

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

IDENTIFICACIÓN Y SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA DE SEPARACIÓN MECÁNICA PARA MEZCLAS DE CRUDO- AGUA CON CRUDOS LIVIANOS Y MEDIANOS CON ALTOS CONTENIDOS DE AGUA

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Br. Carrasco F. Yulyanna Y.,
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2008

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

IDENTIFICACIÓN Y SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA DE SEPARACIÓN MECÁNICA PARA MEZCLAS DE CRUDO- AGUA CON CRUDOS LIVIANOS Y MEDIANOS CON ALTOS CONTENIDOS DE AGUA

TUTOR ACADÉMICO: Prof. José A. Sorrentino

TUTOR INDUSTRIAL: Ing. Adriana Brito

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Br. Carrasco F. Yulyanna Y.,
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, 2008

Caracas, noviembre de 2008

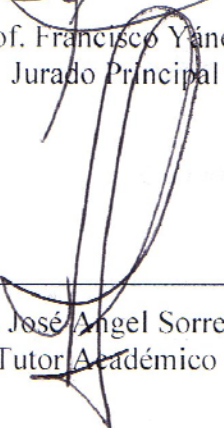
Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por la Bachiller Carrasco F; Yulyanna Y; titulado:

**“IDENTIFICACIÓN Y SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA DE
SEPARACIÓN MECÁNICA EN MEZCLAS CRUDO-AGUA PARA
CRUDOS DE BAJA VISCOSIDAD Y ALTOS CONTENIDOS DE AGUA”**

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al Título de Ingeniero Químico, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por los autores, lo declaran APROBADO.



Prof. Francisco Yáñez
Jurado Principal



Prof. José Ángel Sorrentino
Tutor Académico



Prof. Humberto Kum
Jurado Principal



Ing. Adriana Brito
Tutor Industrial



Facultad de Ingeniería

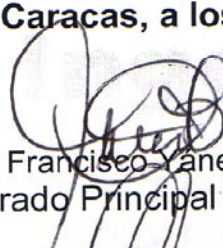


Universidad Central de Venezuela

ACTA MENCIÓN HONORÍFICA

Los abajo firmantes, miembros del jurado examinador del Trabajo Especial de Grado de la Bachiller Yulyanna Carrasco C.I. 16.814.871 cuyo título es "IDENTIFICACIÓN Y SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA DE SEPARACIÓN MECÁNICA PARA MEZCLAS CRUDO-AGUA CON CRUDOS LIVIANOS Y MEDIANOS CON ALTOS CONTENIDOS DE AGUA" queremos dejar constancia del excelente nivel del trabajo realizado, ya que el mismo en cuanto a su ejecución, presentación y utilidad de los resultados ameritó que se le asignara la nota máxima de veinte puntos (20). Así mismo, hemos decidido concederle **MENCIÓN HONORÍFICA** como un reconocimiento a la excelencia del trabajo realizado, por el aporte significativo a la profundización en el conocimiento de las tecnologías de separación ciclónicas líquido-líquido, que permite a la empresa definir las modificaciones a realizar en sus instalaciones piloto para manejar apropiadamente las mezclas en cuestión y evaluar diferentes tecnologías de separación, con miras a su implantación en la producción de yacimientos con altos contenidos de agua. Adicionalmente, la mencionada bachiller logró cubrir aspectos técnicos y científicos que van más allá de los objetivos originalmente establecidos en el trabajo realizado.

Dado en Caracas, a los veintiún días del mes de Noviembre del año dos mil ocho.


Prof. Francisco Yáñez
Jurado Principal


Prof. Humberto Kum
Jurado Principal


Prof. José Ángel Sorrentino
Tutor Académico


Ing. Adriana Brito
Tutor Industrial

DEDICATORIA

*A mi madre **Luz Marina Febres**,
por darme el regalo más hermoso: la vida,
por estar a mi lado en todo momento y
apoyarme incondicionalmente cada vez que lo necesité.*

*A mis abuelos **Lamberto Febres y Enna de Febres**,
por ser mis segundos padres y
representar el pilar fundamental de mi familia.*

*A mi otro padre **Luis Alfredo Palacios**,
por brindarme su ayuda y
valiosos consejos en los momentos más difíciles.*

*A mis tíos **Yuly Febres y Evers Febres**,
por ser mis mayores modelos a seguir y
por ser como mis hermanos.*

*A mi hermanita **Gabriela Palacios**,
por los bellos momentos que hemos compartido.*

Con todo mi amor y esfuerzo les dedico este trabajo,

Yulyanna Y. Carrasco F.

AGRADECIMIENTOS

A Dios, por darme salud y brindarme la oportunidad de culminar esta grandiosa meta en mi vida... una de las tantas por venir!

A la casa que vence las sombras, la ilustre Universidad Central de Venezuela, por permitirme vivir la enriquecedora e inolvidable experiencia de estudiar ingeniería química... gracias U...U... UCV!

A mis tutores académicos: las profesoras Aimee Ramos, Nólides Guzmán y el profesor José Angel Sorrentino, por brindarme todo el apoyo necesario para presentar este Trabajo Especial de Grado.

A mi tutora industrial: la MSc. Adriana Brito, por brindarme su asesoramiento técnico y ofrecerme su grandioso talento profesional.

Al profesor Humberto Kum, quien más que un profesional admirable ha sido un gran amigo, siempre dispuesto a ayudarme en los momentos más necesitados, sobretodo en la realización de esta tesis.

A la pericia de transporte de la Gerencia General de Exploración y Producción de PDVSA-Intevep: Martha Ahow, José Colmenares, Jorge Trujillo, José Gregorio Marques, Josmar Blanco, Jorge López, Rina Ruiz, Leonardo Cáliz, José Gregorio Valdés y especialmente a Adrián Zavala y a los tesistas Carlos Manzanilla, Eliandreina Cruz y Jessica Matzon, por todo su apoyo humano y profesional durante el desarrollo de este trabajo.

A Pablo Petillo, por ser una de las personas más importantes en mi vida y ayudarme en lo académico o personal sin importar las adversidades...ahora los dos somos Ingenieros!

A mis compañeros y amigos de la UCV: Carina De Sousa, Vivian Farías, Arnaldo Millán, Mayra Mujica, Ronny Gosling, Kenny Walrond, Jeison Infante y Eduardo Bianco...sin uds Ingeniería-UCV no hubiese sido lo mismo!

A mi gran amiga Ana Carolina Bohórquez, por haberme acompañado desde mi ingreso en la Facultad brindándome su valiosa amistad...jamol también te quiero!

Finalmente, a todos aquellos que de alguna u otra manera colaboraron con la realización de este Trabajo Especial de Grado... gracias de corazón!

Carrasco F; Yulyanna Y.

**IDENTIFICACIÓN Y SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA DE
SEPARACIÓN MECÁNICA PARA MEZCLAS CRUDO-AGUA
CON CRUDOS DE LIVIANOS Y MEDIANO A CON ALTOS
CONTENIDOS DE AGUA**

Tutor Académico: Prof. José A. Sorrentino. Tutor Industrial: MSc. Adriana Brito. Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Química. Año 2008, 152 p.

Palabras Claves: separación líquido-líquido, altos cortes de agua, análisis técnico-económico, tecnología hidrociclónica.

Resumen. En este Trabajo Especial de Grado se realizó la identificación de las principales tecnologías en separación mecánica de mezclas crudo-agua con crudos poco viscosos (livianos y medianos) y altos cortes de agua, para llevar a cabo un análisis técnico-económico de la tecnología que mejor se adaptó a los requerimientos de PDVSA-Intevep. Entre las tecnologías mecánicas principalmente aplicadas a crudos livianos y medianos se encontraron: tanque de lavado, despojador de agua libre, centrífuga de discos y ciclones. Las tendencias planteadas para los competidores en esta área de separación estuvieron definidas por Conco Inc., la Universidad de Tulsa y Shell E&P Technology, quienes se despuntan como las organizaciones de mayor desarrollo en separación de mezclas crudo-agua.

La selección de la tecnología, estuvo orientada a los separadores ciclónicos, de tipo hidrociclón líquido-líquido, por ser equipos más compactos, con menores tiempos de residencia y facilidades de instalación para su operación. Para las capacidades de cada escenario de prueba se obtuvo un separador multiciclónico, donde las geometrías propuestas para el diseño de los internos fueron las de Rietema y Colman-Thew. Adicionalmente, la inversión inicial necesaria para la puesta en marcha de un circuito de prueba con esta tecnología hidrociclónica fue de 2.296,29 \$.

ÍNDICE GENERAL

CAPITULO I: FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN	1
I.1. INTRODUCCIÓN.....	1
I.2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	3
I.3. ANTECEDENTES	4
I.4. OBJETIVOS	6
I.4.1. <i>Objetivo General</i>	6
I.4.2. <i>Objetivos Específicos</i>	6
 CAPÍTULO II: MARCO TEÓRICO.....	7
II.1. DISPERSIONES	7
II.1.1. <i>Dispersiones líquido-líquido: Emulsiones</i>	8
II.1.2. <i>Tipos de emulsiones</i>	8
II.2. PETRÓLEO: CRUDO	9
II.3. ORIGEN DEL AGUA EN CRUDO	10
II.4. EMULSIONES EN PETRÓLEO	11
II.5. FORMACIÓN DE EMULSIONES EN PETRÓLEO	13
II.6. AGENTES EMULSIFICANTES.....	14
II.7. ESTABILIDAD DE LAS EMULSIONES	16
II.8. PROPIEDADES DE LA EMULSIÓN	17
II.8.1. <i>Fuerzas de interacción entre gotas</i>	17
II.8.2. <i>Viscosidad de la emulsión</i>	18
II.8.3. <i>Distribución del tamaño de gota</i>	20
II.8.4. <i>Inversión de fases</i>	20
II.9. PATRONES DE FLUJO	21
II.10. DESHIDRATACIÓN DE CRUDOS	23
II.11. MÉTODOS DE DESHIDRATACIÓN DE CRUDOS	26
II.11.1. <i>Tratamiento químico</i>	26
II.11.1.1. <i>Demulsificación</i>	26
II.11.1.2. <i>Mecanismos de demulsificación</i>	26
II.11.2. <i>Tratamiento térmico</i>	29

II.11.3. Tratamiento mecánico	30
II.11.3.1. Separación por gravedad	30
II.11.3.2. Separación centrífuga	31
II.11.4. Tratamiento eléctrico	32
II.12. PROCESO DE DESHIDRATACIÓN.....	33
 CAPÍTULO III: MARCO METODOLÓGICO	35
III.1. BÚSQUEDA DE INFORMACIÓN.....	35
III.1.1. Revisión de fuentes bibliográficas	36
III.1.2. Revisión de revistas científicas y patentes	36
III.2. IDENTIFICACIÓN DE TECNOLOGÍAS Y PRINCIPALES COMPETIDORES.....	36
III.2.1. Análisis bibliométrico	37
III.3. EVALUACIÓN TÉCNICA	37
III.4. EVALUACIÓN ECONÓMICA	40
III.5. PROPUESTAS PARA FUTURA EVALUACIÓN EXPERIMENTAL...	42
 CAPÍTULO IV: ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS	43
IV.1. IDENTIFICACIÓN DE TECNOLOGÍAS Y COMPETIDORES	43
IV.2. SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA: MATRIZ DE SELECCIÓN	45
IV.2.1. Recopilación de tecnologías a evaluar.....	45
IV.2.2. Parámetros de evaluación.....	46
IV.2.3. Ponderación de parámetros de evaluación.....	48
IV.2.4. Ponderación de tecnologías según parámetros.....	49
IV.2.5. Tecnología seleccionada	53
IV.3. DIAGRAMA DE BLOQUE DE PROCESOS (DBP).....	54
IV.4. DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESOS (DFP)	55
IV.4.1. Descripción del proceso	58
IV.4.2. Sistemas de control.....	60
IV.4.3. Balances de masa y energía	61
IV.5. DISEÑO DE EQUIPOS.....	64
IV.5.1. Diseño del mezclador estático.....	64

IV.5.2. Diseño del separador hidrociclónico	67
IV.5.2.1. Sección de entrada	67
IV.5.2.2. Diámetro del separador	68
VI.7. EVALUACIÓN ECONÓMICA	78
VI.7.1. Costo de la inversión inicial para prototipos de diseño.....	78
VI.7.2. Costo de la inversión inicial a escala piloto	79
VI.7.2.1. Selección del laboratorio	80
VI.7.3. Rentabilidad económica	81
VI.7.3.1. Flujo de caja descontado	82
VI.7.3.2. Indicadores económicos.....	85
VI.8. PROPUESTAS PARA FUTURA EVALUACIÓN EXPERIMENTAL ..	86
CONCLUSIONES.....	93
RECOMENDACIONES.....	95
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	96
APÉNDICES	101

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura N° 1. Sistemas dispersos	7
Figura N° 2. Tipos de emulsiones en crudo	13
Figura N° 3. Mecanismo de estabilización por asfaltenos.....	15
Figura N° 4. Variación de la viscosidad en relación a la tasa de corte.	19
Figura N° 5. Distribución del tamaño de gota en emulsiones de petróleo.....	20
Figura N° 6. Representación esquemática de la fase de inversión	21
Figura N° 7. Patrones de flujo crudo-agua en tuberías verticales (Flores, 1997). 22	
Figura N° 8. Patrones de flujo crudo-agua en tuberías horizontales	23
Figura N° 9. Estaciones de flujo	25
Figura N° 10. Mecanismos de demulsificación.	27
Figura N° 11. Esquema de coalescencia de una gota	28
Figura N° 12. Efecto de la fuerza de gravedad y centrifugación.....	31
Figura N° 13. Efecto del campo electrostático en gota de agua	32
Figura N° 14. Esquema convencional del proceso de deshidratación de crudo ..	34
Figura N° 15. Diagrama del marco metodológico a utilizar para lograr los objetivos propuestos.....	35
Figura N° 16. Tecnologías identificadas en separación líquido-líquido para crudos livianos y medianos.....	43
Figura N° 17. Ponderación de parámetros de evaluación.....	48
Figura N° 18. Ponderación de tecnologías.....	53
Figura N° 19. Diagrama de bloque de procesos (DBP).....	54
Figura N° 20. Diagrama de flujo de procesos para Norte 6.....	56
Figura N° 21. Diagrama de flujo de procesos de CEPRO.....	57
Figura N° 22. Ubicación pozos petroleros de la cuenca Barinas-Apure	62
Figura N° 23. Mezcladores estáticos LPD para Laboratorios en estudio	66
Figura N° 24. Configuración boquilla de entrada al hidrociclón.....	67
Figura N° 25. Intervalo recomendado para la variación de las caídas de presión típicas en hidrociclones respecto al caudal de entrada.....	68
Figura N° 26. Variación del diámetro de cada hidrociclón con respecto al caudal de entrada de acuerdo a las correlaciones de Rietema y Medronho.	71

