



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.

FACULTAD DE INGENIERÍA

**"SEPARADORES CILÍNDRICOS CICLÓNICOS DE
GAS-LÍQUIDO (GLCC)"**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

INGENIERO PETROLERO

PRESENTAN:

**MORALES CRUZ MOISÉS RODOLFO
RÍOS AGUILAR HÉCTOR FELIPE**

TUTOR: ING. MARÍA ISABEL VILLEGAS JAVIER



Ciudad Universitaria

México, 2010



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.



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA
60-I-290

SR. MOISÉS RODOLFO MORALES CRUZ
Presente

En atención a su solicitud, me es grato hacer de su conocimiento el tema que propuso la profesora Ing. María Isabel Villegas Javier y que aprobó esta Dirección para que lo desarrolle usted como tesis de su examen profesional de Ingeniero Petrolero:

SEPARADORES CILÍNDRICOS CICLÓNICOS DE GAS - LÍQUIDO

- I INTRODUCCIÓN
 - II FUNDAMENTOS TEÓRICOS DE LOS SEPARADORES
 - III CONCEPTOS Y FENÓMENOS CONSIDERADOS EN EL DISEÑO DE LOS SEPARADORES GLCC
 - IV MODELO MATEMÁTICO DE LOS SEPARADORES GLCC
 - V APLICACIÓN DE CAMPO
 - VI CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES
- BIBLIOGRAFÍA

Ruego a usted cumplir con la disposición de la Dirección General de la Administración Escolar en el sentido que se imprima en lugar visible de cada ejemplar de la tesis el título de ésta.

Asimismo, le recuerdo que la ley de Profesiones estipula que se deberá prestar servicio social durante un tiempo mínimo de seis meses como requisito para sustentar examen profesional.

Atentamente

“POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU”

CD. Universitaria, D. F., a 19 de Marzo de 2010

El Presidente del Comité de Titulación de Ingeniería en Ciencias de la Tierra

DR. RICARDO JOSÉ PADILLA Y SÁNCHEZ

RJPYS*RGTS*srs



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA
60-I-289

SR. HÉCTOR FELIPE RÍOS AGUILAR
Presente

En atención a su solicitud, me es grato hacer de su conocimiento el tema que propuso la profesora Ing. María Isabel Villegas Javier y que aprobó esta Dirección para que lo desarrolle usted como tesis de su examen profesional de Ingeniero Petrolero:

SEPARADORES CILÍNDRICOS CICLÓNICOS DE GAS - LÍQUIDO

- I INTRODUCCIÓN
 - II FUNDAMENTOS TEÓRICOS DE LOS SEPARADORES
 - III CONCEPTOS Y FENÓMENOS CONSIDERADOS EN EL DISEÑO DE LOS SEPARADORES GLCC
 - IV MODELO MATEMÁTICO DE LOS SEPARADORES GLCC
 - V APLICACIÓN DE CAMPO
 - VI CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES
- BIBLIOGRAFÍA**

Ruego a usted cumplir con la disposición de la Dirección General de la Administración Escolar en el sentido que se imprima en lugar visible de cada ejemplar de la tesis el título de ésta.

Asimismo, le recuerdo que la ley de Profesiones estipula que se deberá prestar servicio social durante un tiempo mínimo de seis meses como requisito para sustentar examen profesional.

Atentamente

“POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU”

CD. Universitaria, D. F., a 19 de Marzo de 2010

El Presidente del Comité de Titulación de Ingeniería en Ciencias de la Tierra

DR. RICARDO JOSÉ PADILLA Y SÁNCHEZ

RJPYS*RGTS*srs

Agradecimientos.

Primero que nada doy gracias a DIOS por haberme permitido concluir una meta más en mi vida.

Doy gracias a mis padres Rodolfo Morales Pelcastre y Mónica Cruz Ramos, por su amor, comprensión y apoyo que me brindaron para culminar mis estudios y por tantas cosas que me enseñaron sólo me resta decirles gracias y los AMO.

A mis hermanas Belem y Elizabeth, por su apoyo incondicional, a mis primos Jasobeam y Jesica, a mis sobrinos Leonardo y Valeria, ya que siempre me arrancaron una sonrisa en los momentos de más estrés, a la Familia López que me brindo su apoyo y amistad incondicional.

A mis amigos de la secundaria que siempre creyeron en mí, lo mismo a mis amigos y compañeros del CCH Vallejo, en especial a Javier y a José Guadalupe, que siempre me brindaron su apoyo cuando ingrese a la carrera.

A mis amigos de la facultad, que me brindaron su amistad y apoyo incondicional, en especial a Natalia, Ricardo, Consuelo, Victor, Gilberto, Miguel, Héctor, Emmanuel, Sinuhe, Ulises, Alfredo, Toño, Cesar, Jerónimo, Julio, José Antonio y a todos aquellos que estuvieron compartiendo clases les doy las gracias.

A mi director de tesis: Ing. María Isabel Villegas Javier, por su orientación en la realización de este trabajo, y por sus enseñanzas en las clases, a mis sinodales: M.I. Tomás Eduardo Pérez García, M.I. José Ángel Gómez Cabrera, M.I. Felipe de Jesús Lucero Aranda y al Dr. Edgar Ramírez Jaramillo por sus comentarios en la realización de éste trabajo.

AGRADECIMIENTOS:

Primero que nada doy gracias a DIOS por haberme permitido concluir una meta más en mi vida.

A mi **mamá** por su infinito amor y comprensión, por sus consejos, por su gran apoyo y por tantas cosas que me sería imposible mencionarlas todas solo me resta decirte GRACIAS mamá TE AMO.

A mi **papá** por su gran apoyo y por haberme enseñado el valor de las cosas, gracias te estaré eternamente agradecido.

A mi hijo **SINUHE**, gracias hijo por llegar a ser parte de mi vida y darme toda esa inspiración para seguir adelante TE AMO. Gracias Ana C. Cruz.

A mis hermanos Marlene, Raúl, Eleazar, Magali, José Carlos, Froylán, Adilene, Dania y por supuesto mi hermana Zayra, agradezco a DIOS por haberme dado unos hermanos incomparables para mi cada uno de ustedes es especial solo me resta decirles que sean felices siempre.

A toda mi familia agradeciéndoles todos esos momentos en los cuales me brindaron su compañía, un especial agradecimiento a mi primo David Hernández, por todos los momentos que vivimos.

A mis amigos de La facultad de Ingeniería MOISES, MIGUEL, JERONIMO, RICARDO, EMMANUEL, JAEN, ALFREDO, OMAR, ORQUIDEA, PARIS, ULISES, VICTOR, NATALIA, UZIEL, NAE, AGUSTIN, ERICK, JOSAFAT, TOÑO, CESAR, gracias por haber sido parte de mi vida y brindarme su amistad, y de verdad una gran disculpa si pase a alguien desapercibido.

A mis Amigos del Bachilleres, y en especial a Narain Velasco por ser una amiga insustituible y por supuesto tu Socorro gracias.

A mis amigos LUIS MARIANO, JULIO HÉCTOR, EDGAR TREJO, MARCOS ESTALA, MARIANA, LUPE, HUGO gracias.

A la Universidad Nacional Autónoma de México. Mi alma mater y a la Facultad de Ingeniería gracias.

Y un especial agradecimiento a mi directora de tesis a la Ing. María Isabel Villegas Javier por su gran apoyo y paciencia, a mis sinodales: M.I. Tomás Eduardo Pérez García, M.I. José Ángel Gómez Cabrera, M.I. Felipe de Jesús Lucero Aranda y al Dr. Edgar Ramírez Jaramillo, por sus comentarios que ayudaron a enriquecer este trabajo gracias.

ÍNDICE.

RESUMEN	1
CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN	3
CAPÍTULO 2. FUNDAMENTOS TEÓRICOS DE LOS SEPARADORES	5
2.1 Separadores convencionales	5
2.1.1 Separadores Horizontales	8
2.1.2 Separadores Verticales	10
2.2 Separadores compactos	12
2.2.1 Separador Cilíndrico Ciclónico (GLCC)	19
CAPÍTULO 3. CONCEPTOS Y FENÓMENOS CONSIDERADOS EN EL DISEÑO DE LOS SEPARADORES GLCC	25
3.1 Conceptos básicos	25
3.1.1 Colgamiento (H_L)	25
3.1.2 Velocidades superficiales	26
3.1.3 Velocidad Real	26
3.1.4 Coalescencia	27
3.1.5 Momentum	27
3.1.6 Patrones de flujo	27
3.1.6.1 Patrones de flujo en tuberías verticales	28
3.1.6.2 Patrones de flujo en tuberías horizontales	30
3.2 Fenómenos considerados en el diseño de separadores GLCC	36

3.2.1 Arrastre de líquidos	36
3.2.2 Arrastre de Gas	38
3.2.3 Nivel de equilibrio líquido	39
3.2.4 Flujo de líquido en el neto cero	40
CAPÍTULO 4. MODELO MATEMÁTICO DE LOS SEPARADORES GLCC	41
4.1 Nivel de equilibrio líquido	41
4.2 Interfase gas-líquido	44
4.3 Colgamiento de líquido en el neto cero	46
4.4 Área de operación del arrastre de líquido	54
4.5 Inicio del arrastre de líquido en el patrón tipo anular	57
4.6 Trayectoria de la burbuja	59
CAPÍTULO 5. APLICACIÓN DE CAMPO	65
5.1 Sistema de medición multifásica	69
5.2 Diseño del sistema	70
5.3 Control automático y monitoreo del sistema	73
5.3.1 Control del sistema	75
5.3.2 Estrategias del control automático	76
5.4 Análisis de resultados	83
CAPÍTULO 6. CONCLUSIONES	92
RECOMENDACIONES	94
NOMENCLATURA	95
BIBLIOGRAFÍA	97

LISTA DE FIGURAS.

- Figura 1.1 Partes principales que componen un separador.
- Figura 1.2 Secciones que componen un separador horizontal.
- Figura 1.3 Secciones que componen un separador vertical.
- Figura 1.4 Separador compacto tipo “Auger”.
- Figura 1.5 Separador compacto tipo “Slip-Flo”.
- Figura 1.6 Separador compacto tipo “Gasunie”
- Figura 1.7 Separador compacto tipo “Turbina Bifásica”
- Figura 1.8 Separador cilíndrico ciclónico de gas-líquido (GLCC).
- Figura 1.9 Partes que componen el separador cilíndrico ciclónico.
- Figura 2.1 Patrones de flujo en tuberías verticales.
- Figura 2.2 Patrones de flujo para tubería horizontal.
- Figura 2.3 Burbuja de Taylor.
- Figura 2.4 Mapa de Taitel y Dukler para predecir los patrones de flujo.
- Figura 2.5 Fenómeno del arrastre de líquidos.
- Figura 2.6 Área de operación para el arrastre de líquidos.
- Figura 2.7 Fenómeno del arrastre de gas.
- Figura 3.1 Ciclo del separador cilíndrico ciclónico para el modelo mecanicista.
- Figura 3.2 Modelo de la interfase gas-líquido.
- Figura 3.3 Fenómeno del colgamiento de líquido en el cero neto que ocurre en la parte superior del separador cilíndrico ciclónico.
- Figura 3.4 Arrastre de líquidos por el patrón de flujo anular-niebla.
- Figura 3.5 Trayectoria que tiene la burbuja de líquido dentro del separador.
- Figura 3.6 Fuerzas que actúan sobre la burbuja para el modelo de la trayectoria de la burbuja.

Figura 4.1 Instrumentos de medición.

Figura 4.2 Pantalla principal del software.

Figura 4.3 Estrategia para condición de operación dominada por la fase de gas.

Figura 4.4 Estrategia para condición de operación dominada por la fase de líquido.

Figura 4.5 Estrategia integrada.

Figura 4.6 Estrategia de control óptima.

Figura 4.7 Recomendación de válvulas a utilizar.

Figura 4.8 Variación de la apertura de las válvulas.

Figura 4.9 Variación de la presión.

Figura 4.10 Variación de la fase líquida.

Figura 4.11 Variaciones de la densidad, de la ganancia del medidor y el nivel de líquido en el separador.

Figura 4.12 Variación del gasto de gas, ganancia del medidor de gas y el nivel de líquido.

Figura 4.13 Variación del gasto de líquido, la ganancia del medidor y el nivel de líquido.

LISTA DE TABLAS.

Tabla 1.1 Comparación entre los resultados experimentales y el modelo matemático para el nivel de equilibrio líquido.

Tabla 2.1 Dimensiones del separador cilíndrico ciclónico.

Tabla 2.2 Especificaciones del separador cilíndrico ciclónico.

Tabla 2.3 Nomenclatura de los instrumentos de medición utilizados.

Tabla 2.4 Resultados de la medición de flujo volumétrico.

Tabla 2.5 Resultados de la medición de flujo volumétrico de la fase gaseosa del pozo.

RESUMEN.

El desarrollo de nuevas tecnologías en la industria petrolera es muy importante, ya que se ofrecen nuevas alternativas que nosotros debemos conocer, en este trabajo daremos a conocer el separador cilíndrico ciclónico de gas-líquido que se ofrece como una alternativa en plataformas costa afuera, donde el espacio es reducido y como medidor de flujo multifásico que fue el uso que se le dio en México.

El separador cilíndrico ciclónico de gas-líquido (GLCC), fue desarrollado por la Universidad de Tulsa, en el estado de Oklahoma en los Estados Unidos, ellos inicialmente lo utilizaron como un medidor de flujo multifásico, pero hicieron algunas pruebas para ponerlo como una opción para la separación del gas y el líquido, dando buenos resultados.

En el capítulo 1, se da una breve introducción del proceso de separación multifásica, donde se menciona la importancia de hacer una buena separación de nuestra mezcla, ésta con el fin de obtener la mayor ganancia posible y por lo consiguiente cuidar nuestro equipo de trabajo.

En el capítulo 2 se mencionan las tecnologías de separación convencionales con sus ventajas y desventajas entre ellos, también se presentan algunos ejemplos de separadores compactos; que a diferencia de los convencionales utilizan la fuerza centrífuga como medio de separación dándose aquí una descripción general del separador cilíndrico ciclónico de gas líquido (GLCC).

En el capítulo 3 se mencionan los fenómenos considerados en el diseño de los separadores cilíndricos ciclónicos de gas líquido (GLCC). Esto con el fin de lograr una buena separación y por consiguiente una buena medición de nuestras fases.

En el capítulo 4 se describe el modelo matemático que rige el comportamiento del flujo en el interior del separador cilíndrico ciclónico de gas líquido (GLCC).

Finalmente en el capítulo 5 se da una aplicación de campo en México en el Activo Integral Poza Rica Altamira, donde el separador cilíndrico ciclónico de gas líquido (GLCC), se utiliza como un medidor de flujo multifásico dando buenos resultados.

Nuestro objetivo primordial es divulgar éste tipo de tecnologías para ser consideradas en la industria petrolera Mexicana, en especial en lugares donde el espacio sea reducido o donde difícilmente se puedan llevar medidores de prueba convencionales, ya que debido a su tamaño y carecer de dispositivos internos son una buena alternativa como medidores multifásicos, separadores y también como pre separadores, debido a la gran versatilidad de uso que tienen estos separadores deben tomarse en cuenta.

CAPÍTULO 1.

INTRODUCCIÓN.

El proceso de separación mecánica de distintas fases, es una de las operaciones básicas en la producción, el procesamiento y tratamiento del aceite y gas. Esta operación, permite separar los diversos componentes, de la mezcla de aceite, agua y gas, para optimizar el procesamiento y la comercialización del aceite y el gas.

Este proceso se lleva a cabo en un recipiente que se conoce como separador. El correcto diseño de este recipiente, es sumamente importante, ya que un diseño incorrecto puede ocasionar problemas en el equipo de separación, y en la producción.

Las razones principales por las que es importante efectuar una separación adecuada del líquido y gas son las siguientes:

- En los campos de aceite y gas, donde no se cuenta con el equipo de separación adecuado y además se quema el gas, una cantidad considerable de aceite ligero que es arrastrado por el flujo de gas también se quema, ocasionando grandes pérdidas si se considera que el aceite ligero es el de más alto valor comercial.
- Aunque el gas se transporte a una cierta distancia para tratarlo, se debe eliminar la mayor cantidad de líquido de la corriente de gas, ya que puede ocasionar problemas como: corrosión y abrasión del equipo de transporte, aumento en las caídas de presión y reducción en la capacidad de transporte de las líneas.

-
- El flujo de gas frecuentemente arrastra líquidos de proceso, como el glicol, los cuales se deben recuperar ya que tienen un valor considerable.

El avance en la tecnología de separación multifásica, se ha visto obstaculizada por los problemas crecientes de funcionamiento y económicos obligando a la industria a buscar petróleo menos costoso y de manera más eficiente, buscando soluciones alternativas a la separación convencional basada en la gravedad.

La industria del petróleo, por décadas ha usado separadores convencionales, los cuales son grandes, pesados y su costo de operación y mantenimiento resulta ser elevado. Estas deficiencias han motivado a la industria petrolera a desarrollar separadores compactos, ligeros y de bajo costo tal como el separador cilíndrico ciclónico de gas-líquido. (GLCC).

El GLCC es un separador simple, compacto, de bajo peso y económico que se presenta como una alternativa diferente a los separadores convencionales los cuales están basados en la gravedad donde éstos están compuestos básicamente por cuatro secciones: Sección de separación primaria, sección de separación secundaria, sección de extracción de niebla, sección de almacenamiento de líquido.

CAPÍTULO 2.

FUNDAMENTOS TEÓRICOS DE LOS SEPARADORES.

La separación de aceite y gas es muy importante debido a que uno de los objetivos primordiales de la explotación de crudo es tratar de mantener la mayor cantidad posible de hidrocarburos livianos en fase líquida, de ésta forma se obtienen mayores ganancias por su venta.

A continuación se presenta una descripción breve de los separadores convencionales y los separadores compactos, que se diferencian de los convencionales por ser ligeros, de menor tamaño y por los dispositivos internos que los conforman. Esta tecnología es muy atractiva para instalaciones costa afuera, en donde los espacios son muy reducidos.

2.1 Separadores convencionales.

Los separadores son equipos utilizados para separar corrientes de aceite y gas que llegan directamente de los pozos.

Un separador consta de las siguientes secciones:

- Sección de separación primaria.
- Sección de separación secundaria.
- Sección de extracción de niebla.
- Sección de almacenamiento de líquidos.

Sección de separación primaria. En ésta sección la separación se realiza mediante un cambio de dirección de flujo, puede efectuarse con una entrada tangencial de los fluidos al separador; o bien, instalando adecuadamente una placa desviadora a la entrada. Con cualquiera de estas

dos formas se induce una fuerza centrífuga al flujo, con la que se separan grandes volúmenes de líquido.

Sección de separación secundaria. En ésta sección se separan la mayor cantidad de gotas de líquido de la corriente de gas. Las gotas se separan principalmente por la gravedad por lo que la turbulencia al flujo deberá de ser mínima, para esto, el separador debe tener una longitud suficiente. La eficiencia de separación en ésta sección, depende principalmente de las propiedades físicas del líquido y el gas, del tamaño de las gotas del líquido suspendidas en el flujo de gas y del grado de turbulencia.

Sección de extracción de niebla. En ésta sección se separan del flujo de gas, las gotas pequeñas de líquido que no se eliminaron en la sección de separación primaria y secundaria del separador. En ésta parte se utilizan el efecto de choque y/o la fuerza centrífuga como mecanismos de separación. Mediante estos mecanismos se logra que las pequeñas gotas de líquido, se colecten sobre una superficie en donde se acumulan y forman gotas más grandes, que se drenan a través de un conducto a la sección de almacenamiento de líquidos o bien caen contra la corriente de gas a la sección de separación primaria.

Sección de almacenamiento de líquidos. En ésta sección se almacena y descarga el líquido separado de la corriente de gas, se debe tener la capacidad suficiente para manejar los posibles baches de líquido que se pueden presentar en una operación normal, además la instrumentación adecuada para controlar el nivel de líquido en el separador. Ésta instrumentación está formada por un controlador, un indicador de nivel, un flotador y una válvula de descarga. Ésta sección debe estar situada en el

separador de tal forma que el líquido acumulado no sea arrastrado por la corriente de gas que fluye a través del separador.

A continuación se muestra la figura 1.1 de un separador vertical con sus partes.

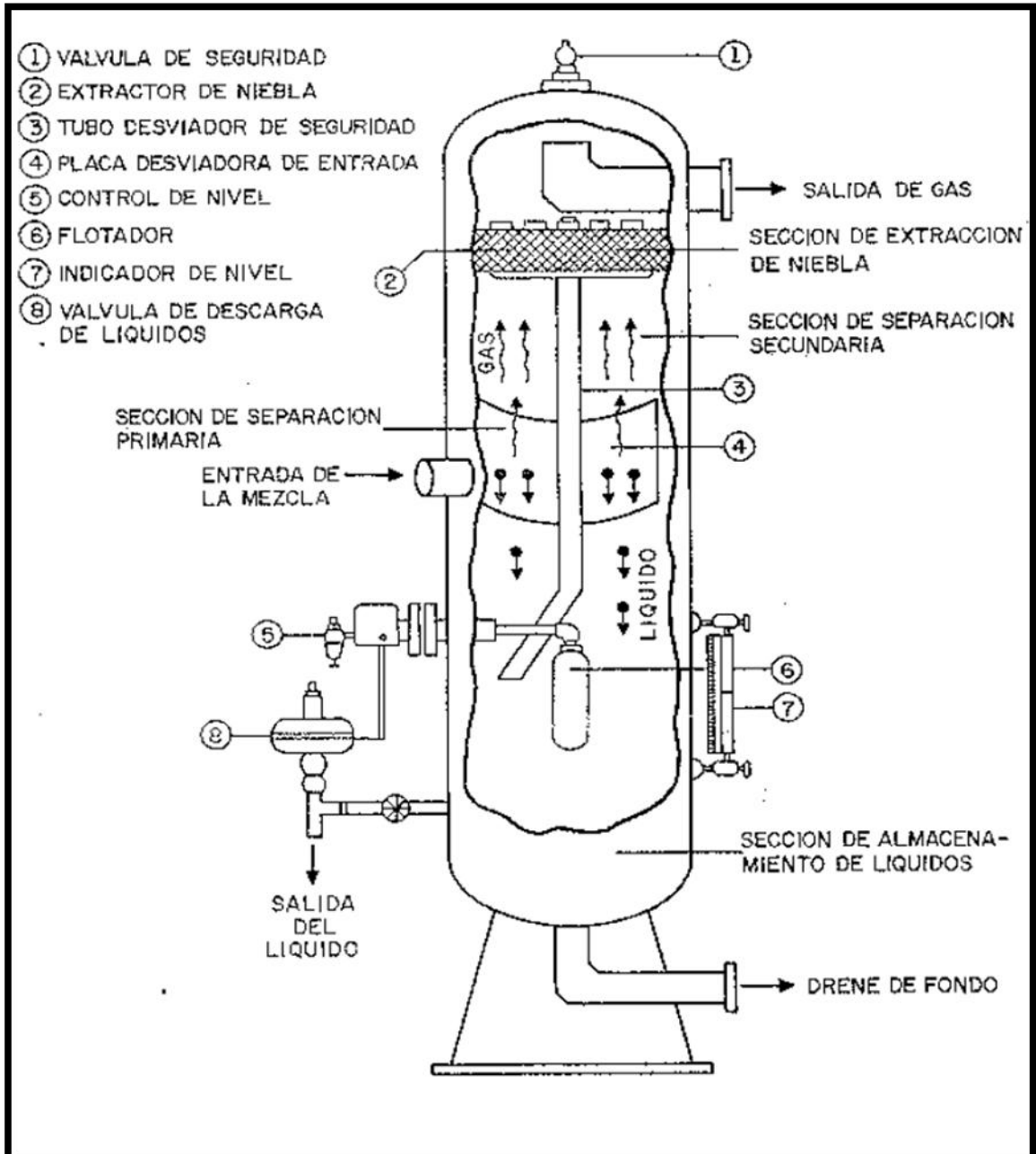


Figura 1.1 Partes principales que componen un Separador.

La separación convencional consiste principalmente en dos o tres etapas de separación. Estos recipientes son de formas cilíndricas y pueden ser horizontales o verticales.

