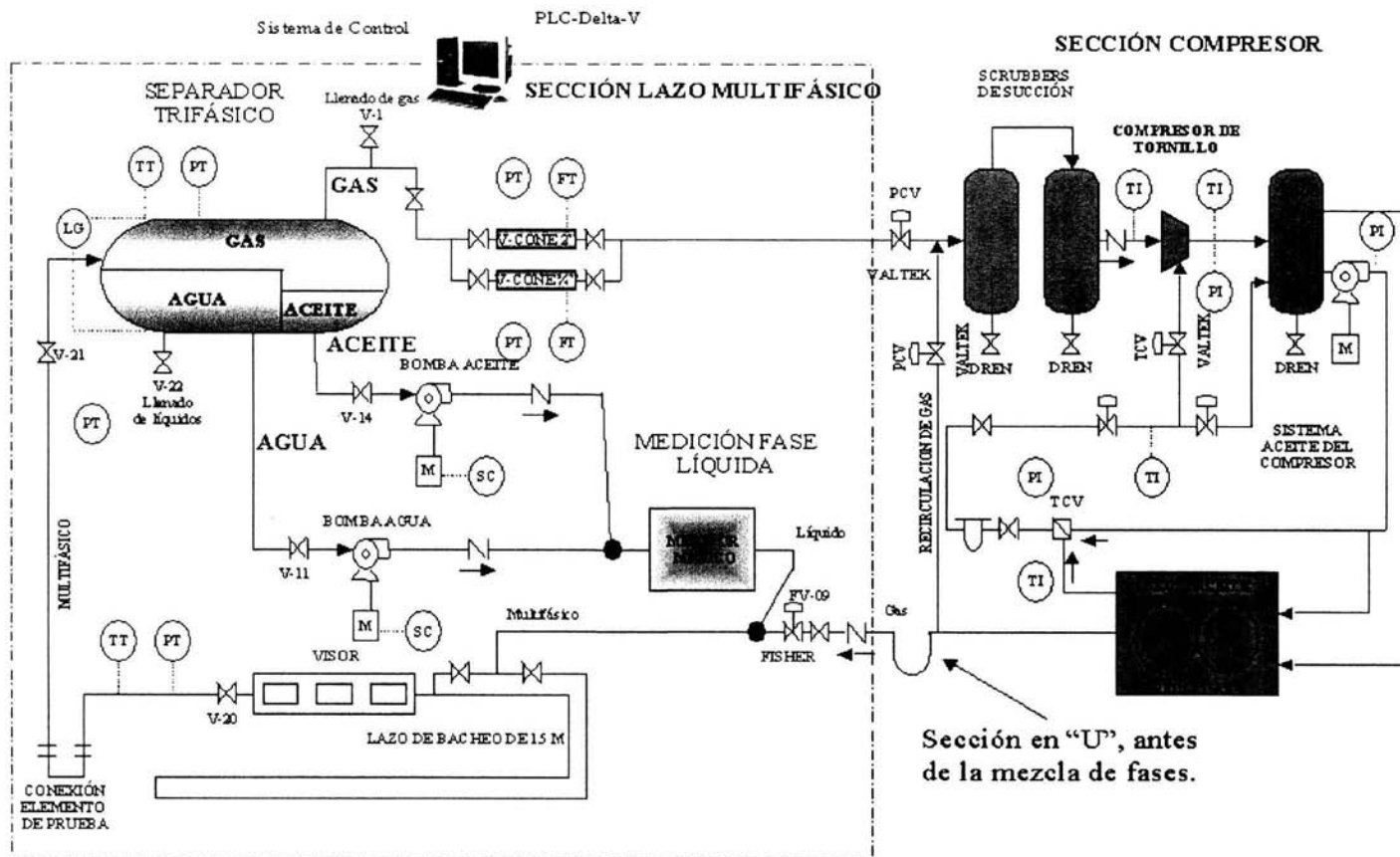


Fig. 2.1. Diagrama esquemático del sistema de Pruebas "Multiphase Test Loop".

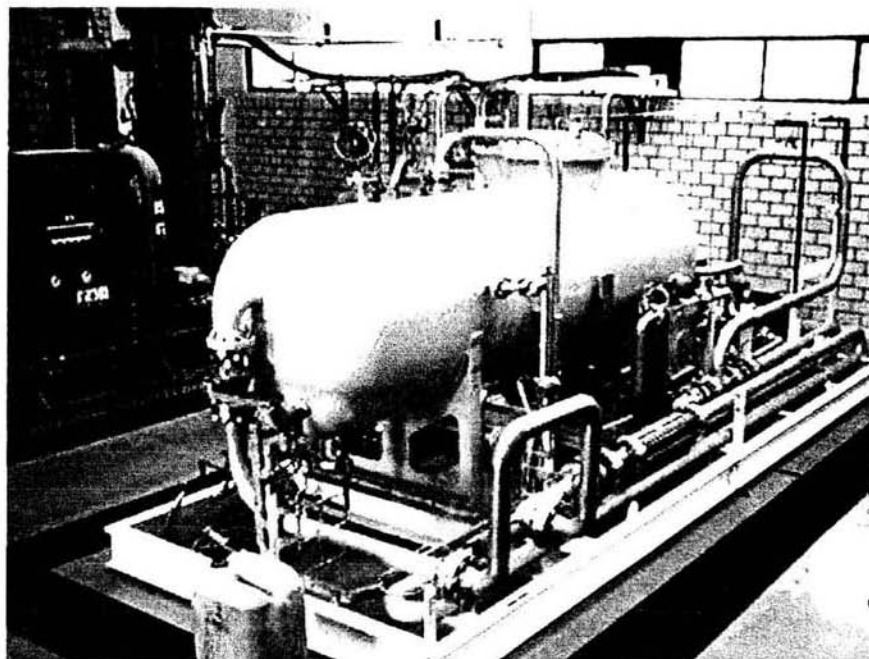


Fig. 2.2. Separador trifásico que compone el sistema de pruebas.

La unidad de separación consiste básicamente de un separador trifásico y tiene un volumen de aproximadamente  $3.2 \text{ m}^3$  [7]. El sistema tiene elementos de instrumentación y control para la medición de la presión, temperatura y flujo. El tanque tiene una presión de diseño de 16 bar y un disco de ruptura diseñado para 15 bar.

En el fondo del tanque se encuentran instaladas dos válvulas de bola que serán utilizadas cuando el agua y el aceite se encuentren en su nivel máximo, como se muestra en la figura 2.1. También existe una válvula de control de flujo de gas localizada en la línea de descarga del gas para la operación de control de flujo de gas enfriado de la unidad de compresión (ver figura 2.3). Esta válvula es utilizada posteriormente como punto de monitoreo y control en línea del sistema (On line).

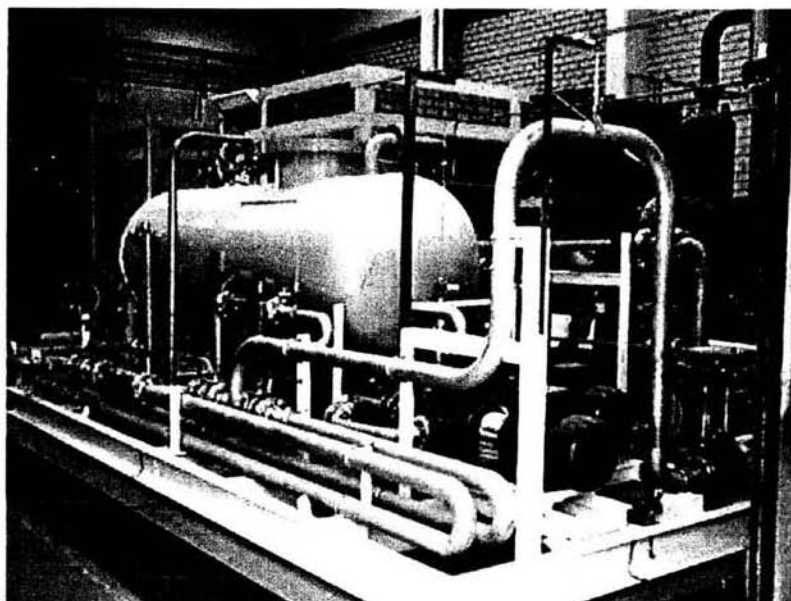


Fig. 2.3. Vista posterior del Sistema de Pruebas de medición Multifásica.

El separador está fabricado de acero inoxidable y tiene una construcción de captadores de burbuja, remolinos y deflectores de oleaje. El aceite y el agua serán separados usando un colector [7], el cual es la mampara que divide el área de agua y de aceite.

La entrada multifásica y las salidas del aceite, agua y gas están localizadas en lado opuesto del separador (ver figura 2.3). El nivel total del líquido contenido en el separador será verificado con un indicador de líquido (Mirilla de nivel) y controlado teniendo como base el modelo desarrollado en el capítulo 3, el cual se obtuvo a partir de las ecuaciones de balance de materia en forma dinámica.

## 2.3 DATOS DE DISEÑO DEL SISTEMA.

Las condiciones estándar son 14.7 psia y 60° F.

### 2.3.1 Condiciones de Proceso.

Caso 1. Flujo Máximo de gas, Flujo mínimo de líquido.

Capacidad de manejo de Gas: 2 MMscfd = 2360 sm<sup>3</sup>/h (a 11 bar & 30 °C)

Capacidad de manejo de Agua: 106 bpd = 0.7 m<sup>3</sup>/h

Capacidad de manejo de Aceite: 106 bpd = 0.7 m<sup>3</sup>/h

WC	=	0.5 [m <sup>3</sup> /h]/[m <sup>3</sup> /h]	=	50.0 [%]
GVF	=	0.993 [am <sup>3</sup> ]/[am <sup>3</sup> ]	=	99.3 [%]
GLR	=	1680 [sm <sup>3</sup> ]/[sm <sup>3</sup> ]	=	9464 [scf]/[stb]
GOR	=	3370 [sm <sup>3</sup> ]/[sm <sup>3</sup> ]	=	18927 [scf]/[stb]

Donde:

WC:	Corte de agua, (adimensional).
GVF:	Relación gasto de gas contra gasto total, (adimensional).
GLR:	Relación gasto de líquidos contra
GOR:	Relación gas-aceite (adimensional).
MMscfd:	Millones de pies cúbicos estándar por día.
sm <sup>3</sup> /h:	Metros cúbicos estándar por hora.
bpd:	Barriles por día.
scf:	Pies cúbicos estándar.
stb:	Barriles de tanque.

Caso 2. Mínimo Flujo de gas, Flujo Máximo de líquido.

Capacidad de manejo de Gas: 0.100 MMscfd = 117 sm<sup>3</sup>/h (a 11 bar & 30 °C)

Capacidad de manejo de Agua: 2500 bpd = 16.6 m<sup>3</sup>/h

Capacidad de manejo de Aceite: 3500 bpd = 23.2 m<sup>3</sup>/h

WC	=	0.42 [m <sup>3</sup> /h]/[m <sup>3</sup> /h]	=	42.0 [%]
GVF	=	0.217 [am <sup>3</sup> ]/[am <sup>3</sup> ]	=	21.7 [%]
GLR	=	3 [sm <sup>3</sup> ]/[sm <sup>3</sup> ]	=	16.5 [scf]/[stb]
GOR	=	5 [sm <sup>3</sup> ]/[sm <sup>3</sup> ]	=	28.3 [scf]/[stb]

## 2.4 CAPACIDAD DEL SISTEMA DE PRUEBAS.

El sistema de pruebas está diseñado para manejar los siguientes parámetros.

### Gasto

	Mínimo	Máximo	Unidad
Gas	0.1	2.0	MMscfd
Agua	106	2500	bpd
Aceite	106	3500	bpd

### Intervalo de Presión

Descripción	Datos
Presión de operación	12 bar
Presión de diseño	16 bar

### Temperatura de Diseño.

Descripción	Datos
Temperatura de operación	Max 40°C
Temperatura de diseño	0 - 100°C

### Flujo Multifásico.

Descripción	Datos
Medio de prueba	Agua fresca Aceite refinado Nitrógeno.

Actualmente el sistema no se ha caracterizado es decir, no se ha definido el intervalo de operación en función de la capacidad del compresor, pero a partir de la hoja de datos proporcionada por el fabricante se obtendrán las curvas de operación definidas por la presión de operación (presión de separación) configurada en el equipo de compresión contra los volúmenes de gas comprimidos. Los volúmenes correspondientes de líquido quedarán definidos por la capacidad del separador. Estas pruebas necesarias se encuentran en etapa de definición. Es de suma importancia esta caracterización general del sistema de pruebas, en virtud de que las curvas resultantes proporcionarán el intervalo y/o límites operativos sobre los que se podrán efectuar acciones de control y otras operaciones sin afectar seriamente el rendimiento de los equipos.

El objeto de realizar un análisis dinámico del proceso de separación en el sistema de pruebas, implicaría un estudio completo del alcance del sistema y finalmente se propondrían los cambios pertinentes para realizar a su vez, estudios del comportamiento dinámico del flujo de fluidos, como por ejemplo; comportamiento de flujo multifásico en tuberías horizontales y verticales (Raisers).

### CAPITULO 3

En este capítulo se desarrolla un modelo matemático dinámico del proceso de separación trifásica para el sistema de pruebas, de flujo multifásico. Cabe señalar que este modelo se apoya en la solución de las propiedades termodinámicas de la mezcla mediante la ecuación de estado de Peng-Robinson. Así mismo en este modelo no se analiza el fenómeno de flujo al golpear el fluido con la mampara de entrada ya que se requiere un estudio más riguroso empleando herramientas de Dinámica de Fluidos. Se desarrollan las ecuaciones de balance de Materia y Energía.

#### 3.1. CÁLCULO DEL VOLUMEN DEL LÍQUIDO DEL SEPARADOR.

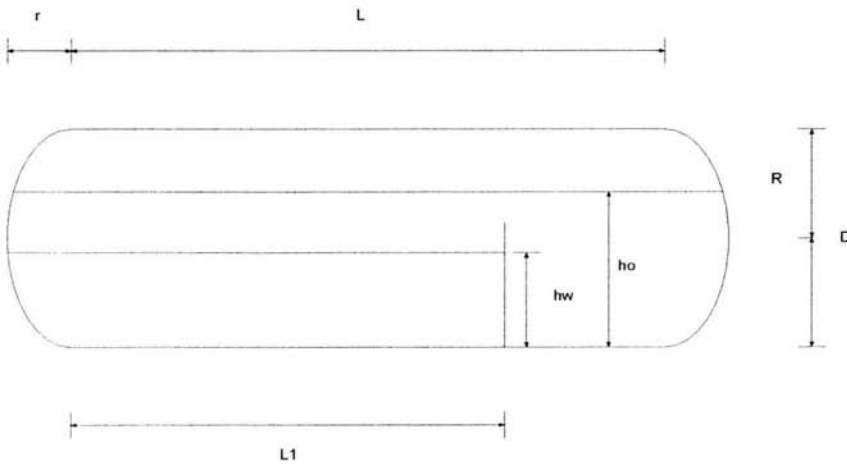


Fig. 3.1. Esquema de las principales variables que dimensionan el separador.

El cálculo del volumen de líquido del separador es necesario para los cálculos del balance de masas del mismo, (ver figura 3.1), en la cual se presenta un esquema de dimensiones del separador y de los dispositivos internos con sus dimensiones reales que intervienen en el cálculo del volumen en función del nivel de agua del separador,  $h_w$ , y el nivel de aceite  $h_o$ ,

ya que estos niveles pueden ser medidos directamente del sistema de pruebas, mediante un instrumento de nivel. Debido a que se tienen dos cabezas toriesféricas el volumen no puede ser calculado como un simple cilindro, y requiere un cálculo más riguroso el cuál toma en cuenta la cabeza y con esto minimiza los errores de cálculo. Las cabezas toriesféricas no tienen una geometría establecida, así que se hace la aproximación a una esfera achatada, el resultado de estas consideraciones arroja las siguientes ecuaciones del volumen del líquido total en función del nivel de aceite y el volumen de agua en función del nivel de agua a partir de las integrales de cada área .

$$A_L(h_o) = 2L_1\sqrt{2h_o r - h_o^2} + \frac{2r\pi(2Rh_o - h_o^2)}{R}$$

$$A_W(h_w) = 2L_1\sqrt{2h_w r - h_w^2} + \frac{r\pi(2Rh_w - h_w^2)}{R}$$

$$V_L(h_o) = \int_0^{h_o} A_L(h_o) dh_o \quad \text{y} \quad V_W(h_w) = \int_0^{h_w} A_W(h_w) dh_w$$

integrando:

$$V_W(h_w) = L_1\sqrt{R^2 - (h_w - R)^2} (h_w - R) + L_1R^2 a \cos\left(\frac{R - h_w}{R}\right) + \frac{r\pi(Rh_w^2 - \frac{1}{3}h_w^3)}{R} \quad (1)$$

y

$$V_L(h_o) = L_1\sqrt{R^2 - (h_o - R)^2} (h_o - R) + LR^2 a \cos\left(\frac{R - h_o}{R}\right) + \frac{2r\pi(Rh_o^2 - \frac{1}{3}h_o^3)}{R} \quad (2)$$

Donde:

$h_w$  : Nivel de agua.

$h_o$  : Nivel de aceite.

$A_L(h_o)$  : Área total de líquidos en función del nivel de aceite.

$A_W(h_w)$  : Área total de agua en función del nivel de agua.

$L$  : Longitud total del separador sin considerar las cabezas toriesféricas.



- $L_1$ : Longitud de la cama de agua en el separador sin tomar en cuenta una cabeza toriesférica.
- $r$ : Longitud horizontal de la cabeza toriesférica del separador.
- $R$ : Radio del separador trifásico horizontal.
- $V_L(h_o)$ : Volumen total de líquidos en función del nivel de aceite.
- $V_w(h_w)$ : Volumen total de agua en función del nivel de agua.

### 3.2. CÁLCULO DEL FLASH ISOTÉRMICO VAPOR-LÍQUIDO-LÍQUIDO.

El proceso de separación consiste en someter la mezcla de hidrocarburos a un cambio súbito de presión que hace que, para cada uno de los componentes de mezcla, una fracción cambie de fase líquida a fase gaseosa, este proceso se conoce en termodinámica como el proceso de separación instantánea ó flash isotérmico. Para mezclas multicomponente no se pueden utilizar representaciones gráficas de las propiedades para determinar los requerimientos de etapas de equilibrio. En este caso se tiene que aplicar procedimientos analíticos de cálculo, representando las propiedades termodinámicas preferentemente mediante ecuaciones algebraicas. Puesto que las propiedades de la mezcla dependen de la temperatura, presión y composición de las fases, estas ecuaciones tienden a complicarse.

Para el desarrollo del modelo de separación trifásico, se consideran el balance de materia, y cálculo del equilibrio Vapor-Líquido-Líquido.

Para la evaluación de la condición de equilibrio, así como para la predicción de propiedades termodinámicas tales como densidad, compresibilidad y fracciones tanto en las fase líquida como en la fase gaseosa, de la mezcla de componentes de hidrocarburos, se hace uso de la ecuación de estado de Peng-Robinson, ya que esta ha demostrado tener gran aplicabilidad en sus predicciones [9].

$$P = \frac{RT}{v_m - b_m} - \frac{a_m \alpha(T, \omega)}{v_m^2 + 2b_m v_m - b_m^2} \quad (3)$$

Donde  $v_m$ , es el volumen molar en la fase-m y  $\alpha(T, \omega)$ , se define, como

$$\alpha(T, \omega) = \left[ 1 + f_w \left( 1 - \sqrt{T_r} \right) \right] \quad (4)$$

donde

$$f_w = 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2 \quad (5)$$

Donde:

$P$ : Presión.

$T$ : Temperatura.

$R$ : Constante universal de los gases.

$v_m$ : Volumen molar de la fase m.

$\omega$ : Factor acéntrico.

$a_m, b_m$ : Constantes.

$\alpha(T, \omega)$ : Función de ajuste por temperatura y factor acéntrico.

$T_r$ : Temperatura reducida.

Para la solución del problema de la separación y minimizar un poco la complejidad del mismo, se hacen algunas suposiciones, que se mencionan a continuación.

Suposiciones:

a) Flash Isotérmico. La temperatura, a la entrada y salida del separador, se considera constante.

b) Los líquidos se consideran inmiscibles (agua-aceite).

c) Los efectos debidos a los fenómenos de transferencia de masa y calor en el seno del separador, se desprecian de tal forma que se considera que la mezcla alcanza el equilibrio ideal.

d) Válida para una vaporización moderada.

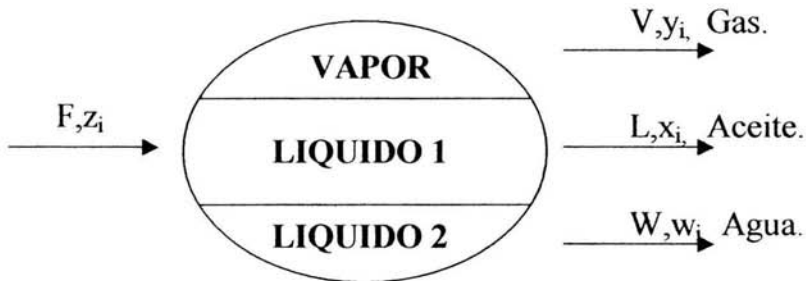


Fig 3.2. Flash isotérmico Vapor - líquido - líquido.

Desarrollo del algoritmo [10].

La forma en que la mezcla se distribuye en las tres fases, está definida de acuerdo con un equilibrio termodinámico, que es función de la temperatura y presión, del separador.

Relaciones de equilibrio.

$$k_i^{(1)} = \frac{y_i}{x_i} = \frac{\hat{\phi}_i^L}{\hat{\phi}_i^V} \tag{6}$$

$$k_i^{(2)} = \frac{y_i}{w_i} = \frac{\hat{\phi}_i^W}{\hat{\phi}_i^V} \tag{7}$$

$$k_i^{(3)} = \frac{w_i}{x_i} = \frac{\hat{\phi}_i^L}{\hat{\phi}_i^W} = \frac{k_i^{(1)}}{k_i^{(2)}} \tag{8}$$

Donde:

$k_i^{(1)}, k_i^{(2)}, k_i^{(3)}$ : Constantes de equilibrio entre fases del componente i.

$\hat{\phi}_i^V, \hat{\phi}_i^L, \hat{\phi}_i^W$ : Fugacidades de cada fase (Gas, Aceite y Agua respectivamente) del componente i.

$y_i, x_i, w_i$ : Fracciones de cada fase (Gas, Aceite y Agua respectivamente) del componente  $i$ .

$z_i$ : Composición de entrada del flujo.

Se definen los siguientes parámetros, donde  $V$  = Fracción de gas que se separa del flujo de entrada,  $F$  = Flujo total,  $W$  = Fracción de agua que se separa del flujo de entrada,  $L$  = Fracción de aceite que se separa del flujo de entrada

$$a = \frac{V}{F} \quad (9)$$

$$b = \frac{W}{L+W} \quad (10)$$

Se establece

$$M_i = 1 + a(k_i^{(1)} - 1) + b(1 - a)(k_i^{(3)} - 1)$$

$$x'_i = \frac{z_i}{M_i}$$

$$y'_i = k_i^{(1)}$$

$$w'_i = k_i^{(3)} x'_i$$

$$F_1 = \sum_i (y'_i - x'_i) = \sum_i \frac{z_i (k_i^{(1)} - 1)}{M_i} \longrightarrow 0$$

$$F_2 = \sum_i (w'_i - x'_i) = \sum_i \frac{z_i (k_i^{(3)} - 1)}{M_i} \longrightarrow 0$$

$$S_1 = \sum_i \frac{z_i (k_i^{(1)} - 1)^2}{M_i^2}, \quad S_2 = \sum_i \frac{z_i (k_i^{(3)} - 1)^2}{M_i^2}, \quad S_3 = \sum_i \frac{z_i (k_i^{(1)} - 1)(k_i^{(3)} - 1)}{M_i^2} \quad (11)$$

Se establecen las condiciones de convergencia.

$$\Delta\alpha = \frac{F_1 S_2 - F_2 S_3}{S_1 S_2 - S_3^2} \quad (12)$$

$$\Delta\alpha = \frac{F_1(bS_2 - S_3) - F_2(bS_3 - S_1)}{S_1 S_2 - S_3^2} \quad (13)$$

$$a^{(k+1)} = a^k + \Delta\alpha; \quad b^{(k+1)} = b^k + \Delta b; \quad (14)$$

Donde:

$S_1$ ,  $S_2$ ,  $S_3$ : Entropía de cada fase (Aceite, Gas y Agua respectivamente)

### 3.3. BALANCE DE MATERIA DEL PROCESO DE SEPARACIÓN.

El balance de masa para el proceso de separación obedece la ley de la conservación de la masa o ecuación de continuidad (15). Tomando el siguiente volumen de control, para desarrollar los balances de materia y energía, se tiene

$$\dot{m}_E = \dot{m}_G + \dot{m}_O + \dot{m}_W \quad (15)$$

Donde:

$\dot{m}_E$ : Gasto másico de la corriente de hidrocarburos de entrada.

$\dot{m}_G$ : Gasto másico de gas después del flash.

