

**TRABAJO ESPECIAL DE GRADO**

**OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE  
DESHIDRATACIÓN DEL CRUDO LAGOTRECO**

Presentado ante la ilustre  
Universidad Central de  
Venezuela  
Por los Brs. Marcano B., Marcos A.  
Saavedra C., Er J.  
Para optar al Título  
De Ingeniero Mecánico

Caracas, 2003

# **TRABAJO ESPECIAL DE GRADO**

## **OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DEL CRUDO LAGOTRECO**

TUTOR ACADÉMICO: Prof. Arjan Kamp  
TUTOR INDUSTRIAL: Lic. Aarón Padrón

Presentado ante la ilustre  
Universidad Central de  
Venezuela  
Por los Brs. Marcano B., Marcos A.  
Saavedra C., Er J.  
Para optar al Título  
De Ingeniero Mecánico

Caracas, 2003

## *DEDICATORIA*

---

A mi madre, Eulalia Caraballo, quien es la persona que más quiero y la más importante para mi.

A mi padre, Josué Saavedra, a quien quiero y respeto.

A mis hermanas Naggai y Engels.

A Deisy con quien viví momentos maravillosos, y duramente, me enseñó que el amor no es fácil de conseguir y que cuando se tiene el privilegio de tenerlo hay que cuidarlo. Te amo niña.

Y a mis amigos: Thais, Debora, Gustavo, Ronald y Luis, quienes en todo este tiempo se han convertido en mas que amigos en mi familia.

**Saavedra, Er.**

A mis padres Iris Belisario y Marco Marcano por haber dedicado su esfuerzo en hacer posible mi formación académica y personal, y especialmente mi madre que gracias a su persistencia pude encontrar la oportunidad de estudiar esta carrera.

**Marcano, Marcos.**

**Agradecimientos.**

- A Dios por guiarnos durante nuestras vidas, ser el símbolo de nuestra Fe y nuestra fuerza espiritual.
- A la escuela de Ingeniería Mecánica de la UCV, que ha sido la instructora de gran parte de los conocimientos que poseemos a nivel profesional.
- A Petróleos de Venezuela S.A. empresa que nos dio la oportunidad de aplicar nuestros conocimientos académicos en este trabajo especial.
- A los profesores Arjan Kamp y Aarón Padrón quienes a pesar de todos los problemas, estuvieron siempre dispuestos a ayudarnos desinteresadamente y a brindarnos un poco de sus conocimientos y experiencia. A Uds. gracias.
- A los ingenieros de la gerencia de Coordinación Operacional de PDVSA David Ochoa, Jaime Villegas y Félix Brandt por haber propuesto esta investigación.
- Al profesor Julio González, al Ing. Marcos Aparicio y a los operadores del Patio de Tanques de Bachaquero por la información y colaboración prestada.
- A todas aquellas personas que directa o indirectamente nos apoyaron en la realización de esta investigación.

**Agradecimientos Especiales.**

- A mis compañeros Braian, Rómulo, Manuel, Pedro, Ricardo, Dennys, Leandro, Orlando, Tatiana, con quienes he compartido la dicha de estudiar esta carrera.
- A Cristina quien en estos últimos momentos fue una fuente importante de apoyo, cariño e incentivo.
- A Marcos por su paciencia y apoyo.
- A Mabel por haberme abierto las puertas de su hogar en un momento difícil y por todo el cariño que me ha dado.

## *AGRADECIMIENTOS*

---

- ✦ Y finalmente a las familias Urbina, Carias, Villegas, Correa, Guedez, Rojas, D'empire y Rodríguez, quienes en determinados momentos de este proceso de formación me dieron su apoyo y cariño.

A todos GRACIAS!

**Saavedra, Er.**

- ✦ A mis amigos: Mabel, Debora, Thais, Tatiana, Karina, Ricardo, Orlando, Pedro, Manuel, Joaquín, Luis, Ronald, Gustavo y Rómulo, con quienes he compartido momentos buenos y malos que me han hecho aprender lo que es la amistad.
- ✦ A mi tía Mildreth por representar el apoyo de mi familia aquí en Caracas.
- ✦ A Yudith por haberme brindado su casa y su apoyo durante la mayor parte de mi carrera.

A todos GRACIAS!

**Marcano, Marcos.**

Marcano B., Marcos A. y Saavedra C., Er J.

## **OPTIMIZACIÓN DEL PROCESO DE DESHIDRATACIÓN DEL CRUDO LAGOTRECO**

**Tutor Académico:** Prof. Dr. Arjan Kamp

**Tutor Industrial:** Msc. Aarón Padrón

**Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Mecánica.**

**Año 2003, 207 p.**

Separación Mecánica, Patrones de Flujo, Deshidratación.

Con este trabajo especial de grado se buscó mejorar al sistema de deshidratación del crudo proveniente de la segregación Lagotreco, para disminuir los costos del proceso; para ello se han planteado y descartado una serie de hipótesis, de las posibles causas que estén afectando el proceso, hasta llegar al planteamiento de mejoras limitadas al nivel estructural y operacional.

Específicamente se discuten dos grandes puntos, los cuales son:

1. La reactivación de los despojadores de agua libre (DAL) del patio de tanques de Bachaquero con la implementación de nuevos dispositivos para mejorar el sistema.
2. La determinación de los patrones de flujo en las tuberías del bloque 7 de la segregación, mediante un análisis de estabilidad de la interfase, para así determinar posibles puntos de emulsificación presentes en las líneas de transporte.

Del estudio se pudo determinar la factibilidad de implementar un ciclón en la entrada de los DAL para promover la separación de partículas con diámetros superiores a los 800 micrones; así como la implementación de dos dispositivos de placas paralelas o coalescentes las cuales teóricamente logran separar gotas de agua de hasta 400 micrones. Por otra parte, con análisis de la red de tuberías se pudo localizar las tuberías que presentan altos niveles de emulsificación, proponiéndose como solución el aumento en los diámetros de las mismas con el fin de promover la separación de las fases en estas líneas de transporte.

## **ÍNDICE GENERAL.**

	Pág.
<b>DEDICATORIA</b> .....	ii
<b>AGRADECIMIENTOS</b> .....	iii
<b>RESUMEN</b> .....	v
<b>LISTA DE FIGURAS</b> .....	xi
<b>LISTA DE TABLAS</b> .....	xv
<b>CAPITULO 1. Introducción.</b>	
1.1. Descripción General de la Empresa.....	1
1.2. Descripción del Área.....	4
1.3. Descripción del Proceso.....	5
1.3.1. Sistema de Manejo de Crudo.....	5
1.3.2. Sistema de Deshidratación del Crudo Lagotreco.....	6
1.3.2.1. Tratamiento Químico.....	9
1.3.2.2. Tratamiento Gravitacional.....	9
1.3.2.3. Sistema de Recuperación de Crudo.....	10
1.3.2.4. Sistema de Separación de Agua Libre.....	10
1.4. Planteamiento del Problema.....	10
1.5. Objetivos.....	11
1.5.1. Objetivo General.....	11
1.5.2. Objetivos Específicos.....	11
<b>CAPITULO 2. Marco Teórico.</b>	
2.1. Emulsiones de Agua en Petróleo Crudo.....	12
2.1.1. Estabilidad y Rompimiento de la Emulsión.....	17
2.1.2. Prevención de la Emulsión.....	20
2.1.2.1. Causas de las Emulsiones a Nivel de Pozos.....	21

2.2. Deshidratación del Petróleo Crudo .....	25
2.2.1. Principios de la Separación .....	25
2.2.1.1. Momentum o Cantidad de Movimiento .....	25
2.2.1.2. Fuerza de Gravedad.....	25
2.2.1.3. Coalescencia.....	29
2.2.1.4. Centrifugación.....	29
2.2.2. Métodos de Separación .....	29
2.2.2.1. Tratamiento Químico .....	30
2.2.2.2. Tratamiento Electrostático .....	34
2.2.2.3. Tratamiento Mecánico .....	38

**CAPITULO 3. Análisis Preliminar.**

3.1. Análisis Causa Diagnóstico .....	45
3.1.1. Nivel Estructural .....	49
3.1.2. Nivel Operacional .....	51

**CAPITULO 4. Análisis de la Red de Tuberías.**

4.1. Introducción .....	56
4.2. Fundamentos Teóricos .....	56
4.2.1. Flujo de Dos Líquidos Inmiscibles.....	56
4.2.2. Conceptos Básicos.....	57
4.2.3. Clasificación de los Patrones de Flujo Agua-Aceite en Tuberías	
Horizontales .....	62
4.2.4. Métodos de Predicción del Patrón e Flujo .....	63
4.2.4.1. Normas y Guías Prácticas .....	63
4.2.4.2. Mapas Experimentales .....	65
4.2.4.3. Correlaciones Empíricas .....	67
4.2.4.4. Modelos Matemáticos .....	67
4.2.5. Métodos Prácticos de Identificación .....	68
4.2.6. Criterios de Transición de Flujo Estratificado a Disperso .....	70



4.2.7. Comportamiento de la Densidad y la Viscosidad .....	75
4.2.8. Efectos del Patrón de Flujo sobre la Corrosión.....	77
4.3. Metodología Empleada .....	79
4.3.1. Procedimiento .....	79
4.3.2. Determinación de los Patrones de Flujo.....	82
4.3.3. Datos a Utilizar .....	84
4.3.4. Aplicación de la Metodología.....	86
4.4. Propuesta.....	92
4.5. Análisis de Resultados .....	95

**CAPITULO 5. Despojadores de Agua Libre.**

5.1. Clasificación de los DAL.....	96
5.1.1. Despojadores de Agua Libre Verticales.....	97
5.1.2. Despojadores de Agua Libre Horizontales.....	99
5.2. Filosofía Operacional de los DAL en el Patio de Tanques.....	102
5.2.1. Sistema de Limpieza .....	102
5.2.2. Sistema de Suministro de Aire.....	105
5.2.3. Sistema de Agua Limpia .....	106
5.2.4. Sistema de Drenaje.....	107
5.2.5. Sistema API-Sur.....	108
5.2.6. Sistemas de Separación de Agua Libre.....	109
5.2.6.1. Puesta en Servicio .....	109
5.2.6.2. Válvula de Entrada al Separador.....	110
5.2.6.3. Control de Presión.....	110
5.2.6.4. Control de Interfase.....	111

**CAPITULO 6. Separador Ciclónico.**

6.1. Introducción .....	113
6.2. Fundamentos Teóricos .....	114
6.2.1. Clasificación de los Ciclones .....	115

6.2.2. Patrones de Flujo Líquido .....	118
6.2.3. Movimiento de las Partículas Suspensas .....	121
6.2.4. Predicción de la Eficiencia del Ciclón Convencional .....	122
6.2.5. Predicción del Tamaño de Corte .....	123
6.2.6. Caída de Presión en el Ciclón .....	130
6.3. Desarrollo de los Modelos .....	131
6.3.1. Modelos .....	131
6.4. Aplicación de los Modelos, Análisis de Resultados y Propuestas .....	140
6.4.1. Ciclón Cilíndrico con Descarga Axial Inferior .....	142
6.4.2. Ciclón Convencional .....	148

## **CAPITULO 7. Placas Coalescentes.**

7.1. Introducción .....	154
7.2. Fundamentos Teóricos .....	154
7.2.1. Fenómeno de Coalescencia .....	154
7.2.2. Separador de Placas Coalescentes .....	155
7.2.3. Diseño .....	157
7.2.4. Detalles de Construcción .....	158
7.2.5. Mantenimiento .....	158
7.3. Desarrollo del Modelo .....	159
7.3.1. Premisas .....	159
7.3.2. Modelo .....	160
7.4. Aplicación del Modelo .....	166
7.4.1. Datos a Utilizar .....	166
7.4.2. Cálculos Tipos .....	166
7.4.3. Resultados .....	168
7.4.4. Análisis de Resultados .....	169
7.5. Propuesta .....	171

<b>PROPUESTA FINAL</b> .....	173
<b>CONCLUSIONES</b> .....	175
<b>RECOMENDACIONES</b> .....	177
<b>REFERENCIAS</b> .....	179
<b>NOMENCLATURA</b> .....	183
<b>GLOSARIO</b> .....	185
<b>APÉNDICE A</b> .....	187
<b>APÉNDICE B</b> .....	190
<b>APÉNDICE C</b> .....	193
<b>APÉNDICE D</b> .....	195
<b>APÉNDICE E</b> .....	198
<b>APÉNDICE F</b> .....	199
<b>APÉNDICE G</b> .....	200
<b>APÉNDICE H</b> .....	202
<b>APÉNDICE I</b> .....	204

## ÍNDICE DE FIGURAS

	Pág.
<b>Figura 1.1.</b> Estructura Organizacional de PDVSA. 2000 .....	3
<b>Figura 1.2.</b> Ubicación Geográfica de los Bloques III, IV y VII .....	4
<b>Figura 1.3.</b> Diagrama del Sistema de Recolección de la Segregación Lagotreco .....	6
<b>Figura 1.4.</b> Diagrama del Proceso de Deshidratación del Crudo Lagotreco, Patio de Tanques Bachaquero .....	8
<b>Figura 2.1.</b> Microfotografía de una emulsión agua en aceite .....	13
<b>Figura 2.2.</b> Estimación de agua emulsionada en crudo .....	16
<b>Figura 2.3.</b> Variación del Coeficiente de Arrastre versus el Número de Reynolds.....	28
<b>Figura 2.4.</b> Efecto de los campos electrostáticos en una gota de agua .....	35
<b>Figura 2.5.</b> Tratador electrostático típico.....	36
<b>Figura 2.6.</b> Electrodos de Corriente Alterna.....	37
<b>Figura 2.7.</b> Separador API Sur del Patio de Tanque Bachaquero.....	40
<b>Figura 2.8.</b> Esquema Típico de Calentador-Tratador Directo Tipo Vertical.....	41
<b>Figura 2.9.</b> Esquema Típico de Calentador-Tratador Directo Tipo Horizontal .....	42
<b>Figura 3.1.</b> Análisis Causa Diagnostico del Proceso de Deshidratación del Crudo Lagotreco.....	46
<b>Figura 4.1.</b> Flujo Bifásico en Tuberías .....	58
<b>Figura 4.2.</b> Patrones de Flujo Aceite Agua en Tuberías Horizontales .....	63
<b>Figura 4.3.</b> Mapas de Patrones de Flujo Aceite Agua Propuesto por Guzhov	65
<b>Figura 4.4.</b> Mapa de Patrones de Flujo Aceite Agua Propuesto por Nadler y Mewes .....	66

<b>Figura 4.5.</b>	Mapa de Patrones de Flujo Aceite Agua Propuesto por Trallero .....	66
<b>Figura 4.6.</b>	Esquema de Símbolos para Identificar las dos Fases.....	70
<b>Figura 4.7.</b>	Comparación de la Predicción de Límites de Transición de Patrones de Flujo con el Mapa Experimental de Guzhov .....	74
<b>Figura 4.8.</b>	Comparación de la predicción de límites de transición de Patrones de Flujo Con el Mapa Experimental de Trallero.....	75
<b>Figura 4.9</b>	Diagrama del Bloque 7.....	81
<b>Figura 4.10.</b>	Límite de Transición IKH para Varios Diámetros de Tubería .....	86
<b>Figura 4.11.</b>	Mapa de Patrones de Flujo para Tuberías de Diámetro de 8 pulg.....	89
<b>Figura 4.12.</b>	Mapa de Patrones de Flujo para Tuberías de Diámetro de 10 pulg.....	90
<b>Figura 4.13.</b>	Mapa de Patrones de Flujo para Tuberías de Diámetro de 12 pulg.....	90
<b>Figura 4.14.</b>	Mapa de Patrones de Flujo para Tuberías de Diámetro de 16 pulg.....	91
<b>Figura 4.15.</b>	Mapa de Patrones de Flujo para Tuberías de Diámetro de 24 pulg.....	91
<b>Figura 4.16.</b>	Comparación del Patrón de Flujo para la Tubería 4 con el Cambio de Diámetro .....	93
<b>Figura 4.17.</b>	Comparación del Patrón de Flujo para la Tubería 5 con el Cambio de Diámetro.....	93
<b>Figura 4.18.</b>	Comparación del Patrón de Flujo para la Tubería 9 con el Cambio de Diámetro .....	94
<b>Figura 4.19.</b>	Comparación del Patrón de Flujo para la Tubería 9 con el Cambio de Diámetro.....	94
<b>Figura 5.1.</b>	DAL horizontal, Patio de Tanques de Bachaquero .....	97
<b>Figura 5.2.</b>	Separador Vertical Convencional .....	98

<b>Figura 5.3.</b>	Separador Horizontal Convencional .....	101
<b>Figura 5.4.</b>	Sistema de Limpieza de Sólidos .....	102
<b>Figura 5.5.</b>	Vista de las Tuberías de Inyección de Agua para el Sistema de Limpieza.....	104
<b>Figura 6.1.</b>	Ciclón Convencional.....	116
<b>Figura 6.2.</b>	Ciclón con Fondo Plano Descarga Central .....	116
<b>Figura 6.3.</b>	Arreglo de Ciclón Cilíndrico y Ciclón Convencional.....	117
<b>Figura 6.4.</b>	Separador Ciclónico Líquido-Líquido .....	117
<b>Figura 6.5.</b>	Distribución de la Velocidad Tangencial en un Ciclón Cono-Cilindro .....	119
<b>Figura 6.6.</b>	Arreglo de Ciclón Cilíndrico y Ciclón Convencional.....	120
<b>Figura 6.7.</b>	Distribución de la Velocidad Radial en un Ciclón Cono-Cilindro .....	121
<b>Figura 6.8.</b>	Velocidad Tangencial del Ciclón Cilíndrico.....	132
<b>Figura 6.9.</b>	Ciclón Cilíndrico con Descarga Axial de Líquido y Descarga Periférica de Sólidos .....	133
<b>Fig. 6.10.</b>	Diagrama de cuerpo libre de la partícula dentro del ciclón .....	134
<b>Figura 6.11.</b>	Geometría Supuesta para el Cálculo de la Caída de Presión .....	138
<b>Figura 6.12.</b>	Variación del Diámetro de Corte vs el Diámetro del Ciclón .....	145
<b>Figura 6.13.</b>	Variación del Diámetro de Corte vs la Longitud del Ciclón.....	145
<b>Figura 6.14.</b>	Variación del Diámetro de Corte vs el Diámetro de la Tubería de Entrada del Ciclón.....	146
<b>Figura 6.15.</b>	Variación del Diámetro de Corte vs la Longitud del Ciclón, para Q=306 MBBD.....	150
<b>Figura 6.16.</b>	Variación de la Caída de Presión vs la Longitud, para el Q=306 MBBD.....	150
<b>Figura 6.17.</b>	Variación del Diámetro de Gota vs el Caudal.....	151
<b>Figura 6.18.</b>	Variación de la Caída de Presión vs el Caudal .....	151
<b>Figura 7.1.</b>	Comparación entre un DAL sin platos y con platos para dispersión de crudo en agua .....	156

<b>Figura 7.2.</b>	Sección longitudinal del DAL.....	160
<b>Figura 7.3.</b>	Sección Transversal del DAL .....	161
<b>Figura 7.4.</b>	Sección transversal de la unidad de platos.....	162
<b>Figura 7.5.</b>	Separación entre placas .....	162
<b>Figura 7.6.</b>	Diagrama de velocidades .....	163
<b>Figura 7.7.</b>	Variación de los Parámetros Geométricos vs el Diámetro de Gota .....	168
<b>Figura 7.8.</b>	Variación del Diámetro de Gota según el Caudal.....	169
<b>Figura 7.9.</b>	Propuesta final del Dispositivo de Placas .....	172
<b>Figura 8.</b>	Propuesta final .....	173

## ÍNDICE DE TABLAS

	Pág.
<b>Tabla 2.1.</b> Variación del Coeficiente de Arrastre en Función del Reynolds.....	28
<b>Tabla 4.1.</b> Clasificación de los Patrones de Flujo Agua-Aceite.....	62
<b>Tabla 4.2.</b> Velocidad Mínima de Transición para Diferentes Elementos de Mezclado Según la Norma ASTM-4177.....	64
<b>Tabla 4.3.</b> Recomendaciones Prácticas para Determinar el Patrón de Flujo en Oleoductos .....	64
<b>Tabla 4.4.</b> Tipos de corrosión en condiciones de flujo multifásico .....	78
<b>Tabla 4.5.</b> Dimensiones de las tuberías del bloque 7 .....	84
<b>Tabla 4.6.</b> Producción Neta de Crudo del Bloque 7.....	85
<b>Tabla 4.7.</b> Producción Bruta del Bloque 7 .....	85
<b>Tabla 4.8.</b> Velocidades Superficiales del Crudo en las Tuberías por Año .....	88
<b>Tabla 4.9.</b> Velocidades Superficiales del Agua en las Tuberías por Año .....	88
<b>Tabla 4.10.</b> Cambio de Diámetro en las Tuberías.....	92
<b>Tabla 6.1.</b> Valores del Coeficiente K, para una Contracción Repentina .....	140
<b>Tabla 7.1.</b> Rangos Típicos para las Variables Básicas del Diseño de Platos Coalescentes .....	157



## **1.-INTRODUCCIÓN**

### **1.1.-Descripción General de la Empresa.**

Venezuela posee algunas de las cuencas sedimentarias prolíficas más grande del mundo. Aún cuando el primer registro de producción nacional de petróleo data de 1878, fue a partir de 1914 cuando se inicio el desarrollo comercial de crudo. Desde entonces, el nombre de Venezuela ha sido sinónimo de abundantes recursos de hidrocarburos.

En la actualidad, 80 años después, Venezuela avanza en la consolidación del desarrollo de su industria petrolera para afianzar su posición de primer orden en el sector energético mundial. Luego de dos décadas de actividades, PDVSA se ha constituido en una corporación de primera línea en el ámbito nacional e internacional. Ocupa una posición relevante entre las empresas del mundo, por sus niveles de producción, reservas, capacidad instalada de refinación y ventas.

Desde su creación en 1976, Petróleos de Venezuela, S.A. (PDVSA) se ha convertido en una de las corporaciones energéticas más importantes del mundo. PDVSA es la casa matriz de la corporación, propiedad de la República de Venezuela, que se encarga del desarrollo de la industria petrolera, petroquímica y carbonífera, y de planificar, coordinar, supervisar y controlar las actividades operativas de sus divisiones, tanto en Venezuela como en el exterior. PDVSA lleva adelante actividades en materia de exploración y producción para el desarrollo de petróleo y gas, bitumen y crudo pesado de la Faja del Orinoco, producción y manufactura de Orimulsión®, así como explotación de yacimientos de carbón. Ocupa una destacada posición entre los refinadores mundiales y su red de manufactura y mercadeo abarca Venezuela, el Caribe, Estados Unidos y Europa. Además, realiza actividades en las áreas de petroquímica, investigación y desarrollo tecnológico, educación y adiestramiento en sectores vinculados con la industria energética.

PDVSA ha asumido oportunamente el reto de mantenerse competitivamente rentable frente a los nuevos tiempos. Para ello, ha puesto en marcha la transformación

de su estructura corporativa, con el propósito fundamental de redefinir el papel de la casa matriz y consolidar la estructura operativa. En este sentido, a finales de 1997, la corporación energética venezolana creó la empresa de PDVSA Petróleo y Gas, la cual está constituida por tres grandes divisiones, dedicadas a las actividades medulares del negocio: PDVSA Exploración Producción y Mejoramiento, PDVSA Manufactura y Mercadeo, y PDVSA Servicios (ver figura N°1.1). Cada una de estas divisiones a su vez está integrada por diversas empresas y unidades de negocio, ubicadas tanto en Venezuela como en el exterior.

▪ **PDVSA Exploración Producción y Mejoramiento.**

La división PDVSA Exploración Producción y Mejoramiento es responsable por el desarrollo de petróleo, gas, carbón y la manufactura de Orimulsión®. Esta división está compuesta por las siguientes unidades de negocio: PDVSA Exploración, PDVSA Producción, PDVSA Faja, Bitor, Carbozulia y CVP.

▪ **PDVSA Manufactura y Mercadeo**

Esta división está a cargo de las actividades de refinación de crudos, así como de la manufactura de productos y su comercialización y suministro para el mercado nacional e internacional. Además, se encarga de la comercialización del gas natural y cumple funciones de transporte marítimo. Esta organización está constituida por: PDVSA Refinación y Comercio, Deltaven, PDV Marina, Inteven y PDVSA Gas.

▪ **PDVSA Servicios.**

Esta división es responsable del suministro de servicios integrados, especializados y competitivos, a toda la Corporación. Su área de gestión incluye una amplia gama de especialidades, entre las cuales se destacan: suministro de bienes y materiales, servicios técnicos, consultoría y asesoría profesional, informática e ingeniería, entre otras. Esta organización está compuesta por: Barivén, PDVSA Ingeniería y Proyectos, PDVSA Administración y Servicios, Consultoría Jurídica, Recursos Humanos, Finanzas y Asuntos Públicos.

---

El sector petroquímico es desarrollado por Pequiven y sus empresas mixtas. Asimismo, existen otras empresas filiales de PDVSA: CIED, Intevep, Palmaven, SOFIP, las cuales tienen como función principal: adiestramiento y capacitación, investigación y desarrollo, apoyo al sector agroindustrial venezolano, y promoción de nuevas modalidades de inversión y ahorro dentro del proceso de apertura petrolera, respectivamente.

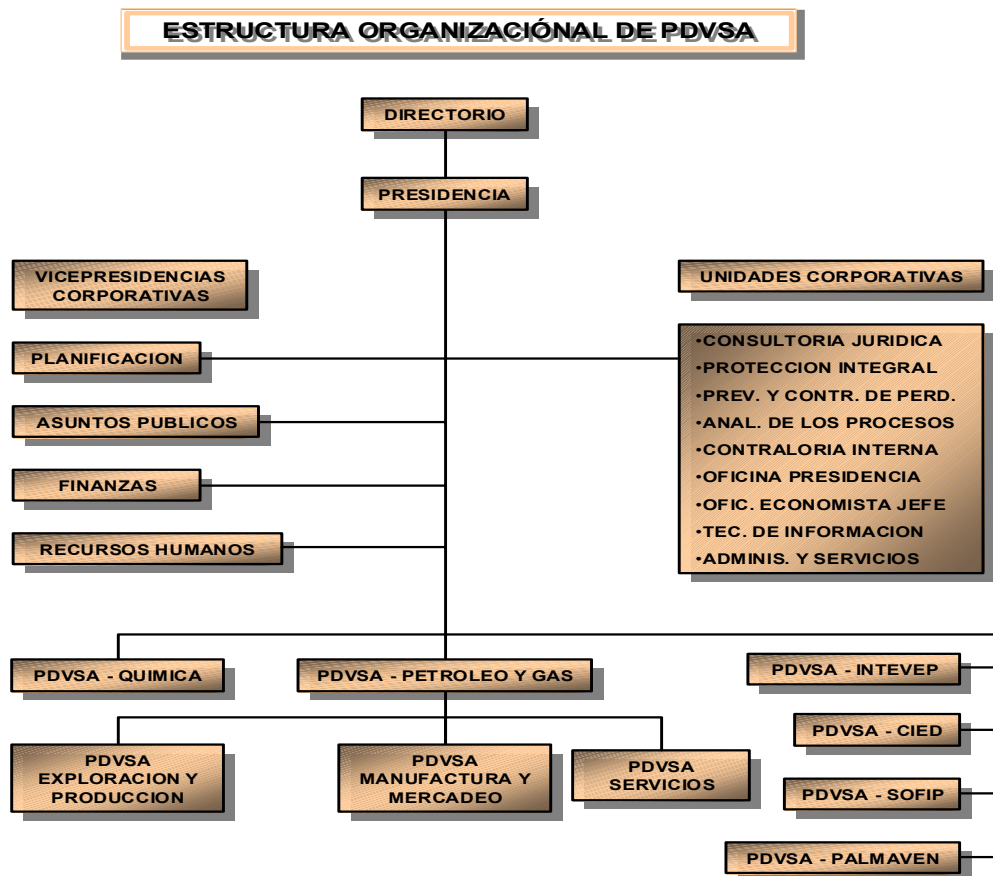


Figura 1.1.- Estructura Organizacional de PDVSA. 2000

**1.2.-Descripción del área.**

La segregación Lagotreco está constituida por cuatro áreas, que son los bloques III, IV, VII y XI, los cuales están localizados al oeste de la Costa Oriental, Distrito Lagunillas en el Lago de Maracaibo, a unos 20 km de Bachaquero y al norte del área Ceuta.

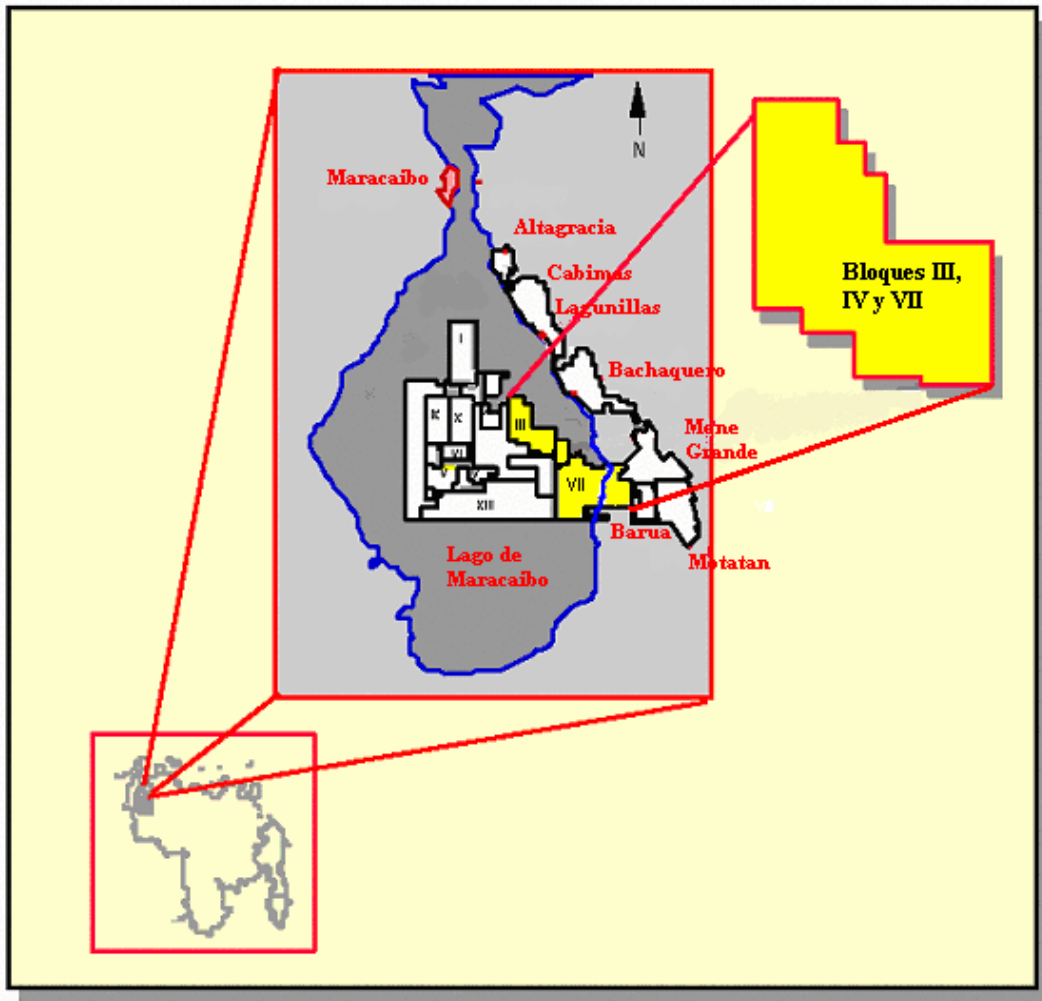


Figura 1.2.-Ubicación Geográfica de los Bloques III, IV y VII.

**1.3.-Descripción del Proceso.****1.3.1.-Sistema de manejo de crudo.**

La segregación Lagotreco es producida en las áreas de los bloques III, IV, VII y XI del Lago de Maracaibo, con una producción diaria de 260 MBBD (180 MBND), un corte de agua de 30% y una gravedad API de 27°.

El bloque III cuenta con 4 estaciones de flujo (EF 8-3, EF 14-3, EF 15-3 Y EF 27-3) y 2 plataformas de empalme (PE 1-3 y PE 2-3). El bloque IV está integrado por 3 estaciones de flujo (EF 1-4, EF 12-4 y EF 13-4) y dos plataformas de empalme (PE 1-4 y PE 2-4). El bloque VII conformado por 7 estaciones de flujo (EF 1-7, EF 4-7, EF 6-7, EF 7-7, EF 8-7, EF 9-7 y EF 10-7), dos plataformas de empalme (PE 1-7 y PE 3-7). Por último el bloque XI que cuenta con una estación de flujo para esta segregación.

La producción del crudo llega al patio de tanques a través de dos líneas: la línea Lagotreco, con un diámetro de 20 pulgadas, que maneja la producción de los bloques III, IV y XI, y la línea Ceuta, con un diámetro de 24 plg, que recibe la producción del bloque VII. Estas dos líneas convergen en el patio de tanques en una sola, la cual lleva la producción de la segregación Lagotreco a los 4 tanques de almacenamiento (T-12, T-15, T-16 y T-19).

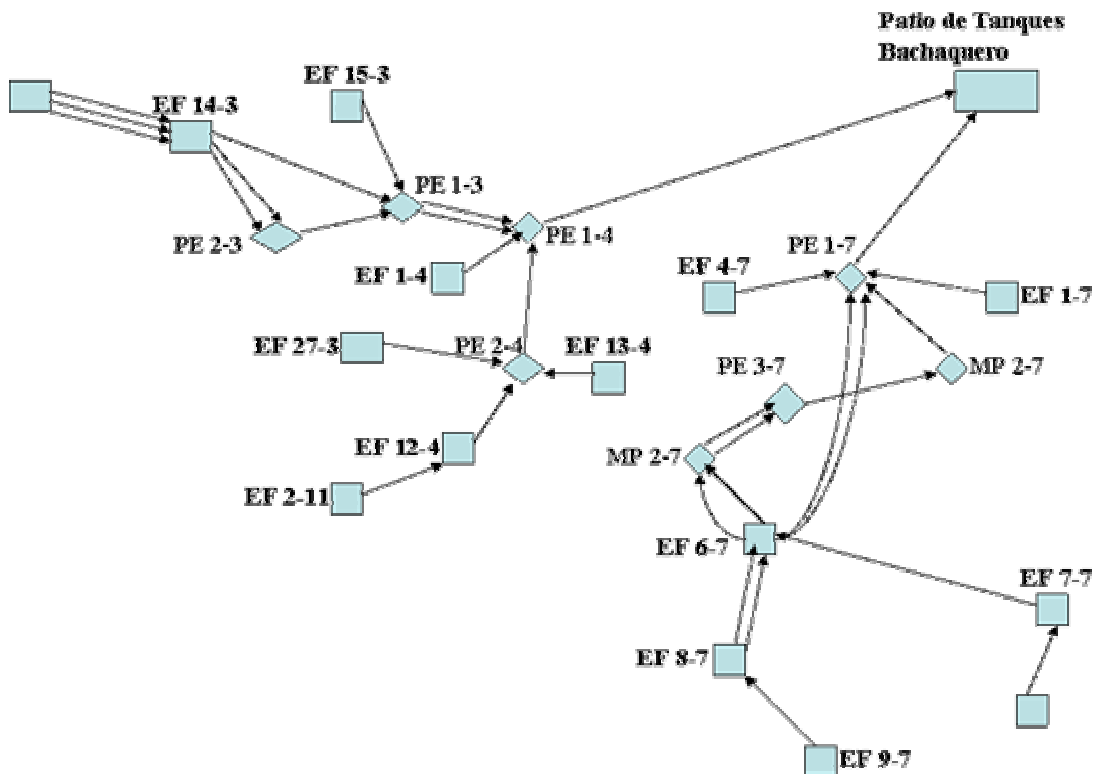


Figura 1.3. Diagrama del Sistema de Recolección de la segregación Lagotreco

### 1.3.2.-Sistema de Deshidratación.

El petróleo producido en Venezuela y en casi todo el mundo tiene asociado a él una producción de agua y sedimentos. Por esta razón la industria petrolera venezolana tiene, dentro de su proceso de producción de crudo, un proceso de deshidratación del mismo, para garantizar la venta de un petróleo que se encuentre dentro de los estándares, en cuanto a exigencias de porcentaje de agua y sedimentos (%AyS), del mercado nacional e internacional. En cada sección o campo de producción a lo largo y ancho del territorio nacional existen gran cantidad de pozos petroleros de los cuales se extraen crudos con diferentes propiedades y diferentes %AyS, es por esto que existen distintos procesos de deshidratación, cada uno adaptado a las propiedades y características de cada segregación. El afrontamiento de cada caso en particular de deshidratación requiere la capacidad de análisis y

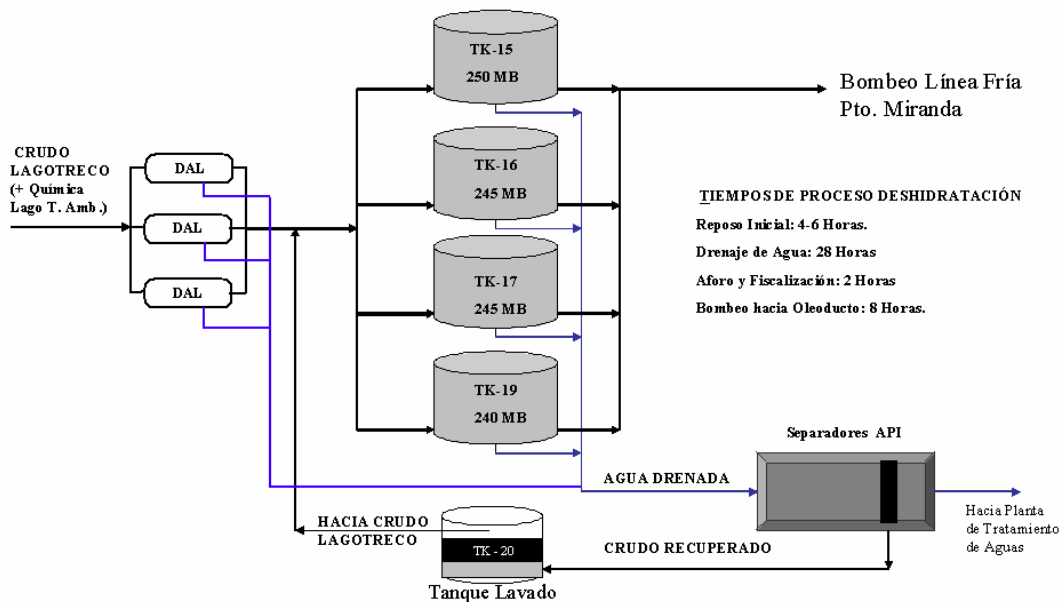
experiencia ganada tanto del personal técnico como del campo encargado de esta labor. El conocimiento que se posea en este tópico contribuye a planificar, mejorar y optimizar los procesos de deshidratación usado en determinado campo. El proceso de deshidratación es una de las partes más complejas de la producción, debido al gran número de factores que influyen o intervienen en la emulsificación de crudos.

Para el caso del proceso de deshidratación del crudo de la segregación Lagotreco, el mismo está compuesto por varias etapas las cuales describiremos a continuación:

El crudo proveniente de los diferentes pozos, de los cuales se recoge la producción de la segregación Lagotreco, es conducido a través de tuberías a las llamadas estaciones de flujo donde ocurre la primera separación de los distintos componentes del hidrocarburo, en este caso se habla de la separación del gas asociado a la fase líquida-sólida. En este punto el gas es conducido por tuberías hasta los centros de compresión de gas, en donde es sometido a procesos adicionales de separación; por otra parte el crudo o fase líquido-sólido es almacenado en tanques para luego ser bombeado al patio de tanques de Bachaquero. Al mismo tiempo en las estaciones de flujo ocurre la inyección de la química deshidratante, que para la segregación Lagotreco se inyecta química en las estaciones E14-3, E8-3, E2-4, E1-7 y E8-7. La inyección de química es requerida ya que el agua presente en el crudo se encuentra en dos formas: libre y emulsionada; el agua emulsionada es estabilizada por surfactantes naturales presentes en el crudo. La desestabilización de esta emulsión se hace mediante la inyección de la química antes mencionada la cual actúa sobre los surfactantes y rompe con la emulsión convirtiéndola en agua libre.

En el transcurso del viaje hasta el patio de tanques ocurre la segunda fase del proceso de separación debido a la acción de la química deshidratante, la cual rompe la estabilidad de la emulsión, logrando con esto obtener agua libre y crudo con un porcentaje más bajo de agua emulsionada.

Una vez en el patio de tanques de Bachaquero el crudo, junto con el agua libre y emulsionada, es llevado a los tanques de almacenamiento en donde ocurre la tercera y más importante separación del proceso. En dichos tanques se separa en casi un cien por ciento el agua y sólidos del petróleo; esto se logra mediante la separación gravitacional, con un tiempo de proceso total de 42 horas. Una vez transcurrido este tiempo el agua es drenada de los tanques y conducida hacia los separadores API llamados “API norte y API sur”, en los cuales se separa el agua de una cierta cantidad de crudo en forma de emulsión que esta posee, luego este crudo es reincorporado a los tanques de almacenamiento y el agua conducida a una planta de tratamiento de agua para luego ser reinyectada a los pozos o devuelta al lago. Por otra parte el crudo, ya limpio (< 5% AyS), es bombeado hasta Puerto Miranda donde es almacenado para su posterior venta o transporte a centros refinadores.



**Figura 1.4.-Diagrama del Proceso de Deshidratación del Crudo Lagotreco, Patio de Tanques Bachaquero.**



**1.3.2.1.-Tratamiento químico:**

Como ya se mencionó a nivel de las estaciones de flujo es inyectado un producto químico deshidratante de nombre LA-3112-V, con una dosis de 140 ppm. Los puntos de inyección cuya producción converge en la línea Lagotrecó son: EF 8-3, EF 14-3 y PE 2-4, y los puntos cuya producción converge en la línea Ceuta son: EF 1-7 y EF 8-7. La selección de los puntos de inyección de química deshidratante se realiza con el fin de garantizar un mayor efecto de éste sobre la emulsión antes de su llegada al patio de tanques, bajo la premisa de que a mayor distancia mayor tiempo de acción. A nivel del patio de tanques existen dos puntos de inyección adicionales, uno en la línea Ceuta y otro en la línea Lagotrecó, los cuales se utilizan como refuerzo en caso de fallar en un punto de inyección a nivel del Lago.

La selección de la química deshidratante se realizó a través de una cantidad apreciable de pruebas de botella, en las cuales se estudia el comportamiento y la eficiencia de los diferentes productos químicos deshidratantes que existen en el mercado.

**1.3.2.2.-Tratamiento gravitacional:**

En el patio de tanques se disponen de cuatro tanques de almacenamiento (tanques números 12, 15, 16 y 17), con una capacidad de 245 mil barriles cada uno, para el tratamiento gravitacional. La operación diaria de los cuatro tanques es simultánea, es decir, se conjugan de forma tal que puedan cumplir las cuatro etapas del proceso (llenado, reposo, drenaje y bombeo). El ciclo que debe cumplir cada tanque está conformado, en tiempo, de la siguiente manera: un reposo inicial de 4 horas, luego 28 horas para el drenaje del agua y los sedimentos, 2 horas más para el aforo y la fiscalización (certificación de la calidad) y finalmente 8 horas para el bombeo del crudo a Puerto Miranda.

El tiempo de reposo que requiere el crudo está basado en la efectividad de la química deshidratante para separar el agua y en las variaciones de las características del crudo proveniente del campo y de las operaciones y tratamientos efectuados a los pozos.

**1.3.2.3.-Sistema de Recuperación de Crudo:**

Además de la segregación Lagotreco, en el patio de tanques de Bachaquero también se recibe la producción de los crudos Menemota, Lagocinco y Bachaquero pesado. Del agua de drenaje de estas cuatro segregaciones, la cual es también una emulsión, pero de crudo en agua; se recupera un porcentaje de crudo en los separadores API norte y sur (ver figura 3.6). Este crudo es tratado con el mismo producto químico deshidratante y es procesado en un tanque de lavado para luego ser incorporado a la producción de la segregación Lagotreco, la cual es la única que puede tolerar tal incorporación (1000 a 1200 Barriles / día).

**1.3.2.4.-Sistema de Separación de Agua Libre:**

En el patio de tanques de Bachaquero se cuenta con 6 despojadores de agua libre, DAL, de los cuales 3 son para el tratamiento de la segregación Lagotreco. Estos DAL se encuentran fuera de servicio debido a la obstrucción de sus internos que tuvo lugar alrededor del año 1975, por lo que la unidad de infraestructura de ese entonces decidió la remoción completa de dichos internos y la suspensión del funcionamiento de las DAL. Su función es, como lo dice su nombre, separar el agua libre de la corriente entrante, obtenida posterior a un proceso de deshidratación en las líneas de transporte causada por la acción del químico, y la que viene libre desde los pozos de producción.

**1.4.-Planteamiento del problema.**

En la actualidad se tienen altos costos en el proceso de deshidratación del crudo de la Segregación Lagotreco, debido a las variaciones en cuanto al porcentaje de emulsión que ha experimentado el crudo durante los últimos años, así como la incorporación de nuevos crudos a esta segregación y del crudo recuperado. Tomando en cuenta esto se considera hacer un estudio de las posibles causas que promueven la formación de emulsiones, lo cual se refleja en altos costos del proceso.

**1.5.-Objetivos.****1.5.1.-Objetivo General.**

Optimizar el proceso de deshidratación del crudo Lagotreco, determinando las causas que pueden promover la estabilidad de la mezcla agua-crudo, a nivel operacional y estructural basado en un análisis causa diagnóstico.

**1.5.2.-Objetivos Específicos:**

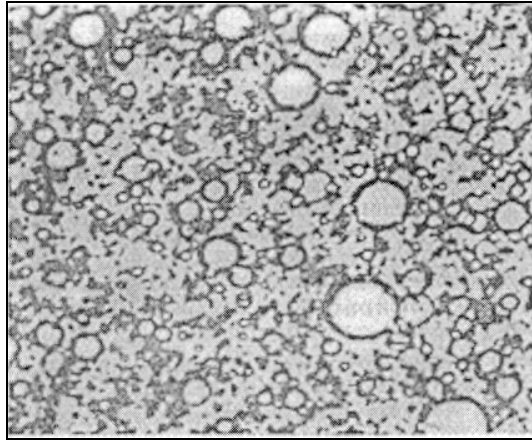
- Identificar las posibles causas que afectan la deshidratación del crudo Lagotreco.
- Realizar una evaluación de las condiciones del sistema estructural en el patio de tanques de Bachaquero, disposición de los equipos de deshidratación, bombeo y red de tubería.
- Evaluación del sistema de control general en el patio de tanques, del mantenimiento, de la supervisión, y del estado actual de controladores y sistemas de medición, etc.
- Una vez identificados los problemas en las áreas mencionadas (operacional y estructural) se elaborará un diagnóstico y se desarrollarán soluciones factibles a ser aplicadas con base en los beneficios aportados.

## **2.-MARCO TEÓRICO**

### **2.1.-Emulsiones de Agua en Petróleo Crudo.**

El agua y el aceite son esencialmente inmiscibles, por lo tanto, estos dos líquidos coexisten como dos distintos. La frase "aceite y agua no se mezclan" expresa la mutua insolubilidad de muchos hidrocarburos líquidos y el agua. Las solubilidades de hidrocarburos son bajas pero varían dramáticamente, desde 0.0022 ppm para el tetradecano hasta 1760 ppm del benceno en el agua. La presencia de doble enlace carbono-carbono (por ejemplo alkenos, dialkenos y aromáticos) incrementan la solubilidad del agua. El agua está lejos de ser soluble en hidrocarburos saturados (por ejemplo: parafinas o alcanos) y la solubilidad del agua decrece con el incremento del peso molecular de los hidrocarburos.

Una emulsión es una suspensión de finas gotas de un líquido dispersas en otro líquido, como se muestra en la figura 2.1. El líquido presente como pequeñas gotas es la fase dispersa o interna, mientras que el líquido que lo rodea es la fase continua o externa. Las emulsiones algunas veces son clasificadas de acuerdo al tamaño de las gotas dispersas; considerándose como macroemulsión cuando el rango de las gotas es de 10 a 150 micras y como microemulsión o micela cuando el tamaño de gotas varía de 0.5 a 50 micras.



**Figura 2.1.- Microfotografía de una Emulsión Agua en Aceite (PETEX, 1990)**

Existen tres requisitos para formar una emulsión:

- Dos líquidos inmiscibles.
- Suficiente agitación para dispersar un líquido en pequeñas gotas.
- Un emulsificador para estabilizar las gotas dispersas.

Las emulsiones son causadas por turbulencia o agitación ya que el golpeteo dispersa una de las fases en muchas gotas pequeñas. La tensión interfásial o superficial tiende a la coalescencia de las gotas. Muchas gotas dispersas en una fase continua tienen una gran área colectiva interfásial, sin embargo, como las partículas coalescen, el área total interfásial disminuye. La tensión superficial representa energía potencial disponible para producir un área interfásial más pequeña. Luego, la tendencia natural es que la coalescencia ocurra. Una tensión interfásial baja, aumenta la coalescencia de las gotas de la emulsión. Dos líquidos puros inmiscibles no pueden formar una emulsión estable, sin la presencia de fuerzas estabilizadoras de la emulsión, pequeñas gotas se unirán nuevamente y decrecerá el área interfásial, la energía total de superficie y la energía libre de Gibbs del sistema.

Una tercera sustancia o agente emulsificante debe estar presente para estabilizar la emulsión. El típico emulsificador es un agente activo de superficie o surfactante. Las moléculas del surfactante son anfipáticas, es decir, una parte de su molécula es hidrofílica o soluble en agua y la otra es lipofílica o soluble en aceite. Los surfactantes estabilizan las emulsiones por migración a la interfase aceite-agua y forman una película interfasial alrededor de las gotas. Las moléculas de surfactantes se alinean ellas mismas en la interfase polar hidrofílica en la fase acuosa y en la no polar hidrofóbica en la fase aceite. Esta película estabiliza la emulsión debido a las siguientes causas:

- Reduce las fuerzas de tensión superficial que se requiere para la coalescencia de las gotas. Este decremento en la tensión superficial puede ser dramático. Añadiendo menos de 1 % de un surfactante puede reducir la tensión superficial de las gotas de aceite en agua de 30-35 mN/m.
- Forman una barrera viscosa que inhibe la coalescencia de las gotas. Este tipo de película ha sido comparada como una envoltura plástica.
- Si el surfactante es polar, alineado en la superficie de las gotas de agua, su carga eléctrica provoca que se repelan unas gotas con otras.