Figura N° 27. Variación del diámetro de gota al 50% de probabilidad con respecto al caudal de entrada de acuerdo a las correlaciones de Rietema y Medronho.....	73
Figura N° 28. Esquema de la propuesta de diseño N° 1 para ambos laboratorios.	74
Figura N° 29. Esquema de la propuesta de diseño N° 2 para ambos laboratorios.	77
Figura N° 30. Tiempo de recuperación de la inversión para la implantación de la tecnología seleccionada de separación.....	86
Figura N° 31. Disposición actual para el suministro de líquido en el circuito de Norte 6.	87
Figura N° 32. Modificación propuesta para el suministro de líquido en el circuito de Norte 6.....	88
Figura N° 33. Sección de separación actual para el circuito de Norte 6.....	90
Figura N° 34. Laboratorio Multifásico Norte 6.	108
Figura N° 35. Centro Experimental de Producción	109
Figura N° 36. Número de publicaciones por año para la separación líquido-líquido.	114
Figura N° 37. Número de Publicaciones por Año para la separación líquido-líquido.	114
Figura N° 38. Caída de Presión en mezclador para Flujo turbulento en función del diámetro	124
Figura N° 39. Factor para corrección de la viscosidad	125
Figura N° 40. Producción anual estación SincoD: Área Silvestre.....	147
Figura N° 41. Costos de crudo Lagotrecó de 23, 4°API.....	147

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla N° 1. Clasificación de los crudos por rango de gravedad API.....	10
Tabla N° 2. Tiempo de separación por gravedad de emulsión	31
Tabla N° 3. Identificación de competidores.....	44
Tabla N° 4. Tecnologías a evaluar	46
Tabla N° 5. Parámetros preliminares para la evaluación	47
Tabla N° 6. Parámetros definitivos para la evaluación.	47
Tabla N° 7. Ponderación de tecnologías a evaluar según parámetros.	49
Tabla N° 8. Fluidos de proceso.....	58
Tabla N° 9. Sistemas de control para circuitos en estudio.....	60
Tabla N° 10. Propiedades de dispersión a la entrada del separador hidrociclónico	62
Tabla N° 11. Balance de masa y energía para Laboratorio Multifásico Norte 6 .	63
Tabla N° 12. Balance de masa y energía para Centro Experimental de Producción PDVSA	64
Tabla N° 13. Dimensiones de los mezcladores estáticos LPD para laboratorios en estudio.....	65
Tabla N° 14. Características de la propuesta de diseño N° 1 para laboratorios...	73
Tabla N° 15. Conjunto de cuatro hidrociclones con diámetro de 70 mm para laboratorios.	75
Tabla N° 16. Características de la propuesta de diseño N° 2 para laboratorios...	76
Tabla N° 17. Características del separador para el Laboratorio de Flujos Multifásicos de Norte 6.....	78
Tabla N° 18. Premisas económicas para la inversión inicial de los prototipos de diseño	79
Tabla N° 19. Costo de Inversión Inicial por prototipo de diseño para separador hidrociclónico.	79
Tabla N° 20. Costo de inversión inicial por laboratorio.	80
Tabla N° 21. Premisas económicas para la factibilidad económica del proyecto.	81
Tabla N° 22. Flujo de caja descontado.	84
Tabla N° 23. Indicadores económicos del proyecto.	85

Tabla N° 24. Técnicas de análisis para distribuciones de diámetros de gota.....	92
Tabla N° 25. Estrategia de búsqueda.	112
Tabla N° 26. Publicaciones del análisis bibliométrico.	112
Tabla N° 37. Longitud del Mezclador estático en función del diámetro	126
Tabla N° 38. Precios para materiales de construcción.....	144
Tabla N° 39. Costos para materia Prima y servicios requeridos en Norte 6.....	146
Tabla N° 40. Salarios para el personal requerido en Norte 6.....	146
Tabla N° 41. Escalamiento de la unidad Multiciclónica comercial.....	148

LISTA DE ABREVIATURAS

<i>A&S</i>	Agua y Sedimento
<i>A&SB</i>	Agua y Sedimento Básico
<i>API</i>	American Petroleum Institute
<i>CEPRO</i>	Centro Experimental de Producción
<i>DAL</i>	Despojador de Agua Libre
<i>DBP</i>	Diagrama de Bloque de Procesos
<i>DC</i>	Deshidratación de Crudo
<i>DFP</i>	Diagrama de Flujo de Procesos
<i>D_{MF-O/W}</i>	Dispersión muy Fina de Crudo en Agua
<i>D_{MF-W/O}</i>	Dispersión muy Fina de Agua en Crudo
<i>D_{O/W}</i>	Dispersión de Crudo en Agua
<i>D_{O/W} & W</i>	Dispersión de Crudo en Agua y Agua
<i>D_{W/O}</i>	Dispersión de Agua en Crudo
<i>F_{a-O/W}</i>	Flujo Agitado de Crudo en Agua
<i>F_{a-W/O}</i>	Flujo Agitado de Agua en Crudo
<i>Intevep</i>	Instituto de Tecnología Venezolana para el Petróleo
<i>LEEPI</i>	Lineamientos para Evaluación Económica del Portafolio de Inversiones
<i>MDMB</i>	Método de Decisión Múltiple Binario
<i>O</i>	Oil (<i>Aceite</i>)
<i>PDVSA</i>	Petróleos de Venezuela Sociedad Anónima
<i>RIP</i>	Recuperación de la Inversión del Proyecto
<i>RIPPET</i>	Red de Información Petrolera y Petroquímica
<i>ST</i>	Flujo Estratificado (<i>Stratific Flux</i>)
<i>ST&MI</i>	Flujo Estratificado con Mezcla en la Interfaz
<i>UCV</i>	Universidad Central de Venezuela
<i>W</i>	Water (<i>Agua</i>)
<i>WC</i>	Water Cut (<i>Corte de Agua</i>)

LISTA DE SÍMBOLOS

$^{\circ}API$	adim	Gravedad API
C_v	%	Concentración de Aceite en la alimentación del separador
d	μm	Diámetro de Gota
$D_{50\%}$	μm	Diámetro de Corte
D_H	mm	Diámetro del Cuerpo Cilíndrico del Hidrociclón
D_U	mm	Diámetro de la Boquilla de Fondo en el Hidrociclón
EI	adim	Eficiencia de la Inversión
Eu	adim	Número Adimensional de Euler
f_s	$\text{cm}^{-1}\text{s}^{-1}$	Factor de Stoke
GE	adim	Gravedad Específica a 60°F
g	m/s^2	Fuerza de Gravedad
K_1	adim	Constante Empírica de la Correlación de Medronho
K_2	adim	Constante Empírica de la Correlación de Medronho
K_3	adim	Constante Empírica de la Correlación de Medronho
K_4	adim	Constante Empírica de la Correlación de Medronho
L_1	mm	Longitud del Cuerpo Cónico para Hidrociclón Rietema
L_2	mm	Longitud del Cuerpo Cilíndrico para Hidrociclón Rietema
L_3	mm	Longitud Total del Hidrociclón Rietema
L_4	mm	Longitud de la Cola de Hidrociclón Colman-Thew
L_5	mm	Longitud de Cuerpo Cónico de Hidrociclón Colman-Thew
L_6	mm	Longitud de Contracción de Hidrociclón Colman-Thew
L_7	mm	Longitud de la Cuerpo Cilíndrico de Hidrociclón Colman-Thew
L_8	mm	Longitud Total de Hidrociclón Colman-Thew
n_1	adim	Constante Empírica de la Correlación de Medronho
n_3	adim	Constante Empírica de la Correlación de Medronho
n_2	adim	Constante Empírica de la Correlación de Medronho
Q_{EN}	m^3/h	Caudal en Entrada al Hidrociclón
Q_{EN-T}	m^3/h	Caudal en Entrada de Agua Total al Hidrociclón
Q_{SA}	m^3/h	Caudal en la Salida de Aceite del Hidrociclón
r	cm	Radio de Gotas Dispersas
R	cm	Posición Radial de la Gota
RPD	adim	Relación de Caída de Presión (<i>Relation of Pressure Drop</i>)

RS	adim	Relación de Separación
SP	adim	Suma de los Puntos de un Parámetro en la Matriz de Selección
ST	adim	Suma Total de Puntos en la Matriz de Selección
STK_{50}	adim	Número Adimensional de Stokes
TIR	%	Tasa Interna de Retorno
TRI	años	Tiempo de Recuperación de la Inversión
V_t	cm/s	Velocidad de Asentamiento para Gota de Agua
VPN	\$	Valor Presente Neto

LISTA DE SÍMBOLOS GRIEGOS

ΔP	psi	Caída de Presión
β	°	Ángulo interno de Cono en Hidrociclón
η_e	cP	Viscosidad de la Emulsión
η_o	cP	Viscosidad de la Fase Continua
θ	°	Ángulo Interno de Contracción en Hidrociclón
μ	cP	Viscosidad de Fase del Crudo o Aceite
ρ_1	kg/m ³	Densidad del Crudo
ρ_2	kg/m ³	Densidad del Agua
ϕ	adim	Fracción en Volumen de Agua
ω	Rad/s	Velocidad Angular

CAPITULO I

FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN

I.1. INTRODUCCIÓN

En la industria petrolera, la separación primaria del flujo multifásico que proviene de los pozos de producción es típicamente realizada en recipientes pesados, costosos y de gran tamaño donde sólo actúan las fuerzas de gravedad y la diferencia de densidades de las fases involucradas. Cuando la explotación de los yacimientos se encuentra en etapas avanzadas, se generan grandes cantidades de agua, lo que impacta de manera importante al aspecto económico asociado con el reacondicionamiento de las instalaciones, para el manejo y disposición de estos fluidos.

Actualmente existe una búsqueda creciente de tecnologías innovadoras, compactas y más efectivas en el campo de la separación líquido-líquido, teniendo como propósito principal la mayor recuperación del crudo ubicado en las corrientes de producción, reduciendo así el uso de técnicas más costosas. Igualmente, el incremento de la explotación en plataformas marinas ha motivado el desarrollo de equipos alternativos, debido a los costos elevados y al poco espacio disponible para la implantación de separadores convencionales en este tipo de instalaciones.

Por este motivo, Intevep como brazo tecnológico de PDVSA a través de la Gerencia General de Exploración y Producción, ha iniciado un grupo de investigaciones relacionadas a la separación de flujos multifásicos, con la finalidad de generar e integrar conocimientos que aporten mejoras a los procesos existentes en la industria. En el presente trabajo se desarrolla como uno de los objetivos más importantes, profundizar en la identificación de las principales tecnologías de separación de mezclas líquido-líquido con crudos poco viscosos (livianos y medianos) y altos contenidos de agua, para posteriormente llevar a cabo un análisis técnico-económica de la tecnología que mejor se adapte a los requerimientos de la corporación. Para esto, se revisaron las principales publicaciones relacionadas no sólo con las tecnologías

convencionalmente utilizadas sino además con las tecnologías emergentes en el mercado para la separación de interés, con la finalidad de determinar tendencias en las técnicas mayormente utilizadas así como en las organizaciones líderes en este campo de investigación.

Seguidamente, se realizó la selección de una tecnología de separación utilizando para ello, un método matricial llamado Método de Decisión Múltiple Binario, donde se evaluaron uno a uno las tecnologías halladas durante el proceso de la búsqueda. De esta manera, se desarrolló una evaluación técnica de la tecnología seleccionada, mediante la elaboración de documentos de ingeniería como diagrama de bloque de proceso y diagramas de flujo, donde se establecieron condiciones de operación para llevar a cabo los balances de masa de un circuito de prueba orientado a los laboratorios de flujo multifásico de Norte 6 y CEPRO, ambos pertenecientes a Intevep.

En función de los resultados obtenidos, se procedió al diseño de los equipos requeridos en el proceso elaborado, con lo cual, se determinó la evaluación económica clase V del proyecto a partir de la estimación de la inversión inicial para cada circuito de prueba, aspecto que contribuyó con la posterior selección de uno de los laboratorio en estudio. Se analizó la rentabilidad económica de la tecnología con la ayuda de un método de flujo de caja descontado y del cálculo de indicadores económicos como valor presente neto, tasa interna de retorno y tiempo de recuperación de la inversión, aplicados en un período comprendido desde la implantación de la tecnología a escala piloto hasta la fase comercial.

Finalmente, se procedió a proponer posibles modificaciones en el laboratorio seleccionado, donde se contempla la adaptación de las instalaciones en función de las condiciones actuales como los insumos, equipos e instrumentos tanto disponibles como requeridos y de esta manera, poder llevar a cabo pruebas de validación tanto de la tecnología encontrada en el presente Trabajo Especial de Grado como de futuras pruebas en el ámbito de la separación mecánica líquido-líquido.

I.2. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Hoy en día, la industria petrolera se encuentra en una búsqueda constante de tecnologías de separación que ofrezcan soluciones no sólo eficientes sino también económicas al problema del agua asociada al crudo. El crudo obtenido de los pozos de producción se encuentra acompañado por aguas de formación, sales y sedimentos sólidos de diferentes tamaños. La separación crudo-agua o deshidratación de crudos representa una de las prácticas más antiguas y es utilizada para eliminar el agua en el crudo extraído de los yacimientos (Marfisi y Salager, 2004), con la finalidad de lograr especificaciones, como paso previo a su procesamiento y comercialización en refinerías.

Venezuela es conocida como uno de los mayores productores y exportadores de petróleo en el ámbito mundial, encontrándose desde hace un par de años bajo estrategias englobadas en el Plan Siembra Petrolera. Este proyecto, entre otros ejes de desarrollo, abarca el crecimiento masivo de facilidades de superficie localizadas en estaciones de flujo y plataformas petroleras costa afuera, donde se incluyen a los proyectos en materia de exploración y producción con énfasis en el aumento de la producción de crudo, tanto en el Oriente como en el Occidente del país.

En los campos petroleros nacionales, la deshidratación convencional de crudos es realizada mediante equipos de gran tamaño; en algunas de estas aplicaciones se requieren costosas sustancias químicas demulsificantes, técnicas electrostáticas o inclusive calor para facilitar el proceso de separación. Adicionalmente, el 90% de las técnicas utilizadas para la extracción del crudo generan o agravan los problemas de emulsificación (Schramm, 1992).

Igualmente la mayoría de los yacimientos venezolanos cuentan con más de 40 años de producción, situación que trae como consecuencia el incremento de los cortes de agua (alrededor de 95%) a medida que dichos yacimientos se agotan. Tomando en cuenta aumentos de la producción de petróleo y mayores cantidades de agua asociada, así como el crecimiento de la explotación petrolera en

instalaciones costa afuera (donde los costos asociados son críticos), serán necesarios equipos cada vez más modernos y compactos que permitan cumplir con las exigencias del mercado, proporcionando una importante disminución de costos operativos y ahorros de capital. En este sentido nace la iniciativa por parte de PDVSA-Intevep, a través de su Gerencia General de Exploración y Producción, de emprender diversas líneas de investigación que se encarguen de profundizar en las principales tecnologías de separación de fases para crudos, con el propósito de proveer procesos de alta capacidad y eficiencia a la corporación.

Con la ejecución de este Trabajo Especial de Grado, se desea realizar la investigación de las principales tecnologías comerciales de separación mecánica en mezclas crudo-agua con altos cortes de agua, así como también la selección de una de ellas para crudos con gravedades mayores a 22°API (Barberii, 1998).

De esta manera, con la ayuda de PDVSA-Intevep, se pretende elaborar una evaluación técnico-económica de tecnologías de separación mecánica de crudo y agua, teniendo como objetivos adoptar la mejor alternativa que resulte del correspondiente análisis y en función de ésta selección realizada, elaborar una propuesta para acondicionar uno de los dos laboratorios para flujos multifásicos disponibles en la empresa. Por una parte se encuentran las instalaciones del Centro Experimental de Producción (CEPRO) ubicado en la localidad de Tía Juana en el estado Zulia y, por otro lado, se cuenta con el laboratorio de flujo multifásico del edificio norte 6, ubicado dentro del Instituto de Tecnología Venezolana para el Petróleo (Intevep). Para lo cual se contemplará la instalación y validación experimental del proceso de la tecnología seleccionada en fases posteriores a esta investigación.