Existen dos factores principales que determinan el tamaño de los separadores convencionales. El primer factor es el tiempo de retención del líquido, que se define como el tiempo promedio que una molécula de líquido es retenida en el recipiente debajo del flujo de tapa, y el segundo factor que afecta en el tamaño del separador es la velocidad de asentamiento de las gotas de líquido contenidas en el gas.

2.1.1 Separadores Horizontales.

El flujo entra al separador (Figura 1.2) y golpea al desviador de entrada causando un cambio importante en el momentum del flujo y se empieza a producir la separación gruesa del líquido y gas. Después de un suficiente intervalo de tiempo, la fuerza de gravedad causa que las gotas de líquido caigan al fondo del recipiente en donde es recolectado en la fase líquida. Ésta sección de recolección de líquido provee un tiempo necesario de retención requerido para permitir que el gas entrante salga del aceite y se eleve a la sección de gas.

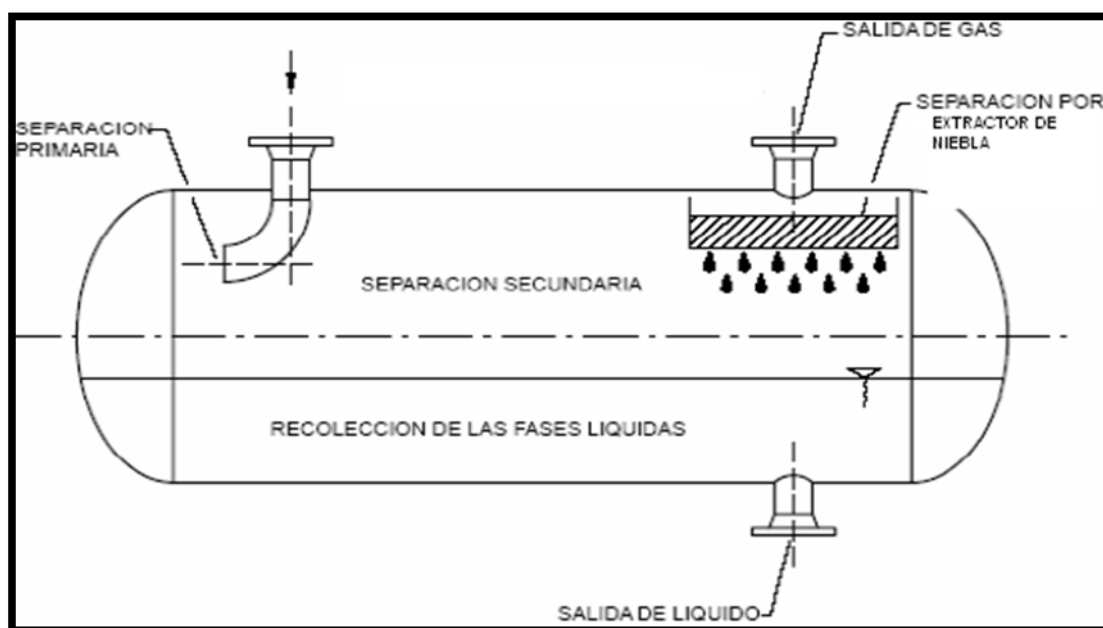


Figura 1.2 Secciones que componen un Separador Horizontal.

También provee un volumen si se requiere manejar baches intermitentes de flujo. Después el líquido deja el recipiente a través de su válvula de descarga, la cual está regulada mediante un controlador de nivel de líquido. El controlador registra cambios en el nivel de líquido y controla la válvula de descarga apropiadamente.

El gas fluye sobre el desviador de entrada y horizontalmente a través de la sección de asentamiento de gravedad arriba del líquido. A medida que el gas fluye a través de ésta sección, pequeñas gotas de líquido que no fueron separadas por el desviador de entrada son separadas por gravedad y caen en la interfase gas-líquido. Algunas gotas son de un diámetro tan pequeño que no son muy fácilmente separadas en la sección de asentamiento por gravedad. Por lo tanto, antes de que el gas salga del recipiente pasa a través de un extractor de niebla. Ésta sección emplea venas o platos que tienen la capacidad de remover las pequeñas gotas. La presión en el separador es mantenida mediante un controlador de presión, el cual registra la presión en el separador y envía una señal para abrir o cerrar la válvula de control de

presión. Mediante el control del gasto de gas de salida del separador, la presión en el separador es mantenida constante a la presión deseada.

Normalmente los separadores horizontales son operados con el nivel de líquido lleno hasta la mitad del separador para maximizar el área de la interfase gas-líquido.

Ventajas:

- Tienen mayor capacidad para manejar gas que los verticales.
- Son más económicos que los verticales.
- Son más fáciles de instalar que los verticales.
- Son muy adecuados para manejar aceite con alto contenido de espuma. Para esto, donde queda la interfase gas-líquido, se instalan placas rompedoras de espuma.

Desventajas:

- No son adecuados para manejar flujos de pozos que contienen materiales sólidos como arena o lodo, pues es difícil limpiar este tipo de separadores.
- El control de nivel de líquido es más crítico que en los separadores verticales.

2.1.2 Separadores Verticales.

La figura 1.3 presenta un esquemático de éste tipo de separador. Como en el separador horizontal, el desviador de entrada realiza la separación gruesa inicial de la fase líquida y gaseosa. El líquido fluye hacia abajo donde se encuentra la sección de recolección de líquido y luego sigue bajando hacia la línea de descarga. A medida que el líquido alcanza un

equilibrio, las burbujas de gas fluyen en contra de la dirección del flujo de líquido y eventualmente migran al espacio de vapor. El controlador de nivel y la válvula de descarga de líquido operan de la misma manera que en un separador horizontal. El gas fluye sobre el divertidor de entrada y después hacia la salida de gas. En la sección de asentamiento por gravedad, las gotas de líquido caen hacia abajo, en contra del flujo de gas. El gas va hacia la sección del extractor de niebla antes de abandonar el recipiente. La presión y el nivel son mantenidos como en un separador horizontal.

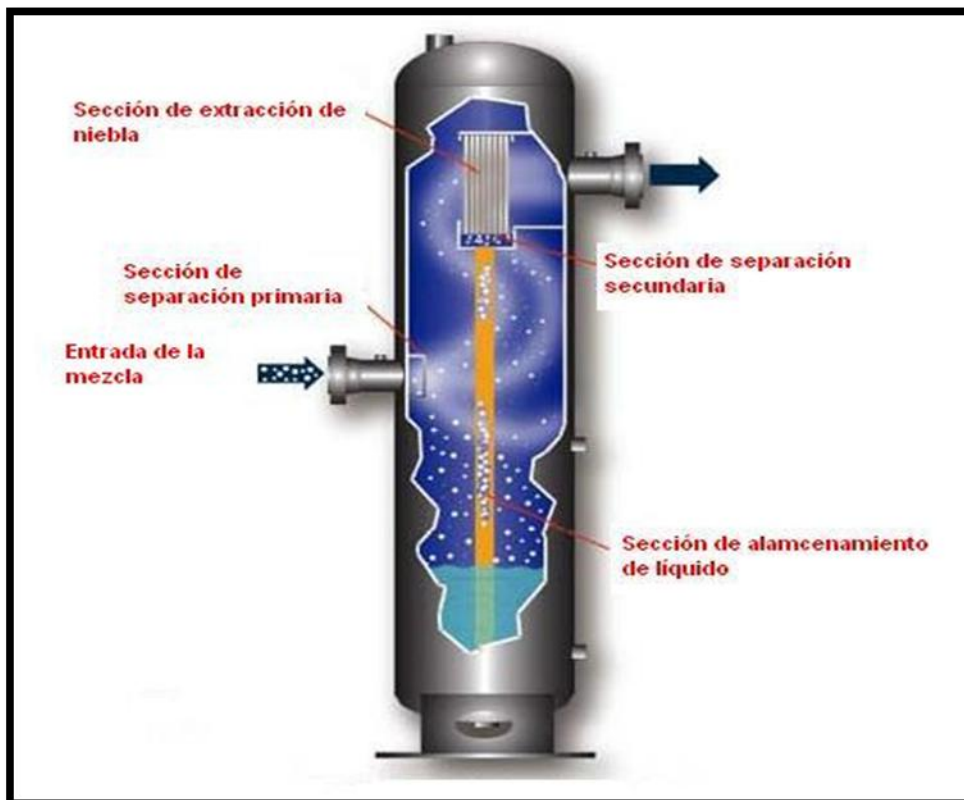


Figura 1.3 Secciones que componen un separador vertical.

Ventajas:

- Es fácil mantenerlos limpios, por lo que se recomienda para manejar flujos de pozo con alto contenido de lodo, arena o cualquier material sólido.
- El control de nivel de líquido no es crítico, puesto que se puede emplear un flotador vertical, logrando que el control de nivel sea más sensible a los cambios.
- Debido a que el nivel de líquido se puede mover de forma moderada, son muy recomendables para flujos de pozos que producen por bombeo neumático, con el fin de manejar baches imprevistos de líquido que entren al separador.
- Hay menor tendencia de re vaporización de líquidos.

Desventajas:

- Son más costosos que los horizontales.
- Son más difíciles de instalar que los horizontales.
- Se necesita un diámetro mayor que el de los horizontales para manejar la misma cantidad de gas.

2.2 Separadores Compactos.

El comportamiento de los separadores compactos tienen la misma función que los convencionales, pero ellos lo hacen en un espacio mucho más pequeño.

Ésto es debido al uso de fuerzas centrífugas y patrones de flujo resultantes para separar las fases inmiscibles de diferentes densidades. La separación convencional de dos líquidos o de líquido y gas dependen de la fuerza de

gravedad. Debido a que las dos fases tienen diferentes densidades, la fuerza de gravedad causa que la sustancia con mayor densidad caiga al fondo del separador mientras que la más ligera se eleva. Si la afectación por la fuerza de gravedad es de alguna manera incrementada localmente por una acción centrífuga, entonces la separación ocurre más rápidamente.

Los separadores compactos pueden ser diseñados para que la fuerza centrífuga sea mil veces más grande que la fuerza de gravedad. Mediante el incremento de la velocidad de separación, la necesidad de tiempos largos de retención en el recipiente son eliminados y también el tamaño del recipiente puede ser reducido.

Las técnicas de separación que utilizan fuerzas centrífugas pueden no producir corrientes de salida con buena calidad como los separadores convencionales, pero pueden servir para propósitos prácticos como por ejemplo pre separadores, medidores multifásicos y separadores convencionales. Los principales tres tipos de servicio de separación que proporcionan los separadores compactos son separación de volumen de gas y líquido, tanques de separación de aceite-agua y agua tratada.

Un problema asociado con este tipo de separación es que los equipos tienden a ser más sensibles a variaciones de flujo que los separadores convencionales. El control de líquido y los niveles de la interfase son difíciles de manejar en condiciones de bacheo. Por lo tanto, hay un potencial de cargar líquido por arriba de las burbujas de gas en los separadores gas-líquido, y una pequeña cantidad de aceite y agua en los separadores agua-aceite. De esta manera, los separadores compactos

pueden ser utilizados en aplicaciones donde la calidad de salida no sea crítica o donde la calidad de una sola de las corrientes separadas sea importante.

Los separadores compactos pueden ser mucho más sensibles a taponamiento con parafinas, productos corrosivos, arenas, erosión y fallas mecánicas.

Varios tipos de separadores compactos están disponibles para ser utilizados en la separación gas-líquido. Ellos son el “Auger”, Separador “Slipt-Flo”, la Turbina Bifásica y el más utilizado y conocido el Separador Cilíndrico Ciclónico Gas-Líquido. El separador tipo “Auger” (Figura 1.4) es un separador gas-líquido compacto simple que puede ser usado tanto para procesos de fondo o de superficie. El fluido multifásico entra axialmente en la base de la unidad y es forzado a rotar debido a venas estacionarias helicoidales que hay en el recipiente. El líquido fluye a la pared de salida debido a la diferencia de densidades de fase. Una fracción del gas pasa a través de un puerto localizado en la pared interna y es removido mientras que el remanente de gas y líquido continúa y sale axialmente al tope de la unidad.

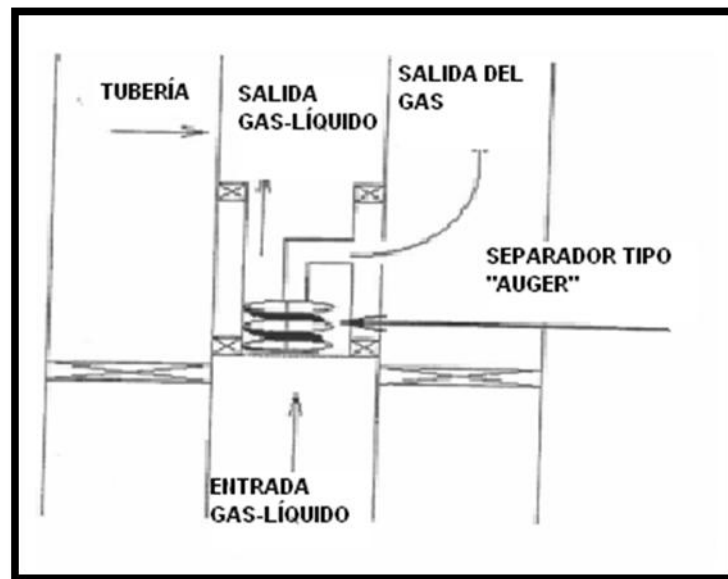


Figura 1.4 Separador Compacto Tipo "Auger"

El separador "Split-Flo" (Figura 1.5) consiste de un separador primario y secundario. Ambos utilizan las fuerzas centrífugas en la separación del gas del líquido. Los fluidos pasan sobre superficies curvas entre el separador primario para producir la fuerza centrífuga. El separador primario típicamente remueve el 99% del líquido entrante en el gas. La segunda etapa de separación remueve las gotas de líquido remanente para producir un gas con alta calidad. Ambos dispositivos utilizan la fuerza centrífuga que se produce cuando el fluido pasa sobre las superficies curvas para optimizar la separación. El separador no contiene partes móviles. El separador primario consiste en un riser, brazos curvos y un cilindro de retorno. La mezcla de alimentación entra en el fondo del dispositivo, fluye arriba del riser a los brazos curvos, donde la fuerza centrífuga causa que el líquido pase por el exterior de los brazos curvos y la fase de gas pase por el interior. Los líquidos separados salen de los brazos curvos y se adhieren a la pared interior del cilindro donde continúan girando dentro de la sección del líquido en la vasija. El gas sale de la sección de separación primaria y fluye afuera del la parte superior del cilindro de retorno. Después pasa al

separador ciclónico secundario a través de entradas tangenciales. La fuerza centrífuga conduce a las gotas hacia el exterior, formando una película de líquido en la pared interior del ciclón, éste líquido se elimina del ciclón y se vierte en el compartimiento secundario, y luego se lleva a través del tubo de drenaje hacia la parte inferior de la vasija, y el gas sale por la parte superior.

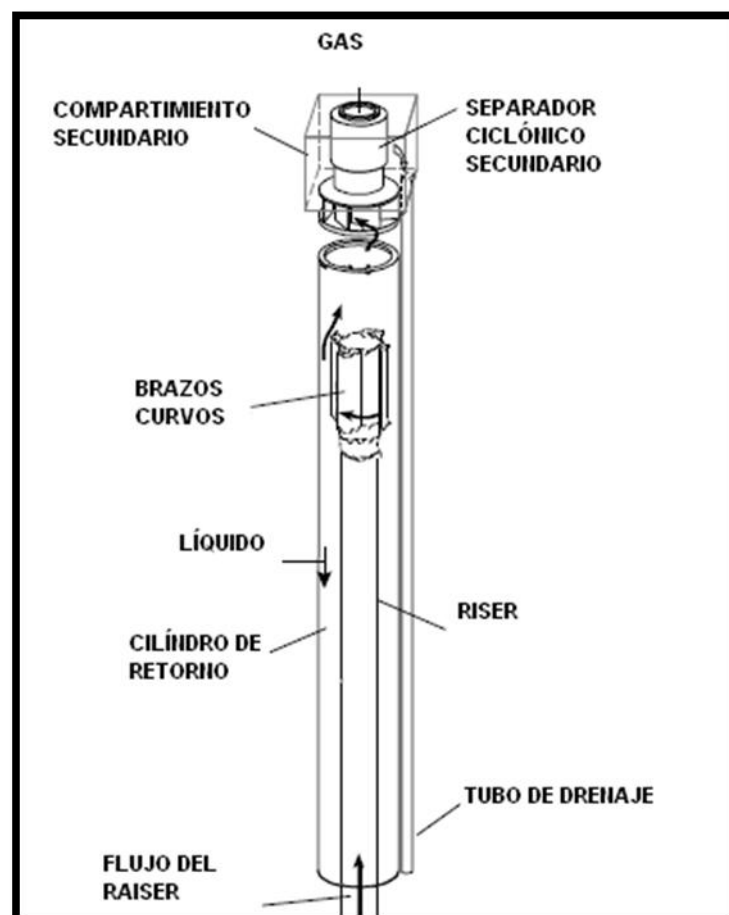


Figura 1.5 Separador Compacto tipo "Slip-Flo".

El separador Gasunie (figura 1.6), se utiliza para la separación de líquidos (agua, hidrocarburos, glicol, etc.) de los gases (gas natural y otros), para la

protección de los equipos corriente abajo (compresores, turbinas de gas, medidores de flujo, etc.) Las partículas sólidas (polvo, arena, etc.) también serán eliminados.

Principio de operación.

La fuerza centrífuga generada por la geometría mueve las partículas líquidas y sólidas hacia la pared del separador, donde se forma una película líquida que fluye hacia abajo hasta el fondo del separador. El gas sale del recipiente a través de la tubería central conectada a la boquilla de salida del gas. Los deflectores en la parte inferior del separador detienen la rotación del líquido, y la placa de bloqueo impide que los líquidos sean arrastrados con el gas. El líquido es contenido en la pared externa y corre hacia abajo para salir por el fondo de la cámara. De ésta manera se garantiza que no se presente el arrastre de líquidos en la corriente de gas, ó un arrastre de gas en la corriente de líquido.

Ventajas

- Por su tamaño y peso es especialmente atractivo para aplicaciones costa afuera.
- Mantenimiento fácil: No hay pequeños canales o tuberías y hay una baja tendencia a las incrustaciones.
- Excelente capacidad de manejo de baches.

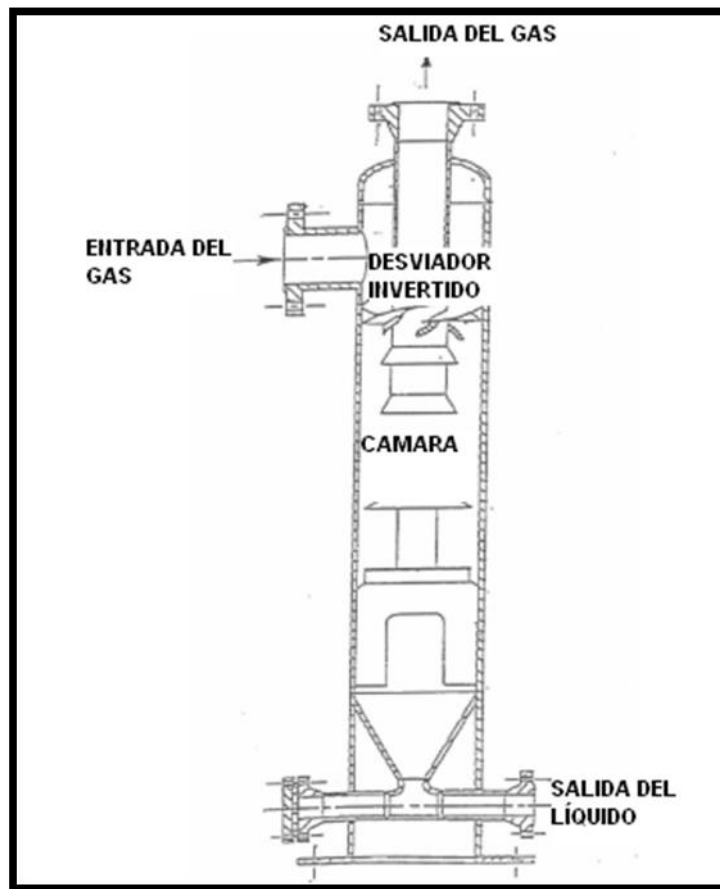


Figura 1.6 Separador Compacto tipo "Gasunie"

La Turbina Bifásica (Figura 1.7) realiza la separación combinando la separación gas-aceite con la energía recuperada. La turbina usa una boquilla de dos fases para convertir la energía de presión y térmica del líquido y la mezcla de gas a energía cinética. La velocidad resultante de la mezcla de dos fases afecta en el cilindro rotatorio para producir la fuerza centrífuga la cual separa la mezcla.

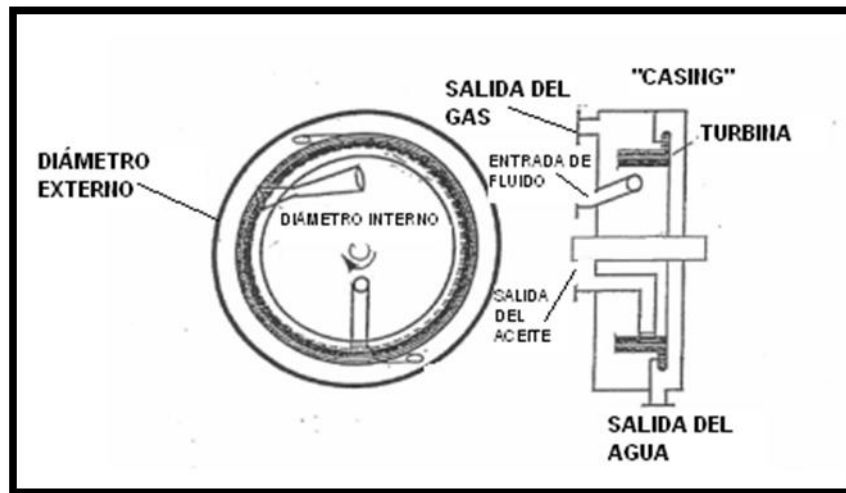


Figura 1.7 Separador Compacto tipo "Turbina Bifásica"

2.2.1 Separador Cilíndrico Ciclónico de Gas- Líquido (GLCC).

El separador cilíndrico ciclónico de gas-líquido (GLCC), es un tubo instalado de forma vertical sin partes móviles o dispositivos internos lo que constituye una gran ventaja de éste tipo de sistemas (Figura 1.8). El GLCC es alimentado por una tubería ligeramente inclinada para promover la estratificación de las fases de la mezcla y obligar a una pre separación; esta tubería es acoplada en un costado del cuerpo del separador, una vez que la mezcla se encuentra en el interior del separador, es expuesta a una combinación de fuerzas gravitacionales, centrífugas y de flotación; de esta forma, cuando el fluido rota, es expuesto a un campo de fuerzas centrífugas; la porción más densa de la mezcla (líquido) es forzada de forma radial hacia la pared del cilindro, mientras que la porción más liviana (gas) permanece en el centro del remolino. Posteriormente, las fases son expuestas a fuerzas gravitacionales y de cuerpo, provocando que

el líquido se recoja en el fondo del separador y el gas se extraiga por la parte superior.