Un segundo mecanismo de estabilización ocurre cuando los emulsificadores son partículas sólidas muy finas. Para ser agentes emulsificantes, las partículas sólidas deben ser más pequeñas que las gotas suspendidas y deben ser humedecidos por el aceite y el agua. Luego estas finas partículas sólidas o coloides (usualmente con surfactantes adheridos a su superficie) se colectan en la superficie de la gota y forman una barrera física. Ejemplos comunes de este tipo de emulsificadores son el sulfuro de hierro y la arcilla.

Los dos tipos de emulsiones agua-aceite son conocidas como aceite-en- agua (o/w) y agua-en-aceite (w/o). Las emulsiones o/w se refieren a aceite disperso en el

agua y las emulsiones w/o se refieren a agua dispersa en el aceite. El tipo de emulsión formada depende fundamentalmente del tipo de agentes emulsificantes. Una regla empírica predice que surfactantes predominantemente solubles en aceite forman emulsiones w/o y surfactantes solubles en agua producen emulsiones o/w.

En los campos petroleros las emulsiones agua-en aceite (w/o) son llamadas emulsiones regulares, mientras que las emulsiones aceite en el agua (o/w) son llamadas emulsiones inversas. Esta clasificación simple no siempre es adecuada, ya que emulsiones múltiples o complejas (o/w/o ó w/o/w) pueden también ocurrir. Emulsiones del tipo o/w/o se refieren a emulsiones consistentes en gotas de aceite dentro de gotas de agua que están dispersas en fase continua de aceite. Las emulsiones w/o/w tienen gotas de agua dispersas en gotas de aceite que a su vez están dispersas en fase continua de agua. El presente trabajo se centra en emulsiones agua-en aceite, porque éstas son las más comunes en el manejo de crudo.

En las emulsiones regulares, la fase acuosa dispersa es usualmente llamada agua y sedimento (AyS) y la fase continua es aceite crudo. El AyS es principalmente agua salina; sin embargo, sólidos tales como arena, Iodos, carbonatos, productos de corrosión y sólidos precipitados o disueltos se encuentran también presentes, por lo que AyS también es llamado agua y sedimento básico (AySB).

Los agentes emulsificadores son numerosos y pueden ser clasificados de la siguiente manera:

- 1) Compuestos naturales de superficie activa tales como asfáltenos y resinas conteniendo ácidos orgánicos y bases, ácidos nafténicos, ácidos carboxílicos, compuestos de sulfuro, fenoles, cresoles y otros surfactantes naturales de alto peso molecular.
- 2) Sólidos finamente divididos, tales como arena, arcilla, finos de formación, esquistos, Iodos de perforación, fluidos para estimulación, incrustaciones minerales, compuestos de corrosión (por ejemplo sulfuro de fierro, óxidos),

parafinas, asfáltenos precipitados. Los fluidos para estimulación de pozos son notablemente efectivos para formar emulsiones muy estables.

- 3) Químicos añadidos tales como inhibidores de corrosión, biocidas, limpiadores, surfactantes y agentes humectantes.

Las emulsiones regulares producidas pueden ser clasificadas como duras y suaves. Por definición una emulsión dura es muy estable y difícil de romper, principalmente porque las gotas dispersas son muy pequeñas. Por otro lado, una emulsión suave o dispersión es inestable y fácil de romper. En otras palabras, cuando un gran número de gotas de agua de gran diámetro están presentes, ellas a menudo se separan fácilmente por la fuerza gravitacional. El agua que se separa en menos de cinco minutos es llamada agua libre.

La cantidad de agua remanente emulsificada varía en el rango de 0 a 60 % volumen. En los crudos ligeros ( $>20^\circ$  API) las emulsiones contienen típicamente de 5 a 20 % volumen de agua, mientras que en los crudos pesados ( $< 20^\circ$  API) tienen a menudo de 10 a 35 % de agua, tal como puede observarse en la figura 2.2. La cantidad de agua libre depende de la relación agua/aceite y varía significativamente de un pozo a otro. En este trabajo, la palabra "agua" significa agua producida y es una salmuera conteniendo cloruro de sodio y otras sales.

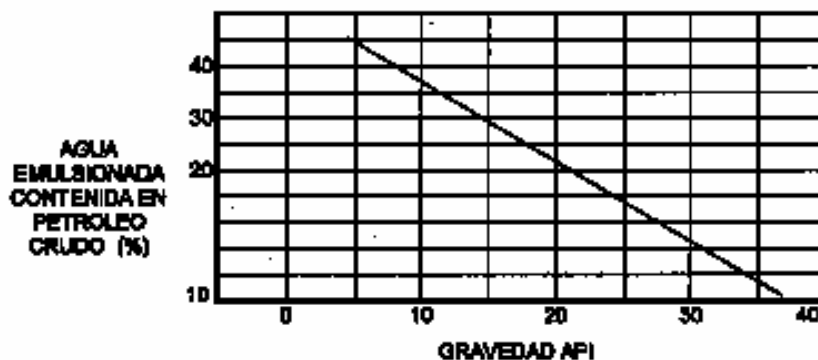


Figura 2.2.-Estimación de Agua Emulsionada en Crudo (NATCO, 1981)



La inyección de vapor y la inyección de agua a yacimientos, son factores que promueven la formación de emulsiones.

En resumen los problemas de emulsiones en los campos petroleros llegan a ser más severos que los métodos para incrementar la recuperación de aceite.

### **2.1.1.-Estabilidad y Rompimiento de la Emulsión.**

Las emulsiones pueden ser rotas por tres mecanismos que son: sedimentación, agregación y coalescencia. La sedimentación se refiere a la caída de las gotas de agua en el aceite crudo, el agrupamiento de dos o más gotas es llamado agregación y por último la coalescencia que ocurre cuando las gotas originales pierden sus identidades y se funden en gotas más grandes reduciendo el área de interfase total. El rompimiento de la emulsión depende de los siguientes parámetros: película interfasial, viscosidad de la fase continua, tamaño de la gota, relación de volumen de fases, temperatura, ph, edad, salinidad de la salmuera y tipo de aceite.

- **Película Interfasial.** Las gotas dispersas están en constante movimiento, por lo tanto frecuentemente colisionan. Una película interfasial suficientemente fuerte para evitar la coalescencia es absolutamente necesaria para mantener la estabilidad de la emulsión. Una mezcla de surfactantes forma un empaque cerrado, produciendo una película mecánicamente fuerte.
  
- **Viscosidad de la Fase Continua.** Una viscosidad alta en la fase externa disminuye el coeficiente de difusión y la frecuencia de colisión de las gotas, por lo que se incrementa la estabilidad de la emulsión. Una alta concentración de las gotas también incrementa la viscosidad aparente de la fase continua y estabiliza la emulsión. Las emulsiones son, en general, fluidos no newtonianos.

- ✦ **Tamaño de la Gota.** Gotas muy pequeñas producen emulsiones más estables porque las gotas más grandes tienden a atraer a gotas más pequeñas. Una gran distribución de tamaños de partículas produce una emulsión menos estable que una distribución uniforme de tamaño de gota.
  
- ✦ **Relación de Volumen de Fase.** Incrementando el volumen de la fase dispersa se incrementa el número de gotas y/o tamaño de gota, el área interfásica y la tensión superficial. La distancia de separación también se reduce y esto incrementa la colisión de las gotas. Todos estos factores reducen la estabilidad de la emulsión.
  
- ✦ **Temperatura.** Usualmente, la temperatura tiene un efecto muy fuerte en la estabilidad de la emulsión. Incrementando la temperatura se incrementa la difusión de las gotas, decrece la viscosidad de la fase externa, disminuye la película interfásica y se modifica la tensión superficial. Todos estos cambios decrecientan la estabilidad de la emulsión.
  
- ✦ **ph.** La adición de ácidos o bases inorgánicos cambia radicalmente la formación de películas de asfáltenos y resinas que estabilizan las emulsiones agua/aceite. Ajustando el ph se puede minimizar la estabilidad de la película que estabiliza la emulsión e incrementar la tensión superficial.
  
- ✦ **Edad.** La edad incrementa la estabilidad de la emulsión porque el tiempo permite que los surfactantes migren a la interfase de la gota. Esta película o piel alrededor de la gota llega a ser más gruesa, más fuerte y más dura. La cantidad de agentes emulsificantes se

incrementa por oxidación, fotólisis, evaporación o por la acción de bacterias.

✦ **Salinidad de la Salmuera.** La concentración de la salmuera es un factor importante en la formación de emulsiones estables. Agua fresca o salmuera con baja concentración de sal favorecen la estabilidad de las emulsiones.

Por el contrario, altas concentraciones de sal provocan pérdida en la estabilidad de las emulsiones.

✦ **Tipo de Aceite.** Los crudos con aceite de base parafínica usualmente no forman emulsiones estables, mientras que los crudos nafténicos y de base mixta forman emulsiones estables. Ceras, resinas, asfáltenos y otros sólidos pueden influenciar la estabilidad de la emulsión. En otras palabras, el tipo de crudo determina la cantidad y tipos de emulsificadores naturales.

✦ **Diferencia de densidad.** La fuerza neta de gravedad que actúa en una gota es directamente proporcional a la diferencia en densidades entre la gota y la fase continua.

Como vemos son muchos los factores que intervienen en la estabilidad y rompimiento de una emulsión, pero el más importante de todos es el de la película interfásial, debido a que en ésta se encuentran dos fuerzas que se oponen constantemente:

1. La tensión superficial del agua, que permite que las gotas pequeñas formen gotas mayores, las cuales cuando están suficientemente grandes se asientan por gravedad.

2. La película del agente emulsificador que rodea a la gota, la cual tiende a evitar la unión de las gotitas y aún en el choque de dos gotas tiende a quedar entre ellas, de manera que no puedan formar una gota más grande.

### **2.1.2.-Prevención de la emulsión.**

Existen opiniones divididas referente a si las emulsiones están presentes o no desde la formación. Lo que no se discute es que las emulsiones se forman en el aparejo de producción del pozo y en las instalaciones superficiales, debido a la turbulencia y a la presencia del agua, por lo que es recomendable eliminar la turbulencia y remover el agua del aceite lo más alejado posible de las instalaciones de producción. Las recomendaciones anteriores no siempre son posibles lograrlas, por lo que en muchos casos es necesario prepararse para el rompimiento de las emulsiones inevitablemente formadas.

En la prevención y tratamiento de emulsiones de crudo muchas veces se usan ciertas prácticas que pueden no ser las más ideales, pero que, desde el punto de vista económico, no se justifica su reemplazo por métodos y equipos nuevos. Los supervisores deben formular planes para la prevención para la prevención y tratamiento de las emulsiones teniendo en cuenta no solo los factores relativos al problema de las emulsiones, sino todos los factores de la producción.

Cada pozo de petróleo, con sus características distintas, constituye un problema individual al que hay que enfrentar. A veces, la única manera de encontrar la causa o la manera de prevenir la formación de emulsiones es por tanteo, pero, a menudo, la experiencia previa o el conocimiento de pozos similares puede sugerir la solución.

Como ya mencionó para la formación de una emulsión se requieren de tres cosas: dos líquidos inmiscibles, agitación y un agente emulsificador. Siendo el objetivo de la prevención, evitar la formación de emulsiones, para lo que se pueden hacer dos cosas:

1. no producir agua y petróleo simultáneamente.
2. evitar la agitación para que no se formen las emulsiones estables.

El primer punto es sumamente difícil de hacer, por lo que generalmente se trata de evitar la agitación.

A continuación se consideran las causas de formación de emulsiones en distintos tipos de pozos y en el yacimiento, así como la manera de prevenirlas.

#### 2.1.2.1.-Causas y Prevención de las Emulsiones a Nivel de Pozos.

✦ En *pozos fluyentes*, una agitación considerable es generalmente causada por el gas saliendo de solución, conforme decrece la presión. Este gas también causa turbulencia cuando fluye a través de accesorios y restricciones en la tubería de producción. Esta turbulencia formadora de emulsión puede ser reducida pero no eliminada instalando un estrangulador de fondo. Este estrangulador reduce la estabilidad de la emulsión por las siguientes causas:

1. Hay menos presión diferencial a través de un estrangulador de fondo.
2. La temperatura del fondo del pozo son considerablemente más altas que las temperaturas en superficie.
3. Hay flujo laminar para una gran distancia corriente abajo del estrangulador de fondo y correspondientemente menos turbulencia.

En algunos casos la inconveniencia de un estrangulador de fondo es compensada por el ahorro en el consumo de producto desemulsificante.

✦ En los *pozos de "gas-lift"* (*levantamiento por gas*), la emulsificación es causada principalmente en dos lugares:

1. El punto donde el "gas lift" es introducido.
2. En la cabeza del pozo.

Para operar los pozos de producción por gas o "gas lift", se usan principalmente dos métodos:

1. Por inyección intermitente del gas.
2. Por inyección continua del gas.

Con respecto a la emulsión cada uno de estos métodos tiene sus ventajas y desventajas. En general la producción intermitente tiende a producir menos emulsificación en la tubería de producción, pero la fuerza con que el fluido del pozo golpea al cabezal, la línea de flujo y al separador, tiende a aumentar la agitación en la superficie y por lo tanto tenderá a aumentar la emulsificación en la superficie. La inyección continua de gas, por el contrario, da como resultado una mayor emulsificación en el pozo y menor emulsificación en la superficie.

Para prevenir la formación de emulsiones en este tipo de pozos lo mejor es usar el método de inyección más eficiente respecto a la eliminación de problemas de tratamiento (inyección intermitente o continua), debiendo ser determinado este método por análisis de las características de los fluidos. Para encontrar una solución adecuada los tanteos son casi inevitables. Debe hacerse hincapié en que el método más recomendable, desde el punto de vista de la emulsificación, puede no ser el más ventajoso desde otros puntos de vista.

✦ En *pozos por bombeo mecánico* la gran fuente de formación de emulsiones son las bombas y las tuberías. A continuación mencionamos algunas causas de formación de emulsiones en pozos por bombeo:

1. Falta de cualquier parte de la bomba, como válvulas, tapones, sellos, etc.
2. La producción de gas, la cual causa una considerable turbulencia en los estrechos pasajes de la bomba.

3. El maltrato o daño de la carcasa de la bomba, lo cual crea una turbulencia adicional.

Dentro de las soluciones para prevenir la formación de emulsiones en este tipo de pozo la más recomendable es hacer una adecuada selección del tipo de bomba a usar en las estaciones de flujo, basándose en las características específicas de producción; pero también se pueden usar soluciones alternativas como:

1. Usar un espacio libre alrededor del émbolo de la bomba tan pequeño como sea posible, para prevenir la turbulencia en ella, debido a escapes de gas.
2. Evitar que el gas entre a la bomba, previniendo la agitación.

✦ En *el yacimiento*, la causa que produce la emulsión de agua petróleo es la turbulencia durante el flujo del fluido de la roca al pozo. Para prevenir la formación de esta emulsión se pueden realizar las siguientes operaciones:

1. Aplicar contra presión, con lo cual se reduce la turbulencia al disminuir la velocidad.
2. Aumentar el diámetro del pozo, con lo cual también se reduce la velocidad y por lo tanto la turbulencia.

Hasta aquí se ha indicado como prevenir la formación de emulsiones tratando de reducir la turbulencia y la agitación dentro del equipo de producción de los pozos y en el yacimiento, pero es de hacer notar que las emulsiones pueden formarse una vez producido el petróleo. Se pueden formar emulsiones debido al tratamiento inapropiado del petróleo húmedo que sale del cabezal de producción. Para prevenir la formación de estas emulsiones es necesario tomar en cuenta las siguientes recomendaciones:

- ✧ Las líneas de flujo deben ser lo suficientemente grandes para mantener a un mínimo la agitación y turbulencia.
- ✧ Las líneas deben colocarse de forma que se requieran el mínimo número de codos angulares posibles.
- ✧ Deben usarse un mínimo de válvulas y conexiones en las líneas, para evitar la agitación del fluido por irregularidades en la tubería.
- ✧ Se debe extraer el gas del fluido del pozo tan cerca como sea posible y debe instalarse un sistema recolector de gas individual si hay alguna dificultad con el petróleo emulsionado por la acción del gas.
- ✧ Las líneas de flujo deben estar bien niveladas ya que la acumulación de agua en puntos bajos favorece la emulsificación.
- ✧ Si se necesitan bombas para el traslado del petróleo húmedo, éstas deben ser de desplazamiento positivo en lugar de centrífugas, ya que estas últimas generalmente causan mayor agitación de los fluidos que las primeras, debido a su alta velocidad de operación.
- ✧ Si se instalan separadores de gas y petróleo, deben hacerse inspecciones periódicas para determinar que los dispositivos estén operando correctamente, ya que una pequeña fuga a través de una válvula puede causar un problema de emulsificación.
- ✧ Para trasladar el petróleo a través de las líneas de flujo, existen los llamados “desplazadores de petróleo accionados por gas” o “interceptores de vacío”, los cuales desplazan al petróleo, sin agitación, y por lo tanto no habrá formación de emulsiones. Las únicas partes móviles del desplazador que están en contacto con el petróleo son las compuertas de la válvula de entrada y de la válvula de descarga.



**2.2.-Deshidratación del Petróleo.**

La deshidratación de crudo o tratamiento de aceite consiste en la remoción o separación de agua, sales, arenas, sedimentos y otras impurezas del petróleo crudo.

En base a esto se deben cumplir con los siguientes requerimientos:

1. Destruir o neutralizar la acción del agente emulsificador.
2. Promover la coalescencia de pequeñas gotas de agua o crudo y formar gotas más grandes.
3. Acelerar el proceso de separación del crudo y el agua.
4. Conceder suficiente tiempo para la separación del agua y el crudo.
5. Remover el agua y sedimentos de los equipos de deshidratación.

**2.2.1.- Principios de la separación.**

Los principios fundamentalmente considerados para realizar la separación física de vapor, líquido o sólido son: el momentum ó cantidad de movimiento, la fuerza de gravedad y la coalescencia. Toda separación puede emplear uno o más de estos principios, pero siempre las fases de los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación.

**2.2.1.1.-Momentum o Cantidad de movimiento.**

Los fluidos con diferentes densidades tienen diferentes momentum (dependiendo de sus velocidades). Si una corriente de dos fases se le cambia bruscamente de dirección, el fuerte momentum no permite que las partículas de la fase pesada se muevan tan rápidamente como las de la fase liviana, este fenómeno provoca la separación.

**2.2.1.2.-Fuerza de Gravedad.**

La fase pesada (más densa) se separa de la fase liviana (menos densa), cuando la fuerza gravitacional que actúa sobre la fase pesada es mayor que la fuerza de arrastre del fluido continuo sobre el fluido disperso. Estas fuerzas

definen la velocidad terminal o velocidad de asentamiento la cual puede ser determinada usando la Ley de Stokes:

$$V = \frac{g \cdot d^2 \cdot (\rho_d - \rho_f)}{18\mu_f} \quad (2.1)$$

Donde:

$V$  = velocidad de asentamiento o ascenso.

$g$  = aceleración debido a la gravedad.

$d$  = diámetro de gota.

$\rho_d$  = densidad de la gota.

$\rho_f$  = densidad del fluido.

$\mu_f$  = viscosidad absoluta del fluido.

Una versión alterna de la ecuación anterior, usada tradicionalmente en la industria petrolera es:

$$V = \frac{(1.072 \cdot 10^{-4}) \cdot d^2 \cdot (\rho_d - \rho_f)}{\mu_f} \quad (2.2)$$

Donde:

$V$  = velocidad de asentamiento o descenso, ft/min

$d$  = diámetro de la gota,  $\mu m$

$\rho_d$  = densidad de la gota,  $g/cm^3$

$\rho_f$  = densidad del fluido,  $g/cm^3$

$\mu_f$  = viscosidad del fluido, cp

Estrictamente hablando, la Ley de Stokes es válida solamente para una sola y rígida gota moviéndose lentamente (no interactuando con otras gotas, con número de Reynolds  $\ll 1$ ).

Alternativamente, la velocidad terminal puede ser estimada usando el coeficiente de arrastre,  $C_D$ , definido por:

$$F_{drag} = \frac{C_D \cdot A_p \cdot \rho_o \cdot V^2}{2 \cdot g_c} \quad (2.3)$$

donde:

$F_{drag}$  = fuerza de arrastre sobre una gota esférica.

$C_D$  = coeficiente de arrastre.

$A_p$  = Área proyectada de la gota =  $\pi d^2/4$

$g_c$  = factor de conversión según unidades

Luego tomando en cuenta el peso y la fuerza de flotabilidad de Arquímedes se define la fuerza de sustentación,  $F_{buoy}$ , por:

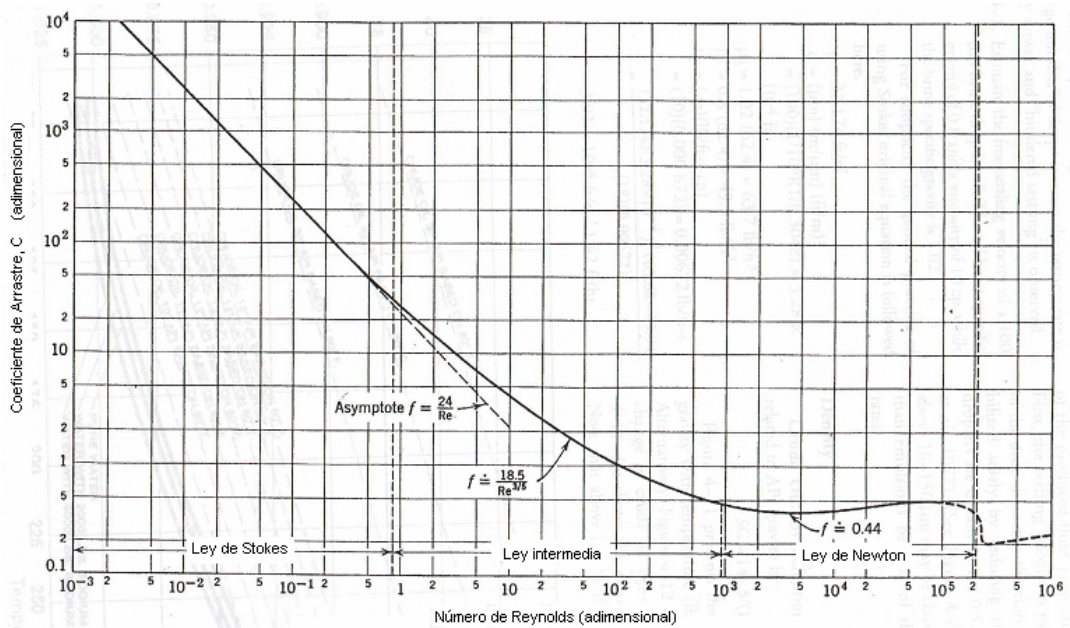
$$F_{buoy} = \frac{(\rho_d - \rho_f) \cdot g \cdot Vol}{g_c} \quad (2.4)$$

donde  $Vol$  = volumen de la gota =  $\pi d^3/6$

Igualando  $F_{drag}$  y  $F_{buoy}$ , obtenemos:

$$V^2 = \frac{4 \cdot (\rho_d - \rho_f) \cdot g \cdot d}{3 \rho_f \cdot C_D} \quad (2.5)$$

La figura 2.3 muestra como varia  $C_D$  con el Reynolds. Note que cuando  $Re < 1$ ,  $C_D = 24/Re$ . La Ley de Stokes se obtiene de sustituir  $C_D = 24/Re$  en la ecuación 2.5.



**Figura 2.3.- Coeficiente de Arrastre vs el Número de Reynolds para una Esfera.**

Otra alternativa para hallar  $C_D$  cuando  $1 < Re < 1000$ , es usando la ecuación:

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{0.5}} + 0,34 \tag{2.6}$$

O también se puede usar la siguiente tabla:

**Tabla2.1.- Variación del Coeficiente de Arrastre en Función del Reynolds**

$C_D = 24/Re$	Para $Re < 1$
$C_D = 30/Re^{0.615}$	Para $10^0 < Re < 10^3$
$C_D = 0,4$	Para $10^3 < Re < 2,5 \times 10^5$

La Ley de Stokes también puede ser usada para determinar los efectos de las propiedades del fluido producido en la estabilidad de la emulsión. Primero, la velocidad de asentamiento es proporcional al cuadrado del diámetro de la gota, por lo tanto, una emulsión puede ser estabilizada

reduciendo el diámetro de gota. Actualmente el 90 % de las técnicas utilizadas para la extracción de petróleo crudo generan o agravan los problemas de emulsión. Los químicos usados en las fracturas de la formación, estimulaciones de pozos, inhibición de corrosión, etc., frecuentemente causan problemas de emulsión muy severos, por lo que existen también métodos para romperlas, como lo son los antes mencionados.

#### **2.2.1.3.-Coalescencia.**

Las gotas muy pequeñas no pueden ser separadas por gravedad. Estas gotas se unen, por medio del fenómeno de coalescencia, para formar gotas mayores, las cuales se acercan lo suficientemente como para superar las tensiones superficiales individuales y poder de esta forma separarse por gravedad.

#### **2.2.1.4.-Centrifugación.**

La ecuación de movimiento de una partícula que se desplaza en un campo centrífugo es parecida a la del desplazamiento de una partícula en un campo gravitatorio, exceptuando que la aceleración de la gravedad,  $g$ , es sustituida por la aceleración centrífuga,  $r.w^2$ , donde  $r$  es el radio de giro y  $w$  es la velocidad angular. La velocidad de sedimentación de las partículas es mucho mayor en un campo centrífugo que en un campo gravitatorio. Una emulsión puede ser completamente estable bajo la acción ordinaria de la gravedad; sin embargo en un campo centrífugo la emulsión puede destruirse completamente ya que la fuerza centrífuga puede romper con los efectos de las fuerzas de dispersión.

#### **2.2.2.-Métodos de Separación.**

Dependiendo del tipo de petróleo y de la disponibilidad de recursos se combinan cualquiera de los siguientes métodos típicos de deshidratación de crudo:

- 3.2.2.1. Tratamiento químico
- 3.2.2.2. Tratamiento electrostático
- 3.2.2.3. Tratamiento mecánico

### **3.2.2.1. Tratamiento químico.**

Extraño pero cierto, los compuestos químicos desemulsificantes son agentes activos de superficie, similares a los emulsificadores.

Los desmulsificantes tienen tres acciones principales:

1. Fuerte atracción hacia la interfase aceite-agua; ellos deben desplazar y/o neutralizar a los emulsificadores presentes en la película de la interfase.
2. Floculación: neutralizan las cargas eléctricas repulsivas entre las gotas dispersas, permitiendo el contacto de las mismas.
3. Coalescencia: permiten que pequeñas gotas se unan a gotas más grandes que tengan suficiente peso para asentarse. Para esto se requiere que la película que rodea y estabiliza las gotas sea rota.

Las teorías de cómo actúan los desemulsificantes están incompletas. Estas teorías fallan al pretender explicar el funcionamiento de los diferentes tipos de compuestos químicos. Sin embargo, dos generalidades son válidas. Primero, los desemulsificantes efectivos tienen alto peso molecular, que son comparables a los surfactantes naturales. Segundo, usados como emulsificadores, los desemulsificantes tienden a producir emulsiones inversas(o/w).

Una teoría tradicional acerca de cómo trabajan los desemulsificantes, es que ellos "neutralizan" a los agentes emulsificadores; en otras palabras, rompen las emulsiones w/o, al tender en forma natural a formar emulsiones o/w. Otra explicación es que los desemulsificantes hacen que la película que rodea a la gota de agua se vuelva muy rígida o se contraiga para finalmente romperse.

Los productos químicos desemulsificantes pueden caracterizarse como sigue:

- Esteres, son buenos deshidratadores, provocan un asentamiento lento de las gotas de agua, pero al sobre dosificarse provocan emulsiones inversas (o/w).
- Di-epóxicos, son excelentes deshidratadores, pero provocan un asentamiento lento de las gotas de agua.
- Uretanos, buenos deshidratadores, provocan un asentamiento lento de las gotas de agua.
- Resinas, son buenos deshidratadores, provocan un asentamiento rápido de las gotas de agua, dan un agua separada limpia.
- Polialquilenos, pobres deshidratadores, lento asentamiento de las gotas de agua.
- Glicoles, requiere mezclarse con otros para aplicarse.
- Sulfonatos, buenos humectantes de sólidos y tiene capacidad para el asentamiento de las gotas de agua, sobre dosificándose no causa emulsiones inversas (o/w), pero pueden causar la precipitación de partículas de sulfuro de hierro en el agua separada.
- Poliesteraminas, agentes de superficie activa violentos, deshidratan en bajas dosificaciones, al sobredosificarse producen emulsiones inversas (o/w).
- Oxialquilados, buenos agentes humectantes, son usados en mezclas.
- Poliaminas, son lentos en el asentamiento de las gotas de agua.
- Alcanolaminas, son rápidos en el asentamiento de las gotas de agua.

Un sólo compuesto químico no puede proveer las tres acciones requeridas anteriormente citadas, por lo que los desemulsificantes comerciales son una mezcla de varios desemulsificantes básicos (30-60 %) más la adición de solventes adecuados, tales como nafta aromática pesada, benceno, tolueno o alcohol isopropílico para obtener un líquido que fluya a la menor temperatura esperada. Los desemulsificantes son insolubles en agua y muy solubles en aceite para que puedan difundirse rápidamente a través de la fase de aceite y alcancen las gotas de agua.

Por el contrario, los desemulsificantes para emulsiones inversas o/w son muy solubles en agua. Comúnmente son poliaminas cuaternarias de amonio de alto peso molecular mezcladas con aluminio, hierro o cloruro de zinc.

Los desemulsificantes deben ser dosificados en forma continua en la relación determinada por pruebas de botella y/o pruebas de campo. La dosificación en forma de choque no es muy recomendable. Los rangos de dosificación pueden variar de 2 a 200 ppm, aunque generalmente se dosifican en un rango de 10 a 60 ppm.

Generalmente los crudos pesados requieren mayor dosificación que los crudos ligeros. El exceso de dosificación de desemulsificante incrementa los costos de tratamiento, incrementa el aceite contenido en la salmuera separada, puede estabilizar aun más la emulsión regular (agua/aceite) y puede producir emulsiones inversas (aceite/agua).

Los desemulsificantes deben ser inyectados tan temprano como sea posible (en el fondo o en la cabeza del pozo). Esto permite más tiempo de contacto y puede prevenir la formación de emulsión corriente abajo.

La inyección de desemulsificante antes de una bomba, asegura un adecuado contacto con el crudo y minimiza la formación de emulsión por la acción de la bomba.

La selección y preparación del tipo de desemulsificante debe coincidir con el recipiente de tratamiento de la emulsión. Los tanque de lavado que tienen largo tiempo de retención (8-24 horas), requieren desemulsificantes de acción lenta. Por otro lado, los tratadores-calentadores y las unidades electrostáticas con corto tiempo de retención (15-60 minutos) requieren desemulsificantes de acción muy rápida. Problemas como precipitación de parafinas en climas fríos, incremento de sólidos por workovers y adición de compuestos químicos para estimulación de pozos, pueden requerir el cambio del desemulsificante de línea.



Debido a que los agentes desemulsificantes son tan numerosos y complejos para permitir su completa identificación, seleccionar el desemulsificante más adecuado es un arte y una ciencia. La selección está basada en pruebas empíricas de descrito en el método API MPMS 10.4 (1988).

Obviamente, para el éxito de la prueba de botella se requiere de una buena muestra de la emulsión del sistema. Para que una muestra sea buena, debe reunir las siguientes características:

1. Debe ser representativa de la corriente.
2. Debe ser un compuesto de la producción de los pozos individuales que están alimentando al tratador.
3. Contener cantidades representativas de los químicos presentes en el sistema, tales como inhibidores de corrosión y parafinas.
4. Debe ser fresca para evitar la estabilización por envejecimiento de la emulsión.

El tratamiento químico en general ofrece las siguientes ventajas:

1. La formación de las emulsiones puede ser completamente prevenida dosificando los desemulsificantes desde una etapa temprana del tratamiento.
2. La emulsión puede ser rota en frío, reduciendo los costos de calentamiento de la emulsión y la pérdida de gravedad asociada con el calentamiento.

Las desventajas del tratamiento químico son:

1. Una sobredosificación puede producir nuevas emulsiones que son a menudo más difíciles de romper que las emulsiones originales.
2. No siempre es económico romper las emulsiones sólo con el tratamiento químico, generalmente es necesario el uso de energía adicional, como calentamiento o electricidad, para reducir los costos del tratamiento químico.

### 3.2.2.2. Tratamiento Electrostático.

La velocidad de asentamiento por gravedad es muy lenta, tal como se expone en la Ley de Stokes. Por ejemplo una gota de agua de 20 micras de diámetro en un crudo de 33 °API a 100 °F y una viscosidad de 6.5 cp se asienta a una velocidad de 0.07 ft/hr.

La molécula de agua es polar (figura 2.4), por lo tanto, un campo eléctrico incrementa la coalescencia de las gotas dispersas en el aceite, por dos mecanismos que actúan simultáneamente (Lucas R. N, 1976):

1. Sometidas a un campo electrostático, las gotas de agua adquieren una carga eléctrica neta.
2. La distribución al azar de las gotas de agua en el seno del aceite, al pasar por el campo electrostático se alinean con su carga positiva orientada al electrodo cargado (negativo).

Una gota de agua aislada en contacto con un electrodo cargado adquiere la siguiente carga:

$$Q = 1.65 \cdot (4 \cdot \pi \cdot r^2) \cdot \epsilon_{oil} \cdot \epsilon_0 \cdot E \quad (2.7)$$

donde:

Q = Carga de la gota, Coulombs (C)

r = Radio de la gota, metros (m)

$\epsilon_{oil}$  = constante dieléctrica relativa del crudo, dimensional

$\epsilon_0$  = constante dieléctrica del vacío =  $8.85 \cdot 10^{-12}$  Faradio/metro (F/m)

E = Campo eléctrico entre electrodos, voltios (V) = PD/ $\Delta x$

PD = Diferencia de potencial entre los electrodos, voltios (V)

$\Delta x$  = espacio entre los electrodos, metros (m)

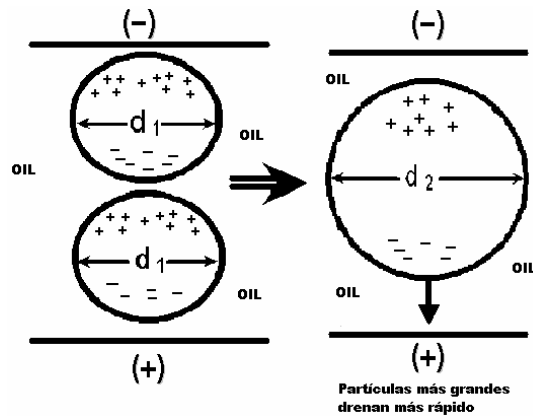


Figura 2.4.-Efecto de los Campos Electrostáticos en una Gota de Agua (NATCO, 1991)

Esta gota de agua con carga eléctrica tiene la siguiente fuerza electrostática:

$$F_e = Q \cdot E = 6.6 \cdot \pi \cdot r^2 \cdot \epsilon_{oil} \cdot \epsilon_0 \cdot E^2 \quad (2.8)$$

donde:  $F_e$  = fuerza electrostática en la gota de agua, Newtons (N).

La fuerza de atracción entre dos gotas con cargas opuestas es, de acuerdo con la ley de Coulomb:

$$F_e = \frac{Q_1 \cdot Q_2}{4 \cdot \pi \cdot \epsilon_{oil} \cdot \epsilon_0 \cdot x^2} \quad (2.9)$$

donde:

$Q_1$  = carga de la primera gota de agua, Coulombs (C)

$Q_2$  = carga de la segunda gota de agua, Coulombs (C)

$x$  = distancia entre los centros de las gotas, metro (m)

Para dos gotas polarizadas de igual tamaño, alineadas en el campo eléctrico, la fuerza de atracción es:

$$F_e = \frac{3 \cdot \pi \cdot \epsilon_{oil} \cdot \epsilon_0 \cdot E^2 \cdot d^6}{x^4} \quad (2.10)$$

donde  $d$  = diámetro de la gota, metros (m)

Estas fuerzas de atracción electrostática pueden ser mucho más grandes que la fuerza de gravedad presente. La relación de fuerza electrostática con la fuerza de gravedad es de aproximadamente 1000 para gotas de agua de 4 micras de diámetro en crudo de 20° API expuesto a un gradiente eléctrico típico de 5 KV/in.

Un tratador electrostático típico es mostrado en la figura 2.5. La alimentación pasa a través del distribuidor a un colector de agua para la coalescencia de las gotas de mayor tamaño. La parrilla de electrodos de alto voltaje está localizada en la parte superior del recipiente, arriba de la interfase agua-aceite. En caso de que el nivel del colector de agua esté tan alto que alcance a los electrodos se produce un violento cortocircuito, por lo que esto debe ser evitado para la correcta operación del tratador.

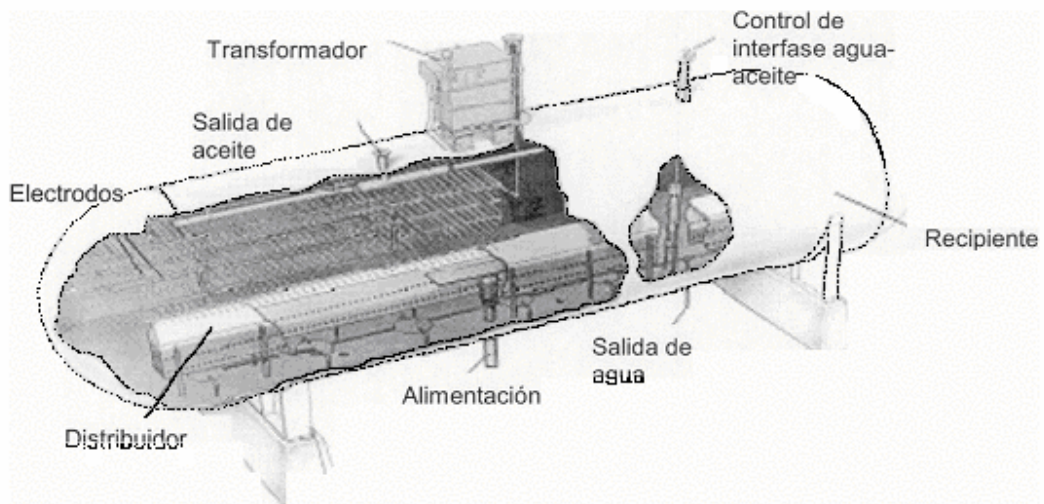


Figura 2.5.-Tratador Electrostático Típico

En la figura 2.6 se observan los componentes eléctricos principales de un tratador electrostático de corriente alterna (CA). El transformador convierte el voltaje de línea (440 V) al voltaje requerido (16,000 V). Este alto voltaje es alimentado a través de un buje aislado al electrodo inferior, también llamado electrodo cargado. El electrodo a tierra está suspendido y aislado, arriba del electrodo cargado. Usualmente los dos electrodos horizontales están paralelos a una distancia de 6 a 8 pies.

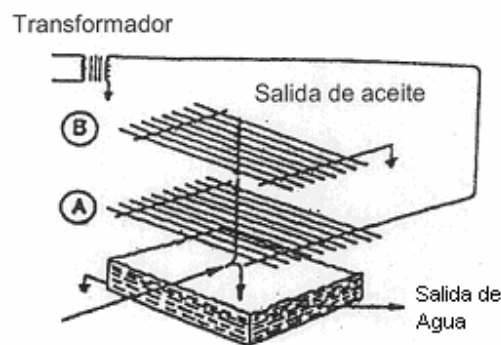


Figura 2.6.-Electrodos de Corriente Alterna

Los tratadores electrostáticos son usados generalmente cuando existen las siguientes circunstancias:

- Cuando el gas combustible para calentar la emulsión no está disponible o es muy costoso.
- Cuando la pérdida de gravedad API es económicamente importante.
- Cuando grandes volúmenes de crudo deben ser tratados en una planta a través de un número mínimo de recipientes.

Las ventajas del tratamiento electrostáticos son:

- La emulsión puede ser rota a temperaturas muy por abajo que la que requieren los tratadores-calentadores.
- Debido a que sus recipientes son mucho más pequeños que los tratadores-calentadores, eliminadores de agua libre y gun-barrels, son ideales para plataformas petroleras marinas.

- Pueden remover mayor cantidad de agua que otros tratadores.
- Las bajas temperaturas de tratamiento provoca menores problemas de corrosión e incrustación.

La mayor desventaja de los tratadores electrostáticos es el gasto adicional del sistema eléctrico requerido, sistemas de control y de mantenimiento.

En general se puede decir que el uso de un tratador electrostático de determinadas dimensiones procesará el doble que un tratador de otro tipo que tenga las mismas dimensiones. Asimismo el uso de la electricidad permite la deshidratación a bajas temperaturas.

### **3.2.2.3. Tratamiento Mecánico.**

Existen en la industria petrolera diversos procesos mecánicos y físicos para reducir el nivel de agua y sedimentos (AyS) del crudo producido a los límites establecidos entre operadoras y compradoras. Antiguamente se contaban con medios pocos desarrollados para realizar las labores de deshidratación de crudo; pero simultáneamente con el desarrollo de la industria y con la consiguiente necesidad de tratar el petróleo producido, se fueron desarrollando nuevas técnicas tendientes a lograr procesos de tratamiento con resultados tan satisfactorio como fuera posible.

Los principios en las cuales se basan para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos son: el momentum ó cantidad de movimiento, la fuerza de gravedad y la coalescencia, como ya hemos mencionado. Toda separación puede emplear uno o más de estos principios, pero siempre las fases de los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación.

Dentro de esta gama de separadores mecánicos, se pueden mencionar, por ser los más usados dentro de la industria petrolera, los siguientes:

#### **A. Separadores API.**

- B. Calentadores.
- C. Despojadores de agua libre, DAL
- D. Centrifugadores.
- E. Platos Paralelos y Corrugados.

En adelante se presentarán algunos de los dispositivos de separación mecánica que se acaban de mencionar, como lo son los separadores API y calentadores, dejando para capítulos continuos la base teórica de los otros restantes son los de mayor interés en esta investigación.

#### **A.-Separadores API (Maston, 1990)**

Los separadores API son usados ampliamente en las refinerías y son aceptados generalmente como la norma en lo que a dispositivos de separación de crudo/agua se refiere. Muchos autores dan recomendaciones de criterios de diseño para estas unidades, las cuales están compuestas de uno o más canales de flujo con una sección rectangular, tanto horizontal como vertical. Estos recomiendan un ancho de canal de 6 a 20 ft (1,8 a 6,1 m) y una profundidad de 3 a 8 ft (0,91 a 2,44 m). También la relación ancho/profundidad esta restringida a valores de 0,3 a 0,5. Modelos experimentales de separadores han mostrado bajas eficiencias para relaciones ancho/profundidad por debajo de 0,2. El agua drenada de los tanques fluye longitudinalmente a través de este canal mientras que las gotas de crudo suben a la superficie para ser removidas. El criterio de diseño de los API (apéndice J) fue concebido para confirmar la inherente suposición, en este tipo de separadores crudo/agua, de que el mismo criterio podría ser aplicado a los DAL horizontales. Este criterio incorpora un diseño con diámetro de gota de 0,015 cm y asume que la velocidad de ascenso obedece a la ley de Stokes. Las especificaciones de los separadores permiten que las gotas de crudo lleguen a la superficie donde serán removidas al final del recorrido longitudinal. El flujo es un factor intrínseco dentro de este

criterio de diseño, el cual es un factor de compensación para cortocircuitos y turbulencia necesaria.



**Figura 2.7.-Separador API Sur del Patio de Tanque Bachaquero**

### **B.-Calentadores.**

Los tratadores-calentadores pueden ser de tipo directo e indirecto en función de la forma en que se aplica el calor.

En los calentadores-tratadores de tipo directo el calor es transferido por contacto directo de la corriente alimentada con el calentador. Aunque este tipo presenta problemas de sedimentos y de corrosión, pueden manejar mayores volúmenes de fluidos con menor gasto de combustible que los calentadores indirectos.

Estos calentadores directos operan eficientemente en procesos operando en baja presión y donde los fluidos manejados no son muy corrosivos.

El esquema típico de calentadores-tratadores directos tipo vertical y horizontal se muestra en las figuras 2.7 y 2.8 respectivamente.



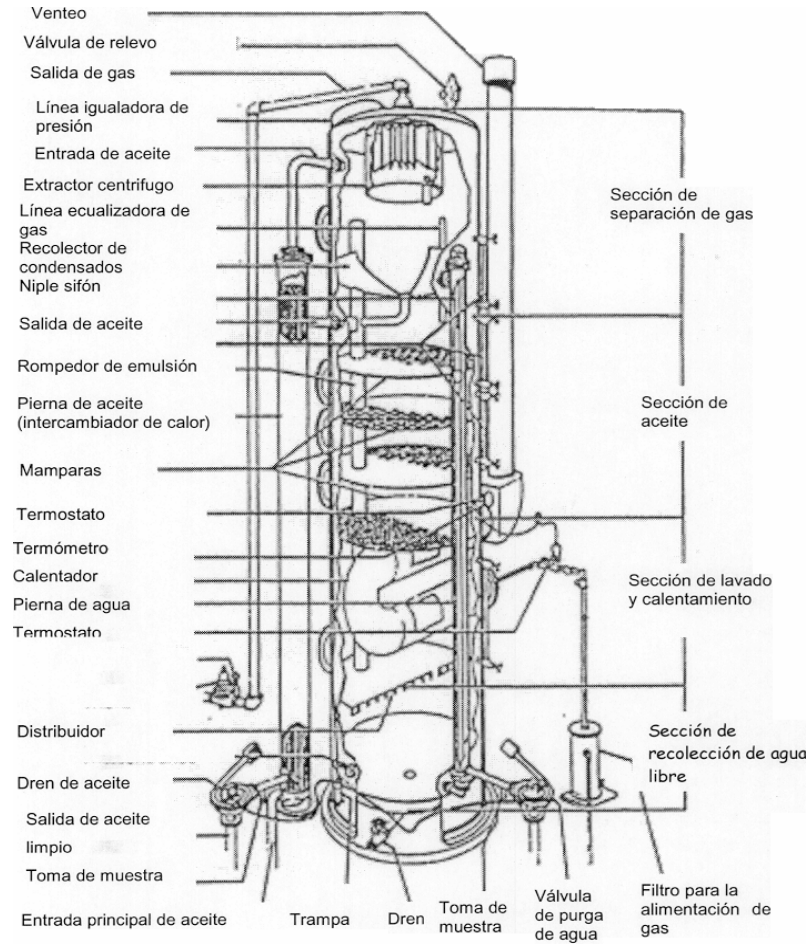
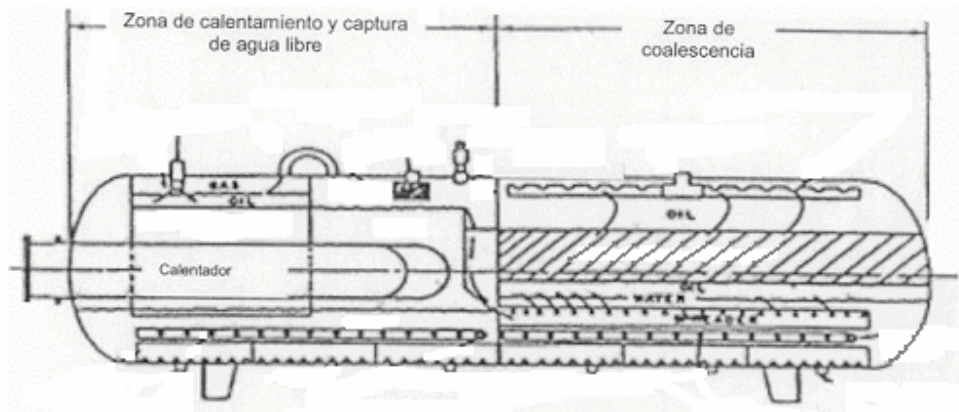


Figura 2.8.-Esquema Típico de Calentador-Tratador Directo Tipo Vertical (Howell Training Co. 1979)



**Figura 2.9.-Esquema Típico de Calentador-Tratador Directo Tipo Horizontal  
(API Spec 12L, 1987)**

El diseño normal de un tratador-calentador tipo vertical cumple las siguientes funciones:

1. Desgasificado de la emulsión de entrada.
2. Remoción de arenas, sedimentos y agua libre previo al calentamiento.
3. Lavado con agua y calentamiento de la emulsión.
4. Coalescencia y asentamiento de las gotas de agua. Coalescencia mecánica puede ser usada en ésta sección.

El aceite deshidratado caliente puede ser usado para precalentar la emulsión de entrada usando un intercambiador de calor.

Los calentadores-tratadores no son recomendables para remover grandes cantidades de agua libre y ésta limitante llega a ser más aguda en yacimientos viejos con gran producción de agua congénita. En estos casos la instalación previa de un DAL es una solución ideal.

Las mismas funciones básicas son previstas en un calentador directo tipo horizontal, como se muestra en la figura 2.9. La alimentación es parcialmente desgasificada, luego dirigida hacia la parte de abajo para la precipitación del agua libre y la arena. Después la alimentación es calentada y

sufre una última desgasificación. Posteriormente a través de un distribuidor pasa a un colector de agua para finalmente pasar a la sección de coalescencia

Las partículas sólidas, tales como arena, escama, productos de corrosión se depositarán en la parte inferior de estos equipos. Si estos sedimentos no son removidos puede causar los siguientes problemas:

1. Acumularse y ocupar un volumen importante en el recipiente y eventualmente bloquear la corriente de alimentación.
2. Bloquear la transferencia de calor y causar quemado del equipo de calentamiento
3. Interferir los controles de nivel, ánodos, válvulas, medidores y bombas. Asimismo pueden incrementar el crecimiento bacteriano y la velocidad de corrosión.

Para prevenir la deposición de estos sedimentos se pueden instalar "hidrojets" que operando a 30 psi por arriba de la presión de operación del calentador pueden remover los sedimentos para su drenado por la parte inferior del recipiente.

En los calentadores de tipo indirecto primero se calienta un fluido. Posteriormente a través de un intercambiador de calor el fluido de calentamiento transfiere calor a la corriente de alimentación.

En este tipo de calentadores disminuye el riesgo de explosión y son utilizados en instalaciones donde es posible recuperar calor, tales como el gas caliente de salida de las turbinas.