$\dot{m}_O$ : Gasto másico de aceite después del flash.

$\dot{m}_W$ : Gasto másico de agua después del flash.

**3.3.1. Balance de materia en las fases líquidas.**

Balance de materia para el aceite:

$$\dot{m}_{OE} - \dot{m}_{OS} = \frac{dm_o}{dt} \tag{16}$$

$$\frac{dm_o}{dt} = \frac{d}{dt} [\rho_o V_o(h_w, h_o)]$$

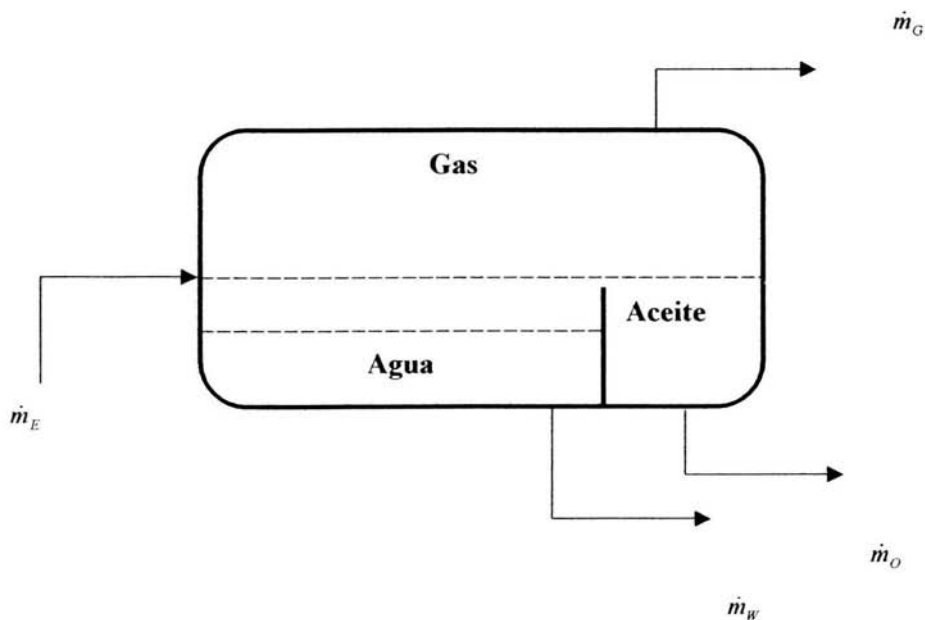


Fig. 3.3. Volumen de control del separador.

$$\frac{dm_o}{dt} = d \left[ \frac{\rho_o V_o(h_w, h_o)}{dt} \right] = \dot{m}_{OE} - \dot{m}_{OS}$$

$$d \left[ \frac{\rho_o V_o(h_w, h_o)}{dt} \right] = \rho_o \frac{d[V_o(h_w, h_o)]}{dt} + V_o(h_w, h_o) \frac{d\rho_o}{dt} \tag{17}$$

$$V_o(h_o, h_w) = V_L(h_o) - V_w(h_w) \quad (18)$$

Donde:

- $\rho_o$ : Densidad del aceite.
- $V_o(h_w, h_o)$ : Volumen de aceite en función de los niveles de agua y aceite.
- $V_L(h_o)$ : Volumen de líquidos totales en función del nivel de aceite.
- $V_w(h_w)$ : Volumen de agua en función del nivel de agua.
- $\dot{m}_{oE}$ : Gasto másico de entrada de aceite.
- $\dot{m}_{oS}$ : Gasto másico de salida de aceite.

Sustituyendo las expresiones (17) y (18) en la expresión de balance de masa en la fase de aceite (16), se tiene

$$\begin{aligned} \dot{m}_{oE} - \dot{m}_{oS} &= V_o(h_w, h_o) \frac{d\rho_o}{dt} + \rho_o \left[ \frac{d}{dt} V_L(h_o) - \frac{d}{dt} V_w(h_w) \right], \\ &= V_o(h_w, h_o) \frac{d\rho_o}{dt} + \rho_o \left[ A_L(h_o) \frac{dh_o}{dt} - A_w(h_w) \frac{dh_w}{dt} \right], \\ (\dot{m}_{oE} - \dot{m}_{oS}) - V_o(h_w, h_o) \frac{d\rho_o}{dt} + \rho_o A_w(h_w) \frac{dh_w}{dt} &= \rho_o A_L(h_o) \frac{dh_o}{dt}, \\ \frac{dh_o}{dt} &= \frac{\dot{m}_{oE} - \dot{m}_{oS}}{\rho_o A_L(h_o)} - \frac{V_o(h_o, h_w)}{A_L(h_o) \rho_o} \frac{d\rho_o}{dt} + \frac{A_w(h_w)}{A_L(h_o)} \frac{dh_w}{dt}. \end{aligned} \quad (19)$$

Balance de materia para el agua:

De la expresión (19) falta por determinar la variación de la densidad del aceite con respecto al tiempo y la variación del nivel de agua con respecto al tiempo, esta última tiene un desarrollo muy similar a la del nivel de aceite, como se muestra a continuación.

$$\dot{m}_{wE} - \dot{m}_{wS} = \frac{dm_w}{dt}, \quad (20)$$

$$= \frac{d}{dt} [\rho_w V_w(h_w)]$$

$$= V_w(h_w) \frac{d}{dt} \rho_w + \rho_w \frac{d}{dt} V_w(h_w),$$

$$= V_w(h_w) \frac{d}{dt} \rho_w + \rho_w A_w(h_w) \frac{dh_w}{dt},$$

$$\frac{dh_w}{dt} = \frac{\dot{m}_{wE} - \dot{m}_{wS}}{\rho_w A_w(h_w)} - \frac{V_w(h_w)}{\rho_w A_w(h_w)} \frac{d\rho_w}{dt}. \quad (21)$$

Donde:

- $\dot{m}_{wE}$  : Gasto másico de entrada de agua.
- $\dot{m}_{wS}$  : Gasto másico de salida de agua.
- $\rho_w$  : Densidad del agua.

En las expresiones (19) y (21), queda por determinar la variación de la densidad del aceite y la variación de la densidad del agua con respecto al tiempo respectivamente, a continuación se desarrollan dichas expresiones, a partir de la ecuación de los gases reales.

$$PV = nRZT$$



de donde

$$V = \frac{m}{\rho} \text{ y } \frac{n}{m} = M$$

por lo tanto:

$$PM = \rho RZT$$

de esta última expresión se despeja la densidad  $\rho$  obteniendo lo siguiente:

$$\rho = \frac{PM}{RZT}$$

Donde:

- $\rho$ : Densidad.
- $M$ : Peso molecular.
- $Z$ : Factor de compresibilidad.
- $m$ : Masa.
- $n$ : Número de moles.

En esta última expresión, la presión, la temperatura y el peso molecular son variantes con respecto al tiempo, y además es aplicable tanto al aceite como al agua, por lo tanto se tiene lo siguiente:

$$\frac{d\rho_o}{dt} = \frac{d}{dt} \left[ \frac{PM_o}{RZ_oT} \right] = \frac{M_o}{RZ_oT} \frac{dP}{dt} + \frac{P}{RZ_oT} \frac{dM_o}{dt} - \frac{PM_o}{RZ_oT^2} \frac{dT}{dt} \quad (22)$$

Donde:

- $M_o$ : Peso molecular del aceite.

$$\frac{d\rho_w}{dt} = \frac{d}{dt} \left[ \frac{PM_w}{RZ_w T} \right] = \frac{M_w}{RZ_w T} \frac{dP}{dt} + \frac{P}{RZ_w T} \frac{dM_w}{dt} - \frac{PM_w}{RZ_w T^2} \frac{dT}{dt} \quad (23)$$

Donde:

$M_w$ : Peso molecular del agua.

donde

$$\frac{dM_o}{dt} = \sum_{i=1}^{n_c} M_i \frac{dx_i}{dt} \quad (24)$$

Por lo tanto de esta última expresión se debe realizar adicionalmente el balance másico de cada componente  $i$ -ésimo en la fase aceite, y teniendo en cuenta las siguientes consideraciones.

$$\sum_{i=1}^{n_c} z_i = 1, \quad \sum_{i=1}^{n_c} x_i = 1, \quad \sum_{i=1}^{n_c} y_i = 1, \quad \sum_{i=1}^{n_c} w_i = 1$$

y

$$Vap + Ace + Agu = 1 \quad Vap * y_i + Ace * x_i + Agu * w_i = z_i$$

Donde:

$Vap$ ,  $Ace$ ,  $Agu$ : Fracciones de corriente de salida (Gas, Aceite y Agua respectivamente).

$y_i$ ,  $x_i$ ,  $w_i$ ,  $z_i$ : Fracciones del componente  $i$  (Gas, Aceite, Agua y Corriente de entrada respectivamente).

Entonces se tiene lo siguiente para la fase líquido 1 (Aceite).

$$\frac{dm_o x_i}{dt} = z_i (Ace) \dot{m}_E - x_i \dot{m}_{OS},$$

$$m_o \frac{dx_i}{dt} = z_i (Ace) \dot{m}_E - x_i \dot{m}_{OS},$$

$$\frac{dx_i}{dt} = \frac{z_i (Ace) \dot{m}_E}{m_o} - \frac{x_i \dot{m}_{OS}}{m_o},$$

donde

$$m_o = \rho_o V_o (h_o, h_w),$$

por lo tanto

$$\frac{dx_i}{dt} = \frac{1}{\rho_o V_o (h_o, h_w)} [z_i (Ace) \dot{m}_E - x_i \dot{m}_{OS}] \quad (25)$$

así mismo de la expresión (24) y tomando en cuenta las expresiones (6) y (8) se tiene lo siguiente:

$$\frac{dM_w}{dt} = k_i^{(3)} \frac{dM_o}{dt} \quad \frac{dM_G}{dt} = k_i^{(1)} \frac{dM_o}{dt} \quad (26)$$

Las expresiones  $dP/dt$ ,  $dx_i/dt$  y  $dT/dt$  de las ecuaciones (22), (23) y (24) se presentan más adelante en las ecuaciones (30), (25) y (33) respectivamente.

### 3.3.2. Balance de materia en la fase gas.

De la ecuación de estado de gases reales

$$PV_G = nZ_G RT \quad (27)$$

recordando que el número de moles es

$$n = \frac{m}{M} \quad (28)$$

Aplicando el balance de masa, después del flash.

$$\dot{m}_{GE} - \dot{m}_{GS} = \frac{dm_G}{dt}$$

Donde:

$\dot{m}_{GE}$ : Gasto másico de entrada del gas.

$\dot{m}_{GS}$ : Gasto másico de salida del gas.

$\rho_G$ : Densidad del gas.

De la ecuación (27), sustituyendo el valor de n de la expresión (28), se tiene lo siguiente:

$$PV_G = \frac{m}{M_G} Z_G RT$$

por lo que

$$\frac{M_G PV_G}{Z_G RT} = m$$

sustituyendo esta expresión en el balance de masa, asumiendo que  $m = m_G$ , se tiene

$$\frac{d\left(\frac{M_G PV_G}{Z_G RT}\right)}{dt} = (vap)\dot{m}_E - \dot{m}_{GS} \quad (29)$$

Desarrollando la ecuación diferencial

$$\left(\frac{dM_G}{dt}\right)\left(\frac{PV_G}{Z_G RT}\right) + \left(\frac{dP}{dt}\right)\left(\frac{M_G V_G}{Z_G RT}\right) + \left(\frac{dV_G}{dt}\right)\left(\frac{M_G P}{Z_G RT}\right) - \left(\frac{dT}{dt}\right)\left(\frac{M_G PV_G}{Z_G RT^2}\right) = (vap)\dot{m}_E - \dot{m}_{GS},$$

$$\left(\frac{dP}{dt}\right)\left(\frac{M_G V_G}{Z_G RT}\right) = ((\text{Vap})\dot{m}_E - \dot{m}_{GS}) - \left(\frac{dM_G}{dt}\right)\left(\frac{PV_G}{Z_G RT}\right) - \left(\frac{dV_G}{dt}\right)\left(\frac{M_G P}{Z_G RT}\right) + \left(\frac{dT}{dt}\right)\left(\frac{M_G PV_G}{Z_G RT^2}\right),$$

$$\left(\frac{dP}{dt}\right) = \left(\frac{Z_G RT}{M_G V_G}\right) \left[ ((\text{Vap})\dot{m}_E - \dot{m}_{GS}) - \left(\frac{dM_G}{dt}\right)\left(\frac{PV_G}{Z_G RT}\right) - \left(\frac{dV_G}{dt}\right)\left(\frac{M_G P}{Z_G RT}\right) + \left(\frac{dT}{dt}\right)\left(\frac{M_G PV_G}{Z_G RT^2}\right) \right],$$

Finalmente, se tiene

$$\frac{dP}{dt} = \left(\frac{Z_G RT}{M_G V_G}\right) ((\text{Vap})\dot{m}_E - \dot{m}_{GS}) - \left(\frac{dM_G}{dt}\right) \frac{P}{M_G} - \left(\frac{dV_G}{dt}\right) \frac{P}{V_G} + \left(\frac{dT}{dt}\right) \frac{P}{T} \quad (30)$$

Donde:

$Z_G$ : Factor de compresibilidad del gas.

$M_G$ : Peso molecular del gas.

$V_G$ : Volumen ocupado por el gas.

El peso molecular está expresado en la ecuación (26) y el desarrollo de la variación del volumen de gas con respecto al tiempo se describe a continuación:

$$m_G = \rho_G V_G$$

$$\frac{d}{dt} \left( \frac{m_G}{\rho_G} \right) = \frac{1}{\rho_G} \frac{dm_G}{dt}$$

donde

$$\frac{dm_G}{dt} = (\text{Vap})\dot{m}_E - \dot{m}_{GS}$$

por lo tanto

$$\frac{dV_G}{dt} = \frac{1}{\rho_G} ((\text{Vap})\dot{m}_E - \dot{m}_{GS}) \quad (31)$$

### 3.4. BALANCE DE ENERGÍA DEL PROCESO DE SEPARACIÓN.

Para el desarrollo del balance de energía del proceso de separación, obedece la ley de la conservación de la energía (Primera ley de la termodinámica).

Un planteamiento formal de la primera ley de la termodinámica es:

"Aunque la energía tome muchas formas, la cantidad total de energía es constante, y cuando la energía desaparece en una forma, aparece simultáneamente en otras formas".

Al aplicar la primera ley a un proceso dado, la esfera de influencia del proceso se divide en dos partes, el SISTEMA y los ALREDEDORES. La primera ley se aplica al sistema y sus alrededores, y no únicamente al sistema [6]. En su forma básica, se escribe de la siguiente manera.

$$\Delta(\text{energía del sistema}) + \Delta(\text{energía de alrededores}) = 0 \quad (32)$$

Donde el operador " $\Delta$ ", significa cambios finitos en las cantidades que aparecen entre paréntesis.

Tomando el volumen de control de la figura 3.3, se plantea la ecuación de balance energía.

$$\left[ \rho_w C_{pW} V_w (h_w) + \rho_o C_{pO} V_o (h_o, h_w) + \rho_g C_{pG} V_g \right] \frac{dT}{dt} + UA_s (T_{ext} - T) - \left[ \dot{m}_{wS} C_{pW} V_w (h_w) + \dot{m}_{oS} C_{pO} V_o (h_o, h_w) + \dot{m}_{gS} C_{pG} V_g \right] T = 0$$

Para reducir el manejo de esta última expresión, toman las siguientes reducciones, sólo por simplicidad de manejo posterior de las mismas.

$$k_1 = \rho_w C_{pW} V_w (h_w) + \rho_o C_{pO} V_o (h_o, h_w) + \rho_g C_{pG} V_g$$

$$k_2 = \dot{m}_{WS} C_{PW} V_W (h_w) + \dot{m}_{OS} C_{PO} V_O (h_o, h_w) + \dot{m}_{GS} C_{PG} V_G$$

Por lo tanto

$$k_1 \frac{dT}{dt} = k_2 T - UA_s (T_{ext} - T),$$

$$\frac{dT}{dt} = \frac{k_2 T - UA_s (T_{ext} - T)}{k_1} \quad (33)$$

Donde:

$C_{PW}$  : Calor específico a presión constante del agua.

$C_{PO}$  : Calor específico a presión constante del aceite.

$C_{PG}$  : Calor específico a presión constante del gas.

$U$  : Coeficiente de transferencia de calor.

$A_s$  : Área del separador.

Al tener un volumen constante el término PdV que esta dentro de la ecuación 32 se hace cero, tomando mayor importancia el término U.

Como se puede observar el conjunto de ecuaciones diferenciales es no lineal y de coeficientes variables, en conjunto el proceso es modelado por las siguientes ecuaciones.

$$\frac{dx_i}{dt} = \frac{1}{\rho_o V_o (h_o, h_w)} [z_i (Ace) \dot{m}_E - x_i \dot{m}_{OS}]$$

$$\frac{dM_o}{dt} = \sum_{i=1}^{n_s} M_i \frac{dx_i}{dt}$$

$$\frac{dT}{dt} = \frac{k_2 T - UA_s(T_{ext} - T)}{k_1}$$

$$\frac{dM_w}{dt} = k_i^{(3)} \frac{dM_o}{dt}$$

$$\frac{dM_G}{dt} = k_i^{(1)} \frac{dM_o}{dt}$$

$$\frac{dV_G}{dt} = \frac{1}{\rho_G} ((Vap)\dot{m}_E - \dot{m}_{GS})$$

$$\frac{dP}{dt} = \left( \frac{Z_G RT}{M_G V_G} \right) (Vap\dot{m}_E - \dot{m}_{GS}) - \left( \frac{dM_G}{dt} \right) \frac{P}{M_G} - \left( \frac{dV_G}{dt} \right) \frac{P}{V_G} + \left( \frac{dT}{dt} \right) \frac{P}{T}$$

$$\frac{d\rho_o}{dt} = \frac{d}{dt} \left[ \frac{PM_o}{RZ_o T} \right] = \frac{M_o}{RZ_o T} \frac{dP}{dt} + \frac{P}{RZ_o T} \frac{dM_o}{dt} - \frac{PM_o}{RZ_o T^2} \frac{dT}{dt}$$

$$\frac{d\rho_w}{dt} = \frac{d}{dt} \left[ \frac{PM_w}{RZ_w T} \right] = \frac{M_w}{RZ_w T} \frac{dP}{dt} + \frac{P}{RZ_w T} \frac{dM_w}{dt} - \frac{PM_w}{RZ_w T^2} \frac{dT}{dt}$$

$$\frac{dh_w}{dt} = \frac{(Agu)\dot{m}_E - \dot{m}_{wS}}{\rho_w A_w(h_w)} - \frac{V_w(h_w)}{\rho_w A_w(h_w)} \frac{d\rho_w}{dt}$$

$$\frac{dh_o}{dt} = \frac{(Ace)\dot{m}_E - \dot{m}_{oS}}{\rho_o A_L(h_o)} - \frac{V_o(h_o, h_w)}{A_L(h_o)\rho_o} \frac{d\rho_o}{dt} + \frac{A_w(h_w)}{A_L(h_o)} \frac{dh_w}{dt}$$



### 3.5. Obtención de la curva característica del compresor de tornillo.

Para la obtención de la curva de comportamiento energético teórica del compresor de tornillo helicoidal, se realizará de acuerdo con la metodología propuesta por Scheel [7] y al final se comparará la potencia adiabática obtenida con la fórmula propuesta por Cherkasski [8]. Es importante obtener este comportamiento ya que en el lazo de pruebas ubicado en Pachuca, será el compresor el que proporcione el gasto de entrada al separador y es conveniente saber cual es su alcance en este sentido.

#### 3.5.1 DATOS DE OPERACIÓN DEL COMPRESOR.

Flujo:	390 cfm (660 m <sup>3</sup> /hr)
Presión en la succión:	83.4 psia (5.749 x 10 <sup>5</sup> Pa)
Presión en la descarga:	203 psia (1.399 x 10 <sup>6</sup> Pa)
Temperatura en la succión:	133 °F (56.1 °C)
Temperatura en la descarga:	208 °F (97.78 °C)
Potencia al freno 100%:	176 HP
Diámetro del rotor:	6.425 in (163.2 mm)
L/D:	1.45 (Relación entre el largo de tornillo y el diámetro del mismo)

#### 3.5.2 CÁLCULO DE LA POTENCIA TEÓRICA

Primeramente se realiza el cálculo de la velocidad en la punta del rotor, con la ecuación siguiente:

$$u = \frac{\pi D n}{60} \quad (34)$$

Donde:

$u$ : Velocidad tangencial del rotor [ft/s]

$D$ : Diámetro exterior del rotor [ft]

$n$ : Revoluciones por minuto

El motor cuenta con una velocidad de operación de 3570 rpm, con la cual se realizó la prueba de funcionamiento del equipo, de acuerdo a los datos proporcionados por el fabricante.

$$u = 100.08 \text{ ft/s}$$

El volumen específico del gas se obtiene con:

$$v_s = \frac{10.73 Z T_1}{m p_1} \quad (35)$$

Donde:

$v_s$ : Volumen específico [ft<sup>3</sup>/lb]

$Z$ : Factor de compresibilidad [adimensional]

$T_1$ : Temperatura en la succión [°R]

$m$ : Peso molecular del gas [lb/lbmol]

$p_1$ : Presión en la succión [psia]

El volumen específico con las condiciones iniciales proporcionadas anteriormente, se tiene:

$$v_s = 2.725 \text{ ft}^3/\text{lb}$$

El flujo volumétrico del compresor se obtiene con la fórmula propuesta por Scheel [7]:

$$Q = D L u X \quad (36)$$

Donde:

$Q$ : Flujo volumétrico [cfm]

$D$ : Diámetro del rotor [in]

$L$ : Longitud del rotor [in]

$u$ : Velocidad tangencial del rotor [ft/s]

$X$ : Constante Scheel 0.0612 [adimensional]

El flujo volumétrico dado por la ecuación (36) es:

$$Q = 366.61 \text{ cfm}$$

La relación de compresión está dada por:

$$R_c = \frac{p_d}{p_s} \quad (37)$$

Donde:

$R_c$ : Relación de compresión [adimensional]

$p_d$ : Presión en la descarga [psia]

$p_s$ : Presión en la succión [psia]

Con la igualdad anterior, la relación de compresión es:

$$R_c = 2.434$$

La constante  $\sigma$ , que depende del fluido de trabajo, se calcula de la manera siguiente:

$$\sigma = \frac{k-1}{k} \quad (38)$$

Donde:

$\sigma$ : Constante [adimensional]

$k$ : Relación de calores específicos [adimensional]

Al ser el nitrógeno es un gas diatómico,  $k = 1.4$ , por lo que de la ecuación (38), se tiene:

$$\sigma = 0.2857$$

El flujo másico del gas se calcula con la siguiente fórmula:

$$W = \frac{Q}{v_s} \quad (39)$$

Donde:

- $W$ : Flujo másico [lb/min]
- $Q$ : Flujo volumétrico [cfm]
- $v_s$ : Volumen específico [ft<sup>3</sup>/lb]

El flujo másico con las condiciones iniciales proporcionadas, se tiene:

$$W = 134.54 \text{ [lb/min]}$$

La fórmula propuesta por Scheel [7], para el cálculo de los caballos de fuerza adiabáticos es:

$$HP_{ad} = \frac{0.0468 (R_c^\sigma - 1) W Z T_1}{m \sigma} \quad (40)$$

Donde:

- $HP_{ad}$ : Potencia adiabática compresor [HP]

$\sigma$ :	Constante, ecuación (3.5), [adimensional]
$R_c$ :	Relación de compresión [adimensional]
$W$ :	Flujo másico [lb/min]
$Z$ :	Factor de compresibilidad [adimensional]
$T_1$ :	Temperatura en la succión [°R]
$m$ :	Peso molecular del gas [lb/lbmol]

La potencia adiabática calculada con la ecuación anterior es:

$$HP_{ad} = 135.36 \text{ HP}$$

Para verificar el resultado de los caballos de fuerza obtenidos con la ecuación (40), se recurre a la ecuación propuesta por Cherkasski [8], para calcular nuevamente la potencia adiabática.

$$Na = \frac{k}{k-1} p_1 Q_1 \left[ \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad (41)$$

Donde:

$Na$ :	Potencia adiabática [W]
$p_1$ :	Presión en la succión [Pa]
$p_2$ :	Presión en la descarga [Pa]
$Q_1$ :	Flujo volumétrico [m <sup>3</sup> /s]
$k$ :	Relación de calores específicos [adimensional]

Al aplicar en la ecuación (41) los datos de operación iniciales se tiene:

$$Na = 100701.9 \text{ W}$$

$$Na = 134.99 \text{ HP}$$

Los resultados de la potencia adiabática obtenidos por ambas ecuaciones son muy similares, con una variación menor al 0.3 por ciento.

Pero este consumo de potencia es teórico, muy por debajo del consumo real de energía que presenta el compresor; por lo que es necesario recurrir a una eficiencia global, que incluya los diferentes tipos de pérdidas que se presentan en el compresor, para proporcionar el valor real de la potencia suministrada al compresor.