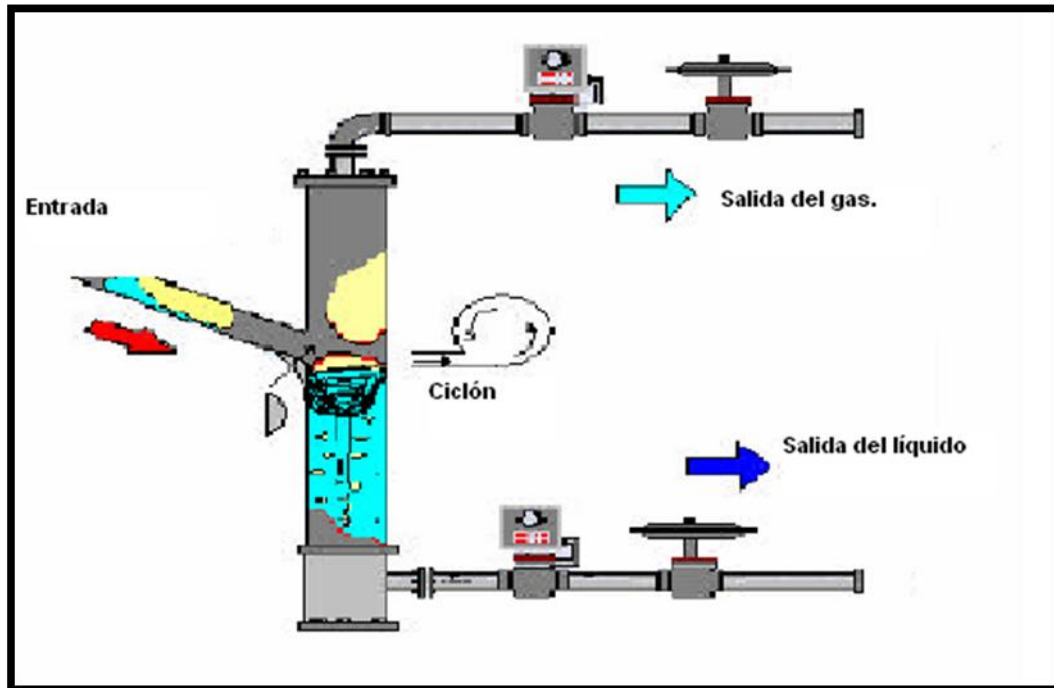


Figura 1.8 Separador cilíndrico ciclónico de gas-líquido (GLCC)

El correcto dimensionamiento del GLCC propiciará un campo de fuerzas centrífugas y gravitacionales que actúan sobre el campo de flujo en el interior del cilindro, suficiente para lograr la separación de las fases de una manera eficiente, manteniendo estables ciertos parámetros de proceso como el nivel de líquido en el separador para una condición dada; sin embargo, el dimensionamiento se establece en base a un rango limitado de condiciones de proceso como los flujos volumétricos y viscosidades de las fases, además de la presión de la mezcla.

En la figura 1.9 se muestra un separador cilíndrico ciclónico de gas-líquido, se muestran las principales partes que lo conforman. Son básicamente cuatro elementos: ducto de entrada de la mezcla, ducto de descarga de las fases (líquido y gas), y el cuerpo del separador.

Ducto de entrada: Este ducto conduce la mezcla multifásica al interior del separador y a la vez actúa como un pre-separador de la mezcla, éste elemento es crucial para la distribución del flujo y las velocidades tangenciales del flujo en el interior del GLCC. Una ligera inclinación del ducto promueve la separación de la mezcla multifásica dando lugar a una estratificación de la misma. El ángulo de inclinación con respecto a la horizontal juega un papel importante en la pre-separación de la mezcla, considerando que la estratificación de la misma depende de dos parámetros: el parámetro de inclinación que a su vez, es función del ángulo de inclinación y el parámetro de caída de presión de Lockhart-Martinelli. Por otro lado, este ducto termina en una tobera que se acopla al cuerpo del separador, el objetivo de dicha tobera es la aceleración de la mezcla para alcanzar los valores de velocidades requeridos por la separación en el interior del separador (10 a 20 pies/seg). Si las velocidades tangenciales exceden el rango recomendado pueden llegar a desarrollar un vórtice con demasiada longitud provocando prematuramente el arrastre de las fases; por otro lado, la velocidad tangencial no debe sobrepasar la velocidad de erosión recomendada por la norma API RP14E.

Cuerpo del separador: La relación de longitud-diámetro L/d del GLCC, tiene una gran influencia sobre el nivel de eficiencia en la separación y el costo del mismo. Para un diámetro dado, la longitud del GLCC por arriba

del ducto de entrada debe proveer la capacidad para manejar la fase gaseosa y evitar su arrastre por la fase continua de líquido, mientras que la longitud por abajo de la entrada determina el tiempo de residencia para separar las burbujas de gas del líquido. Durante el recorrido del flujo, las fuerzas de flotación, arrastre y centrífugas, actúan sobre cada partícula de fluido para lograr la separación de las fases, las fuerzas centrífugas son inversamente proporcionales al diámetro “ d ”, mientras que la disminución en la velocidad tangencial del fluido es directamente proporcional a la longitud “ L ”.

Diámetro del separador. Dos parámetros han sido establecidos para la adecuada determinación del diámetro del GLCC, las velocidades críticas del gas y el líquido. La velocidad crítica del gas es función de la presión y las propiedades del fluido y es definida como la velocidad mínima requerida para que las gotas de líquido puedan ser arrastradas hacia la línea de salida de gas; por otra parte, la velocidad crítica del líquido es la velocidad mínima requerida para mantener una relación de la velocidad tangencial a la velocidad axial en un orden de 20 pies/seg y mantener una alta eficiencia en la separación (Gómez, 1998). El diámetro mínimo del GLCC debe de ser mayor que los diámetros calculados para las velocidades críticas del gas y el líquido.

Longitud del GLCC. Una longitud del GLCC por arriba del ducto de entrada, menor a la requerida, provocaría un exceso de líquido en la parte superior del separador como resultado de la formación del vórtice de flujo en las inmediaciones de la salida de gas. Ésta situación daría lugar al arrastre de líquido en la línea de gas, por lo que el valor mínimo

recomendado de esta longitud, a partir de experimentación y experiencias de campo es de 4 a 5 pies, para separadores con diámetros de 3 a 6 pulgadas (Gómez, 1998). La longitud por abajo de la entrada del GLCC debe de mantener una columna constante de líquido por abajo del vórtice de flujo, para diferentes condiciones del proceso; de esta forma, se proporciona el tiempo necesario para la separación de las fases y evitar el arrastre de burbujas en la columna de líquido. El valor recomendado de esta longitud es de 4 a 5 pies, para el mismo rango de diámetros señalado anteriormente.

Nivel de líquido: Debido a las altas velocidades tangenciales de la mezcla, algunas burbujas de gas penetran en el vórtice de líquido por abajo de la interfase gas-líquido, este fenómeno implica el acarreo de burbujas de gas en la línea de líquido, que tiene lugar para bajos flujos de líquido cuando el vórtice se forma en la parte baja del GLCC. Bajo condiciones de altos flujos de gas y líquido puede presentarse el fenómeno contrario; es decir, que partículas de líquido puedan ser arrastradas en la fase de gas, fenómeno conocido como arrastre de líquido. El nivel de líquido en el GLCC es determinado por la caída de presión entre las salidas de gas y líquido y constituye un parámetro fundamental para el funcionamiento óptimo del GLCC.

Los separadores GLCC no sólo se utilizan para la separación masiva, sino que también se utiliza para mejorar el rendimiento de medidores multifásicos, para las bombas de flujo multifásico y desarenadores a través del control de la relación gas-líquido.

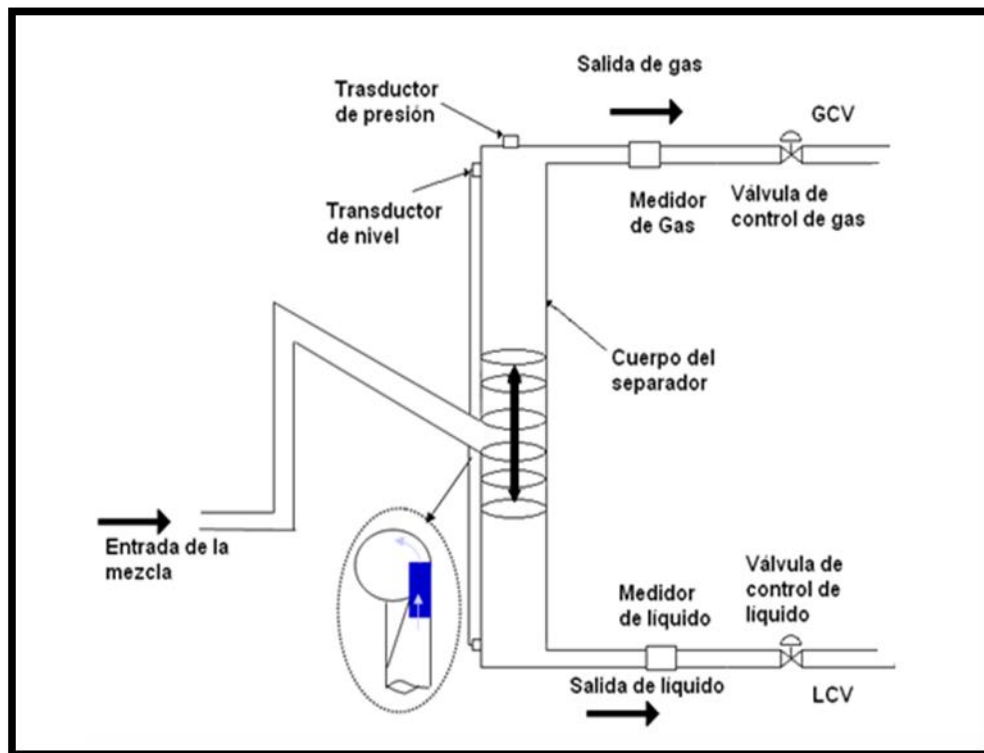


Figura 1.9 Partes que componen el separador cilíndrico ciclónico.

CAPÍTULO 3.

CONCEPTOS Y FENÓMENOS CONSIDERADOS EN EL DISEÑO DE LOS SEPARADORES GLCC.

En éste capítulo explicaremos los conceptos y fenómenos presentes en la separación utilizando la tecnología ciclónica.

3.1 Conceptos básicos.

3.1.1 Colgamiento (H_L)

El colgamiento se define como la relación entre el volumen de líquido existente en una sección de tubería a las condiciones de flujo, y el volumen de la sección aludida. Ésta relación de volúmenes depende de la cantidad de líquido y gas que fluye simultáneamente en la tubería. Generalmente, la velocidad con la que fluye el gas es diferente de la velocidad con la que fluye el líquido, lo que origina un resbalamiento entre las fases.

El resbalamiento es un término que se utiliza para describir el fenómeno natural del flujo a mayor velocidad de una de las dos fases. Las causas de éste fenómeno son diversas. La resistencia al flujo por fricción es mucho menor en la fase gaseosa que en la fase líquida. La diferencia de compresibilidades entre el gas y el líquido, hace que el gas en expansión viaje a mayor velocidad que el líquido. Cuando el flujo es ascendente o descendente, actúa la segregación gravitacional ocasionando que el líquido viaje a menor velocidad que el gas, para el primer caso, y a mayor velocidad en el segundo caso.

3.1.2 Velocidades superficiales.

Es la velocidad que tendría cualquiera de las fases si se ocupara toda la tubería. Se define por las siguientes expresiones:

$$v_{sl} = \frac{q_L}{A_p} = \frac{0.01191(q_o B_o + q_w B_w)}{d^2}$$

Donde v_{sl} es la velocidad superficial del líquido, q_o es el gasto de aceite, B_o es el factor de volumen del aceite, B_w es el factor de volumen del agua, y d es el diámetro interno de la tubería.

$$v_{sg} = \frac{q_g}{A_p} = \frac{0.002122q_o(R - R_s)B_g}{d^2}$$

Donde v_{sg} es la velocidad superficial del gas, q_o es el gasto de aceite, R es la relación gas-aceite, R_s es la relación de solubilidad, B_g es el factor de volumen del gas y d es el diámetro interno de la tubería.

$$v_m = \frac{q_L + q_g}{A_p} = v_{sl} + v_{sg}$$

Donde A_p es el área de la sección transversal de la tubería.

3.1.3 Velocidad real.

Aplicando el concepto de colgamiento, se puede obtener la velocidad real correspondiente a cada fase:

$$v_L = \frac{q_L}{A_L} = \frac{q_L}{A_p H_L} = \frac{v_{sl}}{H_L}$$

$$v_g = \frac{q_g}{A_p(1 - H_L)} = \frac{v_{sg}}{(1 - H_L)}$$

Donde v_L y v_g son las velocidades reales del líquido y el gas respectivamente, y H_L es el colgamiento del líquido.

3.1.4 Coalescencia.

Es el fenómeno por medio del cual partículas líquidas de tamaño pequeño (que no se separan fácilmente por la acción de la gravedad), se unen entre sí para formar partículas de mayor tamaño, que sí pueden separarse posteriormente por asentamiento gravitatorio.

3.1.5 Momentum

Alonso (1995), define el *momentum lineal* de una partícula como: “el producto de su masa por su velocidad. Esta es una cantidad vectorial y tiene la misma dirección que la velocidad. Es un concepto que combina dos elementos que caracterizan el estado dinámico de una partícula”.

3.1.6 Patrones de flujo.

Al fluir dos fases simultáneamente, lo pueden hacer en formas diversas. Cada una de estas formas presenta una distribución relativa de una fase con respecto a la otra, constituyendo un tipo o patrón de flujo.

Los patrones de flujo se presentan tanto en tuberías horizontales como en tuberías verticales, a continuación se describen los patrones de flujo para tuberías horizontales y verticales.

3.1.6.1 Patrones de flujo en tuberías verticales.

Para el flujo ascendente del gas y el líquido en una tubería vertical, las fases se distribuyen en varias estructuras de flujo que como se ven en la figura 2.1 y se describen a continuación.

- **Flujo burbuja:** Las burbujas que se observan son numerosas ya que el gas se dispersa en forma de burbujas en la fase continua de líquido. Las burbujas varían mucho tanto en su tamaño como en su forma, pero por lo general son de forma esférica y son mucho más pequeñas que el diámetro de la tubería.
- **Flujo tapón:** Con el aumento de la fracción de gas, las burbujas se encuentran muy cerca unas de otras, lo que ocasiona que se unan, y formen burbujas más grandes, que tienen la misma dimensión que el diámetro de la tubería. Estas burbujas tienen una forma similar a la de una bala, y se conoce como burbuja de Taylor. Las burbujas de Taylor están separadas entre sí por tapones de líquido, los cuales pueden incluir pequeñas burbujas de gas. Las burbujas de Taylor, están rodeadas por una delgada película de líquido entre ellas y la pared de la tubería.

-
- **Flujo bache:** Con el aumento en la velocidad de flujo, la corriente se vuelve inestable con el fluido que viaja arriba y debajo de forma oscilatoria. La inestabilidad es resultado de la relativa igualdad de las fuerzas de gravedad y de corte actuando en direcciones opuestas sobre la película delgada del líquido de las burbujas de Taylor. De hecho este patrón de flujo es un régimen intermedio entre el patrón de flujo tipo tapón y el patrón de flujo anular. En tuberías con diámetros pequeños, el flujo bache puede que no se forme y todo el flujo pasa directamente de flujo tapón a flujo anular.

 - **Flujo anular:** El flujo anular se presenta cuando la fase gaseosa es continua y la mayor parte del líquido se introduce en ésta en forma de gotas. La pared de la tubería está cubierta por una película de líquido y la fase gaseosa controla la caída de presión.

 - **Flujo anular-niebla:** A grandes gastos de gas, todo el líquido entra en forma de pequeñas gotas en la fase continua de gas. Las gotas en el flujo niebla son a menudo demasiado pequeñas para ser vistas sin una luz especial.

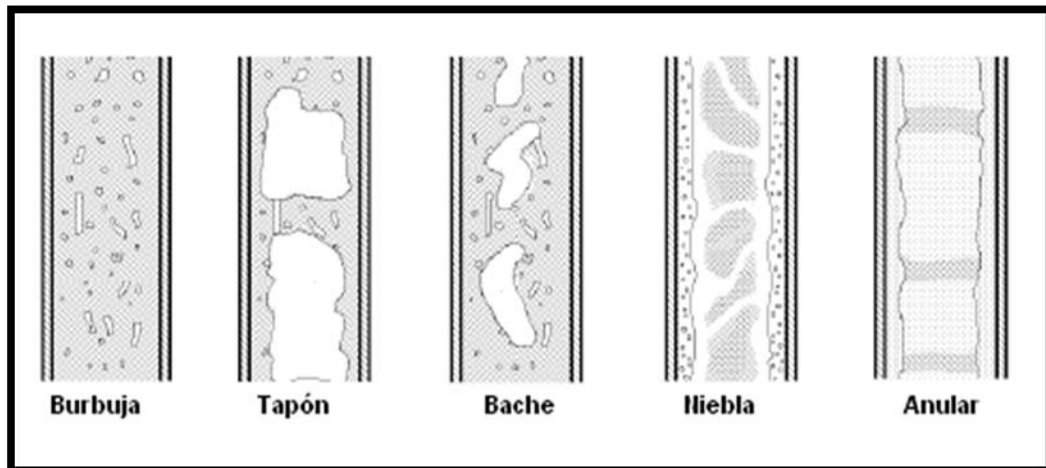


Figura 2.1 Patrones de flujo en tuberías verticales.

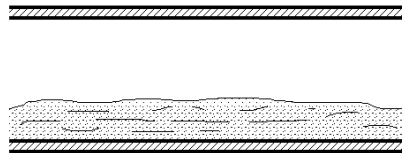
3.1.6.2 Patrones de flujo en tuberías horizontales.

Los patrones de flujo en tuberías horizontales son similares a los flujos verticales, pero la distribución del líquido es influida por la gravedad que actúa para estratificar el líquido en la parte inferior de la tubería y en gas en la cima. Los patrones de flujo en tuberías verticales se muestran en la figura 2.2 y se definen de la siguiente manera:

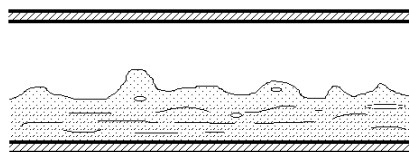
- **Flujo burbuja:** El flujo burbuja se caracteriza por contener pequeñas burbujas de gas flotando en la parte superior del flujo de líquido por ser la fase de menor densidad.
- **Flujo tapón:** El flujo tapón se presenta cuando el gasto de gas aumenta y las burbujas de líquido coalescen para formar burbujas más grandes (siempre en la parte superior de la tubería), separadas por un tapón de líquido.

-
- **Flujo bache:** Se presenta en el momento en el momento en que las burbujas grandes y alargadas van formando una fase casi continua de gas, interrumpida por baches de líquido.
 - **Flujo estratificado:** Es sencillo de observar ya que se separan las fases y el gas se presenta en la parte superior de la tubería, mientras que el líquido corre en la parte inferior de la tubería.
 - **Flujo ondulado:** Se caracteriza por la aparición de una especie de olas en la interfaz del líquido por el efecto de la velocidad del gas.
 - **Flujo anular:** Se presenta cuando la fase gaseosa es continua y forma una especie de tubo interno concéntrico a la tubería y a su alrededor fluye el líquido pegado a las paredes de la misma.
 - **Flujo niebla:** Se presenta cuando en la fase continua de gas tiene pequeñas gotas de líquido suspendidas uniformemente.

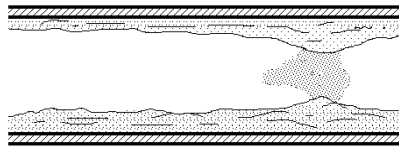
➤ **Flujo Segregado.**



Flujo Estratificado.

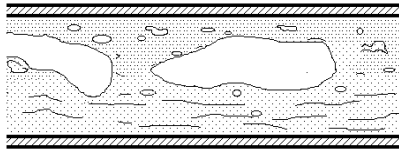


Flujo ondulado.

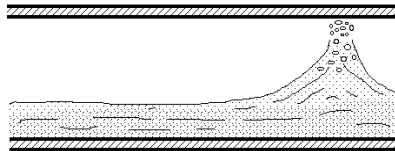


Flujo Anular.

➤ **Flujo Intermitente.**

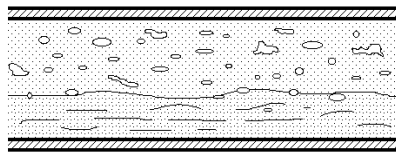


Flujo Tapón.

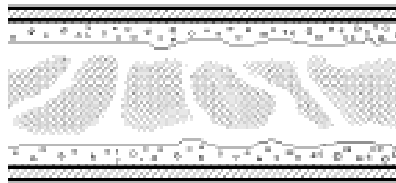


Flujo Bache.

➤ **Flujo Distribuido.**



Flujo burbuja



Flujo Niebla.

Figura 2.2 Patrones de flujo para tubería horizontal.

Burbuja de Taylor

El flujo bala (figura 2.3) es uno de los más complicados conocido como la burbuja de Taylor que a menudo es encontrada en regímenes de flujo de dos fases. El flujo bala en tuberías verticales se presenta como una fracción de gas que está rodeada de líquido la cual forma la burbuja de Taylor. Ésta burbuja ocupa una gran porción de la tubería, donde el fluido que se encuentra entre la burbuja y la pared de ésta forma una especie de película delgada. La burbuja de Taylor es separada en porciones de fluido continuas, que pueden contener pequeñas burbujas de gas.



Figura 2.3 Burbuja de Taylor

Para predecir el patrón de flujo en una tubería, se utiliza un mapa de patrón de flujo. Este diagrama muestra los límites de transición entre los patrones de flujo, y se grafica usando parámetros adimensionales con ejes log-log, para representar las velocidades del líquido y el gas.

Los mapas de patrones de flujo más utilizados son el modelo de Baker y el modelo de Taitel y Dukler, aunque se han desarrollado más mapas para predecir el comportamiento de los patrones de flujo, en este trabajo sólo

mostraremos el modelo de Taitel y Dukler, que es el que se usó para el estudio del modelo matemático que será descrito más adelante.

El modelo de Taitel y Dukler para el flujo en tuberías horizontales está basado en su análisis analítico de los mecanismos de transición de flujo junto con una selección empírica de varios parámetros. El mapa utiliza el parámetro de Lockhart y Martinelli X , el número de Froude F .

La correlación de Lockhart y Martinelli, el gradiente se considera como si se tratara de una sola fase y es multiplicado por un factor de corrección.

El gradiente de una fase se calcula como si sólo esa fase fluyera en la línea.

En este método se ignora la aceleración.

La ecuación es la siguiente:

$$X = \left[\frac{(dp/dx)_L}{(dp/dx)_g} \right]^{1/2}$$

Donde:

$$\left(\frac{dp}{dx} \right)_g = \frac{f_g \rho_g v_{sg}^2}{2g_c d}$$

$$\left(\frac{dp}{dx} \right)_L = \frac{f_L \rho_L v_{sl}^2}{2g_c d}$$

Donde f_g es el factor de fricción del gas, ρ_g es la densidad del gas, v_{sg} es la velocidad superficial del gas, d es el diámetro interno de la tubería.

El número de Froude considerado por Taitel y Duckler es:

$$F = \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_L - \rho_g}} - \frac{v_{sg}}{\sqrt{dg \cos \theta}}$$

Donde ρ_g es la densidad del gas, v_{sg} es la velocidad superficial del gas, d es el diámetro interno de la tubería, y g es la gravedad.

Taitel y Dukler consideraron dos términos más para poder entrar en el mapa como lo son T y K donde

$$T = \left[\frac{(dp/dx)_L}{(\rho_L - \rho_g)g \cos \theta} \right]^{1/2}$$

$$K = F \left(\frac{dv_{sl}}{v_l} \right)^{1/2}$$

Donde $(dp/dx)_L$ es la caída de presión por fricción de Lockhart y Martinelli, F es el número de Froude, y v_l es la velocidad real del líquido.

En la figura 2.4 se puede ver el mapa desarrollado por Taitel y Dukler, y para poder leer en la gráfica necesitamos el factor X de Lockhart y Martinelli y cualquiera de los dos términos ya sea T o K para entrar en la gráfica.