I.3. ANTECEDENTES

En esta sección se presenta la revisión de las investigaciones previas más relevantes en el campo de separación de mezclas bifásicas, específicamente, entre crudo y agua. Como el objetivo de esta tesis es la identificación y selección de una tecnología de separación mecánica, los antecedentes están orientados hacia

trabajos con desarrollos en tecnologías de separación líquido-líquido en el área de interés. A continuación se describen estos trabajos:

- ✓ **Van den Broek y Plat (1991)** sometieron a los platos coalescedores y las centrífugas de disco a pruebas experimentales, para propiciar la separación entre crudo y agua en dispersiones inversas, con diferencias de densidad entre fluidos inmiscibles de aproximadamente 150 kg/m^3 , donde demostraron la capacidad de la centrífuga de discos para remover gotas de crudo tan pequeñas como $1 \mu\text{m}$, y en los platos gotas por encima de μm .
- ✓ **Kenawy *et al* (1998)** realizaron una evaluación comparativa, para la remoción primaria de crudo, entre un prototipo de separador (aplicando platos corrugados) y separadores crudo-agua tradicionales, para lo cual, encontraron separaciones aproximadamente 16% más eficientes que las obtenidas en recipientes convencionales.
- ✓ **Khatib (1998)** evaluó, en pruebas piloto y a escala comercial, dos separadores (separador hidrociclónico y centrífuga de discos) para crudos entre 13 y 28 °API en concentraciones mayores a los 100 ppm. A pesar de obtener eficiencias del 99%, sin la adición de químicos, encontró altos costos de capital y operación en las centrífugas durante las operaciones realizadas.
- ✓ **Kenneth y Ferguson (1999)** exploraron las posibles aplicaciones para separadores centrífugos en la remoción de crudo en agua y crudo en gas, con lo cual, compararon a recipientes convencionales y tecnologías compactas (centrífugas de disco), resultando las últimas con menor peso, menor espacio requerido y mayores ahorros de capital y eficiencia de separación.
- ✓ **Oropeza *et al* (2001)** diseñó y puso en marcha, a partir de un circuito experimental, al separador LLCC (Liquid-Liquid Cylindrical Cyclone, por sus siglas en inglés), donde demostró que su aplicación puede sustituir eficientemente a un despojador de agua libre convencional.

I.4. OBJETIVOS

A continuación se presenta el objetivo general y cada uno de los objetivos específicos de este Trabajo Especial de Grado:

I.4.1. OBJETIVO GENERAL:

Identificar y seleccionar una tecnología de separación mecánica en mezclas crudo-agua para crudos livianos y medianos con altos cortes de agua, a partir de un análisis técnico-económico que respalde la toma de decisiones.

I.4.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS:

- Identificar las diferentes tendencias tecnológicas en el mercado de separación mecánica en mezclas crudo-agua para crudos livianos y medianos con altos contenidos de agua.
- Identificar a los principales competidores en el mercado (grupos, compañías, líderes técnicos, áreas, entre otros) en separación mecánica de mezclas crudo-agua para crudos livianos y medianos.
- Evaluar técnica y económicamente a una tecnología en separación mecánica de mezclas crudo-agua para crudos livianos y medianos con altos contenidos de agua.
- Sintetizar y proponer la modificación del laboratorio de flujo multifásico de la empresa, para la futura evaluación experimental de la tecnología seleccionada.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

En el siguiente capítulo se presentan los fundamentos teóricos necesarios para la elaboración de este Trabajo Especial de Grado, los cuales estarán enfocados al entendimiento de aspectos básicos para mezclas de crudo y agua. Esta sección, se inicia con las dispersiones para posteriormente realizar especial énfasis en las dispersiones de tipo líquido-líquido, su formación, propiedades y relación de las mismas con el petróleo. Asimismo, se discute como tópico de interés a patrones de flujo en tuberías con configuraciones verticales y horizontales. Por último, se establece como proceso de separación a la deshidratación de crudos, para lo cual se ilustran cada una de las técnicas involucradas.

II.1. DISPERSIONES

Las dispersiones son sistemas multifásicos en los que una fase se encuentra en forma fragmentada (*fase dispersa*) dentro de otra (*fase continua*). Existen diferentes tipos de sistemas dispersos (Figura N° 1), considerando como fase continua a un líquido, una dispersión de gas en un líquido se conoce como espuma, una dispersión de un líquido en otro inmiscible en él es conocida como una emulsión y finalmente una dispersión de un sólido en un líquido se llama suspensión (Marfisi y Salager, 2004).

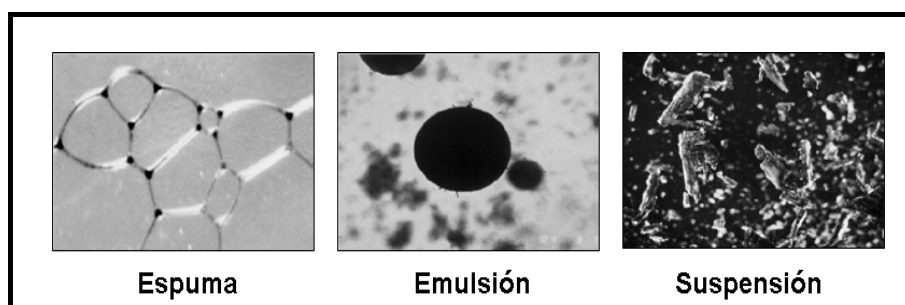


Figura N° 1. Sistemas dispersos (Schramm, 2005).

Cuando los sistemas multifásicos involucran dispersiones, es importante tomar en cuenta el tamaño de las partículas presentes en la fase dispersa, debido a que el

comportamiento y efecto de la dispersión dependerán en gran medida de este parámetro. Una partícula puede ser considerada como cierta cantidad de materia gaseosa, líquida o sólida, conocida también como burbuja o gota en caso de tratarse de dimensiones macroscópicas.

Si los tamaños de las partículas son inferiores a $0,1\ \mu\text{m}$ se estará en presencia de un sistema coloidal, donde la magnitud de la materia dispersa será demasiado grande para ser tratada como una solución convencional y por otro lado pequeña como para ser separada por sedimentación en el campo de gravedad. En este sentido, al no existir separación por sedimentación la dispersión será conocida como solución, solución coloidal o microemulsión. Mientras que (Schramm, 2005) los sistemas dispersos separados por sedimentación, cualquiera sea el tiempo requerido, no son estables y se llamarán espumas, macroemulsiones o suspensiones.

II.1.1. DISPERSIONES LÍQUIDO-LÍQUIDO: EMULSIONES

Las dispersiones líquido-líquido, mayormente referidas como emulsiones, son mezclas de dos o más líquidos inmiscibles entre sí, hallándose la fase dispersa presente dentro de la fase continua en forma de gotas (Othmer, 2000). La fase dispersa (Wolfgang, 1985) también puede llamarse fase interna; igualmente a la fase continua se le conoce como fase externa.

Para que una emulsión se forme existen tres condiciones fundamentales: dos líquidos inmiscibles, suficiente agitación para dispersar uno de los líquidos en forma de pequeñas gotas en el otro líquido y por último, la presencia de ciertos aditivos que sean capaces de adsorberse en la interfaz de las gotas para mantener la dispersión de las fases (Méndez, 1992).

II.1.2. TIPOS DE EMULSIONES

Las emulsiones reciben diferentes clasificaciones dependiendo de cada caso. Según la naturaleza de las fases, las emulsiones más comunes son de tipo (O/W) cuando las gotas de aceite están dispersas en agua o (W/O) cuando existen gotas

de agua dispersas en aceite. Según el número de fases dispersas, las emulsiones mencionadas anteriormente son conocidas como simples u ordinarias, sin embargo, también pueden ocurrir las emulsiones complejas o múltiples donde existen dos o más fases internas. De esta manera, O/W/O denota una emulsión múltiple de gotas de aceite dispersas en gotas de agua que a su vez se encuentran contenidas en aceite como fase continua; de manera análoga sucede con las emulsiones de tipo W/O/W (Priego y Zamudio, 2002).

En cuanto a la concentración de la fase dispersa, las emulsiones se denominan de bajo contenido en fase dispersa donde dicha fase se encuentra por debajo del 20% en relación a la fase continua, mientras que la emulsión es llamada de alto contenido en fase dispersa o concentrada cuando la misma ocupa más del 60% o 70% del volumen. Por otro lado, según el tamaño de las gotas dispersas las emulsiones pueden ser llamadas microemulsiones, cuando la gota varía de 10 a 100 nm de diámetro y macroemulsiones cuando el rango del diámetro de la gota se encuentra entre 10 a 150 μm (Priego y Zamudio, 2002). Eventualmente, en el caso de las macroemulsiones, los diámetros de gotas pueden extenderse en el rango de 0,1 a 500 μm . Finalmente, las emulsiones pueden clasificarse según la proporción de las gotas en monodispersas donde las gotas poseen tamaños de diámetros similares y polidispersas para el caso contrario, donde los diámetros de gotas son desiguales.

II.2. PETRÓLEO: CRUDO

El petróleo es una mezcla de compuesto orgánicos de estructuras variadas y de pesos moleculares diferentes. En la industria petrolera la palabra “crudo” hace referencia al petróleo en su estado natural no refinado, tal como se extrae de la tierra. Los crudos petrolíferos (Schramm, 1992) poseen una variedad de hidrocarburos como alcanos, naftenos y componentes aromáticos al igual que fenoles, ácidos carboxílicos y metales. El número de carbonos de estos componentes pueden variar desde 1 carbono (metanos) hasta 50 o más carbonos (asfaltenos). Adicionalmente, la proporción de los diferentes hidrocarburos varía en cada yacimiento, de lo que resulta la existencia de petróleos crudos que van

desde un líquido, opaco, negro y grueso, tan pesado como el agua, hasta aquellos crudos de color claro y transparente con tres cuartos del peso del agua. En el lenguaje petrolero, los crudos se clasifican como livianos, medianos, pesados o extrapesados. A continuación se presenta la Tabla N° 1 donde se observa la clasificación de los crudos por rango de gravedad API utilizada en la industria venezolana:

Tabla N° 1. Clasificación de los crudos por rango de gravedad API (Barberii, 1998).

Tipo de Crudo	Gravedad API
Extrapesado	< 16
Pesado	< 21,9
Mediano	22,0 – 29,9
Liviano	> 30

El índice de grados API de cada crudo, se encuentra estrechamente asociada a la densidad de los productos líquidos del petróleo. A mayor densidad menor gravedad API, siendo más pesado el crudo y viceversa. Los grados API representan al parámetro internacional que la American Petroleum Institute ha creado para diferenciar las calidades del crudo, caracterizados por la presencia de asfaltenos, metales (estructuras orgánicas en formas de parafinas) como vanadio y níquel y por la cantidad de heteroátomos como el azufre, nitrógeno y oxígeno. Generalmente, para calcular los grados API de un determinado crudo se utiliza la siguiente expresión:

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{GE} - 131,5 \quad (1)$$

Por otra parte, la viscosidad de todo crudo se incrementa a medida que el contenido de agua se hace mayor, según Manning y Thompson (1995), añadir 1% más de agua a un crudo de 30 °API típicamente genera un 2% en el aumento de la viscosidad y 4% en un crudo de 15°API.

II.3. ORIGEN DEL AGUA EN CRUDO

Los yacimientos petrolíferos, al comienzo y por mucho tiempo de sus vidas, producen crudos con muy bajo contenido de agua; sin embargo, a medida que se

agotan, el contenido de agua aumenta, hasta alcanzar, en muchos casos, niveles por encima del 90 % de agua en la mezcla de crudo-agua extraída. Por lo general, los depósitos de petróleo están constituidos por una capa de gas libre sobre otra capa de crudo, que a su vez se encuentra por encima de cierta cantidad de agua llamada agua de formación. Mayormente dicha agua de formación, presenta altos niveles de salinidad y contenidos importantes de metales pesados además de altas temperaturas.

Según Smyth (1989) una pequeña cantidad de esta agua de formación emerge a la superficie junto con el crudo producido mientras que el resto queda atrapado en el medio poroso. Sin embargo a medida que el campo es explotado y ocurre la continua movilidad de agua hacia la base de los pozos, la proporción de agua salada extraída se incrementará con el tiempo hasta que sea poco económico continuar con la remoción de agua a nivel de superficie. Otra fuente potencial de agua en crudo proviene de técnicas regularmente utilizadas para presurizar artificialmente a los yacimientos con la finalidad de impulsar al crudo a la superficie y mejorar su recuperación. Dichas técnicas se aplican en vista de que las presiones naturales manejadas resultan en producciones muy variables y en bajas recuperaciones de crudo. De manera tal que la inyección controlada de agua e inclusive gas permite la obtención de presiones óptimas para la extracción eficiente del crudo. En consecuencia, el agua asociada al crudo a nivel de los yacimientos proviene en gran medida de las altas cantidades de agua de inyección de pozos. Por otra parte, a medida que la mezcla crudo-agua es bombeada a la superficie ocurre la separación del agua y los hidrocarburos, a esta agua separada se le conoce como agua producida. Posteriormente, los grandes volúmenes de agua producida deben ser sometidos a diversos métodos de tratamientos para poder ser retornados al medio ambiente.

II.4. EMULSIONES EN PETRÓLEO

Generalmente en la producción de hidrocarburos pueden formarse dos clases de mezclas entre el crudo y el agua. Una parte del agua producida por el pozo petrolero, se separa del crudo por acción de la gravedad tan pronto como la

velocidad de los fluidos es suficientemente baja. La otra parte del agua asociada al crudo se encuentra íntimamente mezclada con él en forma de emulsiones.

En la industria petrolera se generan emulsiones predominantemente del tipo agua en crudo (W/O) conocidas como emulsiones directas, donde el crudo representa la fase continua y el agua se encuentra en forma de gotas como la fase dispersa. De igual manera, aunque raras veces, pueden encontrarse emulsiones de agua en crudo (O/W) conocidas también como emulsiones inversas o reversas. En las emulsiones directas la fase dispersa también es conocida usualmente como agua y sedimento (A&S), mientras que la fase continua es crudo. El término A&S representa principalmente al agua salina presente en el crudo, también se incluyen a los sólidos como arenas, lodos, carbonatos, productos de corrosión y sólidos precipitados o disueltos. Adicionalmente, las emulsiones directas se pueden clasificar como emulsiones duras y suaves. Las emulsiones duras son estables físicamente y por lo tanto difíciles de romper, debido a la presencia de gotas muy pequeñas en la fase interna.

Ahora bien, (Priego y Zamudio, 2002) las emulsiones suaves son fáciles de romper y también se conocen en el campo petrolero como simples dispersiones, donde un número importante de gotas de agua de gran diámetro se encuentran presentes, dichas gotas suelen separarse a partir de fuerzas gravitacionales como se mencionó anteriormente. Cuando el crudo y el agua son agitados con una intensidad moderada, la mezcla originada se asentará por un determinado período de tiempo y tres capas distintas se formarán: en el tope una capa de crudo limpio con algunas gotas muy pequeñas de agua dispersa, al fondo agua limpia con algunas gotas muy pequeñas de crudo disperso y finalmente en el centro se obtendrá una emulsión.