En general el calentamiento ya sea de tipo directo o indirecto tiene las siguientes ventajas:

1. Reduce la viscosidad de la fase continua: un incremento en la temperatura de 10°F baja la viscosidad de la emulsión por un factor de 2.
2. Incrementa el movimiento browniano y la colisión de las gotas de agua para su coalescencia.
3. Incrementa la diferencia de densidad entre la salmuera y el crudo.
4. Promueve una mejor distribución del desemulsificante.

5. Disuelve las parafinas cristalizadas que le dan estabilidad a las emulsiones. Esto se logra manteniendo la temperatura del crudo por arriba de su punto de nube.
6. Debilita la película de emulsificante que rodea a las gotas de agua.

Sin embargo el calentamiento presenta las siguientes desventajas:

1. Provoca la migración de los compuestos más volátiles del crudo hacia la fase gaseosa. Esta pérdida de ligeros en el crudo provoca una disminución de volumen del crudo calentado (encogimiento) y una disminución en su gravedad API.
2. Incrementa los costos de combustible.
3. Incrementa los riesgos en las instalaciones.
4. Requieren mayor instrumentación y control.
5. Causa depósitos de coke.

## **3.-ANÁLISIS PRELIMINAR**

En este capítulo se realizará un planteamiento de las posibles causas que intervienen en la formación y estabilización de la emulsión desde los pozos de producción costa-afuera hasta su llegada al patio de tanques. En el mismo se discretizarán estas hipótesis para limitar el estudio, de manera que se pueda ofrecer una propuesta (factible a elaborar en el tiempo estipulado) para resolver el problema de deshidratación de la segregación Lagotreco.

### **3.1.-Análisis Causa Diagnóstico.**

Con el fin de determinar los posibles factores que afectan el proceso de deshidratación del crudo Lagotreco se realizó un análisis causa diagnóstico, el cual consistió en plantear una serie de hipótesis de todos aquellos eventos o causas que podrían estar afectando al proceso.

Como primer paso de este análisis se realizó una apropiada revisión bibliográfica y de artículos técnicos relacionados con el tema de deshidratación, todos obtenidos del Centro de Información Técnica de PDVSA-Intevep, el cual cuenta con una gran base de datos referentes al tema.

Una vez obtenida la información pertinente se planteó una serie de hipótesis de dónde y por qué podría estar fallando el proceso de deshidratación del crudo, producto de una tormenta de ideas por parte de los autores de esta investigación y avaladas por personal experto en deshidratación del centro de Excelencia de Producción de PDVSA.

En base a esto se planteó:

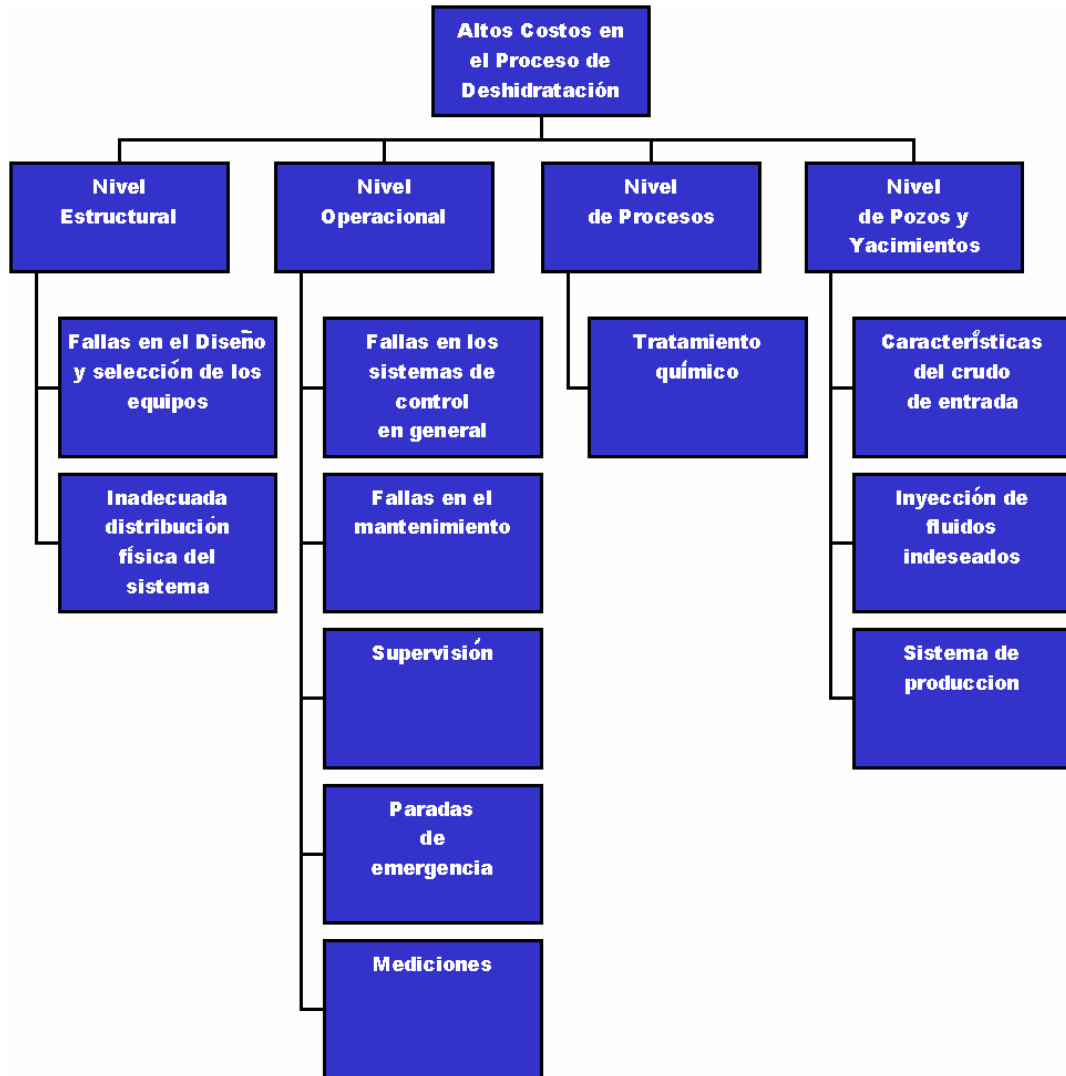


Figura 3.1.-Análisis Causa Diagnostico del Proceso de Deshidratación del Crudo Lagotreca

Estas hipótesis fueron clasificadas en cuatro niveles:

- Estructural: se refiere a todas aquellas hipótesis que entran dentro del ámbito de la estructura física del sistema de deshidratación (tuberías, bombas, tanques, etc.).

- Operacional: se ubican en este rubro todos los parámetros que tengan que ver con la forma de llevar a cabo las tareas del proceso, como lo son la supervisión, el mantenimiento, etc.
- Procesos: en este punto se encuentran todos aquellos aspectos que tienen que ver con los procesos de deshidratación implementados.
- Pozos y Yacimiento: como su nombre lo indica, aquí se centrarán todos los parámetros del proceso de emulsificación que estén a nivel de pozos y yacimientos.

De esta forma se plantearon las siguientes hipótesis y causas:

➤ Nivel Estructural:

- ⊙ Fallas en el diseño y/o selección de los equipos.
  - Fallas en la selección.
    - Válvulas.
    - Elementos de unión.
    - Bombas.
  - Fallas en el cálculo del diseño original del sistema.
    - Diseño de separadores.
    - Diseño de tanques de lavado.
    - Diseño de despojadores de agua libre.
    - Diseño de tanques de asentamiento y almacenamiento.
    - Diseño de tuberías.
- ⊙ Inadecuada distribución física del sistema.

➤ Nivel Operacional:

- ⊙ Fallas en los sistemas de control en general.
- ⊙ Fallas de mantenimiento.
  - Sistemas de inyección de química deshidratante.
  - Estaciones de flujo.
  - Tanques en general.

- Tuberías y accesorios.
- ⊗ Supervisión insuficiente.
  - Estructural.
  - Personal.
- ⊗ Paradas de emergencia.
- ⊗ Malos procedimientos de medición.
  - Porcentaje de Agua y Sedimentos.
  - Grados API.
  - Porcentaje de Emulsiones.
  
- Nivel de Procesos:
  - ⊗ Problemas con el Tratamiento Químico.
    - Dosificación inadecuada.
      - No es proporcional al volumen.
      - La frecuencia de inyección no es la óptima.
      - Fallas en la ubicación de los puntos de inyección.
    - Fallas en la selección del producto.
    - Condiciones de presión y temperatura no adecuadas.
    - Deficiencias del Mezclado.
  
- Nivel de Pozos y Yacimientos:
  - ⊗ Variación de las características del crudo de entrada.
    - Aumentos de los porcentajes de agua y sedimentos.
    - Cambios de presión y temperatura del fluido.
  - ⊗ Inyección de fluidos indeseados.
    - Fluidos de completación.
    - Nuevos pozos explotados.
  - ⊗ Sistema de producción inadecuado.
    - Cambios en la producción, ya sea aumento o disminución.



- El sistema de levantamiento propicia la formación de emulsiones.
- Inyección de crudo recuperado.

Una vez planteado todo este conjunto de hipótesis se procedió a limitar, confirmar y validar cada una de ellas.

La limitación se llevó a cabo en función del tiempo requerido para realizar la investigación y el enfoque hacia la Ingeniería Mecánica que la misma debía tener, por lo que solo se evaluaron las hipótesis de carácter estructural y operacional desde las estaciones de flujo en el Lago de Maracaibo hasta el Patio de Tanques de Bachaquero.

La confirmación y validación de las hipótesis se hizo mediante una visita a las instalaciones del patio de tanques de Bachaquero. Aquí se obtuvo, para cada una de las hipótesis, lo siguiente:

### **3.1.1.-Nivel Estructural:**

- Fallas en el diseño y/o selección de los equipos.

- Fallas en la selección de los equipos.

La selección de los equipos tales como válvulas, elementos de unión, sistemas de bombeo, elementos de medición, etc. se realiza bajo los procedimientos planteados en los manuales de procesos de la empresa, los cuales a su vez están regidos por normas de diseño de la empresa; debido a esto esta hipótesis fue descartada. Ver Manual de Proceso de Diseño de Bombas (MDP-02-P-06), de flujo de fluidos (MDP-02-FF-05), de tuberías, etc. Todos son propiedad exclusiva de la empresa, la cual se reserva su divulgación.

- Fallas en el cálculo del diseño original del sistema.

Las condiciones actuales de producción no son las mismas que hace 50 años cuando fueron diseñados e instalados los equipos que existen en estos momentos; sin embargo, a nivel de patio de tanques, se presume

que los mismos se diseñaron con el fin de poder manejar la producción contemplada en el plan de producción a largo plazo puesto que hasta los momentos no se ha tenido la necesidad de colocar nuevos tanques de almacenamiento y tanques de lavado. Sin embargo, a nivel del Lago se han registrado cambios como la eliminación o instalación de tramos de tuberías y estaciones de flujo debido a la incorporación de nuevos pozos y aumento de la producción. De acuerdo a los pronósticos de producción, se tiene previsto el aumento del porcentaje de agua libre, por lo que se está evaluando la posibilidad de reacondicionar los despojadores de agua libre que actualmente están fuera de servicio. En el caso de los despojadores se encontró que los elementos internos que poseían estaban diseñados para separar crudo emulsionado en agua y no se consideró el arrastre de partículas sólidas. Por esta razón los elementos internos se obstruyeron, restándole eficiencia al proceso de deshidratación y en consecuencia sacándolos fuera de servicio.

● Inadecuada distribución física del sistema.

El incremento de la producción, deterioro de instalaciones e instalación de nuevas tecnologías han hecho que el diseño actual esté muy lejos de lo que fue en un principio. En el transcurso del tiempo el sistema de deshidratación ha sufrido una serie de cambios debido a las causas ya expuestas; estas nuevas instalaciones, en su mayoría, han sido realizadas sin tomar en cuenta los parámetros iniciales de diseño, pues solo trataban de solucionar un problema de momento. En donde se puede apreciar de forma más evidente este problema es en la distribución de las tuberías de transporte de crudo, la cual carece de un orden específico. Sin embargo, debido al limitante tiempo, este estudio será descartado.

**3.1.2.-Nivel Operacional:**

- Fallas en los sistemas de control en general.

El registro de la presión y la temperatura del crudo en los tanques de almacenamiento, el nivel de líquido en los tanques y el nivel de la interfaz crudo-agua se realiza de manera automática en la sala de control. Desde la sala de control también se controla la abertura y cierre de las válvulas de drenaje de los tanques de almacenamiento, las bombas que llevan el crudo deshidratado desde el patio de tanques a Pto. Miranda, los puntos de inyección de químico en el patio de tanques y los dispositivos de seguridad en los tanques. Los controladores lógicos programables se revisan cada dos meses, se calibran y prueban una vez al año. La sala de control en general también se le da una inspección cada tres meses. Por lo que esta hipótesis será descartada.

- Fallas de mantenimiento.

- Sistemas de inyección de química deshidratante.

A nivel del patio de tanques el mantenimiento del sistema de inyección de química es del tipo preventivo. Se realiza tres veces al año en un intervalo de cuatro meses. La primera revisión es de sólo inspección, la segunda es una inspección y calibración y la tercera es sólo inspección. Este tipo de mantenimiento ha funcionado a lo largo de toda la vida de operación del patio de tanques por lo que no se duda de la eficacia del mismo por lo tanto descartaremos esta hipótesis.

- Estaciones de flujo.

Debido a problemas operacionales y de presupuesto, no se logró tener acceso a las estaciones de flujo de los bloques de la segregación Lagotreco, por lo que no se obtuvo información. Solo se pudo obtener cierta información por parte de los operarios del patio de tanque de Bachaquero los cuales afirman la correcta

operación y funcionamiento de las mismas. En base a esto esta hipótesis fue descartada del estudio.

➤ **Tanques en general.**

A los tanques de almacenamientos se les realiza un mantenimiento preventivo y correctivo. Son puestos fuera de servicio cada 15 años dependiendo de la disponibilidad y capacidad requerida para almacenar. En esta parada se le realiza una limpieza y se evalúa las condiciones estructurales en que se encuentra, daños por corrosión y erosión y se procede a corregir estos daños. A la instrumentación y electricidad de los tanques se le da un mantenimiento preventivo, una inspección cada cuatro meses y una calibración anual. Por otra parte la capacidad de los tanques cumple con los requerimientos de producción a 20 años. Al igual que en el caso anterior estas hipótesis será descartada.

➤ **Tuberías y accesorios.**

Al sistema de tuberías de la red de recolección de crudo se les realiza un mantenimiento del tipo correctivo o sustitutivo dependiendo de la relación costo-beneficio neto que se genere. Cada vez que se saca o se incorpora un pozo productor se realiza un estudio de acuerdo con el plan de producción a largo plazo de la capacidad que pueden manejar las tuberías. En cuanto a bombas y compresores a nivel de estaciones de flujo se realiza un mantenimiento del tipo sustitutivo. A nivel de patio de tanques cuando se detecta una obstrucción en las tuberías se procede a la limpieza de ésta, y en el caso de presentar problemas de capacidad por altas presiones, se procede a cambiarse previo a un estudio realizado. En el caso de las válvulas también se les da un mantenimiento sustitutivo. Las bombas, el sistema de lubricación de éstas, el sistema de detección de fuego y humo en el patio de tanques reciben mantenimiento preventivo, cada tres meses se

realiza una inspección y una vez al año se calibran. Con este plan de mantenimiento se han obtenido resultados satisfactorios desde el punto de vista de operación de los equipos y económico, por lo que esta hipótesis queda descartada.

● Supervisión insuficiente.

- Estructural: la supervisión de la infraestructura del sistema de deshidratación se lleva a cabo por distintas entidades dentro de la empresa, así la supervisión de las estaciones de flujo y las líneas de transporte de crudo la lleva a cabo el personal de la Unidad de Explotación, mientras que las instalaciones de patio de tanque son supervisadas por el personal propio del patio. La frecuencia de la supervisión es distinta para cada instalación, y esta basada en las recomendaciones de supervisión de los manuales de operación de los distintos equipos y las normas de prevención de fallas de la empresa. Por lo tanto queda descartada la hipótesis de un posible punto de ineficacia del sistema de deshidratación debido a fallas no reportadas de los equipos debido a una supervisión ineficiente.
- Personal: la supervisión del personal es llevada a cabo bajo la estructura jerárquica de la empresa y es un punto de gran delicadeza dentro de la misma pues existe una cultura del hacer bien las cosas que es inculcado día a día por la política interna. Al igual que en el caso anterior se descarta una posible falla del sistema debido a una falta del trabajo asignado al personal.

● Paradas de emergencia.

En los últimos 10 años no se ha registrado alguna parada de emergencia que haya afectado el funcionamiento de los equipos de control o el proceso de deshidratación en general, esto debido a una correcta

aplicación de las medidas de higiene y seguridad industrial por parte del personal; por lo tanto se descartó esta hipótesis.

● Inadecuados procedimientos de medición.

➤ Porcentaje de Agua y Sedimentos (%AyS).

El procedimiento para medir el porcentaje de agua y sedimentos es llevado a cabo de acuerdo a las normas ASTM D, igualmente para la medición del porcentaje de agua emulsionada (ver apéndice H). Siendo así esta hipótesis es descartada.

➤ Grados API.

De igual manera el procedimiento para llevar a cabo la medición de grados API es llevado a cabo según las normas ASTM D correspondientes para tal fin (ver apéndice F), estas normas han sido revisadas a lo largo de los años contando así con una gran confiabilidad de que son la forma más precisa y correcta de realizar este proceso, por lo que el hecho de que haya un error en el cálculo del grado API del crudo es poco probable, así esta hipótesis queda anulada.

Con base en lo antes expuesto, a nivel estructural y operacional se observa que las deficiencias del sistema de deshidratación se encuentran especialmente en los equipos que originalmente fueron instalados para facilitar la separación del agua libre los cuales no están prestando servicio. Por otra parte en la red de recolección de crudo se pudieran estar generando puntos que produzcan una emulsión estable debido a la turbulencia presente.

Por esta razón, y con el fin de resolver el problema de la deshidratación a nivel estructural y operacional, el presente trabajo se orientará a estudiar las posibilidades de reacondicionar los despojadores de agua libre mediante la instalación de dispositivos que faciliten la separación agua-crudo y mejoren la eficiencia de estos despojadores.

También se realizará un estudio de los patrones de flujo en la red de recolección de crudo con el objeto de identificar aquellos puntos o tramos de tuberías que estén promoviendo la estabilidad de las emulsiones.

## **4.-RED DE TUBERÍAS**

### **4.1.-Introducción.**

Uno de los factores que promueven la formación de emulsiones es la agitación o turbulencia presente en las tuberías de transporte.

En el sistema de transporte de crudo desde los cabezales de pozo hasta el patio de tanques existen elementos, tales como válvulas, estranguladores, múltiples de producción y bombas, que generan suficiente turbulencia como para estabilizar la emulsión que viene de estos pozos; y debido a que no se puede prescindir de estos elementos, siempre se espera en la entrada del patio de tanques un porcentaje de agua emulsionada. También en las tuberías, a causa de cambios de diámetro, altas tasas de producción, obstrucciones, etc., se pueden presentar puntos que ocasionen mayor turbulencia (cuellos de botella).

Por esta razón se realizará un análisis del régimen de flujo en las tuberías de la red para identificar los posibles puntos que promuevan emulsiones. Para esto es necesario conocer el patrón de flujo que existe en las tuberías y una vez definido, se propondrán las modificaciones que permitan promover el patrón de flujo más conveniente que contribuya a la separación de las fases en los casos que sean necesarios.

### **4.2.-Fundamentos Teóricos.**

#### **4.2.1.-Flujo de Dos Líquidos Inmiscibles:**

Frecuentemente está presente en los yacimientos una cantidad importante de agua, particularmente después de un largo periodo de producción. Por esta razón, aceite y agua coexisten tanto en el fondo de un pozo productor como en las instalaciones de superficie, durante todo el tiempo de explotación de un campo.

La diferencia fundamental entre el flujo de una sola fase y el flujo de dos fases es la formación de patrones de flujo. El término de patrón de flujo se define como la



configuración geométrica de las fases en la tubería. Cuando dos fluidos están fluyendo simultáneamente en una tubería, las dos fases pueden estar distribuidas en una variedad amplia de configuraciones. Las configuraciones de flujo difieren una de la otra por la forma y el área de la interfaz. El patrón de flujo en un sistema depende de muchos factores (gasto de cada fase, geometría del sistema, propiedades físicas del fluido, etc.).

La determinación del patrón de flujo es el problema central en el análisis de flujo bifásico. De hecho, todas las variables de diseño (caída de presión, coeficientes de transferencia de masa y calor y propiedades de la mezcla) dependen fuertemente del patrón de flujo existente. Además el entendimiento del comportamiento del flujo de agua y aceite es crucial en la determinación del área de contacto del agua libre con la pared de la tubería en el análisis del problema de corrosión de los ductos.

#### **4.2.2.-Conceptos Básicos:**

Para realizar el análisis de la red de tuberías es necesario definir la terminología utilizada.

**Fase:** Es una cantidad de materia homogénea en toda su extensión tanto en composición química como en la estructura física. Se conocen tres tipos de fase: sólida, líquida y gaseosa.

**Flujo multifásico:** Es el flujo simultáneo de una misma sustancia en varias fases, o de varias sustancias en diferentes fases. Existen diferentes tipos de flujo multifásicos pero en la industria petrolera los más relevantes son: gas-líquido, líquido-líquido, gas-sólidos, gas-líquido-sólido y gas-líquido-líquido.

**Patrón de flujo:** Se define así a la configuración geométrica de las fases en la tubería y está determinado por la forma de la interfaz.

**Interfaz:** Es la superficie que separa dos fases.

**Inversión de fases:** Se habla de inversión de fases de una dispersión de dos líquidos inmiscibles cuando la fase dispersa pasa a ser continua y viceversa.

**Gasto volumétrico,  $q$ :** Es el volumen de aceite o agua que atraviesa una sección transversal de la tubería por unidad de tiempo.

$$\text{Para aceite} \quad q_o = U_o \cdot A_o \quad (4.1)$$

$$\text{Para agua} \quad q_w = U_w \cdot A_w \quad (4.2)$$

$$\text{Gasto volumétrico total} \quad Q = q_o + q_w \quad (4.3)$$

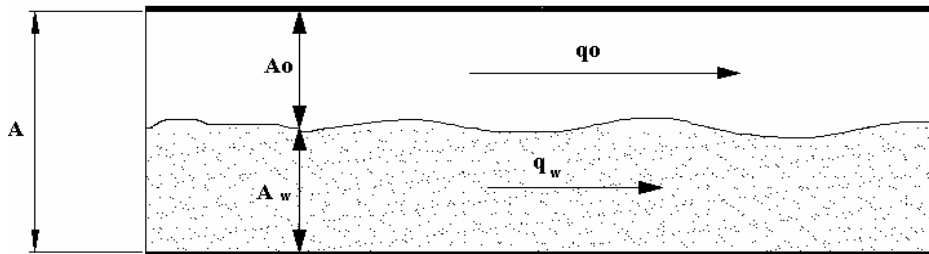


Figura 4.1.-Flujo Bifásico en Tuberías.

donde  $A_w$  es el área transversal de la tubería ocupada por el agua  
 $A_o$  es el área transversal de la tubería ocupada por el aceite, y  
 $A$  es el área transversal total de la tubería.

$U_o$  es la velocidad promedio del crudo.

$U_w$  es la velocidad promedio del agua.

**Relación de velocidades,  $K$ :** se define así a la relación entre la velocidad del aceite y la velocidad del agua:

$$K = \frac{U_o}{U_w} \quad (4.4)$$

**Fracción volumétrica,  $\alpha$ :** Es la relación entre el volumen ocupado por una fase y el volumen total en la tubería. En el caso de flujo agua-aceite:

$$\alpha_w = \frac{V_w}{V} \quad (4.5)$$

y

$$\alpha_o = \frac{V_o}{V} \quad (4.6)$$

donde  $\alpha_w$  es la fracción volumétrica de agua

$\alpha_o$  es la fracción volumétrica de aceite

$V_w$  es el volumen de agua que hay en la tubería

$V_o$  es el volumen de aceite que hay en la tubería

$V$  es el volumen total de la tubería

En el análisis de flujo multifásico en tuberías, la tubería se divide en segmentos en los cuales los parámetros de flujo se consideran constantes a lo largo dichos segmentos. En este caso las fracciones volumétricas de fases pueden expresarse en términos de relaciones de las áreas ocupadas por las fases el área total de la sección transversal de la tubería.

$$\alpha_w = \frac{A_w}{A} \quad (4.7)$$

y

$$\alpha_o = \frac{A_o}{A} \quad (4.8)$$

donde resulta evidente que:

$$A = A_w + A_o \quad (4.9)$$

$$\alpha_w + \alpha_o = 1 \quad (4.10)$$

**Velocidad superficial,  $U_s$ :** Es la velocidad que tendría una fase si fluye sola en la tubería. También se le llama el flujo volumétrico de la fase y representa el gasto volumétrico de la fase por unidad de área de la sección transversal de la tubería. Así las velocidades superficiales de aceite y agua son, respectivamente:

$$U_{os} = \frac{q_o}{A} \quad (4.11)$$

$$U_{ws} = \frac{q_w}{A} \quad (4.12)$$

**Velocidad de mezcla,  $U_m$ :** es la suma de las velocidades superficiales de las fases:

$$U_m = U_{os} + U_{ws} \quad (4.13)$$

es fácil mostrar que:

$$U_m = \frac{Q}{A} \quad (4.14)$$

La relación entre la velocidad real y la velocidad superficial para aceite y agua es:

$$U_o = \frac{U_{os}}{\alpha_o} \quad (4.15)$$

$$U_w = \frac{U_{ws}}{\alpha_w} \quad (4.16)$$

**Diámetro Hidráulico:** es el diámetro equivalente a la sección ocupada por la fase. Para el agua y el crudo es:

Con  $U_w > U_o$

$$d_w = \frac{4 \cdot A_w}{(S_w + S_i)} \quad (4.17)$$

$$d_o = \frac{4 \cdot A_o}{S_o} \quad (4.18)$$

Para  $U_w < U_o$

$$d_w = \frac{4 \cdot A_w}{S_w} \quad (4.19)$$

$$d_o = \frac{4 \cdot A_o}{(S_o + S_i)} \quad (4.20)$$

**Número de Reynolds de la mezcla:**

$$Re_m = \frac{\rho_m \cdot d \cdot U_m}{\mu_m} \quad (4.21)$$

donde:  $d$  es el diámetro de la tubería,  $\rho_m$  es la densidad de la mezcla y  $\mu_m$  es la viscosidad de la mezcla.

**Número de Reynolds de la fase:** También se definen dos números de Reynolds, uno para el crudo y otro para el agua, los cuales son, respectivamente:

$$Re_o = \frac{\rho_o \cdot d_o \cdot U_o}{\mu_o} \quad (4.22)$$

$$Re_w = \frac{\rho_w \cdot d_w \cdot U_w}{\mu_w} \quad (4.23)$$

### 4.2.3-Clasificación de los Patrones de Flujo Agua-Aceite en Tuberías Horizontales:

En la literatura técnica no existe un acuerdo en la clasificación de patrones de flujo agua-aceite en tuberías horizontales. Un autor reporta hasta 14 patrones de flujo agua-aceite (Oglesby, 1979), mientras que otros describen sólo tres o cuatros (Russel, 1959, Malinowsky, 1975). Sin embargo, Trallero, 1995 propuso una clasificación de patrones de flujo que abarca la mayoría de configuraciones de flujo reportados en estudios experimentales publicados. En esta clasificación se distinguen seis patrones de flujo divididos en dos grandes grupos: flujo segregado y flujo disperso.

Tabla 4.1.-Clasificación de los Patrones de Flujo Agua-Aceite

<b>Flujo Segregado</b>	<b>Flujo Disperso</b>	
	<i>Dominado por aceite (fase continua aceite)</i>	<i>Dominado por agua (fase continua agua)</i>
<i>Flujo estratificado</i>	<i>Dispersión de agua en aceite y aceite en agua</i>	<i>Dispersión de aceite en agua y agua</i>
<i>Flujo estratificado con mezcla en la interfaz</i>	<i>Emulsión de agua en aceite</i>	<i>Emulsión de aceite en agua</i>

En la figura 4.2 se muestran los dibujos de estas configuraciones. La clasificación propuesta por Nadler y Mewes (1997) incluye un patrón de flujo adicional, la dispersión de agua en el aceite y agua, que no fue observada por Trallero, 1995. Un estudio reciente de Fairuzov, 2000 confirmó la existencia de este patrón de flujo en tuberías de diámetro grande que transportan mezclas de crudo agua.

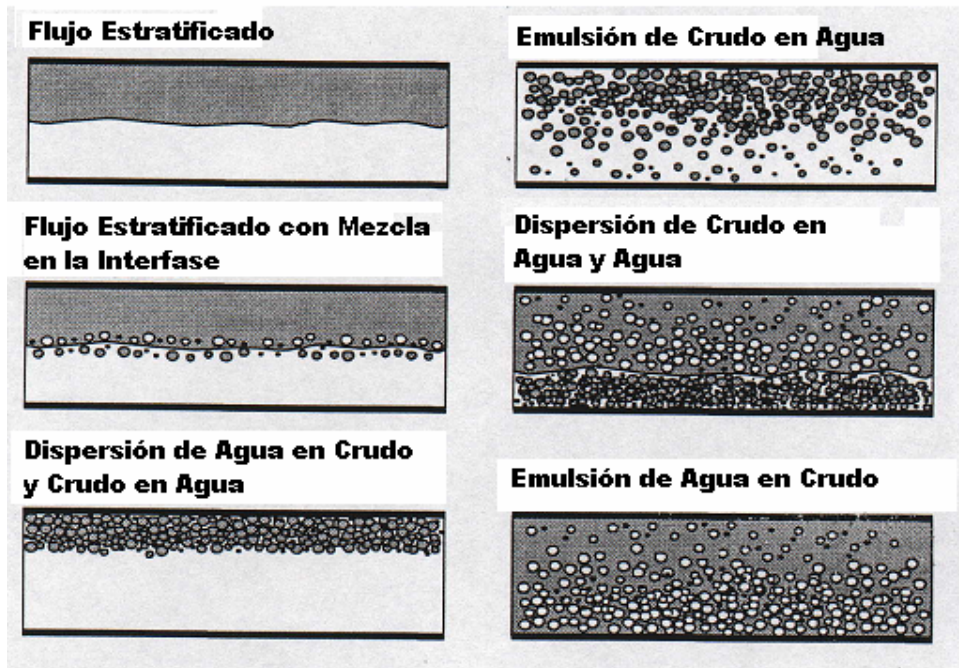


Figura 4.2.-Patrones de Flujo Aceite Agua en Tuberías Horizontales (Trallero, 1995)

#### 4.2.4-Métodos de Predicción del Patrón de Flujo

##### 4.2.4.1.-Normas y Guías Prácticas.

La necesidad de una predicción exacta del patrón de flujo en las tuberías que transportan mezclas de aceite y agua ha existido siempre en la industria petrolera. Con base en la experiencia de operación de oleoductos, se han desarrollado métodos prácticos (normas) y guías para determinar la estructura del flujo agua-aceite.

En la siguiente tabla se muestran las velocidades (de mezcla) mínimas de transición a flujo disperso según la norma ASTM-4177 que actualmente se usa en el diseño de equipos de muestreo.

**Tabla 4.2.-Velocidad Mínima de Transición para Diferentes Elementos de Mezclado Según la Norma ASTM-4177**

		Velocidad mínima de transición, pies por segundos									
Elemento de Mezclado	Tubería	0	1	2	3	4	5	6	7	8	
Mezclador Dinámico	Horizontal o Vertical	Adecuado para cualquier velocidad									
Mezclador Estático	Vertical	Estratificado	No es predecible	Adecuadamente Disperso							
Mezclador Estático	Horizontal	Estratificado		No es predecible			Adecuadamente Disperso				
Elementos de tubería	Vertical	Estratificado		No es predecible				Adecuadamente Disperso			
Elementos de tubería	Horizontal	Estratificado				No es predecible				Adecuadamente Disperso	
Ninguna	Horizontal o Vertical	Estratificado o no predecible									Nota 7
		0	0,305	0,61	0,91	1,22	1,52	1,83	2,13	2,44	
		Velocidad mínima de transición, metros por segundos									

**Tabla 4.3.-Recomendaciones Prácticas para Determinar el Patrón de Flujo en Oleoductos (Endean, 1989)**

Velocidad de la Mezcla	Patrón de Flujo
0 – 3 1/2 pie/s	<i>Flujo segregado</i>
3 1/2 - 7 pie/s	<i>Transición</i>
> 7 pie/s	<i>Flujo disperso</i>

Como se puede ver en las tablas 4.2 y 4.3, la determinación del patrón de flujo se basa sólo en un parámetro, la velocidad de mezcla. Otros parámetros importantes como el diámetro de la tubería, propiedades de los fluidos transportados (densidad y viscosidad de las fases), ángulo de inclinación de la tubería, no se toman en cuenta. Gracias a este hecho, en muchos casos el patrón de flujo no es predecible según estas normas (ver tabla 4.2).



4.2.4.2.-Mapas Experimentales de Patrones de Flujo.

El mapa de patrón de flujo es un diagrama plano (una gráfica bidimensional) que muestra áreas correspondientes a diferentes patrones de flujo y líneas de transición de un patrón de flujo a otro. Diferentes autores usan diferentes grupos de parámetros de flujo como coordenadas de mapas de patrones de flujo. En el análisis de flujo aceite-agua comúnmente se usan dos tipos de sistemas de coordenadas: velocidad superficial del aceite contra velocidad superficial del agua, o fracción volumétrica de agua en la entrada contra velocidad de la mezcla.

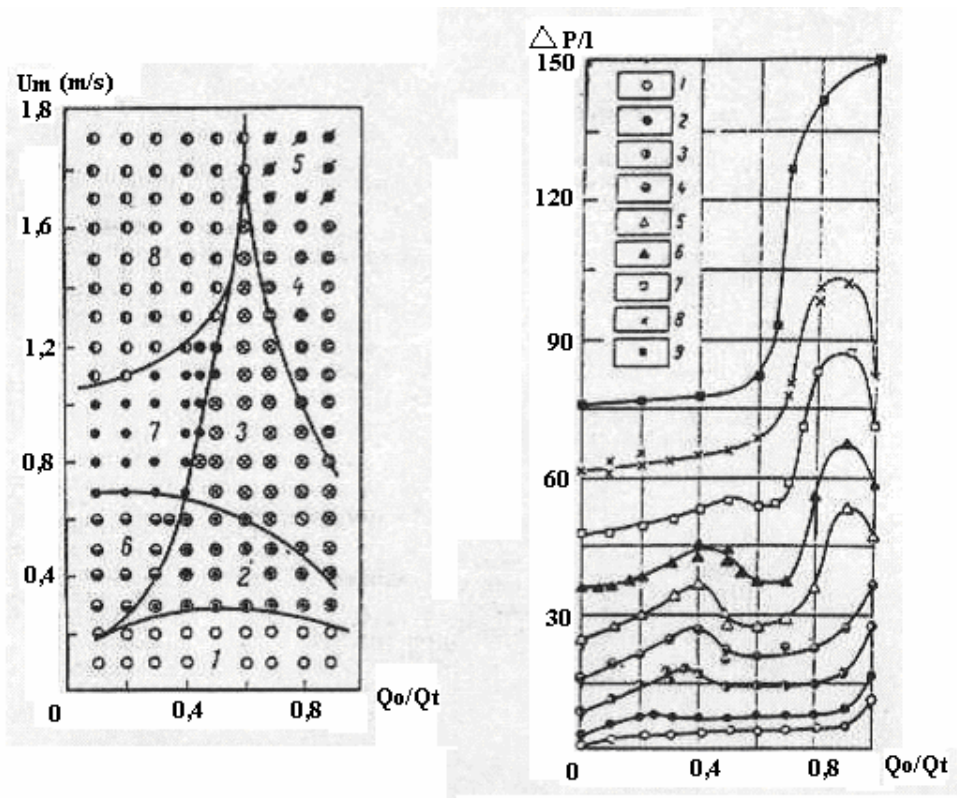


Figura 4.3.-Mapas de Patrones de Flujo Aceite Agua Propuesto por Guzhov y col., 1973

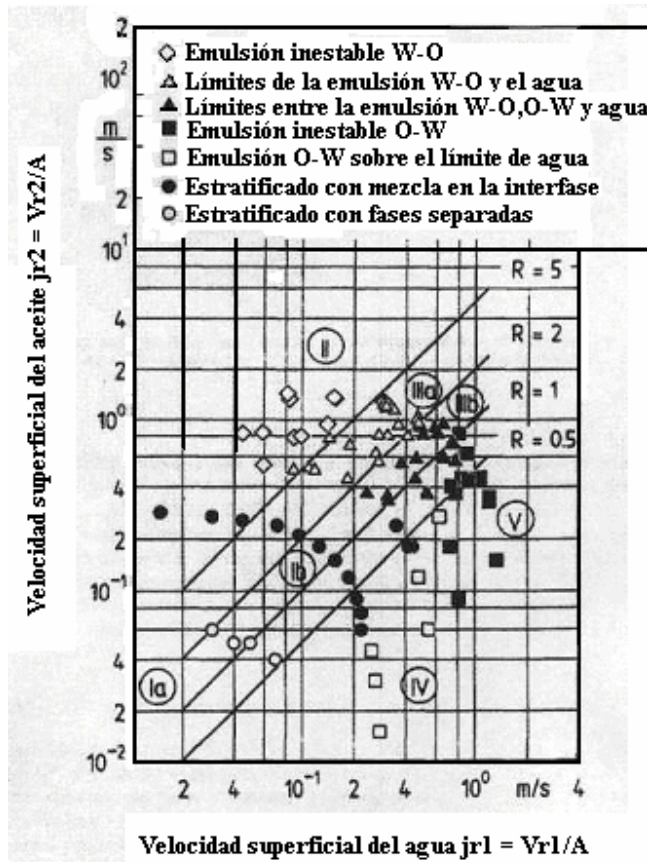


Figura 4.4.-Mapa de Patrones de Flujo Aceite Agua Propuesto por Nadler y Mewes, 1997

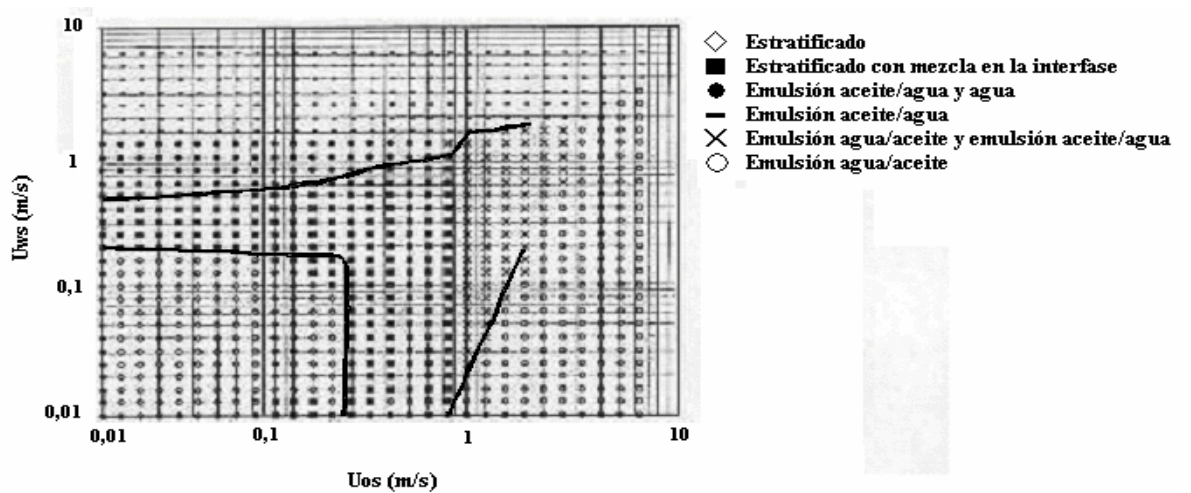


Figura 4.5.-Mapa de Patrones de Flujo Aceite Agua Propuesto por Trallero, 1995

La mayoría de los estudios fueron realizados usando aceite mineral y tuberías pequeñas (diámetro interno  $< 4$  pulg). Estos estudios mejoraron el entendimiento del flujo agua-aceite; sin embargo, los mapas obtenidos para pequeñas tuberías no pueden ser usados para el diseño de líneas de transporte de crudo debido a que el diámetro de la tubería tiene un efecto significativo sobre la velocidad de transición. El único estudio realizado para mezclas crudo-agua en tuberías grandes fue presentado recientemente por Fairuzov, (2000).

#### **4.2.4.3.-Correlaciones Empíricas y sus Limitaciones.**

Las correlaciones son un método muy atractivo y útil en la solución de problemas de ingeniería. Las correlaciones frecuentemente son relaciones entre grupos adimensionales de parámetros que permiten describir un fenómeno físico observado en un sistema. Este método está reducido a problemas que involucran un número limitado de parámetros. Por esta razón es comúnmente muy difícil de aplicar a problemas de flujo multifásico gracias al gran número de variables involucradas en el análisis. A pesar de esto, y de lo costoso que puede llegar a ser, el método se usa mucho en la industria petrolera. Normalmente se usa un número menor de variables del que es requerido rigurosamente y la selección de variables se basa más en la intuición que en una base científica sólida. Como consecuencia, el rango de la aplicación de la correlación y su exactitud se reducen significativamente.

#### **4.2.4.4-Modelos Matemáticos.**

Los modelos matemáticos se basan en las leyes fundamentales de la naturaleza (las leyes de conservación de masa, momento o energía) por esto son universales. Para formular las ecuaciones básicas que describen el fenómeno se hacen suposiciones que simplifican el análisis. Mientras más exacta es la descripción de fenómenos más elaborada y sofisticada es la

formulación y más difícil y costosa es la solución. Existen diferentes formulaciones de ecuaciones básicas para flujo multifásico; tales como:

- ✦ Modelo Riguroso.
- ✦ Modelos Basados en Ecuaciones en Términos de Variables Promedio.
  - Modelos de Campos Múltiples de Flujo Multifásico.
  - Modelo de Dos Fluidos.
  - Modelo de Deriva (3 ecuaciones)
  - Modelo Homogéneo de Equilibrio.
- ✦ Modelos Mecánicos.
  - Modelado Mecánico de Transiciones de Patrones de Flujo.
  - Modelo Mecánico de Flujo Bache.

Todos estos modelos son discutidos por Fairuzov (2001)

#### **4.2.5.-Métodos Prácticos de Identificación del Patrón de Flujo en Líneas de Gran Diámetro.**

Varios métodos han sido propuestos en el pasado para identificar el patrón de flujo multifásico en tuberías.

**Observación visual (fotografía o vídeo):** Este método puede ser usado sólo para aceites minerales transparentes. Es muy difícil aplicar estas técnicas al estudio de patrones de flujo a altas velocidades cuando la interfaz no tiene una forma clara. Además, técnicas visuales requieren de paredes de la tubería transparentes.

**Métodos basados en la atenuación de rayos X o fotones:** No son aplicables para aceites crudos porque las propiedades del aceite no difieren mucho de las propiedades del agua.

**Sondas de capacitancia:** Requieren un método confiable para la interpretación de la señal medida para determinar la fracción local de una fase. Las fluctuaciones en el flujo bifásico introducen grandes incertidumbres en el procesamiento de la señal.

**Sondas eléctricas:** Requieren que la conductividad eléctrica de una fase sea muy diferente de la otra.

**Muestreo:** Este método se basa en la toma de muestras físicas de la mezcla de aceite y agua y la determinación del contenido de una fase en cada muestra. Este método debe estar avalado por toda una serie de experimentos a gran escala, en general estos se realizan mediante la toma de muestras usando una *Sonda de Muestreo con Puntos Múltiples*, la cual permite tomar muestras en seis puntos de una sección transversal de la tubería. Luego estas muestras son llevadas al laboratorio en donde se le realizan una serie de experimentos para calcular la fracción de agua, según la normas ASTM-D.4007. Algunas muestras se usaron para determinar la densidad del aceite y viscosidad. Todos estos experimentos deben incluir la siguiente información:

1. Error aleatorio, P. El intervalo  $\pm P$  alrededor de un resultado nominal (simple o promedio) es una estimación con confianza de 95% de la banda dentro de la cual el promedio de muchos resultados podría caer si los experimentos fueran repetidos muchas veces bajo las mismas condiciones y usando el mismo equipo.
2. Error sistemático, B. El error sistemático es aquel que altera la medida de una manera constante, esto es, que afecta a la medición siempre en la misma forma y magnitud.
3. La incertidumbre total, U. Esta se calcula con la siguiente ecuación:

$$U = \sqrt{P^2 + B^2} \quad (4.24)$$

Luego se debe establecer una comparación entre los criterios teóricos y el mapa experimental. El análisis recomendado por la bibliografía es el análisis clásico de Kelvin-Helmholtz (KH), considerando dentro del mismo dos sub-análisis: el análisis que toma en cuenta el efecto de la fricción, análisis viscoso o VKH, y el análisis en que los esfuerzos cortantes se desprecian, análisis no viscoso o IKH.

**4.2.6-Criterios de Transición de Flujo Estratificado a Flujo Disperso.**

Brauner y Maron (1992) investigaron la transición desde flujo estratificado a flujo no estratificado en el flujo líquido-líquido horizontal con base en el análisis de estabilidad del flujo estratificado de dos líquido inmiscibles y el análisis de las condiciones en que el sistema de ecuaciones del modelo de dos fluidos está bien condicionado (*well-posed*). Usando estas dos teorías ellos formularon dos criterios para la predicción de la transición, la condición de “estabilidad neutral cero” (**ZNS**) y la condición de “características reales cero” (**ZRC**). Trallero (1995) examina la estabilidad de la interfaz en el flujo aceite-agua usando el análisis clásico de Kelvin-Helmholtz (KH). Él considera dos tipos del análisis KH: el análisis que toma el efecto de la fricción, el análisis viscoso **VKH**, y el análisis en que los esfuerzos cortantes se desprecian, el análisis no viscoso **IKH**. Las teorías **ZNS/ZRC** son equivalentes a los análisis **VKH/IKH** cuando los términos de tensión interfacial se desprecian.

El *modelo de dos fluidos* utilizado por Brauner y Maron (1992) para obtener los criterios de transición de flujo estratificado a flujo no estratificado se resume de la siguiente manera:

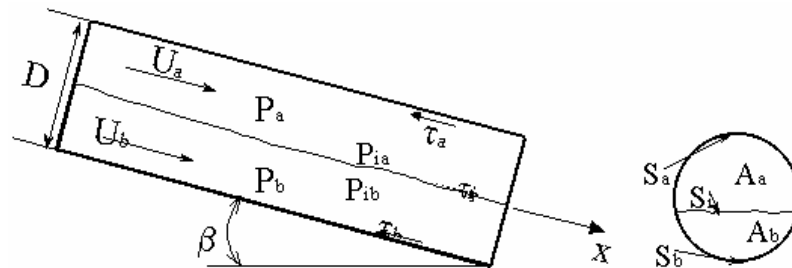


Figura 4.6.-Esquema de Símbolos para Identificar las dos Fases.

Las ecuaciones básicas para un flujo unidimensional, isotérmico, estratificado de dos fluidos inmiscibles  $a$  y  $b$  en una tubería horizontal o ligeramente inclinada pueden ser escritas de la siguiente forma:

Ecuación de conservación de masa para la fase  $a$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_a A_a) + \frac{\partial}{\partial x}(\rho_a A_a U_a) = 0 \quad (4.25)$$

Ecuación de conservación de masa para la fase  $b$

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho_b A_b) + \frac{\partial}{\partial x}(\rho_b A_b U_b) = 0 \quad (4.26)$$

Ecuación de conservación de cantidad de movimiento combinada para las dos fases:

$$\begin{aligned} & \left[ \rho_b (1 - \gamma_b) \frac{U_b}{A_b} + \rho_a (1 - \gamma_a) \frac{U_a}{A_a} \right] \frac{dA_b}{dh} \cdot \frac{\partial h}{\partial t} + (\rho_b - \rho_a) g \cdot \text{Cos} \beta \cdot \frac{\partial h}{\partial x} + \\ & \frac{(\partial P_{ib} - \partial P_{ia})}{\partial x} + \rho_b \frac{\partial U_b}{\partial t} + \rho_b \gamma_b U_b \cdot \frac{\partial U_b}{\partial x} - \rho_a \frac{\partial U_a}{\partial t} - \rho_a \gamma_a U_a \cdot \frac{\partial U_a}{\partial x} = F \end{aligned} \quad (4.27)$$

donde

$$F = -\tau_b \cdot \frac{S_b}{A_b} \pm \tau_i \cdot S_i \cdot \left( \frac{1}{A_a} + \frac{1}{A_b} \right) + \tau_a \cdot \frac{S_a}{A_b} + (\rho_b - \rho_a) \cdot g \cdot \text{Sen} \beta \quad (4.29)$$

con 
$$\gamma_a = \frac{1}{A_a \cdot U_a^2} \cdot \int_0^{A_a} U_a'^2 dA_a \quad \text{y} \quad \gamma_b = \frac{1}{A_b \cdot U_b^2} \cdot \int_0^{A_b} U_b'^2 dA_b$$

El signo superior en (4.29) indica que la fase superior es más rápida que la fase inferior. Las variables  $A$ ,  $S$ ,  $\tau$ ,  $U$  y  $P$  son el área de la sección transversal del flujo, el perímetro mojado, el esfuerzo cortante en la pared, la velocidad promedio y la presión promedio de cada fase respectivamente.  $\tau_i$  es el esfuerzo cortante en la interfaz. Los factores de forma  $\gamma_a$  y  $\gamma_b$  están definidos en términos del perfil de velocidad local.