### 3.5.3 EVALUACIÓN DE EFICIENCIAS

Con la metodología propuesta por Scheel [2], la pérdida de carga está dada por la ecuación siguiente:

$$\theta_i = \frac{2.5 m u^2}{T_1 (10)^5} \quad (42)$$

Donde:

- $\theta_i$ : Pérdida de carga [adimensional]
- $m$ : Peso molecular del gas [lb/lbmol]
- $u$ : Velocidad tangencial del rotor [ft/s]
- $T_1$ : Temperatura en la succión [°R]

Con lo que se obtiene:

$$\theta_i = 0.01182$$

Para evaluar la pérdida de carga en la salida del compresor, se cuenta con la siguiente relación [2]:

$$\theta_e = \frac{\theta_i}{R_c^\sigma} \quad (43)$$

Donde:

$\theta_e$ : Pérdida de carga en la salida [adimensional]

$\theta_i$ : Pérdida de carga [adimensional]

$R_c$ : Relación de compresión [adimensional]

$\sigma$ : Constante, ecuación (38), [adimensional]

Realizando la operación indicada en la ecuación anterior, se tiene:

$$\theta_e = 9.167 \times 10^{-3}$$

El factor de corrección intrínseco B, está dado por la igualdad siguiente:

$$B = \frac{1.0 + \theta_e}{1.0 - \theta_i} \quad (44)$$

Donde:

B: Factor de corrección [adimensional]

$\theta_e$ : Pérdida de carga en la salida [adimensional]

$\theta_i$ : Pérdida de carga [adimensional]

El valor del factor de corrección B, calculado es:

$$B = 1.021$$

De los datos obtenidos con antelación, se puede evaluar la eficiencia adiabática con la expresión dada a continuación:

$$\eta_{ad} = \frac{R_c^\sigma - 1}{[B R_c]^\sigma - 1} \quad (45)$$

Donde:

- $\eta_{ad}$ : Eficiencia adiabática [adimensional]
- $R_c$ : Relación de compresión [adimensional]
- $\sigma$ : Constante, ecuación (38), [adimensional]
- $B$ : Factor de corrección, ecuación (44), [adimensional]

La eficiencia adiabática del compresor es:

$$\eta_{ad} = 0.9741$$

Para la evaluación de las fugas de fluido debidas al huelgo entre el rotor y la carcasa, se cuenta con la siguiente ecuación:

$$W_s = \frac{30.7(0.577G + 0.0038)R_c^{1.9}D}{m L X u^{0.5}} \quad (46)$$

Donde:

- $W_s$ : Fuga debida al huelgo [adimensional]
- $G$ : Huelgo [in]
- $R_c$ : Relación de compresión [adimensional]
- $D$ : Diámetro del rotor [in]
- $m$ : Peso molecular del gas [lb/lbmol]
- $L$ : Longitud del rotor [in]
- $X$ : Constante Scheel 0.0612 [adimensional]
- $u$ : Velocidad tangencial del rotor [ft/s]



Considerando un huelgo entre el rotor y la carcasa de 0.030 in, la fuga producida por el huelgo es:

$$W_s = 0.141$$

La eficiencia volumétrica del compresor está dada por la expresión:

$$\eta_s = 1 - W_s \quad (47)$$

Donde:

$\eta_s$ : Eficiencia volumétrica [adimensional]

$W_s$ : Fuga debida al huelgo [adimensional]

La eficiencia volumétrica del compresor es:

$$\eta_s = 0.8590$$

La eficiencia térmica, se determina con la ecuación siguiente:

$$\eta_t = 1 - W_s(0.12 R_c) + 0.02 \quad (48)$$

Donde:

$\eta_t$ : Eficiencia térmica [adimensional]

$W_s$ : Fuga debida al huelgo [adimensional]

$R_c$ : Relación de compresión [adimensional]

La eficiencia térmica del compresor es:

$$\eta_t = 0.9788$$

Los caballos de fuerza necesarios para comprimir el gas, incluyendo las eficiencias anteriormente descritas, esta dada por:

$$HP_{gas} = \frac{HP_{ad}}{\eta_{ad} \eta_s \eta_t} \quad (49)$$

Donde:

$HP_{gas}$ : Potencia adiabática del gas [HP]

$HP_{ad}$ : Potencia adiabática compresor [HP]

$\eta_{ad}$ : Eficiencia adiabática [adimensional]

$\eta_s$ : Eficiencia volumétrica [adimensional]

$\eta_t$ : Eficiencia térmica [adimensional]

La potencia adiabática del gas, calculada con la ecuación (49), es:

$$HP_{gas} = 165.27 \text{ HP}$$

La potencia al freno, se calcula con la expresión siguiente:

$$HP_B = HP_{gas} + (HP_{gas})_{fric}^{0.4} \quad (50)$$

Donde:

$HP_B$ : Potencia al freno [HP]

$HP_{gas}$ : Potencia adiabática del gas [HP]

La potencia al freno del compresor es:

$$HP_B = 172.98 \text{ HP}$$

Los datos del proveedor para esta condición son de 176 HP, por lo que hay una pequeña variación de 3 HP. De lo que se deduce que los valores calculados teóricos y los de operación real concuerdan de manera significativa.

Cherkasski [8] indica que las eficiencias globales para compresores de álabes deslizables están en un rango de 0.6 a 0.7 y para los compresores de tornillo son un poco mayores.

$$HP_B = \frac{Na}{\eta_{glo}} \quad (51)$$

Donde:

$HP_B$  : Potencia al freno [W]

$Na$  : Potencia adiabática [W]

$\eta_{glo}$  : Eficiencia global [adimensional]

Tomando una eficiencia global de 0.75, la potencia consumida por el compresor de acuerdo con [8] sería:

$$HP_B = 134,269.2 \text{ W}$$

$$HP_B = 179.98 \text{ HP}$$

Al observar los valores de la potencia obtenidos con las relaciones teóricas anteriores y la proporcionada por el fabricante, hay una gran coincidencia en estas, por lo que se deduce que los valores son correctos. En la figura 3.1, se aprecia el comportamiento del compresor de tornillo helicoidal al variar la apertura de la válvula *slide*, como el consumo de energía va disminuyendo en forma proporcional. Cabe hacer la aclaración de que en este modelo del compresor la válvula *slide* tiene un rango del 15 al 100 por ciento del flujo.

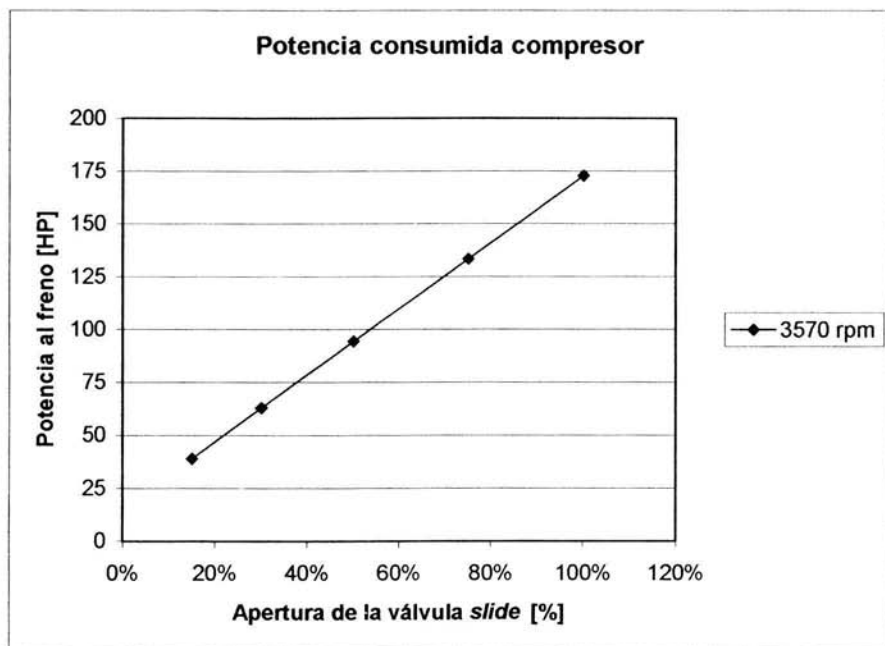


Figura 3.1. Variación del consumo de energía con respecto al porcentaje de apertura de la válvula de deslizamiento.

## CAPITULO 4

### 4.1 Desempeño de la planta.

El modelo desarrollado anteriormente para el separador trifásico debe ser probado en condiciones reales de operación para tener confianza en él y poder realizar pruebas con toda certeza. Es por esto que se programó dicho modelo con Matlab 6.5, debido a su facilidad para programar sistemas dinámicos, la programación del modelo se encuentra en el Anexo 1.

Se plantean los diferentes escenarios con base en datos de campo:

- Escenario 1. Gastos de entrada nulos (señales de control).
- Escenario 2. Gasto de agua constante con gastos de aceite y gas nulos.
- Escenario 3. Gasto de aceite constante con gastos de agua y gas nulos.
- Escenario 4. Gasto de gas constante con gastos de aceite y agua nulos.
- Escenario 5. Gastos de entrada constantes.

A continuación se describe cada uno de los escenarios.

Para todos los escenarios se tienen como condiciones iniciales las siguientes, que fueron tomadas de datos de campo proporcionados por operarios del sistema:

- Presión: 8 [bar] ó 132.26353902 [psim].
- Nivel de agua: 0.3 [m] ó 0.9842519685033 [ft].
- Nivel de aceite: 0.6 [m] ó 1.9685039370066 [ft].
- Composición de entrada: Metano 40%, Etano 20% Propano 20% n-Pentano 15% y Agua 5%.

### Escenario 1. Gastos de entrada nulos.

Cuando los gastos de entrada son nulos se espera que el sistema tenga un comportamiento estacionario, es decir los niveles de agua, aceite y presión deberán permanecer constantes con respecto a su condición inicial.

En la figura 4.1 se observa el comportamiento del sistema ante estas condiciones.

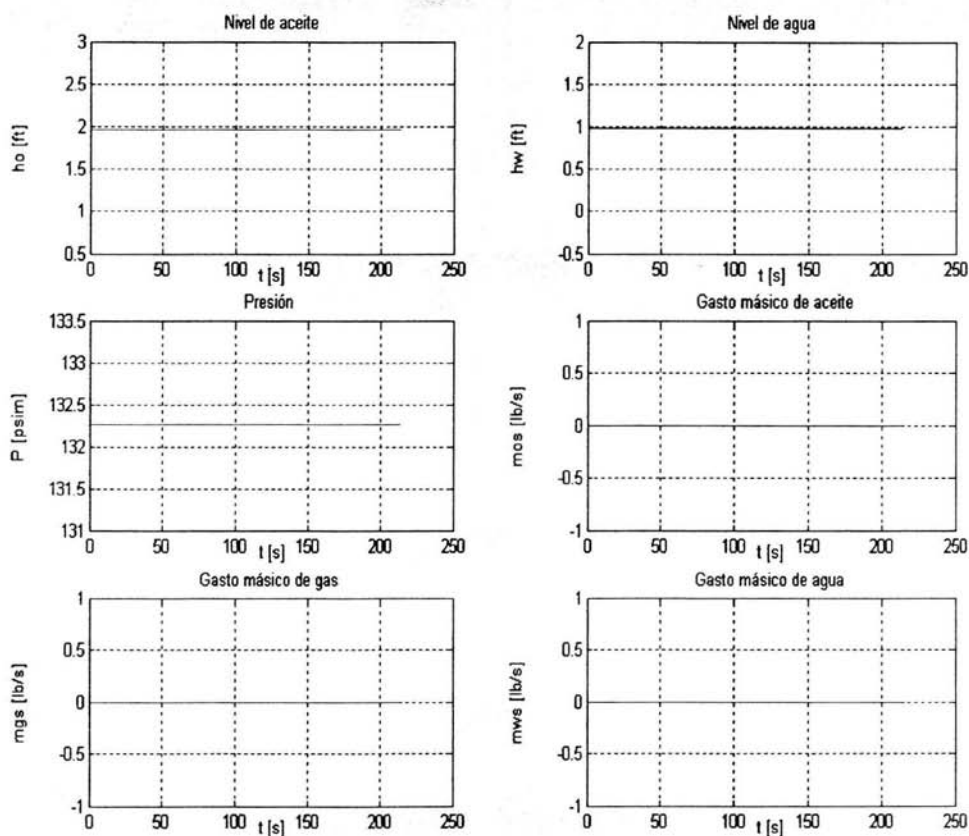


Fig. 4.1. Respuesta el sistema. Escenario 1.

Como se ve en la figura 4.1, el nivel de agua como el de aceite se mantienen constantes, y la presión se mantiene asimismo en su condición inicial. También es importante verificar que las propiedades de los fluidos sean las correctas, como se puede ver en la tabla 4.1. Los porcentajes de Gas, Aceite y Agua con respecto al 100% del gasto de entrada son las siguientes  $L = 18.68 \%$ ,  $V = 76.32 \%$  y  $W = 5.00 \%$  respectivamente.

Corriente	Metano (C1) %	Etano (C2) %	Propano (C3) %	n-Pentano (nC5) %	Agua (H <sub>2</sub> O) %	Suma
Aceite	2.61	6.65	18.39	72.36	0	100.01
Gas	49.15	23.27	20.40	7.18	0	100
Agua	0	0	0	0	100	100

Tabla 4.1. Propiedades de las corrientes de salida, Escenario 1.

### **Escenario 2. Gasto de agua constante diferente de cero con gastos de aceite y gas nulos.**

Cuando el gasto de agua es constante y el gasto de aceite y gas nulos, se espera que los niveles de líquido se incrementen por acción de acumulación en el separador, así mismo la presión de operación aumenta debido a que el espacio de gas disminuye.

En la figura 4.2 se observa el comportamiento del sistema ante estas condiciones, el nivel de agua y el del aceite se elevan debido a la presencia de más líquido dentro del separador, así mismo la presión tiende a elevarse gradualmente. Verificando las propiedades de los fluidos con respecto a las anteriores, se espera que al aumentar la presión se tenga una mayor cantidad de materia en las fases líquidas con respecto al Escenario 1, como se puede ver en la tabla 4.2. De estas los porcentajes son los siguientes:  $L = 18.81 \%$ ,  $V = 76.19 \%$  y  $W = 5.00 \%$ .

Corriente	Metano (C1) %	Etano (C2) %	Propano (C3) %	n-Pentano (nC5) %	Agua (H <sub>2</sub> O) %	Suma
Aceite	2.63	6.70	18.49	72.18	0	100
Gas	49.23	23.28	20.37	7.12	0	100.01
Agua	0	0	0	0	100	100

Tabla 4.2. Propiedades de las corrientes de salida, Escenario 2.

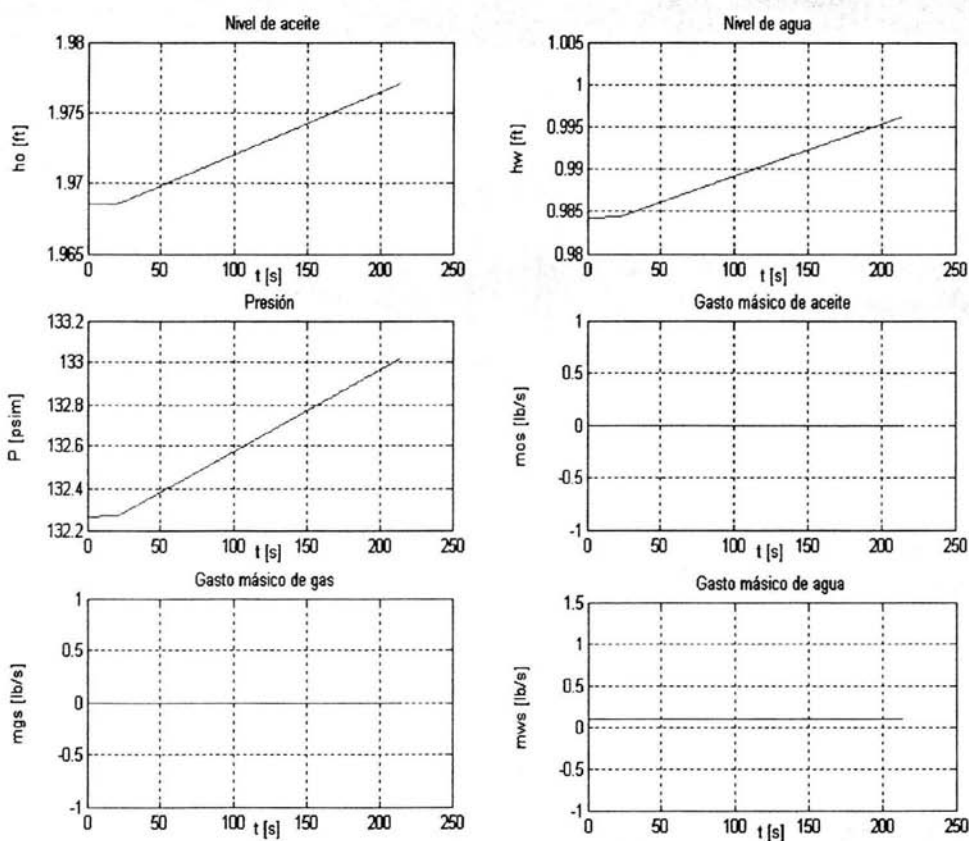


Fig. 4.2. Respuesta el sistema. Escenario 2.



### Escenario 3. Gasto de aceite constante diferente de cero con gastos de agua y gas nulos.

Este es un escenario muy similar al escenario 2, se espera un incremento en la presión y el nivel de aceite, y un comportamiento estacionario en el nivel de agua ya que el nivel de aceite está por arriba del nivel de agua y no debe de cambiar su condición estacionaria.

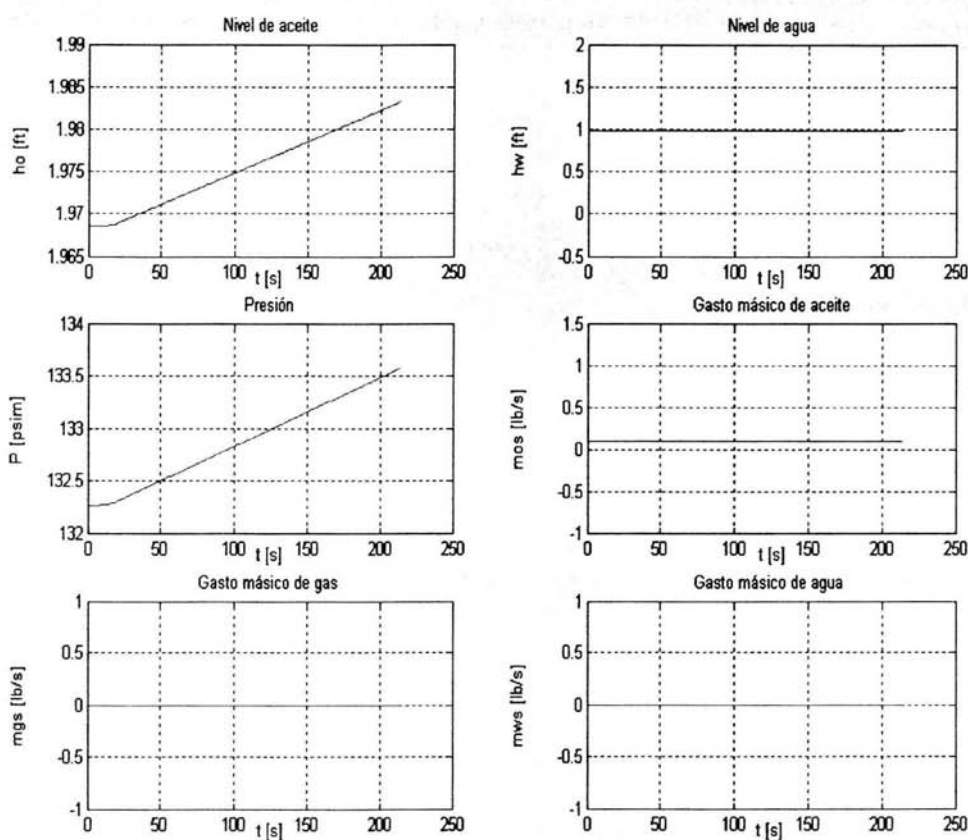


Fig. 4.3. Respuesta el sistema. Escenario 3.

En este escenario se debe de resaltar el impacto en la presión. El gasto que se aplicó en cada escenario (1 y 2) fue de la misma magnitud, pero se puede observar de las figuras 4.2 y 4.3 que la presión es ligeramente mayor en el escenario 3 que en el escenario 2 ( $P_{\text{Escenario 2}} = 133[\text{psim}]$  y  $P_{\text{Escenario 3}} = 133.56[\text{psim}]$ ) esto se debe a la densidad ya que el aceite es menos denso que el agua y esto repercute directamente en el volumen que fue inyectado ya que es mayor que en el otro caso, esto como consecuencia hace que la presión se incremente más. Por lo tanto el impacto de un lote (batch) de aceite en el separador será mayor que un lote (batch) de agua en el mismo. Este es un punto que hay que tomar en cuenta ya que un operador podría detectar este comportamiento y tener mayor precaución en este sentido. También se puede observar en la tabla 4.3 que las propiedades de las corrientes y las fracciones debieron de cambiar aumentando la fracción de aceite en el separador. Las fracciones son las siguientes: L = 18.89 %, V = 76.11 % y W = 5.00 %.

Corriente	Metano (C1) %	Etano (C2) %	Propano (C3) %	n-Pentano (nC5) %	Agua (H <sub>2</sub> O) %	Suma
Aceite	2.65	6.74	18.56	72.05	0	100
Gas	49.27	23.29	20.36	7.08	0	99.99
Agua	0	0	0	0	100	100

Tabla 4.3 Propiedades de las corrientes de salida, Escenario 3.

#### **Escenario 4. Gasto de gas constante diferente de cero con gastos de agua y aceite nulos.**

Debido a que el gas es un fluido compresible, el impacto en la presión deberá ser mucho mayor que los anteriores escenarios ya que el espacio que requiere 1 [lb] de gas es mucho mayor al de 1 [lb] de aceite por sus densidades; y los niveles de líquidos deberán permanecer constantes con respecto a su condición inicial, este comportamiento se puede observar claramente en la figura 4.4, y las propiedades de las corrientes de salida se presentan en la tabla 4.4, así mismo en este caso las fracciones de las fases líquidas deberán

ser las mayores por el hecho de que la presión es la más alta de todas, como se observa a continuación:  $L = 25.56\%$ ,  $V = 69.44\%$  y  $W = 5.00\%$ .

El comportamiento de la planta para este caso es el adecuado, ya que el incremento de la presión es la mayor en todos los escenarios anteriores, ver figura 4.4.

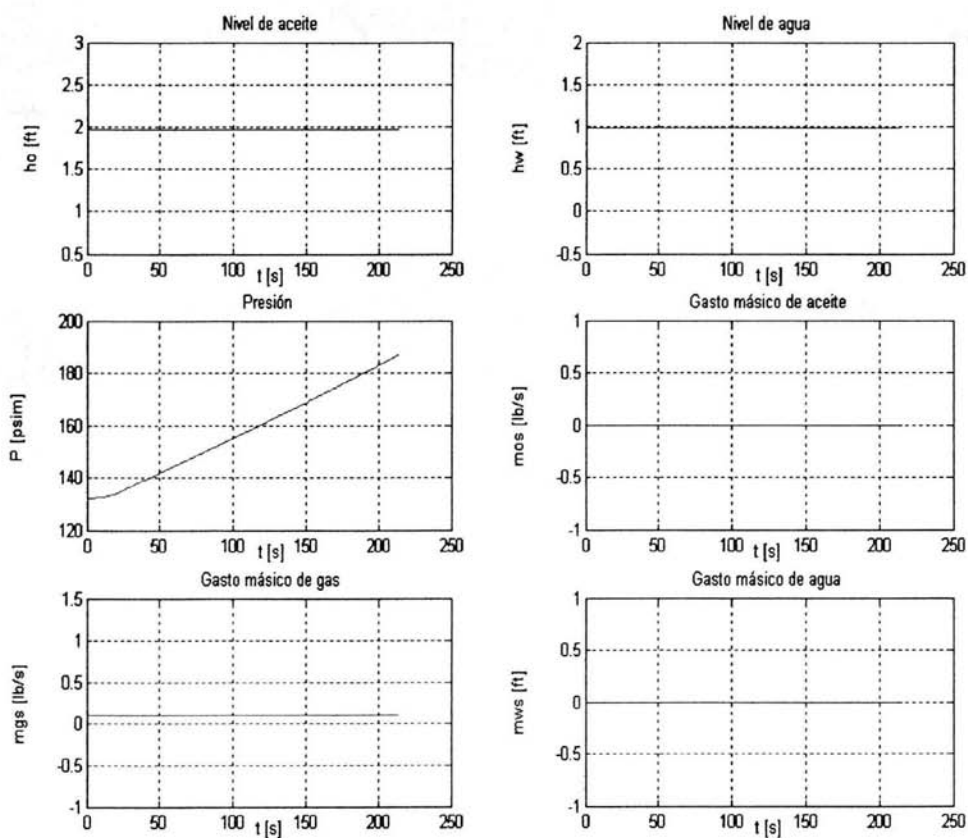


Fig. 4.4. Respuesta el sistema. Escenario 4.