Toda agua asociada a la emulsión de crudo que estando en estado estacionario se separa en un período de diez a veinte minutos (Manning y Thompson, 1995) por efectos de la gravedad es llamada agua libre. Entre las razones más importantes para la eliminación del agua libre en el crudo se encuentran: (a) la reducción del

flujo hacia las tuberías y equipos de proceso, (b) disminución de la corrosión al entrar en contacto con las superficies metálicas y (c) reducción del calor a la entrada de los equipos al calentar la emulsión, debido a que la presencia del agua libre se traduce en mayores temperaturas. Generalmente, el agua libre presente en el crudo (Abdel-Aal, Aggour y Fahim, 2003) se caracteriza por poseer gotas de agua con diámetros de 500 μm en adelante, no obstante, puede ocurrir el caso donde los diámetros de gota de agua libre en crudo son inferiores a los 500 μm .

La cantidad de agua remanente está emulsionada y varía de 1 a 60 % en volumen. En los crudos ligeros, las emulsiones contienen típicamente de 5 a 20 % volumen de agua, mientras que los crudos pesados tienen a menudo de 10 a 35 % de agua. La cantidad de agua libre depende de la relación agua-aceite y varía significativamente de un pozo a otro (Priego y Zamudio, 2002). En la siguiente Figura N° 2 se ilustran los diferentes tipos de emulsiones presentes en el campo petrolero.

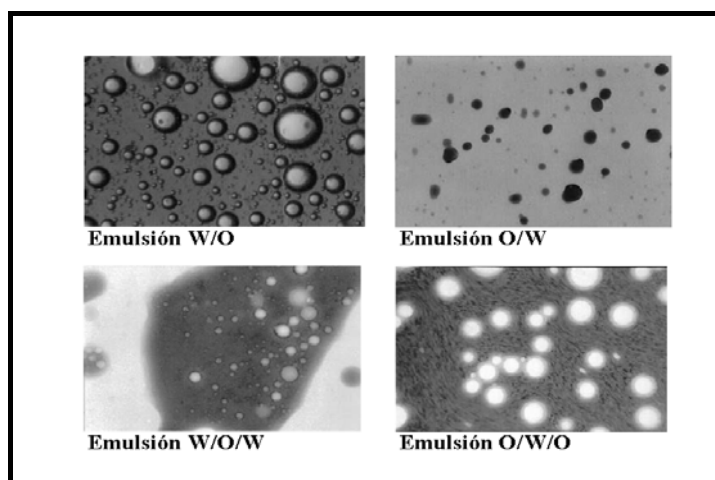


Figura N° 2. Tipos de emulsiones en crudo (Kokal, 2002).

II.5. FORMACIÓN DE EMULSIONES EN PETRÓLEO

Durante las operaciones de extracción del petróleo, la mezcla bifásica de crudo y agua se desplaza en el medio poroso a una velocidad de 1 pie/día, lo que es suficiente para que se forme una emulsión (Marfisi y Salager, 2004). La formación de emulsiones se origina a partir de dos líquidos inmiscibles (agua y crudo), del suministro de energía de mezclado para dispersar a las fases y la

presencia de un tercer componente que facilite la estabilización de la mezcla. Siendo la emulsificación el proceso mediante el cual un líquido es dispersado en el otro en forma de pequeñas gotas.

Los efectos mecánicos por agitación y generación de turbulencia en la mezcla crudo-agua, están asociados a los diversos dispositivos del sistema de producción de hidrocarburo durante el levantamiento y transporte en superficie como bombas, válvulas, codos, restricciones y caídas de presión bruscas a través de las líneas de producción. En consecuencia, (Marfisi y Salager, 2004) para prevenir la formación de las emulsiones en petróleo es recomendable eliminar la turbulencia y remover el agua del crudo lo más pronto posible. Para ello, existen ciertas alternativas como inyectar un surfactante en el fondo de pozo y de esta manera, prevenir la formación de una emulsión. Sin embargo, no siempre es posible lograrlo, por lo que en muchos casos se requiere romper la emulsión inevitablemente formada.

II.6. AGENTES EMULSIFICANTES

Una emulsión se diferencia de una simple dispersión de un líquido en otro por la poca probabilidad que poseen dos gotas de una emulsión a unirse por contacto entre ambas, esto debido a la presencia de un agente emulsificante que inhibe dicho fenómeno (Smith, 1992). Los agentes emulsificantes son conocidos como agentes activos mayormente llamados surfactantes, éstos son adsorbidos por la interfaz formada a partir del crudo y del agua creando una barrera entre ellos. Según la estructura de la molécula, los surfactantes pueden ser aniónicos, no iónicos y catiónicos. Adicionalmente, los agentes emulsificantes están conformados por compuestos naturales, sólidos finamente divididos y químicos de producción añadidos como inhibidores de corrosión, limpiadores, agentes humectantes, entre otros.

Los surfactantes son macromoléculas anfífilas o anfipáticas; es decir, desde el punto de vista fisicoquímico presentan una dualidad polar-apolar. Una parte de su molécula (Méndez, 1992) es hidrofílica (soluble en agua) para la cual existe

afinidad hacia los solventes polares; mientras que la otra parte apolar es llamada lipofílica o hidrofóbica (soluble en aceite) para la cual existe afinidad hacia la fase del hidrocarburo. Los surfactantes naturales presentes en las emulsiones de petróleo se encuentran concentradas en las fracciones más pesadas del mismo, dichos surfactantes están comprendidos por los asfaltenos, sustancias resinosas, ácidos orgánicos solubles en aceite tales como los ácidos nafténicos, arcillas, sulfuros metálicos y aditivos químicos. Los asfaltenos poseen superficies activas que los hacen buenos emulsificantes, ellos se acumulan en la interfaz del crudo y agua originando una película muy rígida (Figura N° 3).

Las concentraciones de surfactantes son variables, sin embargo por debajo de ciertas concentraciones de asfaltenos y resinas en crudos (0.25% para asfaltenos y 1% para resinas), la mezcla crudo-agua no formará una emulsión. Por consiguiente, en ausencia de un agente emulsificante la dispersión líquido-líquido coalescerá rápidamente.

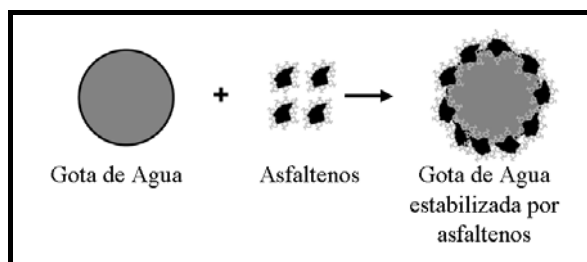


Figura N° 3. Mecanismo de estabilización por asfaltenos (Kokal, 2002).

Las emulsiones en petróleo pueden contener además de agua y crudo, partículas sólidas e incluso gas. Para que las partículas sólidas presentes en el crudo sean agentes emulsificantes deben ser más pequeñas que las gotas suspendidas, es decir deben ser coloides, además es necesario que se encuentren humectadas por el aceite y el agua (Kokal, 2002).

Posteriormente estas partículas finas se agruparán en la superficie de la gota formando una barrera física y reduciendo la tensión interfacial, donde finalmente se promueve la posterior emulsificación.

II.7. ESTABILIDAD DE LAS EMULSIONES

La tendencia de formar emulsiones estables o inestables varía significativamente según el tipo de crudo. La estabilidad es un término de carácter relativo, pero se refiere a (Méndez, 1992) la ausencia de cambios estructurales en el sistema crudo-agua durante un período de tiempo suficientemente largo para el propósito de la aplicación práctica. Desde el punto de vista termodinámico, las emulsiones son consideradas como sistemas inestables. La inestabilidad termodinámica ocurre por la tendencia natural de los sistemas líquido-líquido a separarse y reducir su área interfacial. Sin embargo, la mayoría de las emulsiones son estables a lo largo de ciertos periodos de tiempo. Dicha estabilidad es llamada estabilidad cinética.

Una emulsión estable cinéticamente no es capaz de sedimentar por si sola en un tiempo definido sin alguna forma de tratamiento mecánico, químico o eléctrico (Pérez y Garfias, 2002). Adicionalmente, dos líquidos puros inmiscibles, sin la presencia de fuerzas estabilizadoras (agentes emulsificantes) no pueden formar una emulsión estable; de manera que las gotas se unirán nuevamente disminuyendo el área interfacial entre ellas, la energía total de superficie y la energía libre de Gibbs del sistema (Salager, 1999a).

Las emulsiones en petróleo pueden clasificarse desde el punto de vista cinético en emulsiones poco estables, medianamente estables y muy estables. En las emulsiones poco estables la separación ocurre en cuestión de pocos minutos, siendo el agua separada considerada como agua libre. Las emulsiones medianamente estables tardarán un poco más de tiempo en separarse que las emulsiones poco estables, no obstante, siendo dicho tiempo de separación de decenas de minutos. Finalmente, las emulsiones muy estables se separarán (de manera parcial) al transcurrir horas incluso días (Kokal, 2002).

Un crudo con alta viscosidad permite mantener a las gotas más grandes en suspensión, oponiéndose al asentamiento. Generalmente, los crudos con bajas gravedades API (alta densidad) forman emulsiones más estables que aquellos crudos con altas gravedades API (baja densidad); motivado a que la presencia de

las fracciones más altas de asfaltenos y resinas se encuentran en los crudos de alta viscosidad. Aunado a ello, las emulsiones estables de W/O para crudos pesados son difíciles de tratar debido al impedimento que representa la fase continua en el movimiento y coalescencia de las gotas de agua. Por otra parte, los crudos con bases asfálticas tienden a emulsionarse más fácilmente que los crudos con bases parafínicas. En otras palabras, la estabilidad de las emulsiones depende del tipo y concentración de emulsificantes naturales, viscosidad del crudo, tamaño de gota, temperatura y concentración de la fase interna.

II.8. PROPIEDADES DE LA EMULSIÓN

El rompimiento de la emulsión formada dependerá de ciertas propiedades (Salager, 1987):

- Fuerzas de Interacción entre gotas
- Viscosidad de la emulsión
- Distribución del tamaño de gota
- Inversión de Fases

II.8.1. FUERZAS DE INTERACCIÓN ENTRE GOTAS

Cuando dos gotas de la fase dispersa están ubicadas a distancia suficientemente pequeña, menor a 1 radio, entonces están sometidas a dos tipos de fuerzas. De un lado las fuerzas atractivas de Van der Waals y por otra parte las fuerzas de repulsión que dependen de las propiedades interfaciales que el surfactante absorbido les confiera. Cuando la atracción predomina sobre la repulsión, las gotas se adhieren y la emulsión flocula y/o coalesce, lo que implica que las energías libres de activación contra la floculación y la coalescencia son muy bajas o nulas (Blanco, 2006). Muchas gotas dispersas en la fase continua poseen una gran área colectiva interfacial debido al contacto entre los dos líquidos no inmiscibles; sin embargo como las partículas coalescen, el área total interfacial disminuye.

La tensión interfacial representa la energía potencial disponible para producir un área interfacial más pequeña (Priego y Zamudio, 2002). La tendencia natural es que la coalescencia ocurra, por lo que una tensión interfacial baja tendrá un efecto directo en la disminución del diámetro de gotas de la emulsión formada, promoviendo la coalescencia de las gotas y por lo tanto, necesitando menor energía para generar la emulsificación. Por otra parte, las moléculas bajo la superficie de un líquido están influenciadas por las atracciones intermoleculares desde todas las direcciones. Aquellas que están en la superficie sólo son atraídas hacia el interior; estas atracciones empujan a la capa superficial hacia el interior. La situación más estable es aquella en la que el área superficial es mínima. Para un volumen dado, la esfera posee la menor área superficial posible, de modo que las gotas de líquidos tienden a adoptar formas esféricas. La tensión superficial es una medida de las fuerzas dirigidas hacia el interior que se deben vencer para expandir el área superficial de un líquido.

II.8.2. VISCOSIDAD DE LA EMULSIÓN

La viscosidad es la resistencia que ofrece un fluido a la deformación. Para que un líquido fluya, las moléculas deben ser capaces de resbalar unas de otras. En general, cuanto menores sean las fuerzas intermoleculares de atracción, más viscoso será el líquido. La viscosidad de una emulsión o viscosidad de la fase externa de una emulsión puede ser substancialmente mayor en comparación a la viscosidad presentada por el crudo o agua, donde para este caso en particular, la razón radica en el comportamiento no-Newtoniano de las emulsiones debido a la acumulación de las gotas.

Las emulsiones con cortes de agua de hasta 30% presentan comportamientos de tipo Newtoniano (lo que indica valores constantes de viscosidad para todas las tasas de corte), mientras que en emulsiones con cortes de agua superiores al 30% existen comportamientos no-Newtonianos (pseudoplástico o dilatante) y por último, en emulsiones con cortes de agua muy altos (mayores al 80%) el agua pasa de ser la fase dispersa a ser en la fase continua. De manera general en la

Figura N° 4 se puede observar la variación de la viscosidad de un fluido con respecto a la tasa de corte.

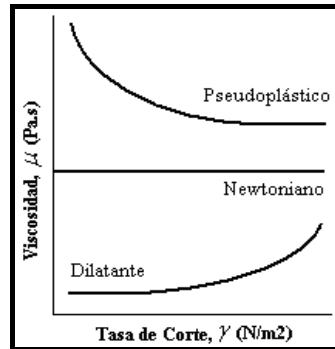


Figura N° 4. Variación de la viscosidad en relación a la tasa de corte.

En consecuencia, (Bryan, Kantzas y Bellehumer, 2002) las emulsiones en crudos que poseen poca concentración de fase dispersa reflejan un comportamiento Newtoniano mientras que los efectos no-Newtonianos se observan en emulsiones con fracciones ricas en fase dispersa. Ahora bien, el corte de agua (WC) es conocido como el volumen de agua presente en la dispersión crudo-agua dividido entre el volumen total de fluido producido.

El WC se incrementa a lo largo de la vida de los pozos naturales de crudo y en algunos de ellos puede alcanzar porcentajes de 90% o más. La viscosidad de la emulsión puede ser calculada mediante el uso de la correlación de Einstein (1911):

$$\eta_e = \eta_o \cdot (1 + 2.5\phi) \quad (2)$$

A medida que la temperatura aumenta y las moléculas se mueven más rápidamente, sus energías cinéticas son capaces de superar las atracciones intermoleculares. Así la viscosidad disminuye con la temperatura creciente, siempre que no haya cambios en la composición. La viscosidad de la emulsión dependerá de múltiples factores como: la viscosidad tanto del crudo como del agua, corte de agua, distribución del tamaño de gotas, la temperatura, cizallamiento o fuerzas de agitación y sólidos presentes.

II.8.3. DISTRIBUCIÓN DEL TAMAÑO DE GOTA

La distribución del tamaño de gota es uno de los parámetros más importantes en la caracterización de cualquier dispersión. Dos dispersiones pueden tener el mismo diámetro promedio de gota y aun así presentar un comportamiento totalmente diferente, debido a las discrepancias en la distribución de los diámetros de gota. La distribución del tamaño de gota depende de ciertos factores como la fuerza interfacial, las fuerzas de cizallamiento, la presencia de agentes emulsificantes, sólidos y las propiedades tanto del crudo como del agua.

Generalmente, (Marfisi y Salager, 2004) gotas con diámetros menores a 10 μm producen emulsiones más estables mientras que una amplia distribución de tamaños de partícula resulta en emulsiones menos estables, por consiguiente, mientras más pequeño sea el tamaño de las gotas en la fase dispersa mayor será el tiempo de residencia requerido y por lo tanto se necesitarán equipos de separación de mayor tamaño (Kokal, 2002). A continuación se presenta la Figura N° 5 donde se puede observar cómo varía el diámetro de gota en las emulsiones típicamente encontradas en el campo petrolero.