El primer criterio de transición para el flujo de agua-aceite, el criterio de la **condición de estabilidad neutral**, en el cual se considera un patrón de flujo estratificado liso y el régimen turbulento prevalece en ambas fases (por lo que los factores de forma se aproximan a la unidad), puede ser escrito como:

$$\frac{\pi^2}{16 \cdot D \cdot g \cdot \text{Cos}\beta} \left[ \frac{\rho_a \cdot \bar{A}'_b}{\rho_b \cdot \bar{A}_a^3} \cdot U_{as}^2 \cdot \left( \frac{C_m}{U_o} - 1 \right)^2 + \frac{\bar{A}'_b}{\bar{A}_b^3} \cdot U_{bs}^2 \cdot \left( \frac{C_m}{U_b} - 1 \right)^2 \right] - \left[ \frac{(\rho_b - \rho_a)}{\rho_b} + \frac{\sigma \cdot K_n^2}{\rho_b \cdot g \cdot \text{Cos}\beta} \right] = 0 \quad (4.30)$$

Donde

$$C_m = \frac{\left( \frac{\bar{A}'_b}{\bar{A}_b} \cdot U_b \cdot \frac{\partial F}{\partial U_b} \right) - \left( \frac{\bar{A}'_b}{\bar{A}_a} \cdot U_a \cdot \frac{\partial F}{\partial U_a} \right) - \left( \frac{\partial F}{\partial H} \right)}{\left( \frac{\bar{A}'_b}{\bar{A}_b} \cdot \frac{\partial F}{\partial U_b} \right) - \left( \frac{\bar{A}'_b}{\bar{A}_a} \cdot \frac{\partial F}{\partial U_a} \right)} \quad (4.31)$$

La línea ZNS se obtiene fijando el número de onda de estabilidad neutral  $K_n = 0$  en la ecuación 4.30 la línea ZNS/VKH encierra todos los posibles flujos estratificados. En la región más allá del límite ZNS/VKH, el análisis de estabilidad lineal predice un crecimiento exponencial de disturbios con el tiempo para ondas largas. El crecimiento de disturbios en esta región debido a efectos no lineales puede ser descargado y así resulta en flujo estratificado ondulado, o puede conducir a una configuración de flujo diferente. Desafortunadamente el análisis de estabilidad lineal no permite determinar cual de esas dos situaciones toma lugar en cada caso específico.

El segundo criterio de transición para flujo de dos líquidos, **el criterio de la condición de características reales**, puede ser escrito como:

$$\left( \rho_b \cdot \gamma_b \cdot \frac{A'_b}{A_b} \cdot U_b + \rho_a \cdot \gamma_a \cdot \frac{A'_b}{A_a} \cdot U_a \right)^2 - \left( \rho_b \cdot \frac{A'_b}{A_b} + \rho_a \cdot \frac{A'_b}{A_a} \right) \times \left[ -(\Delta\rho \cdot g \cdot \text{Cos}\beta + \sigma \cdot k^2) + \rho_b \cdot \gamma_b \cdot \frac{A'_b}{A_b} \cdot U_b^2 + \rho_a \cdot \gamma_a \cdot \frac{A'_b}{A_a} \cdot U_a^2 \right] \geq 0 \quad (4.32)$$



ó

$$\frac{D}{\rho_{ab}} \cdot (\Delta\rho \cdot g \cdot \text{Cos}\beta + \sigma \cdot k^2) + \bar{\rho}_b \cdot \gamma_b \cdot (\gamma_b - 1) \cdot U_b^2 + \bar{\rho}_a \cdot \gamma_a \cdot (\gamma_a - 1) \cdot U_a^2 - (\gamma_b \cdot U_b - \gamma_a \cdot U_a)^2 \geq 0 \quad (4.33)$$

donde

$$\bar{\rho}_b = 1 + \left( \frac{\rho_b}{\rho_a} \cdot \frac{\bar{A}_a}{\bar{A}_b} \right); \quad \bar{\rho}_a = 1 + \left( \frac{\rho_a}{\rho_b} \cdot \frac{\bar{A}_b}{\bar{A}_a} \right); \quad \rho_{ab} = \frac{\rho_a \cdot \bar{A}'_b}{\rho_a \cdot \bar{A}_a} \quad (4.33)$$

Estas ecuaciones son independientes de los términos de esfuerzo cortante viscoso ( $F$  en la ecuación 4.27).

Fairuzov (2001) hace el desarrollo para obtener las ecuaciones que definen los dos criterios mencionados.

Sin embargo, en su estudio de “Análisis de estabilidad de flujo estratificado aceite-agua en tuberías inclinadas” Fairuzov utiliza como segundo criterio de transición el análisis no viscoso de Kelvin-Helmholtz **IKH**, el cual llega al mismo resultado que el análisis de la condición de características reales si se desprecia el término de los esfuerzos cortantes.

Para regímenes de flujo turbulento en ambas fases, cuando  $\gamma_a = \gamma_b \approx 1$  el criterio de estabilidad **IKH** es formulado como:

$$(U_b - U_a)^2 \leq \frac{D}{\rho_{ab}} \cdot [(\rho_b - \rho_a) \cdot g \cdot \text{Cos}\beta + \sigma \cdot k^2] \quad (4.34)$$

donde  $\rho_{ab}$  está definido en la ecuación 4.33.

Se cree que la transición ocurre debido a la aparición de ondas largas en la interfaz ( $k \rightarrow 0$ ), por lo que el término de tensión superficial en la ecuación 7.34 se aproxima a cero y no se afectará el criterio de estabilidad neutral.

El límite **IKH** tiene dos ramas, una yace en la región en la cual el aceite se mueve más rápido que el agua,  $U_o > U_w$  y la otra está en la región en donde  $U_w > U_o$ . La línea **ZNS/VKH** está asociada con la transición del patrón de flujo estratificado a uno estratificado con mezcla en la interfaz. A bajos y moderados gastos de agua y

aceite el límite IKH predice la transición de un patrón de flujo estratificado con mezcla en la interfaz a un patrón de flujo disperso con razonable precisión (ver figuras 4.7 y 4.8).

Brauner, Maron (1992) y Trallero (1995) creen que el paso de configuración estatificada a otro patrón de flujo no puede ser predicho sólo por un simple criterio. El primer criterio de estabilidad ( $ZNS/VKH$ ) representa un límite más bajo para la transición desde flujo estratificado, mientras que el segundo criterio ( $IKH$ ) determina un límite superior para la existencia de una configuración de flujo estratificado ondulado. La transición de estratificado a no estratificado debería ser considerada en términos de una zona de transición, una región formada entre estos dos límites teóricos.

En la siguiente figura se comparan los límites experimentales obtenidos por Trallero (1995) y por Guzhov et al. (1973) con los límites de transición teóricos.

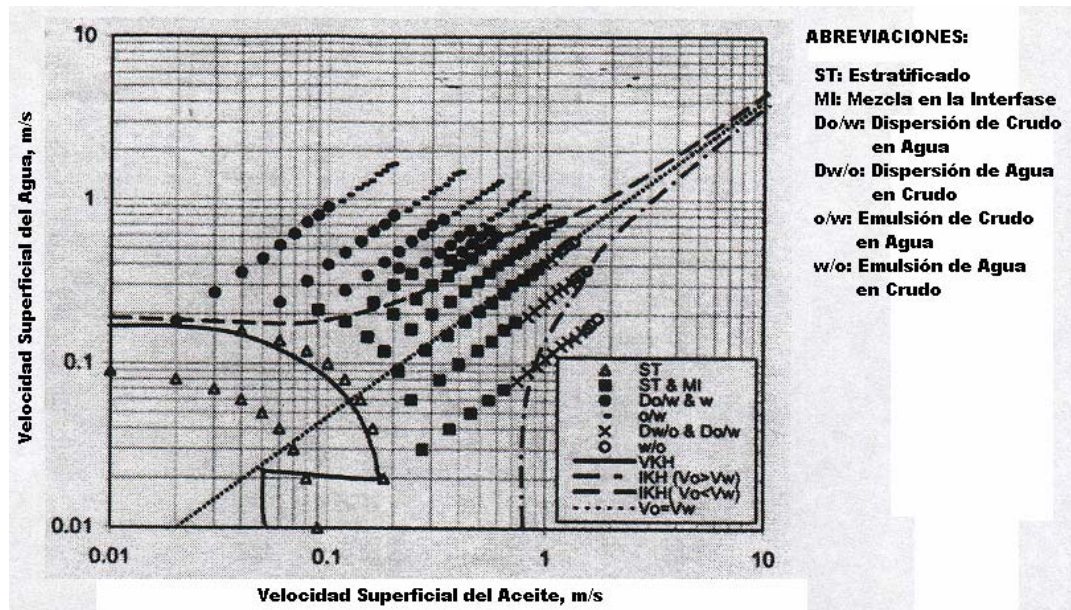


Figura 4.7.- Comparación de la predicción de límites de transición de Patrones de Flujo con el Mapa Experimental de Guzhov y col. (Fairuzov, 2001)

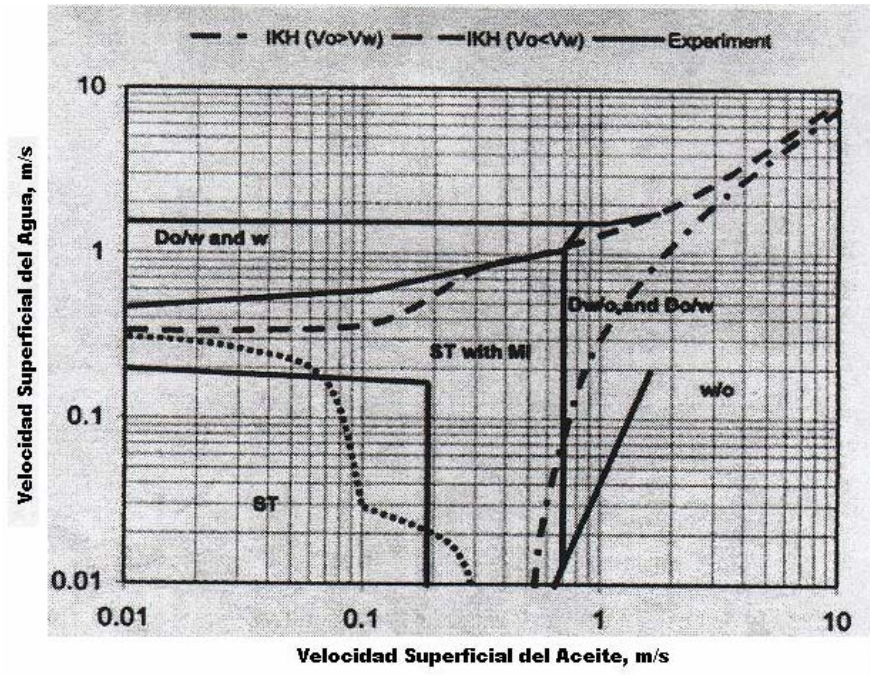


Figura 4.8.- Comparación de la predicción de límites de transición de Patrones de Flujo con el Mapa Experimental de Trallero. (Fairuzov, 2001)

En la figura 4.7 se observa lo expresado por Trallero, Brauner y Maron, es decir, por debajo del límite VKH se encuentra un patrón de flujo estratificado; mientras que en la zona intermedia prevalece flujo estratificado con mezcla en la interfaz, y para altos gastos de aceite y agua el límite IKH sobrepredice la velocidad de transición de flujo estratificado a no estratificado.

**4.2.7.-Comportamiento de la Densidad y la Viscosidad Según el Patrón de Flujo.**

Para el diseño y análisis de redes de tuberías es de suma importancia determinar con precisión las propiedades del fluido de transporte. En el caso de flujos multifásicos, propiedades como viscosidad y densidad se definen mediante reglas de mezcla y ecuaciones deducidas para patrones de flujos definidos, tomando en cuenta las propiedades de los fluidos involucrados en este tipo de flujos.

Para un patrón de flujo *disperso*, la densidad se determina aplicando regla de mezcla, es decir, en el caso de flujo aceite-agua se tiene:

$$\rho_m = \alpha_w \cdot \rho_w + \alpha_o \cdot \rho_o \quad (4.35)$$

donde  $\rho_w$  es la densidad del agua, y

$\rho_o$  es la densidad del aceite.

En el caso de la viscosidad, existen varias correlaciones para calcular la viscosidad promedio de la mezcla. Dukler (1954) propuso una aproximación para flujos gas-líquido en términos de fracciones volumétricas (tal como el cálculo de la densidad). Aplicando el mismo principio para flujo agua-aceite, la viscosidad de la mezcla estaría dada como:

$$\mu_m = \mu_w \cdot \alpha_w + \mu_o \cdot \alpha_o \quad (4.36)$$

donde  $\mu_w$  es la viscosidad del agua, y

$\mu_o$  es la viscosidad del aceite

Brinkman (1952) y Rascoe (1952) ambos tomaron como base la ecuación de Einstein para viscosidades de suspensiones extremadamente diluidas, y demostraron matemáticamente que la viscosidad de la mezcla de una suspensión de esferas no uniformes puede estimarse como:

$$\mu_m = \mu_c \cdot (1 - \alpha_d)^{-2.5} \quad (4.37)$$

donde  $\mu_c$  es la viscosidad de la fase continua, y

$\alpha_d$  es la fracción volumétrica de la fase dispersa.

En 1979, un cuerpo técnico de Maraven, filial de PDVSA realizó un estudio acerca de la influencia del porcentaje de agua en la viscosidad de las emulsiones producidas en crudos livianos. En dicho estudio se utilizaron las emulsiones de dos crudos producidos en el Lago de Maracaibo: Lagocinco, con una gravedad API de 32° y un corte de agua de 48%, y Lagomar, con una gravedad API de 28° y un corte

de agua de 30%. Se realizaron pruebas de laboratorio con emulsiones preparadas y pruebas de campo con emulsiones naturales, y se encontró el mismo comportamiento. A medida que aumenta la concentración de la fase dispersa, la viscosidad lo hace en forma exponencial hasta que llega a un punto en donde la viscosidad disminuye bruscamente, este punto se denomina punto de inversión de la emulsión.

En vista de la elevación exponencial de la viscosidad con el porcentaje de agua, este grupo escogió la ecuación de Richardson para predecir teóricamente el valor de la viscosidad de la emulsión:

$$\mu_e = \mu_o \cdot e^{K \cdot \alpha} \quad (4.38)$$

donde  $\mu_e$  es la viscosidad de la emulsión.

$\mu_o$  es la viscosidad del crudo.

K es una constante que depende de las características de la fase interna y externa involucradas y

$\alpha$  es la fracción volumétrica de la fase interna.

Los valores de K fueron obtenidos con base en pruebas experimentales y cálculos teóricos:

K = 4,4 para Lagomar.

K = 4,06 para Lagocinco.

El caso de flujo *estratificado* es más complejo, las propiedades se consideran por separado, es decir, no “existe” mezcla y cualquier análisis de flujo que involucre la viscosidad o la densidad, se tendrá que hacer para cada fase.

Por ejemplo, si se requiere calcular el número de Reynolds en una tubería, se debe calcular un Re para el agua y otro para el aceite. Para ello se necesita un diámetro hidráulico equivalente, la velocidad real de la fase y por supuesto las propiedades de cada fase.

#### 4.2.8.- Efectos del Patrón de Flujo Sobre la Corrosión Interna en los Oleoductos.

Los hidrocarburos líquidos que se transportan mediante tuberías de diámetros grandes a lo largo de grandes distancias frecuentemente contienen agua libre, y la



presencia de ésta puede ocasionar corrosión severa en las paredes de las tuberías. El fenómeno de corrosión interna depende fuertemente del patrón de flujo. Las inspecciones sónicas (Ricca, 1991) revelan que la corrosión interna más severa se presenta en tuberías en las que una baja velocidad de flujo provoca la segregación de fases. En oleoductos, la acumulación de agua y sedimentos puede producir picaduras y colonia de bacterias reductores de sulfatos en el fondo de las tuberías (Ondean, 1989).

Un resumen generalizado de los tipos de corrosión para diferentes patrones de flujo es presentado por Efrid, 1998, se muestra en la siguiente tabla.

**Tabla 4.4.-Tipos de corrosión en condiciones de flujo multifásico (Efrid, 1998)**

<b>Régimen de flujo</b>	<b>Localización del agua libre</b>	<b>Turbulencia del agua</b>	<b>Tipo de corrosión</b>
2 Fases Gas/Agua Flujo Estratificado	Fondo	Estancada a laminar	Corrosión debajo de los depósitos
Tapón (Slug)	Normalmente en el fondo, mezclado circunferencial	Muy turbulenta	Corrosión acelerada por el flujo
Anular		Turbulenta	Corrosión acelerada Por el flujo
2 Fases Aceite/Agua Segregado	Fondo	Estancada a laminar	Corrosión debajo de los depósitos
Mezclado	Normalmente en el fondo, mezclado	Laminar a turbulenta	Corrosión debajo de los depósitos
Disperso	Mezclado	Turbulenta	Corrosión acelerada por el flujo
3 Fases Gas/Aceite/Agua Flujo Estratificado	Fondo de la tubería, separado	Estancada a laminar	Corrosión debajo de los depósitos
Tapón (Slug)	Normalmente en el fondo, mezclado	Muy turbulenta	Corrosión acelerada por el flujo
Anular	Circunferencial	Posiblemente Turbulenta	Corrosión acelerada por el flujo

Cuando el patrón de flujo es segregado, ocurre corrosión debajo de los depósitos (sedimentos) en el fondo de la tubería. Por otro lado, si el patrón de flujo es disperso, la corrosión severa ocurre cuando la fase continua es agua.

Los expertos en el área de corrosión relacionan flujo segregado con el régimen de flujo laminar en la fase acuosa. Sin embargo, los estudios experimentales (Guzhov y col. 1973; Trallero, 1995; Fairuzov y col. 2000) muestran que puede ocurrir flujo segregado con interfaz suave (sin olas) a pesar de que el agua se encuentre en régimen turbulento. La transición de flujo estratificado a flujo disperso es gobernada por la dinámica de flujo bifásico de aceite y agua en la tubería y no por el régimen en particular de flujo en cada fase.

### **4.3.-Metodología Empleada.**

En adelante se presentará una metodología para determinar los patrones de flujos en las tuberías de transporte de crudo por año, basado en los análisis planteados anteriormente. Una vez definido el patrón de flujo, se procederá a determinar el nivel de turbulencia en las tuberías que se encuentren en flujo disperso para luego plantear las modificaciones necesarias que permitan obtener un patrón de flujo estratificado y un nivel de turbulencia más bajo tal que se promueva la segregación de las fases.

#### **4.3.1.-Procedimiento:**

Para llevar a cabo el análisis de las tuberías se realizarán una serie de pasos que definirán la metodología implementada en este trabajo. Dichos pasos serán:

1. Aplicando el criterio de “Condiciones Reales Cero” se construirán los mapas de patrón de flujo para cada uno de los diámetros de tubería de la segregación Lagotreco.
2. Una vez construidos los mapas de patrón de flujo, se determinará cuál es el patrón de flujo teórico que hay en cada tubería por año (un intervalo de 5

años), utilizando para ello las velocidades superficiales de cada una de las fases (agua y aceite o crudo).

3. Con base al punto anterior se determinará el año de emulsión crítico, el cual será aquel que tenga mayor número de tuberías con patrones de flujo disperso.

4. Posteriormente se realizara o las recomendaciones con el fin de lograr disminuir la dispersión, hasta un punto cercano al límite de transición de disperso a estratificado, en las tuberías que presenten alta emulsificación, y así se logrará disminuir la estabilidad de la emulsión sin agravar los problemas de corrosión en las tuberías, los cuales tienen mayor peso económico que el problema de deshidratación.

5. Los casos de flujo estratificado no serán estudiados debido a que es una condición muy favorable a la separación de las fases.

Es importante destacar que este estudio se llevará a cabo sólo para el bloque siete de la red de transporte de crudo de la segregación Lagotreco al patio de tanque, debido a que en un estudio realizado por PDVSA-Intevep en el año 2001, se encontró que de los tres bloques que conforman la red de recolección Lagotreco, sólo el bloque 7 presentaría en corto plazo problemas de emulsificación en las líneas de transporte debido al aumento en la tasa de flujo durante el periodo estudiado.

Como se acaba de mencionar el presente análisis se apoyará en los datos predictivos de un estudio llevado a cabo por un cuerpo técnico de PDVSA-Intevep en el año 2001, en donde se estimó la producción de agua y crudo, velocidades de mezcla en las tuberías del sistema de recolección de la segregación Lagotreco, en un período de 6 años.

El estudio realizado por este grupo utilizó un programa de simulación de redes de tuberías llamado MARA-RED para predecir caídas de presión, velocidades de flujo, puntos críticos que sobrepasen los valores de los parámetros de diseño, etc. a partir de las condiciones físicas del sistema, propiedades de la



mezcla, caudales que para ese momento se manejaban y caudales estimados (en el plan de producción) en 6 años.

La figura 4.9 es un diagrama que describe la distribución de las líneas de transporte de crudo del bloque 7, el cual está conformado por siete estaciones de flujo (EF 1-7, EF 4-7, EF 6-7, EF 7-7, EF 8-7, EF 9-7 y EF 10-7), dos múltiples de producción (MP 2-7 y MP 3-7) y dos plataformas de empalme (PE 1-7 y PE 3-7). Estas estructuras están comunicadas a través de tuberías cuyas dimensiones (longitud y diámetro) se encuentran especificadas en la tabla 4.5.

En la tabla 4.6 y 4.7 se presentan la producción neta y la producción bruta de crudo por año.

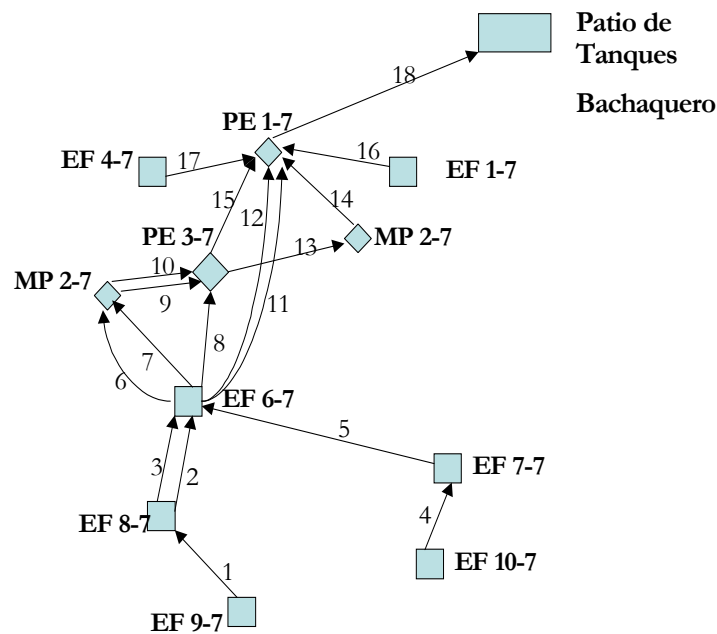


Figura 4.9-Diagrama del Bloque 7.

### 4.3.2.-Determinación de los Patrones de Flujo.

Para determinar el patrón de flujo en las tuberías se utilizarán los llamados mapas de patrones de flujo, los cuales, por medio de límites de teóricos distinguen zonas de transición de flujo estratificado a flujo no estratificado.

La definición de los límites de transición teóricos se hará con base en el método usado por Fairuzov (2001) en el cual se aplican dos criterios: *el criterio de estabilidad neutral cero* y *el criterio de características reales cero*. Sin embargo, en este trabajo, el estudio se basará sólo en el criterio de características reales cero, el cual hace, según la comparación entre el modelo y la data experimental realizada por Trallero (1995), una buena predicción del límite de transición de flujo estratificado (ya sea liso o con mezcla en la interfase) a flujo disperso para bajos gastos volumétricos de agua y crudo como los que existen en el bloque 7.

#### ● Criterio de Condición de Características Reales Cero.

Para este caso la ecuación de cantidad de momentum combinada para ambas fases esta dada por la ecuación 4.34:

$$\frac{D}{\rho_{ow}} \cdot [(\rho_w - \rho_o) \cdot g + \sigma \cdot K^2] - (U_w - U_o)^2 \geq 0$$

donde:

$$\rho_{ow} = \frac{\rho_o \cdot \bar{A}_w'}{\rho_w \cdot \bar{A}_o} \quad (4.40)$$

$$\bar{\rho}_o = 1 + \left( \frac{\rho_o}{\rho_w} \cdot \frac{\bar{A}_w}{\bar{A}_o} \right) \quad (4.41)$$

Para encontrar el límite de características reales cero se iguala la ecuación 4.34 a cero y se supone que la longitud de onda es lo suficientemente grande como para que  $K \rightarrow 0$ , así:

$$\frac{D}{\rho_{ow}} \cdot [(\rho_w - \rho_o) \cdot g] - (U_w - U_o)^2 = 0 \quad (4.42)$$

Tanto las áreas, los perímetros mojados como sus derivadas con respecto a la altura de la interfaz  $h$  están definidos en el apéndice C.

Para hallar la altura de la interfaz se iguala la ecuación de momentum combinada, para flujo estacionario en tuberías horizontales, (4.29) a cero y por medio de un método numérico se encuentra una altura de interfaz tal que cumpla con la ecuación.

$$0 = -\tau_w \cdot \frac{S_w}{A_w} \pm \tau_i \cdot S_i \cdot \left( \frac{1}{A_o} + \frac{1}{A_w} \right) + \tau_o \cdot \frac{S_o}{A_o} \quad (4.43)$$

Los esfuerzos son calculados usando el procedimiento propuesto por Maron y Brauner (ver apéndice D).

Para resolver la ecuación 4.42 primero se debe calcular la altura de la interfase  $h$ . Luego, con el valor de las áreas, los perímetros mojados y los esfuerzos se verifica que se cumpla la ecuación 4.42.

Por esta razón se resolverán estas ecuaciones usando un método numérico iterativo que permita encontrar aquellos puntos que satisfagan ambas ecuaciones para cada diámetro de tubería.

Una vez determinados los límites de transición teóricos, se procederá realizar un mapa para cada diámetro de tubería, luego y de acuerdo al diámetro y las velocidades superficiales de cada fase, se determinará el patrón de flujo en cada tramo de tubería.

**4.3.3.-Datos a Utilizar.**

➤ Propiedades del flujo.

Viscosidad del Petróleo,  $\mu_o = 0.02819$  Pa.s (a 90°F)

Viscosidad del Agua,  $\mu_w = 0.000772$  Pa.s (a 90°F)

Densidad del Petróleo,  $\rho_o = 869.7$  (a 90°F)

Densidad del Agua,  $\rho_w = 997$  (a 90°F)

Aceleración de la Gravedad,  $g = 9,81$  m2/s

➤ Geometría de las Tuberías.

**Tabla 4.5. Dimensiones de las tuberías del bloque 7.**

Nº tubería	Nomenclatura	Diámetro	Longitud
1	CT-12-80Km -1	12	8
2	CT-12-70Km -2	12	7
3	CT-16-75Km -3	16	7,5
4	CT-12-10Km -4	12	10
5	CT-16-70Km -5	16	7
6	CT-8-30Km -6	8	3
7	CT-8-30Km -7	8	3
8	CT-10-43Km -8	10	4,3
9	CT-8-1,4Km -9	8	1,4
10	CT-6-1,4Km -10	6	1,4
11	CT-10-9,3Km -11	10	9,3
12	CT-20-10Km -12	20	10
13	CT-10-1,6Km -13	10	1,6
14	CT-12-2,8Km -14	12	2,8
15	CT-10-4,3Km -15	10	4,3
16	CT-8-0,3Km -16	8	0,3
17	CT-10-3,5Km -17	10	3,5
18	CT-24-250Km -18	24	25

(Todas las tuberías son sch 40.)

➤ Condiciones de Producción.

Los caudales están dados en miles de barriles por día (MBPD) y en miles de barriles brutos por día (MBBPD) respectivamente.

**Tabla 4.6.-Producción Neta de Crudo del Bloque 7.**

N Tubería	2003	2004	2005	2006	2007	2008
	Qo (MBPD)	Qo (MBPD)	Qo (MBPD)	Qo (MBPD)	Qo (MBPD)	Qo (MBPD)
1	49,69	44,51	45,22	46,22	66,52	69,98
2	33,15	32,33	33,19	35,86	39,33	40,65
3	59,71	58,23	59,83	64,58	70,91	73,24
4	87,03	157,42	211,97	221,63	213,75	194,56
5	126,14	194,84	246,47	258,35	266,03	245,78
6	14,66	19,67	23,68	25,13	26,12	24,97
7	14,66	19,67	23,68	25,13	26,12	24,97
8	35,34	46,23	54,78	58,19	60,1	57,91
9	24,51	31,77	37,31	39,79	40,98	39,86
10	11,48	14,9	17,52	18,69	19,25	18,73
11	26,18	34,15	40,39	42,93	44,29	42,73
12	137,55	178,84	211,23	224,22	231,38	223,12
13	19,73	26,17	31,15	33,25	34,35	33,18
14	23,32	29,8	34,76	36,97	38,05	37,08
15	51,6	66,73	78,46	83,43	85,98	83,32
16	6,52	6,55	6,85	7,14	7,38	7,82
17	8,12	8,07	8,26	8,41	8,6	8,94
18	253,3	324,14	379,95	403,1	415,68	403,02

**Tabla 4.7.-Producción Bruta del Bloque 7.**

N Tubería	2003	2004	2005	2006	2007	2008
	Q total(MBBPD)	Q total(MBBPD)	Q total(MBBPD)	Q total(MBBPD)	Q total(MBBPD)	Q total(MBBPD)
1	51,43	46,99	48,17	50,3	72,45	76,96
2	34,37	33,9	34,99	38,42	42,85	45,02
3	61,89	61,06	63,06	69,2	77,25	81,12
4	89,72	164,08	224,62	238,77	235,2	218,9
5	130,82	204,7	262,29	279,47	293,96	277,56
6	15,38	20,9	25,41	27,41	28,94	28,23
7	15,38	20,9	25,41	27,41	28,94	28,23
8	37,1	49,13	58,78	63,46	66,58	65,48
9	27,08	35,14	41,43	44,79	46,71	46,31
10	12,69	16,48	19,45	21,04	21,94	21,76
11	27,48	36,29	43,34	46,81	49,07	48,32
12	144,38	190,05	226,65	244,52	256,34	252,27
13	21,26	28,38	34	36,84	38,61	38,04
14	26,1	33,24	38,87	41,82	43,59	43,27
15	55,61	72,37	85,65	92,45	96,62	95,51
16	9,76	9,55	9,84	10,02	10,29	10,74
17	12,48	12,04	12,1	12,03	12,18	12,47
18	275,8	353,53	416,44	447,66	468,1	462,57

**4.3.4.-Aplicación de la Metodología.**

Como se mencionó anteriormente, mediante un método numérico programado en lenguaje Pascal, se llevó acabo la determinación del límite teórico de transición IKH para cuatro diámetros de tubería.

En la siguiente figura se puede observar la influencia del diámetro de la tubería sobre el límite de transición IKH. A medida que aumente el diámetro de la tubería, el límite se va expandiendo suavemente. Sin embargo a partir de una velocidad superficial de crudo de 10 m/s y de agua de 5 m/s los límites tienden a ser iguales.

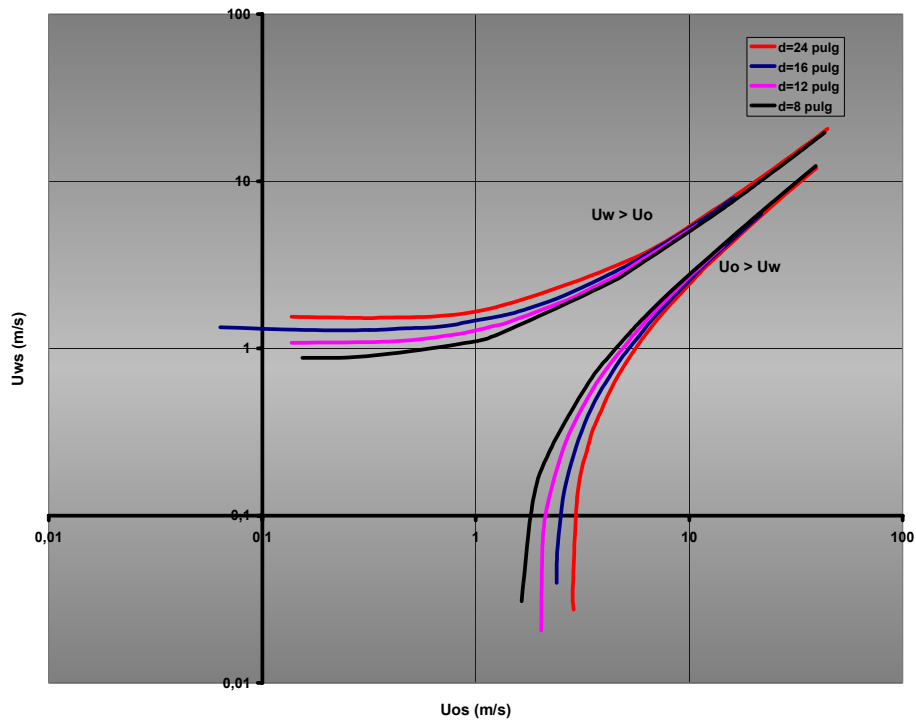


Figura 4.10.-Límite de Transición IKH para Varios Diámetros de Tubería.

Con los datos de caudal de crudo bruto y caudal de crudo neto se procede a calcular las velocidades superficiales de cada fase por año como sigue:

Para la tubería 1 en el año 2003, el caudal total es de 51.43 MBPD y un caudal de crudo neto de 49.69 MBPD, por lo que:

$$Q_t = Q_o + Q_w \quad \Rightarrow \quad Q_w = Q_t - Q_o = 51.43 - 49.69 = 1.74 \text{ MBPD}$$

En unidades del sistema internacional, queda que:

$$Q_o = 0.0914 \text{ m}^3/\text{s} \quad \text{y} \quad Q_w = 0.003201 \text{ m}^3/\text{s}$$

La tubería 1 tiene un diámetro de 12 pulg o 0.3048 m, luego las velocidades superficiales de las fases serán:

$$U_{ws} = \frac{Q_w}{A_t} = \frac{4 \cdot 0.003201 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \cdot (0.3048 \text{ m})^2} \quad \Rightarrow \quad U_{ws} = 0.0438 \text{ m/s}$$

$$U_{os} = \frac{Q_o}{A_t} = \frac{4 \cdot 0.0914 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \cdot (0.3048 \text{ m})^2} \quad \Rightarrow \quad U_{os} = 1.2531 \text{ m/s}$$

Esta condición de velocidades superficiales en la tubería 1 es llevada al mapa correspondiente a su diámetro y, si está dentro de la zona confinada por las líneas del límite IKH, se considera que en esa tubería para ese año el patrón de flujo es estratificado. De lo contrario el patrón de flujo se considerará disperso.

Las siguientes tablas muestran las velocidades superficiales calculadas por año en cada tubería.

Tabla 4.8.-Velocidades Superficiales del Crudo en las Tuberías por Año.

N Tubería	2003	2004	2005	2006	2007	2008
	Uos (m/s)	Uos (m/s)	Uos (m/s)	Uos (m/s)	Uos (m/s)	Uos (m/s)
1	1,253135	1,12250028	1,14040581	1,16562487	1,67757175	1,76482969
2	0,83601178	0,81533215	0,83702054	0,90435543	0,99186556	1,02515472
3	0,84702936	0,82603449	0,84873164	0,91611381	1,00590942	1,03896215
4	2,19481464	3,96998415	5,34568377	5,58929987	5,39057369	4,90661997
5	1,78938675	2,76394573	3,49635447	3,66488083	3,77382716	3,48656632
6	0,83185064	1,11613247	1,34367142	1,4259486	1,48212405	1,41686974
7	0,83185064	1,11613247	1,34367142	1,4259486	1,48212405	1,41686974
8	1,28338779	1,67886297	1,98936001	2,11319568	2,18255817	2,10302735
9	1,39076801	1,80272133	2,11707689	2,25779923	2,32532326	2,26177124
10	1,15805915	1,50305587	1,7673516	1,88537679	1,94186748	1,88941184
11	0,95073832	1,24017241	1,46678078	1,559022	1,60841101	1,55175892
12	1,24879733	1,62366349	1,9177278	2,0356622	2,10066685	2,02567546
13	0,71650371	0,95037517	1,13122608	1,20748851	1,2474355	1,20494643
14	0,58810844	0,75152794	0,87661446	0,93234858	0,95958517	0,93512268
15	1,8738769	2,42332957	2,84930972	3,02979748	3,12240186	3,02580278
16	0,36996358	0,37166587	0,38868873	0,40514417	0,41876246	0,44372933
17	0,2948814	0,29306563	0,29996557	0,30541288	0,31231282	0,32466007
18	1,59699686	2,04362638	2,39549529	2,54145059	2,62076453	2,54094621

Tabla 4.9.-Velocidades Superficiales del Agua en las Tuberías por Año.

N Tubería	2003	2004	2005	2006	2007	2008
	Uws (m/s)	Uws (m/s)	Uws (m/s)	Uws (m/s)	Uws (m/s)	Uws (m/s)
1	0,04388116	0,06254326	0,07439622	0,10289376	0,14954902	0,17602903
2	0,03076725	0,03959392	0,0453943	0,06456079	0,08877108	0,11020728
3	0,03092487	0,04014559	0,04581988	0,06553803	0,08993747	0,11178348
4	0,06783927	0,16795893	0,31902109	0,43225466	0,5409488	0,61383188
5	0,06638917	0,1398712	0,22441809	0,29960241	0,39620717	0,45082219
6	0,04085487	0,06979374	0,09816518	0,12937377	0,16001492	0,18498179
7	0,04085487	0,06979374	0,09816518	0,12937377	0,16001492	0,18498179
8	0,06391518	0,10531479	0,14526178	0,19138239	0,23532408	0,27490791
9	0,1458292	0,19122351	0,23378067	0,2837144	0,32513671	0,36599158
10	0,12206024	0,15938445	0,19469113	0,23705915	0,27135707	0,30565499
11	0,04721008	0,07771505	0,10713056	0,14090392	0,17358782	0,20300333
12	0,06200862	0,10177403	0,13999604	0,18430088	0,22660837	0,2646488
13	0,05556263	0,08025713	0,10349901	0,13037244	0,15470379	0,17649306
14	0,07010898	0,08675356	0,10365033	0,12231243	0,13971358	0,15610597
15	0,14562493	0,2048191	0,26110804	0,3275653	0,38639632	0,44268526
16	0,18384693	0,17022864	0,16966121	0,1634195	0,16512178	0,16568921
17	0,15833534	0,14417231	0,1394513	0,13146191	0,13000929	0,12819352
18	0,1418572	0,18529703	0,23006086	0,28094031	0,33049576	0,37544873



Los datos de velocidades de las tuberías de 6 pulg y 20 pulg se ubicarán en el mapa correspondiente a un diámetro de tubería de 8 pulg y 24 pulg respectivamente, debido al comportamiento del límite con la variación del diámetro, en el cual se aprecia que si para un diámetro dado, los puntos caen fuera de la región donde predomina el flujo estratificado, en un mapa correspondiente a un diámetro menor, dicho estos puntos estarán más alejados de esa región.

En las siguientes figuras se mostrará gráficamente los patrones de flujo existentes en las tuberías.

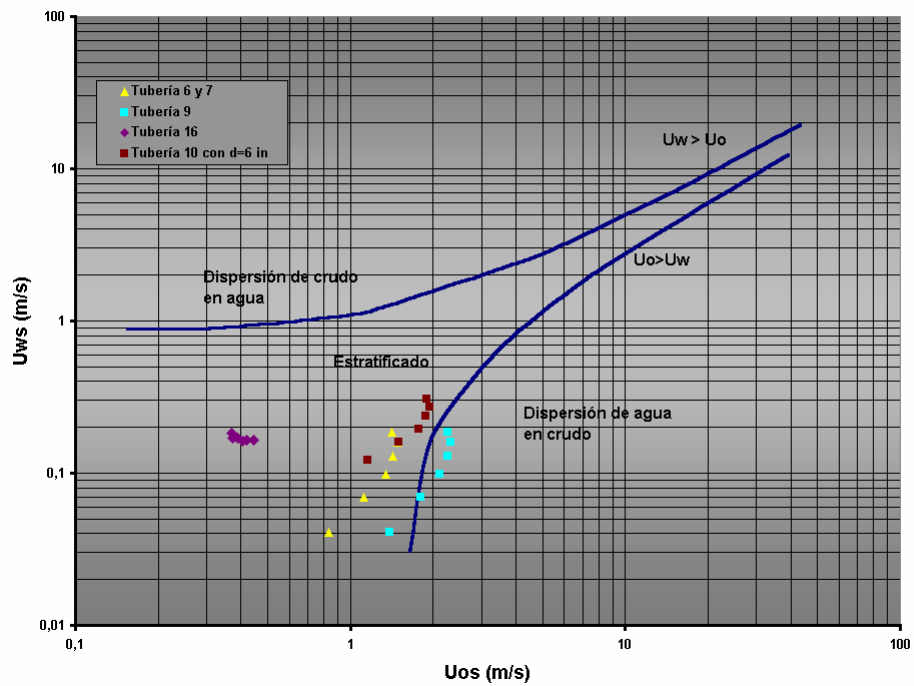


Figura 4.11.-Mapa de Patrones de Flujo para Tuberías de Diámetro de 8 pulg.

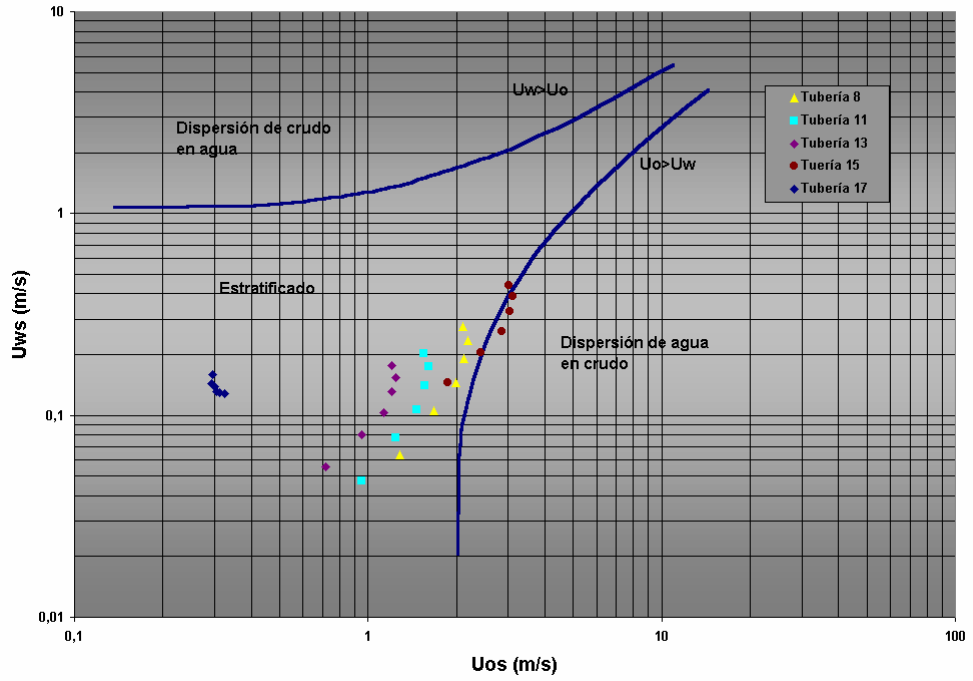


Figura 4.12.-Mapa de Patrones de Flujo para Tuberías de Diámetro de 10 pulg.

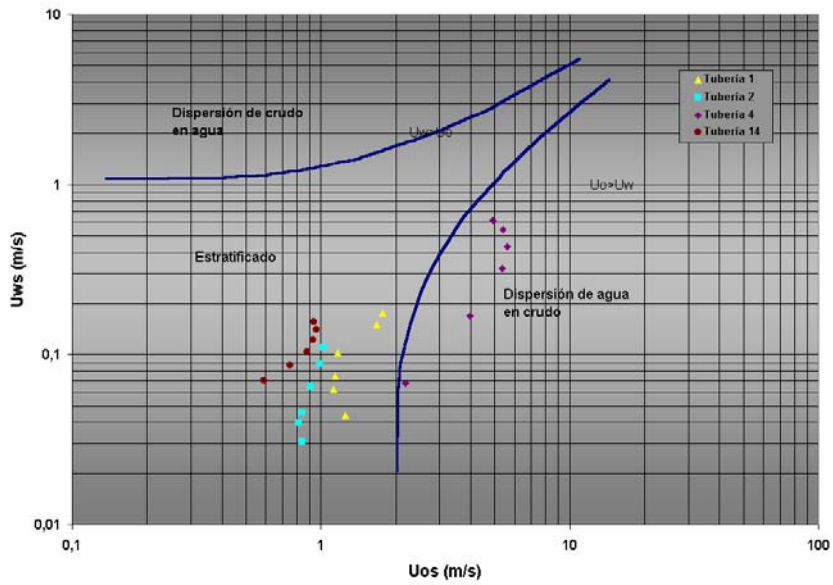


Figura 4.13.-Mapa de Patrones de Flujo para Tuberías de Diámetro de 12 pulg.

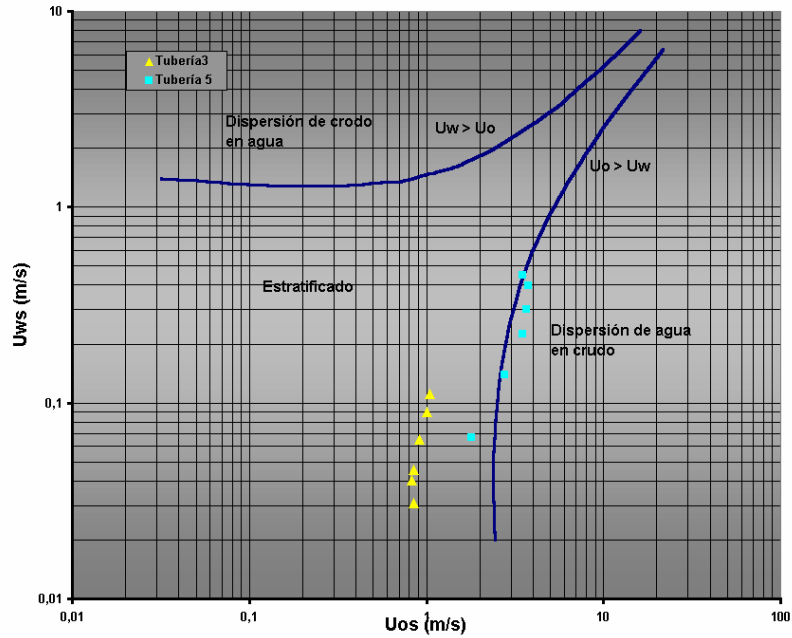


Figura 4.14.-Mapa de Patrones de Flujo para Tuberías de Diámetro de 16 pulg.

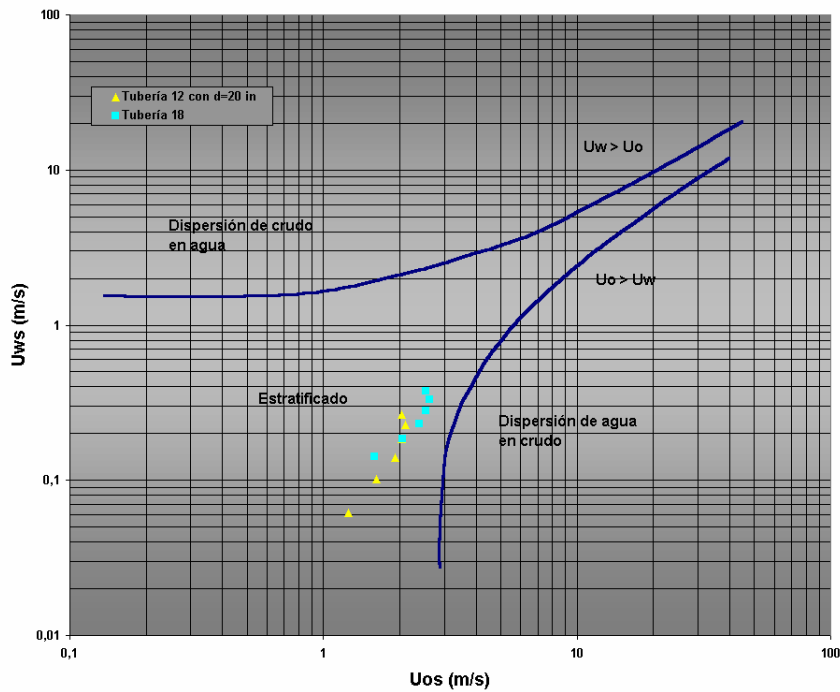


Figura 4.15.-Mapa de Patrones de Flujo para Tuberías de Diámetro de 24 pulg.

Como se puede observar en las gráficas anteriores, la mayoría de las tuberías presentan un patrón de flujo estratificado durante el periodo estudiado, lo que es muy conveniente para la separación de las fases.

Sin embargo la tubería 4 ya presenta flujo disperso y en las tuberías 5, 9 y 15 a partir del año 2004 comienzan a existir dispersión de agua en crudo, mientras que el patrón de flujo en las tuberías 1, 8 y 10 está cercano al límite de transición por lo que en un período mayor al lapso estudiado podrían presentar flujo disperso.

#### 4.4.-Propuesta.

Para promover un patrón estratificado en las tuberías 4, 5, 9 y 15 es necesario disminuir las velocidades superficiales de las fases, y para ello se propone instalar tuberías de un diámetro mayor al que tienen actualmente las tuberías de interés. Es importante destacar que esta es sólo una de las diferentes opciones que hay para disminuir la velocidad de las fases; también se podría redistribuir la producción hacia otras estaciones de flujo ó separar el agua en las estaciones, aquí sólo se estudiará el cambio de diámetro, por la limitante tiempo.

La siguiente tabla presenta los cambios de diámetros que se proponen para cada tubería:

Tabla 4.10.-Cambio de Diámetro en las Tuberías

N Tuberia	Diámetro Actual (in)	Diámetro Propuesto (in)
4	12	16
5	16	18
9	8	10
15	10	12

Las siguientes gráficas muestran los valores de velocidades superficiales que se lograrían obtener en las tuberías con el respectivo cambio de diámetro, los cuales se comparan con los valores que se tienen previstos con el diámetro actual.

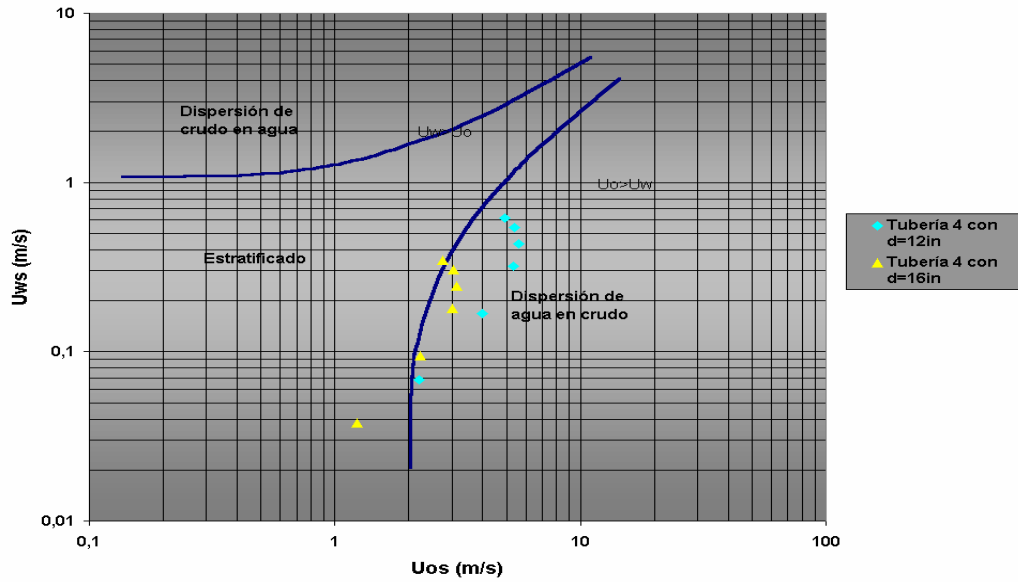


Figura 4.16.-Comparación del Patrón de Flujo para la Tubería 4 con el Cambio de Diámetro.