Corriente	Metano (C1) %	Etano (C2) %	Propano (C3) %	n-Pentano (nC5) %	Agua (H <sub>2</sub> O) %	Suma
Aceite	4.14	9.92	24.01	61.92	0	100
Gas	53.20	23.71	18.52	4.57	0	100
Agua	0	0	0	0	100	100

Tabla 4.4 Propiedades de las corrientes de salida, Escenario 4.

### Escenario 5. Gastos de entrada constantes.

En este escenario se espera un incremento general en todas las variables, pero con un mayor impacto debido a que la cantidad de materia inyectada fue tres veces mayor a cualquier caso. El comportamiento de este escenario se puede observar en la figura 4.5, y las propiedades de las corrientes de salida se observan en la tabla 4.5, así mismo se espera que las fracciones de líquidos sean las mayores que en todos los casos por el incremento de presión en la unidad de separación, y esto se observa a continuación: L = 25.83 %, V = 69.17 % y W = 5.00 %.

Corriente	Metano (C1) %	Etano (C2) %	Propano (C3) %	n-Pentano (nC5) %	Agua (H <sub>2</sub> O) %	Suma
Aceite	4.22	10.05	24.22	61.51	0	100
Gas	53.36	23.71	18.43	4.50	0	100
Agua	0	0	0	0	100	100

Tabla 4.5 Propiedades de las corrientes de salida, Escenario 5.

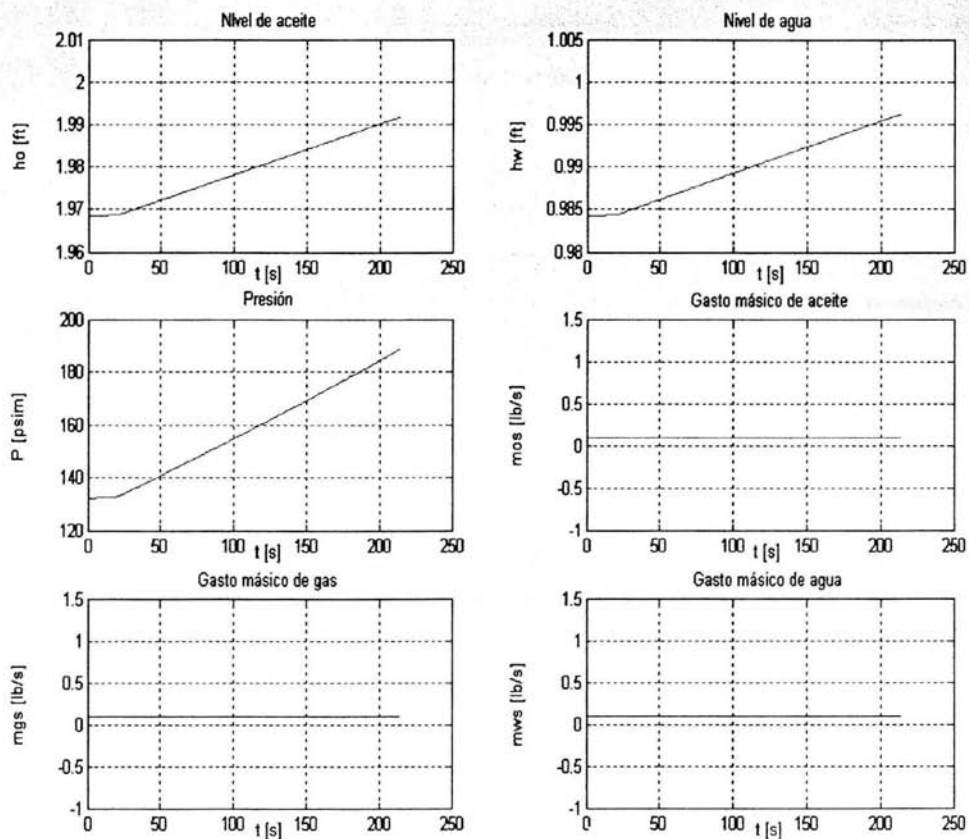


Fig. 5.5. Respuesta el sistema cuando todos los gastos son constantes diferente de cero.

Se puede observar que las pruebas realizadas basadas en escenarios de campo arrojan resultados adecuados con respecto a las experiencias de los operadores, por lo tanto se tiene una buena base para realizar pruebas de control sobre el sistema con alto grado de confianza en respuestas lógicas.

En todos los escenarios se verificaron las propiedades de los fluidos utilizando el simulador comercial PRO-II, corroborando la buena operación del modelo.

## CAPITULO 5

### 5.1 CONTROL DE LA PLANTA

En la mayoría de los procesos existentes en la industria, y en general hablando de cualquier proceso, se requiere una acción de control que permita mantener al sistema en condiciones de operación correctas o para llevarlo a una cierta condición de operación. De esta manera el uso de controladores es necesario para el buen funcionamiento de los sistemas.

Actualmente en muchos procesos que están instalados en la industria, los controladores más comúnmente usados son los PID (Proporcional Integral Derivativo), en este caso los PLC's (Control Lógico Programable) instalados en el lazo de pruebas funcionan utilizando controladores PID, por lo cual el objetivo de este trabajo es encontrar buenos controladores de este tipo haciendo uso del modelo dinámico del separador trifásico desarrollado en el capítulo 3.

### 5.2 CONTROLADORES PID

Estos controladores han mostrado ser robustos y extremadamente beneficiosos en el control de muchas aplicaciones de importancia en la industria. Históricamente, ya las primeras estructuras de control usaban las ideas del control PID. Sin embargo, no fue hasta el trabajo de Minorsky de 1922, sobre conducción de barcos, que el control PID cobró verdadera importancia teórica. Hoy en día, a pesar de la abundancia de sofisticadas herramientas y métodos avanzados de control, el controlador PID es aún el más ampliamente utilizado en la industria moderna, controlando más del 95% de los procesos industriales en lazo cerrado.

La utilidad de los controles PID estriba en que se aplican en forma casi general a la mayoría de los sistemas de control. En el campo de los sistemas para control de procesos, es un hecho bien conocido que los esquemas de control PID básicos y modificados han demostrado su utilidad para aportar un control satisfactorio.

Antes de empezar con la teoría de los controladores PID es necesario familiarizarse con algunos términos que serán utilizados en este capítulo, como son: Variable de proceso, Set Point (Punto de operación) y Error, que serán descritas a detalle inmediatamente.

### **Variable de Proceso (PV).**

La variable de proceso es la medida que se desea estabilizar (controlar) y recibe el nombre de variable de proceso (“process value”) y se abrevia PV. Un buen ejemplo de variable de proceso en este caso es la presión de operación del separador de pruebas que es medida por el transmisor de presión correspondiente.

En el desarrollo de este trabajo se tienen tres variables de proceso: La presión, el nivel de agua dentro del separador y el nivel de aceite dentro del separador.

### **Set Point (SP).**

El valor prefijado (Set Point, SP) es el valor deseado de la variable de proceso, así mismo es el valor que toma el control como objetivo para llegar hasta ese punto y mantener a la variable de proceso en él.

En este caso el separador trifásico tiene una condición de operación con respecto a la presión que no debe pasar de 12 [bar], por lo cual el controlador encargado de esta variable debe mantenerla en un valor menor, por ejemplo 8 [bar]. Las alturas de aceite y de agua también tienen límites máximos. Para el nivel de agua su respectivo controlador deberá mantener este nivel en una altura menor a la altura del vertedero de aceite o de lo contrario habrá un arrastre de agua en la fase aceitosa y esa es una condición de operación no deseable para el proceso. Finalmente, en el caso de la altura de aceite se tiene un máximo límite permitido en que evita velocidades excesivas dentro del separador y consecuentemente evita un arrastre de aceite hacia la fase gaseosa.

Un sistema y su controlador tienen un comportamiento marginalmente estable cuando después de un tiempo razonable de funcionamiento y sin ocurrir perturbaciones externas, la variable de proceso permanece fluctuando en forma oscilatoria ya sea en un período regular o errático. El comportamiento será inestable si la magnitud de las oscilaciones crece con el tiempo.

Por otra parte un comportamiento estable es tal que la variable de proceso se mantiene en un valor constante mientras no ocurran perturbaciones externas. Siempre se busca que el sistema de control sea estable, pero además dentro de las condiciones de estabilidad existen 3 tipos de comportamiento bien definidos: control sub-amortiguado, control críticamente amortiguado y el control sobre-amortiguado. En la figura 5.1 se muestran estos comportamientos. En cada uno de estos casos varía la velocidad de respuesta del sistema ante perturbaciones y a la vez la propensión a tener comportamiento inestable u oscilatorio.

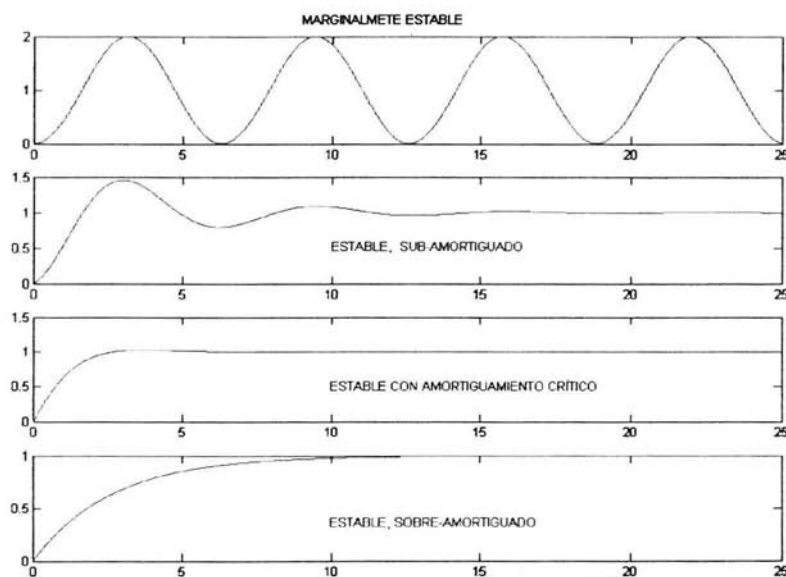


Fig. 5.1. Esquema de las principales respuestas de un sistema controlado.



El sistema sobre-amortiguado tiene una velocidad de respuesta lenta. Después de que ocurre una perturbación, el sistema puede tardar en volver al Set Point. La ventaja es que el sistema es muy estable y no adquiere comportamientos oscilatorios indeseables.

Esta condición tiende a ocurrir cuando la banda proporcional es más grande de lo necesario. También puede deberse a una constante derivativa muy grande, la acción derivativa tiende a frenar a la variable de proceso.

En el otro extremo, cuando un sistema se comporta de modo sub-amortiguado la velocidad de respuesta es muy buena pero pueden ocurrir varias oscilaciones de cierta amplitud antes de que la variable de proceso llegue a su valor estable. Suele ocurrir esta condición cuando la banda proporcional es pequeña, la constante derivativa chica y la constante de integración grande.

El comportamiento medio entre estas dos condiciones anteriores es el amortiguamiento crítico. A esta condición corresponde los valores óptimos de las constantes de proporción, derivación e integración. En este caso el sistema es bastante estable y la velocidad de respuesta es la mejor que se puede lograr sin oscilaciones.

El término básico en el controlador PID es el proporcional P, que origina una actuación de control correctiva proporcional para el error.

El término integral I brinda una corrección proporcional a la integral del error. Esta acción tiene la ventaja de asegurar que en la última instancia se aplicará suficiente acción de control para reducir el error de regulación a cero. Sin embargo, la acción integral también tiene un efecto desestabilizador debido al corrimiento de fase agregado.

El término derivativo D da propiedades predictivas a la actuación, generando una acción de control proporcional a la velocidad de cambio del error. Tiende a dar más estabilidad al sistema pero suele generar grandes valores en la señal de control [11].

## Estructura PID

Considerando el lazo básico de control SISO: (Figura 5.2)

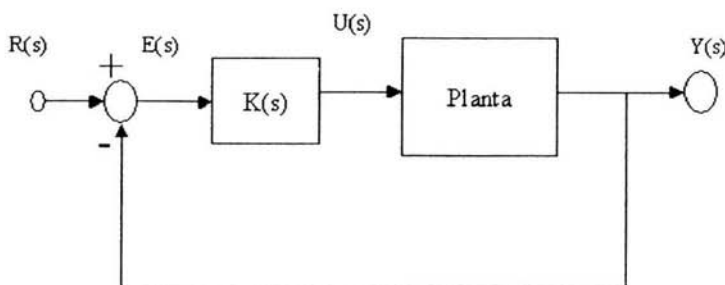


Fig. 5.2. Control PID de una planta.

Las formas estándar de controladores PID son las siguientes:

$$\text{Proporcional: } K_P(s) = K_P$$

$$\text{Proporcional e Integral: } K_{PI}(s) = K_P \left( 1 + \frac{1}{T_I s} \right)$$

$$\text{Proporcional y Derivativo: } K_{PD}(s) = K_P (1 + T_D s)$$

$$\text{Proporcional, Integral y Derivativo: } K_{PID}(s) = K_P \left( 1 + \frac{1}{T_I s} + T_D s \right) \quad (1)$$

## 5.3 REGLAS DE SINTONIZACIÓN PARA CONTROLADORES PID

La figura 5.2 muestra el control PID de una planta. Si se puede obtener un modelo matemático de la planta, es posible aplicar diversas técnicas de diseño con el fin de determinar los parámetros del controlador que cumpla las especificaciones en estado transitorio y en estado estable del sistema en lazo cerrado. Sin embargo si la planta es tan

complicada que no es fácil de obtener su modelo matemático ó el modelo resulta muy complicado, tampoco es posible un enfoque analítico para el diseño de un controlador PID. En este caso se debe recurrir a los enfoques experimentales para la sintonización de los controladores PID.

El proceso de seleccionar los parámetros del controlador que cumplan con las especificaciones de desempeño se conoce como sintonización del controlador. Ziegler y Nichols sugirieron reglas para sintonizar los controladores PID (lo cual significa establecer los valores de  $K_p$ ,  $T_i$  y  $T_d$ ) con base en las respuestas escalón experimentales o basadas en el valor de  $K_p$  que se produce en la estabilidad marginal cuando sólo se usa la acción de control proporcional. Tal determinación de los parámetros de los controladores PID o de la sintonización de los controles PID se realizan en el sitio mediante experimentos sobre la planta, en este caso el modelo dinámico y sus simulaciones emularán este procedimiento ya que las pruebas de campo para este tipo de procesos son caras.

Existen dos métodos denominados reglas de sintonización de Ziegler–Nichols. En ambas se pretende obtener un 25% de sobrepaso máximo en la respuesta escalón.

#### **Primer método.**

En el primer método, la respuesta de la planta a una entrada escalón unitario se obtiene de manera experimental, ver figura 5.3. Si la planta no contiene integradores ni polos complejos conjugados, la curva de respuesta escalón unitario puede tener la forma de S, como se observa en la figura 5.4, sin embargo para el caso del separador trifásico no se tienen este tipo de respuestas y por lo tanto no es viable aplicar este método.

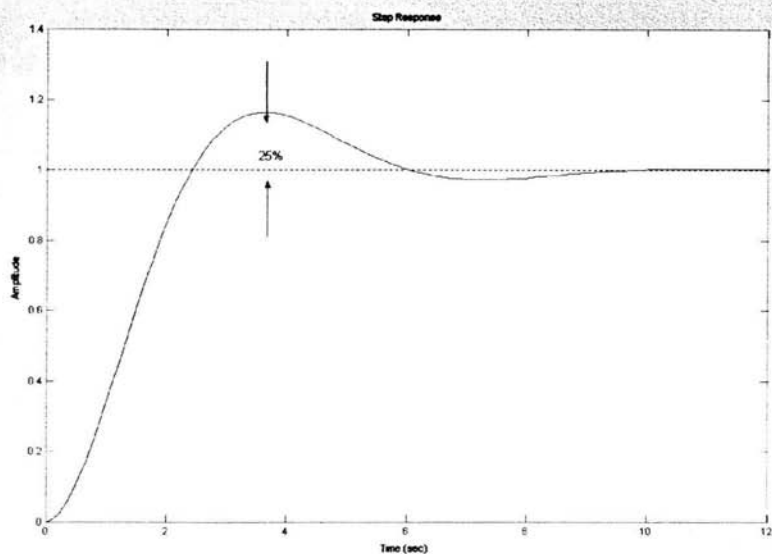


Fig. 5.3. Curva de respuesta escalón unitario que muestra un sobrepaso máximo de 25%.

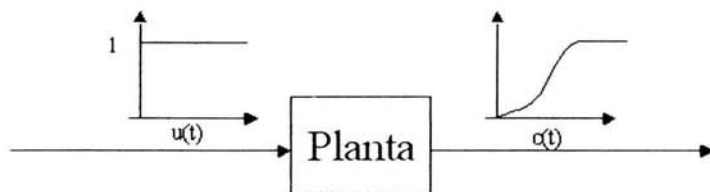


Fig. 5.4. Respuesta escalón unitario de una planta.

**Segundo método.**

En el segundo método, se establece  $T_i = \infty$  y  $T_d = 0$ . Usando sólo la acción de control proporcional, figura 5.5, incrementando  $K_p$  en donde la salida exhiba primero oscilaciones sostenidas. Por tanto, la ganancia crítica  $K_{cr}$  y el periodo  $P_{cr}$  correspondiente se

determinan experimentalmente, figura 5.6. Ziegler-Nichols sugirieron que se establecieran los valores de los parámetros  $K_p$ ,  $T_i$  y  $T_d$  de acuerdo con la tabla 5.1.

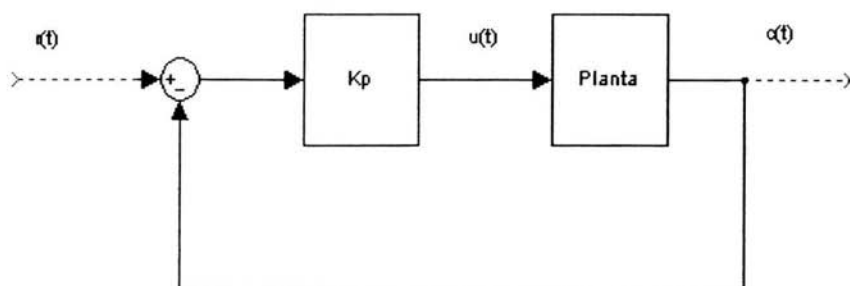


Fig. 5.5. Sistema en lazo cerrado con controlador proporcional.

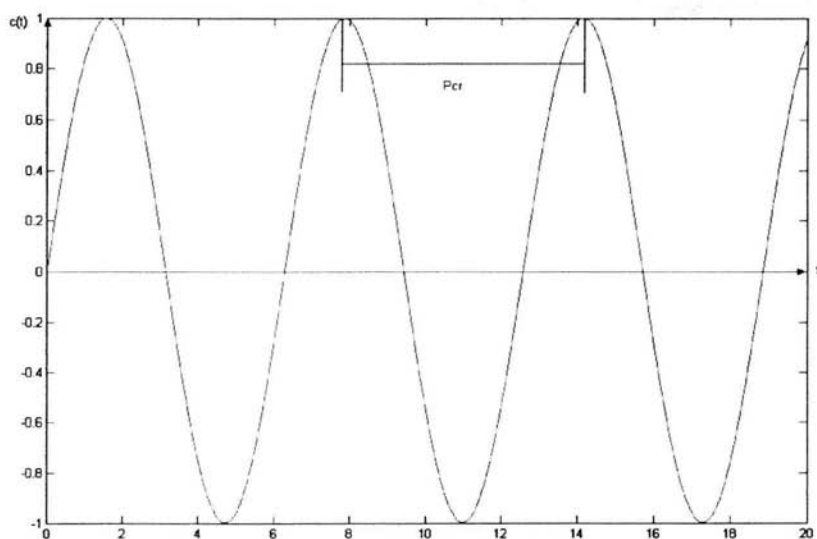


Fig. 5.6. Oscilación sostenida con un periodo  $P_{cr}$ .

Tipo de Controlador	$K_p$	$T_i$	$T_d$
P	$0.5K_{cr}$	$\infty$	0
PI	$0.45K_{cr}$	$\frac{1}{1.2}P_{cr}$	0
PID	$0.6K_{cr}$	$0.5P_{cr}$	$0.125P_{cr}$

Tabla 5.1. Regla de sintonización de Ziegler-Nichols basada en la ganancia crítica  $K_{cr}$  y en el periodo  $P_{cr}$

Se observa que el controlador PID sintonizado mediante el segundo método de las reglas de Ziegler-Nichols produce:

$$\begin{aligned}
 G_c(s) &= K_p \left( 1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) \\
 &= 0.6K_{cr} \left( 1 + \frac{1}{0.5P_{cr}s} + 0.125P_{cr}s \right) \\
 &= 0.075K_{cr}P_{cr} \frac{\left( s + \frac{4}{P_{cr}} \right)^2}{s}
 \end{aligned}$$

Por lo tanto, el controlador PID tiene un polo en el origen y cero doble en  $s = -4/P_{cr}$  [12].

#### 5.4 Respuesta de la planta utilizando controladores PID sencillos sintonizados con la regla de Ziegler-Nichols.

Para el uso de esta técnica el sistema debe de comportarse de una manera oscilante permanente, cuando se aplica sólo una acción de control proporcional, y el modelo estudiado tiene este comportamiento como se ve en las figuras 5.7, 5.8, 5.9, 5.10, 5.11 y

5.12, para encontrar estos comportamientos se tienen ganancias críticas y períodos de oscilación sostenida para cada controlador que sirven para la sintonización de los mismos. Los setpoints que se propusieron fueron de 1.98 [ft] para el nivel de aceite, 0.985 [ft] para el nivel de agua y 135 [psim] para la presión, los cuales fueron tomados de experiencias de campo.

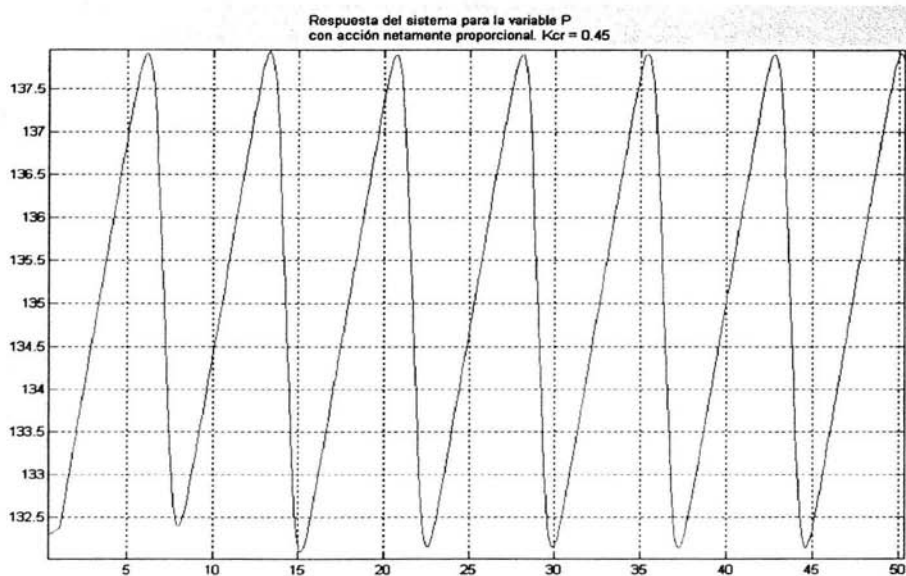


Fig. 5.7. Presión utilizando sólo la acción proporcional alcanzando oscilación sostenida.  $K_{cr} = 0.45$ .