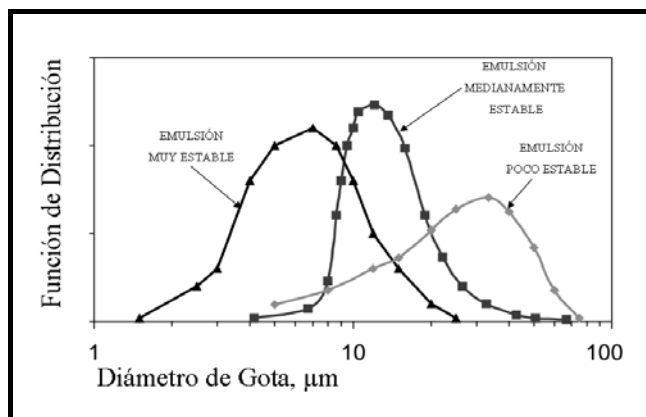


Figura N° 5. Distribución del tamaño de gota en emulsiones de petróleo (Kokal, 2002).

II.8.4. INVERSIÓN DE FASES

La inversión de las fases (Schramm, 1992) es el proceso a partir del cual una emulsión repentinamente se convierte en otra, de O/W a W/O o viceversa. Ahora bien, el punto de inversión de fases (Fairuzov, 2002) corresponde a la fracción volumétrica de la fase dispersa donde esta fase se hace continua. Generalmente, la inversión de fases ocurre con la presencia de altos cortes de agua, 75% según

Schramm (1992) y 80% según Kokal (2002), debido al empaquetamiento de las gotas de agua; inclusive durante este fenómeno surgen emulsiones múltiples (con WC de alrededor 95% para W/O/W). La Figura N° 6 ilustra la transición de las fases a partir del punto de inversión.

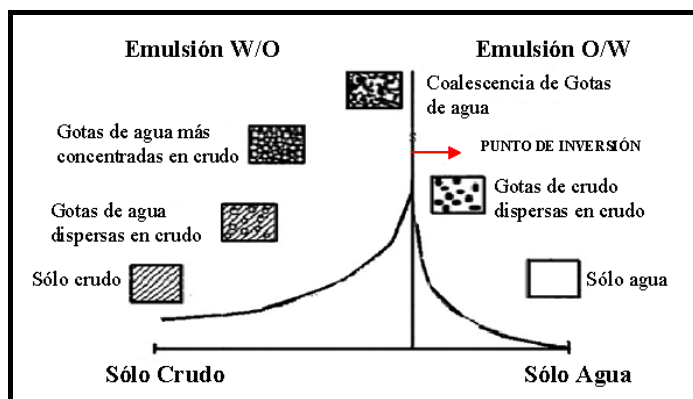


Figura N° 6. Representación esquemática de la fase de inversión (Xuan Xu, 2007).

De acuerdo a Shulman y Cockbain (1940), a la inversión de fases en emulsiones O/W ocurre cuando los glóbulos de la fase dispersa son agrupados unos a otros al aumentar la concentración del crudo. Dicho crudo, penetra en la fase acuosa a través de la interfaz y coalesce para convertirse en la fase continua, mientras que el agua resulta atrapada entre las gotas unidas como la nueva fase dispersa.

II.9. PATRONES DE FLUJO

Cuando el crudo es transportado desde el yacimiento hasta los cabezales de producción, estaciones de flujo y posteriormente descarga, éste va acompañado de otros fluidos como agua, gas natural y sedimentos sólidos, formando distintas configuraciones geométricas en la tubería, definidas como patrones de flujo (Sánchez y Romero, 2007). Existen distintos tipos de flujo multifásico, para la industria petrolera los más relevantes son: gas-líquido, líquido-líquido, líquido-sólido, gas-sólido, gas-líquido-sólido y gas-líquido-líquido.

En el caso del flujo líquido-líquido, no se ha llegado a una unificación de criterios en cuanto a los patrones de flujo desarrollados y sus transiciones, la principal causa se debe a la similitud entre las propiedades de los dos fluidos; existiendo un diferencial finito de densidad y viscosidad entre sí. Existen numerosas

investigaciones sobre patrones de flujo, sin embargo, para mezclas crudo-agua los casos más representativos han sido elaborados en tuberías horizontales y verticales. De manera general, los patrones de flujo se pueden clasificar en flujos dominados por agua y flujos dominados por crudo.

Cuando la tubería se encuentra en posición vertical, en el caso del agua como fluido dominante, los patrones de flujo en la mezcla crudo-agua son: dispersión de crudo en agua ($D_{O/W}$), dispersión muy fina de crudo en agua ($D_{MF-O/W}$) y flujo agitado de crudo en agua ($F_{a-O/W}$). En la $D_{O/W}$ el crudo se dispersa en forma de pequeñas gotas distribuidas a lo largo de la sección transversal de toda la tubería. Al aumentar el caudal de agua y con ello la turbulencia, las fuerzas que generan la ruptura de las gotas se hacen predominantes, resultando en una $D_{MF-O/W}$. Dicho patrón de flujo refleja una distribución regular de gotas muy pequeñas finamente dispersadas.

La transición a $F_{a-O/W}$ puede ocurrir esencialmente por aglomeración y coalescencia de gotas de crudo. En el $F_{a-O/W}$ el crudo fluye tanto en forma de pequeñas y grandes gotas como en forma de grandes cúmulos irregulares formados por la unión de muchas gotas de crudo. Igualmente al existir crudo como fluido dominante, los patrones identificados se encuentran referidos a flujo agitado de agua en crudo ($F_{a-W/O}$), dispersión de agua en crudo ($D_{W/O}$) y dispersión muy fina de agua en crudo ($D_{MF-W/O}$). La Figura N° 7 ilustra cada uno de los patrones de flujo observados en tuberías verticales.

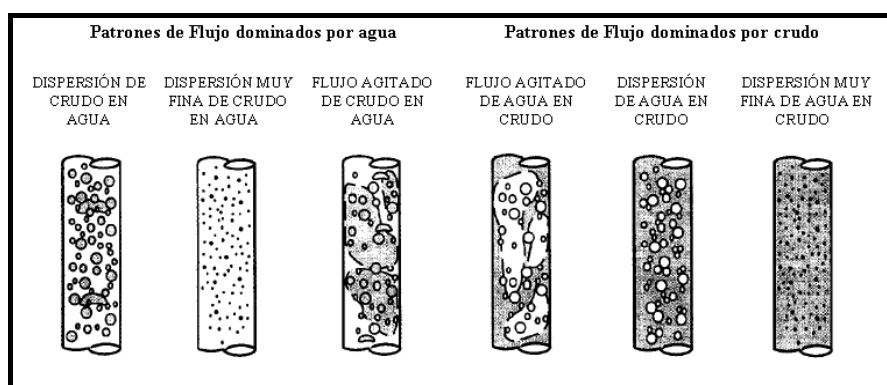


Figura N° 7. Patrones de flujo crudo-agua en tuberías verticales (Flores, 1997).

De manera análoga, con la tubería en posición horizontal, según Trallero (1995) los regímenes de flujo pueden ser clasificados como flujo segregado comprendido por el flujo estratificado (ST), donde los dos líquidos viajan dentro de la tubería formando capas separadas de acuerdo a la diferencia de densidades; flujo estratificado con mezcla en la interfase (ST&MI), para el cual existe una combinación de gotas de agua y crudo entre las capas que conforman al flujo estratificado.

Finalmente, otra clasificación son los flujos dispersos como la dispersión de crudo en agua y agua en agua ($D_{O/W}$ & W), en la que se encuentra una emulsión inversa descansando sobre una capa de agua, de manera similar existe la dispersión de crudo en agua ($D_{O/W}$).

Aunado a ello, también puede presentarse la dispersión de crudo en agua y de agua en crudo ($D_{O/W}$ & $D_{W/O}$) donde coexiste la emulsión directa con la inversa. Por último, se tiene a la dispersión de agua en crudo ($D_{W/O}$), a partir de la cual se evidencia la presencia de una emulsión inversa a lo largo de toda la tubería. En la Figura N° 8 se aprecian los patrones de flujo estudiados para tuberías con configuración horizontal.

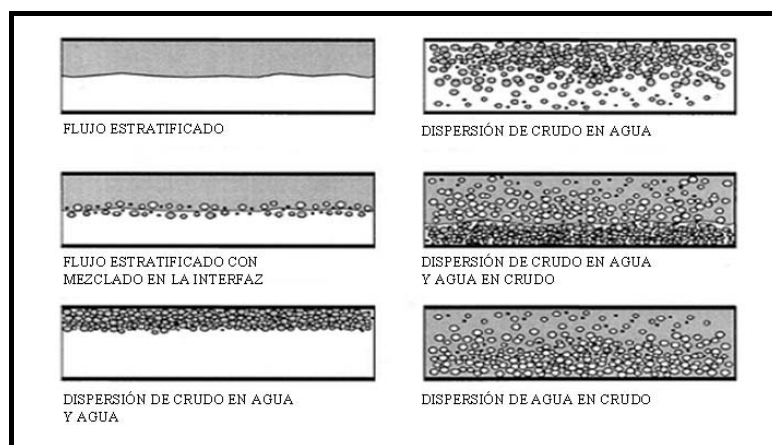


Figura N° 8. Patrones de flujo crudo-agua en tuberías horizontales (Trallero, 1995).

II.10. DESHIDRATACIÓN DE CRUDOS

La actividad petrolera abarca las fases de explotación, producción y comercialización tanto de hidrocarburos como de sus derivados. La producción de

petróleo crudo se encarga de todas las etapas necesarias para manejar a los hidrocarburos (petróleo y gas) desde el yacimiento hasta el pozo, y desde éste a la superficie donde se realiza la recolección mediante procesos asociados al manejo de crudo. Por otra parte, el gas se separa para ser transferido a las plantas de compresión, mientras que el crudo es bombeado a los patios de tanques para su adecuación y distribución.

Ahora bien, el tratamiento de crudo es un proceso industrial que abarca el diseño y la operación de instalaciones de superficie para el logro técnico y económico de la entrega de crudo en especificación. En este sentido, se recurre a dos procesos: demulsificación y desalado. En consecuencia, (Manning y Thompson, 1995) cualquier método empleado para remoción de agua, sal, arena, sedimentos y otras impurezas del crudo es llamado tratamiento de crudo. En los sistemas de tratamiento de crudo se utilizan varios equipos, cada uno de ellos con funciones específicas; el uso de los mismos dependerá de ciertos aspectos como el tipo de crudo que se desee tratar (gravedad API) y características de las dispersiones presentes en la mezcla crudo-agua.

Las estaciones de flujo o recolección juegan un papel fundamental en la producción de petróleo. Dichas instalaciones de superficie son necesarias para la distribución del crudo hacia las diferentes áreas de destino. Los crudos recolectados que llegan a las estaciones de flujo, son transferidos a través de tuberías hacia los patios de tanques, donde finalmente se realiza el almacenamiento de toda la producción proveniente de una área determinada, con el objetivo de ser tratada, eliminando el agua contenida y colocando el crudo bajo especificaciones comerciales para la venta.

En consecuencia, una estación de flujo es una instalación de superficie (en tierra o costa afuera) compuesta por separadores, tuberías, bombas y tanques donde se recolecta la producción de crudo proveniente de varios pozos para ser enviada a otros sitios según las operaciones realizadas (Figura N° 9).



Figura N° 9. Estaciones de flujo (PDVSA, 2007).

Ahora bien, el agua emulsionada le proporciona al crudo un volumen adicional para su transporte así como también propiedades corrosivas, situación que se ve reflejada en la reducción de la vida útil para los diferentes equipos de proceso; razón por la cual se hace necesario aplicar la deshidratación y desalado de los crudos extraídos.

La DC, en el manejo de producción a nivel de superficie, representa una de las prácticas más antiguas y es utilizada para eliminar el agua en el crudo extraído de los yacimientos (Salager, 1999b), ya sea en forma emulsionada o libre. La mejor forma de deshidratar es evitar la formación de la emulsión o en su defecto reducir al máximo las condiciones que favorezcan la emulsificación en pasos posteriores. Adicionalmente, a partir de este tipo de deshidratación se obtiene la remoción de agua, sales, arenas, sedimentos y otras impurezas que el petróleo traiga consigo desde el fondo del pozo de producción. Para ser comercializado o procesado, el crudo debe cumplir con ciertas especificaciones en términos del contenido de agua y sedimento (A&S), aspecto que varían de acuerdo al método de deshidratación empleado como del contenido original de agua y sal en el petróleo. Estas especificaciones van desde 0,1 % en crudos livianos hasta 3 % en crudos pesados. Algunos crudos tienen alto contenido de sal y requieren procesos de desalación luego de la deshidratación; por lo tanto, generalmente, se añade agua fresca y se somete al crudo a un segundo proceso de deshidratación.

La desalación es necesaria para evitar daños a los equipos por la formación de cloruros de sales bivalentes. Estas sales pueden ocasionar obstrucción en los equipos y envenenamiento de los catalizadores en los procesos de conversión más complejos.

II.11. MÉTODOS DE DESHIDRATACIÓN DE CRUDOS

La DC involucra la optimización del uso de cuatro técnicas llamadas: química demulsificante, tiempo de retención, calor y electricidad, para producir crudo y agua limpia (Francis y Manning, 1992).

II.11.1. TRATAMIENTO QUÍMICO

El tratamiento químico es aplicado a partir de sustancias químicas llamadas demulsificantes. Aunque resulte extraño, dichos compuestos demulsificantes son agentes activos de superficie similares a los emulsificantes (Blanco, 2006). La acción principal de un demulsificante es la fuerte atracción hacia la interfaz crudo-agua, lo que desplazará o neutralizará a los emulsificantes presentes en la película de dicha interfaz, trayendo como consecuencia la floculación y coalescencia. Ahora bien, según una teoría tradicional para la neutralización de emulsificantes, los demulsificantes ocasionan que la película que rodea a la gota de agua se vuelva rígida o se contraiga finalmente al romperse.

II.11.1.1. DEMULSIFICACIÓN

La demulsificación es la ruptura de la emulsión de petróleo en sus fases individuales (crudo y agua). Desde el punto de vista de procesos, en la producción de crudo los dos aspectos de interés son la velocidad o rapidez de separación y la cantidad de agua separada del crudo.

Algunos factores que intervienen al momento de desestabilizar una emulsión se pueden enumerar: (a) incremento de la temperatura, (b) reducción de la agitación o cizallamiento, (c) aumento del tiempo de residencia o tiempo de retención, (d) remoción de sólidos y (e) control de agentes emulsificantes.

II.11.1.2. MECANISMOS DE DEMULSIFICACIÓN

El proceso de desmulsificación o ruptura de las emulsiones puede ocurrir mediante ciertos mecanismos de inestabilidad (Figura N° 10): (a) Floculación, (b) coalescencia y (c) sedimentación y creaming.