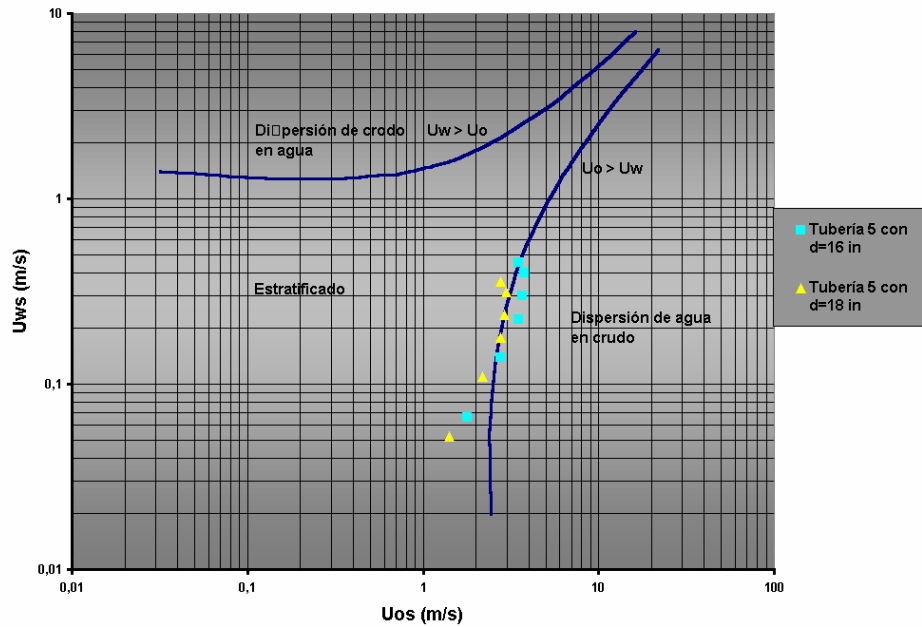


Figura 4.17.-Comparación del Patrón de Flujo para la Tubería 5 con el Cambio de Diámetro.

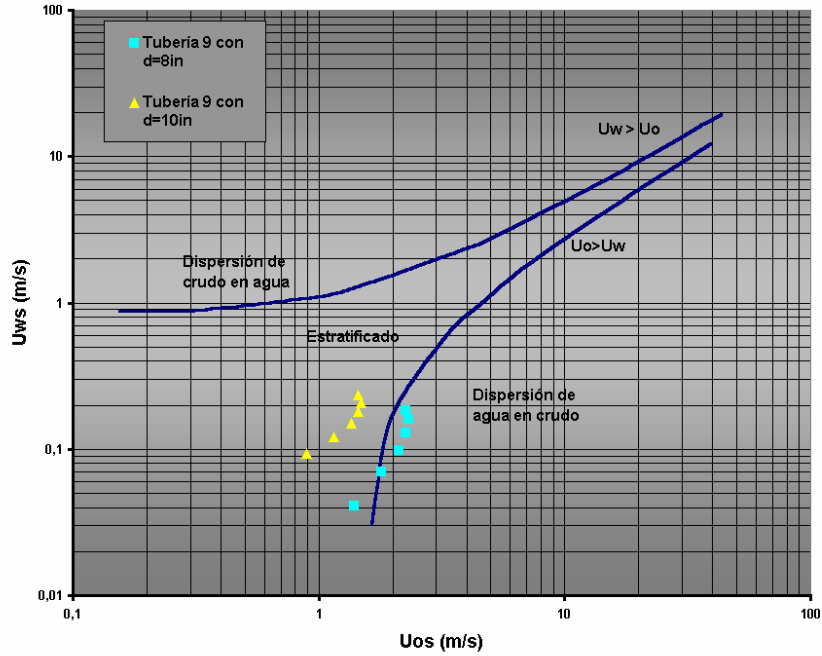


Figura 4.18.-Comparación del Patrón de Flujo para la Tubería 9 con el Cambio de Diámetro.

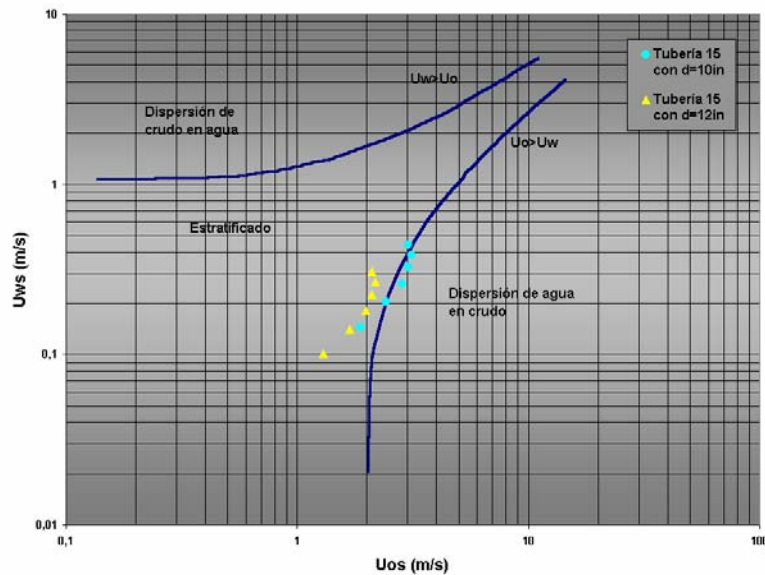


Figura 4.19.- Comparación del Patrón de Flujo para la Tubería 15 con el Cambio de Diámetro.

#### 4.5.-Análisis de Resultados.

✦ En la figura 4.10, se presentan los límites de transición de flujo estratificado a disperso para distintos diámetros de tuberías. En ésta gráfica se puede apreciar como a medida que se aumenta el diámetro de tubería la zona de flujo estratificado también lo hace, esto puede ser debido a que a medida que se tienen mayores diámetros, la sección transversal aumenta, disminuyendo, de esta manera, las velocidades del flujo de los fluidos involucrados, permitiendo un flujo menos agitado el cual favorece la separación de las fases y la estabilidad de la interfase.

✦ De las gráficas mostradas en las figuras 4.11, 4.12, 4.13, 4.14 y 4.15, se puede observar que, en su mayoría, la red de recolección de crudo Lagotreco no presenta, ni presentará según el plan de producción para la segregación, patrones de flujo disperso en las tuberías, a excepción de las tuberías 4, 5, 9 y 15.

✦ Con la modificación de diámetros propuesta se logra un patrón de flujo estratificado en las tuberías 9 y 15, mientras que para las tuberías 4 y 5 se consigue llegar a una zona crítica de cambio de patrón de flujo de disperso a estratificado, sin embargo, se debe recordar que con el aumento del diámetro, el límite IKH se expande y por lo tanto los puntos pueden tener mayor probabilidad de encontrarse en la zona de flujo estratificado que en la zona de flujo disperso.

✦ Por último se debe advertir que al existir flujo estratificado en las tuberías, se aumenta el riesgo de corrosión severa en las mismas, por lo que se recomienda hacer una evaluación más detallada de la influencia del patrón de flujo en la red estudiada sobre el problema de la corrosión.

## 5.-DESPOJADORES DE AGUA LIBRE

Los despojadores de agua libre (DAL) o su nombre en inglés Free Water Knockout (FWKO) son comúnmente usados para separar gran parte del agua que viene asociada con el petróleo, pero que no está emulsionada y se asienta fácilmente en menos de 10-20 minutos (Schramm, 1992). Un DAL debe incorporar un dispositivo de disipación del momentum del flujo entrante y confinar al gas en el tope del separador. Estos requerimientos son necesarios para promover un proceso tranquilo de separación de la fase crudo/agua. Muchos de los DAL incorporan medios de coalescencia, los cuales promueven la separación.

La ley de Stokes es la que mejor describe la velocidad de separación gravitacional para gotas en mezcla de crudo/agua (Maston, 1990). Esta ley expresada en términos petroleros es:

$$v_t = 178,74(v_w - v_o)d_o / \mu_w \quad (5.1)$$

En el dimensionamiento de los DAL, son usados comúnmente valores de diámetro de gota,  $d_o$ , de 0,015 a 0,020 cm.

El crudo de salida de un DAL todavía contiene desde 1 hasta 30 % de agua emulsionada. En el interior de estos recipientes que son de simple construcción y operación, se puede encontrar baffles para direccionar el flujo y platos de coalescencia. El agua es removida por la fuerza de gravedad y esta remoción provoca ahorros en el uso de combustible de los calentadores, si se requiere de tratamiento térmico. Un calentador requiere de 350 Btu para calentar un barril de agua 1 °F, pero solamente requiere 150 Btu para calentar 1 barril de crudo 1 °F. El calentamiento de agua, aparte de que es un desperdicio de energía provoca problemas de incrustación y requiere del uso adicional de tratamiento químico muy costoso para prevenir la incrustación.

Los despojadores de agua libre (DAL), no son lo mejor en separación ya que ellos solo remueven el agua libre. Los compuestos químicos rompedores de emulsión



pueden ser adicionados a la alimentación del recipiente. Los DAL están protegidos por ciertos dispositivos y por aditamentos para prevenir la corrosión por el efecto del agua salada.



Figura 5.1.- DAL Horizontal, Patio de Tanques de Bachaquero

## 5.1.-Clasificación de los DAL.

### 5.1.1.-Despojadores de Agua Libre Verticales.

Como ya es sabido, los DAL verticales no son una alternativa competitiva, por su mínima cobertura. Un DAL vertical debe ser construido tal que el flujo entre cerca del tope y pase a través de la cámara de separación de gas/liquido. Dentro de la carcasa del separador comienza la separación de la fase liquida desgasificada, con el ascenso de la fase continua de crudo al tope y el descenso de la fase continua de agua al fondo. El drenaje de agua es regulado por una válvula de descarga que normalmente es controlada por un flotador de interfase. El crudo y el gas que salen son usualmente controlados solo por un regulador de presión (“superimposed backpressure”). Como en

todos los dispositivos tipo tambor las salidas deben ser equipadas con unidades rompe vórtices. Las gotas de crudo deben ascender en contracorriente de la velocidad del agua, la cual, asumiendo un flujo tipo tapón, iguala al caudal dividido entre al área de la sección transversal de la carcaza. Igualando esta velocidad con la de asenso de una gota de crudo como se expresa en la ecuación 5.1, se obtiene la comúnmente usada ecuación de la capacidad de diseño:

$$q_{vc} = 2,1603 * 10^6 \frac{(\gamma_w - \gamma_o) d_o^2 * d_i^2}{\mu_w} \quad (5.2)$$

que demuestra que el diámetro de la carcaza es único parámetro del separador que afecta a la capacidad (Maston, 1990). Esta ecuación, que modificaremos luego para compensar que no es un flujo ideal, es apropiada para el dimensionamiento.

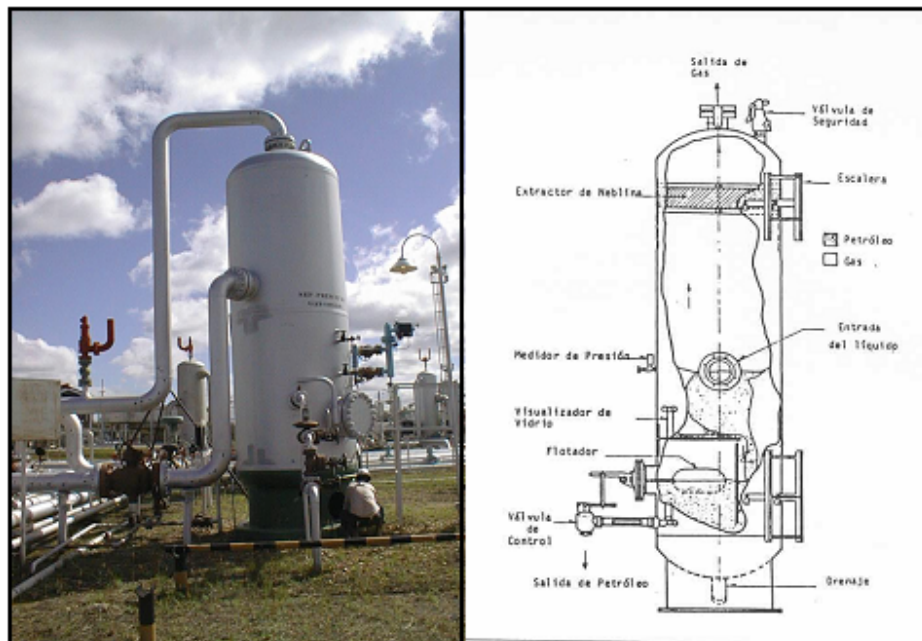


Figura 5.2.- Separador Vertical Convencional

***Ventajas de los DAL verticales.***

- Normalmente empleados cuando la relación gas o vapor-líquido es alta y/o cuando se esperan grandes variaciones en el flujo de vapor/gas.
- Mayor facilidad, que un tambor horizontal, para el control del nivel del líquido, y para la instalación física de la instrumentación de control, alarmas e interruptores.
- Ocupa poco espacio horizontal
- La capacidad de separación de la fase liviana no se afecta por variaciones en el nivel de la fase pesada.
- Facilidad en remoción de sólidos acumulados.

***Desventajas de los DAL verticales.***

- El manejo de grandes cantidades de líquido, fuertes variaciones en la entrada de líquido, ó separación líquido-líquido, obliga a tener excesivos tamaños de recipientes, cuando se selecciona esta configuración.
- Requieren mayor diámetro, que un tambor horizontal, para una capacidad dada de gas.
- Requieren de mucho espacio vertical para su instalación.
- Fundaciones más costosas cuando se comparan con tambores horizontales equivalentes.
- Cuando hay formación de espuma, o quiere desgasificarse líquido ya recolectado, se requieren grandes volúmenes de líquido y, por lo tanto, tamaños grandes de tambores verticales.

**5.1.2.-Despojadores de Agua Libre Horizontales.**

Una aplastante mayoría de los DAL son horizontales, lo cual es atribuible a la inherente alta capacidad por costo de unidad. La entrada de crudo es normalmente colocada cerca del tope de uno de los extremos de la carcaza, permitiendo dejar al gas en el tope con un mínimo de turbulencia.

Luego de esta separación primaria, las fases continuas de crudo y agua siguen fluyendo a través de la carcaza y son descargadas por diferentes salidas en el otro extremo del separador. Como para las unidades verticales, la válvula de drenaje de agua es controlada comúnmente por un flotante de interfase. En los dispositivos horizontales, la velocidad de ascenso de las gotas de crudo en el agua y la velocidad de descenso de las gotas de agua en el crudo son perpendiculares a la dirección del flujo. La ecuación de capacidad de diseño comúnmente utilizada para los DAL puede ser obtenida al igualar el cociente del caudal de agua dividido entre el área de la interfase con la velocidad de ascenso de la gota de crudo expresada en la ecuación 5.1 (Maston, 1990).

$$q_{HC} = 2,7505 * 10^6 \frac{L_e d_i (\gamma_w - \gamma_o) d_o^2}{\mu_w} \quad (5.3)$$

Está subsiguientemente demostrado que, para carcazas ideales, el uso de la ecuación 5.3 resulta en un sobredimensionamiento del DAL por un factor de  $4/\pi$ . Las consideraciones de flujo no ideal también son necesarias. El tiempo de residencia teórico,  $t_T$ , es frecuentemente usado como base para dimensionar los DAL. Esta teoría es una base muy poco fiable para la selección de equipos, y los  $t_T$  más grandes que los inherentes en los criterios de diseño son innecesarios.

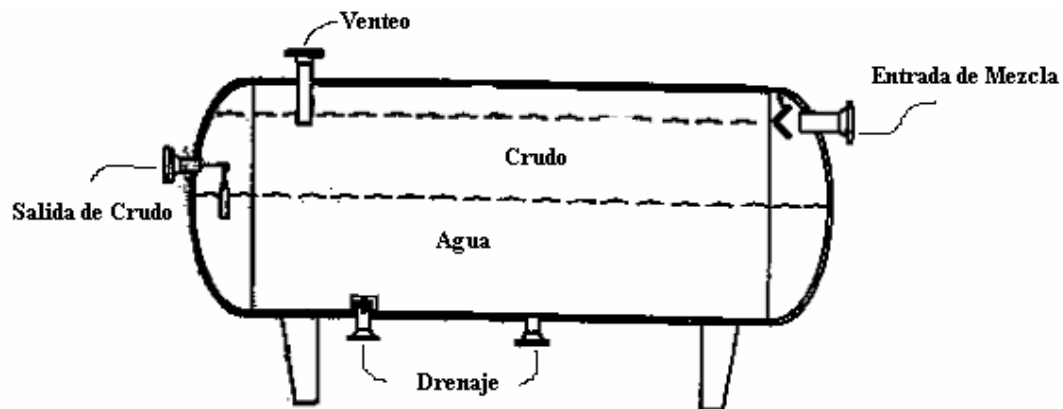


Figura 5.3.- Separador Horizontal Convencional.

***Ventajas de los DAL horizontales.***

- Normalmente empleados cuando la relación gas ó vapor-líquido es baja.
- Requieren de poco espacio vertical para su instalación.
- Fundaciones más económicas que las de un tambor vertical equivalente.
- Por lo general, son más económicos.
- Requieren menor diámetro, que un tambor vertical, para una capacidad dada de gas.
- Manejan grandes cantidades de líquido, fuertes variaciones en la entrada de líquido, ó separación líquido-líquido, optimizando el volumen de operación requerido.
- Los volúmenes de retención facilitan la desgasificación de líquido y el manejo de espuma, si se forma.

***Desventajas de los DAL horizontales.***

- Variaciones de nivel de la fase pesada afectan la separación de la fase liviana.
- Ocupan mucho espacio horizontal.
- Difícil remoción de sólidos acumulados (Necesidad de inclinar el recipiente ó añadir internos como tuberías de lavado).

## 5.2.-Filosofía Operacional de los Despojadores de Agua Libre del Patio de Tanques de Bachaquero. (Pereira, 1993)

### 5.2.1.-Sistema de Limpieza.

El sistema de limpieza tiene como finalidad la remoción de la arena depositada en el fondo de los separadores, para ello éstos disponen de 4 secciones, siendo la limpieza efectuada por sección, una a la vez. Cada sección dispone de 4 válvulas de drenaje y de 2 válvulas de suministro de agua.

Inicialmente la limpieza de la arena de los separadores será una vez al día; sin embargo, esta frecuencia puede ser variada por el operador, en función de la experiencia, por lo cual se deberá disponer de las facilidades para que el operador modifique por pantalla o panel de control los tiempos entre lavados, así como la duración de los mismos, los cuales pueden ser diferentes para cada separador.

Se fijará un tiempo de lavado y de drenaje por sección de 45 segundos, el cual puede ser modificado por el operador.

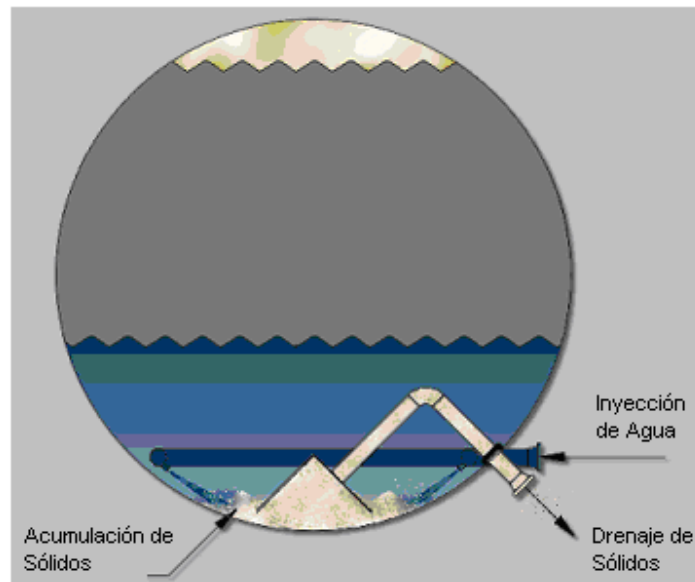


Figura 5.4.-Sistema de Limpieza de Sólidos.

La secuencia de lavado de los separadores puede ser iniciada automáticamente o por decisión del operador.

En forma automática el PLC, al transcurrir el tiempo prefijado entre lavados, generará una señal de inicio de lavado, la cual debe ser confirmada por el operador remotamente por pantalla, desde la estación supervisora o localmente desde el panel de control ubicado en el campo.

Por decisión del operador, será pulsado el comando de inicio de la secuencia de lavado, el cual puede realizarse de forma remota desde la estación supervisora o local desde el panel de campo.

Una vez confirmado el inicio de la secuencia, se deberán cumplir los siguientes pasos en el orden que se describe a continuación:

1. Arranque de la bomba de agua limpia. De fallar las bombas de la fosa de agua limpia, el PLC inhabilitará la secuencia, generándose la alarma de secuencia incompleta, asimismo las bombas se mostrarán en pantalla titilando. El operador no tendrá la opción de seguir con la secuencia.
2. Generación de un comando por parte del PLC de apertura simultánea de las válvulas de drenaje y lavado correspondientes a la primera sección.
3. El PLC recibirá señales discretas de válvulas abiertas provenientes de los interruptores de posición del conjunto de válvulas. En caso contrario el sistema deberá ofrecerle al operador la posibilidad de continuar con el ciclo de lavado o abortar, generalmente una alarma por pantalla e impresión de “secuencia incompleta”. En caso de que todas las válvulas abran comienzan a contar el tiempo de lavado que debe transcurrir el cual será de 45 segundos, al término del cual el PLC desenergizará las solenoides, para el cierre de las válvulas de drenaje y lavado correspondientes a esta sección, continuando automáticamente con la siguiente sección hasta completar las cuatro secciones del separador. Es importante destacar que el paro de la bomba será generado por el PLC cuando se concluya la limpieza de las cuatro secciones del separador, o en el caso de que el operador decida abortar la secuencia.



El ciclo de lavado de un separador es de aproximadamente tres minutos.

Adicionalmente, el sistema de limpieza comprende un sistema de suministro de aire para la eliminación de sólidos de los empaques del “PERFORMAX” (eliminador de neblina).

Esta limpieza con aire será realizada una vez al día y su duración inicial será de un minuto. Tanto la frecuencia como la duración podrán ser modificadas por el operador y son diferentes para cada separador; por lo tanto, se deberá disponer de las facilidades para que el operador introduzca estos valores por pantalla.



**Figura 5.5.-Vista de las Tuberías de Inyección de Agua para el Sistema de Limpieza.**

El inicio de la limpieza puede ser automático al transcurrir el tiempo prefijado, o por decisión del operador, cuando éste lo requiera enviara el comando de inicio de las secuencias.



En el caso automático, se requiere la confirmación del operador para dar inicio a la secuencia que se describe a continuación:

1. Vía PLC se energizarán las solenoides de apertura de las dos válvulas de suministro de aire.
2. El PLC recibirá señales discretas de válvulas abiertas, provenientes de los interruptores de posición. En caso contrario, el sistema deberá ofrecerle al operador la posibilidad de continuar el ciclo de limpieza con aire o abortar la secuencia, generándose una alarma por pantalla e impresoras de “secuencia incompleta”, así mismo se mostrarán en pantalla, titilando, las válvulas que presentan fallas.
3. En caso de que las dos válvulas abran, se producirá una baja de presión en el sistema de aire, lo cual origina el arranque automático del compresor disponible.

Una vez transcurrido el tiempo de un minuto prefijado, se concluirá la limpieza con aire, con lo cual el PLC generará una señal para desenergizar las solenoides y cerrar las válvulas.

### **5.2.2.-Sistema de Suministro de Aire.**

Este sistema tiene como finalidad suministrar el aire requerido para la limpieza con aire de los separadores.

Para ello, se dispone de dos compresores, uno en operación y otro de respaldo, y un tanque pulmón. El compresor, estando en modo de operación automático, arrancará al activarse el contacto del interruptor de baja presión en el tanque pulmón. El paro automático del compresor se realizará al abrirse el contacto del interruptor de alta presión en el tanque pulmón.

Para efecto de que los tiempos de operación de los compresores sean similares, estos serán rotados en los arranques, para lo cual se debe implementar un totalizador de tiempo de operación de cada compresor, dicho tiempo determinará el compresor que debe arrancarse. Asimismo se deberá

disponer de un totalizador de tiempo de falla y disponibilidad para la generación de reportes diarios y mensuales de estos tiempos.

La lógica del PLC intentará arrancar el compresor que esté disponible (que no tenga fallas y este en modo automático) que tenga menos tiempo de operación. En caso de que este compresor falle, el sistema enviará una alarma a la impresora y pantalla e intentará arrancar el compresor disponible (respaldo).

En caso de alta presión y temperatura en la descarga del compresor, se originará un paro en el compresor externo el PLC, debido a las señales provenientes de los interruptores de alta presión y temperatura ubicados en la descarga del compresor, los cuales tendrán un contacto normalmente cerrado, cableado al PLC, que al abrirse generará una alarma en la estación supervisora y enviará a la impresora la ocurrencia del evento de paro de emergencia.

Por otra parte, se dispone de cuatro entradas discretas para señalización en la estación supervisora del “Estado de Operación” , selector de modo de operación en auto, selector de modo de operación en manual y falla del motor, para cada compresor del sistema.

### **5.2.3.-Sistema de Agua Limpia.**

Este sistema consta de dos bombas, una en operación y otra de respaldo, y una fosa de agua limpia. La bomba, estando en modo de operación automático, arrancará en función de una señal discreta (cierre de un contacto) proveniente del PLC, de acuerdo con la secuencia automática de limpieza de los separadores. En manual, las bombas serán manejadas por el operador, sin que los enclavamientos y protecciones del PLC intervengan en la operación.

Para efectos de que los tiempos de operación de las dos motobombas sean similares, estas serán rotadas en los arranques, para lo cual se debe implementar un totalizador de tiempo de operación de cada bomba, dicho tiempo determinará la bomba que debe arrancarse. Asimismo se deberá

disponer de un totalizador de tiempo de falla y disponibilidad para la generación de reportes diarios y mensuales de estos tiempos.

Al igual que en el sistema de suministro de aire, la lógica del PLC intentará arrancar la bomba que esté disponible (que no tenga fallas y este en modo automático) que tenga menos tiempo de operación. En caso de que esta bomba falle, el sistema enviará una alarma a la impresora y pantalla e intentará arrancar la bomba disponible (respaldo).

Cualquier bomba que sea reportada “en falla” debe ser reconocida por el operador antes de que el sistema intente arrancarla.

En caso de bajo nivel o alta presión de descarga, se originará un paro de la bomba externa al PLC, debido a señales provenientes del interruptor de bajo nivel ubicado en la fosa de agua limpia y el interruptor de alta presión ubicado en la descarga de cada bomba, los cuales tendrán un contacto normalmente cerrado, cableado al PLC, que al abrirse generará una alarma en la estación supervisora y enviará a la impresora la ocurrencia del evento de paro de emergencia.

De igual forma, para cada bomba del sistema de agua limpia, se disponen de cuatro entradas discretas, para la señalización en la estación supervisora del estado de operación, selector de modo de operación en auto, selector de modo de operación en manual y falla del motor.

#### **5.2.4.-Sistema de Drenaje.**

Este sistema consta de dos bombas, una de operación y otra de respaldo, y una fosa de drenaje. Las bombas, estando en modo de operación automático, arrancarán en función de la señal de nivel de la fosa de drenaje proveniente de un transmisor de nivel (4 – 20 mA). En manual, las bombas serán manejadas por el operador sin que los enclavamientos y protecciones del PLC intervengan en la operación.

Para efectos de que los tiempos de operación de las dos bombas sean similares, éstas serán rotadas en los arranques para lo cual se debe

implementar un totalizador de tiempo de operación (a ser incluido en un despliegue de cada bomba, dicho tiempo determinará la bomba a arrancarse. Así mismo, se deberá disponer de un totalizador de tiempo de falla y disponibilidad para la generación de reportes diarios, semanales y mensuales de estos tiempos. La lógica del PLC intentará arrancar la bomba que esté disponible (no existe falla) y que tenga menos tiempo de operación. En caso de que esta bomba falle, el sistema enviará una alarma a la impresora y pantalla e intentará arrancar la bomba disponible (respaldo). Cualquier bomba que sea reportada “en falla” debe ser “reconocida” por el operador antes de que el sistema intente arrancarla.

En caso de bajo nivel, se originará un paro en la bomba, externo al PLC, proveniente del interruptor de bajo nivel ubicado en la fosa de drenaje, el cual tendrá un contacto N.A. (cerrado con nivel) cableado al PLC, que al abrirse generará una alarma en la Estación Supervisora y enviará a la impresora la ocurrencia del evento de paro de emergencia.

Así mismo, para cada bomba del sistema de drenaje de lodos, se dispone de 4 entradas discretas para señalización en la Estación Supervisora del estado de operación (cierre del contacto), selector de modo de operación en automático (cierre del contacto), selector de modo de operación en manual (cierre del contacto) y falla del motor apertura del contacto.

#### **5.2.5.-Sistema API-Sur.**

Este sistema consta de dos bombas, una en operación y otra de respaldo, y una fosa de efluentes. Las bombas, estando en modo de operación automático, arrancarán en función de la señal de nivel (4–20 mA). En manual, las bombas serán manejadas por el operador sin que los enclavamientos y protecciones del PLC intervengan en la operación.

Para efectos de que los tiempos de operación de las dos motobombas sean similares, éstas serán rotadas en los arranques, para lo cual se debe implementar un totalizador de tiempo de operación de cada bomba, dicho

tiempo determinará la bomba a arrancarse. Así mismo se deberá disponer de un totalizador de tiempo de falla y disponibilidad para la generación de reportes diarios, semanales y mensuales de estos tiempos.

La lógica del PLC intentará arrancar que esté disponible y tenga menos tiempo de operación. En caso d que esta bomba falle, el sistema enviará una alarma a la impresora y pantalla e intentará arrancar la bomba disponible.

Cualquier bomba que sea reportada “en falla” debe ser “reconocida” por el operador antes de que el sistema intente arrancarla.

En caso de bajo nivel, se originará un paro en la bomba, externo al PLC, proveniente del interruptor de bajo nivel ubicado en la fosa de efluentes, el cual tendrá un contacto N.A. (cerrado con nivel) cableado al PLC, que al abrirse generará una alarma en la Estación Supervisora y enviará a la impresora la ocurrencia del evento de paro de emergencia.

Así mismo, se dispone de 4 entradas discretas para señalización de la Estación Supervisora del estado de operación (cierre del contacto), selector de modo de operación automático (cierre del contacto), selector de modo de operación en manual (cierre del contacto) y falla del motor (apertura del contacto), para cada bomba del sistema.

## **5.2.6.-Sistemas de Separación de Agua Libre.**

### **5.2.6.1.-Puesta en Servicio.**

Para la puesta en servicio del DAL, el operador deberá verificar que todas las válvulas de bloqueo manual estén abiertas, con esto el separador queda “disponible”. El operador deberá ingresar por pantalla la disponibilidad del separador.

Para colocar en línea el separador, el operador podrá abrir la válvula de entrada al mismo en forma local, desde la botonera del actuador (o remotamente siempre y cuando el selector del actuador este en remoto) desde la Estación Supervisora en la sala de control. El sistema debe indicar la

disponibilidad del separador para habilitar el control remoto de las válvulas motorizadas.

#### **5.2.6.2.-Válvula de entrada al separador (motorizada).**

La válvula de entrada al separador dispone de un actuador eléctrico con dos relés de interposición (bobina 24 VDO) para apertura y cierre, dos interruptores de posición para señalización de válvula abierta y cerrada respectivamente (cuando el contacto cierra), un contacto de indicación de falla en el actuador (cerrado en condiciones normales) y un contacto que cierra para indicar que el selector de modo de operación está en remoto. El comando de apertura de las válvulas puede ser dado desde la Estación Supervisora o desde la botonera local, una vez que el operador haya verificado que todas las válvulas de bloqueo estén alineadas.

#### **5.2.6.3.-Control de Presión.**

Para asegurar la transferencia de crudo a los tanques de almacenamiento independiente de las condiciones aguas abajo del separador, se requiere controlar la presión en el separador. Para ello se dispone de un lazo de control de presión PID (vía módulo PID en el PLC), el cual tendrá como variable de proceso la presión en el separador y como elemento final el convertidor I/P de la válvula de control de presión (válvula de crudo).

La selección del modo de operación (manual/automático) de los lazos PID se puede realizar desde el SCADA o el IHM (Interfaz Hombre Máquina) DATAPANEL. Cuando el lazo de control esté en automático, la responsabilidad del operador se limita al ingreso del “set point” por pantalla, desde la sala de control o localmente en la estación manual. La selección del control en manual permitirá al operador el manejo del lazo de presión localmente cuando así lo desee. En ambos casos, lazo en automático o manual, se deberá generar la indicación respectiva en la Estación Supervisora.

La acción de la válvula de crudo es aire para cerrar, falla abierta. Se dispone de un contacto seco para señalización de válvula totalmente cerrada, el cual se cableará a una entrada del PLC. Cuando este contacto se abre, genera una alarma de “válvula de crudo cerrada” en la Estación Supervisora e Impresora. La información de la medición de presión del separador, suministrada por el transmisor de presión (señal de 4 – 20 mA), permitirá generar, vía software, una pre-alarma de alta presión en el separador a nivel de la Estación Supervisora e Impresora, con el objeto de que el operador tome las acciones pertinentes. En caso de muy alta presión en el separador, un contacto normalmente cerrado del interruptor de presión del DAL se abre, cerrando la válvula de entrada al separador al enviar directamente (sin intervención del PLC) la señal al actuador de dicha válvula. El interruptor tendrá además un contacto N.C. (normalmente cerrado) cableado al PLC para indicación por pantalla e impresora de la alarma de separador fuera de servicio por alta presión.

#### **5.2.6.4.-Control de Interfase.**

Para el drenaje del agua libre, el separador cuenta con un control de nivel de interfase. Para ello se dispone de un lazo de control de nivel PID (vía módulo PID en el PLC), el cual tendrá como variable de proceso el nivel de interfase agua crudo en el separador y como elemento final el convertidor I/P de la válvula de control de nivel (válvula de agua).

Cuando el lazo de control esté en automático, la responsabilidad del operador se limita al ingreso del “set point” por pantalla, desde la sala de control o localmente en la estación manual. La selección del control en manual permitirá al operador el manejo del lazo de nivel localmente cuando así lo desee. En ambos casos, lazo en automático o manual, se deberá generar la indicación respectiva en la Estación Supervisora.

La acción de la válvula es aire para abrir, falla cerrada. Se dispone de un contacto seco para señalización de válvula totalmente abierta, el cual se

cableará a una entrada del PLC. Cuando este contacto se abre, originará una alarma de “válvula de agua abierta” en la Estación Supervisora e Impresora.

La información de la medición del nivel de interfase de separador, suministrada por el transmisor de nivel (señal de 4 – 20 mA), permitirá generar, vía software, una pre-alarma de bajo nivel de interfase en el separador, a nivel de la Estación Supervisora e Impresora, con el objeto de que el operador tome las acciones pertinentes. En caso de muy bajo nivel de interfase, un contacto N.C. del interruptor de nivel del DAL se abre para desenergizar (directamente y sin intervención del PLC) la solenoide de suministro de aire al actuador de la válvula de agua, causando se cierre. Dicho interruptor de nivel poseerá otro contacto N.C cuya apertura indicará al PLC que debe activar la alarma de muy bajo nivel de interfase en la Estación Supervisora e Impresora.

Con la finalidad de mejorar el desempeño de los DAL una vez reactivados, se ha considerado dividir al despojador en tres partes: la primera sección será la de sección de separación de sólidos, en donde se instalará un dispositivo que promueva la segregación de partículas sólidas de la corriente de entrada; luego se tendrá la sección de coalescencia en donde se colocarán equipos que permitan la unión de las gotas de agua emulsionada en el crudo, y por último, la sección de separación de líquidos en donde el agua libre y las gotas de determinado tamaño se asentarán para luego ser drenada.

A través de la reactivación de los DAL se logrará aumentar la capacidad de los tanques de almacenamiento pues, el agua libre que actualmente se asienta en los mismos, se separará en los DAL y por lo tanto el volumen ocupado en el tanque por el agua libre estará ocupado por crudo.



## **6.-SEPARADOR CICLÓNICO**

### **6.1.-Introducción.**

Dentro del sistema de deshidratación del crudo Lagotreco se encuentran los denominados DAL (despojadores de agua libre), los cuales tienen como propósito separar el agua no emulsionada de la corriente de crudo. Inicialmente estos dispositivos contaban con unos platos coalescentes los cuales, como su nombre lo indica, tienen la función de promover la coalescencia de las gotas de agua para así facilitar su asentamiento.

Al transcurrir el tiempo estos platos se obstruyeron debido a la decantación de sólidos en los espacios inter-placas; lo que causó serios problemas al sistema de deshidratación.

Con el fin de lograr la reactivación de los DAL (actualmente inactivos), sin que vuelva a ocurrir mismo incidente, se ha previsto la implementación de un dispositivo capaz de separar partículas sólidas que puedan ocasionar problemas de obstrucción.

Para ello se ha propuesto el diseño de uno de los dispositivos más eficaces y de construcción sencilla para la separación sólido-líquido utilizado en la industria petrolera, como lo es el separador ciclónico o hidrociclón.

Con base en lo anterior, se aplicará un modelo matemático propuesto en la literatura (Svarovsky, 1980) tomando en cuenta las condiciones del campo y las limitaciones de espacio determinadas por las dimensiones del DAL.

También se desarrollará un modelo que permita diseñar un modelo propuesto por los autores del presente trabajo, basados principalmente en las fuerzas que actúan sobre una partícula sólida que entra con el fluido al ciclón.

**6.2.-Fundamentos Teóricos.**

Los ciclones han encontrado una gran aplicación en varias tecnologías de campo, tales como limpieza del gas, quemadores, atomizadores, clasificación de polvo, etc. Además son usados en la separación sólido-líquido; los ciclones diseñados especialmente para líquidos son referidos como hidrociclones, ciclones hidráulicos o hidroclones. Su éxito se debe en gran parte a que son equipos de una gran sencillez estructural debido a que no poseen partes móviles y apenas exigen mantenimiento.

En un ciclón una mezcla de líquidos y partículas es inyectada de forma tangencial por la parte superior de la sección cilíndrica y, como resultado de esta entrada en forma tangencial, un fuerte movimiento de torbellino es desarrollado dentro del ciclón. Una porción del líquido contenido y una fracción pequeña de las partículas es descargada a través de una tubería circular ubicada en el tope de la sección cilíndrica y proyectada en cierta longitud adentro del ciclón; la tubería de salida se llama tubo de descarga. El líquido remanente y una fracción grande de las partículas son drenadas a través de un orificio circular en el fondo del ciclón, llamado orificio de drenaje.

En el separador ciclónico se utiliza la fuerza de centrífuga para separar dos fases con diferente gravedad específica. El fluido a tratar gira dentro del equipo. La fuerza centrífuga generada por la rotación hace que la fase más densa se dirija hacia las paredes del equipo, mientras que la fase más liviana se dirige hacia el centro del mismo, formando un núcleo. Hablando específicamente de los equipos de separación sólido-líquido, dentro de éste cualquier partícula se encuentra sometida a la acción de dos fuerzas opuestas en la dirección radial. Ambas fuerzas son función del radio de curvatura de la trayectoria y del tamaño de la partícula, por esta razón las partículas de tamaños distintos tienden a girar en órbitas de radios distintos. Como la fuerza dirigida hacia el exterior (fuerza centrífuga) que actúa sobre la partícula aumenta con la componente tangencial de la velocidad, y la fuerza dirigida hacia el interior (fuerza de arrastre) aumenta con la componente radial, el separador se debe diseñar de manera que la velocidad tangencial sea lo mas grande posible y la velocidad radial (relativa entre la partícula y el flujo) sea lo mas pequeña posible. La geometría del

equipo permite la remoción de los dos fluidos de manera independiente. Esta es una mejora de la Separación Gravitacional, en la cual el efecto de la fuerza de gravedad es reemplazado por las fuerzas centrífuga y centrípeta.

### 6.2.1.-Clasificación de los Ciclones.

Los ciclones convencionales se pueden encontrar en una gran variedad de tamaños y la entrada al equipo puede ser bien rectangular o circular. Estos se dividen en dos grandes familias: los ciclones estáticos y los dinámicos (centrífugas), esta investigación se interesará solo por los ciclones estáticos los cuales no tienen partes móviles.

Una forma de clasificar los distintos tipos de ciclones es por su configuración geométrica (Svarovsky, 1980). Así tenemos:

- *Ciclones Convencionales con Diseño de Ángulo Angosto*: Son los más usados en la industria y se caracterizan por tener una gran longitud de 4 a 7 veces el diámetro o más, con ángulos de cono menores a  $25^\circ$  (ver figura 6.1). Tales ciclones son capaces de operar con bajos diámetros de corte por lo que son aplicados en tareas de clarificación de líquidos en donde se desean altos porcentajes de sólidos recobrados (ciclones pequeños de 10 a 20 mm de diámetro pueden dar un diámetro de corte de 2 micrones).
- *Ciclones Convencionales con Diseño de Ángulo Amplio*: Estos ciclones son generalmente más cortos que los descritos anteriormente y el ángulo del cono es mayor de  $25^\circ$ . Son usados para la clasificación de sólidos o partículas de acuerdo al tamaño o densidad.
- *Ciclones de Fondo Plano con Descarga Central de Sólidos*: Es tipo de ciclón es considerado como un caso especial del ciclón anterior pero con un ángulo de cono de  $180^\circ$ , es decir con fondo plano (ver figura 6.2). Presenta cierta circulación cerca del fondo debido a la presencia de vórtices por la fricción con la pared; la circulación tiene dirección descendente cerca de la pared y ascendente hacia el centro del orificio de drenaje. Los sólidos se concentran en el flujo circulante formando una cama circulante fluida que tiende a reemplazar al orificio de drenaje.

Como consecuencia el drenaje puede ser estrangulado considerablemente más que en los diseños convencionales, lográndose drenar partículas de 800 micrones. El diámetro de corte puede ser controlado por la estrangulación del drenaje, mientras la concentración en el mismo permanece virtualmente constante.

- *Ciclones Cilíndricos con Descarga Periférica de Sólidos*: Son utilizados para procesamiento de minerales por largo tiempo en sistemas de dos etapas (ver figura 6.3). La descarga de éste es la entrada del ciclón de la segunda etapa. Los sólidos separados son recogidos en una cámara anular en el fondo, acumulados o continuamente descargados a un ciclón convencional.

- *Ciclones para la Separación Líquido-Líquido*: Se han desarrollado diferentes tipos de ciclones para separación de dos fases líquidas inmiscibles cuya geometría es similar a la del ciclón convencional. Estos ciclones son referidos comúnmente como hidrociclones, y al igual que el ciclón convencional, su longitud llega a ser hasta 45 veces su diámetro (ver figura 6.4).

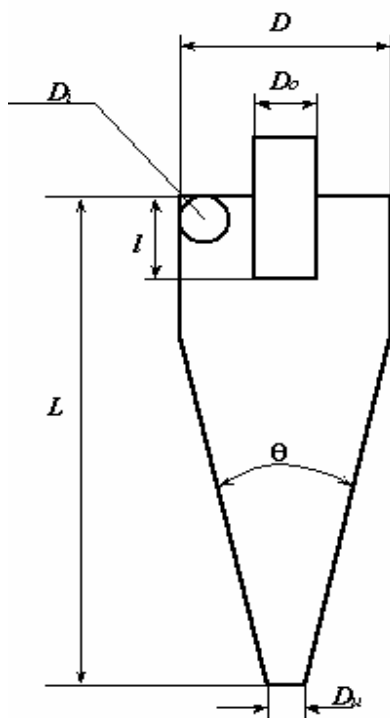


Figura 6.1.- Ciclón Convencional.

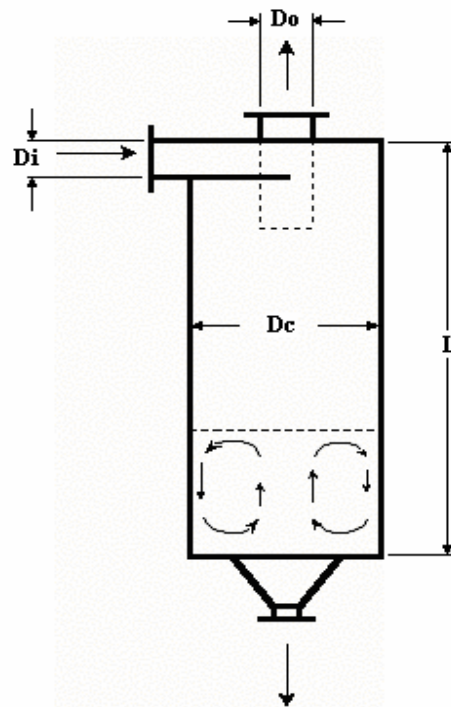


Figura 6.2.- Ciclón con Fondo Plano Descarga Central

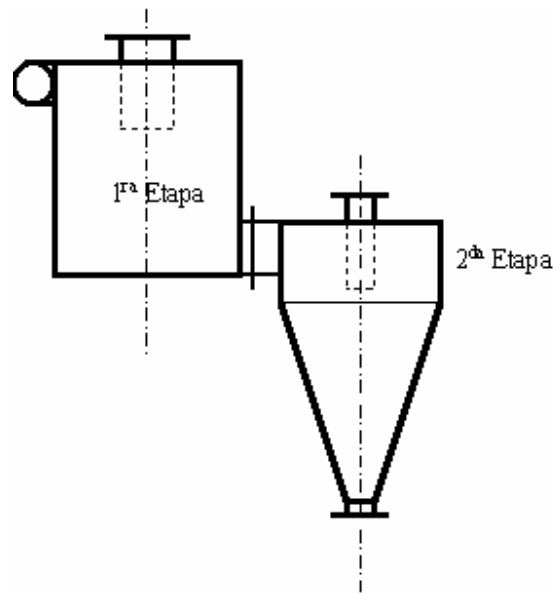


Figura 6.3.- Arreglo de Ciclón Cilíndrico y Ciclón Convencional.

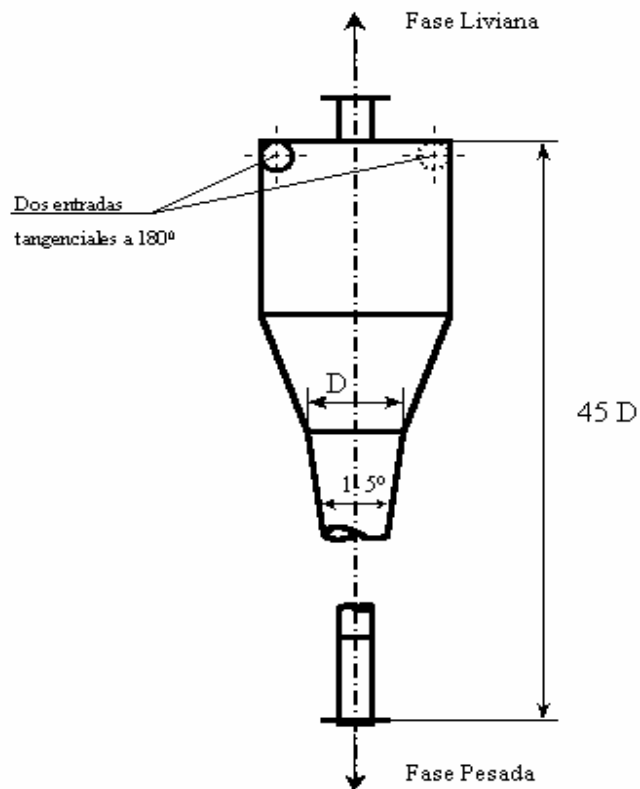


Figura 6.4.- Separador Ciclónico Líquido-Líquido.

Como en todo principio de separación que envuelva la dinámica de la partícula, un conocimiento del comportamiento del flujo en el separador ciclónico es algo esencial para comprender su funcionamiento y así lograr un diseño óptimo y evaluación de las trayectorias de las partículas, lo cual nos permite predecir la eficiencia de la separación. En la siguiente sección se presenta un cálculo simple de cómo es el comportamiento del flujo dentro de un ciclón típico y el conocimiento o probable comportamiento de las partículas sólidas en el fluido. Todo esto para el caso de fluidos con baja viscosidad en los cuales las partículas tienen poca o nada de influencia en el comportamiento del fluido.

### 6.2.2.-Patrones de Flujo Líquido para el Ciclón Convencional Cono-Cilindro.

El comportamiento del fluido en un ciclón tiene simetría circular, con excepción de la región justo en los alrededores de la tubería de entrada tangencial. La velocidad en cualquier punto dentro del ciclón está compuesta por tres componentes: la velocidad tangencial  $V_t$ , la velocidad radial  $V_r$  y la velocidad vertical o axial  $V_x$ , las cuales pueden ser analizadas separadamente. En las siguientes secciones se presenta una breve explicación de los perfiles de velocidad para un ciclón convencional cono-cilindro.

#### A.-Velocidad Tangencial, $V_t$ .

A bajos niveles del margen de la tubería de descarga, la velocidad tangencial  $V_t$  se incrementa considerablemente con un decremento de radio para una posición vertical dada (ver figura 6.5), esto puede ser descrito por la relación:

$$V_t \cdot r^n = \text{constante} \quad (\text{donde } n \text{ es normalmente } 0.6 \leq n \leq 0.9) \quad (6.1)$$

según Lecoffre, (1999):

$$V_t = \frac{D_c \cdot V_i}{2 \cdot r} \quad (6.2)$$

La ecuación (6.2) es un acuerdo con (6.1) para  $n = 1$

La velocidad tangencial es inversamente proporcional a  $r$ , esta relación se mantiene hasta un radio muy próximo a la columna cilíndrica de aire (la cual normalmente se forma en hidrociclones con descarga a presión atmosférica). A niveles por encima del margen de la tubería de descarga, se rompe el asenso de  $V_t$  a un radio mayor como se puede ver en la figura 6.5. Aparte de este fenómeno y de los efectos de pared,  $V_t$  es independiente de la posición vertical tanto que capas de velocidades tangenciales constante son cilindros coaxiales con el ciclón.