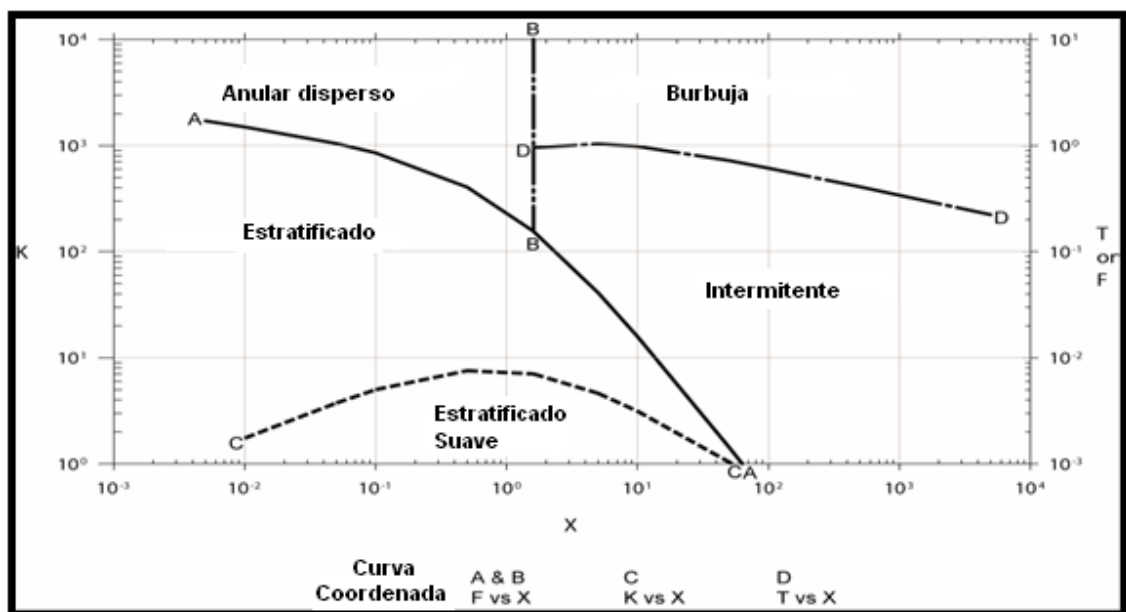


Figura 2.4 Mapa de Taitel y Dukler para predecir los patrones de flujo.

3.2 Fenómenos considerados en el diseño de los separadores GLCC.

Los problemas asociados con el uso del separador cilíndrico ciclónico de gas-líquido (GLCC), se atribuyen a dos fenómenos físicos conocidos como arrastre de líquidos y arrastre de gas. Otro fenómeno que se presenta en el separador (GLCC) es el colgamiento de líquido en el cero neto (ZNLFH, por sus siglas en inglés) que es necesario para predecir el arrastre de líquidos.

3.2.1 Arrastre de líquidos.

El arrastre de líquidos, conocido también por su nombre en inglés “*carryover*” está definido como la dispersión fina o neblina de líquido que empieza a ser arrastrada hacia el nivel superior. Esto es causado por una excesiva velocidad del gas (figura 2.5).

El arrastre de líquidos ocurre cuando partículas de líquido escapan con el gas en la salida, y puede ser un indicador del alto nivel de líquido, daño en los dispositivos internos del recipiente, espumas, diseño incorrecto, taponamiento en la salida.

Las tres causas principales que nos provocan el arrastre de líquidos en la parte superior del separador son:

- La incapacidad del separador para manejar la cantidad de líquido que se introduce, situación que sobrepasará el nivel del líquido permitido y en consecuencia el tiempo de residencia del gas será insuficiente para separarse del líquido, quedando éste último atrapado en la

corriente de salida del gas y fluyendo hacia la parte superior del separador.

- Cuando el gasto de alimentación es mayor al calculado como valor de diseño, aumentará la velocidad del gas dentro del separador y generará el arrastre de líquido, hacia la cima de éste.
- El aumento de la velocidad del gas también puede ser una consecuencia de un aumento en la presión de operación (manteniendo constante el gasto de diseño), lo que producirá el arrastre de líquido en la corriente de gas.

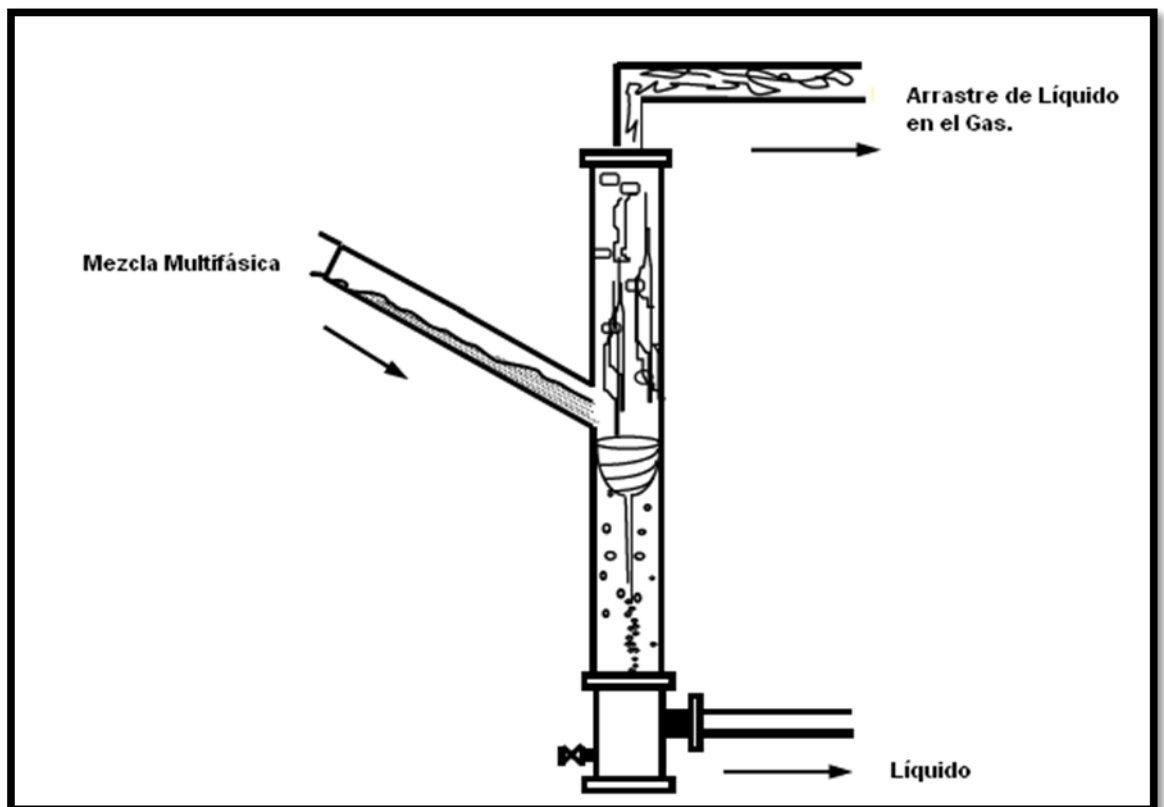


Figura 2.5 Fenómeno del arrastre de líquidos.

Este fenómeno se puede apreciar al graficar ya sea el gasto de líquido contra el gasto de gas, o graficando la velocidad superficial del líquido contra la velocidad superficial del gas, y a ésta se le conoce con el nombre de área de operación y se muestra a en la figura 2.6.

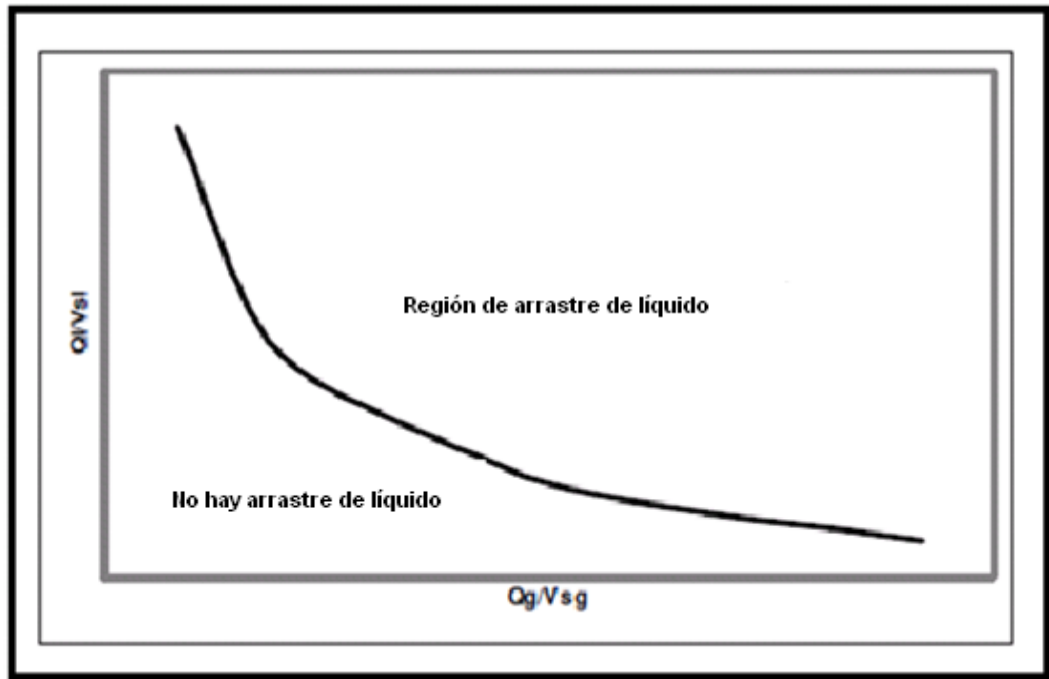


Figura 2.6 Área de operación para el arrastre de líquidos.

En la grafica 2.6 la línea nos muestra el comportamiento del arrastre de líquidos en la corriente de gas, donde por debajo de esta no hay arrastre de líquidos; sin embargo por arriba de ésta, éste fenómeno se hace presente. Los factores que intervienen para que se genere el arrastre de líquidos comúnmente son: la presión de operación, el nivel de líquido, viscosidad del fluido y la formación de emulsiones.

3.2.2 Arrastre de gas.

El arrastre de gas en la salida del líquido “carryunder” por sus siglas en inglés, ocurre cuando burbujas de gas escapan con la fase líquida

recolectada en el fondo. La geometría tangencial de la entrada de separación y la velocidad del fluido en el separador crea un vórtice en la parte inferior del separador, las burbujas de gas se mueven radialmente hacia adentro formando un filamento de burbuja de gas figura 2.7. El fenómeno del arrastre de gas se ve afectada por varios factores que incluyen la longitud del segmento más bajo, la dimensión de la entrada del separador, patrón de flujo en la sección de entrada, y la magnitud de la fuerza creada por la separación.

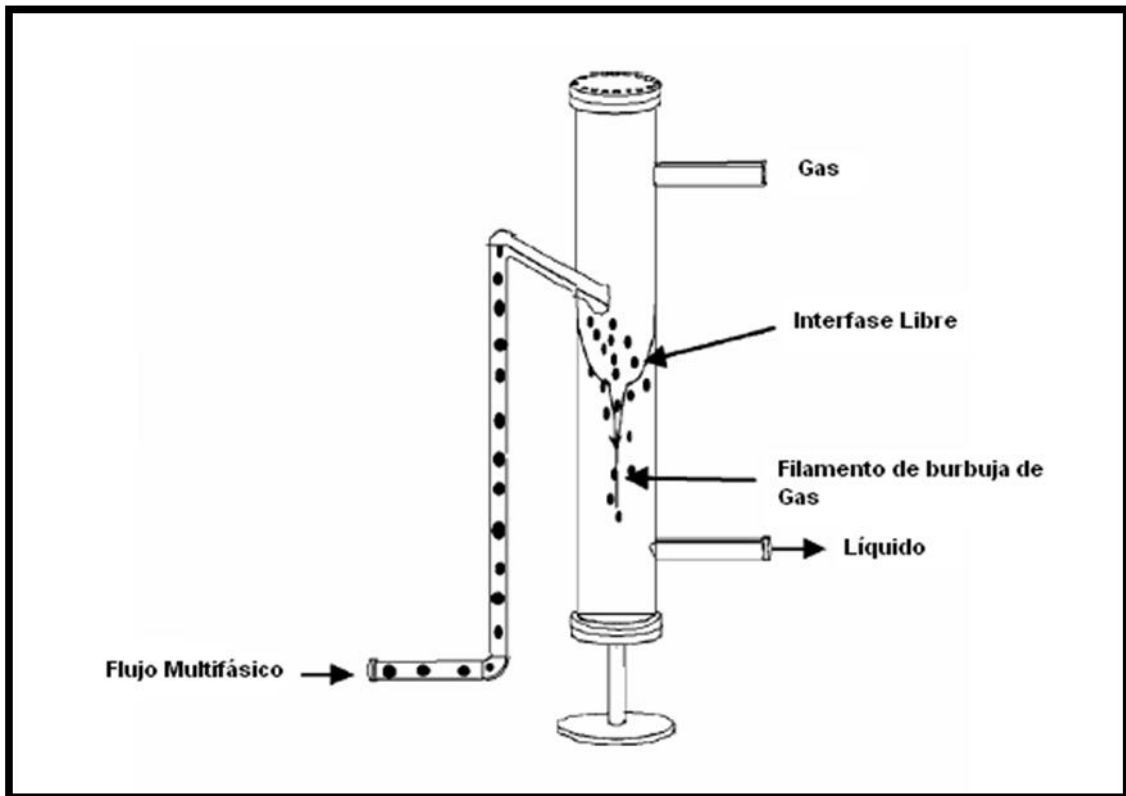


Figura 2.7 Fenómeno del arrastre de gas.

3.2.3 Nivel de equilibrio líquido.

El nivel de equilibrio líquido es un rango del posible movimiento del nivel de líquido dentro del separador y el área de operación para mantener la

eficiencia de separación. El nivel de equilibrio líquido se determina por el balance de presiones en las secciones de salida del líquido y el gas, y se obtiene utilizando un indicador de nivel de líquido (indicador visual).

3.2.4 Flujo de líquido en el neto cero.

Una de las características esenciales en el funcionamiento del separador GLCC es el flujo de líquido en el neto cero. El flujo de líquido en el neto cero es el máximo gasto de gas que puede tolerar el separador antes de la aparición del arrastre de líquidos. Este fenómeno se produce siempre que el nivel de equilibrio líquido se encuentra por encima de la entrada. El flujo de líquido en el neto cero se ve afectado por varios factores tales como el diseño del separador, el patrón de flujo en el separador y las propiedades de la mezcla.

La relación entre el volumen de líquido in situ y el volumen en la parte superior de la tubería del separador se conoce como el colgamiento de líquido neto cero. Una estimación adecuada del colgamiento de líquido en el cero neto es importante para definir el área de operación del arrastre de líquidos para separadores compactos. También, es necesario conocer el colgamiento de líquido para determinar la densidad de la mezcla, la viscosidad y las velocidades de líquido y gas.

CAPÍTULO 4.

MODELO MATEMÁTICO DEL SEPARADOR GLCC.

En éste capítulo abordaremos el modelo matemático del separador cilíndrico ciclónico que fue desarrollado por Kouba. El presente modelo es capaz de predecir el comportamiento del flujo hidrodinámico del separador GLCC. El modelo busca predecir (1) el nivel de equilibrio líquido, (2) la interfase gas –líquido, (3) el colgamiento de líquido neto, (4) el inicio del arrastre de líquido (5) el área de operación para el arrastre de líquido, (6) la trayectoria de la burbuja. La nomenclatura del sistema para el modelo mecanicista se muestra en la figura 3.1.

4.1 Nivel de equilibrio líquido.

La distribución de las fases gas y líquido en el separador cilíndrico ciclónico de gas líquido (GLCC) es compleja debido a la formación del vórtice, el cual provoca el arrastre de gas que se presenta en la fase líquida en la parte inferior del separador cilíndrico ciclónico de gas líquido (GLCC), por otra parte el líquido es arrastrado en la parte superior de el GLCC. El nivel de equilibrio líquido simplemente corresponde a la caída de presión en el GLCC, el cual es medido por el indicador visual. Debido a que las pérdidas por fricción en el GLCC son bajas, el nivel de equilibrio líquido indica la cantidad de líquido contenida en el separador cilíndrico ciclónico de gas líquido (GLCC).

El nivel de equilibrio líquido se determina a través de un simple balance de presión entre, la presión de entrada (P1) y la presión de salida (P2) del GLCC, para la fase de gas y la fase líquida.

Éste modelo es simple ya que deja de lado la interacción entre las fases. Las caídas de presión en la fase gaseosa y líquida pueden ser calculadas por:

$$\Delta p_l = \rho_l g(Ll_1 - Ll_3) + \rho_g g(L_{in1} - Ll_1) - \left(\theta_l + \frac{f l_1 Ll_1 \rho_l v_l^2}{D_1} \right) \quad (1)$$

$$\Delta p_g = \rho_g g(Ll_1 - Ll_3) - \theta_g \quad (2)$$

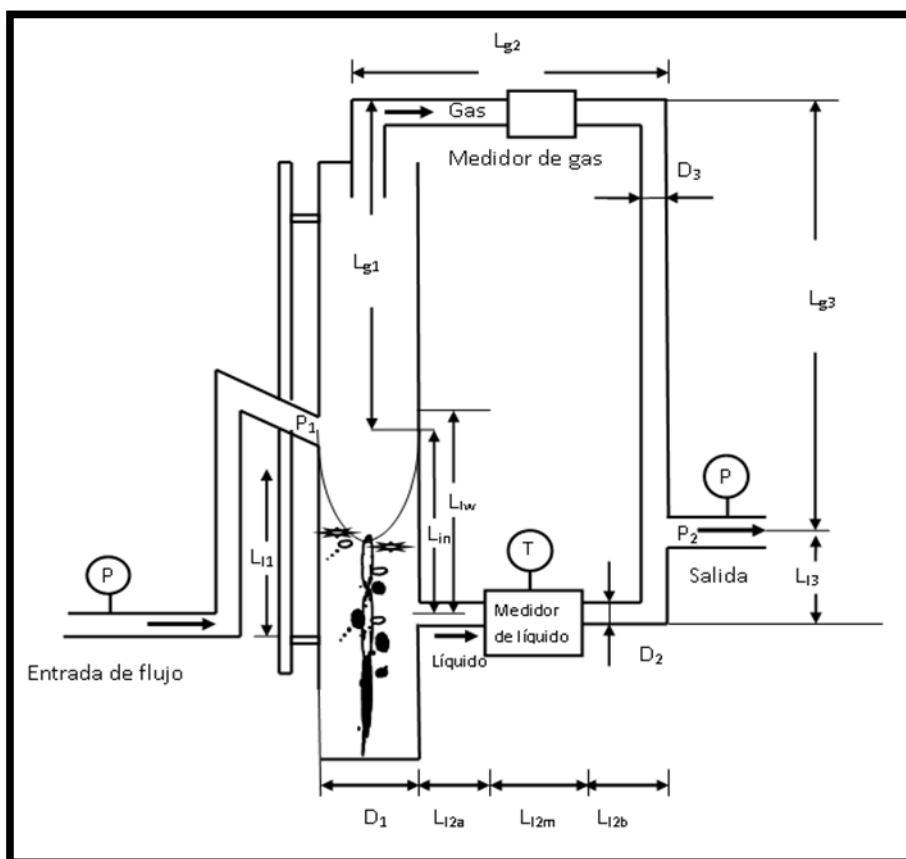


Figura 3.1 Ciclo del separador cilíndrico ciclónico para el modelo mecanicista.

Donde ρ_l es la densidad del líquido, g es la gravedad, Ll_3 es la distancia de la salida del líquido a la salida de la recombinación, ρ_g es la densidad del gas, Ll_1 es la longitud del líquido, D_1 es el diámetro del cuerpo del separador, θ_l y θ_g son las pérdidas de presión por fricción en las secciones de líquido y gas las cuales están dadas como:

$$\theta_l = \frac{\rho_l}{2} \left(\sum_{i=1}^n \frac{f_i L_i v_i^2}{D_i} + \sum_{i=1}^m K_i v_i^2 \right)_l \quad (3)$$

$$\theta_g = \frac{\rho_g}{2} \left(\sum_{i=1}^n \frac{f_i L_i v_i^2}{D_i} + \sum_{i=1}^m K_i v_i^2 \right)_g \quad (4)$$

El primer término que aparece dentro de los paréntesis de las ecuaciones (3) y (4) representa la pérdida de presión en diferentes segmentos de la tubería, mientras que el segundo término entre los paréntesis corresponde a las pérdidas en los accesorios de la tubería.

Igualando las caídas de presión a lo largo de las secciones de gas y líquido se puede obtener de manera explícita para el nivel de equilibrio líquido de la siguiente forma:

$$Ll_1 = \frac{\theta_l - \theta_g + \rho_l g Ll_3 - \rho_g g (L_{in} + L_{g1} - L_{g3})}{g(\rho_l - \rho_g) - \left(\frac{\rho_l v_{l1}^2 f_{l1}}{2 D_1} \right)} \quad (5)$$

4.2 Interfase gas-líquido.

El modelo físico para determinar la interfase gas-líquido está dada por la figura 3.2. La suposición principal es que sabemos que el flujo entra de manera tangencial al GLCC generando esto una fuerza de vórtice.

Las fuerzas que ocurren cuando se genera el vórtice fue sustentado por las mediciones experimentales de Millington and Thew. El modelo está basado esencialmente en un balance de presiones entre los puntos del 1 al 4. Las diferencias de presión entre los puntos del 1 al 2 y del 3 al 4 son debido a la presión hidrostática que se presenta en las fases de líquido y gas. Ningún cambio de presión es supuesto entre los puntos del 1 al 4. Para cerrar el ciclo de presión, se necesita un cambio de presión entre los puntos 1 y 2. La diferencia de presiones es debida a la acción de la fuerza centrífuga actuando en la mezcla de dos fases y se puede calcular de la siguiente manera:

La distribución de la velocidad tangencial para un flujo de vórtice esta dado por:

$$v_t(r) = v_{t_{is}} \left(\frac{r}{R_s} \right)^n \quad (6)$$

Donde $n=1$ para fuerzas de vórtice con rotación de cuerpos sólidos, $n=-1$ para un vórtice libre, y $-1 < n < 1$ para fuerzas de vórtice combinadas. En este estudio el exponente tangencial, n , es igual a 1.

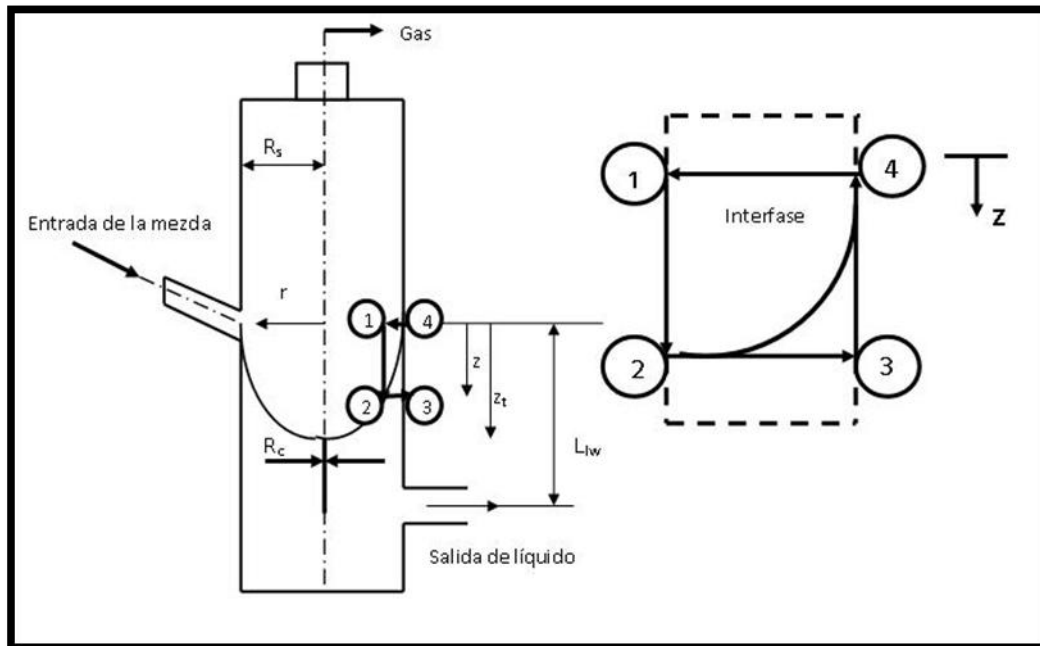


Figura 3.2 Modelo de la interfase gas-líquido.

Modelo de la interfase gas-líquido.

La velocidad tangencial en la entrada de la ranura, v_{tis} se determina a partir de la velocidad del líquido en la sección de entrada inclinada con un ángulo de $\alpha=27^\circ$, de la siguiente manera:

$$v_{tis} = v_{lin} \frac{A_{in}}{A_{is}} \cos(\alpha) \quad (7)$$

El modelo de Taitel y Dukler se utiliza para calcular la velocidad del líquido en la sección de inyección v_{lin} .