Así entonces de la figura 5.8 se puede observar que la ganancia crítica  $K_{cr}$  para la variable presión es de 0.45 y el período crítico  $P_{cr}$  es de 7.3 [s], con lo cual se puede aplicar este método de sintonización resultando en lo siguiente:

$$K_p = 0.6 * K_{cr} = 0.27 \quad (2)$$

$$T_i = 0.5 * P_{cr} = 3.65 \quad (3)$$

$$T_d = 0.125 * P_{cr} = 0.9125 \quad (4)$$

Sustituyendo las expresiones (2), (3) y (4) en (1) se obtiene (5), el controlador PID sintonizado para la variable presión.

$$K_{PID}(s) = 0.27 \left( 1 + \frac{1}{3.65s} + 0.9125s \right)$$

$$K_{PID}(s) = 0.27 + \frac{0.0739726}{s} + 0.24375s \quad (5)$$

De la figura 5.10 se puede observar que la ganancia crítica  $K_{cr}$  para la variable nivel de aceite es de 100 y el período crítico  $P_{cr}$  es de 7.5 [s], por lo tanto:

$$K_p = 0.6 * K_{cr} = 60 \quad (6)$$

$$T_i = 0.5 * P_{cr} = 3.75 \quad (7)$$

$$T_d = 0.125 * P_{cr} = 0.9375 \quad (8)$$

Sustituyendo las expresiones (6), (7) y (8) en (1) se obtiene (9), el controlador PID sintonizado para la variable nivel de aceite.

$$K_{PID}(s) = 60 \left( 1 + \frac{1}{3.75s} + 0.9375s \right)$$

$$K_{PID}(s) = 60 + \frac{16}{s} + 56.25s \quad (9)$$



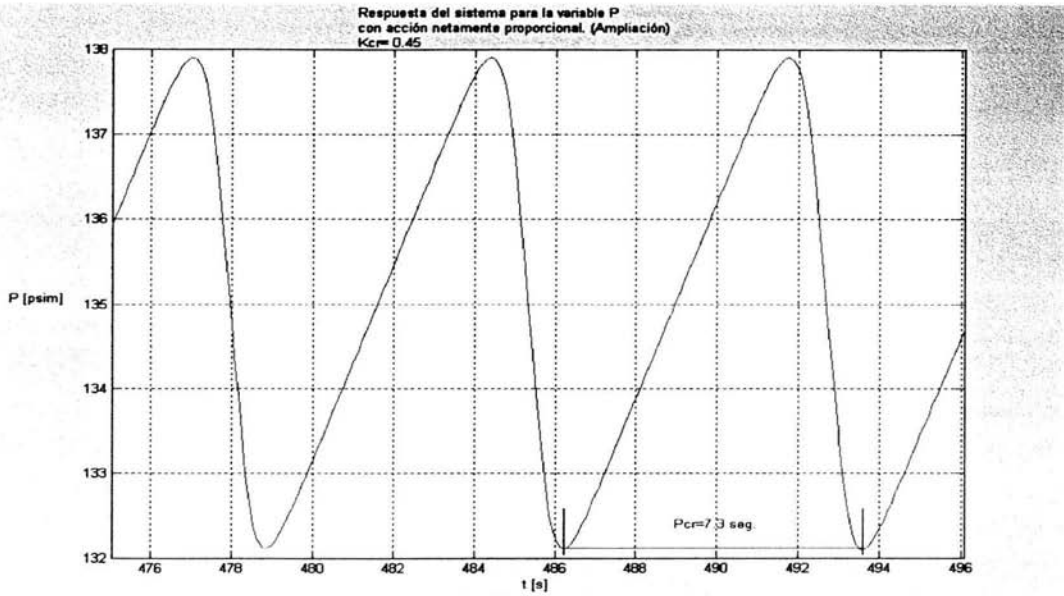


Fig. 5.8. Oscilación sostenida para la variable Presión con un período de oscilación de 7.3 seg.

De la figura 5.12 se puede observar que la ganancia crítica  $K_{cr}$  para la variable nivel de agua es de 285 y el período crítico  $P_{cr}$  es de 7.4 [s], por lo tanto:

$$K_p = 0.6 * K_{cr} = 171 \tag{10}$$

$$T_i = 0.5 * P_{cr} = 3.7 \tag{11}$$

$$T_d = 0.125 * P_{cr} = 0.925 \tag{12}$$

Sustituyendo las expresiones (10), (11) y (12) en (1) se obtiene (13), el controlador PID sintonizado para la variable nivel de agua.

$$K_{PID}(s) = 171 \left( 1 + \frac{1}{3.7s} + 0.925s \right)$$

$$K_{PID}(s) = 171 + \frac{46.216216}{s} + 158.175s \quad (13)$$

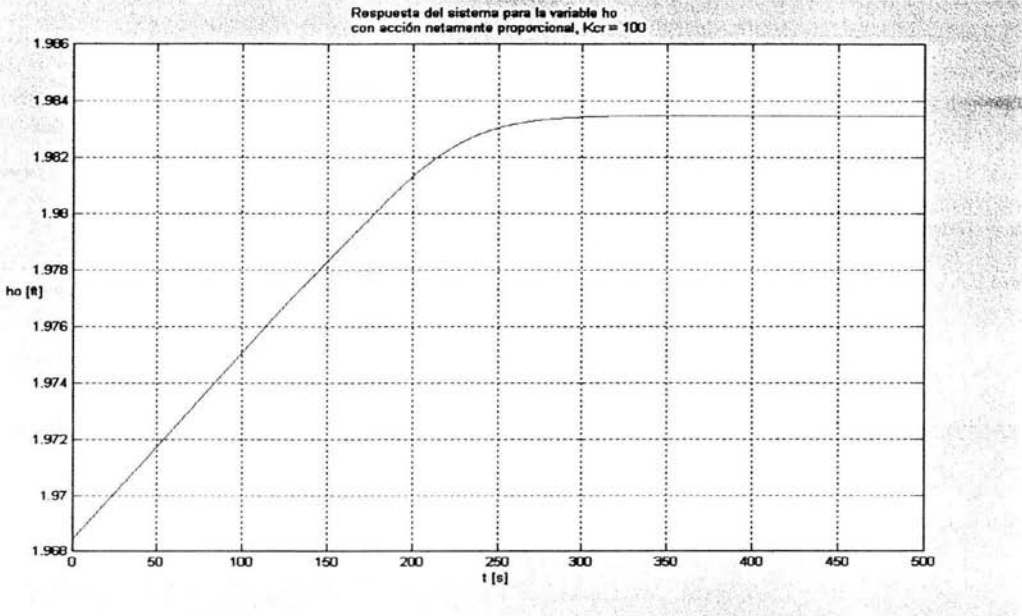


Fig. 5.9. Nivel de aceite utilizando sólo la acción proporcional alcanzando oscilación sostenida.  $K_{cr} = 100$ .

Una vez sintonizados los controladores PID para cada variable, expresiones (5), (9) y (13), se espera que el control tenga un mejor desempeño, al llevar a la planta al setpoint deseado con una mejor respuesta. Esto se puede ver en las figuras 5.13, 5.14 y 5.15, correspondientes a nivel de aceite, nivel de agua y presión respectivamente. Simultáneamente se debe observar la acción del control, que en este caso es referente a las aperturas de las válvulas de salida de las corrientes de gas, aceite y agua, estas señales de control se observan en la figura 5.16. En las señales de control se observa una saturación negativa, lo cual no es conveniente para las válvulas ya que en ese lapso están sometidas a una mala operación. Esto se debe a que la sintonización por el método de Nichols-Ziegler no es muy fina, pero sin embargo con la respuesta del sistema obtenido se puede aproximar una función de transferencia que permita realizar un control más exacto.

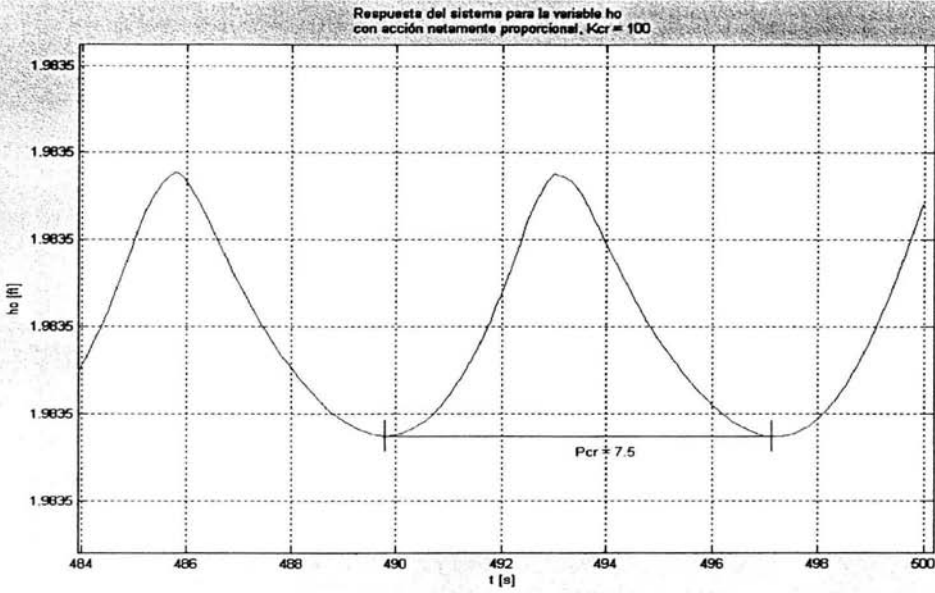


Fig. 5.10. Oscilación sostenida para la variable nivel de aceite con un periodo de oscilación de 7.5 seg.

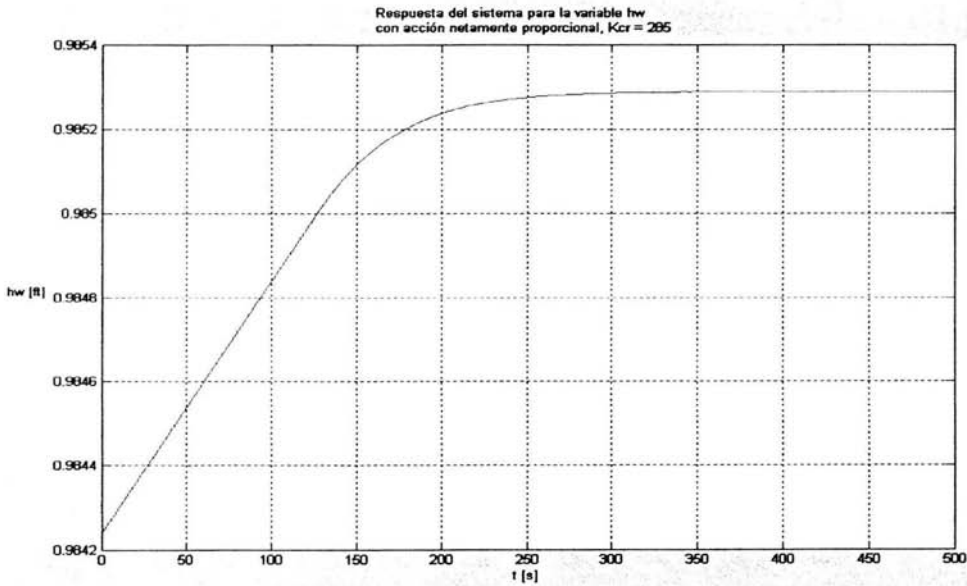


Fig. 5.11. Nivel de agua utilizando sólo acción proporcional alcanzando oscilación sostenida.  $K_{cr} = 285$ .

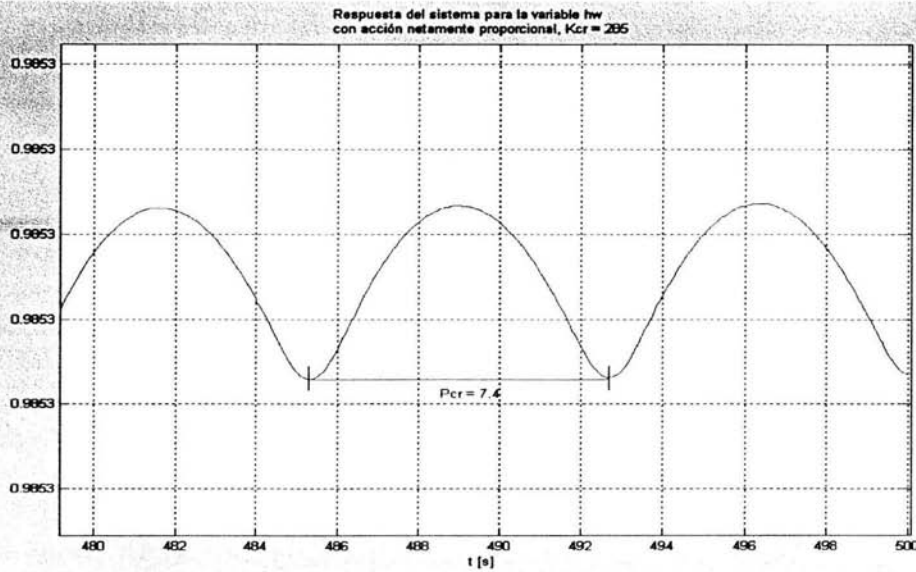


Fig. 5.12. Oscilación sostenida para la variable nivel de agua con un periodo de oscilación de 7.4 seg.

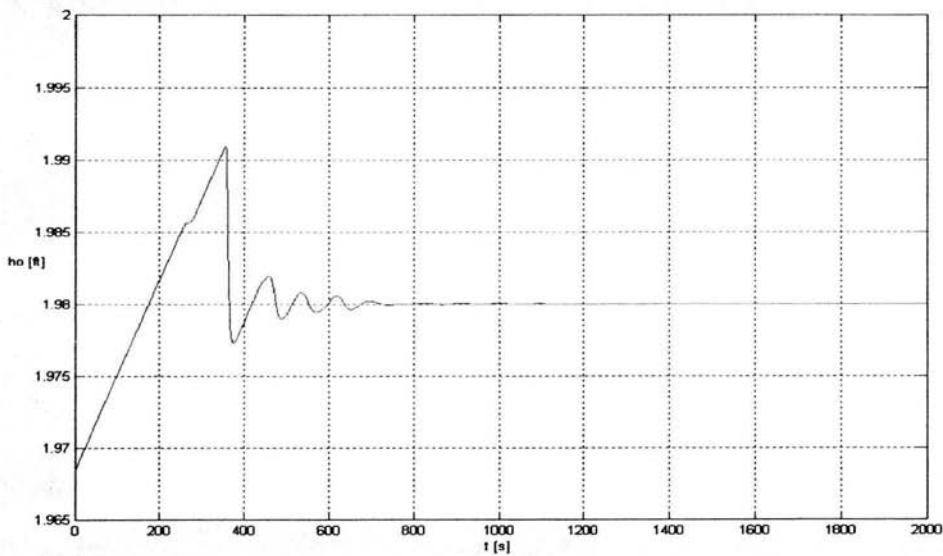


Fig. 5.13. Nivel de aceite con control PID sintonizado por la técnica de Nichols-Ziegler.

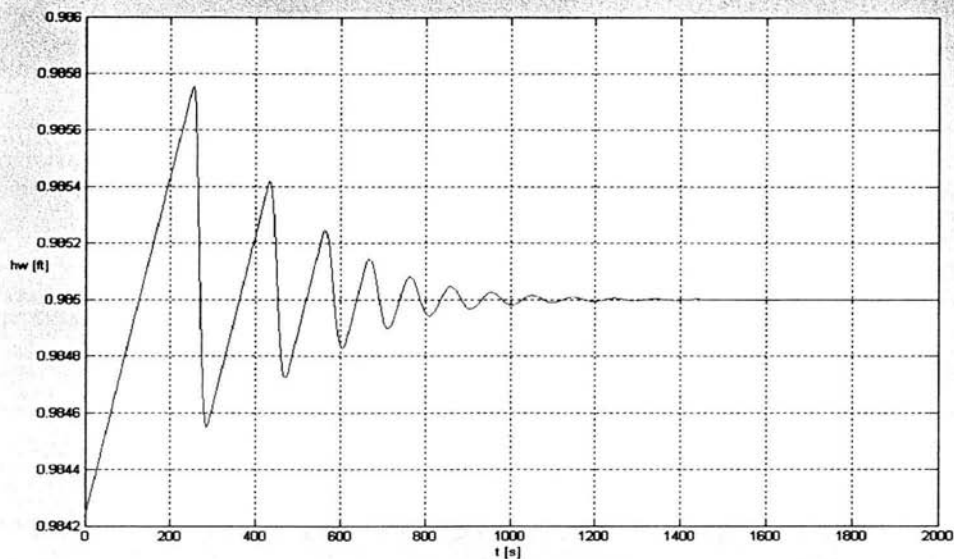


Fig. 5.14. Nivel de agua con control PID sintonizado por la técnica de Nichols-Ziegler.

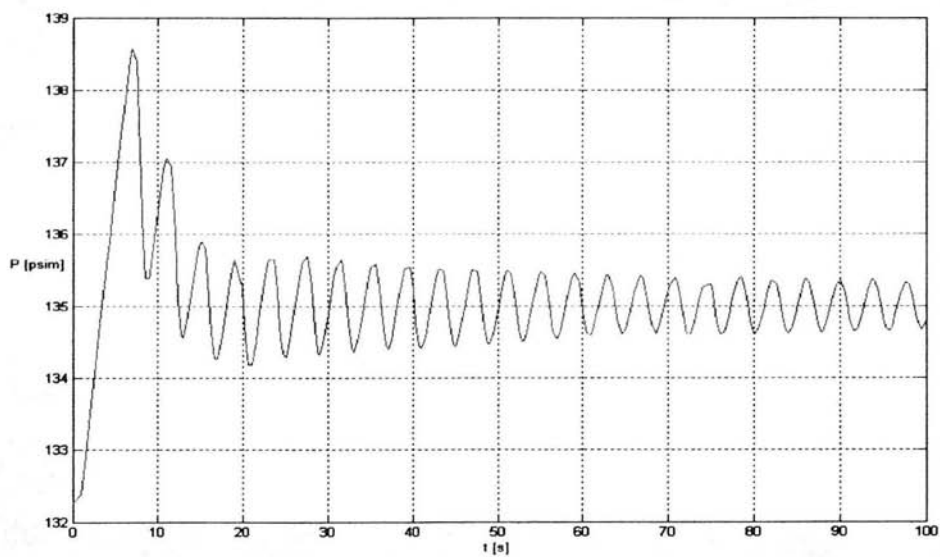


Fig. 5.15. Presión con control PID sintonizado por la técnica de Nichols-Ziegler.

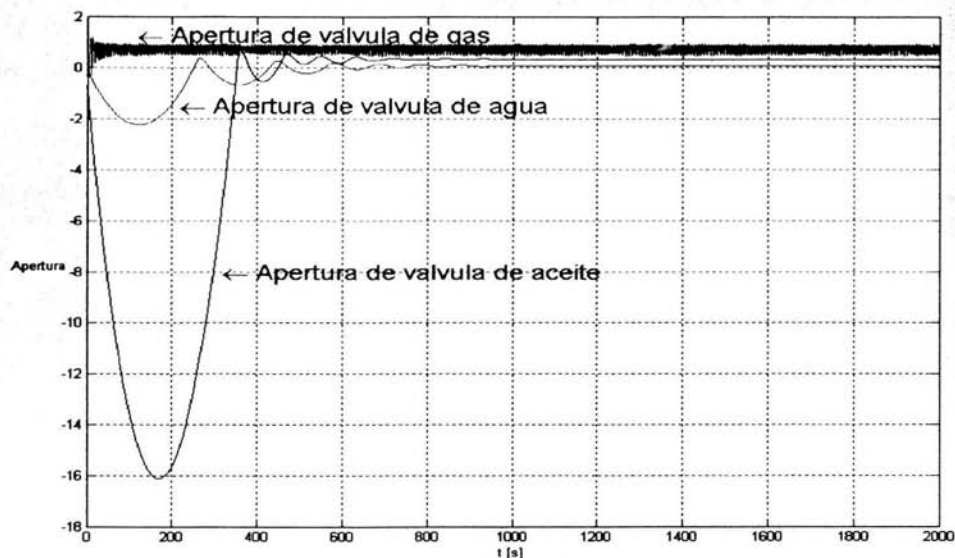


Fig. 5.16. Apertura de las válvulas de gas, aceite y agua, (Señales de control).

## 5.5 Aproximación de la planta con funciones de transferencia.

La aproximación del sistema a funciones de transferencia de segundo orden será un artificio matemático para poder diseñar controladores PID basados en su respuesta final deseada. Antes de hacer la aproximación del sistema a funciones de transferencia se deben de conocer algunos términos propios de los sistemas de segundo orden.

### 5.5.1 Sistemas de segundo orden.

Los sistemas de segundo orden se caracterizan básicamente por dos parámetros, la frecuencia natural  $\omega_n$  y el factor de amortiguamiento  $\xi$ , así entonces en función del factor de amortiguamiento y la frecuencia natural, el sistema de segundo orden se expresa como en la ec. 14.

$$H(s) = \frac{\omega_n^2}{s^2 + 2\xi\omega_n s + \omega_n^2} \quad (14)$$

Tanto la frecuencia natural como el coeficiente de amortiguamiento describen el comportamiento del sistema. Si  $0 < \xi < 1$ , los polos en lazo cerrado son complejos conjugados y se encuentran en el semiplano izquierdo del plano  $s$ . El sistema, entonces se denomina subamortiguado y la respuesta transitoria es oscilatoria. Si  $\xi = 1$ , el sistema se denomina críticamente amortiguado. Los sistemas sobreamortiguados corresponden a  $\xi > 1$ . La respuesta transitoria de los sistemas críticamente amortiguados no oscila. Si  $\xi = 0$ , la respuesta transitoria no se amortigua.

### 5.5.2 Definiciones de las especificaciones de respuesta transitoria.

En el campo, la mayoría de las veces, las características de desempeño deseadas del sistema de control se especifican en términos de cantidades en el dominio del tiempo.

La respuesta transitoria de un sistema de control práctico exhibe con frecuencia oscilaciones amortiguadas antes de alcanzar el estado estable. Al especificar las características de la respuesta transitoria de un sistema para una entrada escalón unitario, es común especificar lo siguiente:

1. Tiempo de retardo,  $t_d$
2. Tiempo de levantamiento,  $t_r$
3. Tiempo pico,  $t_p$
4. Sobrepasso máximo,  $M_p$
5. Tiempo de asentamiento,  $t_s$

ESTA TESIS NO SALE  
DE LA BIBLIOTECA

Estas especificaciones se definen enseguida y aparecen en forma gráfica en la fig. 5.17.

1. Tiempo de retardo,  $t_d$ : el tiempo de retardo es el tiempo requerido para que la respuesta alcance la primera vez la mitad del valor final.
2. Tiempo de levantamiento,  $t_r$ : el tiempo de levantamiento es el tiempo requerido para que la respuesta pase del 10% al 90%, del 5% al 95% o del 0% al 100% de su valor final. Para sistemas subamortiguados de segundo orden, por lo común se usa el tiempo de levantamiento de 0% a 100%. Para sistemas sobreamortiguados, suele usarse el tiempo de levantamiento de 10% a 90%.

$$t_r = \frac{\pi/2 + \theta}{\omega_n \sqrt{1 - \xi^2}} \quad (15)$$

donde:

$$\theta = \tan^{-1} \left( \frac{\xi}{\sqrt{1 - \xi^2}} \right) \quad (16)$$

3. Tiempo pico,  $t_p$ : el tiempo pico es el tiempo requerido para que la respuesta alcance el primer pico del sobrepaso.

$$t_p = \frac{\pi}{\omega_n \sqrt{1 - \xi^2}} \quad (17)$$

4. Sobrepaso máximo (porcentaje),  $M_p$ : el sobrepaso máximo es el valor pico máximo de la curva de respuesta, medido a partir de la unidad. Si el valor final en estado estable de la respuesta es diferente a la unidad, es común usar el porcentaje de sobrepaso máximo. Se define mediante:

$$\text{Porcentaje de sobrepaso máximo} = \frac{c(t_p) - c(\infty)}{c(\infty)} \times 100\%$$

ó

$$sp\% = e^{\frac{-\xi\pi}{\sqrt{1-\xi^2}}} \times 100 \quad (18)$$



despejando  $\xi$ :

$$\xi = \frac{-\ln\left(\frac{sp\%}{100}\right)}{\sqrt{\pi^2 + \ln^2\left(\frac{sp\%}{100}\right)}} \quad (19)$$

La cantidad de sobrepaso máximo (en porcentaje) indica de manera directa la estabilidad relativa del sistema.

5. Tiempo de asentamiento,  $t_s$ : el tiempo de asentamiento es el tiempo que requiere para que la curva de respuesta alcance un rango alrededor de su valor final (por lo general, de 2 a 5%) y permanezca dentro de él. El tiempo de asentamiento se relaciona con la mayor constante de tiempo del sistema de control. Los objetivos del diseño del sistema en cuestión determinan cuál criterio de error en porcentaje usar.

$$t_a = \frac{-\ln\left(0.02\sqrt{1-\xi^2}\right)}{\xi\omega_n} \quad (20)$$

Las especificaciones en el dominio del tiempo que se proporcionan son muy importantes, dado que casi todos los sistemas de control son sistemas en el dominio del tiempo; es decir, deben presentar respuestas de tiempo aceptables. (Esto significa que el sistema de control debe modificarse hasta que la respuesta transitoria sea satisfactoria.) Si se especifican los parámetros descritos anteriormente, la forma de la curva de respuesta queda prácticamente determinada.

De las respuestas obtenidas utilizando la sintonización propuesta por Nichols-Ziegler, se puede aproximar cada variable a una función de transferencia de segundo orden tomando como parámetros, el tiempo pico y el sobrepaso máximo.