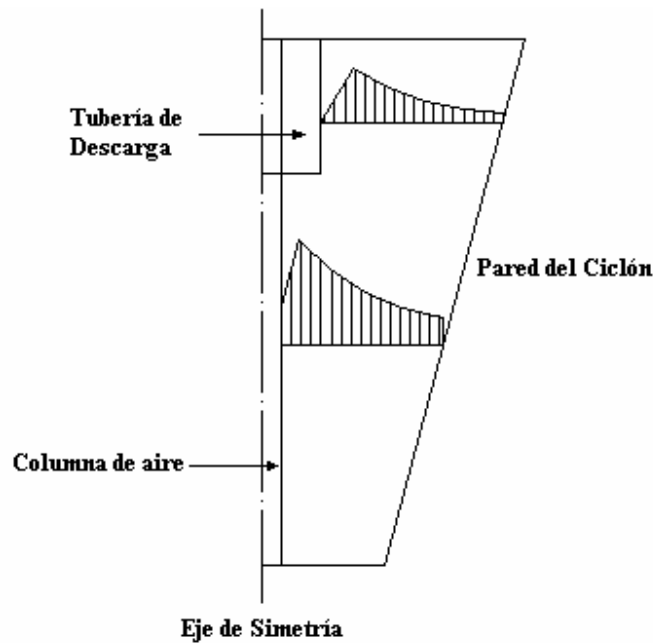


Figura 6.5.-Distribución de la Velocidad Tangencial en un Ciclón Cono-Cilindro.

### B.-Velocidad Axial, $V_x$ .

Como se puede ver en la figura 6.6, hay una fuerte caída de flujo a lo largo de las paredes externas de ambas porciones, cilíndrica y cónica. Este flujo es esencial para la operación del ciclón ya que este remueve las partículas que han sido separadas por el orificio de drenaje.

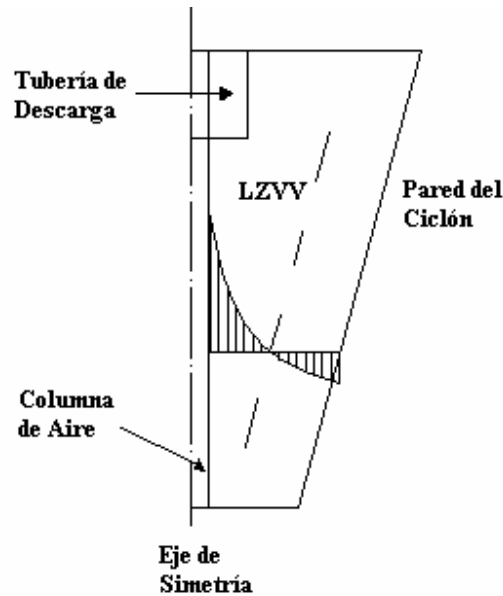


Figura 6.6.- Arreglo de Ciclón Cilíndrico y Ciclón Convencional.

Se puede apreciar como hay un cambio de sentido de la velocidad debido al contraflujo que se presenta gracias a la geometría. El flujo descendente es parcialmente contrabalanceado por el flujo ascendente en la región central, dependiendo de la relación entre el caudal de entrada y drenaje de sólidos,  $R_f$ . Este efecto define lo que hemos denominado límite de velocidad axial cero (LZVV), el cual sigue el perfil de la sección cónica del ciclón.

### C.-Velocidad Radial, $V_r$ .

Los componentes de velocidad radial son normalmente mucho más pequeños que los otros dos componentes y, como tal, son difíciles de medir correctamente. Como se puede ver en la figura 6.7, la velocidad radial está orientada hacia adentro y su magnitud decrece con el decremento del radio. La posición radial del cero de la velocidad radial no es conocida.

A niveles por encima del margen de la tubería de descarga, puede haber un flujo recirculatorio dirigido hacia fuera, y cerca del tope plano del ciclón hay fuertes velocidades radiales dirigidas hacia la raíz de la tubería de descarga, de este modo se



origina el mencionado flujo de cortocircuito debajo de la pared externa de la tubería de descarga.

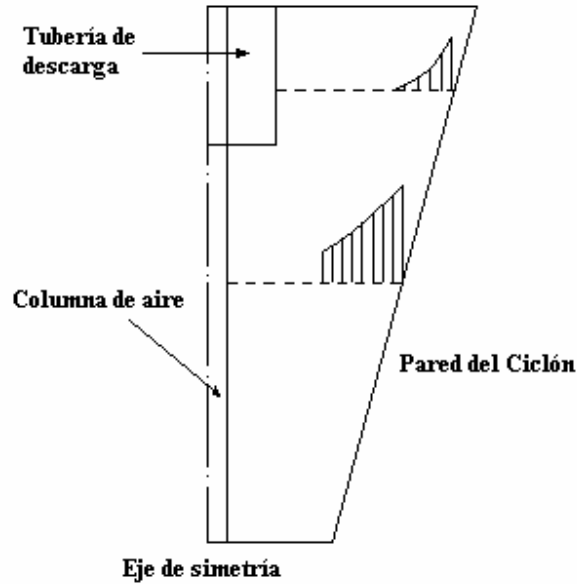


Figura 6.7.-Distribución de la Velocidad Radial en un Ciclón Cono-Cilindro.

El simple cálculo de los perfiles de velocidades en un hidrociclón es solo cualitativo; el patrón de flujo es más complejo incluso para el agua con una baja gravedad específica y viscosidad, y sería un error asumir que perfiles similares pueden ocurrir en ciclones con diferencias geométricas considerables o en líquidos con alta viscosidad.

### 6.2.3-Movimiento de las Partículas Suspensas en el Ciclón Convencional Cono-Cilindro.

Muchos autores han ingeniado formas para calcular la trayectoria de las partículas en los ciclones y para obtener las fórmulas que permitan construir la curva del grado de eficiencia total.

Cuando las partículas sólidas entran cerca de la pared cilíndrica estas pueden ser dispersadas radialmente hacia el centro debido a la intensa turbulencia que ocurre en esta zona de alimentación.

Como ya se mencionó, una partícula en cualquier punto del flujo dentro de un ciclón está básicamente sometida a dos fuerzas (Svarovsky, 1980): una del campo interno y externo de aceleración (gravedad y fuerza centrífuga) y la otra del arrastre ejercido por el fluido a la partícula. El efecto de la gravedad es normalmente omitido en el diseño de los hidrociclones y solo las fuerzas centrífuga y de arrastre son tomadas en cuenta para el cálculo. El movimiento de una partícula en dirección tangencial y vertical (axial) no se ve influenciado por cualquiera de estas fuerzas, entonces las componentes de la velocidad de la partícula en estas direcciones pueden ser tomadas como iguales a las correspondientes velocidades del flujo en la dirección tangencial y axial. Puesto a que la fuerza centrífuga actúa en dirección radial, impide que la partícula siga a la orientación radial del flujo. Si la fuerza centrífuga que actúa sobre una partícula excede a la fuerza de arrastre que ejerce el flujo que se mueve hacia el centro, ésta se moverá radialmente hacia fuera, y si la fuerza de arrastre más grande entonces ésta será llevada hacia el interior.

Puesto a que la fuerza de arrastre y la fuerza centrífuga son determinadas por los valores de  $V_r$  y  $V_t$  respectivamente (para una partícula determinada), los valores relativos de  $V_r$  y  $V_t$  en todas las posiciones dentro de la zona de separación son decisivos para el desempeño total del ciclón.

#### **6.2.4.-Predicción de la Eficiencia del Ciclón Convencional Cono-Cilindro.**

Existen teorías para la predicción del desempeño de la operación de los hidrociclones con bajas concentraciones de entrada y bajas relaciones de caudal de entrada y salida de sólidos. Debido a la complejidad de los perfiles de flujo y a algunos fenómenos, los cuales no están muy entendidos aún (como por ejemplo el cortocircuito en la alimentación), que afectan la separación en los hidrociclones, la aproximación de muchos autores ha sido semi-empírica, usando medidas de los perfiles de velocidad y relaciones caudales-caída de presión.

Una posible excepción es el trabajo de Bloor y Ingham (1973), quienes recientemente desarrollaron un modelo matemático para la predicción del grado de eficiencia, el cual está basado en el cálculo de las trayectorias de las partículas en un campo conocido de flujo dentro del ciclón. Este método reemplazó las teorías convencionales de Bradley (1965) y Rietema (1961), haciendo suposiciones como no tomar en cuenta el aire del centro, que no hay filtración de flujo cerca del tope del ciclón, que el fluido de salida esta libre de vórtices y otras; todo esto para permitir la estimación de la eficiencia del ciclón basada en las teorías convencionales y los resultados prácticos.

La predicción del desempeño práctico, el cual normalmente asume a la ley de Stokes para el cálculo de las velocidades de las partículas, es llevado a cabo en dos pasos. Primeramente se determina el tamaño de corte  $x_{50}$  mediante las teorías y ecuaciones existentes y como segundo paso se deduce la curva de grado de eficiencia a partir de la fórmulas empíricas (Svarovsky,1980). En este trabajo solo se discute la eficiencia bajo la visión de que toda partícula con un diámetro mayor al diámetro de corte, se separará, es decir se supone una eficiencia elevada para el diámetro de corte estipulado.

#### **6.2.5.-Predicción del Tamaño de Corte $x_{50}$ para el Ciclón Convencional Cono-Cilindro.**

Para un hidrociclón de dadas proporciones, operado con una baja concentración de sólidos en la entrada y con una baja relación de caudal de drenaje y de entrada,  $R_f = (U/Q)$ , el tamaño de corte puede ser asumido como dependiente del diámetro del ciclón ( $D_c$ ), la viscosidad del liquido ( $\mu$ ) y la densidad ( $\rho$ ), la diferencia de densidades entre el sólido y el líquido ( $\Delta\rho = \rho_s - \rho$ ) y el caudal de entrada:

$$x_{50} = f(D_c, \mu, \rho, \Delta\rho, Q) \quad (6.3)$$

(note que la caída de presión,  $\Delta p$ , no es listada debido a que existe una relación entre el caudal de entrada,  $Q$ , y  $\Delta p$ , por lo que solo una de estas variables pueden ser usadas dentro del análisis como una variable independiente).

El caudal de drenaje  $U$  se define como la tasa flujo volumétrico de líquido con partículas sólidas separadas que drena fuera del separador.

Se puede ver mediante un análisis dimensional que la función de la ecuación 6.3 nos lleva a una relación entre tres grupos adimensionales:

$$\frac{x_{50}}{D_C} = f\left(\frac{Q \cdot \rho}{D_C \cdot \mu}, \frac{\Delta \rho}{\rho}\right) \quad (6.4)$$

o alternativamente:

$$\frac{x_{50}}{D_C} = f\left(\text{Re}_i, \frac{\Delta \rho}{\rho}\right) \quad (6.5)$$

donde  $\text{Re}_i$  es el número de Reynolds en la entrada:

$$\text{Re}_i = \frac{v_i \cdot \rho \cdot D_i}{\mu} = \frac{4 \cdot Q \cdot \rho}{\pi \cdot D_i \cdot \mu} \quad (6.6)$$

donde  $V_i$  es la velocidad de entrada y  $D_i$  es el diámetro de entrada.

Se puede escribir  $D_i$  en función de  $D_C$  como:

$$D_i = k_i \cdot D_C \quad (6.7)$$

con  $k_i$  definido como el factor geométrico de proporción entre los diámetros. La existencia de este factor ha sido demostrado por los estudios de Bradley y Rietema (1965 y 1961, respectivamente).

de esta forma podemos escribir  $Re_i$  como:

$$Re_i = \left( \frac{4}{\pi \cdot k_i} \right) \cdot \left( \frac{Q \cdot \rho}{D_c \cdot \mu} \right) \quad (6.8)$$

La forma actual de la función de la ecuación 6.4 se obtiene de las ecuaciones que describen el proceso de separación.

Dos teorías generales han sido propuestas en la literatura: La Teoría de Orbita de Equilibrio y La Teoría de Tiempo de Residencia.

*La Teoría de la Orbita de Equilibrio* considera una orbita en la cual una partícula de diámetro dado está en equilibrio en cuanto a la fuerza centrífuga (debido a la velocidad tangencial) y la fuerza de arrastre (debido a la velocidad radial). Las partículas de diferentes diámetros tienen distintos radios de orbita y se asume que todas las partículas que se encuentren fuera del “límite de velocidad vertical cero (siglas en inglés, LZVV)” serán separadas y que todas aquellas que estén dentro de este límite serán llevadas junto con el resto del fluido que sale del ciclón. El diámetro de corte,  $x_{50}$ , es aquel diámetro que tiene una partícula cuya orbita tiene un radio que coincide con el LZVV.

Bradley (1965) usó esta aproximación y obtuvo la siguiente relación (haciendo suposiciones de la posición del LZVV y de los perfiles de velocidad radial):

$$x_{50} = \frac{3 \cdot (0,38)^n \cdot D_i^2}{\alpha} \left( \frac{\tan(\theta/2) \cdot \mu \cdot (1 - R_f)}{D_c \cdot Q \cdot \Delta\rho} \right)^{0,5} \quad (6.9)$$

donde  $R_f$  es la relación entre el caudal de drenaje y el de entrada, y “n” y “α” son constantes que dependen del diseño del ciclón y las propiedades del fluido (α es también dependiente de Q). Para la configuración de ciclón dada por Bradley ( $\theta = 9^\circ$ ;  $D_i = D_c/7$ ,  $D_o = D_c/5$ )  $\alpha = 0,45$  y  $n = 0,8$ . Si  $R_f$  tiende a cero, la ecuación 6.9 queda:

$$\frac{x_{50}}{D_c} = 17,6 \cdot 10^{-3} \cdot \left( \frac{\mu \cdot D_c}{Q \cdot \Delta\rho} \right)^{0,5} \quad (6.10)$$

como se observa es una forma muy simple de la función de la ecuación 6.4, otra forma de escribirla puede ser:

$$\frac{x_{50}}{D_c} = 5,254 \cdot 10^{-2} \left( \frac{1}{\text{Re}_i \cdot (\Delta\rho / \rho)} \right)^{1/2} \quad (6.11)$$

la cual es una forma específica de la función de la ecuación 6.5.

*La Teoría de Tiempo de Residencia* considera el tiempo que le toma a una partícula viajar desde la entrada hasta la pared del ciclón. Rietema (1961) asumió que el  $x_{50}$  es el diámetro de una partícula la cual, si se inyecta precisamente en el centro de la entrada, logra alcanzar la cúspide del ciclón. Esta es una aproximación similar a la usada en la teoría de los tanques de asentamiento y separadores API (ver apéndice J). Esta teoría no toma en cuenta los efectos de la turbulencia, por lo que una apropiada corrección debe ser aplicada al diámetro de corte como lo muestra Rietema.

Usando los perfiles de flujo medidos experimentalmente por Kelsall (1966), Rietema obtuvo un número característico del ciclón, llamado  $Cy_{50}$ .

$$Cy_{50} = \frac{x_{50}^2 \cdot \Delta\rho}{\mu} \cdot L \cdot \frac{\Delta\rho}{\rho \cdot Q} \quad (6.12)$$

donde L es la longitud del ciclón.

Rietema probó experimentalmente que este número solo depende de las proporciones geométricas del ciclón; variando las proporciones del ciclón en su experimento, logró optimizar el diseño y encontró un valor mínimo de  $Cy_{50} = 3,5$  para el siguiente juego de dimensiones relativas:

$$\frac{L}{D_c} = 5, \quad \frac{l}{D_c} = 0,4, \quad \frac{D_i}{D_c} = 0,28, \quad \frac{D_o}{D_c} = 0,34 \quad (6.13)$$

Si usamos la ecuación 6.12 para el diseño del ciclón, se debe hallar una relación entre  $\Delta p$  y  $Q$ , para ser sustituida en dicha ecuación. Rietema presenta un gráfico para el factor de pérdida de presión entre la entrada y la salida de líquido:

$$\frac{\Delta p}{1/2 \cdot \rho \cdot v_i^2} = f(\text{Re}_i)$$

para su óptima configuración, donde  $\text{Re}_i$  es el número de Reynolds en la entrada dado por la ecuación 6.6.

$$\text{Re}_i = \frac{D_i \cdot v_i \cdot \rho}{\mu}$$

Gerrard y Liddle (1975) encontraron una función a partir de los datos de Rietema:

$$\frac{\Delta p}{1/2 \cdot \rho \cdot v_i^2} = 0,093 \cdot (\text{Re}_i)^{0,3748} \quad (6.14)$$

para  $\text{Re}_i > 5000$ .

Si de aquí se despeja  $\Delta p$  y se sustituye en la ecuación 6.12; y a su vez sustituimos:

$$v_i = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot D_i^2}$$

obtenemos una ecuación similar a la 6.10

$$\frac{x_{50}}{D_c} = 0,239 \cdot \text{Re}_i^{-0,1874} \cdot \left( \frac{D_c \cdot \mu}{Q \cdot \Delta \rho} \right)^{0,5} \quad (6.15)$$

Como se puede apreciar, la constante de la ecuación de Bradley (ecuación 6.10), es ahora una función del  $Re$ ; para  $Re_i = 100.000$  (un valor usual en la práctica), ésta toma el valor de  $27,63 \times 10^{-3}$ .

Alternativamente, la ecuación 6.15 puede ser expresada de forma similar a la ecuación 6.11:

$$\frac{x_{50}}{D_c} = 0,51 \cdot \left( \frac{1}{Re_i^{1,3748} \cdot \Delta\rho / \rho} \right)^{0,5} \quad (6.16)$$

la cual, además es una forma específica de la ecuación 6.5.

Trawinski (1969) presentó otra simple aproximación del diámetro de corte, en la cual se puede apreciar una variación de la teoría del tiempo de residencia. Trawinsky usó una analogía directa con el asentamiento gravitacional y propuso esta fórmula:

$$x_{50} = \sqrt{\frac{18 \cdot \mu \cdot q_F}{g \cdot \Delta\rho \cdot \xi}} \quad (6.17)$$

donde  $q_F$  es la carga de área clarificada igual a:

$$q_F = \frac{Q}{A} \quad (6.18)$$

(donde  $A$  es el área de clarificación efectiva) y  $\xi$  es un factor de aceleración el cual es un valor promedio de la aceleración en el ciclón relativa a la gravedad. Trawinski usó una superficie “capa” cilíndrica (zona de alto tiempo de residencia) observada por Bradley como el área de clarificación efectiva, por ejemplo:  $A = 2,5 \cdot D_c^2 \cdot \pi$ . Usando el análisis de Trawinski de  $\xi$ , la relación  $\Delta p - Q$  de Dahlstrom (1954, ecuación 6.28) con  $m = 1$  y  $k = 1,3$  (para las proporciones óptimas de Rietema) la ecuación 6.17 llega a ser:



$$\frac{x_{50}}{D_C} = 22,83 \times 10^{-3} \cdot \left( \frac{D_C \cdot \mu}{Q \cdot \Delta\rho} \right)^{0,5} \quad (6.19)$$

o alternativamente, usando la ecuación 6.8:

$$\frac{x_{50}}{D_C} = 4,868 \times 10^{-2} \cdot \left( \frac{1}{\text{Re}_i \cdot (\Delta\rho / \rho)} \right)^{0,5} \quad (6.20)$$

Como se puede ver de la comparación entre las ecuaciones 6.10, 6.15, y 6.19 (o de las ecuaciones 6.11, 6.16 y 6.20), a pesar de las diferencias teóricas, suposiciones y diseños de ciclones adoptados por los autores, no hay mucha diferencia en sus ecuaciones finales para  $x_{50}$ . Esto también se aplica a muchas otras correlaciones disponibles (ver repaso por Bradley y Bednarski, 1975).

La única fórmula (una de las que mejor se conoce) que no sigue completamente este patrón es la de Dahlstrom (1954):

$$x_{50} = \frac{81 \cdot (D_o \cdot D_i)^{0,68}}{Q^{0,53}} \cdot \left( \frac{1,73}{\rho_s - \rho} \right)^{0,5} \quad (\mu\text{m}) \quad (6.21)$$

si  $D_o$  y  $D_i$  están en pulgadas,  $Q$  en gal/min y  $\rho_s$  y  $\rho$  in gr/ml. El rango de aplicación de estas ecuaciones está limitado para ciclones con un ángulo incluido de aproximadamente 20°, concentración de la alimentación por encima de 8% en volumen y un drenaje por encima de 15% del flujo total.

### 6.2.6.-Caída de Presión en el Ciclón, $\Delta p$ , para el Ciclón Convencional Cono-Cilindro.

La caída de presión en un ciclón es una variable operacional importante; normalmente solo la pérdida de presión estática es tomada en cuenta en el análisis (esta consiste esencialmente en la pérdida por fricción), así se asume que la energía cinética de la alimentación es la misma que la de la salida.

Para una misma eficiencia se pueden encontrar numerosas correlaciones para la caída de presión. Una de estas ecuaciones, que puede ser encontrada frecuentemente en la literatura es:

$$Q = 278 \cdot k \cdot (D_i \cdot D_o)^m \sqrt{\frac{\Delta p}{\rho_i}} \quad (\text{cm}^3/\text{s}) \quad (6.22)$$

donde  $D_o$  y  $D_i$  están en cm,  $\Delta p$  en atm y  $\rho$  es la densidad relativa de la suspensión comparada con el agua. Muchos autores toman la constante  $m = 1$ ; el coeficiente  $k$  relacionado con el factor de fricción  $\lambda$ , el diámetro efectivo del ciclón  $D$ , la longitud  $L$  y un factor geométrico  $\xi$  (Battaglia, 1962):

$$k = \sqrt{\left( \frac{1}{\lambda} \cdot \frac{D}{L} \cdot \frac{1}{\xi} \right)} \quad (6.23)$$

$$\text{donde} \quad \xi = \frac{1}{3} \cdot \left( \frac{D_i}{D_o} + 1 + \frac{D_o}{D_i} \right) \quad (6.24)$$

la correlación anterior se reduce a:

$$Q = 26.46 \cdot k \cdot D_c^2 \sqrt{\frac{\Delta p}{\rho_i}} \quad (6.25)$$

**6.3.-Desarrollo de los Modelos.**

El método de diseño de estos equipos busca determinar las dimensiones óptimas, de manera que se puedan separar partículas sólidas con un tamaño cercano al promedio (< 800 micrones) que generalmente se encuentra en los crudos que vienen del Lago de Maracaibo.

Es importante destacar que los modelos aquí presentados no presentan ningún análisis de eficiencia, debido a que para tener una idea de este parámetro es necesario la construcción de un modelo en el cual se puedan aplicar ensayos que permitan cuantificar este punto; sin embargo, se puede tener una referencia, pues para ambos modelos se aplica la teoría del tiempo de residencia en su diseño, la cual establece que el dispositivo es capaz de separar partículas de un diámetro mayor o igual al utilizado en su diseño.

**6.3.1.-Modelos.**

- A. Ciclón cilíndrico con descarga axial inferior de líquido y descarga periférica de sólidos.
- B. Ciclón convencional cono-cilindro.

**A.- Ciclón Cilíndrico con Descarga Axial Inferior de Líquido y Descarga Periférica de Sólidos.**

El principio de funcionamiento de este ciclón es lograr llevar las partículas a la pared mediante la centrifugación, para que cuando el flujo salga por el centro del equipo, esté libre de sólidos.

A continuación se presentarán las premisas a considerar para llevar a cabo el análisis:

- \_ Se despreciarán los efectos de fricción en todas las superficies de contacto entre el fluido y las paredes del equipo, por lo que se asume un perfil de velocidad tangencial como el mostrado en la figura 6.8.

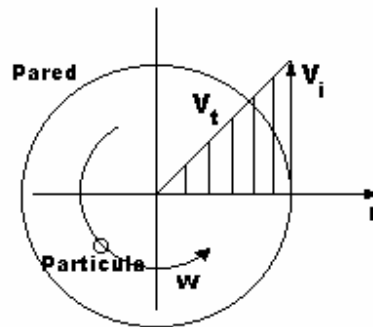
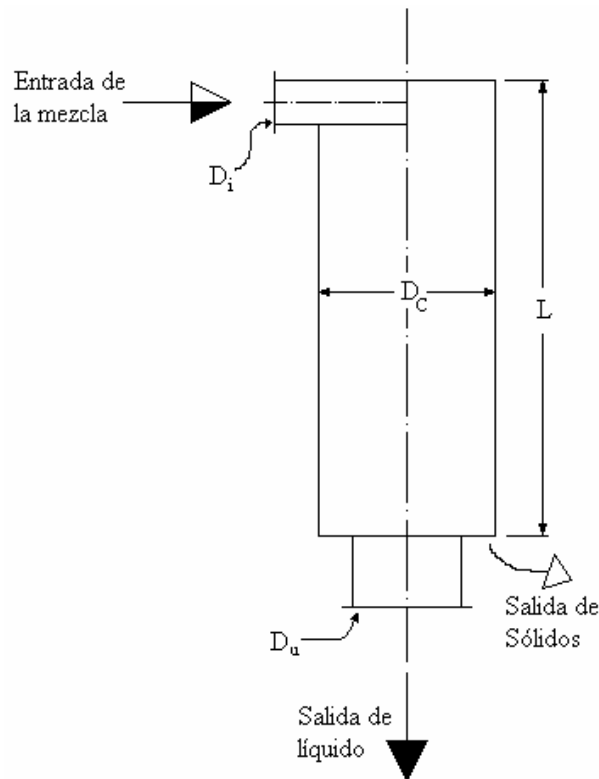


Figura 6.8.- Velocidad Tangencial del Ciclón Cilíndrico.

- \_ El diseño estará basado en una mezcla dispersa de petróleo y agua, ya que es el caso que ofrece mayor resistencia al movimiento de la partícula, debido a que la emulsión tiene mayor viscosidad que la fase continua que la constituye.
- \_ Se supone una concentración de sólidos baja ( $< 5\%$ , común en la práctica) en la cual los efectos de la interacción entre las partículas sean despreciables.
- \_ Se considera una partícula rígida con forma esférica.
- \_ No se toma en cuenta la influencia de las partículas en la densidad y viscosidad del fluido.
- \_ El flujo en general es considerado un flujo:
  - a) Tridimensional: es decir que el vector velocidad esta definido en el espacio por tres componentes ( $V_{fx}$ ,  $V_{fr}$ ,  $V_{ft}$ ).
  - b) Isotrópico: las propiedades propias del fluido son iguales en cualquier dirección.
  - c) Estable o estacionario: las variaciones de la velocidad de fluido en función del tiempo no son considerables.
  - d) Newtoniano: en este punto es importante destacar que en la realidad este tipo de fluidos es No-Newtoniano, en este estudio no se han tomado en cuenta las desviaciones del carácter Newtoniano del flujo a fin de simplificar de manera sustancial los cálculos; sin

embargo, la práctica ha demostrado buenos resultados con la aplicación de esta premisa en este tipo de análisis. Por otra parte los posibles efectos no Newtoniano que pueden existir debido a la presencia de una emulsión y las partículas sólidas, van a depender de la información sobre el tamaño de gotas en la emulsión, información que en principio no está disponible.

- e) Se tomará como caudal de diseño el caudal promedio en 8 años (2003- 2008), según el plan de producción de la segregación. (ver apéndice F)



**Figura 6.9.- Ciclón Cilíndrico con Descarga Axial de Líquido y Descarga Periférica de Sólidos**

**A.1.-Determinación del Diámetro de la Partícula a Separar,  $D_p$ .**

Para conseguir una ecuación la cual permita estimar el tamaño de la partícula a separar de acuerdo a las dimensiones del ciclón, se procederá a realizar un análisis de las fuerzas que actúan sobre la partícula sumergida en un fluido.

El diagrama de cuerpo libre de una partícula sólida y esférica, esencialmente esta dado como:

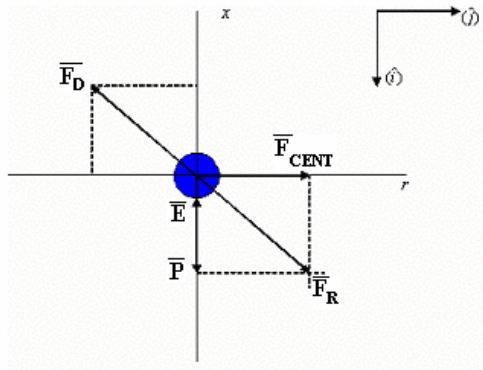


Fig. 6.10.- Diagrama de cuerpo libre de la partícula dentro del ciclón.

Así, la ecuación de movimiento de la partícula es (Hinze, 1975):

$$\frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_s \frac{d\bar{V}_p}{dt} = 3\pi\mu_m D_p (\bar{V}_m - \bar{V}_p) + \frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_m \left[ \frac{D\bar{V}_m}{Dt} - \bar{g} \right] + \frac{1}{2} \frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_m \left( \frac{D\bar{V}_m}{Dt} - \frac{d\bar{V}_p}{dt} \right) + \frac{\pi}{6} D_p^3 \rho_s \bar{g} \tag{6.26}$$

En esta ecuación se despreció el término de Basset (también llamado término de historia) que corresponde a la perturbación del flujo de líquido por la presencia de la partícula. Los diferentes términos corresponden a (de izquierda a derecha):

- La fuerza necesaria para acelerar la partícula.
- La resistencia viscosa del líquido según la ley de Stokes (o Fuerza de Arrastre).

- La fuerza debida a la presión alrededor de la partícula como resultado de la aceleración del líquido (incluye el efecto del gradiente hidrostático).
- La aceleración de la masa virtual de la partícula<sup>1</sup> (es decir, el líquido que se encuentra alrededor de la partícula).
- El peso de la partícula.

Los efectos de aceleración del fluido se rigen por una derivada material:

$$\frac{D\bar{V}_m}{Dt} = \frac{\partial\bar{V}_m}{\partial t} + \bar{V}_m \cdot \nabla\bar{V}_m \quad (6.27)$$

Arreglando los términos, se obtiene:

$$\frac{\pi}{6} D_p^3 (\rho_s + \frac{1}{2} \rho_m) \frac{d\bar{V}_m}{dt} = 3\pi\mu_m D_p (\bar{V}_m - \bar{V}_p) + \frac{\pi}{4} D_p^3 \rho_m \frac{D\bar{V}_m}{Dt} + \frac{\pi}{6} D_p^3 (\rho_s - \rho_m) \bar{g} \quad (6.28)$$

Suponiendo que el líquido está sujeto a un movimiento giratorio y que la partícula sigue el movimiento azimutal y axial del líquido, se puede escribir:

$$\begin{aligned} \frac{\pi}{6} D_p^3 (\rho_s + \frac{1}{2} \rho_m) \frac{dV_p}{dt} &= 3\pi\mu_m D_p (V_m - V_p) + \\ \frac{\pi}{4} D_p^3 \rho_m \left( \frac{\partial V_m}{\partial t} + V_m \frac{\partial V_m}{\partial r} \right) &+ \frac{\pi}{6} D_p^3 (\rho_s - \rho_m) \omega^2 r \end{aligned} \quad (6.29)$$

donde  $V$  es el componente de la velocidad en la dirección radial. Si el flujo del líquido es estacionario, y los gradientes de velocidad del líquido se desprecian:

$$\frac{\pi}{6} D_p^3 (\rho_s + \frac{1}{2} \rho_m) \frac{dV_p}{dt} = 3\pi\mu_m D_p (V_m - V_p) + \frac{\pi}{6} D_p^3 (\rho_s - \rho_m) \omega^2 r \quad (6.30)$$

---

<sup>1</sup> La masa virtual es la mitad de la masa del líquido que ocuparía el volumen que está siendo ocupado por la partícula.

Con  $V_p=dr/dt$ , se obtiene:

$$r'' + \frac{36\mu_m}{D_p^2(2\rho_s + \rho_m)} r' - \frac{2(\rho_s - \rho_m)}{(2\rho_s + \rho_m)} \omega^2 r = \frac{36\mu_m V_m}{D_p^2(2\rho_s + \rho_m)} \quad (6.31)$$

Si se desprecia la aceleración de la partícula, la ecuación 6.31 se convierte:

$$\frac{36\mu_m}{D_p^2(2\rho_s + \rho_m)} \frac{dr}{dt} - \frac{2(\rho_s - \rho_m)}{(2\rho_s + \rho_m)} \omega^2 r = \frac{36\mu_m V_m}{D_p^2(2\rho_s + \rho_m)} \quad (6.32)$$

para el caso estudiado, es decir, una partícula ubicada cerca del centro del ciclón a un radio,  $r_0$ , y en el tope; la velocidad del fluido,  $V_m$ , es despreciable, entonces:

$$\frac{36\mu_m}{D_p^2(2\rho_s + \rho_m)} \frac{dr}{dt} = \frac{2(\rho_s - \rho_m)}{(2\rho_s + \rho_m)} \omega^2 r \quad (6.33)$$

de donde se obtiene la Ley de Stokes, la cual es valida solo para  $Re < 1$  (en la gran mayoría de las aplicaciones practicas es aplicable esta ley, pues el tamaño de la partícula siempre es lo suficientemente pequeño como para cumplir con esta restricción), así:

$$\frac{dr}{dt} = \frac{\Delta\rho \cdot D_p^2 \cdot w^2 \cdot r}{18\mu_m} \quad (6.34)$$

donde:

$$w = \frac{8Q_i}{\pi \cdot D_C \cdot D_i^2} \quad (6.35)$$

es de notar que para el perfil de velocidad tangencial supuesto (figura 6.8), la velocidad angular permanece constante para cualquier radio.



Integrando para:

$$t = 0 \rightarrow r = r_0$$

$$t = t_s \rightarrow r = r_c$$

se obtiene:

$$t_s = \frac{18\mu_m}{\Delta\rho \cdot D_p^2 \cdot w^2} \cdot \ln\left(\frac{r_c}{r_0}\right) \quad (6.36)$$

Por otra parte, se tiene que para la dirección axial:

$$V_{px} = V_{mx} = \frac{dx}{dt} = \frac{4Q_i}{\pi D_C^2} \quad (6.37)$$

donde  $V_{px}$  es la velocidad axial de la partícula y  $V_{mx}$  es la velocidad axial del fluido.

De igual manera, integrando para:

$$t = 0 \rightarrow x = 0$$

$$t = t_r \rightarrow x = L$$

se obtiene:

$$t_r = \frac{\pi D_C^2}{4Q_i} L \quad (6.37)$$

como base para el diseño se establece que el tiempo de sedimentación,  $t_s$ , debe ser igual al tiempo de retención,  $t_r$  (en acuerdo con la teoría de tiempo de retención, ver apéndice J). Así:

$$t_s = t_r$$

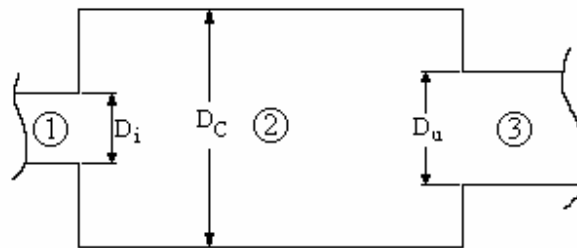
$$\frac{\pi \cdot D_C^2}{4Q_i} = \frac{18 \cdot \mu_m}{\Delta\rho \cdot D_p^2 \cdot w^2} \cdot \ln\left(\frac{r_c}{r_0}\right) \quad (6.38)$$

Despejando  $D_p$  y sustituyendo  $w$ , se obtiene una relación para el diámetro de la partícula a separar o diámetro de corte:

$$D_p = \sqrt{\frac{9 \cdot \pi \cdot \mu_m \cdot D_i^4}{8 \cdot \Delta\rho \cdot L \cdot Q_i} \cdot \ln\left(\frac{D_c}{D_0}\right)} \quad (6.39)$$

**A.2.- Caída de Presión.**

Debido a que el diseño propuesto posee diferencias geométricas considerables con respecto a los otros ciclones que usualmente se encuentran en la industria petrolera, sería un error utilizar las ecuaciones de caída de presión que han sido desarrolladas de forma empírica para cada geometría en particular. Por lo que debido a la carencia de un modelo físico que permita hacer el desarrollo de una correlación para determinar la caída de presión en este diseño, se ha propuesto una aproximación, mediante la suposición de una configuración geométrica como la presentada en la figura 6.11.



**Figura 6.11.- Geometría Supuesta para el Cálculo de la Caída de Presión.**

Así:

$$\Delta P = \Delta P_{\text{debido al ensanchamiento repentino}} + \Delta P_{\text{en el cuerpo del ciclón}} + \Delta P_{\text{debido a la contracción repentina}} \quad (6.40)$$

Lo que es igual:

$$\Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2 + \Delta P_3 \quad (6.41)$$

donde:

$$\Delta P_1 = K_1 \rho_m \frac{V_m^2}{2} \quad (6.42)$$

$$\rightarrow K_1 = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2, \quad \text{Según Potter, 1998} \quad (6.43)$$

y a su vez:

$$V_m = V_i = \frac{4Q_i}{\pi D_i^2} \quad (6.44)$$

$$A_1 = \frac{\pi D_i^2}{4} \quad \text{y} \quad A_2 = \frac{\pi D_C^2}{4} \quad (6.45)$$

$$\Delta P_2 = f \frac{L}{D_C} \frac{\rho_m V_m^2}{2} \quad (6.46)$$

donde:  $f = 0,079 \text{Re}^{-0,25}$ , según Blasius (6.47)

con: 
$$\text{Re} = \frac{V_m D_C \rho_m}{\mu_m}$$

para este caso la velocidad de la mezcla,  $V_m$ , viene dada por:

$$V_m = \sqrt{V_{mx}^2 + V_{m\theta}^2} \quad (6.48)$$

para tomar en cuenta tanto el movimiento axial como el giratorio.

$$V_{mx} = \frac{4Q_i}{\pi D_C^2} \quad \text{y} \quad V_{m\theta} = \frac{4Q_i}{\pi D_i^2} \quad (6.49)$$

$$\Delta P_3 = K_3 \frac{\rho_m V_m^2}{2} \quad (6.50)$$

donde  $K_3$  viene dada por la siguiente tabla 6.1, según Potter, 1998:

Tabla 6.1.- Valores del Coeficiente K, para una Contracción Repentina.  
(Potter, 1998)

K	$A_2/A_3$
0,25	2
0,41	5
0,46	10

$$A_3 = \frac{\pi \cdot D_u^2}{4} \quad \text{y} \quad V_m = V_u = \frac{4Q_i}{\pi D_u^2} \quad (6.51)$$

**B.- Ciclón Convencional Cono-Cilindro.**

El desarrollo del modelo para este tipo de ciclón fue presentado en la sección 6.2, específicamente de los puntos 6.2.5 y 6.2.6 en donde se calcula el diámetro de corte y la caída de presión respectivamente.

**6.4.- Aplicación de los Modelos, Análisis de Resultados y Propuestas.**

Antes de aplicar los distintos modelos es conveniente calcular ciertos parámetros que son comunes en ambos diseños, como lo son las dimensiones máximas que se pueden introducir dentro del DAL, la viscosidad y la densidad de la mezcla. Para ello se dan primero los datos generales:

Caudal total (mezcla),  $Q_t = 102 \text{ MBBPD} = 0,1877 \text{ m}^3/\text{s}$

Viscosidad del crudo a 90°F,  $\mu_o = 0,02819 \text{ Pa}\cdot\text{s}$

Viscosidad del agua a 90 °F,  $\mu_w = 0,00072 \text{ Pa}\cdot\text{s}$

Densidad del crudo,  $\rho_o = 869.7 \text{ kg/m}^3$

Densidad del agua,  $\rho_w = 997 \text{ kg/m}^3$

Densidad de la partícula,  $\rho_s = 3000 \text{ kg/m}^3$

Diámetro de la Tubería de Entrada,  $D_{TE} = 16 \text{ pulg}$

Caída de Presión Aceptada,  $\Delta p_{\max} = 1 \text{ atm}$

Entonces:

- Para limitar las dimensiones según las dimensiones de la carcasa del DAL, se debe calcular el máximo largo o ancho que pudiera tener el ciclón, según el apéndice A.

$$L_{\max} = \frac{D_{DAL}}{\sqrt{2}} = \frac{4.8 \text{ m}}{\sqrt{2}} = 3,4 \text{ m} \quad \text{o} \quad D_{C_{MAX}} = \frac{D_{DAL}}{\sqrt{2}} = 3,4 \text{ m}$$

- La viscosidad de la mezcla según la ecuación 4.38:

$$\mu_m = \mu_o \cdot e^{k \cdot \alpha}$$

Donde  $k = 4,06$  para la segregación Lagotrecó y  $\alpha$  es la fracción volumétrica del crudo.

$$\mu_m = 0,02819(\text{Pa.s}) \cdot e^{4,06 \cdot 0,3} = 0,0952 \text{ Pa.s}$$

- Se calcula la densidad de la mezcla utilizando la ecuación 4.35:

$$\rho_m = \alpha \cdot \rho_w + (1 - \alpha) \cdot \rho_o$$

$$\rho_m = 0,3 \cdot 997(\text{kg} / \text{m}^3) + 0,7 \cdot 869,7(\text{kg} / \text{m}^3) = 907,89 \text{ kg} / \text{m}^3$$

Ahora se procederá aplicar cada uno de los modelos.

#### 6.4.1.- Ciclón Cilíndrico con Descarga Axial Inferior de Líquido y Descarga Periférica de Sólidos.

- Se supone una longitud de ciclón inicial, procurando este dentro del límite permitido por la carcasa del DAL ( $\leq 3,4$  m), así:

$$L = 3,4 \text{ m}$$

- De igual forma se estima un valor de diámetro de ciclón dentro de lo que permita la carcasa del DAL, entonces:

$$D_C = 2 \text{ m}$$

- Como criterio de los autores de esta investigación, se supone un  $D_0$  de 10 cm, el cual es el diámetro mas desfavorable tomada en el análisis, lo que quiere decir que toda partícula que este ubicada en un diámetro menor que este será arrastrada por el fluido.

- Luego se debe establecer un diámetro de entrada, que para este calculo inicial, se escogerá el mismo diámetro de la tubería de entrada al DAL, es decir:

$$D_i = 16 \text{ in} = 0,4064 \text{ m}$$

- Ahora, utilizando la ecuación 6.39, se calcula el diámetro de corte para estas dimensiones:

$$D_p = \sqrt{\frac{9 \cdot \pi \cdot 0,0952 \cdot (0,4064)^4}{8 \cdot (3000 - 907,89) \cdot 3,4 \cdot 0,1877} \cdot \ln\left(\frac{2}{0,1}\right)}$$

$$D_p = 4,54 \times 10^{-3} \text{ m} = 4540 \text{ micrones}$$

en la ecuación se introdujeron los datos con las siguientes unidades:  $\mu_m$  en Pa.s,  $\Delta\rho$  en  $\text{kg/m}^3$ , los diámetros y la longitud en metro y  $Q_i$  en  $\text{m}^3/\text{seg}$ .

- Luego se procede a calcular la caída de presión para el ciclón calculado, utilizando para ello la ecuación 6.41 y añadiéndole la caída de presión debido a la reducción de diámetro en la entrada, para el caso que sea necesario (aquí no fue necesario pues se conservó el mismo), pero antes se calculan las diferentes variables:

$$A_1 = \frac{\pi 0,4064^2}{4} = 0,13 \text{ m}^2$$

$$A_2 = \frac{\pi 2^2}{4} = 3,14 m^2$$

$$K_1 = \left(1 - \frac{0,13}{3,14}\right)^2 = 0,92$$

$$V_m = V_i = \frac{4 \cdot 0,1877}{\pi 0,4064^2} = 1,45 m/s$$

$$\Delta P_1 = 0,92 \cdot 907,89 \frac{1,45^2}{2} = 874,43 Pa = 0,13 psi$$

ahora:

$$V_{mx} = \frac{4 \cdot 0,1877}{\pi \cdot 2^2} = 5,97 \times 10^{-2} m/s$$

$$V_{m\theta} = \frac{4 \cdot 0,1877}{\pi \cdot 0,4064^2} = 1,11 m/s$$

$$V_m = \sqrt{0,0597^2 + 1,11^2} = 1,111 m/s$$

$$Re = \frac{1,111 \cdot 2 \cdot 907,89}{0,0952} = 21190,46$$

$$f = 0,079 \cdot (21190,46)^{-0,25} = 6,55 \times 10^{-3}$$

$$\Delta P_2 = 0,00655 \frac{3,4 \cdot 907,89 \cdot 1,111^2}{2} = 6,23 Pa = 9,05 \times 10^{-4} psi$$

luego:

$$A_3 = \frac{\pi \cdot 0,5^2}{4} = 0,196 m^2$$

$$V_m = \frac{4 \cdot 0,1877}{\pi \cdot 0,5^2} = 0,956 m/s$$

así,  $K_3$ , según la tabla 6.1 es igual a 0,46.

$$\Delta P_3 = 0,46 \frac{907,89 \cdot 0,956^2}{2} = 199,63 Pa$$

entonces:  $\Delta P = 874,43 + 6,23 + 199,63 = 1080,29 Pa$

- De esta forma se pueden variar las variables geométricas del ciclón para obtener el comportamiento del diámetro de corte con respecto a estas variables, y así poder establecer un diseño acorde a los parámetros de producción del patio de tanques de Bachaquero.



**Resultados.**

De un análisis en una hoja de cálculo, en el cual se variaron parámetros como el diámetro del ciclón, la longitud y el diámetro de la tubería de entrada, se obtuvieron los siguientes resultados:

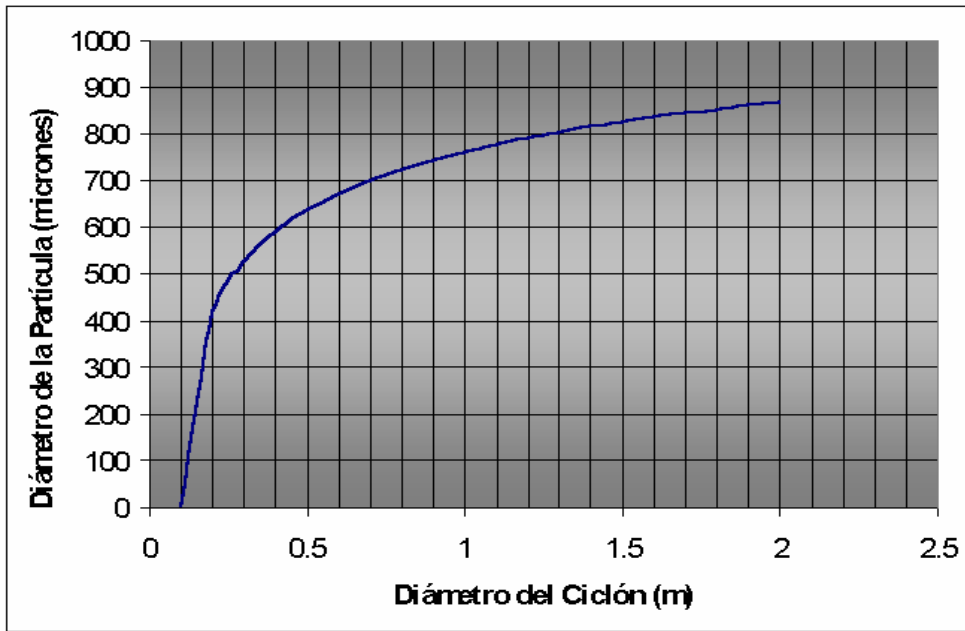


Figura 6.12.- Variación del Diámetro de Corte vs el Diámetro del Ciclón.

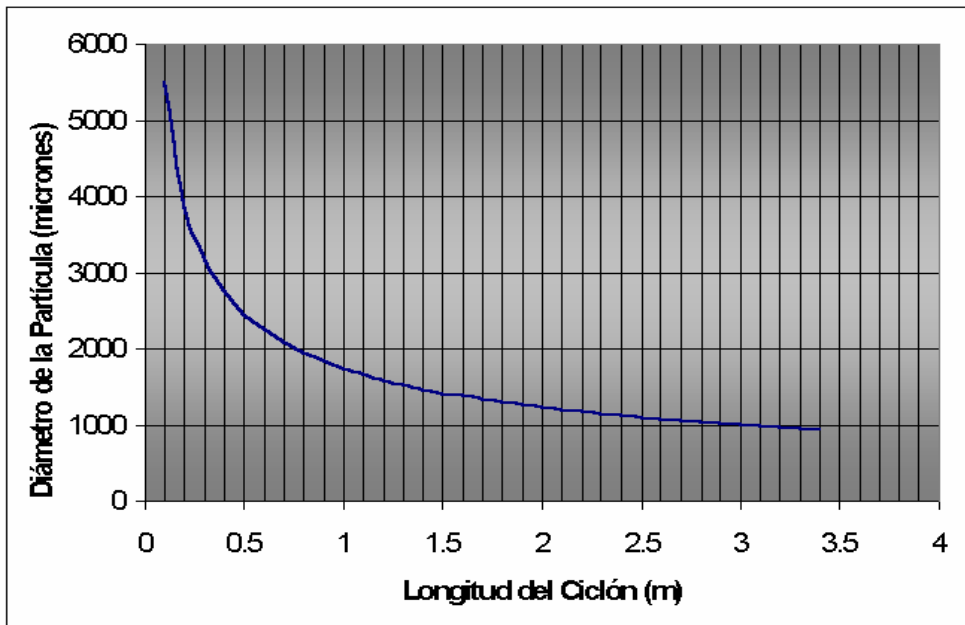


Figura 6.13.- Variación del Diámetro de Corte vs la Longitud del Ciclón.