La diferencia de presión radial entre los puntos 2 y 3, debido a la fuerza centrífuga en cualquier posición axial está dada como:

$$\Delta p(r) = \int_r^{R_s} \frac{\rho_m [v_t(r)]^2}{r} dr \quad (8)$$

El balance de presión total entre los puntos 1 y 4, donde se localiza la interfase axial y la posición radial, r busca obtener la siguiente ecuación:

$$z(r) = \frac{\Delta P(r)}{g(\rho_l - \rho_g)} \quad (9)$$

La localización de la interfase $z(r)$ se puede utilizar para calcular el volumen total de líquido que es desplazado por el vórtice de gas en la parte central de éste y se obtiene de la siguiente manera:

$$V_g = \int_{R_c}^{R_s} 2\pi r z(r) dr + \frac{\pi}{4} D_c^2 (Ll_w - z_t) \quad (10)$$

Donde $z_t = z(R_c)$. El segundo término de la ecuación (10) es el volumen del filamento de burbuja de gas (centro del vórtice) que se extiende desde el fondo del vórtice de gas. El punto más alto de la fase líquida, donde se genera el contacto de la interfase de la pared del separador cilíndrico ciclónico de gas líquido (cima del vórtice), se puede calcular suponiendo el volumen total de gas que es sumergido dentro del volumen del líquido resultante para los cálculos del nivel de equilibrio líquido, como sigue:

$$Ll_w = Ll_1 + \frac{V_g}{A_s} \quad (11)$$

4.3 Colgamiento de líquido neto cero.

El colgamiento de líquido neto cero, es un fenómeno que ocurre en la parte superior del separador cilíndrico ciclónico de gas-líquido (GLCC), antes del arrastre de líquido. Bajo estas condiciones se puede observar la presencia de las dos fases en la parte de arriba del GLCC, donde únicamente el gas se produce. Bajo estas condiciones, un ligero incremento en el gasto de gas ocasionará un arrastre de líquido.

El modelo del líquido en el cero neto combina la expresión de la burbuja de Taylor, y un nuevo modelo para un flujo tipo bala, para la predicción del colgamiento de líquido cero neto H_{l0} en la parte superior del GLCC.

La burbuja de Taylor para flujo vertical se modifica para las condiciones del flujo de líquido en el cero neto, de donde $v_{sl} = 0$ y la velocidad del gas, es:

$$v_{g0} = C_0 v_{sg} + 0.35 \sqrt{g D_s \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_l} \right)} \quad (12)$$

Donde C_0 es el coeficiente de distribución de velocidad, v_{sg} es la velocidad superficial del gas, g es la gravedad, D_s es el diámetro de la tubería, ρ_l es la densidad del líquido y ρ_g es la densidad del gas. Basados en datos recopilados en este estudio, para presiones bajas, en un sistema de aire-agua, C_0 es igual a 1.15. El colgamiento de líquido cero neto puede ser calculado de la siguiente manera:

$$Hl_0 = \left[1 - \left(\frac{v_{sg}}{v_{g0}} \right) \right] \left(1 - \frac{Ld}{Lg_1} \right) \quad (13)$$

Donde v_{sg} es la velocidad superficial del gas, v_{g0} es la velocidad del gas, Lg_1 es la longitud del bache y las burbujas como se aprecia en la figura 3.3.

El patrón de flujo tipo bache ocurre en la parte alta del separador cilíndrico ciclónico de gas líquido (GLCC), éste se presenta cuando el gasto de gas es bajo y el gasto de líquido es alto, debido a esto tiende a presentarse el arrastre de líquido.

Sin embargo, para el caso contrario, cuando el gasto de gas es alto y el gasto de líquido es bajo, a las condiciones del flujo de líquido cero neto, se

presentan dos distintos patrones de flujo en la parte superior del GLCC como se muestra en la figura 3.3.

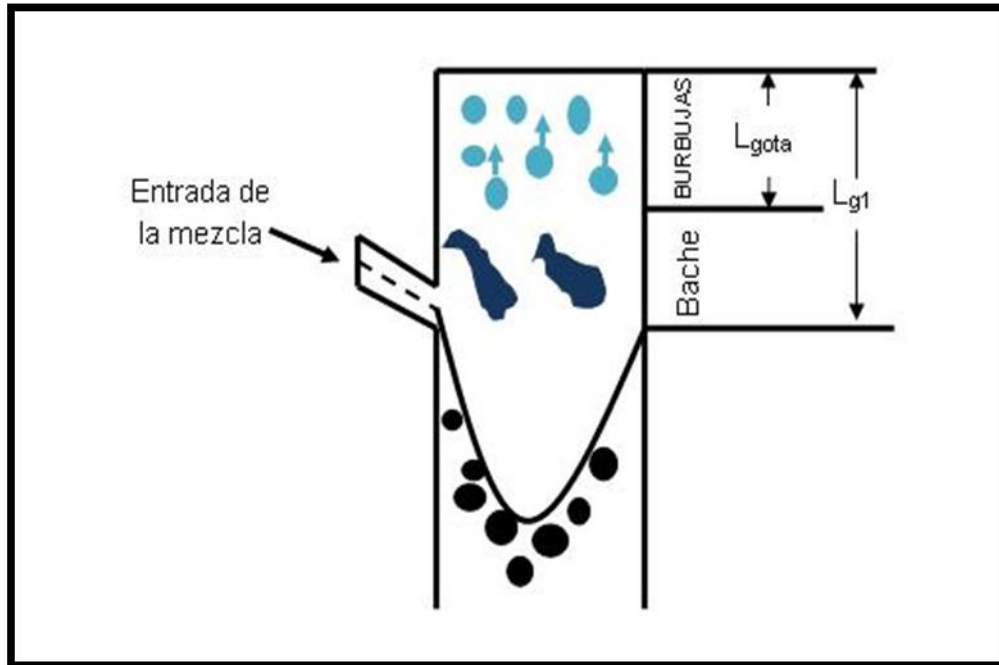


Figura 3.3 Fenómeno del colgamiento de líquido en el cero neto que ocurre en la parte superior del separador cilíndrico ciclónico.

El patrón de flujo tipo bache se presenta sólo en la parte inferior, mientras que en la parte de arriba, el líquido se presenta principalmente en forma de gotas.

Al ascender las burbujas de gas, éstas estallan y forman pequeñas gotas líquido que son arrastradas hacia la parte de arriba del separador cilíndrico ciclónico de gas líquido (GLCC). La distancia que recorra la gota va a depender de su tamaño, velocidad inicial y de la velocidad de gas. Así, para predecir el colgamiento de líquido cero neto sobre las dos regiones, es esencial predecir la longitud donde se generan las gotas (L_{gota}). Una vez logrado esto se utiliza un modelo balístico para determinar el comportamiento de la gota.

En éste análisis, las gotas de líquido son tratadas como si tuvieran forma esférica. La altura a la cual las gotas pueden llegar va a depender de la velocidad inicial de las gotas y se determina por medio de la velocidad del gas y el colgamiento. Otros parámetros son el tamaño de la gota y las propiedades físicas de ésta. El modelo considera las fuerzas de arrastre y gravedad actuando sobre la gota y determina la máxima altura (L_{gota}) que ésta pueden alcanzar antes de caer debido a la gravedad. La cual se deriva de la siguiente forma:

La resultante de la fuerza de la partícula se debe a la fuerza de arrastre y a la fuerza de gravedad.

$$F_p = F_D + F_g \quad (14)$$

Donde: F_p = Fuerza de la partícula.

F_D = Fuerza de arrastre.

F_g = Fuerza de la gravedad.

La fuerza de arrastre es descrita como:

$$F_D = \frac{C_d \rho_g A_p (v_g - v_p)^2}{2} \quad (15)$$

Donde A_p es el área de la sección transversal de la partícula

$$A_p = \pi R_p^2 \quad (16)$$

La fuerza debido a la gravedad es:

$$F_g = -\rho_l V_p g \quad (17)$$

Donde V_p es el volumen de la partícula calculado de la siguiente manera:

$$V_p = \frac{4}{3} \pi R_p^3 \quad (18)$$

La fuerza de la partícula es calculada como:

$$F_p = \rho_l V_p a \quad (19)$$

Donde a es la aceleración de la partícula.

$$a = \frac{dv_p}{dt} = \frac{v_p dv_p}{dz} \quad (20)$$

Sustituyendo en la ecuación 14 las ecuaciones 15, 17 y 19 la ecuación que nos describe el movimiento resulta:

$$\rho_l V_p a = \frac{C_d \rho_g A_p (v_g - v_p)^2}{2} - \rho_l V_p g \quad (21)$$

Por lo tanto sustituyendo las ecuaciones 16, 18 y 20 en la ecuación 21 tenemos que:

$$\rho_l \left(\frac{4}{3} \pi R_p^3 \right) \left(\frac{v_p dv_p}{dz} \right) = \frac{C_d \rho_g (\pi r_p^2) (v_g - v_p)^2}{2} - \rho_l \left(\frac{4}{3} \pi R_p^3 \right) g \quad (22)$$

Simplificando la ecuación 22

$$\left(\frac{v_p dv_p}{dz} \right) = \frac{3 C_d \rho_g (v_g - v_p)^2}{8 \rho_l R_p v_p} - \frac{3g}{v_p} \quad (23)$$

El radio de partícula es determinado con el número de weber tomando los siguientes criterios:

$$W_e = \frac{\rho_g v_g^2 D_p}{\sigma g_c} = 8 \quad (24)$$

Éste número de weber ha sido determinado experimentalmente para la formación de una pequeña gota en éste estudio. Resolviendo la ecuación 24 para el radio de ésta partícula:

$$R_p = \frac{D_p}{2} = \frac{4\sigma g_c}{\rho_g v_g^2} \quad (25)$$

Sustituyendo R_p en la ecuación 25 y resolviendo para $\frac{dv_p}{dz}$ en la ecuación 23 obtenemos:

$$\frac{v_p dv_p}{dz} = \left[C_d (\rho_g v_g)^2 \frac{3}{32 \rho_l \sigma g_c} \frac{(v_g - v_p)^2}{v_p} \right] - \frac{g}{v_p} \quad (26)$$

Donde:
$$C_2 = C_d (\rho_g v_g)^2 \frac{3}{32 \rho_l \sigma g_c} \quad (27)$$

Por lo tanto:

$$dv_p = \left[C_2 \frac{(v_g - v_p)^2}{v_p} - \frac{g}{v_p} \right] dz \quad (28)$$

Asumiendo que para pequeños incrementos de Δz ,

$$v_{p(1+i)} = v_{p(i)} + \left[C_2 \frac{(v_g - v_p)^2}{v_p} - \frac{g}{v_p} \right] \Delta z \quad (29)$$

Además, si $\frac{dv_p}{dz}$ es aproximadamente constante tenemos que:

$$v_{p(1+i)} = v_{p(0)} + \left[C_2 \frac{(v_g - v_p)^2}{v_p} - \frac{g}{v_p} \right] \Delta Z \quad (30)$$

Asumiendo que la velocidad inicial, $v_{p(0)} = \frac{v_{sg}}{H_g}$

$$v_{p(z)} = \frac{v_{sg}}{H_g} + \left[C_2 \frac{(v_g - v_p)^2}{v_p} - \frac{g}{v_p} \right] \Delta Z \quad (31)$$

La ecuación anterior puede resolverse para cuando la longitud de la burbuja es constante.

Suponiendo que la velocidad de la partícula es igual a cero:

$$v_p = \frac{v_{p(0)}}{C_1} = \frac{v_{sg}}{C_1 H_g} \quad (32)$$

Sustituyendo la velocidad de la partícula en la ecuación 31 tenemos que:

$$v_{p(z)} = \frac{v_{sg}}{H_g} + \left[C_2 \frac{\left(v_g - \frac{v_{sg}}{C_1 H_g} \right)^2}{\frac{v_{sg}}{C_1 H_g}} - \frac{g}{\frac{v_{sg}}{C_1 H_g}} \right] \Delta Z \quad (33)$$

Ahora obtenemos la longitud de la gota

$$L_{gota} = \frac{\frac{v_{sg}}{H_g}}{\left[-C_2 \frac{\left(v_g - \frac{v_{sg}}{C_1 H_g} \right)^2}{\frac{v_{sg}}{C_1 H_g}} + \frac{g}{\frac{v_{sg}}{C_1 H_g}} \right]} \quad (34)$$

Desarrollando la ecuación 34 y simplificando obtenemos:

$$L_{gota} = \frac{\frac{v_{sg}}{H_g}}{\left[-C_2 v_{sg} \left(C_1 H_g^{-2} + \frac{1}{C_1 H_g}\right) + \frac{C_1 H_g g}{v_{sg}}\right]} \quad (35)$$

Dividimos por la velocidad superficial del gas (v_{sg}) la ecuación 35 y obtenemos:

$$L_{gota} = \frac{\frac{1}{H_g}}{\left[\frac{C_1 H_g g}{v_{sg}^2} - 2C_2 \left(C_1 H_g^{-2} + \frac{1}{C_1 H_g}\right)\right]} \quad (36)$$

Finalmente, la longitud de la gota se calcula como sigue:

$$L_{gota} = \frac{1/H_g}{\frac{C_1 H_g g}{v_{sg}^2} - 2C_2 \left(C_1 H_g^{-2} + \frac{1}{C_1 H_g}\right)} \quad (37)$$

Donde:

$$C_1 = \frac{v_{gota(0)}}{v_{gota}} \approx 2 \quad (38)$$

La $v_{gota(0)}$ es la velocidad inicial de la gota, y v_{gota} es la velocidad media ponderada de la gota sobre su trayectoria ascendente, como sigue:

$$v_{gota} = \frac{v_{gota(0)}}{C_1} \approx \frac{v_g}{C_1} \approx \frac{v_{sg}}{C_1 H_g} \quad (39)$$

La velocidad inicial de la gota se supone aproximadamente igual a la velocidad del gas. Un valor de $C_1=2$ implica que la velocidad promedio de la gota es la mitad de la velocidad inicial. Esto se espera para una gota que desacelera linealmente con una distancia de v_{gota} a cero. El coeficiente C_2 se calcula como sigue:

$$C_2 = C_d (\rho_g v_g)^2 \frac{3}{32 \rho_l \sigma g_c} \quad (40)$$

El parámetro C_2 se deriva de la expresión de la fuerza de arrastre e incorpora un número crítico de Weber, $We=8$, para determinar el tamaño de la gota. Una aproximación razonable en la región de la gota es que $H_g=1$.

4.4 Área de operación del arrastre de líquidos.

El conocimiento del área de operación para el arrastre de líquido es esencial para la predicción de este fenómeno. Al separarse, la fase de líquido que es arrastrada, el GLCC tiende a trabajar de una manera más eficiente.

El orden para predecir el área de operación, se deben tener en cuenta las siguientes cuestiones:

1. ¿Cuánto líquido se presenta en el GLCC?
2. ¿Cómo se distribuye la fase líquida?
3. ¿Cuánto líquido puede tolerar el GLCC en la parte superior antes de que inicie el arrastre de líquidos?

Las preguntas de la 1 a la 3 se enfocan a sub-modelos presentados anteriormente, llamados: nivel de equilibrio líquido, la interfase gas-líquido y los modelos del flujo de líquido neto respectivamente. Estos sub-modelos se combinaron para la predicción del área de operación. El procedimiento que se presenta a continuación representa una modificación y mejora el procedimiento previamente propuesto.

El procedimiento es el siguiente.

1. Elegir una velocidad superficial del gas.
2. Calcular la máxima altura de la gota utilizando la ecuación (37).
3. Determinar el máximo colgamiento de líquido neto que puede ser tolerado en la región del patrón de flujo tipo bache en la parte superior del GLCC, por arriba de la entrada de la mezcla, utilizando la ecuación (13).
4. Determinar la densidad de la mezcla bifásica en ésta región como:

$$\rho_{m0} = \rho_l H_{l0} + \rho_g (1 - H_{l0}) \quad (41)$$
5. Determinar la caída de presión a la salida del gas, por gravedad y fricción en la parte superior del GLCC, puede incluir el efecto de la presencia de la fase líquida a las condiciones del flujo neto, como sigue:

$$\Delta P'_{gl} = -\frac{f_{go} \rho_g v_{go}^2 (L_{gl} - L_d)}{2D_{go}} - \rho_{m0} g (L_{g1} - L_{gota}) - \rho_g g L_{gota} \quad (42)$$

6. Suponer una velocidad superficial del líquido (v_{sl}).
7. Utilizando el modelo de la interfase gas-líquido determinar el volumen de líquido desplazado por la corriente de gas, utilizando las ecuaciones de la (6) a la (11).

-
8. Otra relación que es necesario mencionar es la parte superior del vórtice. Suponiendo que a las condiciones de arrastre de líquido, ésta parte es el punto medio del GLCC a la entrada de la mezcla, donde éste se determina de la siguiente manera:

$L_{lw} = L_{in} + \frac{D_{in}}{2}$, donde L_{l1} se determina con la ecuación (11).

$$L_{l1} \left(L_{in} + \frac{D_{in}}{2} \right) - \frac{V_g}{A_s} \quad (43)$$

Donde D_{in} es el diámetro de la tubería de entrada. La justificación para esta suposición es que la cima del vórtice está por arriba de la entrada de la mezcla, que proporciona una fuente de líquido para poder acarrear el gas. Cuando la presión aumenta por encima de la entrada, la interfase del gas es empujada hacia abajo. El flujo ascendente de gas se convierte en líquido conforme la cima del vórtice se mueve hacia la parte baja del GLCC.

9. Determinar las caídas de presión a la salida de la válvula del líquido.

$$\Delta P'_l = \rho_l g (L_{eq} - Ll_3) + \rho_g g (L_{in} - L_{eq}) - \phi'_l \quad (44)$$

Donde:

$$\theta'_l = \frac{\rho_l}{2} \left(\sum_{i=1}^n \frac{f_i L_i v_i^2}{D_i} + \sum_{i=1}^n K_i v_i^2 \right)_t \quad (45)$$

10. Las caídas de presión en las válvulas de gas y líquido deben ser las mismas; donde la convergencia se define como:

$$\Delta P'_l - \Delta P'_g < Tolerancia \quad (46)$$

11. Repetir los pasos del 6 al 11 con un nuevo valor de v_{sl} hasta alcanzar la convergencia. En éste estudio el método de la bisección se utilizó para lograr la solución. Cada par de valores v_{sl} y v_{sg} son graficados para obtener su comportamiento.

12. Repetir el procedimiento para diferentes valores de velocidades superficiales del gas v_{sg} para obtener la gráfica de comportamiento.

4.5 Inicio del arrastre de líquido en el patrón tipo anular.

Al inicio del arrastre de líquido, el comienzo del patrón de flujo tipo anular representa el límite teórico de la capacidad del gas para el rendimiento del GLCC. El inicio de la región del patrón flujo niebla es relativamente pequeño para una sola etapa del GLCC. Sin embargo, se vuelve muy importante para una segunda etapa del GLCC. En éste estudio, el criterio para el inicio del arrastre de líquidos para flujo anular se usa para determinar el diámetro del GLCC (Figura 3.4).

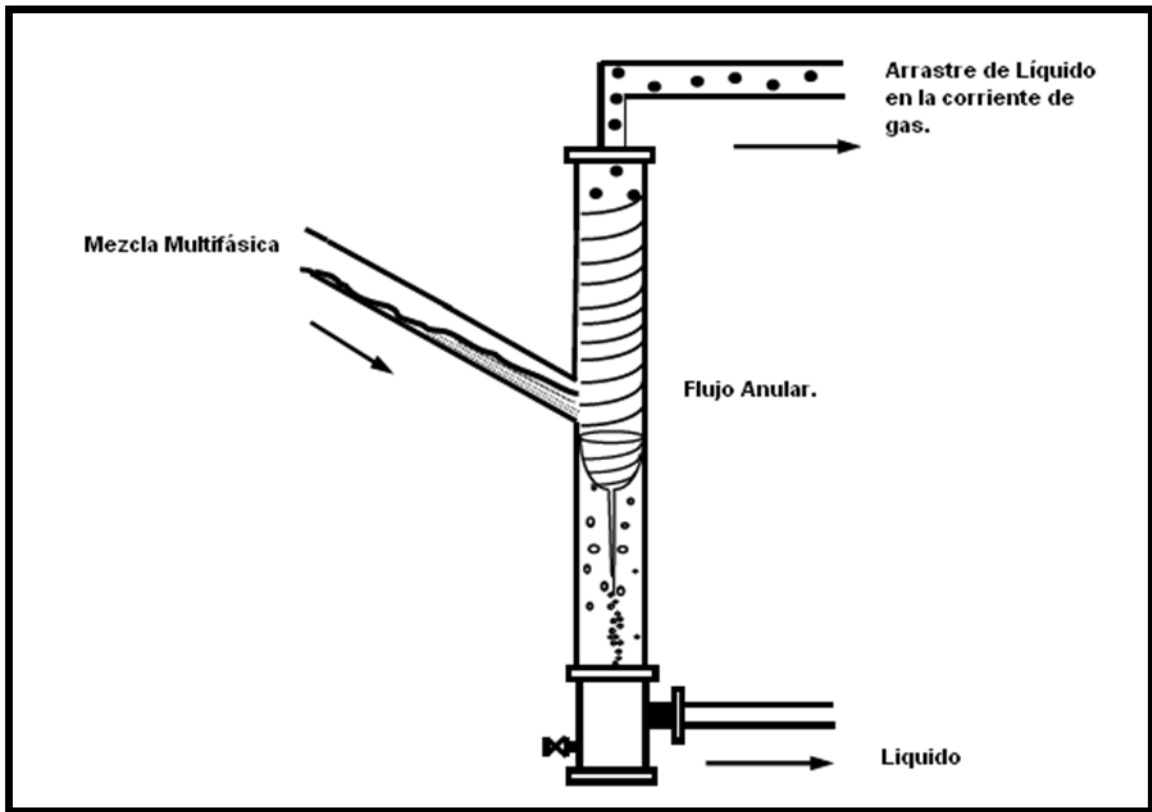


Figura 3.4 Arrastre de líquidos por el patrón de flujo anular-niebla.

Como se observa en la figura 3.4, al entrar la mezcla multifásica del patrón de flujo anular-niebla, las gotas finas son atomizadas dentro de la corriente de gas y son arrastradas a la parte superior del separador, dentro de la válvula de gas. El criterio propuesto para el inicio del arrastre de líquido está basado en el modelo sugerido por Taitel para la predicción de la transición del flujo anular en tuberías verticales, como sigue:

$$v_{a-m} = 0.6809 \left(\sigma W_e \frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g^2} \right)^{0.25} \quad (47)$$

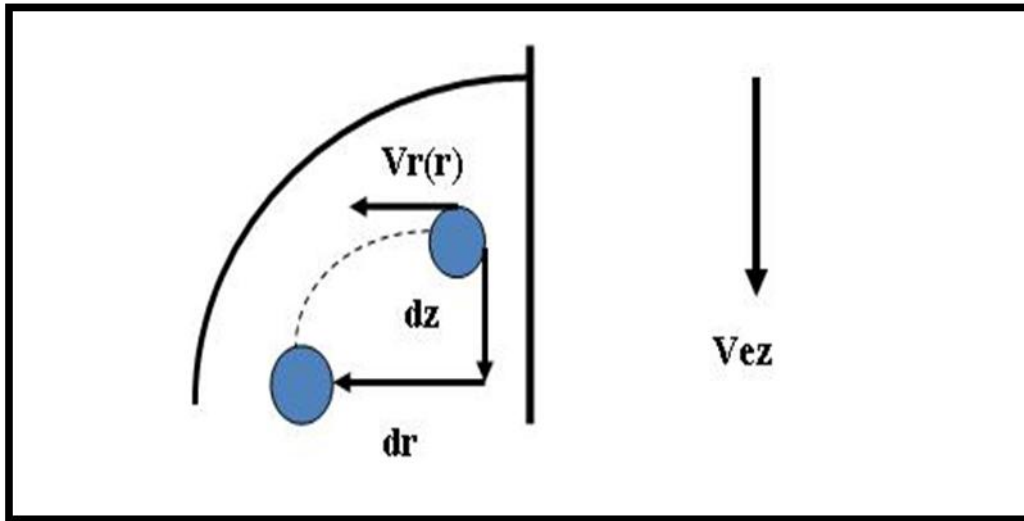
Donde σ esta en dinas/cm, ρ_l y ρ_g esta en lbm/pie³ y v_{a-m} esta en pies/s. Un valor de $We=20$ fue usado por Taitel para la cuenta de las grandes gotas esperadas encontradas en el límite de la transición anular. En el presente

estudio un valor de $We=8$ se usa para representar las gotas finas al inicio del flujo anular.