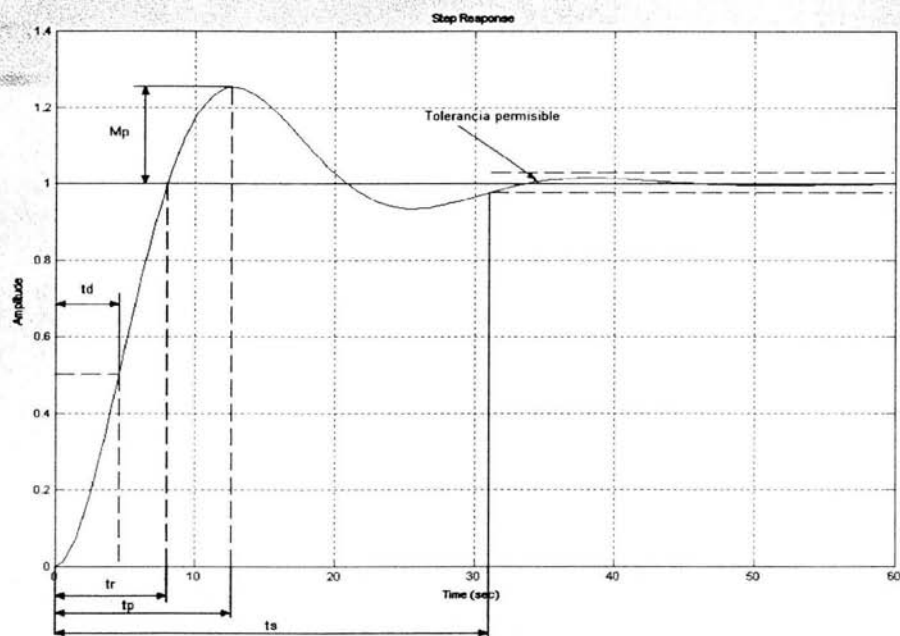


Fig. 5.17. Curva de respuesta escalón unitario en la que se muestran  $t_d$ ,  $t_r$ ,  $t_p$ ,  $M_p$  y  $t_s$ .

### 5.5.3 Respuesta de la planta utilizando controladores PID diseñados en base a su respuesta transitoria.

Partiendo de la respuesta obtenida con el método de sintonización de Nichols-Ziegler, se hace una aproximación a una función de transferencia de segundo orden para cada una de las variables de proceso, nivel de agua, nivel de aceite y presión, con el tiempo para pico y el sobrepasso máximo, se puede encontrar la frecuencia natural del sistema y el factor de amortiguamiento y aproximar con estos valores una función de transferencia de lazo cerrado como la ec. (14).

Se parte de el diagrama a bloques siguiente, en el cual se tienen considerados el controlador PID y la planta en lazo cerrado

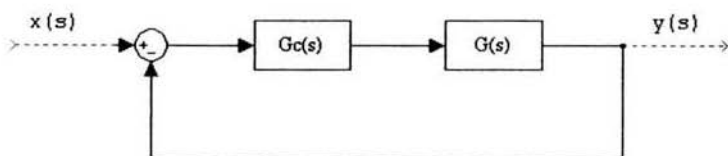


Fig. 5.18 Acción PID sobre una planta.

Donde la función de transferencia que caracteriza a este sistema es la siguiente:

$$H(s) = \frac{y(s)}{x(s)} = \frac{G_c(s)G(s)}{1 + G_c(s)G(s)} \quad (21)$$

Despejando  $G(s)$  de la expresión (21), se obtiene la expresión (22), con la cual se puede determinar la función de transferencia de la planta a partir de la función de transferencia de lazo cerrado ( $H(s)$ ) y la función de transferencia del controlador PID ( $G_c(s)$ ), ambas conocidas.

$$G(s) = \frac{H(s)}{G_c(s) - H(s)G_c(s)} \quad (22)$$

Para la variable de proceso nivel de aceite se tiene los siguientes valores para  $t_p$  y  $sp\%$ , obtenidos de la simulación realizada con la planta en lazo cerrado incluido el controlador PID (ver figura 5.18), los cuales caracterizan a la función de transferencia de dicha variable.

$$t_p = 355.565s$$

$$sp\% = 0.5556\%$$

utilizando la ec. (19)

$$\xi = 0.85561 \quad (23)$$

utilizando la ec. (17)

$$\omega_n = 0.01707 \quad (24)$$

así entonces sustituyendo (23) y (24) en (14) se obtiene la función de transferencia de el nivel de aceite con respecto al flujo de salida de aceite  $\dot{m}_{os}$ , en lazo cerrado e incluyendo el controlador PID correspondiente.

$$H_{ho}(s) = \frac{h_o(s)}{\dot{m}_{os}(s)} = \frac{0.0002914}{s^2 + 0.029211s + 0.0002914} \quad (25)$$

Para la variable de proceso nivel de agua se tiene los siguientes valores para  $t_p$  y  $sp\%$  obtenidos de la simulación realizada con la planta en lazo cerrado incluido el controlador PID (ver figura 5.18), los cuales caracterizan a la función de transferencia de dicha variable.

$$t_p = 253s$$

$$sp\% = 0.08112\%$$

utilizando la ec. (19)

$$\xi = 0.91481 \quad (26)$$

utilizando la ec. (17)

$$\omega_n = 0.03075 \quad (27)$$

así entonces sustituyendo (26) y (27) en (14) se obtiene la función de transferencia de el nivel de agua con respecto al flujo de salida de agua  $\dot{m}_{ws}$  en lazo cerrado e incluyendo el controlador PID correspondiente.

$$H_{hw}(s) = \frac{h_w(s)}{\dot{m}_{ws}(s)} = \frac{9.4556 \times 10^{-4}}{s^2 + 0.0563s + 9.4556 \times 10^{-4}} \quad (28)$$

Para la presión se tienen los siguientes valores para  $t_p$  y  $sp\%$  obtenidos de la simulación realizada con la planta en lazo cerrado incluido el controlador PID (ver figura 5.18), los cuales caracterizan a la función de transferencia de dicha variable.

$$t_p = 7s$$

$$sp\% = 2.6496\%$$

utilizando la ec. (19)

$$\xi = 0.75621 \quad (29)$$

utilizando la ec. (17)

$$\omega_n = 0.68589 \quad (30)$$

así entonces sustituyendo (27) y (28) en (14) se obtiene la función de transferencia de la presión con respecto al flujo de salida de gas  $\dot{m}_{gs}$  en lazo cerrado e incluyendo el controlador PID correspondiente.

$$H_p(s) = \frac{P(s)}{\dot{m}_{gs}(s)} = \frac{0.4704}{s^2 + 1.0374s + 0.4704} \quad (31)$$

Las expresiones (25), (28) y (31) corresponden a la aproximación de la planta con acción de control PID y realimentación negativa como se muestra en la figura 5.18, donde la función de transferencia de lazo cerrado se define en la ec. (21). Aplicando la expresión (22) para cada una de las variables de proceso se obtienen las funciones de transferencia de cada una de ellas para diseñar un control más eficaz comparado con el diseñado por la regla de sintonización de Nichols-Ziegler.

Para el nivel de de aceite, sustituyendo (9) y (25) en (22):

$$G_{ho}(s) = \frac{2.914 \times 10^{-4}}{s^3 + 1.0958s^2 + 0.3156s + 0.0083}$$

$$G_{ho}(s) = \frac{2.914 \times 10^{-4}}{(s + 0.5333)^2 (s + 0.0292)} \quad (32)$$

Para el nivel de de agua, sustituyendo (13) y (28) en (22):

$$G_{hw}(s) = \frac{9.4556 \times 10^{-4}}{s^3 + 1.1373s^2 + 0.3530s + 0.0164}$$

$$G_{hw}(s) = \frac{9.455 \times 10^{-4}}{(s + 0.5413)(s + 0.5397)(s + 0.0563)} \quad (33)$$

Para la presión, sustituyendo (5) y (31) en (22):

$$G_p(s) = \frac{0.4704}{s^3 + 2.1457s^2 + 1.4527s + 0.3148}$$

$$G_p(s) = \frac{0.4704}{(s + 1.0396)(s + 0.6087)(s + 0.4974)} \quad (34)$$

Utilizando el enfoque de lugar geométrico de las raíces (ver Anexo 5) para obtener un controlador PID, que mejore el desempeño de la planta se obtuvieron los siguientes controladores PID, para cada una de las variables de proceso.

$$G_{c,ho}(s) = \frac{2.785627s^2 + 41.8473s + 0.9437}{s} \quad (35)$$

$$G_{c,hw}(s) = \frac{2.94277s^2 + 88.4246s + 4.2447}{s} \quad (36)$$

$$G_{c,p}(s) = \frac{0.7904s^2 + 0.2007s + 0.0019}{s} \quad (37)$$

La respuesta de la planta utilizando los controladores (35), (36) Y (37) para nivel de aceite, nivel de agua y presión se muestran en la figura 5.19, 5.20 Y 5.21 respectivamente, y la apertura de las válvulas en la figura 5.22.

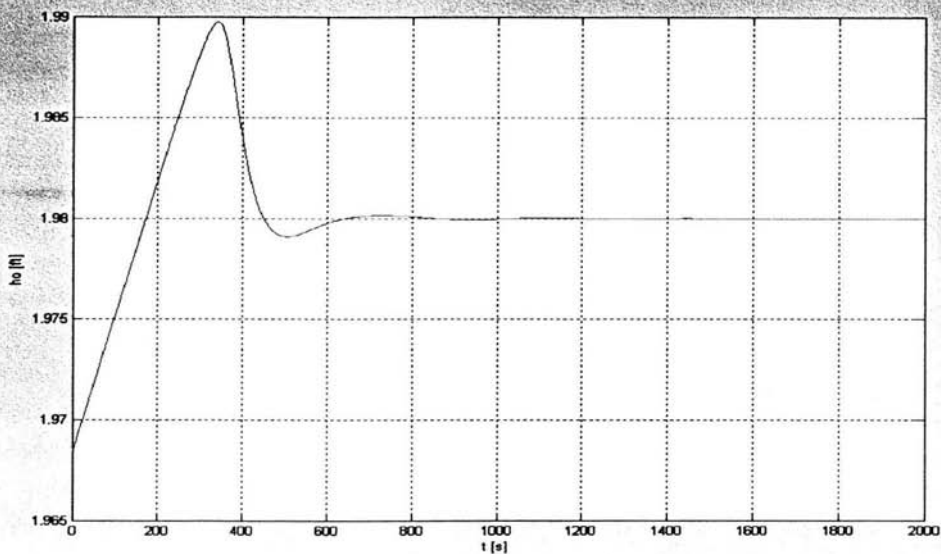


Fig. 5.19. Nivel de aceite con control PID sintonizado por la técnica de Lugar Geométrico de las Raíces.

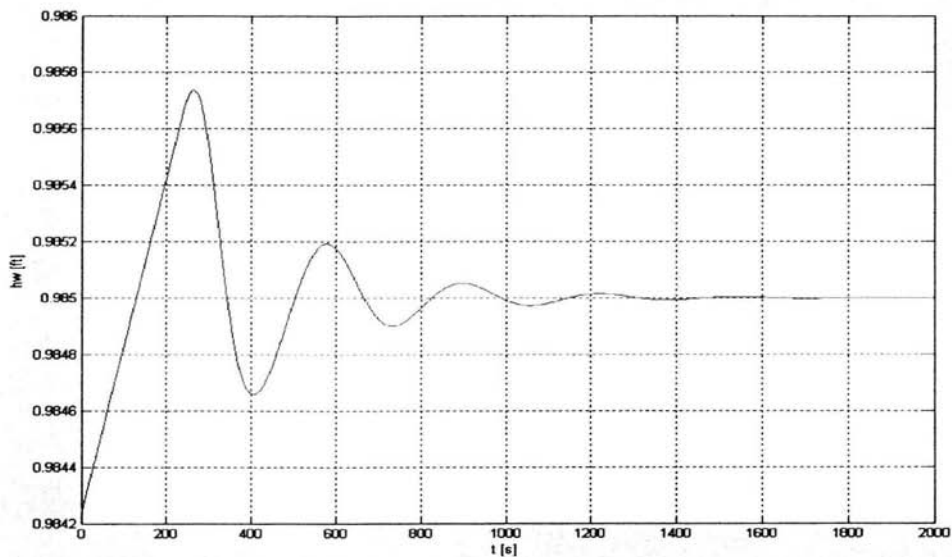


Fig. 5.20. Nivel de agua con control PID sintonizado por la técnica de Lugar Geométrico de las Raíces.

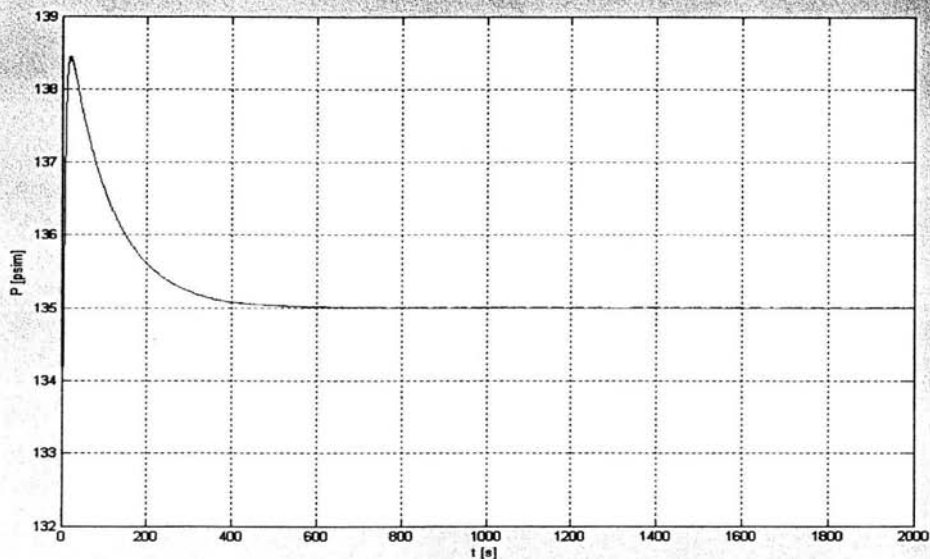


Fig. 5.21. Presión con control PID sintonizado por la técnica de Lugar Geométrico de las Raíces.

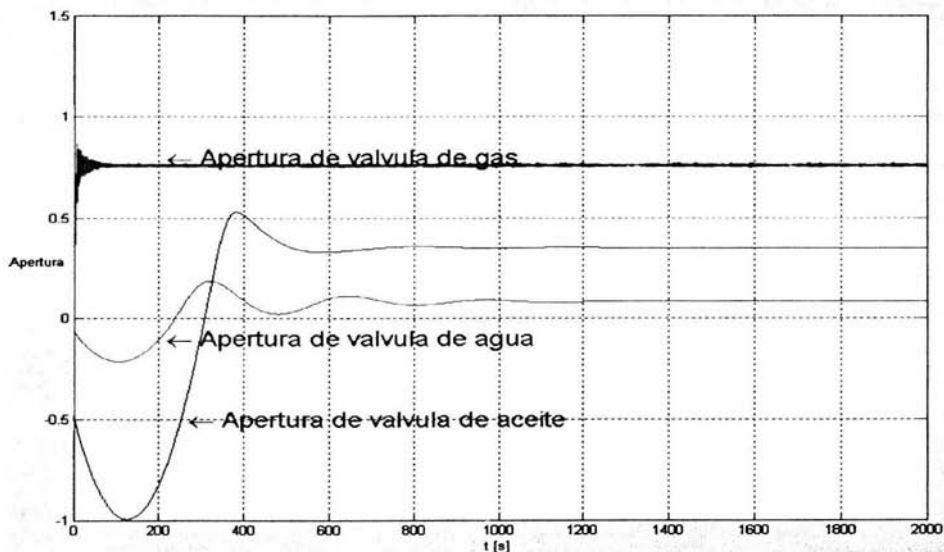


Fig. 5.16. Apertura de las válvulas de gas, aceite y agua, (Señales de control).



**Faltan páginas**

**N° 89-91**

## ANEXO 1

## Código del separador Trifásico programado en Matlab (función S).

```

function [sys,x0]=seprdr_H(t,x,u,flag,Zf1)
% SEPRDR_H.M
% Bloque de simulink para la simulación dinámica
% del proceso de separación trifásica con el
% cálculo de propiedades termodinámicas basado en
% una Ecuación de Estado, en un SEPARADOR HORIZONTAL.
% Asociados: Calc_flash.m Principal.m
% Por H. Balleza M.

% (c)2003 Instituto Mexicano del Petróleo

%-----
%-----
%Parámetros de simulación
global x_est y_est x_est_ant y_est_ant
L=10.105; %Longitud del separador, sin considerar las cabezas toriesfericas [ft].
L1=8.071; %Longitud del area del separador donde se encuantra el agua.
%r=0.31; %Semiradio de las cabezas toriesfericas.
R=1.8044; %Radio interno del separador [ft].
Text=68; %Temperatura externa en [°F] o 20 °C.
U=0.15; %Coeficiente térmico.
AS=37.1043; %Área del separador en [ft^2].
A=3.86; %Área interna del separador donde ocurre el flash en [ft^2].
Zg=0.7;
Tsamp=5; %Tiempo de muestreo para FLAG=2.
Tsmax=40; %Numero máximo de periodos de muestreo.
Vartol=0.01; %Tolerancia de variacion de propiedades para actualizar valores.
offset=0; %Corrimiento Ver manual, p 3-15.
iter=0;

switch flag,
case 0,
%warning('case 0')
%=====
%=====
% Return the sizes, initial conditions, and sample times for the S-function.
%=====
%=====
P=132.26353902; %Presion de operacion [psim].
T=86; %Temperatura de operacion 30 [°C] en [°F].
Z=Zf1; %Composiciones de entrada [frac.mol].

```

```

[Mmol,ki,Nc,Cpg,Cpo,Cpw,PMG,PMO,PMW,Rhow,Rhoo,Rhog,L,V,W,x,y,w]=Calc_flash
(Zfl,P,T);
  x_est=x;
  y_est=y;

%---Dimensionamiento del sistema y condiciones iniciales.---%
ho0=1.9685039370066;          %Altura inicial del aceite dentro del separador
[ft].
hw0=0.9842519685033;          %Altura inicial del agua dentro del separador [ft].
  To=T;          %Temperatura inicial dentro del separador [°K] o 20 [°C].
  Po=P;          %Presion inicial dentro del separador 15e5 [Pa].

  Nest=Nc+4;          %SIZES(1) numero de estados continuos Nc componentes +4
cuando incluya presion.
  Nestdis=13+4*Nc;      %SIZES(2) numero de estados
discretos(Agu,Oil,Vap,ki1,ki3,Rhog,Rhow,Rhoo,Zg,Zo,Zw)
  Nsal=3*Nc+10;        %SIZES(3) numero de salidas
  Nent=Nc+4;          %SIZES(4) numero de entradas.
  NrAI=0;              %SIZES(5) numero of raices (currently unsupported)
  Ndff=0;              %SIZES(6) direct feedthrough flag
  sys=[Nest,Nestdis,Nsal,Nent,NrAI,Ndff];
  iter=0;

%   x0=[X'; ho; To; Po; V; Ki'; dens; rhoV; Zv; Dso];
%   x0=[x_est'; To; Po; hw0; ho0; W; L; V; Rhoo; Rhow; Rhog; Cpg; Cpo; Cpw; PMG;
PMO; PMW; Nc; y'; w'; ki'; Mmol'];
% str is always an empty matrix
str = [];
% initialize the array of sample times
ts = [0 0];

%%%%%%%%%%
% End of Initialization %
%%%%%%%%%%

case 1,
  %warning('Resolviendo Derivadas')
%=====
% Regresa las derivadas de los estados continuos.
%=====

  Nc=x(5+17);
  Z=u(1:Nc)';          %Composiciones de entrada.
  mme=u(Nc+1);        %Gasto de alimentación de entrada.

```

```

mos=u(Nc+2);      %Gasto de salida de aceite.
mgs=u(Nc+3);      %Gasto de salida de gas.
mws=u(Nc+4);      %Gasto de salida de agua.
% Estados Continuos
T=x(Nc+1);        %Temperatura dentro del separador [°K].
P=x(Nc+2);        %Presion en el interior del separador [Pa]
X=x(1:Nc);        %Vector de fracciones.
if x(Nc+4) < 0.01
    ho=0.01;
elseif x(Nc+4) > 3.5761
    ho=3.5761;
else
    ho=x(Nc+4);
end
if x(Nc+3) < 0.01
    hw=0.01;
elseif x(Nc+3) > 3.5761
    hw=3.5761;
else
    hw=x(Nc+3);
end

% Estados discretos

Agu=x(Nc+5);      %Fraccion en fase agua.
Oil=x(Nc+6);      %Fraccion en fase aceite.
Vap=x(Nc+7);      %Fraccion en fase gas.
Rho0=x(Nc+8);     %Densidad inicial del aceite [lb/ft^3].
Rho0w=x(Nc+9);    %Densidad inicial del agua [lb/ft^3].
Rhog=x(Nc+10);    %Densidad inicial del gas [lb/ft^3].
Cpg=x(Nc+11);     %Cp del gas [BTU/lb°F]
Cpo=x(Nc+12);     %Cp del aceite [BTU/lb°F]
Cpw=x(Nc+13);     %Cp del agua [BTU/lb°F]
MOil=x(Nc+15);
MVap=x(Nc+14);   %Masa molecular promedio ponderada
fase vapor.
MWat=x(Nc+16);   %Masa molecular promedio ponderada
fase liquido2.
y=x(Nc+18:2*Nc+18);
w=x(2*Nc+19:32);

KI=x(33:37);
Mmol=x(38:42);

Ato=2*L*sqrt(2*ho*R-ho^2); %Area con respecto a la altura de
aceite.

```

```

Atw=2*L1*sqrt(2*hw*R-hw^2); %Area con respecto a la altura de
agua.
Volw=L1*sqrt(R^2-(hw-R)^2)*(hw-R)+L1*R^2*acos((R-hw)/R); %Volumen
ocupado por el agua [ft^3].
Voll=L*sqrt(R^2-(ho-R)^2)*(ho-R)+L*R^2*acos((R-ho)/R); %Volumen ocupado por
el liquido [ft^3].
Volo=Voll-Volw; %Volumen del aceite en funcion de
ho y hw [ft^3].
Vg=R^2*(L*acos((ho-R)/R) - Ato/2*(ho-R)/R^2); %Volumen ocupado por gas
[ft^3].

```

```

Ru=10.73164; %Constante universal de los gases
[psi*ft^3/(lbmol*oR)].
ka1=Rhow*Cpw*Volw+Rhooc*Cpo*Volo+Rhog*Cpg*Vg; %Constante para
minimizar calculos.
ka2=mws*Cpw*Volw+mos*Cpo*Volo+mgs*Cpg*Vg; %Constante para
minimizar calculos.