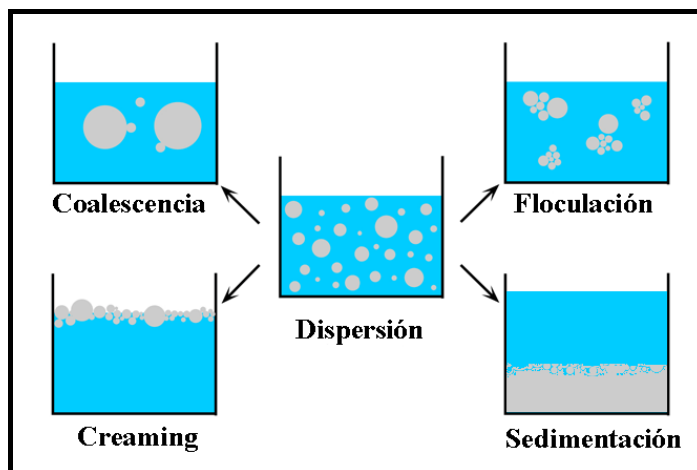


Figura N° 10. Mecanismos de demulsificación.

(a) FLOCULACIÓN

La floculación es el proceso de agregación de las gotas sin que éstas pierdan su identidad y por supuesto, sin cambio en el diámetro promedio de las mismas. Durante este primer paso del proceso de demulsificación, ocurre la adhesión de dos o más gotas o de una gota con una capa del mismo fluido sin existir fusión. Aunado a ello, la floculación es considerada como un proceso reversible de colisión entre gotas, donde no siempre se conduce a una coalescencia (GPA, 2006). La floculación está controlado por el equilibrio global entre las fuerzas de atracción electrostáticas de Van der Waals y repulsivas de tipo estéricas entre moléculas de surfactante adsorbidas sobre las gotas adyacentes, manifestándose mediante el incremento de la viscosidad con el tiempo de almacenamiento. Según la GPA (2006), la velocidad de floculación es mayor cuando:

- La temperatura de emulsión es alta (a mayores temperaturas mayor frecuencia de choques entre gotas).
- La viscosidad de la fase continua es baja (existen escasa resistencia del crudo al movimiento de las gotas que deben chocar).
- Existe mayor contenido de agua y con ello mayor cantidad de gotas por unidad de volumen en la mezcla.

- Las gotas de agua se excitan a través de campos eléctricos externo.

(b) COALESCENCIA

Durante este segundo paso del proceso de demulsificación, las gotas de agua se fusionan o entran en contacto para formar una gota más grande, por efectos de floculación, sedimentación o por colisiones. Para que ocurra la coalescencia, la película de la fase interna que separa las gotas sufre un adelgazamiento y eventualmente se rompe tras la unión de dos gotas para formar una sola. Este fenómeno de coalescencia es irreversible, reduciendo el número de gotas de agua y finalmente originando la demulsificación. La temperatura tiene un factor importante en la coalescencia debido a que, a mayor temperatura la energía de las gotas es más alta, siendo el número y la eficiencia de los choques entre gotas mayores con el incremento de la velocidad de coalescencia (Salager, 1993).

La coalescencia se divide a su vez en tres etapas (Wolfgang y otros, 1992): aproximación de las gotas, deformación de las gotas al estar relativamente cerca y formación de una película líquida interfacial entre las superficies planas paralelas de las mismas; por último el drenaje y ruptura de la película líquida interfacial que separa las gotas trayendo como consecuencia la coalescencia. Las etapas de la coalescencia pueden observarse a partir del siguiente esquema de coalescencia de una gota.

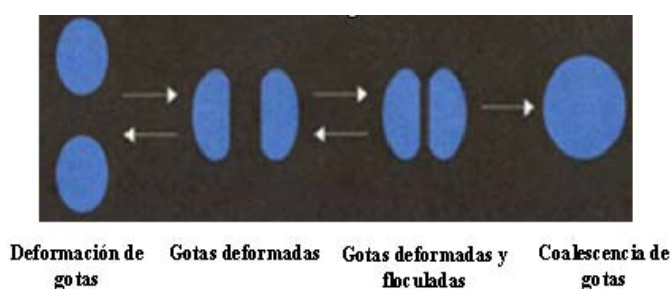


Figura N° 11. Esquema de coalescencia de una gota (Blanco, 2006).

(c) SEDIMENTACIÓN Y CREAMING

Cuando las gotas de la fase dispersa se concentran en la superficie el proceso se conoce como “creaming” o cremado por su significado en español; mientras que al ocurrir en el fondo se conoce como sedimentación.

En ambos casos las gotas mantienen su individualidad y la emulsión puede ser regresada a su estado original mediante la aplicación de una agitación suave, sin embargo, existen casos límites donde las gotas llegan a empaquetarse tan fuertemente que su separación resulta difícil. En el caso específico del creaming o cremado, este fenómeno se refiere a la separación de la emulsión a su vez en dos emulsiones, una rica en fase dispersa y otra pobre en fase dispersa (Venugopal y Darsh, 1983). La emulsión más concentrada es comúnmente referida como crema. El creaming aparece debido a una lenta sedimentación de las gotas dispersas.

II.11.2. TRATAMIENTO TÉRMICO

Calentar la emulsión contribuye con el rompimiento o separación de la misma. Al incrementar la temperatura, la viscosidad del crudo se reduce por el mayor movimiento molecular y la velocidad de asentamiento aumenta. En la mayoría de los crudos livianos el tratamiento térmico se realiza por debajo de 180°F, en este caso añadir calor aumenta la diferencia de densidades entre las fases favoreciendo a la separación por gravedad en etapas posteriores.

El incremento de la temperatura según Kokal (2002) también resulta en la desestabilización de la película rígida formada alrededor de la gota debido a la disminución de la viscosidad interfacial. En consecuencia, el calor acelera el rompimiento de una emulsión; sin embargo, el aumento de la temperatura tiene efectos negativos.

En primer término, el calentamiento de las corrientes que contienen la mezcla crudo-agua generan altos costos; además puede traer consigo la pérdida de volátiles en el crudo debido a la elevación de la temperatura por encima del punto de ebullición de los livianos reduciendo de esta manera el volumen de crudo producido y resultando un residuo con mayor gravedad API, lo que afecta a los costos de ventas en comparación con la gravedad original del crudo sin calentar.

II.11.3. TRATAMIENTO MECÁNICO

En relación al tratamiento mecánico existen diversos métodos para la ruptura y remoción de las gotas en la fase dispersa. Dichos métodos se basan mayormente en los siguientes tipos de separación:

II.11.3.1. SEPARACIÓN POR GRAVEDAD

Una vez concluido los procesos de floculación y coalescencia, la gravedad proporciona la fuerza natural requerida para remover el agua salada del hidrocarburo. La separación por gravedad es utilizada como método principal en la remoción de agua en crudo, a partir del asentamiento o reposo de la mezcla. El principio de separación por gravedad se basa en la diferencia de densidades entre las fases, donde las gotas de agua atraviesan la fase de aceite y posteriormente son separadas. Para las gotas más grandes de la fase dispersa ocurre la aproximación por sedimentación gravitacional, gobernada por la ley de Stokes.

Estrictamente hablando, la ley de Stokes es válida únicamente para una partícula rígida desplazándose lentamente. Sin embargo, Stokes ha sido modificada (Manning y Thompson, 1992) para compensar la deformación de la gota. La siguiente expresión matemática representa a la ley de Stokes para la predicción del comportamiento teórico de un proceso de separación líquido-líquido:

$$V_t = \frac{(\rho_1 - \rho_2) \cdot g \cdot d^2}{18\mu} = f_s \cdot r^2 \quad (3)$$

Dicha ley indica los factores predominantes en el proceso de separación, de esta manera la velocidad de sedimentación de una gota es proporcional al cuadrado de su diámetro y a la diferencia de densidad pero inversamente proporcional a la viscosidad de la fase externa. En consecuencia, la separación por efectos de gravedad se incrementará con el aumento del tamaño de las gotas y la diferencia de densidades entre los fluidos, pero reduciendo la viscosidad de la fase externa. Por otra parte, se puede evidenciar mediante la siguiente Tabla N° 2 que, la inestabilidad y tiempo de separación de la mezcla crudo-agua esta asociada en gran medida con los diámetros de gota de agua:

Tabla N° 2. Tiempo de separación por gravedad de emulsión (ACS, 2007).

Tiempo de Separación	Estabilidad de la Emulsión	Tamaño de Gota, μm
< 1 minuto	Muy inestable	> 500
< 10 minuto	Inestable	100-500
Horas	Moderado	40 – 100
Días	Estable	1 – 40
Semanas	Muy estable	< 1 (Coloidal)

II.11.3.2. SEPARACIÓN CENTRÍFUGA

La separación centrífuga representa un medio mecánico para separar a los componentes de una mezcla, esto se logra al acelerar la dispersión dentro de un campo centrífugo. Básicamente el campo actúa sobre la mezcla de manera similar al campo gravitatorio, sin embargo, el mismo puede variar debido a los cambios en la velocidad rotacional o en las dimensiones del equipo, llegando a superar al campo gravitacional más de mil veces.

El objetivo principal de este tipo de separación es aplicar una fuerza centrífuga a una mezcla de materiales de distintas densidades y promover la separación en forma de capas dentro del equipo, ubicándose los más densos en las paredes del equipo y los más livianos hacia el centro del mismo. En la Figura N° 12 puede apreciarse la diferencia en la deformación de una gota de líquido bajo dos tipos de fuerzas (gravitacional y centrífuga).

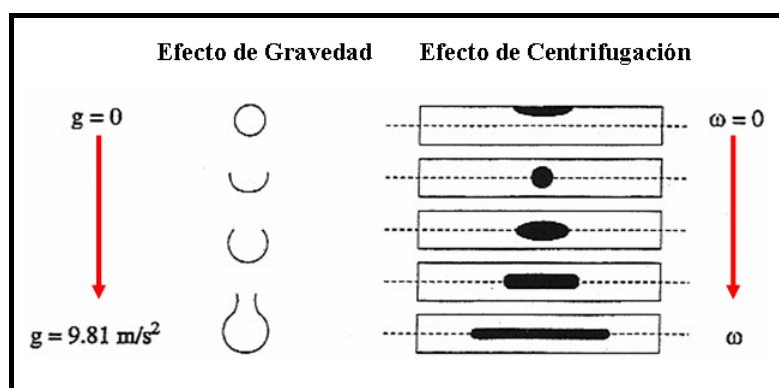


Figura N° 12. Efecto de la fuerza de gravedad y centrifugación (Wolfgang, 1985).

La ecuación que describe el movimiento de una gota que se desplaza en un fluido bajo acción de un campo centrífugo, será parecida a la del desplazamiento de una gota en un campo gravitatorio, exceptuando a la aceleración de la gravedad, la

cual debe ser sustituida por la aceleración centrífuga $R\omega^2$. Siguiendo este lineamiento, la velocidad radial de las gotas es calculada, de igual manera, a partir de la Ley de Stokes aplicando la fuerza de aceleración centrífuga:

$$V_t = \frac{(\rho_1 - \rho_2)d^2.R.\omega^2}{18\mu} \quad (4)$$

II.11.4. TRATAMIENTO ELÉCTRICO

De manera general, en la DC el tratamiento eléctrico o electrostático es aplicado conjuntamente con tratamiento térmico y químico para mejorar la separación del agua en la mezcla. Tal como se expone en la ley de Stokes, la velocidad de asentamiento por gravedad es muy lenta. Por esta razón, cuando un líquido no conductivo (crudo) contiene a otro líquido disperso conductivo (agua) es posible aplicar un campo eléctrico para incrementar la coalescencia.

El sistema eléctrico consiste de un transformador y electrodos que proveen alto voltaje de corriente, de esta manera los electrodos son ubicados en tal forma que proporcionen un campo eléctrico perpendicular a la dirección del fluido. Bajo la aplicación de un campo eléctrico, la mezcla crudo-agua puede separarse a partir de uno de los siguientes fenómenos (Figura N° 13).

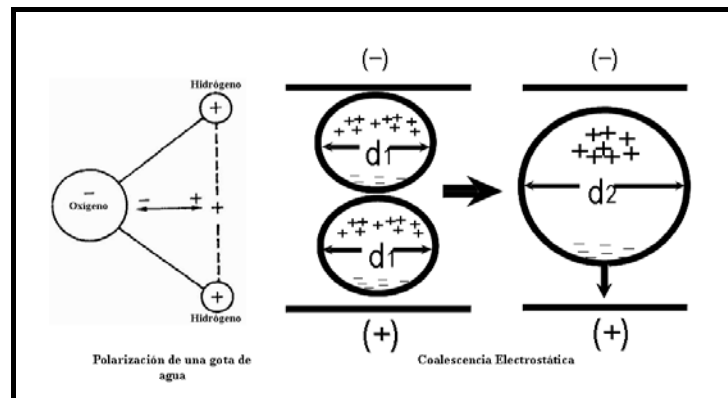


Figura N° 13. Efecto del campo electrostático en gota de agua (Manning y Thompson, 1992).

- Las gotas de agua se polarizan y tienden a alinearse entre ellas, donde los polos positivos y negativos de estas gotas se posicionan unos al lado de los otros. La atracción eléctrica conlleva a la coalescencia.

- Las gotas de agua son atraídas hacia los electrodos debido a la carga eléctrica inducida. A partir de corriente alterna, cada gota vibra promoviendo igualmente la coalescencia. Mientras que en corriente directa, las gotas tienden a ser atraídas hacia los electrodos, formando gotas cada vez más grandes hasta que finalmente descienden por asentamiento gravitacional.
- El campo eléctrico altera a la película rígida que recubre la gota de agua por rearreglo de las moléculas polares del agua.

II.12. PROCESO DE DESHIDRATACIÓN

Las instalaciones para el tratamiento de crudo comienzan por la separación de los fluidos provenientes del pozo en sus tres componentes fundamentales (gas, petróleo y agua) típicamente llamados fases. Dicha separación es considerada como la etapa inicial del proceso y se logra a partir de los separadores trifásicos. Adicionalmente, para el cumplimiento de las especificaciones necesarias de venta, se sigue con el procesamiento de cada fase. En cuanto al gas, éste se envía a una planta de procesamiento o simplemente se quema.

En el caso específico de la corriente de crudo según Abdel-Aal (2003), es esencial remover la mayor cantidad posible agua presente, garantizando así la reducción en tamaño y cantidad de los equipos instalados aguas abajo del proceso de DC. En primer lugar, la mezcla dispersa de crudo y agua proveniente del pozo es sometida a separación mediante asentamiento gravitacional para remover el agua libre (Figura N° 14) y sin la aplicación de químicos, con el fin de eliminar las gotas de agua más inestables. Posteriormente, la mezcla íntimamente emulsionada generalmente es sometida a inyección de químicos demulsificantes y es llevada a un sistema de tratamiento con aplicación de calor o electricidad para finalmente ser almacenada y distribuida.

El agua separada se reinyecta no sólo para su eliminación sino también para mantener la presión del yacimiento. En una instalación típica de tratamiento de agua para inyección, todas las corrientes de agua de cada etapa del proceso de

separación se someten a la eliminación de residuos de crudo hasta lograr niveles compatibles de crudo en agua con la descarga al medio ambiente o a la formación receptora (Bailey, 2000). Los tratamientos químicos básicamente incluyen demulsificantes, además de inhibidores de corrosión y químicos para combatir las incrustaciones minerales protegiendo a las tuberías y equipos de fondo de pozo. Cuando el agua se produce en altas cantidades, los aditivos químicos constituyen hasta un 20 % de los costos de manejo de agua en superficie. El equipamiento de superficie y las instalaciones representan el 80% restante.