A fin de tener un diseño apropiado del GLCC, la velocidad inicial del arrastre de líquido v_{a-m} puede ser comparado a la velocidad superficial del gas en el GLCC (v_{sg}). El valor de v_{sg} debe ser menor que v_{a-m} en orden para evitar la iniciación del arrastre de líquidos en la parte superior del GLCC y dentro de la válvula de gas.

4.6 Trayectoria de burbuja.

El análisis de la trayectoria de burbuja es esencial para la predicción del arrastre de gas y la eficiencia de separación. Aunque este análisis está más allá del alcance del presente estudio, se da en esta sección como una introducción al análisis del arrastre del gas. En la parte más baja del GLCC, abajo del vórtice, las burbujas se mueven radialmente hacia el centro del GLCC, debido a las fuerzas centrífugas, y axialmente hacia abajo debido a las fuerzas de arrastre del flujo axial de la fase líquida. Si una burbuja viaja hacia adentro radialmente, se combinará con el filamento de burbuja de gas y será llevada hacia arriba por la corriente de gas. Sin embargo, la distancia radial recorrida por la burbuja es insuficiente, y será llevada hacia abajo por la corriente de líquido dentro de la salida de la válvula del líquido.



Figur

a 3.5 Trayectoria que tiene la burbuja de líquido dentro del separador.

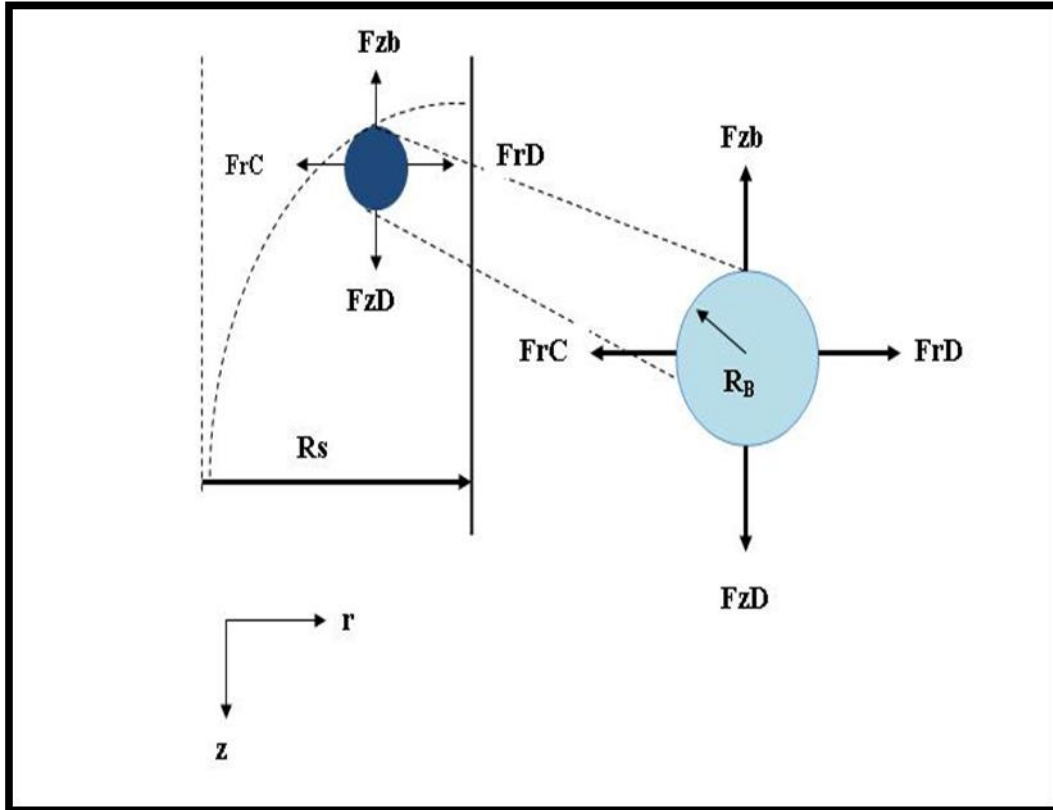
La figura 3.5 muestra esquemáticamente el modelo de la trayectoria de la burbuja. La burbuja se muestra al tiempo t y al tiempo $t+\Delta t$. La burbuja se mueve radialmente a la velocidad $v_r(r)$ y axialmente alrededor de la velocidad del fluido, v_{EZ} . La fuerza de flotación actúa en la burbuja en la dirección \mathbf{z} , y se ignora el resbalamiento axial.

Durante el intervalo de tiempo, Δt , la burbuja se mueve en la dirección axial y radial, $dr=v_r\Delta t$ y $dz=v_{EZ}\Delta t$, respectivamente, como se muestra en la figura. Igualando el periodo de tiempo para el movimiento radial y axial de la burbuja, y resolviendo la ecuación para el producto de la distancia axial prevalece la trayectoria de la burbuja.

$$dz = v_{ez} \frac{dr}{v_r} \quad (48)$$

El perfil de la velocidad en la dirección z se supone uniforme, llamado, $v_z(r) = v_{ez}$. La distribución de la velocidad en la dirección radial se puede determinar por un balance de fuerzas en la burbuja. Como se muestra en la figura 3.6 observamos a las fuerzas que actúan en la burbuja en la

dirección radial son las fuerzas centrípeta (centrífuga y flotación) y de arrastre.



Fig

ura 3.6 Fuerzas que actúan sobre la burbuja para el modelo de la trayectoria de la burbuja.

Asumiendo el equilibrio local en cualquier ubicación radial a lo largo de la trayectoria de la burbuja, el producto del balance de fuerzas de la burbuja es:

$$F_{rD} + F_{rC} = 0 \quad (49)$$

Donde F_{rD} y F_{rC} son la fuerza centrípeta y la fuerza de arrastre que actúan en la burbuja. La fuerza centrípeta, F_{rC} , es igual a la suma de la fuerza centrífuga y la fuerza de flotación actuando en la burbuja. La fuerza centrífuga es:

$$F_{rCF} = \rho_g \frac{v_t(r)^2}{g_c r} v_b \quad (50)$$

y la flotación ejercida alrededor del fluido en la burbuja es:

$$F_{rB} = -\rho_f \frac{v_t(r)^2}{g_c r} v_b \quad (51)$$

Donde $V_b = \frac{4}{3}\pi R_b^3$ es el volumen de la burbuja esférica y el término $\frac{v_t(r)^2}{r}$ es la aceleración radial local debido a la velocidad angular del fluido en el GLCC. La fuerza centrípeta se puede determinar por la combinación de las fuerzas centrífuga y de flotación, dando:

$$F_{rC} = -(\rho_f - \rho_g) \frac{v_t(r)^2}{g_c r} \frac{4}{3}\pi R_b^3 \quad (52)$$

La densidad del fluido, ρ_f , se trata como la densidad de un líquido, ρ_l , para una baja concentración de burbujas o una densidad de la mezcla, ρ_m , si la concentración de burbuja es alta. La fuerza de arrastre en la burbuja, F_{rD} , se determina de:

$$F_{rD} = \frac{C_d \rho_f v_r(r)^2 \pi R_b^2}{2g_c} \quad (53)$$

Donde C_d es el coeficiente de arrastre y πR_b^2 es el área proyectada de la burbuja. Entonces las interacciones de las burbujas se ignoran, solo el líquido entra en contacto con las burbujas y se asume que $\rho_f = \rho_l$. Calculando las fuerzas radiales de las ecuaciones (51) y (52), implicado en la ecuación (49), la distribución de la velocidad radial se puede resolver como:

$$v_r(r) = \left[\frac{4}{3} \left(\frac{\rho_f - \rho_g}{\rho_l} \right) \frac{v_t(r)^2}{g_c r} \frac{D_b}{C_d(r)} \right]^{1/2} \quad (54)$$

Donde ρ_l es la densidad del líquido, ρ_g es la densidad del gas, D_b es el diámetro de la burbuja.

Note que el efecto de la turbulencia es despreciado en este modelo. El valor del coeficiente de arrastre, C_d , se calcula con la correlación desarrollado por Turton y Levenspiel (1986) y presentado por Karamanev y Nikolov (1992)²⁷ como:

$$C_d(r) = \frac{24[1+0.173R_e(r)^{0.657}]}{R_e(r)} + \frac{0.413}{1+16,300R_e(r)^{-1.09}} \quad (55)$$

Donde el número de Reynolds es:

$$R_e(r) = \frac{\rho_f v_r(r) D_b}{\mu_l} \quad (56)$$

Donde ρ_f es la densidad del líquido, D_b es el diámetro de la burbuja, μ_l es la viscosidad del líquido.

La distribución de la velocidad radial dando por la ecuación (54) se puede sustituir dentro de la ecuación (48). La integración de la ecuación (48) producto de la trayectoria $z(r)$, como se muestra:

$$Z(r) = \int_{R_s}^r \frac{v_{ez}}{v_r(r)} dr \quad (57)$$

Paso a paso por r , desde $r=R_s$ a $r=R_c$ de los mapas de la trayectoria completa de la burbuja.

Aquí concluye el modelo matemático del separador GLCC, para su validación se hizo un experimento para comparar el modelo matemático descrito anteriormente y los resultados experimentales. El experimento se realizo a condiciones atmosféricas. Como se puede apreciar en la tabla 1.1,

hay una buena predicción del modelo matemático con los resultados obtenidos.

		Resultados Experimentales	Resultados del modelo matemático
v_{sg} (pies/s)	v_{sl} (pies/s)	Ll (pies)	Ll (pies)
2.11	0.20	3.39	3.33
2.10	0.39	3.66	3.46
2.17	0.71	3.91	3.86
2.11	0.96	4.20	4.28
2.15	1.30	4.89	5.07

Tabla 1.1 Comparación entre los resultados experimentales y el modelo matemático para el nivel de equilibrio líquido.

El nivel de equilibrio líquido, Ll, es más sensible a la velocidad superficial del líquido v_{sl} , que a la velocidad superficial del gas v_{sg} . El nivel de equilibrio líquido es mayor a bajos gastos de gas y altos gastos de líquido y decrece para altos gastos de gas y bajos gastos de líquido. Los resultados entre el modelo experimental y el modelo matemático son muy parecidos, para tener una mejor aproximación se debe información exacta de los diámetros de la tubería, los accesorios y los medidores de gas y líquido.

CAPÍTULO 5.

APLICACIÓN DE CAMPO.

En el presente trabajo se muestra el desarrollo de un sistema portátil para la medición de flujo multifásico, basado en la tecnología de separación ciclónica GLCC© 1 y su utilización en el aforo de pozos petroleros. El desarrollo del sistema se compone de tres fases, la primera de las cuales, se orienta hacia el diseño geométrico de un separador tipo ciclónico por medio del simulador GLCC V 7.8 así como el dimensionamiento y la selección de los instrumentos de medición y válvulas de control de flujo. En la segunda fase, se lleva a cabo la etapa de diseño del control automático del sistema, el cual se fundamenta en el desarrollo e implantación de cuatro estrategias de control basadas en el comportamiento dinámico de las variables de producción del pozo, la tercera fase, la constituye el desarrollo de una interfaz para la integración y operación conjunta de los componentes de medición y control del sistema, así como de visualización, procesamiento y almacenamiento de la información. Se muestran los resultados experimentales de una prueba de medición realizada en campo, las mediciones obtenidas muestran la eficiencia, confiabilidad y funcionalidad del sistema.

La medición del flujo volumétrico a boca de pozo (prueba de aforo) es de gran interés para los ingenieros de producción y de yacimientos, pues provee de información necesaria para evaluar y optimizar el desempeño de pozos de producción de hidrocarburos. La cuantificación fiable del flujo de cada una de las fases de una corriente de producción, permite a los operadores tomar mejores decisiones acerca del desempeño de los pozos, con esta información los ingenieros pueden identificar, comprender y

remediar los problemas asociados con el flujo de pozos múltiples, optimizar las operaciones de levantamiento artificial y construir mejores modelos dinámicos de los yacimientos.

Tradicionalmente, la medición del flujo multifásico se lleva a cabo mediante la cuantificación individual de los flujos volumétricos de las fases, separadas previamente mediante grandes separadores de prueba. En los últimos años, se ha venido desarrollando una nueva tecnología para la separación de fases de una mezcla multifásica, la cual se fundamenta en la separación de las fases mediante un efecto ciclónico, esta tecnología puede orientarse hacia la medición de flujo multifásico de pozos productores, especialmente en aplicaciones de aforo. El éxito de la medición de los flujos volumétricos de las fases, radica en la eficiencia de su separación, este hecho se relaciona estrechamente con la precisión de los medidores de flujo colocados en las líneas de gas y líquido, como los de tipo coriolis o de corte de agua, los cuales están diseñados para medir una sola fase.

El desarrollo de un sistema de medición de flujo actuando bajo el principio de separación de fases mediante el efecto ciclónico se orienta hacia alternativas más económicas y eficientes de medición en comparación con los sistemas de medición que incorporan separadores de prueba. Los separadores cilíndricos ciclónicos GLCC (Shoham *et al*, 1998), tienen ventajas significativas en comparación con los separadores de prueba entre las que resaltan la simplicidad en la construcción, el tamaño compacto, el bajo peso y los bajos costos de capital y de operación, por esta razón el desarrollo de un sistema de medición empleando separadores ciclónicos representa grandes ventajas en cuanto a costo, eficiencia y tamaño.

Habitualmente, los separadores de prueba son recipientes cilíndricos desplegados en forma horizontal, estos recipientes poseen una longitud que

oscila entre 4.6 y 9.1 m y una altura que fluctúa entre 2.4 y 4 m, con pesos hasta de 10 toneladas. Los separadores reciben el fluente producido de los pozos individuales y segregan las diferentes fases de fluidos a través de un proceso basado en las fuerzas de cuerpo de los mismos. Otra desventaja de estos separadores aparte de su tamaño radica en que no se pueden adaptar en línea al proceso pues el tiempo de residencia necesario para lograr la separación no es un parámetro controlable dentro del mismo proceso.

Por otra parte, los separadores basados en tecnología ciclónica pueden ser controlados de forma automática y operados en línea a las condiciones operacionales del proceso para alcanzar los estándares de separación requeridos por la medición. Sin embargo, a la fecha, los separadores del tipo ciclónico no han tenido el impacto que se esperaba, debido a la complejidad de su manejo en línea para condiciones variables del proceso, pues existe una gran cantidad de variantes que se relacionan con su operación, las cuales dependen de tres aspectos básicos: la parametrización del dimensionamiento del sistema, el modelado de la mezcla bajo condiciones de estado transitorio y el desarrollo de adecuadas estrategias de control automático del sistema.

Diseño del separador ciclónico

Actualmente, la Universidad de Tulsa, ha desarrollado un simulador para aplicaciones de diseño y caracterización en separadores de campo tipo GLCC, conocido como GLCC V 7.8 (Gomez, 1998), basado en el modelado mecánico del flujo y algunos aspectos de simulación numérica mediante dinámica de fluidos computacional (CFD por sus siglas en inglés), desarrollado en ambiente Windows.

Los modelos mecánicos o la simulación numérica mediante CFD, ofrecen una base práctica para el diseño del separador y una confiable predicción del comportamiento del flujo.

Los modelos mecánicos pueden capturar la física fundamental del problema y permitir la extrapolación a diferentes condiciones de flujo, mientras que la simulación numérica mediante CFD ofrece un estudio mucho más detallado del comportamiento hidrodinámico del flujo, incluyendo refinamientos como la distribución del campo de flujo y de algunos parámetros como el Holdup y las trayectorias de las partículas.

El simulador GLCC V 7.8, se compone básicamente de dos módulos específicos, el módulo Design Wizard Code y el módulo Performance Code. El primero de los cuales lleva a cabo el dimensionamiento geométrico del GLCC basándose en el comportamiento hidrodinámico del flujo en el vórtice y en las salidas de gas y líquido, donde tiene lugar el arrastre de fases.

Por su parte, el segundo módulo incorpora sub-módulos del desarrollo de los modelos mecánicos de Arpandi, Gomez, Chirinos, y Mantilla (Chirinos *et al.*, 1999), estos módulos permiten simular el comportamiento hidrodinámico del flujo en el GLCC, como resultado se puede evaluar el desempeño de un diseño específico del separador bajo diferentes condiciones de proceso, este módulo cuenta con una interfaz gráfica.

Los criterios tomados para llevar a cabo el diseño geométrico del GLCC, se basan en los resultados obtenidos del simulador GLCC V 7.8, en las experiencias de campo y en las limitaciones de las aplicaciones en campo. Cada elemento del GLCC es diseñado a diversos parámetros, en busca del comportamiento óptimo del sistema.

5.1 Sistema de medición de la mezcla multifásica.

El sistema de medición de flujo multifásico de hidrocarburos fue desarrollado para el manejo de una amplia gama de condiciones de operación del Activo Integral Poza Rica-Altamira, con la finalidad de utilizarlo en la medición de flujo de diferentes pozos propios del activo.

Las condiciones de proceso son diferentes para cada pozo, entre los parámetros más significativos se encuentran: los flujos volumétricos, presiones y viscosidades. Bajo esta consideración el dimensionamiento del separador se llevó a cabo para las condiciones máximas y mínimas de operación del conjunto de pozos del Activo Integral Poza Rica-Altamira.

El separador fue fabricado en acero al carbón cédula 40, las dimensiones se muestran en la tabla 2.1.

Datos GLCC	Valor nominal
Diámetro	6 pulgadas.
Longitud	14.76 pies
Diámetro de la línea de entrada (dual)	4 pulgadas.
Diámetro de la línea de alto rango de flujo de gas	2 pulgadas.
Diámetro de la línea de bajo rango de flujo de gas	1 pulgadas.
Diámetro de la línea de flujo de líquido	2 pulgadas.

Tabla 2.1 Dimensiones del separador cilíndrico ciclónico

Las especificaciones del separador cilíndrico ciclónico que se utilizó en esta prueba de aforo para la operación del Activo Integral Poza Rica-Altamira se dan en la tabla 2.2.

Variables	Rango	Unidades
Gasto volumétrico de líquido	30-800	BPD*
Gasto volumétrico de gas	0.02-1	MMpcd**
Corte de agua	0-95	%
Gravedad específica del gas	0.75	Adimensional
Temperatura	77-95	°F
Presión	6 - 21	Kg/cm ²

Tabla 2.2 Especificaciones del separador cilíndrico ciclónico.

* Barriles por día.

** Millones de pies cúbicos por día bajo condiciones estándar.

El módulo Performance Code del simulador GLCC V 7.8, permite simular las condiciones de operación de cada uno de los pozos del activo, la simulación del proceso evalúa los escenarios de operación donde tendrá lugar el arrastre de alguna de las fases y alerta sobre la necesidad de implementar un modulo de control automático al sistema de medición.

5.2 Diseño del sistema.

El sistema se encuentra contenido en una estructura metálica con dimensiones de 2 x 2.5 x 4.5 m, la alimentación de la mezcla hacia el sistema se lleva a cabo mediante dos ductos de entrada de 4", inclinados 27°, respecto a la horizontal. Las válvulas de control de flujo y los medidores de flujo de cada una de las fases, son elementos esenciales para el buen funcionamiento del sistema de medición, para éste propósito, las válvulas de control de flujo seleccionadas para ambas fases, fueron del tipo Vee Ball de igual porcentaje, las cuales permiten un balance proporcional entre la apertura de la válvula y el flujo volumétrico regulado, que da como

La nomenclatura que se utiliza en la figura 4.1 en los instrumentos de medición se presentan en la tabla 2.3, donde se presenta el tipo de instrumento, y la función y la lectura proporcionada por los instrumentos de medición.

Instrumento	Tipo de instrumento	Función y lecturas proporcionadas
PT-201	Medidor de presión estática	Presión de separación en el GLCC
DPT-101	Medidor de presión diferencial	Nivel de líquido en el separador
PT-501	Medidor de presión estática	Presión a la salida del sistema
FT-302 Y FT-303	Medidor de flujo tipo coriolis para la fase gaseosa a altos y bajos rangos de flujo, respectivamente	Ganancia de la bobina*, flujo másico y temperatura
FT-301	Medidor de flujo tipo coriolis para la fase líquida	Densidad, ganancia de la bobina*, flujo másico y temperatura (de la mezcla líquida)
PV202 Y PV203	Válvulas de control de flujo para la fase gaseosa (alto y bajo rango, respectivamente)	Control del flujo volumétrico de la fase gaseosa
LV102	Válvula de control de flujo para la fase líquida	Control del flujo volumétrico de la fase líquida
WCM-401	Medidor de corte de agua	Porcentaje de corte de agua y temperatura

Tabla 2.3 Nomenclatura de los instrumentos de medición utilizados.

Una vez que se lleva a cabo el proceso de separación, la fase líquida es transportada a la parte inferior del separador y conducida hacia un medidor de corte de agua (WCM) por medio de una línea de 2” de diámetro, la línea tiene un acoplamiento para reducir el diámetro de 2” a 1-1/2” y conectarla a un medidor de flujo másico tipo coriolis (CML); el flujo volumétrico de líquido es controlado por una válvula de control de flujo (LV102) colocada en esta línea. Por su parte, el gas separado de la mezcla, asciende hacia la parte superior del separador y es descargado a través de una línea de 2” de diámetro, la cual acopla con dos líneas de 1-1/2” de diámetro para altos rangos de gas y de 1” de diámetro para bajos rangos de gas, dependiendo de los flujos volumétricos de gas a manejar, cada línea posee un medidor de flujo tipo coriolis (CMG1 y CMG2) y una válvula de control del flujo (PV202 y PV203). El gas y el líquido son mezclados corriente abajo en una

línea de 2", e incorporados a la línea de producción. El sistema incorpora dos transmisores de presión (PT201) y un medidor de nivel de líquido, por medio de un transmisor de presión diferencial (DPT101). El sistema cuenta además con una válvula de seguridad, de alivio de presión, calibrada a 300 psig.

Los medidores tipo Coriolis son dispositivos que determinan el gasto másico del fluido a través de las deformaciones elásticas que sufre un tubo sensor que se mantiene vibrando en su frecuencia natural. La energía necesaria para mantener esta vibración, es proporcionada por el campo magnético de una pequeña bobina. La energía disponible para proporcionar este efecto está relacionada con la variable "Drive Gain" (Ganancia de la bobina) que representa valores entre 0 y 100%. La presencia de 2 fases en el fluido de interés, exige una mayor energía para mantener vibrando de forma adecuada al tubo sensor. Esta es la razón por la cual esta variable podría indicar un valor de saturación (100%) en la presencia de 2 fases en la corriente de interés. Aún cuando estos valores no indican el porcentaje de una segunda fase, si indican su presencia.

5.3 Control automático y monitoreo del sistema.

El sistema de control y monitoreo, se compone de una interfaz usuario-máquina y una base de datos almacenadas en una computadora industrial que toma lecturas de todos los instrumentos de medición del sistema con una frecuencia de 0.2 Hz y los almacena para su posterior explotación, la apariencia de la pantalla principal se muestra en la figura 4.2. En la interfaz de operación se pueden monitorear en línea las mediciones de los instrumentos de medición e información adicional relevante para la operación del sistema.

La interfaz de operación constituye el elemento de control por parte del operador para realizar el suministro de datos propios del pozo, datos de los fluidos del pozo, control, visualización y registro de la medición en la base de datos, así como la manipulación en forma manual o automática de las válvulas de control, con base a una estrategia de control automático seleccionada. Esta interfaz de operación funge de enlace entre el operador y el PLC Allen Bradley que es el elemento final que monitorea los instrumentos y controla las variables del sistema.

Este software es proporcionado por la Universidad de Tulsa, que está localizada en el estado de Oklahoma, en Estados Unidos. Esta Universidad desarrollo el separador cilíndrico ciclónico de gas-líquido (GLCC) que se presenta en esta tesis.