```

```

%---Ecuaciones dinámicas con ecuaciones de estado.---%
dX_dt=(Z-x_est)*Oil*mme/Voll/Rhoo; %Vector de derivadas de las fracciones
Xi (eq. 26)
%dT_dt=(ka2*T-U*AS*(Text-T))/ka1; %Derivada de la temperatura.
dT_dt=0*0.00001; %Derivada de la temperatura.
dMVap_dt=Mmol*(KI*(x_est-x_est_ant)/Tsamp); %Derivada del peso molecular del
gas.
dVg_dt=(1/Rhow)*(Vap*mme-mgs); %Derivada del volumen de gas dentro
del separador.
dhw_dt=(Agu*mme-mws)/Atw/Rhow; % Altura dentro del separador
(eq. 22)
dho_dt=(Oil*mme-mos)/(Rhooc*Ato)+(Atw/Ato)*dhw_dt;
dP_dt=Zg*Ru*(T+460)/MVap/Vg*(Vap*mme-mgs)-
P/MVap*dMVap_dt+P*Ato/Vg*dho_dt+dT_dt*(P/T); %Derivada de la presion.

sys=[dX_dt; dT_dt; dP_dt; dhw_dt; dho_dt]; %FLAG=1 Retorna las derivadas del
estado dx/dt

```

```

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
% Fin de las Derivadas %
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

```

case 2,

```

%warning('case 2')
%=====
% Actualizacion de los estados discretos, tiempos de muestreo, y los
% requisitos importantes del paso del tiempo.
%=====
% FLAG=2 Retoma el estado discreto x(n+1)

Nc=x(5+17);
Z=u(1:Nc);           %Composiciones de entrada.
mme=u(Nc+1);        %Gasto de alimentación de entrada.
mos=u(Nc+2);        %Gasto de salida de aceite.
mgs=u(Nc+3);        %Gasto de salida de gas.
mws=u(Nc+4);        %Gasto de salida de agua.
% Estados Continuos
T=x(Nc+1);          %Temperatura dentro del separador [°K].
P=x(Nc+2);          %Presion en el interior del separador [Pa]
X=x_est';          %% x(1:Nc); % Vector de fracciones
if x(Nc+4) < 0.01
    ho=0.01;
elseif x(Nc+4) > 3.5761
    ho=3.5761;
else
    ho=x(Nc+4);
end
if x(Nc+3) < 0.01
    hw=0.01;
elseif x(Nc+3) > 3.5761
    hw=3.5761;
else
    hw=x(Nc+3);
end
% Estados discretos

W=x(Nc+5);          %Fraccion en fase agua.
L=x(Nc+6);          %Fraccion en fase aceite.
V=x(Nc+7);          %Fraccion en fase gas.
Rho0=x(Nc+8);       %Densidad inicial del aceite [lb/ft^3].
RhoW=x(Nc+9);       %Densidad inicial del agua [lb/ft^3].
RhoG=x(Nc+10);      %Densidad inicial del gas [lb/ft^3].
Cpg=x(Nc+11);       %Cp del gas [BTU/lb°F]
Cpo=x(Nc+12);       %Cp del aceite [BTU/lb°F]
Cpw=x(Nc+13);       %Cp del agua [BTU/lb°F]
PMO=x(Nc+15);

```

```

    PMG=x(Nc+14); %Masa molecular promedio ponderada
fase vapor.
    PMW=x(Nc+16); %Masa molecular promedio ponderada
fase liquido2.
    y=x(23:27);
    w=x(28:32);
    Mmol=x(38:42);
    x_est_ant=x_est;
    y_est_ant=y_est;

%-----%

    % Se trata del punto de muestreo?
    if abs(round((t-offset)/Tsamp)-(t-offset)/Tsamp) < 1e-8
        % Cálculo de propiedades:

        [Mmol,ki,Nc,Cpg,Cpo,Cpw,PMG,PMO,PMW,Rhow,Rhoo,Rhog,L,V,W,x,y,w]=Ca
lc_flash(Zfl,P,T);
        x_est=x;
        y_est=y;
        sys=[W; L; V; Rhoo; Rhow; Rhog; Cpg; Cpo; Cpw; PMG; PMO; PMW;
Nc; y'; w'; ki'; Mmol']; % FLAG=2 Retorna los estados discretos

    else
        % Retorna las propiedades de estado sin realizar cálculo alguno

[Mmol,ki,Nc,Cpg,Cpo,Cpw,PMG,PMO,PMW,Rhow,Rhoo,Rhog,L,V,W,x,y,w]=Calc_flash
(Zfl,P,T);
        sys=[W; L; V; Rhoo; Rhow; Rhog; Cpg; Cpo; Cpw; PMG; PMO; PMW;
Nc; y'; w'; ki'; Mmol']; % FLAG=2 Retorna los estados discretos
        x_est=x;
        y_est=y';
        end

%%%%%%%%%%
% Fin de las Actualizaciones. %
%%%%%%%%%%

case 3,
    %warning('case 3')
%=====
% Regresa las salidas del bloque.
%=====

    %Definicion de Salidas del sistema

```

```

Nc=x(5+17);
Z=u(1:Nc);           %Composiciones de entrada.
mme=u(Nc+1);        %Gasto de alimentación de entrada.
mos=u(Nc+2);        %Gasto de salida de aceite.
mgs=u(Nc+3);        %Gasto de salida de gas.
mws=u(Nc+4);        %Gasto de salida de agua.
% Estados Continuos
T=x(Nc+1);          %Temperatura dentro del separador [°K].
P=x(Nc+2);          %Presion en el interior del separador [Pa]
X=x(1:Nc);          %Vector de fracciones.
    if x(Nc+4) < 0.01
        ho=0.01;
    elseif x(Nc+4) > 3.5761
        ho=3.5761;
    else
        ho=x(Nc+4);
    end
    if x(Nc+3) < 0.01
        hw=0.01;
    elseif x(Nc+3) > 3.5761
        hw=3.5761;
    else
        hw=x(Nc+3);
    end
% Estados discretos

Agu=x(Nc+5);        %Fraccion en fase agua.
Oil=x(Nc+6);        %Fraccion en fase aceite.
Vap=x(Nc+7);        %Fraccion en fase gas.
Rho0=x(Nc+8);       %Densidad inicial del aceite [lb/ft^3].
RhoW=x(Nc+9);       %Densidad inicial del agua [lb/ft^3].
RhoG=x(Nc+10);      %Densidad inicial del gas [lb/ft^3].
Cpg=x(Nc+11);       %Cp del gas [BTU/lb°F]
Cpo=x(Nc+12);       %Cp del aceite [BTU/lb°F]
Cpw=x(Nc+13);       %Cp del agua [BTU/lb°F]
MOil=x(Nc+15);
MVap=x(Nc+14);     %Masa molecular promedio ponderada
fase vapor.
MWat=x(Nc+16);     %Masa molecular promedio ponderada
fase liquido2.
%-----%

Z=u(1:Nc);          %Composiciones de entrada.
mme=u(6);           %Gasto de alimentación de entrada.
mos=u(7);           %Gasto de salida de aceite.
mgs=u(8);           %Gasto de salida de gas.

```



```

mws=u(9);      %Gasto de salida de agua.

y=x(23:27);
w=x(28:32);

yhw=[w;Agu;P];
yvap=[y;Vap;P];

[Mmol,ki,Nc,Cpg,Cpo,Cpw,PMG,PMO,PMW,Rhow,Rhoo,Rhog,L,V,W,x,y,w]=Calc_flash
(Zfl,P,T);
yho=[x';Oil;P];
%x
%y
%w
%P
%T
%L
%V
sys=[ho; hw; yho; yhw; yvap; P; T];

%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
% Fin de las salidas %
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

case 4,
    %warning('case 4')

    % Retorna el siguiente punto de muestreo
    % Nsamp almacena el numero de muestras totales hasta el momento
    % Tsamp es el intervalo de muestreo, offset siempre es cero

    Nsamp=(t-offset)/Tsamp;

    sys=offset+(1+floor(Nsamp+1e-13*(1+Nsamp)))*Tsamp;

case 9,
    %warning('case 9')
%=====
%=====
% Perform any end of simulation tasks.
%=====
%=====
sys = [];
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%

```

```
% End of Terminate %  
%%%%%%%%%  
otherwise  
%%%%%%%%%  
% Unexpected flags %  
%%%%%%%%%  
error(['Unhandled flag = ',num2str(flag)]);  
end
```

```
%-----FIN DE PROGRAMA-----  
-----
```

## ANEXO 2

## Código del cálculo del flash isotérmico.

```

function
[Mmol,ki,Nc,Cpg,Cpo,Cpw,PMG,PMO,PMW,Rhow,Rhoo,Rhog,L,V,W,x,y,w]=Calc_flash
(Zf1,P,T)
% Calc_flash.m
% Programa que calcula el flash trifasico para condiciones de
% Tmin=-20[°F] a Tmax=400 [°F]
% Pmin=50 [psia] a Pmax=500 [psia]
% Asociados: Calc_ki
% Por H. Balleza M.
% Agosto del 2003
% (c)2003 Instituto Mexicano del Petróleo
%-----
%function [Error, Oil, Vap, Xi, suma]=Calc_flash(X,P,T)
%function [Oil, Agu, Vap, x, y, z, Rhoo, Rhow, Rhog]=Calc_flash(X,P,T)
tamano=size(Zf1);
counter1=tamano(1,2);
compo=0;
for m = 1:counter1
    compo=Zf1(1,m)+compo;
end
Z=(1/compo)*Zf1; %Composicion normalizada de entrada.
Prop=[16.043 0.3 0.52669 0;
    30.070 0.35619 0.40782 0.97225;
    44.097 0.50698 0.38852 0.61996;
    72.150 0.63108 0.38825 0.54363;
    %142.285 0.73417 0.38179 0.52103;
    18.0153 1 0.44469 0.99974];
Ctes=Prop';
z=0.7;
R=10.73164; %[(psi*ft^3)/(lbmol*°R)]
Dens_agua=62.4; %[(lbs/ft^3)]
L=0.5;
Error=1;
kii=Calc_ki(P,T);
ki=[kii 0];
Temp=size(ki);
Nc=Temp(1,2);
Iter=0;
flag=0;
delta=0.1;
pro=0;

```

```

div=0;
W=0.05;

for i=1:Nc-1
    pro=pro+Z(1,i)*kii(1,i);
end
for i=1:Nc-1
    div=div+Z(1,i)/kii(1,i);
end
L;
V=1-L;
x1=Z(1,1)/(L+V*ki(1,1));
x2=Z(1,2)/(L+V*ki(1,2));
x3=Z(1,3)/(L+V*ki(1,3));
x4=Z(1,4)/(L+V*ki(1,4));
%x5=Z(1,5)/(L+V*ki(1,5));
suma=x1+x2+x3+x4;%+x5;
if pro > 1 & div > 1
    while (Iter < 500)
        %La mezcla a estas condiciones de P y T se encuentra en dos fases.
        Iter=Iter+1;
        L;
        V=1-L;
        x1=Z(1,1)/(L+V*ki(1,1));
        x2=Z(1,2)/(L+V*ki(1,2));
        x3=Z(1,3)/(L+V*ki(1,3));
        x4=Z(1,4)/(L+V*ki(1,4));
        %x5=Z(1,5)/(L+V*ki(1,5));
        suma1=suma;
        suma=x1+x2+x3+x4;%+x5;
        Error=1-suma;
        signo=sign(Error);
        if suma-suma1 >= 0 & suma <= 1 & flag == 0
            suma-suma1;
            L=L-delta;
        else
            flag=1;
            if signo == 1
                incr=mini(delta);
                delta=incr;
                L=L-incr;
            else
                incr=mini(delta);
                delta=incr;
                L=L+incr;
            end
        end
    end
end

```

```

x=[x1 x2 x3 x4 0];% x5 0];
y=ki.*x;
w=[0 0 0 0 1];%0 1];
end
L=L*0.95;
V=V*0.95;

elseif div < 1 & div > 0
%La mezcla a estas condiciones de P y T se encuentra en fase Gaseosa.
y=[Z];
x=zeros(1,Nc);
w=[0 0 0 0 1];%0 1];
L=0;
V=0.95;
W=0.05;

else
%La mezcla a estas condiciones de P y T se encuentra en fase Liquida.
x=[Z]
y=zeros(1,Nc);
w=[0 0 0 0 1];%0 1];
L=0.95;
V=0;
W=0.05;

end
Aceite=Ctes*x';
Gas=Ctes*y';
Agua=Ctes*w';
PMG=Gas(1,1);
PMO=Aceite(1,1);
PMW=Agua(1,1);
Rhog=((P+14.7)*PMG)/(z*R*(T+460));
Rho0=Aceite(2,1)*Dens_agua+1;
Rhow=Agua(2,1)*Dens_agua+0.000001;
Cpg=Gas(3,1);
Cpo=Aceite(4,1);
Cpw=Agua(4,1);
L;
V;
W;
Mmol=Prop(1:5,1)';

```

## ANEXO 3

## Código del cálculo de las constantes de equilibrio.

```

function [ki]=Calc_ki(P,T)
% Calc_ki.m
% Programa que calcula las constantes de equilibrio para Pk=3000
% Tmin=-20[°F] a Tmax=400 [°F]
% Pmin=50 [psia] a Pmax=500 [psia]
% Asociados: Calc_ki
% Por H. Balleza M.
% Agosto del 2003
% (c)2003 Instituto Mexicano del Petróleo
%-----
if T > -30 & T <= -10
    c1=[5.11e-9 -6.636e-6 0.0031067 -0.63908 57.307];
    c2=[4.8837e-10 -6.327e-7 0.00029516 -0.060112 5.2992];
    c3=[7.7071e-11 -1.0045e-7 4.7384e-5 -0.0098158 0.90336];
    nc5=[2.6571e-012 -3.5301e-009 1.6694e-006 -0.0003343 0.030831];
    c10=[-4.1785e-014 4.4336e-011 -1.4215e-008 1.0811e-006 8.1312e-005];
    k1=c1(1,1)*P^4+c1(1,2)*P^3+c1(1,3)*P^2+c1(1,4)*P+c1(1,5);
    k2=c2(1,1)*P^4+c2(1,2)*P^3+c2(1,3)*P^2+c2(1,4)*P+c2(1,5);
    k3=c3(1,1)*P^4+c3(1,2)*P^3+c3(1,3)*P^2+c3(1,4)*P+c3(1,5);
    kn5=nc5(1,1)*P^4+nc5(1,2)*P^3+nc5(1,3)*P^2+nc5(1,4)*P+nc5(1,5);
    k10=c10(1,1)*P^4+c10(1,2)*P^3+c10(1,3)*P^2+c10(1,4)*P+c10(1,5);
elseif T > -10 & T <= 10
    c1=[5.5961e-9 -7.2669e-6 0.0034029 -0.70011 62.599];
    c2=[6.5146e-10 -8.437e-7 0.00039139 -0.079952 7.0038];
    c3=[1.1868e-10 -1.5435e-7 7.253e-5 -0.014941 1.3577];
    nc5=[5.6671e-012 -7.2696e-009 3.3443e-006 -0.00065922 0.059116];
    c10=[-2.102e-014 3.0408e-011 -1.4178e-008 2.0746e-006 2.1681e-005];
    k1=c1(1,1)*P^4+c1(1,2)*P^3+c1(1,3)*P^2+c1(1,4)*P+c1(1,5);
    k2=c2(1,1)*P^4+c2(1,2)*P^3+c2(1,3)*P^2+c2(1,4)*P+c2(1,5);
    k3=c3(1,1)*P^4+c3(1,2)*P^3+c3(1,3)*P^2+c3(1,4)*P+c3(1,5);
    kn5=nc5(1,1)*P^4+nc5(1,2)*P^3+nc5(1,3)*P^2+nc5(1,4)*P+nc5(1,5);
    k10=c10(1,1)*P^4+c10(1,2)*P^3+c10(1,3)*P^2+c10(1,4)*P+c10(1,5);
elseif T > 10 & T <= 30
    c1=[6.0996e-9 -7.92125e-6 0.0037099 -0.76318 68.035];
    c2=[8.4464e-10 -1.0934e-6 0.00050906 -0.10335 9.0017];
    c3=[1.7405e-10 -2.2604e-7 0.00010591 -0.021724 1.9543];
    nc5=[9.1869e-012 -1.2051e-008 5.6727e-006 -0.0011453 0.10374];
    c10=[-2.6047e-014 2.245e-011 -6.3858e-009 6.8001e-007 7.8364e-005];
    k1=c1(1,1)*P^4+c1(1,2)*P^3+c1(1,3)*P^2+c1(1,4)*P+c1(1,5);
    k2=c2(1,1)*P^4+c2(1,2)*P^3+c2(1,3)*P^2+c2(1,4)*P+c2(1,5);
    k3=c3(1,1)*P^4+c3(1,2)*P^3+c3(1,3)*P^2+c3(1,4)*P+c3(1,5);

```

```

kn5=nc5(1,1)*P^4+nc5(1,2)*P^3+nc5(1,3)*P^2+nc5(1,4)*P+nc5(1,5);
k10=c10(1,1)*P^4+c10(1,2)*P^3+c10(1,3)*P^2+c10(1,4)*P+c10(1,5);
elseif T > 30 & T <= 50
c1=[6.6183e-9 -8.5953e-6 0.0040254 -0.82786 73.579];
c2=[1.0673e-9 -1.381e-6 0.00064247 -0.13024 11.287];
c3=[2.4518e-10 -3.18e-7 0.00014864 -0.030378 2.7096];
nc5=[1.6714e-011 -2.1499e-008 9.9206e-006 -0.0019735 0.17498];
c10=[5.7122e-014 -7.0277e-011 2.998e-008 -5.1321e-006 0.00048659];
k1=c1(1,1)*P^4+c1(1,2)*P^3+c1(1,3)*P^2+c1(1,4)*P+c1(1,5);
k2=c2(1,1)*P^4+c2(1,2)*P^3+c2(1,3)*P^2+c2(1,4)*P+c2(1,5);
k3=c3(1,1)*P^4+c3(1,2)*P^3+c3(1,3)*P^2+c3(1,4)*P+c3(1,5);
kn5=nc5(1,1)*P^4+nc5(1,2)*P^3+nc5(1,3)*P^2+nc5(1,4)*P+nc5(1,5);
k10=c10(1,1)*P^4+c10(1,2)*P^3+c10(1,3)*P^2+c10(1,4)*P+c10(1,5);
elseif T > 50 & T <= 70
c1=[7.1644e-9 -9.3016e-6 0.0043539 -0.8945 79.219];
c2=[1.3187e-9 -1.7055e-6 0.00079279 -0.16048 13.843];
c3=[3.3317e-10 -4.3167e-7 0.00020139 -0.041042 3.635];
nc5=[2.6504e-011 -3.4108e-008 1.5749e-005 -0.0031408 0.27734];
c10=[1.2167e-014 -3.416e-011 2.5955e-008 -6.9136e-006 0.00087914];
k1=c1(1,1)*P^4+c1(1,2)*P^3+c1(1,3)*P^2+c1(1,4)*P+c1(1,5);
k2=c2(1,1)*P^4+c2(1,2)*P^3+c2(1,3)*P^2+c2(1,4)*P+c2(1,5);
k3=c3(1,1)*P^4+c3(1,2)*P^3+c3(1,3)*P^2+c3(1,4)*P+c3(1,5);
kn5=nc5(1,1)*P^4+nc5(1,2)*P^3+nc5(1,3)*P^2+nc5(1,4)*P+nc5(1,5);
k10=c10(1,1)*P^4+c10(1,2)*P^3+c10(1,3)*P^2+c10(1,4)*P+c10(1,5);
elseif T > 70 & T <= 90
c1=[7.6884e-9 -9.9813e-6 0.0046719 -0.95972 84.802];
c2=[1.5962e-9 -2.0637e-6 0.00095856 -0.19377 16.648];
c3=[3.8909e-10 -5.1044e-7 0.00024239 -0.050671 4.6329];
nc5=[3.9969e-011 -5.1502e-008 2.3815e-005 -0.0047621 0.41941];
c10=[8.4626e-014 -1.3038e-010 7.17e-008 -1.6097e-005 0.0017336];
k1=c1(1,1)*P^4+c1(1,2)*P^3+c1(1,3)*P^2+c1(1,4)*P+c1(1,5);
k2=c2(1,1)*P^4+c2(1,2)*P^3+c2(1,3)*P^2+c2(1,4)*P+c2(1,5);
k3=c3(1,1)*P^4+c3(1,2)*P^3+c3(1,3)*P^2+c3(1,4)*P+c3(1,5);
kn5=nc5(1,1)*P^4+nc5(1,2)*P^3+nc5(1,3)*P^2+nc5(1,4)*P+nc5(1,5);
k10=c10(1,1)*P^4+c10(1,2)*P^3+c10(1,3)*P^2+c10(1,4)*P+c10(1,5);
elseif T > 90 & T <= 110
c1=[8.2216e-9 -1.0675e-5 0.0049969 -1.0261 90.409];
c2=[1.8968e-9 -2.4515e-6 0.0011379 -0.22975 19.669];
c3=[5.6163e-10 -7.2664e-7 0.00033811 -0.068617 6.0129];
nc5=[5.8027e-011 -7.4778e-008 3.4588e-005 -0.0069265 0.60906];
c10=[2.7636e-013 -3.5919e-010 1.6961e-007 -3.415e-005 0.0033046];
k1=c1(1,1)*P^4+c1(1,2)*P^3+c1(1,3)*P^2+c1(1,4)*P+c1(1,5);
k2=c2(1,1)*P^4+c2(1,2)*P^3+c2(1,3)*P^2+c2(1,4)*P+c2(1,5);
k3=c3(1,1)*P^4+c3(1,2)*P^3+c3(1,3)*P^2+c3(1,4)*P+c3(1,5);
kn5=nc5(1,1)*P^4+nc5(1,2)*P^3+nc5(1,3)*P^2+nc5(1,4)*P+nc5(1,5);
k10=c10(1,1)*P^4+c10(1,2)*P^3+c10(1,3)*P^2+c10(1,4)*P+c10(1,5);
elseif T > 110 & T <= 130

```

```

c1=[8.7547e-9 -1.1366e-5 0.0053188 -1.0915 95.919];
c2=[2.217e-9 -2.8643e-6 0.0013287 -0.26797 22.868];
c3=[7.0191e-10 -9.0766e-7 0.00042194 -0.085497 7.4613];
nc5=[8.1215e-011 -1.0468e-007 4.8429e-005 -0.0097085 0.85277];
c10=[5.5086e-013 -7.1812e-010 3.3682e-007 -6.6832e-005 0.0060547];
k1=c1(1,1)*P^4+c1(1,2)*P^3+c1(1,3)*P^2+c1(1,4)*P+c1(1,5);
k2=c2(1,1)*P^4+c2(1,2)*P^3+c2(1,3)*P^2+c2(1,4)*P+c2(1,5);
k3=c3(1,1)*P^4+c3(1,2)*P^3+c3(1,3)*P^2+c3(1,4)*P+c3(1,5);
kn5=nc5(1,1)*P^4+nc5(1,2)*P^3+nc5(1,3)*P^2+nc5(1,4)*P+nc5(1,5);
k10=c10(1,1)*P^4+c10(1,2)*P^3+c10(1,3)*P^2+c10(1,4)*P+c10(1,5);
elseif T > 130 & T <= 150
c1=[9.2776e-9 -1.2043e-5 0.0056341 -1.1555 101.29];
c2=[2.5519e-9 -3.2961e-6 0.0015282 -0.30789 26.205];
c3=[8.5844e-10 -1.1096e-6 0.00051542 -0.1043 9.0708];
nc5=[1.098e-010 -1.416e-007 6.5551e-005 -0.013159 1.156];
c10=[9.4925e-013 -1.2391e-009 5.8135e-007 -0.00011581 0.010435];
k1=c1(1,1)*P^4+c1(1,2)*P^3+c1(1,3)*P^2+c1(1,4)*P+c1(1,5);
k2=c2(1,1)*P^4+c2(1,2)*P^3+c2(1,3)*P^2+c2(1,4)*P+c2(1,5);
k3=c3(1,1)*P^4+c3(1,2)*P^3+c3(1,3)*P^2+c3(1,4)*P+c3(1,5);
kn5=nc5(1,1)*P^4+nc5(1,2)*P^3+nc5(1,3)*P^2+nc5(1,4)*P+nc5(1,5);
k10=c10(1,1)*P^4+c10(1,2)*P^3+c10(1,3)*P^2+c10(1,4)*P+c10(1,5);
elseif T > 150 & T <= 170
c1=[9.7847e-9 -1.2699e-5 0.0059394 -1.2174 106.47];
c2=[2.8971e-9 -3.741e-6 0.0017337 -0.34897 29.633];
c3=[1.0296e-9 -1.3304e-6 0.00061762 -0.12486 10.827];
nc5=[1.4444e-010 -1.8629e-007 8.6259e-005 -0.017329 1.523];
c10=[1.6614e-012 -2.1506e-009 9.9869e-007 -0.00019766 0.017463];
k1=c1(1,1)*P^4+c1(1,2)*P^3+c1(1,3)*P^2+c1(1,4)*P+c1(1,5);
k2=c2(1,1)*P^4+c2(1,2)*P^3+c2(1,3)*P^2+c2(1,4)*P+c2(1,5);
k3=c3(1,1)*P^4+c3(1,2)*P^3+c3(1,3)*P^2+c3(1,4)*P+c3(1,5);
kn5=nc5(1,1)*P^4+nc5(1,2)*P^3+nc5(1,3)*P^2+nc5(1,4)*P+nc5(1,5);
k10=c10(1,1)*P^4+c10(1,2)*P^3+c10(1,3)*P^2+c10(1,4)*P+c10(1,5);
elseif T > 170 & T <= 190
c1=[1.027e-8 -1.3326e-5 0.006231 -1.2765 111.39];
c2=[3.2474e-9 -4.1924e-6 0.0019421 -0.39063 33.107];
c3=[1.2139e-9 -1.5682e-6 0.00072768 -0.14698 12.713];
nc5=[1.8517e-010 -2.3883e-007 0.0001106 -0.022233 1.9556];
c10=[2.7098e-012 -3.5208e-009 1.6384e-006 -0.00032474 0.028342];
k1=c1(1,1)*P^4+c1(1,2)*P^3+c1(1,3)*P^2+c1(1,4)*P+c1(1,5);
k2=c2(1,1)*P^4+c2(1,2)*P^3+c2(1,3)*P^2+c2(1,4)*P+c2(1,5);
k3=c3(1,1)*P^4+c3(1,2)*P^3+c3(1,3)*P^2+c3(1,4)*P+c3(1,5);
kn5=nc5(1,1)*P^4+nc5(1,2)*P^3+nc5(1,3)*P^2+nc5(1,4)*P+nc5(1,5);
k10=c10(1,1)*P^4+c10(1,2)*P^3+c10(1,3)*P^2+c10(1,4)*P+c10(1,5);
elseif T > 190 & T <= 225
c1=[1.0726e-8 -1.3917e-5 0.0065054 -1.3319 116.01];
c2=[3.5976e-9 -4.6437e-6 0.0021505 -0.43225 36.579];
c3=[1.4093e-9 -1.8204e-6 0.00084437 -0.17043 14.708];