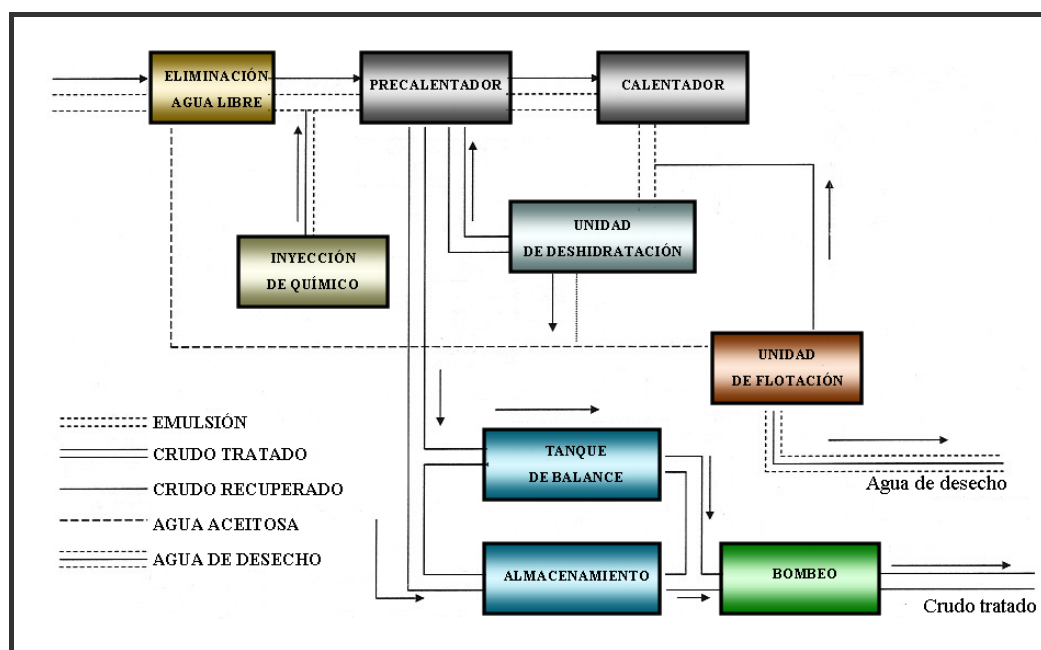


Figura N° 14. Esquema convencional del proceso de deshidratación de crudo (Manning y Thompson, 1992).

CAPÍTULO III

MARCO METODOLÓGICO

En el presente capítulo se describe la metodología de este Trabajo Especial de Grado, con la finalidad de lograr los objetivos planteados en la identificación y selección de tecnología de separación mecánica de crudos livianos y medianos, con respecto a la presencia de mezclas crudo-agua. A continuación, en la Figura N° 15, se da a conocer un diagrama del marco metodológico orientado a la selección de la tecnología de separación que mejor se adapte a las necesidades de la empresa, donde se ilustra el conjunto de pasos llevados a cabo para el cumplimiento de los objetivos propuestos.

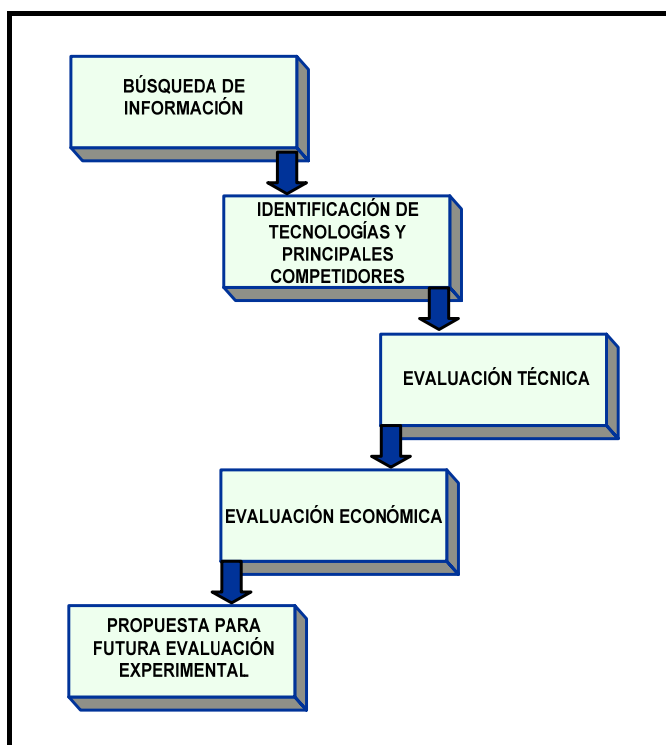


Figura N° 15. Diagrama del marco metodológico a utilizar para lograr los objetivos propuestos.

III.1. BÚSQUEDA DE INFORMACIÓN

Esta fase inicial del marco metodológico, estuvo comprendida por el estado del arte, donde se realizó la selección de fuentes de información a ser visualizadas,

además esta búsqueda de información estuvo conformada por dos secciones principales, las cuales se ejecutaron de manera simultánea.

III.1.1. REVISIÓN DE FUENTES BIBLIOGRÁFICAS

Consistió en la recopilación del material bibliográfico referente a tipos de dispersiones presentes en la producción de crudo, agua asociada a crudos livianos y medianos, patrones de flujo en tuberías para mezclas crudo-agua, procesos de separación en mezclas crudo-agua, así como también tratamientos empleados convencionalmente en este tipo de separación en la industria petrolera nacional e internacional. Aunado a ello, se efectuó la búsqueda de trabajos previos relacionados con experimentos llevados a cabo a partir de tecnologías de deshidratación a nivel de facilidades de superficie en la producción de hidrocarburos.

III.1.2. REVISIÓN DE REVISTAS CIENTÍFICAS Y PATENTES

En esta sección se elaboró una búsqueda de los tópicos de interés en artículos de las principales revistas científicas ubicadas en la base de datos de la empresa, conocida como Red de Información Petrolera y Petroquímica (RIPPET). Para esta recopilación de información, se ingresaron parámetros específicos que describieron ampliamente la búsqueda a realizar, obteniendo resultados más precisos con el propósito de encontrar las tecnologías de separación de crudo no sólo existentes sino además a las tecnologías emergentes en el mercado.

Igualmente para el caso de las patentes se realizó la revisión a partir de la base de datos de PDVSA, donde para patentes americanas se emplearon los datos de la Oficina de Patentes de Estados Unidos y en el caso de patentes europeas la Oficina de Patentes Europeas.

III.2. IDENTIFICACIÓN DE TECNOLOGÍAS Y PRINCIPALES COMPETIDORES

Una vez completada la fase inicial de la búsqueda, se realizó la identificación de las tecnologías empleadas en el campo de la separación líquido-líquido de crudos

mayores a 22 °API. Para ello, se realizó un análisis bibliométrico en base a las revistas científicas y patentes, en el área de la separación líquido-líquido.

III.2.1. ANÁLISIS BIBLIOMÉTRICO

El análisis bibliométrico fue utilizado como herramienta para visualizar la distribución de las tecnologías y de esta manera, poder verificar la tendencia en los últimos años en este campo de investigación. El análisis bibliométrico contó con los siguientes aspectos:

1. Estrategias de la búsqueda realizada en la base de datos utilizada
2. Distribución de las publicaciones encontradas en la separación líquido-líquido por año y país
3. Distribución de las compañías, institutos y centros de investigación responsables de la invención o creación de tecnologías en el ámbito de la separación mecánica para mezclas crudo-agua

Esta última fase se logró detectando a las empresas o grupos corporativos de donde provenían los autores de las patentes o artículos científicos consultados, con lo que se establecieron tendencias para las tecnologías de interés a partir de los resultados obtenidos en la búsqueda realizada.

III.3. EVALUACIÓN TÉCNICA

Una vez realizada la identificación de las principales tecnologías de separación de mezclas crudo-agua, así como las principales organizaciones y competidores en esta área, se realizó la agrupación y procesamiento analítico de toda la información recopilada. Por otra parte, para llevar a cabo la evaluación técnica se siguieron los siguientes pasos.

Paso 1. Se procedió a plantear un grupo reducido de tecnologías de separación mecánica, a partir de la aplicación y disposición de información de cada una de ellas, con el objetivo de seleccionarlas desde el punto de vista técnico-económico y obtener la mejor opción de acuerdo a los requerimientos de la empresa. La

selección permitió trabajar únicamente con aquellas tecnologías que se encontraban diseñadas para el manejo de crudos similares a ciertas caracterizaciones de crudos livianos y medianos del país y a la ventana operación donde sería aplicada.

En tal sentido, se hizo uso de una matriz de selección como herramienta para el procesamiento de la información, facilitando a su vez la toma de decisiones, dicha herramienta se conoce como Método de Decisión Múltiple Binario (MDMB). Este método califica a cada uno de los criterios que componen la matriz de decisión con factores de peso, permitiendo la selección de una o varias alternativas según el puntaje obtenido (véase la metodología detallada de este método de decisión en el Apéndice N° 1).

Los criterios de decisión dentro de la matriz estuvieron conformados por rangos de operación de ciertas variables, obtenidas a través de modelos, fórmulas y características que describían a los principios de operación de cada tecnología a evaluar o por especificaciones establecidas por parte de la institución o empresa responsable de la tecnología.

Paso 2. Se elaboró el diagrama de bloque de proceso (DBP), para ello, una vez realizada la selección, se procedió a la creación de este documento de ingeniería para la tecnología con el mayor puntaje obtenido en la matriz de selección. Por consiguiente, se pudo visualizar de manera global la tecnología de separación seleccionada, con el propósito de ilustrar todos los procesos involucrados y así representar una guía para la construcción de los diagramas de flujo de proceso.

Paso 3. Se elaboró el diagrama de flujo del proceso (DFP), orientado a dos laboratorios de prueba, a partir del cual se obtuvo la representación esquemática de los procesos, sus condiciones de operación normal y control básico. Actualmente PDVSA-Intevep cuenta con dos grandes laboratorios para realizar pruebas experimentales con flujo multifásico (**Error! Reference source not**

found.). Por una parte, se encuentra un laboratorio a escala real llamado Centro Experimental de Producción PDVSA (CEPRO), ubicado en la localidad de Tía Juana en el estado Zulia. Por otro lado, se cuenta con el laboratorio de flujo multifásico de norte 6, para experimentos a escala banco, ubicado dentro de la sede de Intevep. En la construcción del DFP se tomó en cuenta la siguiente información, basada en el Manual de Ingeniería de Diseño de PDVSA para la Preparación de Diagramas de Proceso (L-TP1.1).

a) Balance de masa y energía: obtenido mediante la capacidad volumétrica del sistema (separadores, bombas, entre otros) y la resistencia del material de los equipos evaluados. El balance de masa definió las cantidades de materia prima y productos del esquema de separación seleccionado. Asimismo, los balances de masa fueron generados en tablas con los siguientes datos:

- Número de la corriente.
- Flujo másico y/o volumétrico.
- Temperatura de operación.
- Presión de operación y propiedades de los fluidos.

b) Equipos de proceso: los equipos que conformaron al proceso de separación fueron identificados por los siguientes datos:

- Código de identificación.
- Nombre del equipo.
- Características de operación normal.

c) Líneas de Proceso: para la identificación de estas líneas se siguieron los siguientes criterios:

- Código de identificación.
- Numeración de corrientes principales y ramales.
- Numeración de una sola de las corrientes paralelas o trenes idénticos.

- Asignación de números a las corrientes en orden creciente de acuerdo al recorrido del flujo principal.
- Cambio de numeración de la corriente en caso de haber cambios en condiciones de presión, temperatura o flujo.
- Identificación de corriente de alimentación principal como (1), continuando la secuencia numéricas a lo largo de la unidad de proceso y finalizar con los productos.
- Identificación de corrientes de proceso inmediatas a cada uno de los equipos para facilitar las especificaciones de las mismas.

d) Control básico del proceso: durante esta etapa se representaron de forma simplificada los lazos de control requeridos, con la finalidad de establecer una operación segura y eficiente.

Paso 4. Se realizó el diseño de cada una de las unidades de proceso propuestas para los dos laboratorios de prueba.

III.4. EVALUACIÓN ECONÓMICA

Al concluir los DFP de la tecnología de separación seleccionada técnicamente, se realizó un estimado de costos clase V. En este sentido, la evaluación económica estuvo enfocada en dos etapas.

Etapas 1. Se estimaron los costos de inversión inicial para la futura instalación de la planta a escala piloto, en ambos laboratorios de prueba, a través de las siguientes actividades:

A. Recopilación de la información económica: donde se realizó la búsqueda de cotizaciones para algunos equipos diseñados así como precios por peso para los materiales de construcción contemplados en otras unidades de proceso.

B. Cálculo del peso para equipos: para las unidades donde la estimación de costos no fue realizada mediante cotizaciones, se realizó el cálculo del peso

C. Selección del laboratorio de prueba: en base a los resultados obtenidos, se realizó la selección del laboratorio para el futuro montaje de la tecnología. Durante el proceso de selección del laboratorio, además del aspecto económico se tomaron en cuenta condiciones de ambas instalaciones en estudio, tales como: espacio, insumos y demás equipos tanto disponibles como requeridos.

Etapas 2. Se estimó la rentabilidad económica ofrecida por la tecnología de separación, a partir de un flujo de caja descontado. Esta etapa contempló como horizonte económico del proyecto, a la tecnología desde la instalación de las pruebas piloto (en el laboratorio seleccionado en la etapa 1) hasta la implantación a escala comercial o de masificación. Análogamente a la etapa 1, se llevaron a cabo las siguientes actividades:

A. Recopilación de la información económica: se realizó la búsqueda de precios referente a servicios (electricidad), mano de obra (salarios del personal involucrado), insumos y materia prima requerida para el funcionamiento de la tecnología.

B. Premisas Financieras: la metodología estuvo basada en los Lineamientos para Evaluaciones Económicas del Portafolio de Inversión de Capital (LEEPIC) así como del Manual de Normas y Procedimientos de Finanzas para Presupuestos de Inversiones de PDVSA, presentados de manera detallada en el **Error! Reference source not found.**; donde se incluyeron igualmente aspectos característicos de la tecnología, tales como: costos de capital, costos operacionales, e ingresos generados por la recuperación de crudo a lo largo de la vida del proyecto.

C. Indicadores económicos: donde se calcularon los valores reportados para el valor presente neto (VPN), tasa interna de retorno (TIR) y el tiempo de

III.5. PROPUESTAS PARA FUTURA EVALUACIÓN EXPERIMENTAL

Se contempló una propuesta basada en la modificación del laboratorio seleccionado de PDVSA-Intevep; para la futura evaluación experimental orientada a la tecnología desarrollada, estableciendo las herramientas necesarias para el futuro montaje de la determinada tecnología en proyectos posteriores a este Trabajo Especial de Grado.

En función de esto, se realizó la propuesta de modificación y acondicionamiento de las instalaciones a partir de tres puntos de interés:

1. Levantamiento de información: donde se estableció el estado actual del circuito de prueba existente en las instalaciones. En este sentido, se realizó la descripción, funcionamiento y disposición de los equipos e instrumentos ubicados en el laboratorio seleccionado, para el procesamiento de la materia prima.

2. Identificación de secciones para acondicionamiento: se detectaron los aspectos de interés a ser modificados en la planta actual, con el propósito de reestructurar y adecuar a los mismos en función del proceso creado para la tecnología de separación líquido-líquido seleccionada.

3. Mejoras al circuito actual: donde se establecieron propuestas para la adaptación del circuito de prueba en funcionamiento, en base al diagnóstico realizado en el levantamiento de información. El enfoque de la modificación estuvo orientado al máximo aprovechamiento de los equipos, insumos e instrumentos existentes para la manipulación de líquidos inmiscibles como fluidos de trabajo.