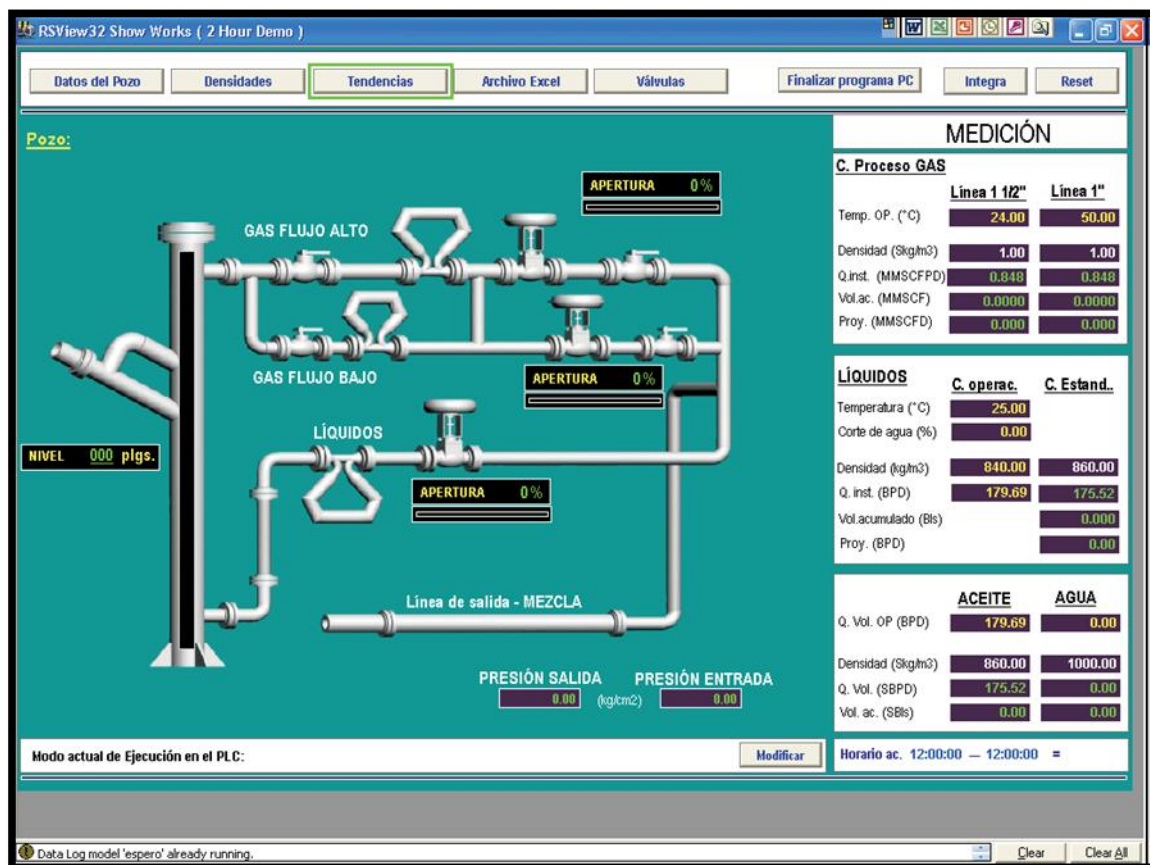


Figura 4.2 Pantalla principal del software.

5.3.1 Control del sistema.

El control automático del sistema de medición juega un papel crítico para obtener una separación adecuada de las fases y lograr la medición del flujo volumétrico de las mismas de manera confiable, para éste objetivo se requiere que algunos parámetros del proceso como el nivel de líquido y la presión del separador se mantengan estables en ciertos niveles de referencia bajo condiciones transitorias de operación, mediante el control automático de la apertura y cierre de las válvulas de control de flujo. Para este propósito, un sensor de nivel de líquido compuesto de un transductor de presión diferencial es utilizado para determinar el nivel dinámico del líquido en el GLCC, con este valor de referencia, el operador puede accionar por medio de un control automático centralizado, la apertura y

cierre de las válvulas en busca del nivel de líquido adecuado para la separación, mediante la incorporación de diversos esquemas automáticos que actúan en base a la señal enviada por el sensor de nivel, esta señal es comparada con el valor requerido del nivel de líquido para lograr una separación exitosa, la desviación entre estas lecturas es corregida mediante el accionamiento de un controlador tipo PID, el cual en turno, controla la apertura y cierre de las válvulas de control de flujo a la salida del separador.

La figura 4.1 muestra las válvulas de control del flujo del sistema. Por medio de un control retroalimentado se accionan las válvulas reguladoras de flujo de las líneas de gas y líquido para mantener los valores óptimos del nivel de líquido y de la presión, que garanticen la separación deseada, como se mencionó anteriormente. Para condiciones donde existe un sobre flujo, como pudiera ser el caso de un gran tapón de líquido típico de flujo bache, el nivel de líquido en el separador sobrepasaría el valor recomendando aún con la válvula de la fase líquida totalmente abierta, bajo esta circunstancia tendría lugar el arrastre de líquido por el ducto de salida de la fase gaseosa, en contraposición, un flujo anular o burbujeante daría como consecuencia un sobre flujo de gas en el separador, provocando el arrastre del mismo por la salida de líquido. Ante estas circunstancias, diversas estrategias de control pueden ser aplicadas para el control automático de las válvulas.

5.3.2 Estrategias del control automático.

El manejo de las válvulas de control de flujo se lleva a cabo por medio de diversos esquemas o estrategias de control, de ésta forma cada válvula de control de flujo es actuada con base a una de cuatro posibles estrategias de

control. Éstas estrategias dependen de las condiciones de operación del pozo a medir y de los flujos volumétricos de las fases. A continuación se detallan las estrategias de control:

1. Estrategia para condición de operación dominada por la fase gaseosa.

Esta estrategia de control se utiliza cuando se presenta un flujo alto de gas, de tal forma que el accionamiento de la válvula de flujo de gas PV202 cause demasiada variación en la variable de control que es el nivel de líquido en el separador (Wang, *et al.*, 1998).

El objetivo principal es el aseguramiento de un nivel de líquido que garantice la separación adecuada. El control de este parámetro se logra tomando como referencia la lectura del sensor de nivel de líquido comparándolo con el nivel deseado y manipulando la apertura y cierre de la válvula de flujo de líquido LV-102 por medio de un controlador PID para corregir esta desviación. En ésta estrategia se mantiene la válvula de flujo PV202 para altos rangos de flujo de gas o PV203 para bajos rangos de flujo de gas, según sea la condición del proceso a una apertura constante. En la figura 4.3 se muestra el diagrama de bloques de la operación del sistema de control de la estrategia dominada por gas.

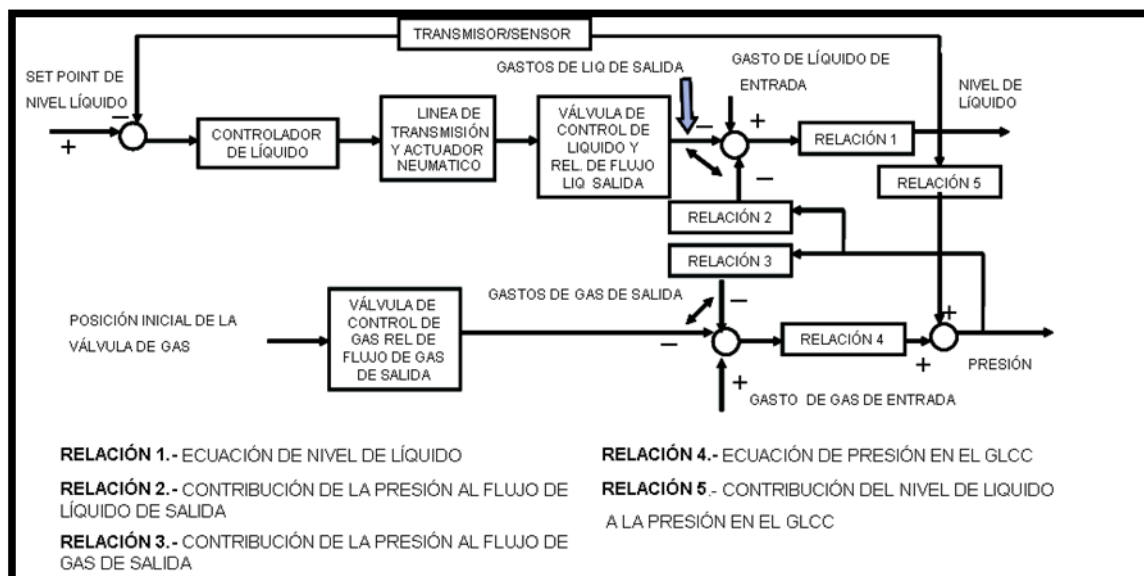


Figura 4.3 Estrategia para condición de operación dominada por la fase de gas.

2. Estrategia para condición de operación dominada por la fase líquida.

Ésta estrategia de control tiene lugar cuando el sistema presenta un flujo alto de la fase líquida, tal que la apertura de la válvula de flujo de líquido LV-102 está muy cercana a la apertura total y el margen de maniobra para el control de ésta válvula se encuentra muy reducido (Wang, *et al.*, 1998). El objetivo nuevamente es mantener el nivel de líquido en un valor estable que garantice la separación adecuada, el control de éste parámetro se logra mediante la referencia de la lectura del sensor de nivel de líquido, pero ahora manipulando la apertura y cierre de las válvulas de flujo de gas para alto y bajo flujo (PV202 y PV203), respectivamente, y manteniendo la válvula de flujo de líquido LV-102 a una apertura constante. En la figura 4.4 se muestra el diagrama de bloques de la estrategia dominada por líquido, en esta figura se ilustra la operación del sistema de control del nivel de líquido del GLCC, el cual se retroalimenta de una señal de error del nivel. El sistema opera por un control PID, el cual, con base a un error envía la señal para realizar la corrección de la desviación del nivel de

líquido a través de la válvula de la fase gaseosa PV202 o PV203, según sea el caso.

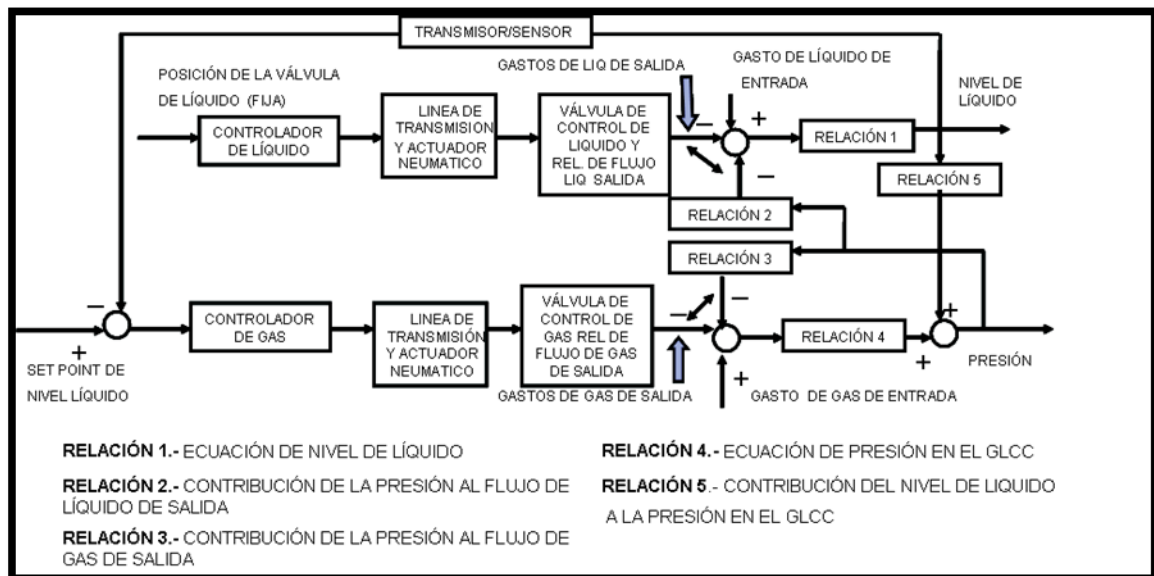


Figura 4.4 Estrategia para condición de operación dominada por la fase de líquido.

3.- Estrategia integrada.

Ésta estrategia se utiliza cuando el sistema no está dominado por ninguna de las fases y el flujo se comporta de forma aleatoria, el objetivo de ésta estrategia es mantener un control sobre el nivel del líquido y también un control de la presión del gas en el separador (Wang, *et al.*, 1998; Wang, *et al.*, 2000). El control de la presión se logra mediante la referencia de la lectura de un sensor de presión absoluta y el control de la apertura y cierre de las válvulas de flujo de gas PV202 y PV203, dependiendo del rango de flujo de gas a manejar. El control del nivel de líquido se logra tomando como referencia la lectura de la presión diferencial, la cual determina el nivel del líquido en el separador y el control del cierre y apertura de la válvula de la fase líquida LV-102, mediante su respectivo controlador. Los

estudios señalan que el comportamiento del sistema de control del nivel de líquido por medio de la válvula LV-102 y de presión por medio de las válvulas PV-202 y PV-203, mediante la estrategia de control integrada, es altamente deseable para condiciones de flujo bache. Esta estrategia hace operar al medidor GLCC a presión constante, de modo que el flujo del pozo no se restringe y simultáneamente contribuye a evitar el arrastre de líquido y de gas. En la figura 4.5, se muestra el diagrama de bloques que ilustra la operación de la estrategia de control integrada. Se observa en el esquema que las dos válvulas contribuyen al mantenimiento del nivel de líquido y de la presión en el separador.

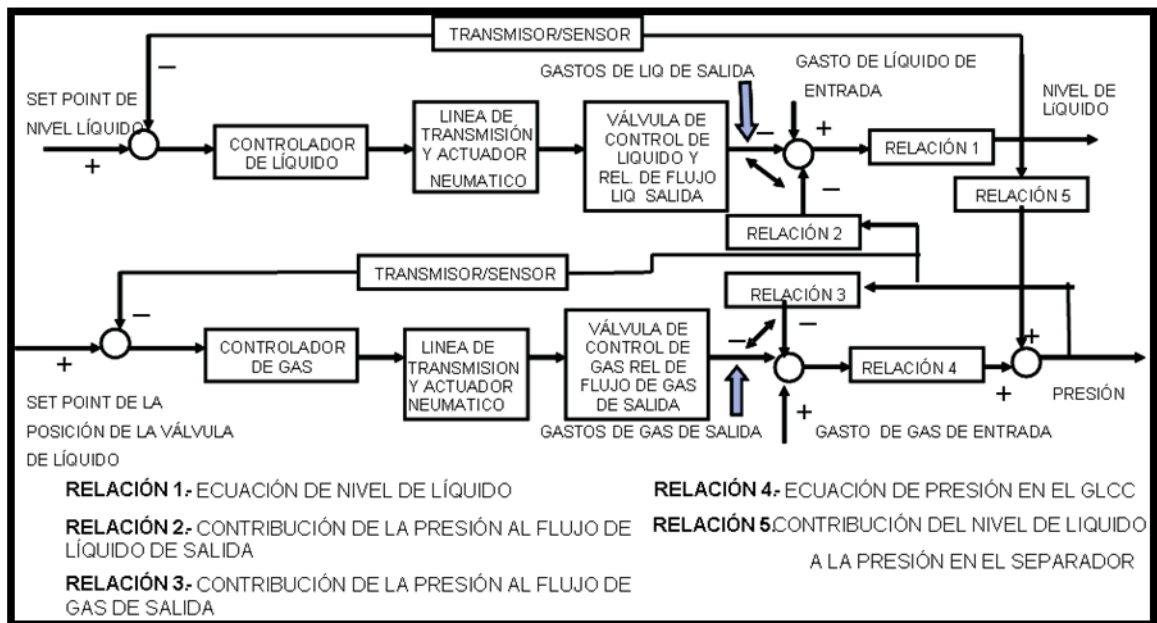


Figura 4.5 Estrategia integrada.

4.- Estrategia óptima.

Ésta estrategia al igual que la integrada se utiliza cuando el sistema no está dominado por ninguna de las fases. Los objetivos de la estrategia son el control del nivel de líquido en el separador por medio del control de la apertura de la válvula de flujo de líquido LV-102 y de flujo de gas PV-202 o PV-203, según el rango de flujo (Wang *et al.*, 2000c).

El control del nivel de líquido se realiza del mismo modo que en la estrategia integrada, por lo que no se repetirá la discusión. Un lazo de control adicional para el control de nivel de líquido se compone del sensor de la apertura de la válvula de flujo de líquido LV-102 y el controlador PID de las válvulas de flujo de gas PV-202 o PV-203, cuyo objetivo es mantener la apertura de la válvula LV-102 a un valor predeterminado. Éste lazo de control tiene por objetivo actuar en apoyo al control del nivel de líquido realizado por LV-102, por medio de su apertura como variable de control. La desviación en la apertura de la válvula LV-102 se alimenta a un controlador PID que acciona PV-102 o PV-202 para corregir dicha desviación. Así, si el pozo aporta menos cantidad de líquido y se tiene una apertura dada de LV-102, por lo que el nivel en el separador bajará y el control de nivel actuará cerrando proporcionalmente LV-102 de su posición original. El control de posición de la válvula de la fase líquida detectará la diferencia de la posición actual a la posición deseada y mandará abrir la válvula PV-102 (PV-202) proporcionalmente a esta desviación para desalojar más gas, lo que producirá una disminución de la presión y de esta forma facilitar el incremento de nivel de líquido que una vez corregido hará regresar a LV-102 a su posición original. La situación contraria ocurre cuando el sistema de medición requiere bajar el nivel de líquido en el separador. En la figura 4.6, se ilustra la operación de la estrategia de control óptima.

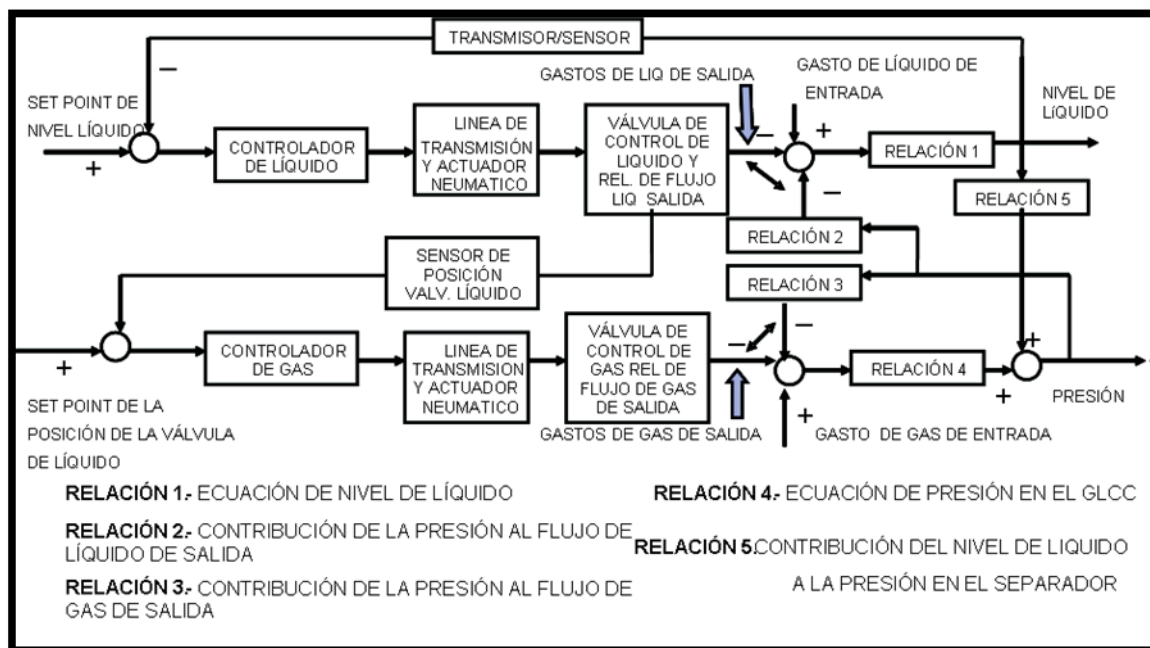


Figura 4.6 Estrategia de control óptima.

Dependiendo de las condiciones de operación del proceso, puede una estrategia de control ofrecer mayores ventajas que otra para lograr la mejor condición de separación y evitar el arrastre de las fases. En el diagrama de la figura 4.7, se muestra la recomendación de las válvulas de control de flujo que se sugiere manipular con base en el patrón de flujo multifásico que tenga lugar en el sistema. Los patrones de flujo se pueden identificar por medio del valor de las velocidades superficiales del líquido y del gas, v_{sl} y v_{sg} , respectivamente.

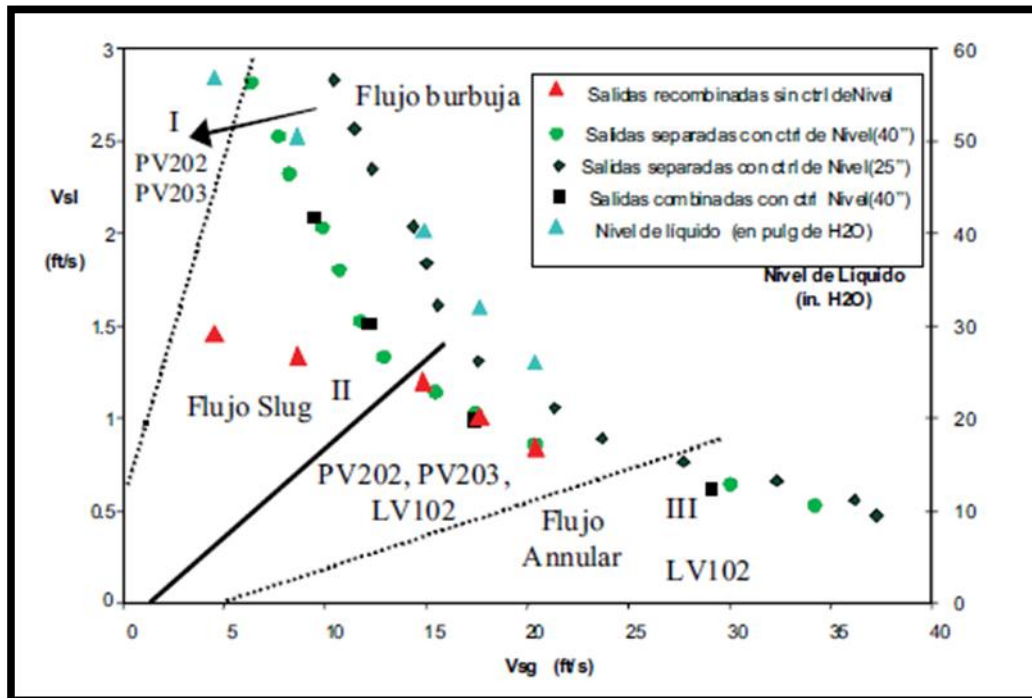


Figura 4.7

Recomendación de las válvulas a utilizar.

5.4 Análisis de resultados.

El sistema de medición de flujo multifásico fue puesto en operación para evaluar su desempeño en pruebas de aforo en diversos pozos del Activo Integral Poza-Rica Altamira de la región norte. A continuación, se muestra un caso de estudio de la prueba de medición realizada en un pozo, perteneciente al activo, la prueba se llevó a cabo en el intervalo de tiempo de las 10:20:03 a las 15:08:48 horas. La figura 4.8, muestra la variación en porcentaje de la apertura de la válvula de control de flujo de gas para mantener el nivel de equilibrio del separador que garantice la separación de las fases, manteniendo la válvula de flujo de líquido abierta en su totalidad. En éste caso, la estrategia de control se aplica a un sistema dominado por la fase líquida como corresponde al pozo bajo estudio, con el objetivo de

mantener un nivel de equilibrio de líquido en el separador en un valor de 70 pulgadas mediante la apertura de la válvula de flujo de gas.