```



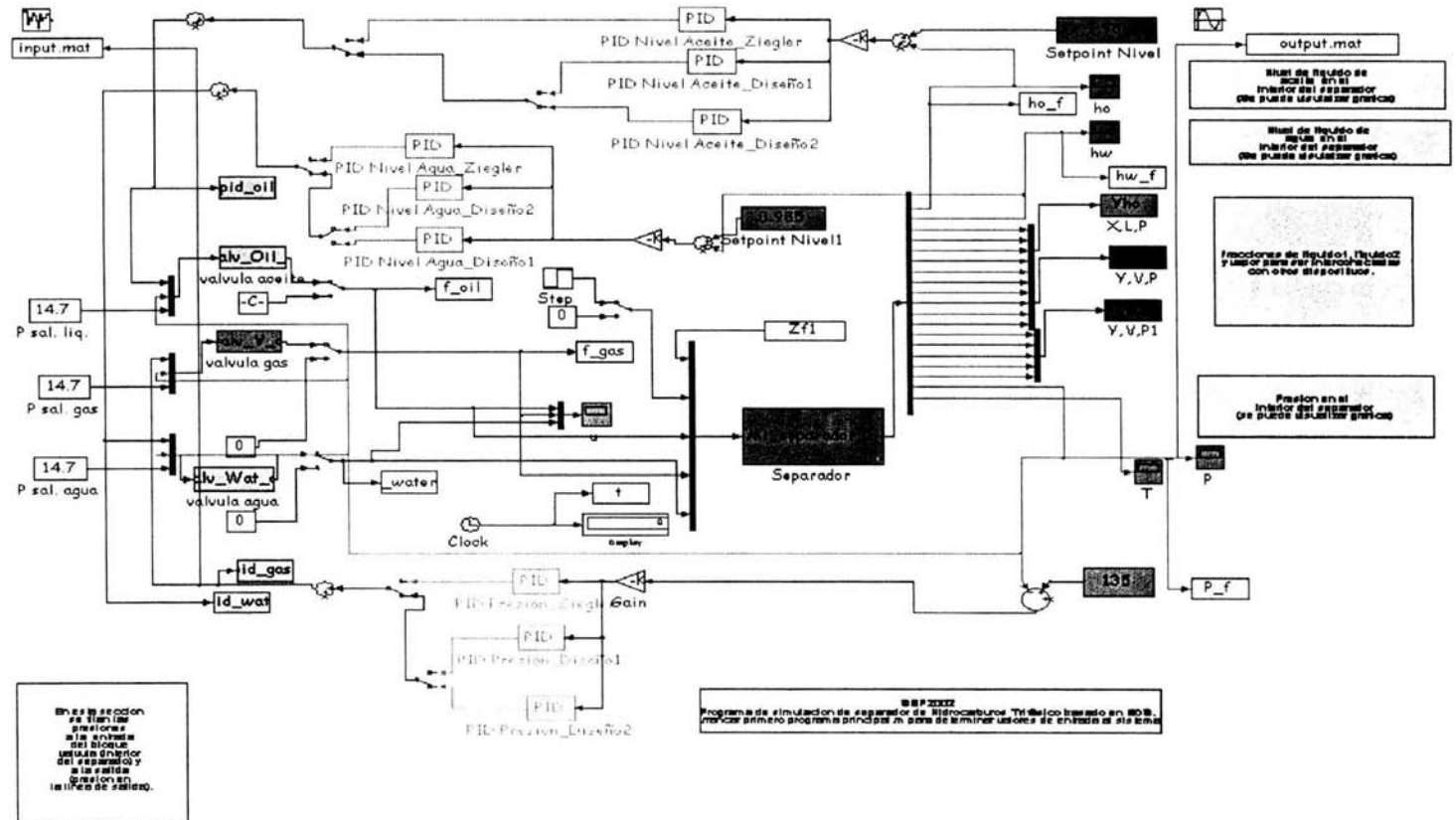
```

nc5=[2.3183e-010 -2.9906e-007 0.00013852 -0.027861 2.4537];
c10=[4.2316e-012 -5.4874e-009 2.5519e-006 -0.0005077 0.044277];
k1=c1(1,1)*P^4+c1(1,2)*P^3+c1(1,3)*P^2+c1(1,4)*P+c1(1,5);
k2=c2(1,1)*P^4+c2(1,2)*P^3+c2(1,3)*P^2+c2(1,4)*P+c2(1,5);
k3=c3(1,1)*P^4+c3(1,2)*P^3+c3(1,3)*P^2+c3(1,4)*P+c3(1,5);
kn5=nc5(1,1)*P^4+nc5(1,2)*P^3+nc5(1,3)*P^2+nc5(1,4)*P+nc5(1,5);
k10=c10(1,1)*P^4+c10(1,2)*P^3+c10(1,3)*P^2+c10(1,4)*P+c10(1,5);
elseif T > 225 & T <= 275
c1=[1.1705e-8 -1.5182e-5 0.0070934 -1.4508 125.89];
c2=[4.4395e-9 -5.7288e-6 0.0026516 -0.53246 44.955];
c3=[1.9325e-9 -2.4954e-6 0.0011568 -0.23316 20.032];
nc5=[3.7372e-010 -4.8218e-007 0.00022336 -0.044965 3.9752];
c10=[1.2024e-011 -1.5549e-008 7.2014e-006 -0.0014308 0.12286];
k1=c1(1,1)*P^4+c1(1,2)*P^3+c1(1,3)*P^2+c1(1,4)*P+c1(1,5);
k2=c2(1,1)*P^4+c2(1,2)*P^3+c2(1,3)*P^2+c2(1,4)*P+c2(1,5);
k3=c3(1,1)*P^4+c3(1,2)*P^3+c3(1,3)*P^2+c3(1,4)*P+c3(1,5);
kn5=nc5(1,1)*P^4+nc5(1,2)*P^3+nc5(1,3)*P^2+nc5(1,4)*P+nc5(1,5);
k10=c10(1,1)*P^4+c10(1,2)*P^3+c10(1,3)*P^2+c10(1,4)*P+c10(1,5);
elseif T > 275 & T <= 350
c1=[1.2395e-8 -1.6072e-5 0.007506 -1.5341 132.83];
c2=[5.1758e-9 -6.6788e-6 0.0030911 -0.62065 52.393];
c3=[2.4793e-9 -3.201e-6 0.0014833 -0.29865 25.563];
nc5=[5.4701e-010 -7.057e-007 0.00032683 -0.065807 5.8388];
c10=[2.8239e-011 -3.6563e-008 1.6962e-005 -0.0033874 0.29106];
k1=c1(1,1)*P^4+c1(1,2)*P^3+c1(1,3)*P^2+c1(1,4)*P+c1(1,5);
k2=c2(1,1)*P^4+c2(1,2)*P^3+c2(1,3)*P^2+c2(1,4)*P+c2(1,5);
k3=c3(1,1)*P^4+c3(1,2)*P^3+c3(1,3)*P^2+c3(1,4)*P+c3(1,5);
kn5=nc5(1,1)*P^4+nc5(1,2)*P^3+nc5(1,3)*P^2+nc5(1,4)*P+nc5(1,5);
k10=c10(1,1)*P^4+c10(1,2)*P^3+c10(1,3)*P^2+c10(1,4)*P+c10(1,5);
else
c1=[1.2675e-8 -1.6436e-5 0.0076771 -1.5697 136];
c2=[6.1229e-9 -7.9065e-6 0.0036643 -0.73774 62.641];
c3=[3.5398e-9 -4.5687e-6 0.0021154 -0.42498 36.105];
nc5=[9.5997e-010 -1.2377e-006 0.00057266 -0.1152 10.246];
c10=[1.071e-010 -1.3872e-007 6.444e-005 -0.012952 1.1225];
k1=c1(1,1)*P^4+c1(1,2)*P^3+c1(1,3)*P^2+c1(1,4)*P+c1(1,5);
k2=c2(1,1)*P^4+c2(1,2)*P^3+c2(1,3)*P^2+c2(1,4)*P+c2(1,5);
k3=c3(1,1)*P^4+c3(1,2)*P^3+c3(1,3)*P^2+c3(1,4)*P+c3(1,5);
kn5=nc5(1,1)*P^4+nc5(1,2)*P^3+nc5(1,3)*P^2+nc5(1,4)*P+nc5(1,5);
k10=c10(1,1)*P^4+c10(1,2)*P^3+c10(1,3)*P^2+c10(1,4)*P+c10(1,5);
end
ki=[k1 k2 k3 kn5];% k10];

```

# ANEXO 4

## Simulación del separador en Simulink.



## ANEXO 5

### Diseño por lugar geométrico de las raíces.

La característica básica de la respuesta transitoria de un sistema en lazo cerrado se relaciona estrechamente con la ubicación de los polos en lazo cerrado. Si el sistema tiene una ganancia de lazo variable, la ubicación de los polos en lazo cerrado depende del valor de la ganancia de lazo elegida.

Desde el punto de vista de diseño, un simple ajuste de la ganancia en algunos sistemas mueve los polos de lazo cerrado a las posiciones deseadas. Los polos de lazo cerrado son las raíces de la ecuación característica.

W. R. Evans diseñó un método sencillo para encontrar las raíces de la ecuación característica, que se usa ampliamente en la ingeniería de control. Este método se denomina “*método del lugar geométrico de las raíces*”.

La idea básica detrás del método del lugar geométrico de las raíces es que los valores de  $s$  que hacen que la función de transferencia alrededor del lazo sea igual a  $-1$  deben satisfacer la ecuación característica del sistema.

Al diseñar un sistema de control lineal, el método del lugar geométrico de las raíces resulta muy útil, dado que indica la forma en la que deben modificarse los polos y ceros en lazo abierto (figura A5.1) para que la respuesta cumpla las especificaciones de desempeño del sistema.

En la tabla A5.1, se muestran los polos y ceros de lazo abierto de las funciones de transferencia para la presión y niveles de líquidos.

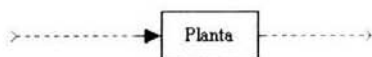


Fig. A5.2. Diagrama a bloques de la función de transferencia a lazo abierto.

Función de transferencia	Polos a lazo abierto	Ceros a lazo abierto
Presión	$P_1 = -1.0396$ $P_2 = -0.6087$ $P_2 = -0.4974$	Cero en el infinito
Nivel de aceite	$P_1 = -0.5333$ $P_2 = -0.5333 + 3.0666e - 4$ $P_2 = -0.5333 - 3.0666e - 4$	Cero en el infinito
Nivel de agua	$P_1 = -0.0563$ $P_2 = -0.5413$ $P_2 = -0.5397$	Cero en el infinito

Tabla. A5.1. Polos y ceros a lazo abierto.

En las figuras A5.2, A5.3 y A5.4 se muestran las gráficas de el lugar geométrico de las raíces para cada una de las variables de proceso, nivel de aceite, nivel de agua y presión, respectivamente.

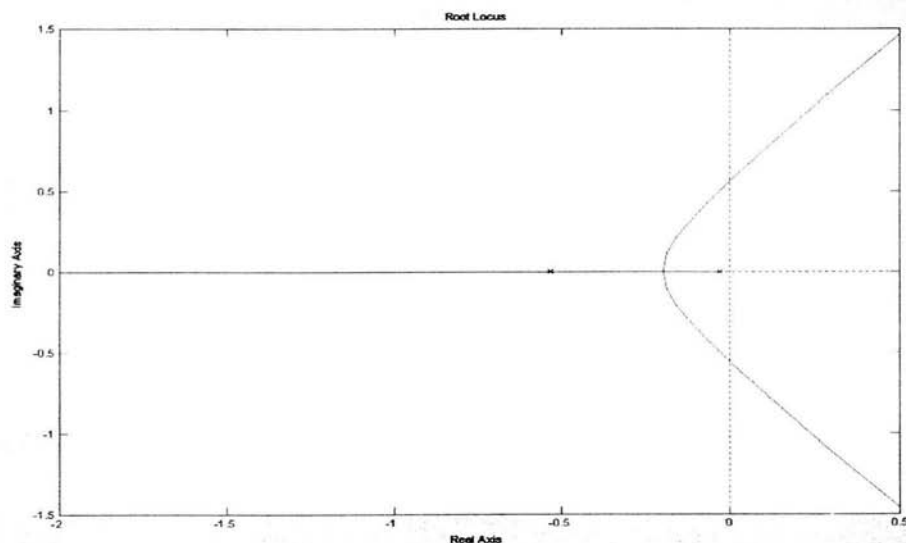


Fig. A5.2. Lugar geométrico de las raíces de la variable nivel de aceite.

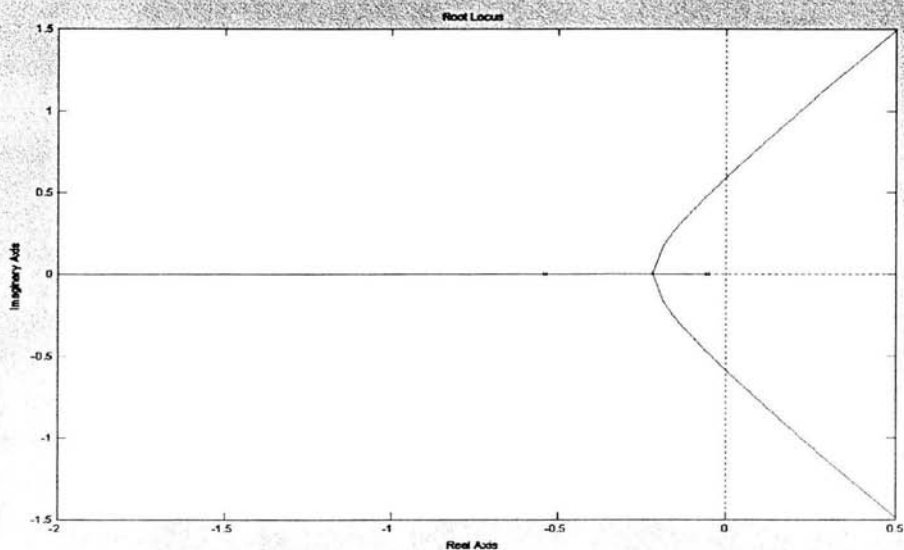


Fig. A5.3. Lugar geométrico de las raíces de la variable nivel de agua.

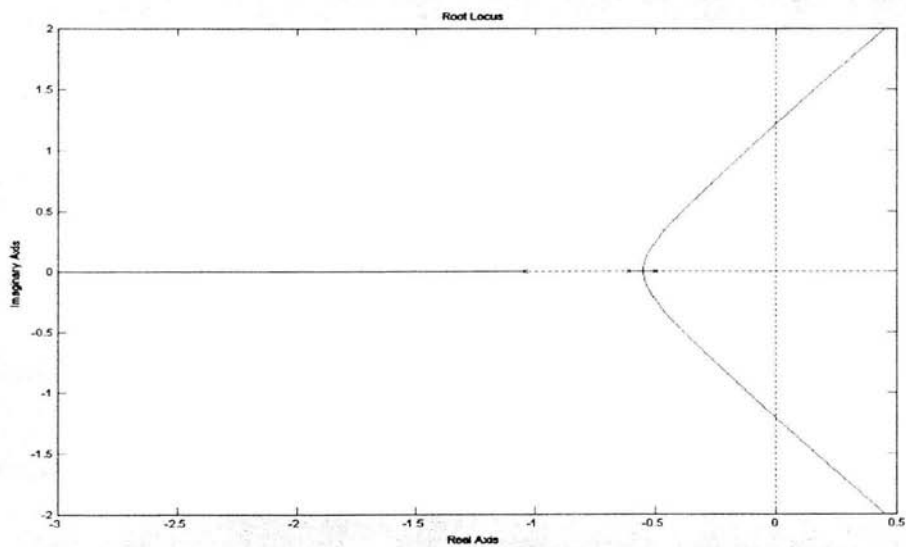


Fig. A5.4. Lugar geométrico de las raíces de la variable presión.

A partir de esta característica de las funciones de transferencia (figuras A5.1, A5.2 y A5.3) de cada una de las variables de proceso se diseñan los controladores adecuados para cada una de ellas, teniendo en cuenta los siguientes parámetros de diseño:

Variable de proceso.	Sobrepaso máximo (diseño). %SP, [%]	Tiempo para pico (diseño). $t_p$ , [s]
Nivel de aceite.	10	400
Nivel de agua.	10	400
Presión.	1	100

Tabla. A5.2. Parámetros de diseño.

Operativamente en el control de los niveles de los líquidos, está permitido tener un sobrepaso relativamente alto, sin embargo la presión es una de las variables de proceso más importantes ó la más importante a controlar y por ello se requiere que no tenga tanto sobrepaso, pues un sobrepaso muy grande puede propiciar un accidente.

Para diseñar un controlador PID por el método de lugar geométrico de las raíces se requiere seguir los siguientes pasos:

- Con base en los parámetros de diseño determinados con anterioridad en la tabla A5.2, se determinan tanto el factor de amortiguamiento  $\xi$  y la frecuencia natural  $\omega_n$ , que constituyen el punto de diseño y determinarán la respuesta deseada del sistema en lazo cerrado, a partir de las ecuaciones (17) y (19) del capítulo 5.
- A partir del punto de diseño y el lugar geométrico de las raíces obtenido con MATLAB, se obtienen tanto el cero y la ganancia en lazo cerrado que determinarán las ganancias del controlador PD correspondiente.
- Finalmente se propone el cero de la parte integral del controlador aleatoriamente y se prueba el controlador PID, si no responde el sistema como se esperaba se vuelve a proponer el cero del integrador hasta lograr la respuesta deseada.

Las ecuaciones necesarias para este diseño son las siguientes:

Ubicación de los polos dominantes a lazo cerrado:

Factor de amortiguamiento.

$$\xi = \frac{-\ln\left(\frac{sp\%}{100}\right)}{\sqrt{\pi^2 + \ln^2\left(\frac{sp\%}{100}\right)}} \quad (\text{A.1})$$

Tiempo para pico.

$$t_p = \frac{\pi}{\omega_n \sqrt{1 - \xi^2}} = \frac{\pi}{\omega_d} \quad (\text{A.2})$$

$$\sigma_d = \xi \omega_n \quad (\text{A.3})$$

Punto de diseño.

$$D = -\sigma_d + j\omega_d \quad (\text{A.4})$$

Condición de ángulo.

$$\theta_d + \theta_i + \theta_{i-1} + \dots + \theta_1 = 180(2k + 1) \quad (\text{A.5})$$

$$\tan \theta_d = \frac{\omega_d}{-\sigma_d + z_{c1}} \quad (\text{A.6})$$

Condición de módulo.

$$K = \left| \frac{p(s)}{c(s)} \right|_{s=D} \quad (\text{A.7})$$

$$C_{PID}(s) = K(s + z_{c1}) \left( \frac{s + z_I}{s} \right) \quad (\text{A.8})$$

**PID para el nivel de agua.**

Para un  $t_p = 400$  [s] y %SP = 10%.

De (A.1)

$$\%SP = 10\% \rightarrow \xi = 0.59116$$

de (A.2)

$$t_p = 400 \text{ [s]} \rightarrow \omega_d = 0.0079 \text{ [rad / s]}$$

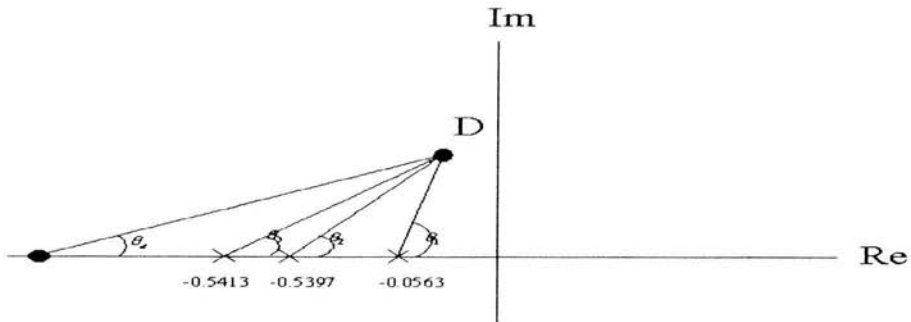
de (A.3)

$$\sigma_d = 0.0058$$

de (A.4)

$$D = -0.0058 + j0.0079$$

donde:



de (A.5)

$$\theta_d = 190.5839^\circ$$

de (A.6)

$$z_{cl} = 0.04808$$

de (A.7)

$$K = 2.94277$$

de (A.8)



Arbitrariamente se propone el cero de la parte integral.

$$z_I = 30$$

Finalmente

$$G_{c,hw}(s) = \frac{2.94277s^2 + 88.4246s + 4.2447}{s}$$

**PID para el nivel de aceite.**

Para un  $t_p = 400$  [s] y %SP = 10%.

De (A.1)

$$\%SP = 10\% \rightarrow \xi = 0.59116$$

de (A.2)

$$t_p = 400 \text{ [s]} \rightarrow \omega_d = 0.0079 \text{ [rad / s]}$$

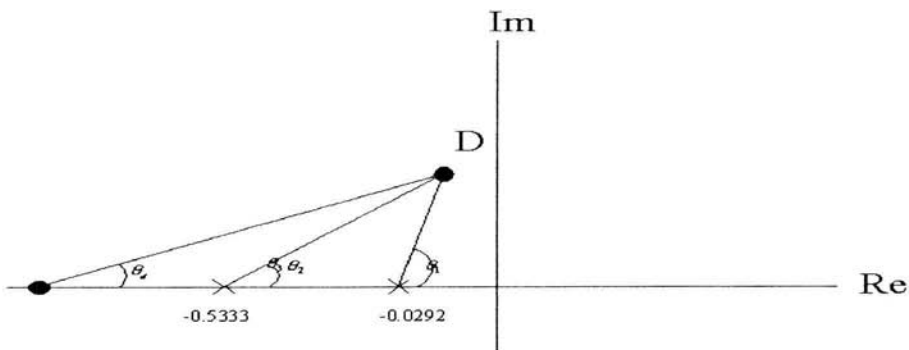
de (A.3)

$$\sigma_d = 0.0058$$

de (A.4)

$$D = -0.0058 + j0.0079$$

donde:



Anexo 5

de (A.5)

$$\theta_d = 204.8527^\circ$$

de (A.6)

$$z_{c1} = 0.022856$$

de (A.7)

$$K = 2.785627$$

de (A.8)

Arbitrariamente se propone el cero de la parte integral.

$$z_I = 15$$

Finalmente

$$G_{c,ho}(s) = \frac{2.785627s^2 + 41.8473s + 0.9437}{s}$$

### **PID para la presión**

Para un  $t_p = 100$  [s] y %SP = 1%

De (A.1)

$$\%SP = 1\% \rightarrow \xi = 0.826085$$

de (A.2)

$$t_p = 100 \text{ [s]} \rightarrow \omega_d = 0.0306 \text{ [rad / s]}$$

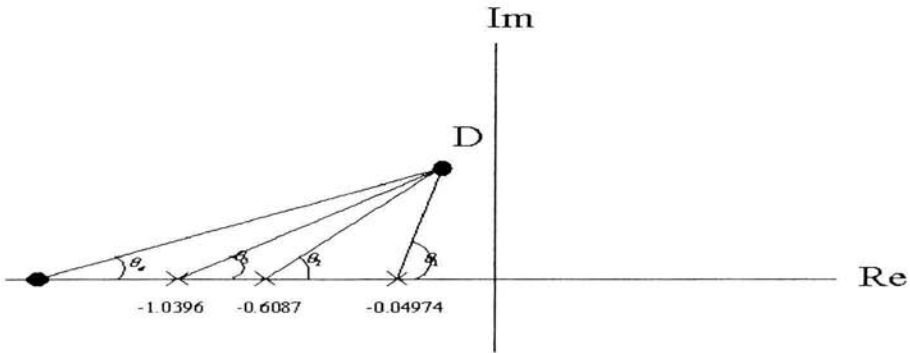
de (A.3)

$$\sigma_d = 0.04486$$

de (A.4)

$$D = -0.04486 + j0.0306$$

donde:



de (A.5)

$$\theta_d = 188.7367^\circ$$

de (A.6)

$$z_{ci} = 0.24398$$

de (A.7)

$$K = 0.790372$$

de (A.8)

Arbitrariamente se propone el cero de la parte integral.

$$z_I = 0.01$$

Finalmente

$$G_{c,p}(s) = \frac{0.7904s^2 + 0.2007s + 0.0019}{s}$$

## **Bibliografía.**

- [1]. Operaciones básicas de Ingeniería Química.  
Warren L. McCabe, Julian C. Smith, Meter Harriot.  
Mc Graw Hill, Cuarta edición, 1985.
- [2]. Principios elementales de los procesos químicos.  
Richard M. Fólger, Ronald W. Rousseau.  
Addison-Wesley Iberoamericana, Segunda edición, 1991.
- [3]. Surface productions operations  
Ken Arnold, Maurice Stewart.  
Paragon Engineering Services, 1986.
- [4]. Manual de procedimientos de Ingeniería de diseño.  
PEMEX, 1991.
- [5]. Package Training.  
Hanover Training.  
Noruega 2003.
- [6]. Procesos de transferencia de calor.  
Donald Q. Kern.  
CECSA 1986.
- [7]. A Technology for Rotary Compressors  
Scheel, L.F.  
ASME Journal of Engineering for Power  
July 1970, Vol. 92, No. 3 pp. 207-216.

- [8] Bombas Ventiladores Compresores  
Cherkasski, V.M.  
MIR, Moscú, 1986.
- [7] Multiphase Test Loop.  
User Manual  
Framo Engineering As/P.O. Box 174 Sandsli N-5862 Bergen, Norway
- [9] Reporte interno IMP-GISE-01-99.  
Lópezlena Estrada Ricardo, Godoy Alcántar Martín  
Laboratorio de Investigación Aplicada en Control y Automatización.
- [10] Equilibrio de Fases, Apuntes de Termodinámica.  
Bazúa Rueda Enrique.  
Facultad de Química, UNAM 1990.
- [11] New tuning methods for PID controllers.  
K.J. Åström & T.H. Hägglund  
Proceedings of the 3rd European Control Conference
- [12] Ingeniería de Control Moderna.  
Katsuhiko Ogata.  
Prentice Hall, Tercera Edición.