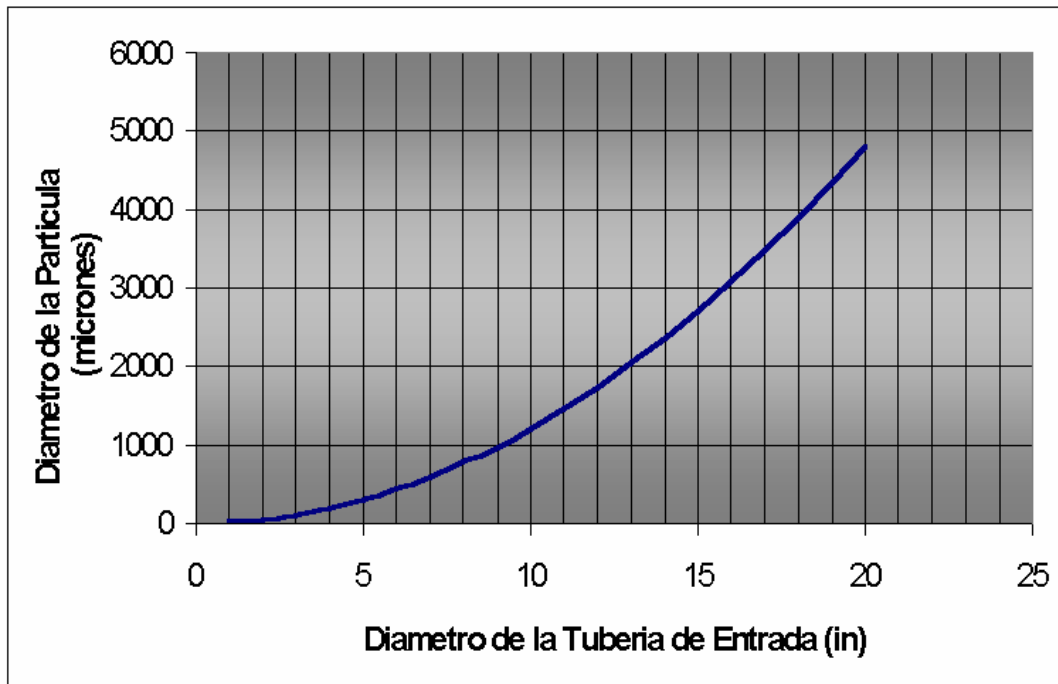


Figura 6.14.- Variación del Diámetro de Corte vs el Diámetro de la Tubería de Entrada del Ciclón.

**Análisis de Resultados.**

De las graficas presentadas en las figuras 6.12, 6.13 y 6.14 se puede apreciar el efecto de las dimensiones del ciclón sobre el tamaño de partícula a separar. La figura 6.12 presenta el crecimiento del diámetro del ciclón a medida que se incrementa el diámetro de la partícula a separar, situación que es de esperar ya que al aumentar el diámetro se esta aumentando la distancia que debe recorrer la partícula para llegar a la pared del ciclón, aumentándose así el tiempo de sedimentación; en base a esto se considera que para lograr la separación de partículas con diámetros pequeños, se debe construir un ciclón el cual posea un diámetro de dimensión pequeña. Por otra parte la figura 6.13 muestra que existe un descenso de la longitud del ciclón a medida que se incrementa el diámetro a separar, al igual que en el caso anterior lo que ocurre es que si se aumenta la longitud del ciclón se estará aumentando el tiempo de retención de

la partícula en el ciclón lo que le dará un tiempo extra para poder sedimentarse; de aquí se postula que para lograr separar partículas con diámetros pequeños, es necesario darle al ciclón una longitud considerablemente grande.

Como es de esperarse, según lo muestra la figura 6.14, el tamaño de partícula que se puede separar disminuye con la reducción del diámetro de la tubería de entrada, esto se debe a que si este se disminuye, se estará aumentando la velocidad de entrada para un mismo caudal por lo que la fuerza centrífuga aumentará, y a pesar de que la fuerza de dragado también lo hace, pues es una fuerza de reacción, la fuerza centrífuga es mucho mayor que esta porque depende del cuadrado de la velocidad de entrada.

En resumen y tomando en consideración los efectos del diámetro del ciclón y de la tubería de entrada y de la longitud se considerará, para la selección de las magnitudes, que el ciclón debe ser tal que posea un diámetro pequeño y una longitud grande, en otras palabras, el ciclón seleccionado debe poseer una alta relación de esbeltez  $L/D$  y además el diámetro de entrada debe ser relativamente pequeño.

### **Propuesta.**

En base a lo antes expuesto, se selecciona un ciclón con una longitud máxima de 3,4m y un diámetro de 1m, con una tubería de entrada de 7pulg, con el cual se podrán separar partículas con diámetros mayores a los 762 micrones (valor inferior al tamaño promedio manejado en el patio de tanques) y tendrá una caída de presión de 4 *psi* lo cual esta muy por debajo del limite de 1 *atm*, en resumen:

Dimensiones del Ciclón.

Longitud,  $L = 3,4\text{m}$

Diámetro,  $D_c = 1\text{m}$

Diámetro de Entrada,  $D_i = 7\text{pulg}$

Diámetro de Salida,  $D_u = 0,25\text{m}$  ( $D_u = D_c/4$ , según referencia 19)

**6.4.2.- Ciclón Convencional Cono-Cilindro.**

- Se calcula la velocidad de entrada del fluido al ciclón, como:

$$V_i = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot D_i^2} = \frac{4 \cdot 0,1877 \text{ m}^3 / \text{s}}{\pi \cdot (0,1904 \text{ m})^2} = 6,5924 \text{ m/s}$$

- Una vez definida la velocidad de entrada, se puede calcular el número de Reynolds en la entrada como:

$$\text{Re}_i = \frac{\rho_m \cdot D_i \cdot V_i}{\mu_m} = \frac{907,89(\text{kg} / \text{m}^3) \cdot 0,1904(\text{m}) \cdot 6,5924(\text{m} / \text{s})}{0,0952(\text{Pa}\cdot\text{s})} = 11970,26$$

- Una vez obtenidos estos parámetros, se supone una longitud inicial, con la que se obtienen las demás magnitudes del ciclón, en base a las proporciones óptimas de Rietema:

$$\frac{L}{D_C} = 5, \quad \frac{l}{D_C} = 0,4, \quad \frac{D_i}{D_C} = 0,28, \quad \frac{D_o}{D_C} = 0,34$$

como primera aproximación se tomara una longitud de 3,4m, luego:

$$D_C = \frac{L}{5} = \frac{3,4\text{m}}{5} = 0,68 \text{ m}$$

$$l = 0,4 \cdot 0,68 = 0,272 \text{ m}$$

$$D_i = 0,28 \cdot 0,68 = 0,1904$$

$$D_o = 0,34 \cdot 0,68 = 0,2312 \text{ m}.$$

- Ahora se puede obtener un diámetro de corte para las dimensiones supuesta, mediante la ecuación 6.16:

$$\frac{x_{50}}{D_C} = 0,239 \cdot \text{Re}_i^{-0,1874} \cdot \left( \frac{D_C \cdot \mu}{Q \cdot \Delta\rho} \right)^{0,5}$$

$$\frac{x_{50}}{D_c} = 0,239 \cdot (11970,26)^{-0,1874} \cdot \left( \frac{0,68m \cdot 0,0952 Pa \cdot s}{0,1877 \frac{m^3}{s} \cdot (3000 - 907,89) \frac{kg}{m^3}} \right)^{0,5}$$

$$x_{50} = 5,28 \times 10^{-4} \cdot 0,68m = 3,59 \times 10^{-4} m = 359 \text{ micrones}$$

- Luego se calcula la caída de presión entre la entrada y salida de líquido, utilizando la ecuación 6.14 más la caída de presión debido a la reducción de diámetro, según el apéndice B.

$$\Delta p = \frac{\rho_m}{2} \cdot \left[ V_i^2 \cdot 0,093 \cdot (\text{Re})^{0,3748} + \left( \frac{4 \cdot Q}{\pi} \right)^2 \cdot \left( \left( \frac{1}{D_{TE}^2} \right)^2 - \left( \frac{1}{D_i} \right)^2 \right) + \left( \frac{1}{D_{TE}} - \frac{1}{D_i} \right)^2 \right]$$

$$\Delta p = \frac{907,89}{2} \cdot \left[ (6,5924)^2 \cdot 0,093 \cdot (11970,26)^{0,3748} + \left( \left( \frac{1}{0,1904} \right)^2 - \left( \frac{1}{0,4064} \right)^2 \right) + \left( \frac{1}{0,1904} - \frac{1}{0,4064} \right)^2 \right]$$

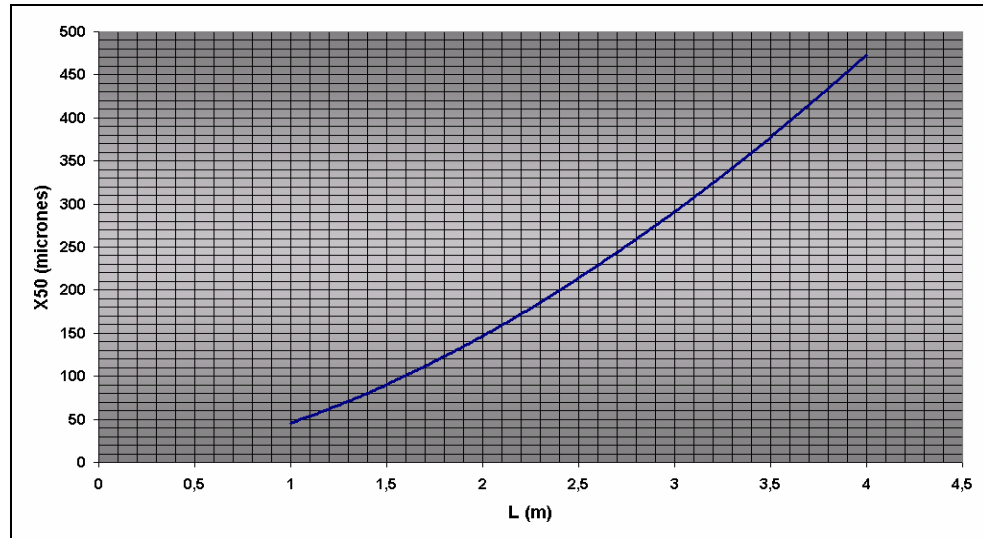
con  $\rho_m$  en  $kg/m^3$ ,  $Q$  en  $m^3/s$ ,  $V_i$  en  $m/s$   $D_{TE}$  y  $D_i$  en metros.

$$\Rightarrow \Delta p = 62710,977 Pa = 9,095 Psi$$

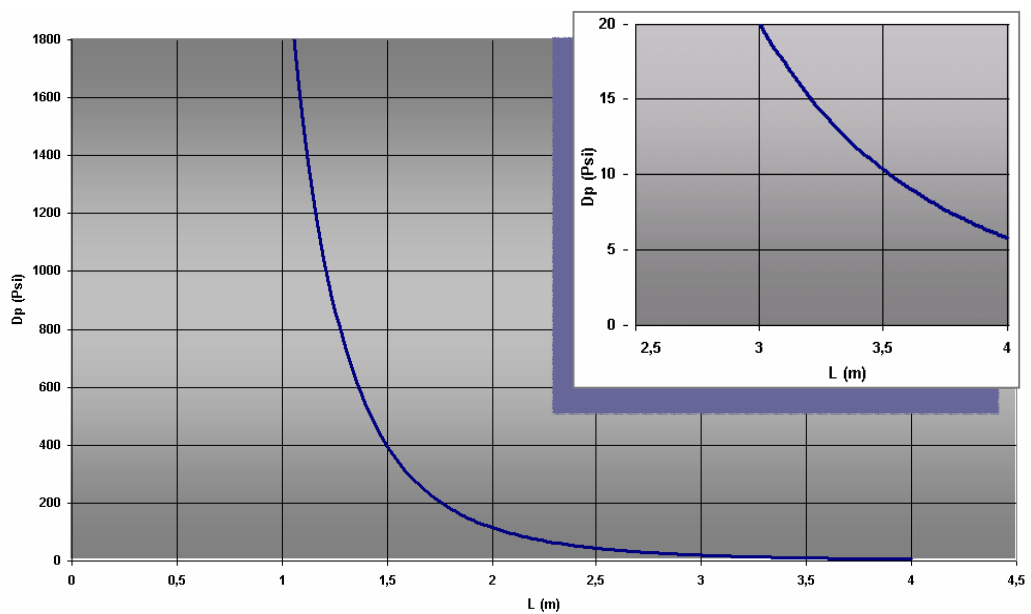
- Ahora se procede a registrar este valor en una hoja de cálculo para luego volver a realizar este procedimiento pero para distintos valores de entrada, ya sea longitud, caudales y caídas de presión.

**Resultados:**

Del análisis realizado se obtuvieron las gráficas presentadas a continuación:



**Figura 6.15.-Variación del Diámetro de Corte vs la Longitud del Ciclón, para Q=306 MBBD.**



**Figura 6.16.-Variación de la Caída de Presión vs la Longitud, para el Q = 306 MBBD.**

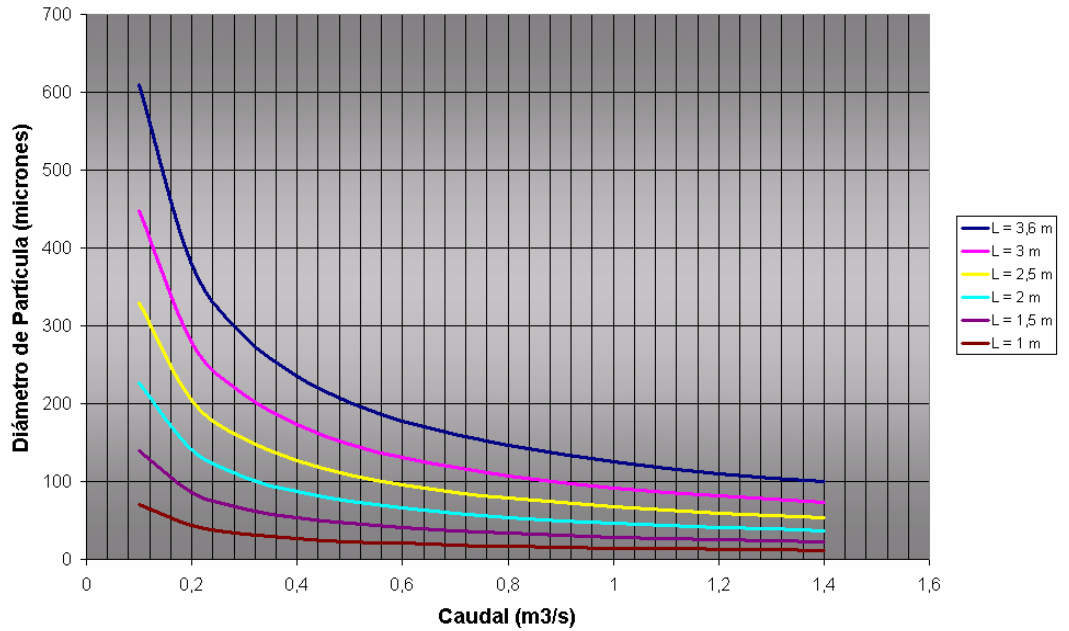


Figura 6.17.-Variación del Diámetro de Gota vs el Caudal.

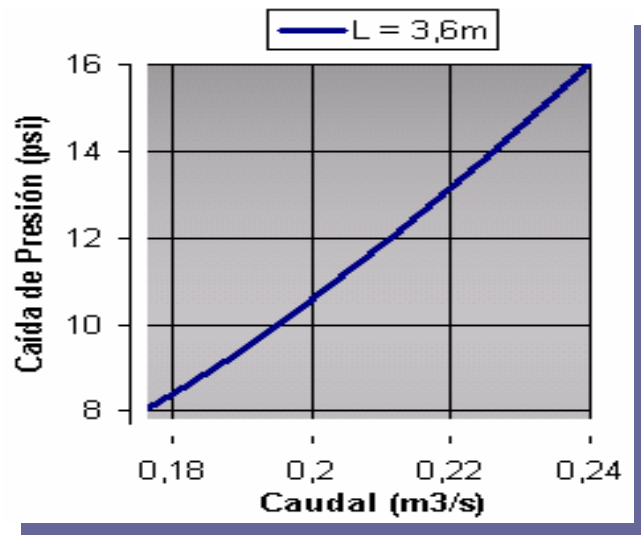


Figura 6.18.-Variación de la Caída de Presión vs el Caudal.

**Análisis de Resultados.**

En las gráficas presentadas en las figuras 6.15, 6.16, se puede apreciar claramente como el simple hecho de variar uno de los parámetros geométricos del ciclón induce un cambio en las variables de operación del dispositivo. De igual manera se puede ver que para poder lograr la separación de partículas finas es necesario reducir las proporciones del ciclón (figura 6.15) teniendo como limitante una variable de mucha importancia en los sistemas de deshidratación como lo es la caída de presión (figura 6.16). En base a esto el diseño debe procurar poseer dimensiones reducidas que permitan separar partículas pequeñas, pero que a la vez ofrezca una caída de presión que pueda ser soportada por el sistema.

Por otra parte, en la figura 6.17 se puede ver la variación del diámetro de partícula que se puede separar según el caudal que se maneja. En esta se observa como a medida que se reduce la longitud del ciclón, la susceptibilidad a las variaciones de caudal, en cuanto al tamaño de gota a separar, es menor.

Además, en la figura 6.18 se aprecia como la caída de presión es mayor a medida que se manejan mayores caudales.

**Propuesta.**

En concordancia con lo expuesto anteriormente y en conocimiento de que la caída de presión máxima soportada por el sistema de deshidratación es de 1 atm o 14,7 psi., se procede a seleccionar la longitud del ciclón de la figura 6.16, que para el caudal máximo tenga una caída de presión igual a la máxima soportada por el sistema; lo cual arroja un valor de 3,25m, longitud con la cual según la figura 6.10 permitirá separar partículas de 330 micrones en adelante para el caudal promedio de 306 MBBD. Aquí se presenta un punto importante que es la susceptibilidad del tamaño de partícula que se puede separar con respecto a las variaciones de caudal, que como se puede ver figura 6.17, es grande; pero según el plan de producción para esta segregación se prevé un aumento de la producción en los próximos 7 años, lo que implica



una disminución del diámetro de partícula que se puede separar y por lo tanto un incremento de la eficiencia.

El dispositivo propuesto final posee las siguientes dimensiones:

Longitud,  $L = 3,25$  m

Diámetro del Ciclón,  $D_C = 0,65$  m

Longitud de la Tubería de Descarga,  $l = 0,26$  m

Diámetro de Entrada,  $D_i = 0,182$  m

Diámetro de Descarga de Crudo,  $D_o = 0,221$  m

Diámetro de Descarga de Sólidos,  $D_u = 0,1625$  m (tomado como  $D_c/4$ , según referencia 19).

## 7.-PLACAS COALESCENTES

### 7.1.-Introducción.

Con el fin de mejorar la eficiencia del despojador de agua libre, se ha previsto la implementación de un dispositivo que permita lograr una mayor separación del agua emulsionada. Entre los equipos de separación de emulsiones se ha escogido la unidad de placas coalescentes, cuya función es promover el crecimiento de las gotas de la fase dispersa por medio del choque inercial entre éstas y la superficie de las placas.

En este capítulo se presentará un modelo, desarrollado por los autores del presente trabajo especial, para dimensionar una unidad de placas coalescentes, aplicado a las condiciones de operación en el campo.

### 7.2.-Fundamentos Teóricos.

Para entender el funcionamiento de un separador de placas coalescentes se debe definir el término “coalescencia” y dar a conocer los parámetros que intervienen en este proceso.

#### 7.2.1.-Fenómeno de Coalescencia:

La *coalescencia* (Chesters, 1991) es un fenómeno que ocurre cuando dos partículas (gotas o burbujas) que tienen contacto interfasial, se unen para formar una partícula más grande. La coalescencia envuelve una interacción triangular entre el flujo de la fase continua y dos partículas de la fase dispersa.

Las fuerzas que gobiernan la colisión de partículas serán predominantemente viscosas si el número de Reynolds es mucho menor que 1, o inerciales si el Reynolds es mucho mayor que la unidad. La colisión viscosa se da generalmente en flujo laminar. La fuerza que ejerce el flujo externo sobre una partícula, y que transmite cantidad de movimiento a la otra, depende de la relación de viscosidad entre la fase dispersa y la fase continua. En este caso, las partículas son llevadas juntas por el flujo haciendo

que una rote alrededor de la otra, y si al final de este proceso de rotación no ha ocurrido el drenaje y ruptura de las películas interfaciales, las partículas son separadas. La colisión inercial se da generalmente en flujos turbulentos, la fuerza que ejerce el flujo sobre la partícula dependerá de una variación de velocidad característica del flujo. En este caso cuando colisionan dos partículas, la energía cinética de de éstas y del líquido alrededor se convierte en energía superficial, y si no ocurre la ruptura de las superficies en contacto, las dos partículas rebotarán y se separarán.

Con una unidad de platos coalescentes se logra que el tiempo de interacción de las partículas y la probabilidad de colisión sea mucho mayor, puesto que cuando el flujo cambia de dirección promueve el choque de las gotas de agua con las placas, haciendo que se adhieran a éstas (generalmente el material con que se construyen estos dispositivos son materiales hidrofílicos, para este caso). Las gotas que sigan entrando a la unidad colisionarán con las que ya están y coalescerán, y una vez que la gota tenga un tamaño determinado se desprenderá de la placa, saldrá de la unidad y se asentará por gravedad en el fondo del separador.

### **7.2.2.-Separador de Placas Coalescentes.**

El separador de platos paralelos o placas coalescentes funciona bajo el mismo principio que el separador de gravedad convencional, pero este requiere de menos espacio y es teóricamente capaz de generar concentraciones más bajas de la fase dispersa en la salida.

La superficie de coalescencia de un separador puede ser incrementada mediante la instalación de platos paralelos en la cámara separadora; con este incremento se logra que mayor número de gotas entren en contacto con las placas, disminuyendo así su velocidad y aumentando la posibilidad de choque entre ellas, lo cual propicia un crecimiento de su diámetro. El separador de platos paralelos resultante tendrá un área superficial incrementada por la suma de las proyecciones horizontales de los platos añadidos.

En casos donde el espacio disponible para un separador es limitado, el área superficial extra provista por una unidad más compacta de platos paralelos hace a éste una alternativa atractiva con respecto al separador convencional. El flujo a través de la unidad de platos paralelos puede ser dos o tres veces mayor que en un separador convencional.

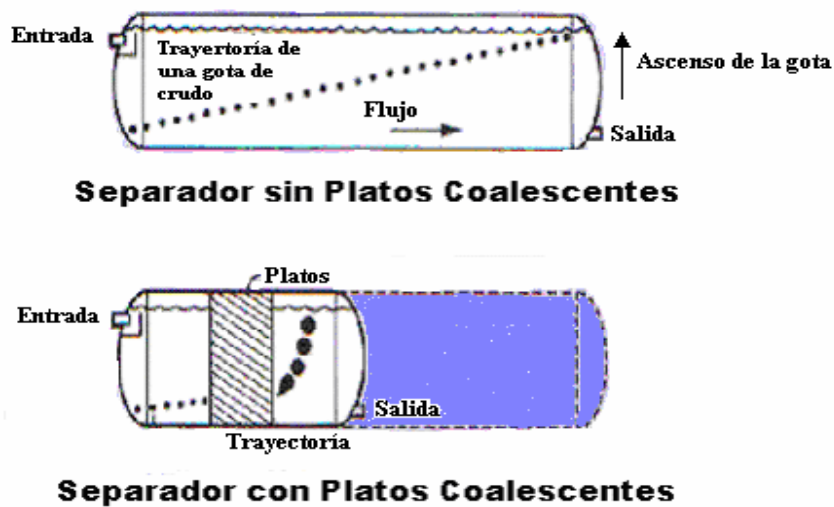


Figura 7.1.-Comparación entre un DAL sin platos y con platos para dispersión de crudo en agua.

En adición al incremento de la superficie de coalescencia, la presencia de platos paralelos puede reducir la turbulencia en el separador, mejorando así la eficiencia. Los platos son usualmente instalados en posición inclinada para alentar al crudo acumulado debajo de los platos a moverse hacia la superficie del separador, por cuanto el lodo acumulado en los platos caerá al fondo del separador. Para mejorar la acumulación de crudo y lodo, los platos son usualmente corrugados. El crudo recogido del sistema de platos paralelos tiene un contenido de agua más bajo que el que se remueve de los separadores convencionales, y el porcentaje de contenido de crudo en la salida de fluido es menor de 60 por ciento para un sistema de placas paralelas, con una mayor proporción de pequeñas gotas recobradas.

**7.2.3.-Diseño.** (API 421, 2002)

En general, los parámetros de diseño usados en los separadores convencionales son también usados en el dimensionamiento de las placas paralelas: máximo caudal de entrada, gravedad específica y viscosidad de la fase acuosa, y gravedad específica y viscosidad del crudo. La distribución de tamaños de las gotas de la fase dispersa también es útil para determinar el tamaño de diseño de la gota de crudo o agua, pero en ausencia de estos datos, puede ser asumido un diámetro de diseño de la gota de 150 micrones para emulsión crudo en agua o más grandes para emulsiones de agua en crudo.

Los rangos típicos para el diseño de placas paralelas son dados en la tabla 7.1.

**Tabla 7.1.-Rangos Típicos para las Variables Básicas del Diseño de Platos Coalescentes.**

Variable	Rango
<i>Distancia perpendicular entre platos</i>	0.75 - 1.5 pulgadas
<i>Ángulo de inclinación de los platos respecto a la horizontal</i>	45° - 60°
<i>Tipo de crudo removido</i>	Sólo crudo libre
<i>Dirección del flujo entrante</i>	Flujo cruzado, flujo descendente

A pesar de la amplia experiencia y el conocimiento de los valores aceptados de los parámetros de diseño de un separador, es muy difícil, si no imposible, especificar un conjunto de procedimientos para el diseño detallado de sistemas de separación de platos paralelos. Los fabricantes han determinado empíricamente que cierta inclinación, patrones de flujo y configuración espacial son más efectivos para la separación de crudo del agua, para un rango de proporción crudo agua. Aunque en la práctica, un rango de diseño es usado para estas variables, como se muestra en la tabla 7.1, los valores usados solo pueden ser justificados empíricamente. La experiencia de los fabricantes y de las refinerías es la mejor base para seleccionar uno de estos valores empíricos.

La determinación del área de superficie necesaria para el paquete de platos y el número de platos necesarios se realiza con base en un planteamiento teórico ya estandarizado para la mayoría de las configuraciones de placas paralelas.

#### **7.2.4.-Detalles de Construcción.**

Una variedad de configuraciones de equipos de placas paralelas está comercialmente disponible. En el caso de separadores convencionales con platos paralelos, pocos elementos son requeridos adicionales a los presentes. Los separadores de platos paralelos tienen un amplio rango de características de diseño y pueden ser adquiridos como una unidad empaquetada, provistos de un equipo de extracción de crudo y lodo. Consecuentemente, la construcción específica y accesorios particulares son omitidos en esta sección.

Los platos del separador de placas paralelas pueden ser hechos de materiales oleofílicos o hidrofílicos para promover la coalescencia de las gotas de la fase dispersa. Por esta razón, las unidades son referidas como separadores de platos coalescentes.

#### **7.2.5.-Mantenimiento.**

La unidad de platos paralelos puede experimentar problemas de obstrucción si la inclinación de los platos es pequeña o el espacio entre platos es muy estrecho. Se ha encontrado que la arena que entra al sistema de platos puede acumularse en la entrada al ensamble de platos y reducir el flujo a través de la sección más baja de los mismos. Ésta debe ser limpiada mediante la remoción de sólidos acumulados descargados por agua o aire, o aplicando limpieza mecánica. Manuales de operación y mantenimiento así como suplidores de equipos deben ser consultados en cuanto a procedimientos aprobados para tal fin. La acumulación de sólidos y su recolección deberían ser consideradas antes de la instalación en forma correspondiente.

El paquete de platos paralelos generalmente no se obstruye si son apropiadamente diseñados, instalados y mantenidos. Si se esperan niveles significantes de sólidos, la

inclinación de los platos debe ser cercana a los 45°, el cual excede el ángulo de deposición de prácticamente todos los sólidos encontrados en cada sistema.

Finalmente de acuerdo a lo escrito, un separador de platos coalescentes posee las siguientes ventajas:

1. Incrementa el área efectiva de coalescencia.
2. Mejora el contacto o la aglomeración de partículas de la fase dispersa.
3. Disminuye la turbulencia.

Pero debe tomarse en cuenta que los separadores coalescentes son usualmente recomendados solo para cargas ligeras de la fase dispersa, en donde se requiere un nivel alto de remoción, que la corriente entrante contenga una concentración mínima de sólidos y que exista la facilidad de aplicar procedimientos de mantenimiento requeridos para mantener al paquete de platos libre de escombros.

### **7.3.-Desarrollo del Modelo.**

#### **7.3.1.-Premisas.**

A continuación se presentará una serie de consideraciones que fueron tomadas en cuenta para realizar este diseño, con el fin de simplificar los cálculos y el proceso en general.

1. Se desprecian los efectos de las partículas sólidas presentes en el flujo.
2. El comportamiento de la separación de la emulsión crudo en agua es similar al de la emulsión agua en crudo por lo que las recomendaciones de la tabla 7.1 serán asumidas como valederas para este análisis.
3. El diseño estará basado en una mezcla dispersa de petróleo y agua, siendo el crudo la fase continua de la emulsión y el agua la fase dispersa.
4. Se considera una gota de agua completamente esférica.
5. Se tomará como caudal de diseño el caudal promedio en 7 años (2003-2008), según el plan de producción de la segregación. (ver apéndice E)

6. Se considera un flujo uniforme y laminar (muy común en este tipo de equipos de separación líquido-líquido) en la dirección paralela a la inclinación de las placas.
7. El flujo en general es considerado un flujo:
  - a. Bidimensional: es decir que el vector velocidad esta definido en el espacio por dos componentes ( $V_S$ ,  $V_F$ ).
  - b. Isotrópico: las propiedades propias del fluido son iguales en cualquier dirección.
  - c. Estable o estacionario: las variaciones de la velocidad de fluido en función del tiempo no son considerables
  - d. Newtoniano: al igual que en el diseño del separador ciclónico, no se tomarán en cuenta las desviaciones del carácter Newtoniano para simplificar los cálculos.

### 7.3.2.-Modelo.

En esta sección se presentará el método utilizado para dimensionar la unidad de placas coalescentes del despojador de agua libre (DAL).

La figura 7.2 presenta el espacio físico disponible para la colocación de las placas coalescente, el cual se ha denominado Sección de Coalescencia.



Figura 7.2.-Sección longitudinal del DAL.



Para determinar el espacio transversal que ocupará la unidad de placas coalescentes, se comenzará escogiendo el área máxima de la sección transversal del DAL que puede ser ocupada por un rectángulo (ver Apéndice A):

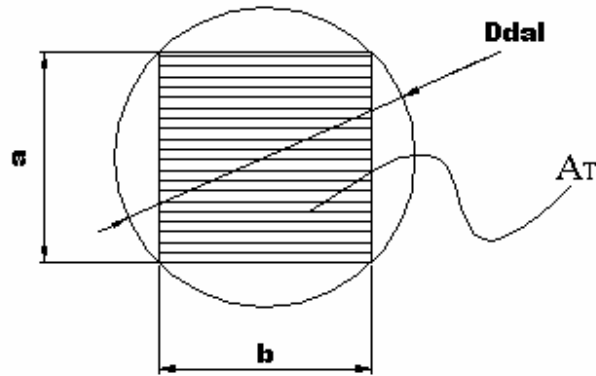


Figura 7.3.-Sección Transversal del DAL.

Luego: 
$$a = b = \frac{D_{DAL}}{\sqrt{2}} \quad (7.1)$$

donde  $a$  es el lado del cuadrado y  $D_{DAL}$  es el diámetro del despojador.

Se debe fijar una longitud axial que ocupará la unidad de placas en el DAL, así como el ángulo de inclinación de las placas para poder estimar su longitud y la separación entre éstas.

Como ya se ha mencionado los fabricantes recomiendan un ángulo de inclinación de 45° a 60°.

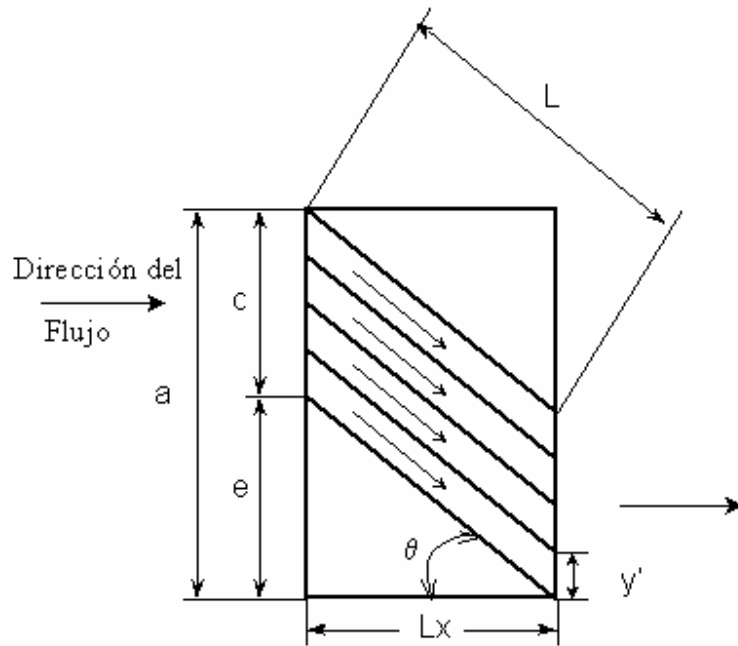


Figura 7.4.-Sección transversal de la unidad de platos.

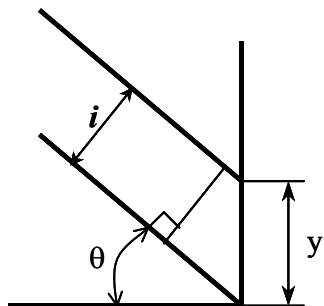


Figura 7.5.-Separación entre placas.

El análisis del comportamiento de una gota de agua que viaja entre dos placas se realizará de la misma forma que el comportamiento de una gota de agua dentro de un separador de gravedad API convencional (API, 421).

Se encuentra que la gota de agua tiene dos componentes de velocidad (considerando que sobre la gota actúan la fuerza de arrastre y que la fuerza de flotabilidad es menor que la fuerza de gravedad), una en dirección al flujo y

otra en dirección vertical hacia abajo, esta última es la velocidad de Stokes (despreciando la aceleración lineal de la partícula).

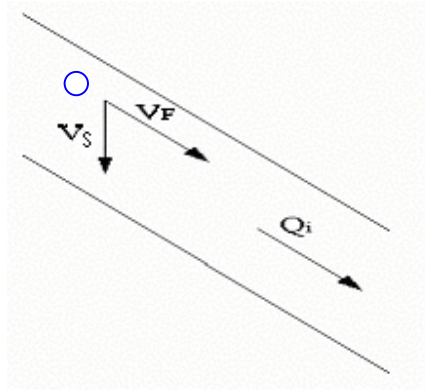


Figura 7.6.-Diagrama de velocidades

Donde  $V_S$  está definida por:

$$V_S = \frac{g \cdot D_g^2 \cdot (\rho_w - \rho_o)}{18 \cdot \mu_o} \quad (7.2)$$

y a su vez:

$g$  : gravedad

$D_g$  : diámetro de la gota

$\rho_w$  : densidad del agua

$\rho_o$  : densidad del crudo

$\mu_o$  : viscosidad del crudo

$$V_F = \frac{Q_i}{A_i} \quad (7.3)$$

para la cual:

$A_i$ : área transversal entre placas

$Q_i$ : Flujo volumétrico (de la emulsión: crudo + agua) entre placas

Con el fin de determinar una expresión que relacione las dimensiones de la unidad de placas con los parámetros de flujo, se siguen los siguientes pasos:

Se sabe que:

$$Q_i = \frac{Q_T}{N} \quad (7.4)$$

donde  $Q_T$  es el caudal total y  $N$  es el número de placas, el cual está dado por:

$$N = \frac{c}{y'} = \frac{a - e}{y'} \quad (7.5)$$

y las variables geométricas son calculadas a partir de la figura 7.4:

$$a = \frac{D_{DAL}}{\sqrt{2}} \quad e = L_X \cdot \text{tag}(\theta) \quad c = a - e$$

así la ecuación 7.5 se transforma:

$$N = \frac{\frac{D_{DAL}}{\sqrt{2}} - L_X \cdot \text{tag}(\theta)}{y'} \quad (7.6)$$

sustituyendo en la ecuación 7.4, se obtiene:

$$Q_i = \frac{y' \cdot Q_T \cdot \sqrt{2}}{D_{DAL} - L_X \cdot \text{tag}(\theta) \cdot \sqrt{2}} \quad (7.7)$$

El área transversal entre placas se define como:

$$A_i = a \cdot i = y' \cdot \cos(\theta) \cdot a = \frac{y' \cdot \cos(\theta) \cdot D_{DAL}}{\sqrt{2}} \quad (7.8)$$

donde, como se observa en la figura 7.5,  $i$  es la separación perpendicular entre placas.

Sustituyendo (7.7) y (7.8) en la ecuación (7.3):

$$V_F = \frac{2 \cdot Q_T}{D_{DAL}^2 \cdot \cos(\theta) - \sqrt{2} \cdot D_{DAL} \cdot \text{sen}(\theta) \cdot L_X} \quad (7.9)$$

Para hallar el tiempo que le toma a la gota en pasar a través de la unidad de placas (Tiempo de Residencia), se integra la velocidad de ésta en dirección del flujo, es decir:

$$V_F = \frac{\partial L}{\partial t} = \frac{2 \cdot Q_T}{D_{DAL}^2 \cdot \cos(\theta) - \sqrt{2} \cdot D_{DAL} \cdot \text{sen}(\theta) \cdot L_X} \quad (7.10)$$

sustituyendo  $L_X = L \cdot \cos(\theta)$  e integrando el tiempo entre 0 y  $t_r$ , y la longitud entre 0 y  $L$ , se obtiene:

$$t_r = \frac{D_{DAL}^2 \cdot \cos(\theta) \cdot L}{2 \cdot Q_T} - \frac{\sqrt{2} \cdot \text{sen}(2\theta) \cdot D_{DAL} \cdot L^2}{8 \cdot Q_T} \quad (7.11)$$

Para encontrar el tiempo que tarda en asentarse una gota que está en la placa superior (Tiempo de Asentamiento), se debe integrar la velocidad de asentamiento, es decir:

$$V_s = \frac{\partial y'}{\partial t} = \frac{g \cdot D_g^2 \cdot (\rho_w - \rho_o)}{18 \cdot \mu_o} \quad (7.12)$$

al igual que en el caso anterior se integra el tiempo entre 0 y  $t_s$ , y el espaciamiento entre placas 0 a  $y'$ .

$$t_s = \frac{18 \cdot \mu_o}{g \cdot D_g^2 \cdot (\rho_w - \rho_o)} \cdot y' \quad (7.13)$$

Igualando los tiempos de las ecuaciones (7.11) y (7.13) a manera de asegurar que cuando la gota se asiente en la placa inferior llegue al final de la misma, e halla la longitud de las placas:

$$\frac{18 \cdot \mu_o}{g \cdot D_g^2 \cdot (\rho_w - \rho_o)} \cdot y' = \frac{D_{DAL}^2 \cdot \cos(\theta) \cdot L}{2 \cdot Q_T} - \frac{\sqrt{2} \cdot \text{sen}(2\theta) \cdot D_{DAL} \cdot L^2}{8 \cdot Q_T} \quad (7.14)$$

$$y' = \left( \frac{D_{DAL}^2 \cdot \cos(\theta) \cdot L}{2 \cdot Q_T} - \frac{\sqrt{2} \cdot \text{sen}(2\theta) \cdot D_{DAL} \cdot L^2}{8 \cdot Q_T} \right) \cdot \frac{g \cdot D_g^2 \cdot (\rho_w - \rho_o)}{18 \cdot \mu_o} \quad (7.15)$$

#### 7.4.-Aplicación del Modelo.

##### 7.4.1.-Datos a Utilizar.

$$D_{DAL} = 4,8 \text{ m}$$

$$\rho_w = 997 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_o = 869,7 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_o = 0,02819 \text{ Pa.s (a } 90^\circ\text{F)}$$

$$Q_T = 0,1877 \text{ m}^3/\text{s (a } 90^\circ\text{F)}$$

##### 7.4.2.-Cálculo Tipo.

Para estimar la longitud de las placas y la separación entre éstas, se utilizó la ecuación (7.15). Por medio de una hoja de cálculo, se realizó una sensibilidad variando parámetros como la longitud disponible para la unidad de placas,

diámetro de la gota a separar y el ángulo de inclinación de las placas. Consecuentemente con las recomendaciones de los fabricantes se escogió un ángulo de 45°.

$$y' = \left( \frac{D_{DAL}^2 \cdot \cos(\theta) \cdot L}{2 \cdot Q_T} - \frac{\sqrt{2} \cdot \text{sen}(2\theta) \cdot D_{DAL} \cdot L^2}{8 \cdot Q_T} \right) \cdot \frac{g \cdot D_g^2 \cdot (\rho_W - \rho_O)}{18 \cdot \mu_O}$$

Para calcular  $L$  se asume una longitud horizontal de placas,  $L_X = 0,7\text{m}$ , valor que es inferior a la longitud máxima disponible para un ángulo de 45° (ver apéndice A), y un diámetro de gota,  $D_g = 0,00015\text{ m}$ , así:

$$L = \frac{0,7\text{ m}}{\text{Cos}(45^\circ)} = 0,9899\text{ m}$$

recuérdese que:

$$a = \frac{D_{DAL}}{\sqrt{2}} = \frac{4,8\text{ m}}{\sqrt{2}} = 3,394\text{ m}$$

$$\Rightarrow L_{X_{MAX}} = \frac{a}{\text{tg}(\theta)} = 3,394\text{ m}$$

Sustituyendo estos valores en la ecuación 7.15 se obtiene:

$$y' = 2,1314 \times 10^{-3}\text{ m} = 2,1314\text{ mm.}$$

$$i = y' \cdot \text{Cos}(\theta) = 2,1314 \cdot \text{Cos}(45^\circ) = 1,51\text{ mm}$$

$$N = \frac{\frac{D_{DAL}}{\sqrt{2}} - L_X \cdot \text{tag}(\theta)}{y'}}{2,1314 \times 10^{-3}} = \frac{\frac{4,8}{\sqrt{2}} - 0,7 \cdot \text{tag}(45^\circ)}{2,1314 \times 10^{-3}}} = 1264,01$$

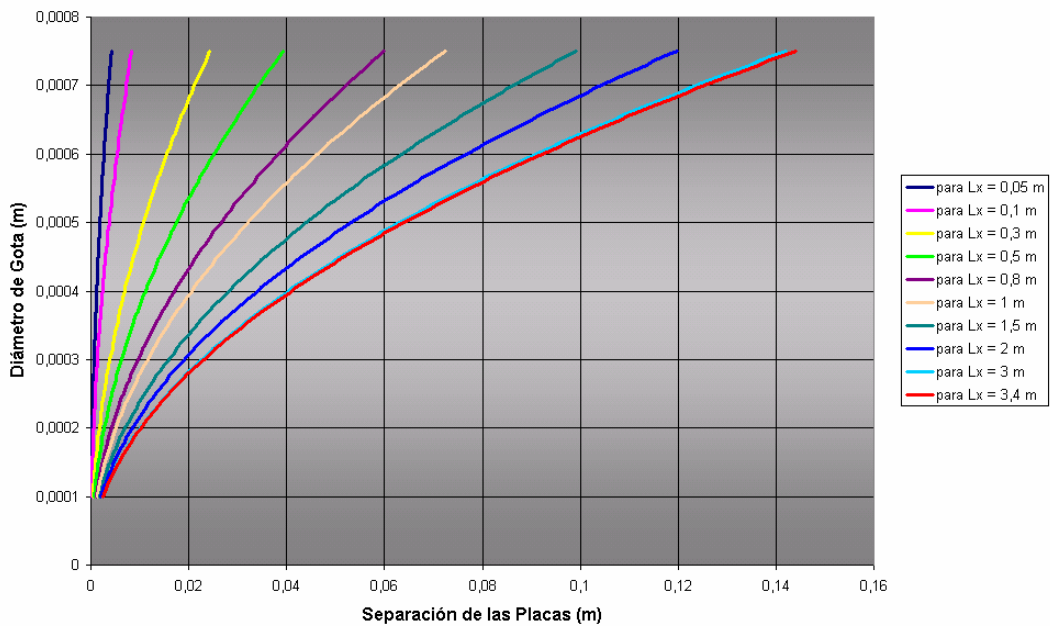
Lo que se aproxima a 1264 placas paralelas.

De esta manera se pueden variar los parámetros antes mencionados para definir las dimensiones más convenientes de la unidad de placas coalescentes.

En la literatura se habla de que en este tipo de dispositivos la caída de presión, no es considerable en la mayoría de los casos prácticos de tratamiento de crudo, por esta razón el análisis solo toma en cuenta los parámetros geométricos como punto principal de dimensionamiento.

**7.4.3.-Resultados.**

Los resultados que se presentan a continuación son el producto de una sensibilidad realizada en una hoja de cálculo (EXCEL), en la cual, como se mencionó anteriormente, se variaron los distintos parámetros (longitud, diámetro de gota y separación de placas).



**Figura 7.7.-Variación de los Parámetros Geométricos vs el Diámetro de Gota.**



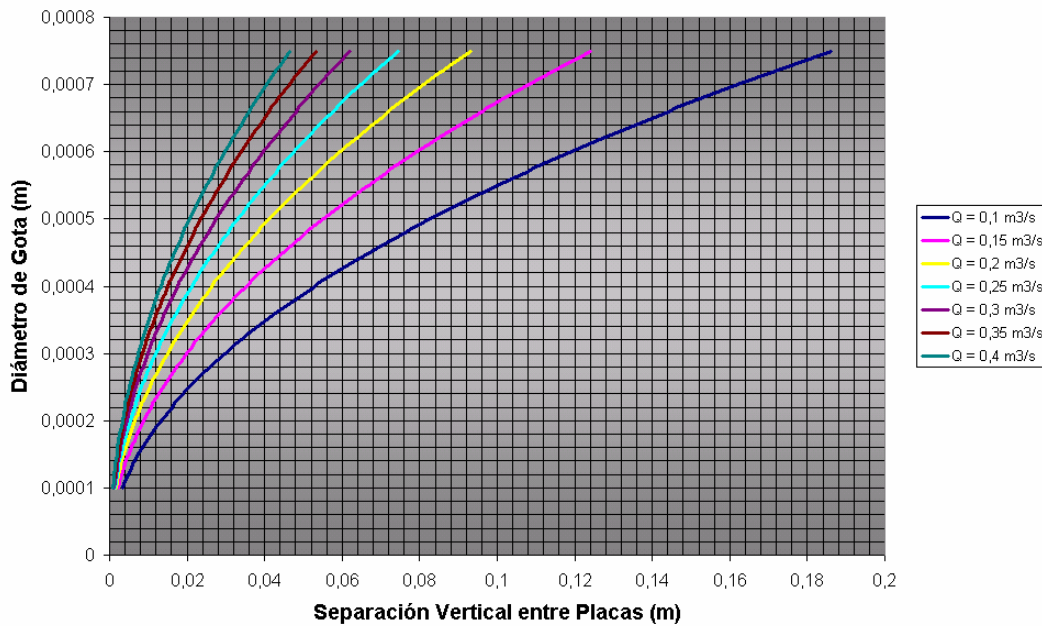


Figura 7.8.-Variación del Diámetro de Gota según el Caudal.

#### 7.4.4.-Análisis de Resultados.

Del análisis de la gráfica presentada en la figura 7.7, se tiene:

Se puede apreciar un crecimiento de la separación de las placas a medida que el diámetro de la gota que pasa por el equipo es mayor. Por otra parte, se observa el efecto contrario para la longitud, es decir, a medida que se aumenta la longitud de las placas, el diámetro de la gota que decanta es menor. Estos dos puntos son perfectamente fundamentados si se recuerda que el modelo matemático planteado se basa en una aproximación de la teoría de tiempo de residencia, en el cual se igualan los tiempos de sedimentación y retención. Ahora, resulta evidente que si aumentamos la separación de las placas, conservando la misma longitud de estas, el tiempo de sedimentación aumenta, ya que la partícula tendrá una distancia mayor que recorrer y su velocidad será la misma; a su vez el tiempo de retención permanecerá constante debido a que no ha habido variación alguna en la longitud ni en la

velocidad del flujo, entonces para que se pueda mantener la igualdad de tiempos, el diámetro de la gota necesariamente debe ser mayor.

De igual forma si aumentamos la longitud de las placas, estaremos aumentando el tiempo de retención, mientras que el tiempo de sedimentación permanece constante; entonces para poder lograr que los tiempos se igualen se debe disminuir el diámetro de la gota, y así poder aumentar el tiempo de sedimentación.

En la figura 7.7 también se observa el efecto combinado de la variación de la separación entre placas y la longitud de las mismas. A medida que se aumenta la longitud y se disminuye la separación, las gotas que se asentarán al final del recorrido tendrán menor diámetro, ya que al variar de esa manera estos parámetros, se disminuye el tiempo que tarda en asentarse y se aumenta el tiempo de recorrido longitudinal, por lo que las gotas que cumplan con la condición de que el tiempo de asentamiento sea igual al tiempo de residencia tendrán un diámetro más pequeño. Sin embargo, una disminución de la separación entre placas implica una disminución de la longitud de las mismas, por lo tanto la variable más representativa resulta ser la separación entre placas.

Las normas recomiendan una separación entre placas de 0,75 a 1,5 pulgadas (tabla 7.1) por lo que se tomará un valor intermedio para el cual podemos separar diámetros de gotas lo más pequeño posible.

En la figura 7.8 se puede observar, que las variaciones de caudal según el plan de producción (apéndice E) no afectan de manera significativa al diámetro de gota a separar, pues para el menor valor de caudal ( $0,184 \text{ m}^3/\text{s}$ , para el año 2003), el diámetro de gota es de 320 micrones, mientras que para el máximo ( $0,195 \text{ m}^3/\text{s}$ , para el año 2008) es de 410 micrones.

Una vez analizadas estas variables se puede presentar una propuesta de las dimensiones de la unidad de placas coalescentes a ser instaladas en los despojadores de agua libre del patio de tanques de Bachaquero.

### 7.5.-Propuesta.

La propuesta debe ser aquella que permita separar un diámetro de gota pequeño, que garantice su decantación. De acuerdo a la gráfica que se presenta en la figura 7.7, el diámetro de gota mínimo no está limitado, más que por la separación de las placas. Para la separación mínima de placas de 0,75 pulg. (0,01905m) corresponde una separación vertical de 0,0269m ( $y' = i/\text{Cos}(45^\circ)$ ), para el cual, según la tabla 7.1, el mínimo diámetro de gota correspondiente es de aproximadamente 320 micrones con una longitud horizontal de 3,4m. Como se observa la longitud horizontal corresponde a un valor muy aproximado a la longitud horizontal máxima, hecho que implica la colocación de un número reducido de placas que restringirán el flujo a un área muy limitada, ocasionando caídas de presiones que, en este caso, si son considerables, por lo tanto esta solución se descarta. De aquí que se considere que  $L_x$  debe ser mucho menor que el  $L_{x_{\max}}$ , teniendo en cuenta que a menor longitud la gota a separar será de mayor diámetro.