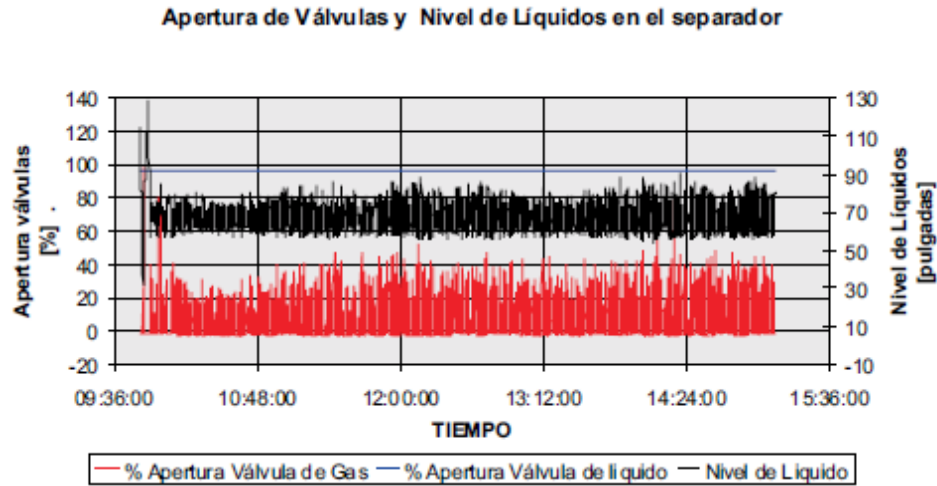


Figura 4.8 Variación de la apertura de las válvulas.

La figura 4.9, muestra las variaciones de presión que tienen lugar en el sistema durante el periodo de equilibrio del nivel de líquido en busca del valor de 70 pulgadas. Un requerimiento del sistema de medición es que la caída de presión a través del mismo no exceda de 14.7 psi, con la finalidad de evitar represionamiento al pozo y en consecuencia baja en la producción. Se observa en la figura que la diferencia entre la presión del separador y la presión de salida es muy inferior al valor límite de 14.7 psi, razón por la cual el sistema de medición cumple con este requerimiento.

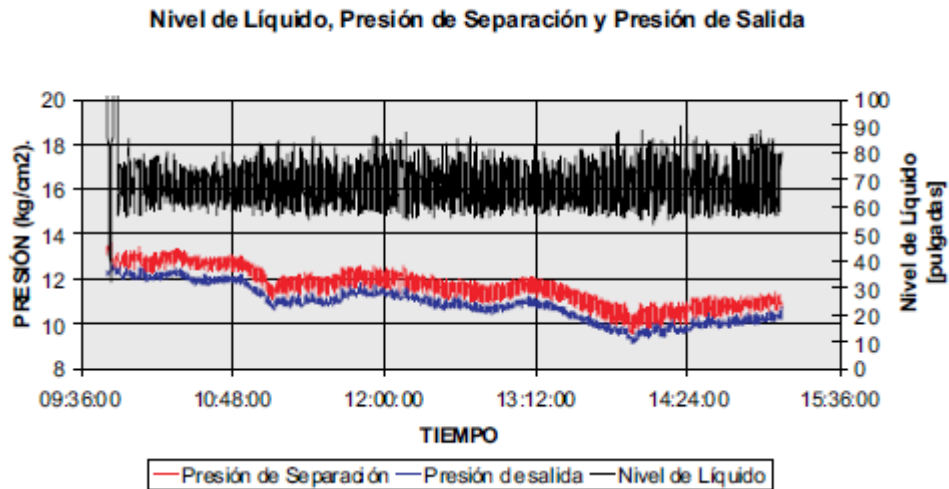


Figura 4.9 Variación de la presión.

La figura 4.10, muestra la variación de la densidad de la fase líquida y el porcentaje de corte de agua contenido en la fase líquida. Estos dos parámetros junto con la determinación del gasto másico a través del medidor tipo Coriolis, permiten calcular el gasto volumétrico instantáneo para cada una de las fases líquidas a condiciones de operación tal como se muestra en las ecuaciones (7) a (9):

$$Q_{vl} = \frac{Q_{ml}}{\rho_l}$$

$$Q_{va} = WC * Q_{vl}$$

$$Q_{vo} = Q_{vl} - Q_{va}$$

Donde: WC es el corte de agua de la fase líquida, Q_{vl} es el flujo volumétrico de líquido, Q_{ml} es el gasto másico de líquido, ρ_l es la densidad de líquido, Q_{va} es el flujo volumétrico de agua y Q_{vo} es el flujo volumétrico de aceite. Con base en el valor de la temperatura medida, se calculan los gastos instantáneos a condiciones estándar de acuerdo a los estándares API

y los valores de los volúmenes acumulados se determinan a través de la integración en el tiempo de estas funciones.

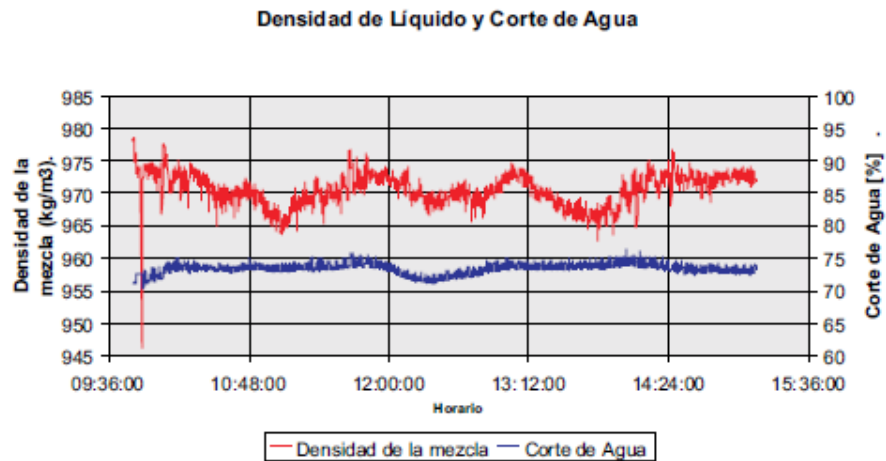


Figura 4.10 Variación de la densidad de la fase líquida.

La figura 4.11, muestra las variaciones en la densidad, el nivel del líquido y la ganancia del medidor del flujo volumétrico del líquido. En la gráfica se observa que la ganancia del medidor del flujo volumétrico del líquido mantuvo un valor de entre 20% y 60%, lo cual indica que no existió saturación de la señal y que la medición se llevó a cabo con éxito, sin arrastre significativo de gas por parte de la fase líquida.

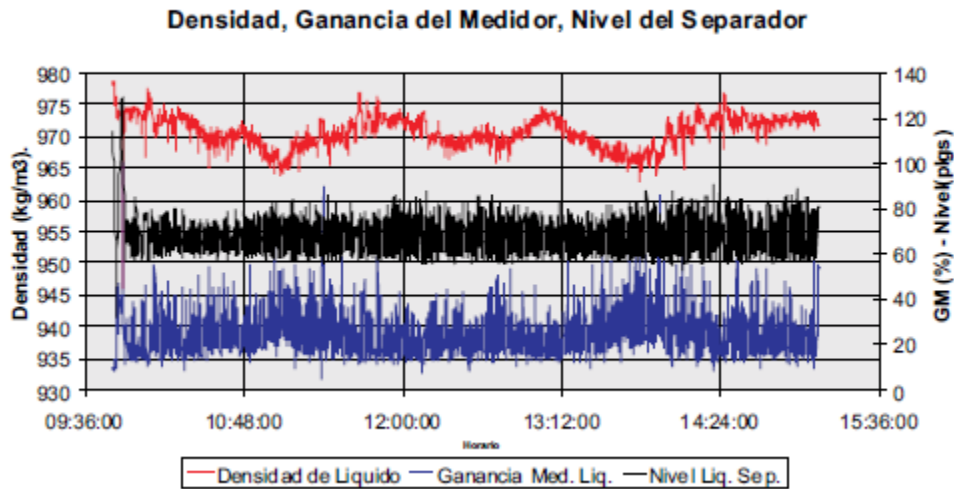


Figura 4.11 Variaciones de la densidad, de la ganancia del medidor y el nivel del líquido en el separador.

La figura 4.12 muestra el flujo volumétrico de gas, el nivel de líquido y la ganancia del medidor de gas. Se observa que esta última variable presenta en la mayor parte del tiempo valores entre el 10% y el 50% indicando que no existe saturación de la señal, a excepción del inicio de la medición donde tiene lugar la saturación de la ganancia por parte del medidor de líquido, debido al tiempo transcurrido para la regulación del nivel de líquido.

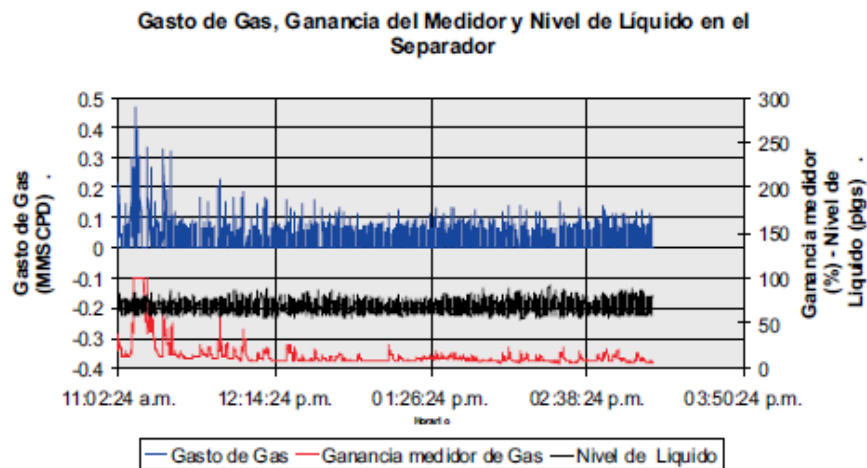


Figura 4.12 Variación del gasto de gas, ganancia del medidor de gas y el nivel de líquido.

La figura 4.13, muestra la variación del flujo volumétrico del líquido, el nivel de líquido en el separador y la ganancia del medidor de líquido. Para una producción aproximada de 200 BPD, la ganancia oscila entre el 10 y el 60%, muestra que la medición es confiable.

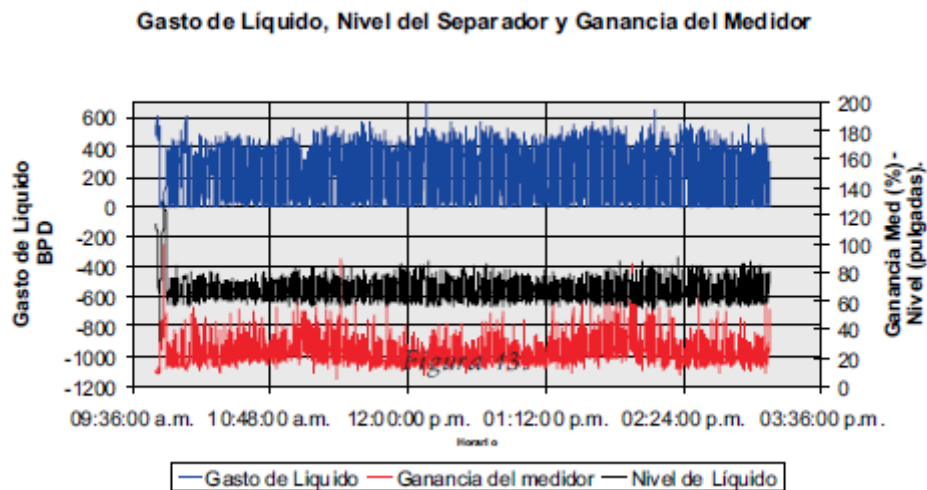


Figura 4.13 Variación del gasto de líquido, la ganancia del medidor y el nivel de líquido.

En las tablas 2.4 y 2.5, se muestran los resultados de la prueba de medición de flujo volumétrico de las fases para el pozo seleccionado, para el intervalo de tiempo de las 10:20:03 a las 15:08:48 horas. La tabla 2.4, muestra los resultados de la medición en períodos de tiempo de una hora como se señala en la primera columna. En la segunda columna se muestra el volumen acumulado total (bruto) de la fase líquida, en la tercera columna se muestra el volumen acumulado de aceite y en la cuarta columna el volumen acumulado de agua. En la quinta columna, se muestra la medición de corte de agua de la fase líquida para el mismo intervalo de tiempo. En las columnas sexta, séptima y octava se muestran los volúmenes en BPD de la fase líquida total, aceite y agua, respectivamente, determinados a partir de los volúmenes acumulados y con una proyección a 24 horas.

Hora	Aceite a condiciones estandar			% Agua	Proyección 24 hrs		
	V. Bruto acumulado (Bls)	V. Neto acumulado (Bls)	V. Agua acumulado (Bls)		Qv. proy. Liq. (BPD)	Qv. proy. Aceite (BPD)	Qv. proy. Agua (BPD)
10:20:03 am	0.00	0	0		0	0	0
11:00:03 am	7.97	2.11	5.855465782	73.50498042	286.7788916	75.98212348	210.7967681
12:00:03 pm	19.45	5.13	14.3263273	73.73747189	280.1368185	73.83770528	206.2991132
01:00:03 pm	30.97	8.30	22.66950133	72.46395821	278.7074611	74.68194914	204.025512
02:00:03 pm	42.79	11.40	31.38850514	73.77754273	280.0502848	74.59825116	205.4520336
03:00:03 pm	53.75	14.30	39.44880277	73.50753801	276.4323099	73.55275286	202.8795571
03:08:48 pm	55.18	14.69	40.49206408	72.94197246	275.1883085	73.25385901	201.9344495

Tabla 2.4 Resultados de la medición del flujo volumétrico en la fase líquida del pozo.

En la tabla 2.5, se muestran resultados de la medición del flujo volumétrico de la fase gaseosa del pozo. Los resultados de la medición se muestran en períodos de tiempo de una hora como se observa en la primera columna.

En la segunda columna se muestra el volumen acumulado de la fase gaseosa a condiciones estándar, en la tercer columna se muestra el flujo volumétrico del gas en MMSPCD, determinado a partir del volumen acumulado y proyectado a 24 horas.

Gas a condiciones estandar		Promedio x Periodo
Hora	Vol. Gas H acumulado (MMSPC)	Q Gas proy. a 24 hrs. (MMSPCD)
11:20:03 am	0	0
12:00:03 pm	0.000833668	0.030012033
01:00:03 pm	0.001674727	0.024116071
02:00:03 pm	0.002600732	0.023406588
03:00:03 pm	0.003464592	0.022677331
03:08:48 pm	0.003581564	0.022546239

Tabla 2.5 Resultados de la medición del flujo volumétrico de la fase gaseosa del pozo.

En las tablas 2.4 y 2.5 se muestra que la producción de líquido del pozo es de 272.37 BPD con 72.71 BPD de aceite, 199.66 BPD de agua y 0.02255 MMPCD de gas, para el tiempo de duración mostrado del aforo. El flujo volumétrico medido de la fase líquida fue comparado directamente con una prueba de medición llevada a cabo en el tanque de medición de la batería, la cual dio como resultado un flujo volumétrico de 276 BPD, lo que daría en términos porcentuales una diferencia de 1.31%, con respecto al medido. Por lo que respecta a la medición de gas no fue posible realizar una comparación con una referencia en batería; sin embargo, se llevó a cabo una fase de pruebas experimentales de medición en laboratorio, con la finalidad de establecer una comparación entre las mediciones realizadas por el sistema de medición desarrollado y un sistema de medición propio del laboratorio, el cual incluye elementos de medición tipo V-cone para la medición de la fase gaseosa con exactitudes del $\pm 0.5\%$ y medidores de tipo coriolis para la fase líquida con exactitudes del $\pm 0.1\%$. Las desviaciones

entre las mediciones fueron de alrededor del $\pm 0.55\%$ para la fase líquida y alrededor de $\pm 4\%$ para la fase gaseosa. En las figuras 4.12 y 4.13 se muestra que la ganancia de los medidores de coriolis no llega a la saturación, indicando que la separación es exitosa para llevar a cabo una medición confiable, en este sentido, es importante enfatizar que la precisión en las mediciones de los aforos de pozos está supeditada a la precisión de los instrumentos de medición utilizados en el sistema, en este caso de $\pm 0.35\%$ para la fase gaseosa y 1% para la fase líquida por parte de los medidores de coriolis y 1% para el medidor de corte de agua. Por ésta razón, el desarrollo y aplicación de adecuadas estrategias de control para el sistema juegan un papel fundamental en la separación de las fases y por consecuencia la medición del flujo.

CAPÍTULO 6.

CONCLUSIONES.

El uso de los separadores cilíndricos ciclónicos de gas líquido (GLCC), pueden tener distintas aplicaciones de campo, desde utilizarlo como medidor de flujo multifásico, como un pre separador y hasta de separador haciéndole las adaptaciones correspondientes.

El sistema portátil de medición de flujo multifásico, el cual está basado en la tecnología de separación ciclónica (GLCC) y se implementa para llevar a cabo el aforo de pozos petroleros. El éxito en la medición de los flujos volumétricos de las fases de la mezcla multifásica depende de un adecuado proceso de separación, el cual debe garantizar el mínimo arrastre de las fases, en este sentido, es importante mencionar que los medidores del flujo volumétrico tipo coriolis están diseñados para cuantificar una sola fase, por esta razón, la separación de las fases juega un papel determinante en el proceso de medición. El incremento en la eficiencia del proceso de separación proporcionado por la tecnología ciclónica permite la reducción significativa de las dimensiones del separador, esta reducción de dimensiones contribuye a que la dinámica del proceso de separación sea rápida y requiera de un apropiado sistema de control automático, el cual tiene como objetivo conservar dentro de cierto rango, parámetros del proceso como el nivel de líquido y la presión en el separador en busca de una adecuada separación de las fases.

Como se pudo observar en este trabajo el (GLCC), es una herramienta muy versátil siempre y cuando el dimensionamiento propicie un campo de fuerzas centrífugas y gravitacionales que actúen sobre el campo de flujo en

el interior del cilindro, suficiente para lograr la separación de las fases de una manera eficiente, manteniendo estables ciertos parámetros del proceso.

La desventaja de los separadores cilíndricos ciclónicos de gas-líquido (GLCC), es que sólo la Universidad de Tulsa es la que los fabrica en comparación con los separadores convencionales que existen más fabricantes.

Como se puede apreciar en éste trabajo, los separadores cilíndricos ciclónicos son una buena opción donde se tenga un espacio limitado, como son en plataformas costa afuera, o también se puede utilizar para la realización de pruebas de aforo, como se la que se realizo en la aplicación de campo, dando buenos resultados, siempre y cuando se pongan las estrategias que se definieron con anterioridad.

RECOMENDACIONES.

- Éste tipo de separadores son más eficientes para la separación de la mezcla, siempre y cuando se utilicen las estrategias de control antes mencionadas.
- Este tipo de medidores centrífugos tienen problemas para medir los flujos cuando se tiene presencia de flujo bache o tapón por lo tanto se debe forzar a que la mezcla llegue en un flujo estratificado para evitar errores en la medición.
- La tecnología del separador cilíndrico ciclónico de gas líquido todavía está en desarrollo, por lo tanto para su uso debemos tomar en cuenta el flujo que tenemos, para que nuestro separador funcione de manera más adecuada.
- Para el uso de éste separador, recomendamos tener en cuenta los fenómenos que se presentan dentro de éste, para tener un funcionamiento óptimo del separador.

Nomenclatura:

Δp_l = Caídas de presión en la fase líquida.

Δp_g = Caídas de presión en la fase gaseosa y líquida.

θ_l = Pérdidas de presión por fricción en la sección de líquido.

θ_g = Pérdidas de presión por fricción en la sección de gas.

Ll_1 = Nivel de equilibrio líquido.

$v_t(r)$ = Fuerza centrífuga actuando en la mezcla de dos fases.

v_{tis} = Velocidad tangencial en la entrada de la ranura.

$\Delta p(r)$ = Diferencia de presión radial.

$z(r)$ = Localización de la interfase.

V_g = volumen total de líquido que es desplazado por el vórtice de gas.

Ll_w = El punto más alto de la fase líquida, donde se genera el contacto de la interfase de la pared del GLCC (cima del vórtice).

v_{g0} = velocidad del gas.

C_0 = Coeficiente de distribución.

Hl_0 = El colgamiento de líquido cero neto.

F_p = Fuerza de la partícula.

F_D = Fuerza de arrastre.

F_g = Fuerza de la gravedad.

A_p = Área de la sección transversal de la partícula.

V_p = Volumen de la partícula.

a = Aceleración de la partícula.

W_e = Numero de weber.

R_p = Radio de la partícula.

L_{gota} = Longitud de la gota.

ρ_{m0} = Densidad de la mezcla bifásica.

$\Delta P'_{gl}$ = Caída de presión a la salida de gas.

$\Delta P'_l$ = Caída de presión a la salida de la válvula de líquido.

F_{rD} = Fuerza de arrastre.

F_{rC} = Fuerza centrípeta.

F_{rCF} = Fuerza centrífuga.

$Re(r)$ = Número de Reynolds.

BIBLIOGRAFÍA.

Afanador E.: "Oil-Water Separation in Liquid-Liquid Cylindrical Cyclone Separators," M.S. Thesis, The University of Tulsa, 1999.

Arpandi, I., Joshi, A., Shoham, O., Shirazi, S., and Kouba, G et al.: "Hydrodynamics of Two-Phase Flow in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators," paper SPE 30683 presented at the 1995 SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Dallas, 22-26 October.

Alonso, M. y Finn, E.J. (1995). Física. (Edición única). LUGAR: Addison Wesley Iberoamericana. Pág. 82.

Chirinos, W, Gomez, L., Wang, S., Mohan, R., and Shoham, O. (1999). Liquid Carry-over in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Compact Separators. SPE 56582, presented at the SPE 74th Annual Meeting, Houston, October 3-6, 1999.

Erdal, F., Shirazi, S., Shoham, O., and Kouba, G.: "CFD Simulation of Single-Phase and Two-Phase in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators," paper SPE 36645 presented at the 1996 SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Denver, 6-9October.

Ivwo, I. and Scott, S.L.: "Expanding the Operational Envelope of Compact Cylindrical Cyclone Gas/Liquid Separators Using a Variable Inlet-Slot Configuration." MS thesis, Texas A&M U., College Station, Texas (2004).

Joshi, A., "Two-Phase Flow in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators Experiments and Modeling", M.S. Thesis, The University of Tulsa (1995).

Marti, S.K., Erdal, F.M., Shoham, O., Shirazi, S.A., Kouba, G.E., "Analysis Of Gas Carry-Under In Gas-Liquid Cylindrical Cyclones," Presented at the Hydrocyclones 1996 International Meeting, St. Johns College, Cambridge, England, April 2-4, 1996.

Millington B.C., Thew, M. T., "LDA Study of component velocities in air-water models of steam-water cyclone separators". The Hague, Neth, 18 May 1987, Cranfield, Bedford, Eng; BHRA Fluid Engineering Centre, 1987, pg 115-125 Paper D1

M. Godoy Alcántar, G. Cervantes Martínez, J. A. Cruz Maya, M. A. Hernández Buenfil e I. Ramírez Antonio “Sistema de medición de flujo multifásico mediante tecnología ciclónica GLCC para aforo de pozos petroleros” Instituto Mexicano del Petróleo.

Redonda Godoy Cinthya Adriana. “Separación y estabilización de aceite crudo” Tesis Licenciatura UNAM (2008).

Rojas Pérez, David Alberto. “Simulación dinámica de un separador ciclónico cilíndrico de gas-líquido” Tesis Maestría UNAM (2005).

Srinivas S. Kolla. “Liquid Carry-over in Gas-Liquid Cylindrical Cyclone (GLCC©) Compact Separators for Three-Phase Flow”, M.S. Thesis, The University of Tulsa (2007).

Shoham, O. y Kouba, G. (1998). The State-of-the-Art of Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators Technology, *Journal of Petroleum Technology*. Vol. 50, No. 7, July 1998, pp 58-65.

Wang, S., Gomez, L.E., Mohan, R.S., Shoham, O., & Kouba, G.E., “Gas Liquid Cylindrical Cyclone (GLCC) Compact Separators for Wet Gas Applications,” proceedings of the *ETCE 2001 Conference of ASME Petroleum Division of ASME Petroleum Division*, Houston, TX, February 5-7, 2001.

Wang, S., Mohan, R., Shoham, O., and Kouba, G. E., (1998). Dynamic Simulation and Control System Design of Gas-Liquid Cylindrical Cyclone Separators. SPE 49175, presented at the 73rd Annual Meeting, New Orleans, LA, September 27-30.