Por otra parte, es bien sabido que una separación menor entre las placas garantizará que gotas muy pequeñas se asienten, pero trabajar con las dimensiones mínimas de separación entre placas implica un mayor número de las mismas redundando en mayor costo de la unidad. Es importante destacar que el crudo que manejará este dispositivo es un crudo que ya ha pasado por un tratamiento con química deshidratante, por lo que se espera manejar diámetros de gotas considerablemente grandes.

Entonces, bajo estas consideraciones se procederá a escoger una longitud horizontal mucho menor que permita separar gotas de un diámetro aceptables (<800 micrones), basándose en la experiencia del personal de campo en esta materia.

Se proponen dos dispositivos de placas con una longitud horizontal de 1,5m cada uno y con una separación vertical entre placas de 0,028m, lo cual permite que se asienten gotas de 400 micrones en adelante. Estos dispositivos estarán separados por una longitud de 5m entre ellos, para permitir la estabilización del flujo y así evitar la influencia que podría tener uno con respecto al otro.

Cada unidad de platos coalescentes constará de 67 placas paralelas separadas perpendicularmente 1,98cm, con un área superficial de 3.4m x 2.12m.

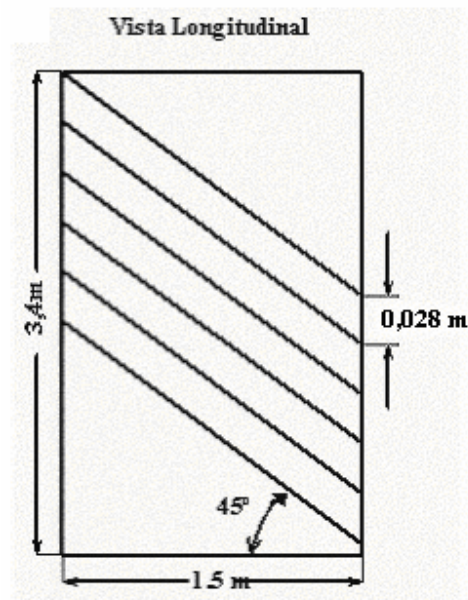


Figura 7.9.-Propuesta final del Dispositivo de Placas (no a escala).

En resumen:

Número de Dispositivos: 2

Separación entre Dispositivos: 5 m

Longitud de Placas: 2,12 m

Separación entre Placas: 1,98 cm

Ancho de Placas: 3,4 m

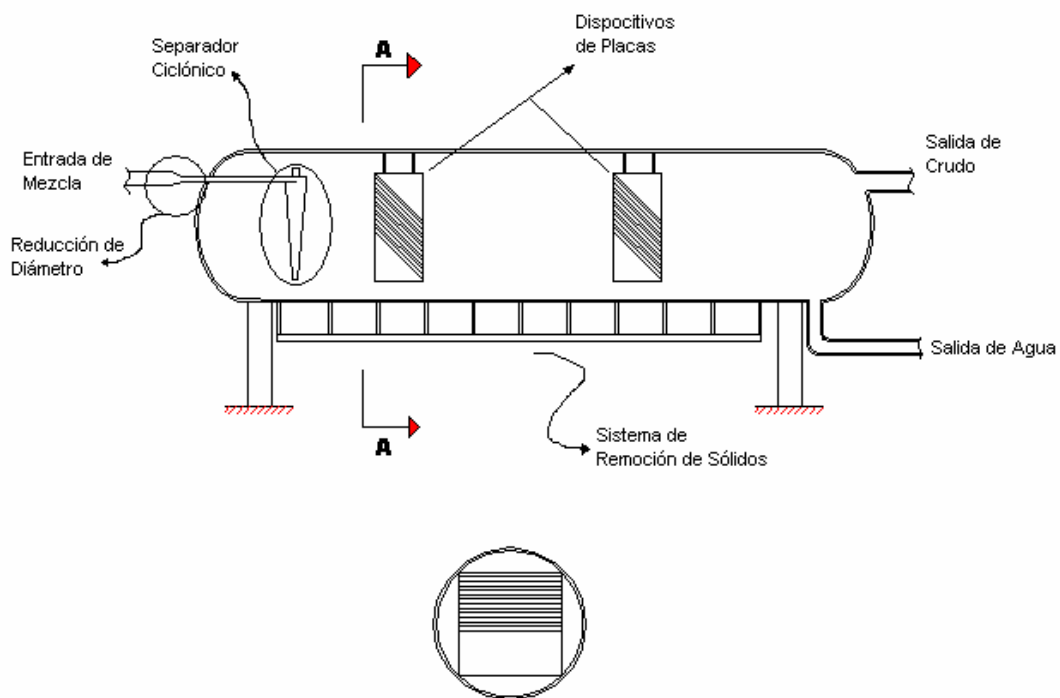
Inclinación: 45°

Tamaño de Gota Promedio a Separar: 400 micrones

## PROPUESTA FINAL

Luego de haber realizado la serie de análisis planteados este trabajo se propone finalmente:

- El cambio de las tuberías 4, 5, 9 y 15 de un diámetro actual de 12, 16, 8 y 10 pulgadas a tuberías con un diámetro de 16, 18, 10 y 12 pulgadas respectivamente, para evitar la emulsificación de las fases en el transcurso del viaje desde las estaciones de flujo hasta el patio de tanques.
- Implementar una configuración de internos como en mostrado en la figura 8, en la cual se propone un separador ciclónico a la entrada del DAL y dos dispositivos de placas en el cuerpo del despojador de agua libre.



**Corte A-A**

**Figura 8. Propuesta Final de Internos para el DAL.**

Las dimensiones de la carcaza del DAL y los dispositivos se presentan a continuación:

**Despojadores de Agua Libre:**

Número de Dispositivos: 3

Largo: 18,3 metros

Diámetro: 4,8 metros

Boquilla de Entrada: 16 pulgadas (ANSI 150)

Boquilla de Salida de Crudo: 16 pulgadas (ANSI 150)

Boquilla de Salida de Agua: 16 pulgadas (ANSI 150)

**Separador Ciclónico:**

Número de Dispositivos: 1 por DAL

Longitud: 3,25 metros

Diámetro: 0,65 metros

Longitud de la Tubería de Descarga de Crudo: 0,26 metros

Diámetro de la Tubería de Entrada: 0,182 metros

Diámetro de la Boquilla de Salida de Crudo: 0,221 metros

Diámetro de Descarga de Sólidos: 0,1625 metros

Tamaño de Partícula a Separar: 330 micrones

**Placas Coalescentes o Paralelas:**

Número de Dispositivos: 2 por DAL

Separación Mínima entre Dispositivos: 5 metros

Longitud de Placas: 2,12 metros

Separación entre Placas: 1,98 centímetros

Ancho de Placas: 3,4 metros

Tamaño de Gota a Separar: 400 micrones

## CONCLUSIONES

Del estudio del proceso de deshidratación del crudo Lagotreco, presentado se desprenden las siguientes conclusiones:

- La formación de emulsión en las tuberías y la no utilización de los DAL causa serias deficiencias en el proceso de deshidratación a nivel estructural y operacional.
- Se establece que para facilitar el proceso de deshidratación a nivel del patio de tanques de Bachaquero, se debe garantizar que exista flujo estratificado en las tuberías de transporte de crudo. Para ello, es necesario aumentar el diámetro de las tuberías que presenten flujo disperso ó restringir la producción en las mismas.
- Con el aumento del diámetro de las tuberías, la región confinada por las dos ramas del límite IKH se expande, aumentando así las posibilidades de existencia de flujo estratificado en las tuberías.
- Para dimensiones muy similares, el ciclón convencional es capaz de separar partículas de menor diámetro que el ciclón cilíndrico propuesto por los autores. Sin embargo, el ciclón de sección cilíndrica pareciera tener una ventaja en cuanto a la caída de presión, pero como fue discutido en el capítulo 6, este término es solo una aproximación de la caída de presión real que pudiera tener este dispositivo; por lo que tal como está desarrollado, no puede ser considerado como un punto de referencia confiable a la hora de seleccionar este ciclón.

- Desde el punto de vista de construcción y mantenimiento de las unidades ciclónicas, las diferencias que se podrían hallar no son apreciables, pues ambos dispositivos se perfilan como fáciles de construir, operar y mantener.
- Los cálculos realizados no permitieron determinar con precisión cual de los modelos de ciclón propuestos es el más eficiente.
- Con la implementación del separador ciclónico y las unidades de placas coalescentes se puede aumentar la eficiencia de los despojadores de agua libre.
- Con la reactivación de los despojadores de agua libre se aumentará la capacidad de los tanques de almacenamiento, debido a la reducción del manejo de agua.
- Integrando las propuestas que corresponden a la reducción de la emulsificación en el sistema de transporte y recolección de crudo de la segregación Lagotreco, la implementación de las placas coalescentes y del separador ciclónico para sólido-líquido, se logrará mejorar el proceso de deshidratación del crudo Lagotreco a nivel estructural y operacional.



## RECOMENDACIONES

- Concluir este estudio con el análisis a nivel de procesos y de yacimientos, como se estableció en el análisis preliminar.
- Se propone la implementación del ciclón convencional, pues posee una mayor plataforma de estudios, investigaciones y antecedentes de aplicación que el ciclón de sección cilíndrica propuesto.
- Antes de aplicar cualquiera de las propuestas de este trabajo se debe validar todos los modelos teóricos desarrollados, mediante la aplicación de simuladores y la construcción de modelos físicos que permitan realizar el análisis experimental correspondiente.
- Ampliar el estudio con el análisis de la factibilidad de implementación de nuevos equipo, ya sea para la separación de sólidos como para la coalescencia de las gotas, como por ejemplo separadores centrífugos, tratadores electrostáticos, etc.
- Evaluación específica del problema de emulsificación del crudo versus la corrosión en las tuberías.
- Se recomienda hacer un estudio de factibilidad económica comparando los beneficios que se obtienen con la implementación de las propuestas de este trabajo y la inversión necesaria para la deshidratación actualmente.
- Finalmente, se recomienda la ampliación de la educación impartida por la Escuela de Ingeniería Mecánica de la Universidad Central de Venezuela, hacia el campo petrolero, así como el desarrollo de mayores trabajos de

---

## *RECOMENDACIONES*

investigación en este campo, en el cual el ingeniero mecánico tiene una participación protagónica.

## BIBLIOGRAFÍA

1. API. Publicación N°421. American Petroleum Institute. (2002).
2. API. “Specification for Vertical and Horizontal Emulsions Treaters”, Spec 12L, 3<sup>ra</sup> edición. American Petroleum Institute. Northwest, Washington DC. (1987).
3. Arirachakaran, S., Oglesby, K. D., Malinowsky, M. S., y otros. “An Análisis of Oil Water Flooding Phenomena in Horizontal Pipes”. SPE 18836. (1989).
4. Battaglia, A. Archivum Grnictwa (1962).
5. Bednarski, “Proc.1st European Conference on Mixing and Centrifugal Separation”, S. Paper E4, BHRA Fluid Engineering, Bedford (1975).
6. Bloor, M.I.G y Ingham, D. B. Trans. Inst. Chem. E. 51, 173 (1973).
7. Bradley, D. “The Hydrocyclone”, Pergamon Press, London (1965).
8. Brauner, N. & Maron, D. M. “Análisis of Stratified/Non-Stratified Multiphase Flow”. Vol. N° 4.541. (1992).
9. Ciclone (2002). [on line]. Disponible en: [www.diquima.upm.es](http://www.diquima.upm.es).
10. CHESTERS, A.K., “The modelling of coalescence porches in fluid-liquid dispersions”. Int. Chem. Eng. (1991).
11. Dahlstrom, D. A, Chemical. Engineer Progress Symp. Series No. 15, Mineral Engineering Techniques, (1954).
12. Deshidratación. (2002). [on line]. Disponible en: [www.gas-training.com](http://www.gas-training.com).
13. Dukler, A. E. & Hubbard, M. G. “A Model for Gas-Liquid Slug Flow in Horizontal and Near Horizontal Tubes”. Ind. Eng. Chem. Fundam. (1975), Pág. 14, 337-347.
14. Espínola Lozano, F y Moya López, A. J “Simulación del Decantador Centrífugo en la Extracción del Aceite de Oliva Virgen”,(1995).
15. Fairuzov, Y. V. “Numerical Simulation of Transient Flow of two Immiscible Liquids in Pipeline”. AIChE J. Vol. N° 7.1132. (2000)

16. Fairuzov, Y. V. Curso de “Flujo Aceite-Agua en Pozos y Oleoductos”. Instituto de Ingeniería, Universidad Autónoma de México. (2001).
17. Gerrard, A. M and Liddle, C. J. The Chemical Engineer. (1975).
18. Gerrard, A. M and Liddle, C. J. Process Engineer. (1976).
19. Gutiérrez Julio M. “Estudio del Tratamiento Químico del Crudo Producido por Lagoven en Occidente”. Trabajo especial de grado. Facultad de Ingeniería. Escuela de Química. Universidad Central de Venezuela. Caracas. (1976).
20. Guzhov, A. I. et al. “Emulsion Formation During the Flow of two Immiscible Liquids in a Pipe”. (1973).
21. Hinze, J.O. “Turbulence”. McGraw-Hill. New York. (1978).
22. Howell Training Company. “Heaters Treaters”. Houston, Texas. (1979).
23. Kelsall, D.F. “The theory and applications of the hydrocyclones”. London (1966).
24. Less, M. J, Ph.D thesis, University of Queensland (1973).
25. Lynch, A. J. Rao, T. C, and Prisbrey, K. A. Int. J. Mineral Processing, 1, 173 (1974).
26. Lynch, A. J. Rao, T. C. Indian J, Technol. 6, 106 (1968).
27. Lucas R. N. “Electrical dehydration and desalting of crude Oil”. (1976).
28. Manning Francis S. and Richard E. Thompson. “Oilfield Processing”. Volume 2. Tulsa, Oklahoma, (1995).
29. Maston, L. Powers. “Analysis of Gravity Separation in Freewater Knockouts”.SPE, Conoco Inc. (1990).
30. Nadler, M. & Mewes, D. “Flow Induce Emulsification in the Flow of two Immiscible Liquids in Horizontal Pipes”. Intl. J. Multiphase Flow. Vol. N° 1.55. (1997).
31. NATCO. “Technical Development Program”. National Tank Company. Tulsa, Oklahoma, (1991).
32. Ocando Yamarte Gilberto J. “Deshidratación de Petróleo Crudo”, Trabajo especial de grado. Facultad de Ingeniería. La Universidad del Zulia. Maracaibo. (1963).

33. Padrón Aaron. "System and Method for Separation of Crude or Hydrocarbon Free and/or Disperse in Water". SPE 71468. (2001).
34. Padrón, A. & Manzano, O. "Estudio de la Influencia del Porcentaje de Agua en la Viscosidad de las Emulsiones Producidas en Crudos Livianos". Reporte Técnico Maraven, (1979).
35. Pereira, María. "Filosofía Operacional del Sistema de Separación de Agua Libre". Maraven, Maracaibo. (1993).
36. PETEX, "Treating Oil Field Emulsions" 4<sup>ta</sup> edición, Petroleum Extension Service, U of Texas. Austin, Texas. (1990).
37. Potter, M. Y Wiggert D. "Mecánica de Fluidos", Prentice Hall, Méjico, 1998.
38. Ricca, P. M. "Ultrasonic Inspection Prompts of Chemical Inhibitor Program". Oil & Gas J. (1991).
39. Rietema, K. "The mechanism of the separation of finely dispersed solid in cyclones". en "Cyclones in Industry" Rietema, K and Verver, C. G. (Eds), Elsevier, Amsterdam (1961).
40. Rusell, T.W.F., Hodgson, G.W. & Govier, G.W. "Horizontal Pipeline Flow Mixtures of Oil and Water". Can. J. Chem. Eng.(1959). Pág.(37, 9-17).
41. Schramm, Laurier L. "Petroleum Emulsions". American Chemical Society, Washington, DC. (1992).
42. Svarovsky. L. "Solid-Liquid separation". (1980)
43. Trallero, J. L. "Oil-Water Flow Patterns in Horizontal Pipes". PhD degree dissertation, U. of Tulsa, Oklahoma (1995).
44. Trawinski, H. F. "Filtration and Separation".(1969).
45. Uren, L.G. "Ingeniería de Producción de Petróleo". Compañía Editorial Continental. Mexico, (1965).
46. Yoshioka, H y Hotta, Y. Chem. Engineering, Japón, (1955).
47. Yves LECOFFRE. OPTISEP. "A new concept in liquid-liquid separation". (1999).

## NOMENCLATURA

$A_o$	Área transversal de la tubería ocupada por el crudo.
$A_w$	Área transversal de la tubería ocupada por el agua.
$A$	Área transversal de la tubería.
$d_o$	Diámetro hidráulico equivalente de la sección ocupada por el crudo.
$d_w$	Diámetro hidráulico equivalente de la sección ocupada por el agua.
$d$	Diámetro de la tubería.
$S_o$	Perímetro de la tubería mojado por el crudo.
$S_w$	Perímetro de la tubería mojado por el agua.
$S_i$	Perímetro de la interfaz.
$U_o$	Velocidad local del crudo en las tuberías.
$U_w$	Velocidad local del agua en las tuberías.
$U_{os}$	Velocidad superficial del crudo en las tuberías.
$U_{ws}$	Velocidad local del agua en las tuberías.
$U_m$	Velocidad de del crudo en las tuberías.
$Q_o$	Flujo volumétrico de crudo.
$Q_w$	Flujo volumétrico de agua.
$Q_t$	Flujo volumétrico total en las tuberías.
$\alpha_o$	Fracción volumétrica de crudo.
$\alpha_w$	Fracción volumétrica de agua.
$\mu_o$	Viscosidad del crudo.
$\mu_w$	Viscosidad del agua.
$\mu_m$	Viscosidad de la mezcla agua-crudo.
$\rho_o$	Densidad del crudo.
$\rho_w$	Densidad del agua.
$\rho_m$	Densidad de la mezcla.
$\tau_o$	Esfuerzo de corte en la pared de la tubería debido al flujo de crudo.
$\tau_w$	Esfuerzo de corte en la pared de la tubería debido al flujo de agua.

$\tau_i$	Esfuerzo de corte en la interfaz agua-crudo.
$D_c$	Diámetro del ciclón.
$D_o$	Diámetro de salida del ciclón.
$D_i$	Diámetro de entrada del ciclón.
$D_u$	Diámetro de drenaje del ciclón.
$D_p$	Diámetro de la partícula sólida en el ciclón.
$\Delta p$	Caída de presión.
$\Delta\rho$	Diferencia de densidad.
$V_m$	Velocidad de la mezcla en el ciclón.
$V_p$	Velocidad de la partícula en el ciclón.
$t_s$	Tiempo de sedimentación.
$t_r$	Tiempo de residencia.
$V_{mx}$	Velocidad de la mezcla en dirección axial en el ciclón.
$V_{m\theta}$	Velocidad de la mezcla en dirección azimutal en el ciclón.
$L$	Longitud.
$y'$	Separacion vertical entre placas.
$i$	Separación perpendicular entre placas.
$D_{DAL}$	Diámetro de la carcasa del DAL.

## GLOSARIO

### *Agua Libre:*

Se entiende por agua libre aquella producida con el crudo no formando una emulsión y necesita poco tiempo para su asentamiento, lográndose este sólo por el efecto de la gravedad, sin requerimiento de un tratamiento especial para su eliminación.

### *Emulsión:*

Una emulsión es una mezcla de dos líquidos inmiscibles, donde uno de los líquidos está finamente disperso dentro del otro bajo la forma de pequeñas gotas. El líquido disperso o fase interna es insoluble en la fase continua o externa.

### *Crudo Libre:*

Se entiende por crudo libre aquel producido libre de agua o con una cierta cantidad pero no emulsionada, la cual puede ser separada con gran facilidad en tanques de asentamiento con un tiempo para esto bastante bajo (5-10 min).

### *Sustancia (ó material) Hidrofilica:*

Se denomina así a aquella sustancia que posee afinidad con el agua, es decir, es soluble en ella.

### *Sustancia (ó material) Oleofilica o lipofilica:*

Se denomina así a aquella sustancia que es soluble en aceite.

### *Interfase:*

Es la superficie de contacto entre los límites de dos líquidos inmiscibles (ej. El área superficial entre las gotas de agua y el aceite que la rodea, o, la superficie entre el crudo separado y el agua en un recipiente).



*Desmulsificador:*

Desmulsificador o desmulsificante es una mezcla de químicos usados para romper la emulsión, destruyendo o debilitando la película alrededor de las gotas dispersas.

*Agua producida:*

El agua producida se clasifica en emulsionada y libre. El agua libre se separa en menos de 5 minutos del crudo dentro de recipientes en reposo, mientras que el agua emulsionada necesita de mucho más tiempo para separarse.

*Corte de agua:*

Es el porcentaje en volumen de agua mezclada con el crudo.

*PPM:*

Se refiere a la cantidad de químico usado para deshidratar un volumen de crudo determinado. Y esta definido por:

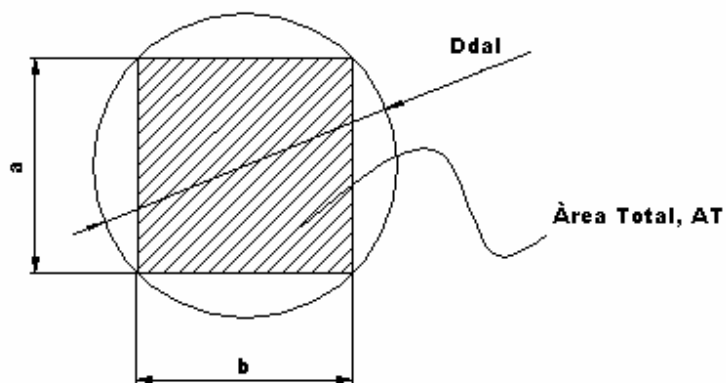
$$PPM = \frac{Vol\ química(Lts)}{Producción(Brls)} * 6300$$

donde la producción generalmente es la producción bruta, es decir, el volumen de crudo, más el de agua, más el de sedimentos.

**APÉNDICE A. Cálculo de las Magnitudes Geométricas Máximas para el Ciclón y la Unidad de Placas.**

Análisis transversal para determinar el área máxima disponible dentro del DAL, para la colocación de los distintos dispositivos.

La sección transversal del DAL será caracterizada por los siguientes parámetros:



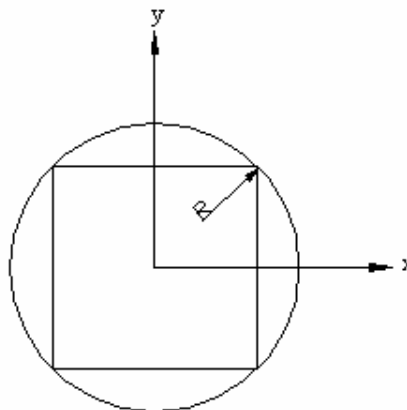
**Figura A1.-Sección Transversal del DAL**

Donde:

a = longitud vertical del rectángulo circunscrito.

b = longitud horizontal del rectángulo circunscrito.

A su vez definimos los siguientes ejes coordenados:



**Figura A.2.-Esquema de la carcaza.**

Donde tenemos que:

$$x^2 + y^2 = R^2 \Rightarrow y = \sqrt{R^2 - x^2} \quad (\text{A.1})$$

Por otra parte, el área total está dada por:

$$A_T = 4 \cdot x \cdot y \quad (\text{A.2})$$

Sustituyendo 'y', de la ecuación A.1, en la ecuación A.2, obtenemos:

$$A_T = 4 \cdot x \cdot \sqrt{R^2 - x^2} \quad (\text{A.3})$$

derivamos en función de 'x' e igualamos a cero para obtener un máximo de la función área:

$$\sqrt{R^2 - x^2} + x \cdot \left( \frac{-x}{\sqrt{R^2 - x^2}} \right) = 0 \quad (\text{A.4})$$

despejando 'x', obtenemos su valor:

$$x = \frac{R}{\sqrt{2}} \quad (\text{A.5})$$

el cual sustituimos en la ecuación 1 para obtener el valor de 'y':

$$y = \frac{R}{\sqrt{2}} \quad (\text{A.6})$$

como vemos el área máxima la obtenemos para un valor de:

$$a = b = 2 \cdot x = 2 \cdot y = \frac{2 \cdot R}{\sqrt{2}} = \frac{D_{dal}}{\sqrt{2}}$$

Luego se tiene que:

$$a = \frac{D_{DAL}}{\sqrt{2}} \quad (A.7)$$

Una vez obtenidas las dimensiones máximas transversales para el rectángulo, se procede a hallar la inclinación máxima asociada a la longitud horizontal,  $L_x$ , disponible para el dispositivo de placas.

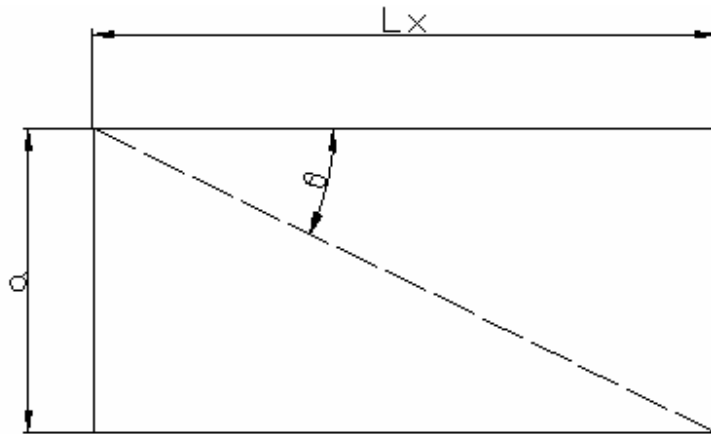


Figura A.3.-Vista parcial longitudinal del dispositivo de placas.

Del simple análisis geométrico se puede apreciar que si el ángulo de inclinación de las placas exceda a la proporción geométrica presentada en la figura A.3, se estará limitando el flujo del fluido, así como el número de placas; entonces:

$$\theta_{MAX} = \arctg\left(\frac{a}{Lx}\right) \Rightarrow \theta < \arctg\left(\frac{a}{Lx}\right) \quad (A.8)$$

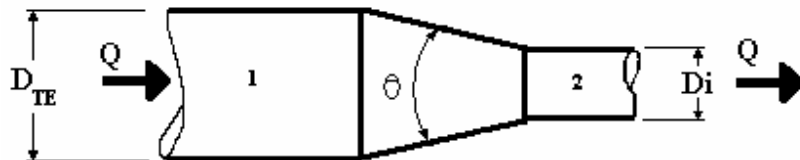
Sin embargo las normas del Instituto Americano de Petróleo recomiendan un ángulo de inclinación de 45°.

A su vez la máxima longitud horizontal permitida es:

$$Lx_{MAX} = \frac{a}{\operatorname{tg}(\theta)} \quad (\text{A.9})$$

**APÉNDICE B. Caída de Presión en una Contracción Cónica.**

Para el esquema mostrado tenemos:



**Figura x.1.-Reducción Cónica.**

según Bernoulli:

$$\frac{P_1}{\gamma} + \frac{V_1^2}{2g} = \frac{P_2}{\gamma} + \frac{V_2^2}{2g} + \Delta h_{1-2} \quad (\text{B.1})$$

despejando la caída de presión, se obtiene:

$$\Delta p = \left( \frac{V_2^2 - V_1^2}{2} \right) \cdot \rho + \Delta h_{1-2} \quad (\text{B.2})$$

donde:

$$\Delta h_{1-2} = \frac{k(V_2 - V_1)^2}{2g} \quad (\text{B.3})$$

para  $\theta = 30^\circ$ ,  $k = 0,02$  (Potter, 1997)

para  $\theta = 70^\circ$ ,  $k = 0,07$  (Potter, 1997)

por otra parte:

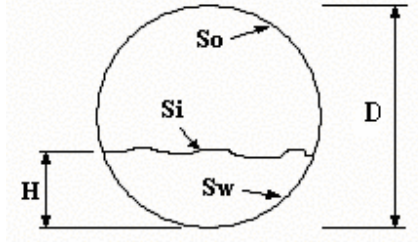
$$V_1 = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot D_{TE}^2} \quad (\text{B.4})$$

$$V_2 = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot D_i^2} \quad (\text{B.5})$$

así, sustituyendo las ecuaciones 3, 4, 5 en 2, se tiene:

$$\Delta p = \frac{\rho}{2} \cdot \left( \frac{4 \cdot Q}{\pi} \right)^2 \cdot \left( \left( \left( \frac{1}{D_{TE}^2} \right)^2 - \left( \frac{1}{D_i^2} \right)^2 \right) + \frac{k}{2g} \cdot \left( \frac{1}{D_{TE}} - \frac{1}{D_i} \right)^2 \right) \quad (\text{B.6})$$

**Apéndice C. Relaciones Funcionales entre las Variables Geométricas del Flujo Estratificado.**



**Figura C.1.-Variables Geométricas del flujo Estratificado en Tubería Circular.**

1. Áreas adimensionales de cada fase:

$$\text{Crudo: } \bar{A}_o = \frac{A_o}{D^2} = \frac{1}{4} \left\{ \cos^{-1}(2\bar{H} - 1) - (2\bar{H} - 1) \cdot [1 - (2\bar{H} - 1)^2]^{1/2} \right\} \quad (\text{C.1})$$

$$\text{Agua: } \bar{A}_w = \frac{A_w}{D^2} = \frac{1}{4} \left\{ \pi - \cos^{-1}(2\bar{H} - 1) + (2\bar{H} - 1) [1 - (2\bar{H} - 1)^2]^{1/2} \right\} \quad (\text{C.2})$$

Así, la derivada del área adimensional con respecto a la altura es:

$$\bar{A}_w' = \frac{d\bar{A}_w}{d\bar{H}} = [1 - (2\bar{H} - 1)^2]^{1/2} \quad (\text{C.3})$$

donde 
$$\bar{H} = \frac{H}{D} \quad (\text{C.4})$$

2. Perímetros Mojados de cada fase:

$$\text{Crudo; } S_o = \cos^{-1}(2\bar{H} - 1) \cdot D \quad (\text{C.5})$$



Derivada: 
$$S_o' = \frac{\partial S_o}{\partial \bar{H}} = \frac{-2D}{\sqrt{1-(2 \cdot \bar{H} - 1)^2}} \quad (C.6)$$

Agua: 
$$S_w = [\pi - \cos^{-1}(2\bar{H} - 1)] \cdot D \quad (C.7)$$

Derivada: 
$$S_w' = \frac{\partial S_w}{\partial \bar{H}} = \frac{2D}{\sqrt{1-(2 \cdot \bar{H} - 1)^2}} \quad (C.8)$$

Interfase: 
$$S_i = [1 - (2\bar{H} - 1)^2]^{1/2} \cdot D \quad (C.9)$$

Derivada: 
$$S_i' = \frac{\partial S_i}{\partial \bar{H}} = \frac{-2D(2 \cdot \bar{H} - 1)}{\sqrt{1-(2 \cdot \bar{H} - 1)^2}} \quad (C.10)$$

**Apéndice D. Ecuaciones para el Cálculo de los Esfuerzos Cortantes.**

El esfuerzo cortante que actúa en cada fase debido al contacto con la pared, es expresado en términos de la velocidad local de la fase y el correspondiente factor de fricción:

$$\tau_w = f_w \cdot \frac{\rho_w \cdot U_w \cdot |U_w|}{2} \quad (D.1)$$

donde:

$$f_w = \xi \cdot \text{Re}_w^{-\eta} = \xi \cdot \left( \frac{\rho_w \cdot d_w \cdot U_w}{\mu_w} \right)^{-\eta} \quad (D.2)$$

y:

$$\tau_o = f_o \cdot \frac{\rho_o \cdot U_o^2}{2} \quad (D.3)$$

donde:

$$f_o = \xi \cdot \text{Re}_o^{-\eta} = \xi \cdot \left( \frac{\rho_o \cdot d_o \cdot U_o}{\mu_o} \right)^{-\eta} \quad (D.3)$$

Para tuberías lisas, las constantes  $\xi$  y  $\eta$  son dadas por los siguientes valores: 0,046 y 0,2 para flujo turbulento y 16 y 1 para flujo laminar, respectivamente. Para tuberías rugosas, se utiliza la fórmula de Colebrook.

El factor de fricción del agua,  $f_w$ , en la ecuación D.2 y el del crudo,  $f_o$ , en la ecuación D.3 son evaluadas usando la definición ajustable de los diámetros equivalentes (Brauner y Maron, 1992).

Para  $U_w > U_o$ ,

$$d_w = \frac{4A_w}{(S_w + S_i)} \quad (D.4)$$

y

$$d_o = \frac{4A_o}{S_o} \quad (D.5)$$

Para  $U_w < U_o$ ,

$$d_w = \frac{4A_w}{S_w} \quad (D.6)$$

y

$$d_o = \frac{4A_o}{(S_o + S_i)} \quad (D.7)$$

El esfuerzo interfacial es expresado como:

$$\tau_i = f_i \cdot \rho_f \cdot \frac{(U_w - U_o)^2}{2} \quad (D.8)$$

donde para  $U_o > U_w$ ,

$$\rho_f = \rho_o \quad (D.9)$$

y

$$f_i = B \cdot f_o \quad (D.10)$$

Para  $U_w > U_o$

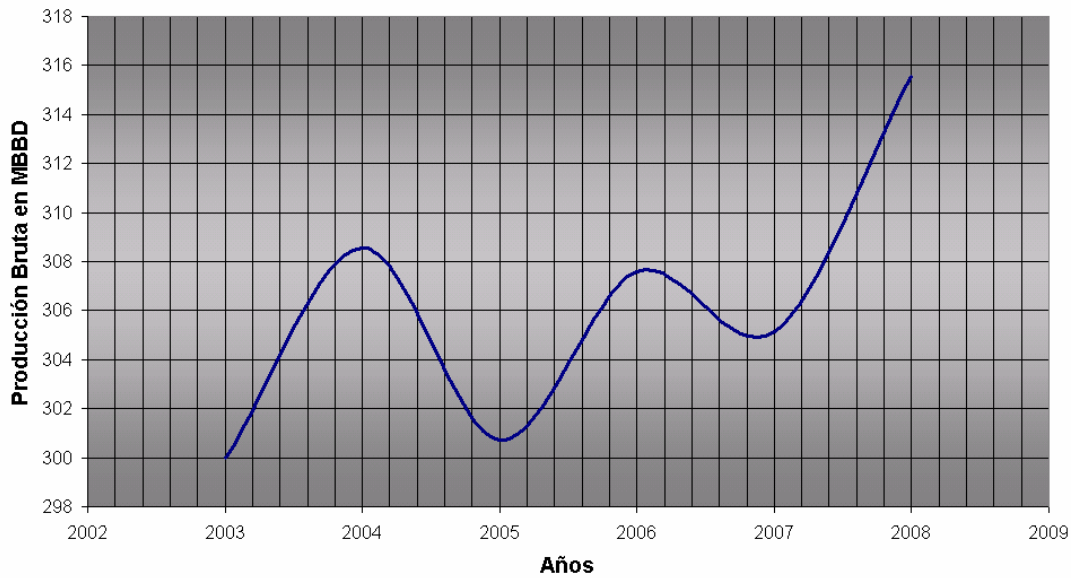
$$\rho_f = \rho_w \quad (D.11)$$

y

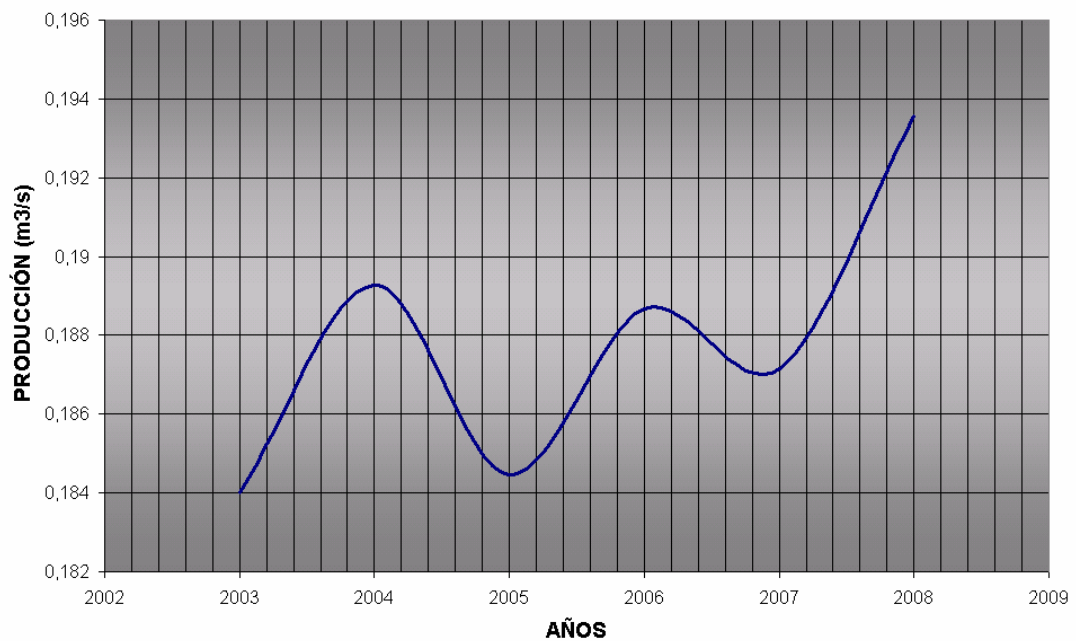
$$f_i = B f_w \quad (D.12)$$

“B” es el factor de “ondulamiento”. Este factor es usado para tomar en cuenta los efectos de la ondulación interfacial en el esfuerzo. Para flujo estratificado liso,  $B = 1$ . Para patrones de flujo estratificado o estratificado con mezcla en la interface,  $B > 1$ .

**APÉNDICE E. Plan de Producción de la Segregación Lagotreco (2003-2008)**



**Figura E.1.-Plan de Producción de la Segregación Lagotreco, según la Gerencia de Planificación de PDVSA. EPM**



**Figura E.2.-Plan de Producción de la Segregación Lagotreco, según la Gerencia de Planificación de PDVSA. EPM**

## APÉNDICE F. CÁLCULO DE LA GRAVEDAD API.

### Gravedad API.

Es una medida de la gravedad específica (G.E.) expresada en términos más simples. Éste sirve de sistema de clasificación de los crudos, desarrollado por el Instituto Americano de Petróleo (American Petroleum Institute).

$$API = \frac{141,5}{G.E.} - 131,5$$

Según la gravedad API los crudos se pueden clasificar de la siguiente manera:

**Tabla F.1.- Clasificación de Crudos. Según el Instituto Americano de Petróleo**

Condensado	$\geq 45^\circ$ API
Liviano	30,0 – 44,9° API
Mediano	22,0 – 29,9° API
Pesado	10,0 – 21,9° API
Extrapesado	$\leq 9,9^\circ$ API

### Método del Hidrómetro según las normas ASTM D-287.

Este método tiene base en el principio que anuncia que la gravedad de un líquido varía directamente con la profundidad de inmersión de un cuerpo flotando en él. El cuerpo flotante, en este caso, está graduado según las unidades API, éste es el llamado Hidrómetro API.

La gravedad API es leída por medio de la observación de la lectura en el hidrómetro API que flota libremente, y tomando en cuenta, la línea de intersección entre el plano de la superficie horizontal del líquido y la escala vertical del instrumento.

## APÉNDICE G. MEDICIONES EN TANQUES

### MEDICIÓN DE VOLÚMENES DE PETRÓLEO

Las mediciones de los volúmenes de petróleo se llevan a cabo mediante dos métodos: directo e indirecto.

#### CÁLCULO DIRECTO

Consiste en introducir dentro del tanque una cinta métrica y hacerla bajar hasta que la punta de una plomada colocada en su extremo toque suavemente el fondo. El resultado de la producción de petróleo se determina a través de la lectura de la cinta mojada por diferencia, tomando en cuenta el punto alto menos el punto bajo.

La fórmula que se utiliza en la práctica es:

$$Q = (P_A - P_B) \cdot T \cdot F \quad (G.1)$$

donde:

Q = producción en barriles por día. BPD

P<sub>A</sub> = punto alto (cm)

P<sub>B</sub> = punto bajo (cm)

F = factor del tanque en barriles por centímetro.

T = factor de tiempo para llevar la medida a barriles por día (24/Δt)

Δt = intervalo de tiempo en el que se realiza la medición en horas.

#### **Debilidades de este método:**

- 1) Error de lectura por parte del aforador.
- 2) Si se baja demasiado la cinta, de forma que la plomada quede inclinada, se leerá más de lo correcto.
- 3) Si hay sedimentos en el fondo del tanque o la plomada descansa en alguna lámina irregular, tornillo, etc. La lectura será menor de lo correcto.

## **CÁLCULO INDIRECTO**

### **Definiciones:**

Punto de referencia: es un punto fijo sobre o, en la boca del tanque en el cual se hacen las medidas.

Vacío: es la distancia entre la superficie del líquido en el tanque y el punto de referencia.

Altura de Referencia: es la distancia del punto al regencia del fondo del tanque (esta altura debe ser pintada en una placa fija, cerca de la boca a medir).

### **Procedimiento:**

- 1) Bajar la cinta en el tanque hasta que la pesa esté completamente sumergida en el petróleo, teniendo esmero en hacerlo lentamente y tomar la lectura que coincide con el punto de referencia de altura.
- 2) Sacar la cinta y anotar inmediatamente la longitud del segmento de la cinta mojado.
- 3) Restar la longitud de la cinta mojada del punto de referencia de altura.
- 4) Agregar esta cifra a la longitud de la cinta mojada para obtener la medida del petróleo en el tanque.



## **APÉNDICE H. CÁLCULO DEL PORCENTAJE DE AGUA Y SEDIMENTOS EN TANQUES.**

Procedimiento:

- 1) Drenar al máximo el tanque donde se va a realizar la medida. Tener en cuenta que en los tanques que no se puede drenar completamente, es favorable hacerlo hasta obtener un punto bajo, mínimo de 30 cm, debido a que la trampa toma-muestra tiene esta medida.
- 2) Tomar una muestra inicial de la existencia en el tanque antes de realizar la medida.
- 3) Medir el nivel existente (punto bajo).
- 4) Incluir el pozo que se va a medir y anotar la hora de iniciar la medida.
- 5) Esperar el tiempo de medición de la medida. Normalmente 24 horas y de acuerdo al potencial del pozo, se deja acumular un nivel de aproximadamente 3,5 metros.
- 6) Sacar el pozo de medida y anotar la hora en la que se terminó la medición.
- 7) Determinar el nivel después de sacar el pozo de medida y dejar en reposo la existencia en el tanque por 24 horas.
- 8) Drenar el agua separada por la válvula inferior del tanque hasta que se observe salida de petróleo. Luego, se debe medir nuevamente el nivel, para obtener el nuevo nivel alto.
- 9) Para calcular el porcentaje de agua y sedimentos se deben tomar 3 muestras (tope, centro y fondo), y se deben identificar para ser analizadas en el laboratorio.

### **Medición del porcentaje de agua y sedimentos en muestras.**

El procedimiento se realiza según las normas ASTM D-1796. Las cuales, en resumen, establecen que se debe tomar la muestra y colocarla en igual proporción (50% v/v) con tolueno, en un tubo graduado para centrifuga con

extremo cónico. Luego del proceso de centrifugación, el volumen de agua de mayor gravedad específica y la capa de sólidos pueden ser leídas. Para la segregación Lagotrecó este porcentaje no debe ser mayor del 0.5%.

**Cálculo.**

*Punto Bajo* ( $P_B$ ): nivel bajo del tanque.

*Punto Alto* ( $P_A$ ): nivel superior del tanque.

*Agua Drenada* ( $A_D$ ): es la diferencia entre el punto alto inicial,  $P_{Ai}$ , y el punto alto después de drenar el agua,  $P_{Af}$ . Referirse al los puntos 7 y 8 antes expuestos.

$\%AyS_{muestra}$ : resultados obtenidos por cada muestra entregada al laboratorio.

$\%AyS_{inicial}$ : es el porcentaje de agua y sedimentos correspondientes a la muestra tomada antes de iniciar la medición.

Así las ecuaciones que se utilizan para el cálculo de los diferentes parámetros son:

$$\text{Producción Bruta} = P_{Ai} - P_B \tag{H.1}$$

$$\text{Producción Neta} = P_{Af} - P_B \tag{H.3}$$

$$\text{Producción}_{NetaTotal} = \frac{\left[ (\Sigma \%AyS)_{muestra} - (P_{Ai} - P_{Af}) \right] \cdot \left( 100 - \frac{\Sigma \%AyS_{muestra}}{3} \right)}{100} \tag{H.4}$$

APÉNDICE I. Desarrollo del Criterio de Diseño de los Separadores API.

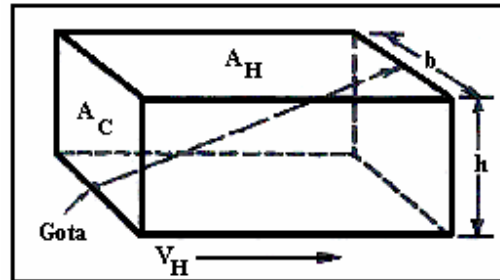


Figura I.1.-Esquema de un Separador API.

Asuma que el prisma rectangular regular que se muestra en la figura 1 es llenado con agua y que el flujo tapón ocurre de izquierda a derecha. Una gota de crudo es ubicada en el fondo de este contenedor en la pared izquierda. El tiempo requerido por esta gota para ascender a la superficie es descrito por:

$$t_r = h / v_t \quad (I.1)$$

La ecuación I.2 define el tiempo de residencia teórico del contenedor:

$$t_T = h \cdot A_H / q \quad (I.2)$$

Si la gota de crudo se eleva a la superficie del agua en el instante en que el volumen inicial del contenedor es desplazado, entonces  $t_r = t_T$  y la gota seguiría la trayectoria descrita en la figura 1. Por eso, las ecuaciones I.1 y I.2 pueden ser combinadas para obtener:

$$A_H = q_m / v_t \quad (I.3)$$

Note que  $h$  es eliminada en el desarrollo de la ecuación I.3 y que  $q$  se convierte en  $q_m$  debido a que esta representa el máximo caudal que permitiría la remoción de la gota. La tasa de drenaje,  $v_o$ , es definida como  $q/A_H$ . De la ecuación I.3,  $v_o = v_t$  para la capacidad de diseño teórica. Agregando un factor de diseño a la ecuación I.3 para tomar en cuenta el flujo no ideal obtenemos la ecuación I.4:

$$A_{HD} = F_n(q_m/v_t) \quad (I.4)$$

Resolviendo esta expresión para la capacidad de diseño, obtenemos:

$$q_m = A_{HD} \cdot v_t / F_n \quad (I.5)$$

La ecuación de diseño del separador API para el área transversal:

$$A_c = q_m / v_H \quad (I.6)$$

El límite mostrado en la ecuación I.7 es el tercer criterio de diseño y no esta sujeto a un análisis teórico. La experiencia ha mostrado que el tiempo de retención del crudo no es significativamente afectado por la profundidad, mientras que la relación profundidad/ancho este dentro de 0,3 y 0,5.

$$0,3 \leq h/b \leq 0,5 \quad (I.7)$$

La ecuación I.8 es el criterio final de diseño, que tampoco esta sujeto a análisis teóricos. Para simplificar los efectos de la turbulencia,  $v_H$  es limitada arbitrariamente a  $15 \cdot v_t$  a una velocidad máxima de 0,05 ft/seg (0,015 m/seg):

$$v_H \leq 15v_t \quad (I.8)$$

**NOMENCLATURA**

$A_c$  = área de la sección perpendicular al flujo, ft<sup>2</sup> (m<sup>2</sup>)

$A_H$  = área horizontal, ft<sup>2</sup> (m<sup>2</sup>)

$A_{HD}$  = área de diseño horizontal del separador API, ft<sup>2</sup> (m<sup>2</sup>)

$b$  = ancho, ft (m)

$d_o$  = diámetro de la gota de crudo, cm

$F_n$  = factor de diseño, adimensional.

$g$  = aceleración de la gravedad, 32,174 ft/seg<sup>2</sup> (9,807 m/seg<sup>2</sup>)

$h$  = profundidad desde la superficie del agua(o la interfase de crudo/agua) a el fondo del separador, ft (m)

$h_D$  = profundidad desde la interfase de crudo/agua a el fondo del separador dividido por  $d_i$ , adimensional.

$q$  = caudal o rata de flujo, ft<sup>3</sup>/seg (m<sup>3</sup>/seg)

$q_{HC}$  = capacidad de agua de diseño usada comúnmente en los DAL horizontales, B/D (m<sup>3</sup>/d)

$q_m$  = capacidad de agua de diseño, ft<sup>3</sup>/seg (m<sup>3</sup>/seg)

$R_s$  = relación de esbeltez, adimensional.

$R_{so}$  = relación de esbeltez óptima, adimensional.

$t$  = tiempo de residencia, seg.

$\bar{t}$  = tiempo de residencia promedio, seg.

$t_D$  = tiempo de residencia adimensional,  $t/t_T$

$\bar{t}_D$  = tiempo de residencia promedio, adimensional.

$t_{mD}$  = media del tiempo de residencia, adimensional.

$t_{pD}$  = moda del tiempo de residencia, adimensional.

$t_r$  = tiempo requerido para que un gota de crudo suba a la superficie, seg.

$t_T$  = tiempo de residencia teórico, seg.

$v_H$  = velocidad horizontal asumiendo un flujo tapón, ft/seg (m/seg)

$v_{HI}$  = velocidad horizontal asumiendo un flujo tapón para el caudal de diseño, ft/seg (m/seg)

$v_o$  = velocidad de llenado, ft/seg (m/seg)

$v_t$  = velocidad terminal de asenso de la gota, ft/seg (m/seg)

$\gamma_o$  = gravedad específica del crudo para la temperatura de diseño, adimensional.

$\gamma_w$  = gravedad específica del agua producida para la temperatura de diseño, adimensional.

$\mu'$  = viscosidad dinámica, (lbf.seg)/ft<sup>2</sup> (Pa.seg)

$\mu_c$  = viscosidad dinámica de la fase continua, cp (Pa.seg)

$\mu_d$  = viscosidad dinámica efectiva de la dispersión o emulsión, cp (Pa.seg)

$\mu_w$  = viscosidad dinámica de la fase continua de agua a la temperatura de diseño, cp (Pa.seg)

$\rho'$  = densidad del agua drenada, slugs/ft<sup>3</sup> (Kg/m<sup>3</sup>)

$\rho_s$  = densidad del acero, lbf/ft<sup>3</sup> (Kg/m<sup>3</sup>)

$\phi$  = fracción volumétrica de la fase dispersa, adimensional.