CAPÍTULO IV

ANÁLISIS Y DISCUSION DE RESULTADOS

En la siguiente sección, se exponen los análisis y la discusión de los resultados obtenidos para el proceso realizado en la identificación y selección de una tecnología de separación para mezclas crudo-agua en crudos livianos y medianos. Inicialmente, se analizará la estrategia planteada para la identificación de las tecnologías empleadas en esta área de separación. De igual manera, se analizará y discutirá la selección de la tecnología a evaluar tanto técnica como económicamente para la futura implantación en las instalaciones de prueba de PDVSA-Intevep. Por último, se discutirá la selección del laboratorio donde será construida la tecnología, en fases posteriores a este Trabajo Especial de Grado.

IV.1. IDENTIFICACIÓN DE TECNOLOGÍAS Y COMPETIDORES

Luego de realizar el análisis bibliométrico de las principales publicaciones recopiladas en separación líquido-líquido de hidrocarburos livianos y medianos (presentado en detalle en el Apéndice N° 4), durante el período comprendido entre los años 1974 y 2007, se identificaron las siguientes tecnologías de separación.

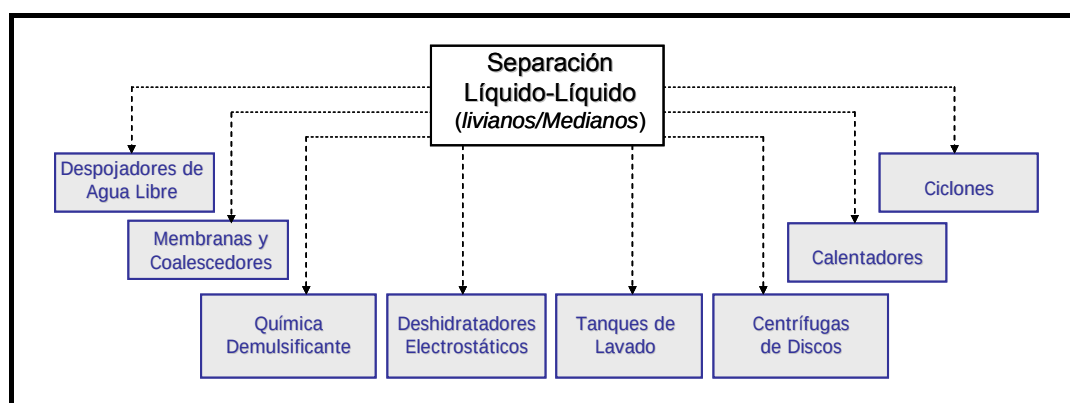


Figura N° 16. Tecnologías identificadas en separación líquido-líquido para crudos livianos y medianos.

Como se puede observar en la Figura N° 16, se identificaron ocho tecnologías utilizadas en la separación de interés. Es importante destacar, que la identificación de estas tecnologías estuvo enfocada tanto en equipos (*despojadores de agua*

libre, tanques de lavado, centrífugas de discos, calentadores y ciclones) como en mecanismos y procesos aplicados de manera individual o en conjunto (membranas y coalescedores, química demulsificante, deshidratadores electrostáticos), para la recuperación del petróleo en dispersiones con agua.

A continuación, se presentan los resultados (Tabla N° 3) de la identificación de competidores en el área de separación de mezclas crudo-agua de interés.

Tabla N° 3. Identificación de competidores.

INSTITUCIÓN DE INVESTIGACIÓN	NÚMERO DE PUBLICACIONES
Alfa Laval	2
Texaco E&P	1
National University of Singapore	1
Costner Industries Nevada Corporation	1
Universidad de Oviedo	1
Shell E&P Technology	3
Oak Ridge National Laboratory	1
Natco	1
University of Birmingham	1
Paragon Engineering Services	1
Conoco Inc.	5
American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers	1
Cyclotech	1
Amoco Production	1
Canmet Energy Technology	1
University of Southampton	1
The University of Tulsa	3
Arco Oil & Gas Corporation	1
University of Bradford	1
Delf University of Technology	1
Atlantic Richfield Company	1
Sii Drilco	1
Schlumberger	1
Heriot-Watt University	1
Universidad Simón Bolívar	1

Como se puede apreciar, en la Tabla N° 3, existen ciertas instituciones de investigación o compañías identificadas a nivel mundial dentro de la separación de mezclas crudo-agua. Sin embargo, es la corporación americana Conoco Inc. quien destaca como mayor competidor, no sólo por contar con mayor número de

publicaciones dentro del análisis realizado sino además por sus desarrollos en esta línea de investigación. En este sentido, Conoco Inc. ha incursionado en diversas técnicas de separación que no sólo incluyen tecnologías convencionales por gravedad sino también separadores alternativos con diseños más compactos y eficientes. En segundo lugar, se tiene a la Universidad de Tulsa (tres publicaciones), Shell E&P Technology (tres publicaciones) y la compañía sueca Alfa Laval (dos publicaciones), con investigaciones orientadas a la optimización de la separación multifásica. Finalmente, se encuentra el resto de las instituciones identificadas cada una con una publicación relacionada en el período de estudio.

IV.2. SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA: MATRIZ DE SELECCIÓN

De acuerdo a lo planteado en el marco metodológico, para obtener la tecnología a estudiar, se aplicó un método de selección matricial en la toma de decisiones (MDMB). Seguidamente, se muestran las tecnologías a evaluar así como los parámetros de evaluación utilizados.

IV.2.1. RECOPIACIÓN DE TECNOLOGÍAS A EVALUAR

A fin de seleccionar la tecnología de separación mecánica en mezclas crudo-agua se tomó un grupo reducido de equipos en el área. En principio, las tecnologías incluidas dentro de la matriz de selección, cumplieron con los siguientes aspectos de interés.

1) *Ser tecnologías de separación primaria*

En concordancia con la necesidad por parte de PDVSA-Intevep de evaluar tecnologías ubicadas en etapas tempranas dentro del proceso de deshidratación y con ello, obtener la máxima separación de agua asociada (libre o emulsionada) al crudo de producción sin el uso de técnicas costosas como el empleo de sustancias demulsificantes; se requirió de equipos utilizados para operar como separadores primarios. La separación primaria está representada por el pretratamiento del crudo donde la mayor cantidad de agua es removida. El propósito fundamental de esta etapa es acondicionar al flujo para los equipos ubicados aguas abajo del

proceso, evitando no sólo fuertes problemas de corrosión sino también altos costos de capital por el diseño de equipos de gran tamaño (Wilson, 2000).

2) *Ser tecnologías de separación mecánica*

Los equipos de separación incluidos en el estudio contaron con principios de separación basados en fuerzas físicas y movimientos donde se incluían sistemas mecánicos a partir de dispositivos o piezas sin emplear técnicas químicas ni eléctricas. Luego de aplicar los objetivos descritos previamente, se obtuvo como resultado para la matriz de selección las siguientes tecnologías.

Tabla N° 4. Tecnologías a evaluar.

TECNOLOGÍAS	
<i>GRAVITACIONALES</i>	<i>CENTRÍFUGAS</i>
-Despojadores de Agua Libre (DAL)	-Centrífugas de Discos
-Tanques de Lavado	-Ciclones

Como se puede observar en la Tabla N° 4, cuatro tecnologías de separación de mezclas crudo y agua cumplieron con los aspectos planteados (véase descripción más detallada de estas tecnologías en el **Error! Reference source not found.**). Se evaluaron como tecnologías gravitacionales a los despojadores de agua libre (DAL) y a los tanques de lavado. Además se incluyeron como tecnologías centrífugas a las centrífugas de discos y ciclones. Por consiguiente, el resto de las tecnologías fueron descartadas como aplicables para la presente investigación.

IV.2.2. PARÁMETROS DE EVALUACIÓN

Los parámetros de evaluación fueron establecidos en base a condiciones predominantes y favorables en el proceso de separación de líquidos inmiscibles.

Estos parámetros fueron agrupados bajo tres ramas generales: (a) característica de la alimentación, (b) condiciones operacionales y (c) madurez de la tecnología, mediante las cuales se denota la ubicación de cada uno dentro del proceso estudiado.

Tabla N° 5. Parámetros preliminares para la evaluación.

PARÁMETROS		
Característica de la Alimentación	Condiciones Operacionales	Madurez de la Tecnología
-Flujo Volumétrico -Viscosidad -Corte de Agua -Diámetro Mínimo de Gotas	-Temperatura -Principio de Operación -Caída de Presión -Tiempo de Residencia -Equipo Compacto -Posición -Espacio y Peso -Eficiencia en Remoción -Tamaños de Gota Separados -Uso de Químicos -Velocidades de Asentamiento	-Experiencia Operacional -Costos Operacionales
4	11	2
Total de Parámetros: 17		

De acuerdo a la tabla anterior, se establecieron 17 parámetros para la evaluación de las tecnologías visualizadas. Sin embargo, la selección en la matriz del MDMB resulta de gran complejidad con esta cantidad de parámetros, donde pueden obtenerse valores poco concluyentes (Velazco, 2004). En este sentido, se escogieron los parámetros más relevantes, que de cierta forma representarán una diferencia significativa entre las tecnologías postuladas. A continuación se muestran los parámetros definitivos para la evaluación.

Tabla N° 6. Parámetros definitivos para la evaluación.

PARÁMETROS		
Característica de la Alimentación	Condiciones Operacionales	Madurez de la Tecnología
-Viscosidad -Corte de Agua -Diámetro Mínimo de Gotas	-Principio de Operación -Tiempo de Residencia -Equipo Compacto -Posición	-Experiencia Operacional -Costos Operacionales
3	4	2
Total de Parámetros: 9		

Como se evidencia en la tabla anterior, para la toma de decisión se cuenta con un total de nueve (9) parámetros definitivos para la evaluación de alternativas. Por otra parte, para aplicar el MDMB en la construcción de la matriz, cada uno de los parámetros establecidos en la calificación, son descritos con mayor detalle en el Apéndice N° 6.

IV.2.3. PONDERACIÓN DE PARÁMETROS DE EVALUACIÓN

Una vez establecidos los criterios a partir de los cuales se evaluó a cada tecnología propuesta, se obtuvo la ponderación de los mismos en base a las características de cada tecnología y a las necesidades de PDVSA-Intevep. Las características (cuantitativas y cualitativas) de cada tecnología fueron consideradas de acuerdo a lo recopilado por la bibliografía consultada (Apéndice N° 6). Siendo éstos aspectos, primordiales en la escogencia de unas tecnologías sobre otras (al momento de realizar todo el proceso de selección). De esta manera, se presenta a continuación la ponderación obtenida para cada parámetro de evaluación dentro de la matriz de selección.

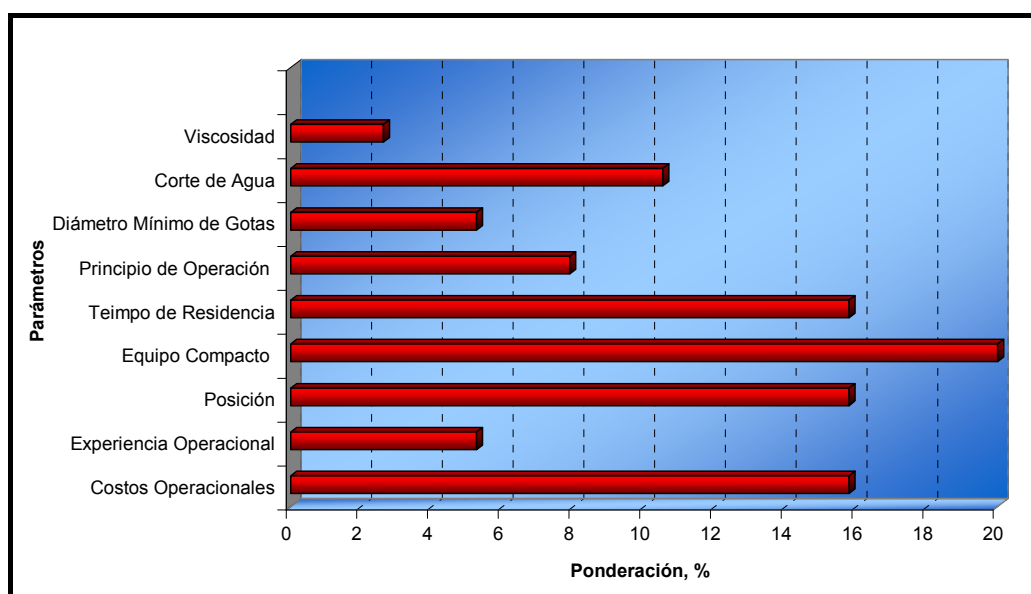


Figura N° 17. Ponderación de parámetros de evaluación.

Los porcentajes reflejados en la Figura N° 17, fueron obtenidos luego de realizar la comparación uno a uno de los parámetros establecidos. Como se puede observar, el parámetro de mayor importancia luego del análisis es el de equipo compacto con un 21,1%. En segundo lugar, se tiene a los costos operacionales, tiempo de residencia y posición, cada uno de ellos con 15,8% y el corte agua con 10,5%. Finalmente, el resto de los parámetros presentaron pesos inferiores al 10%, siendo la viscosidad como el menos significativo con un 2,6% de ponderación. En base a todo ello, se puede decir que la selección de la tecnología de separación mecánica, estuvo enfocada principalmente a las tecnologías

compactas, con bajos costos operacionales, tiempos de residencia óptimos y flexibilidad en cuanto a posición de instalación.

IV.2.4. PONDERACIÓN DE TECNOLOGÍAS SEGÚN PARÁMETROS

Luego de fijar los pesos para cada parámetro de evaluación, se compararon las tecnologías en estudio en función de dichos parámetros. A continuación se muestran en la Tabla N° 7, la ponderación o los porcentajes obtenidos para las tecnologías gravitacionales y centrífugas analizadas con respecto a cada uno de los parámetros de evaluación.

Tabla N° 7. Ponderación de tecnologías a evaluar según parámetros.

PARÁMETRO	PONDERACIÓN (%)			
	<i>DAL</i>	<i>Tanque de Lavado</i>	<i>Centrífuga de Discos</i>	<i>Ciclón</i>
Viscosidad (2,5%)	0	33,3	50	16,7
Corte de Agua (10,5%)	50	0	16,7	33,3
Diámetro Mínimo de Gota (5,3%)	0	16,7	50	33,3
Principio de Operación (7,9%)	0	16,7	33,3	50
Costos Operacionales (15,8%)	40	20	0	40
Experiencia Operacional (5,3%)	50	33,3	0	16,7
Tiempo de Residencia (15,8%)	16,7	0	33,3	50
Equipo Compacto (21,1%)	33,3	16,7	0	50
Posición (15,8%)	16,7	0	33,3	50

Como se observa en la Tabla N° 7, cada tecnología posee ciertos porcentajes o pesos de acuerdo a cada parámetro; Asimismo, estos valores fueron asignados siguiendo algunas consideraciones para la selección de la tecnología. Entre las consideraciones empleadas por parámetros se encuentran:

- Mayor calificación a equipos con la capacidad de separar crudos más pesados (más viscosos): *Centrífuga de Discos* (50%).
- Mayor ponderación a los separadores capaces de procesar mezclas con cortes de agua tan altos como 90%: *DAL* (50%).
- Preferencia hacia tecnologías diseñadas para separar gotas con menores tamaños o diámetros: *Centrífuga de Discos* (50%). Según Dhuldhoya *et al* (1998),

la separación centrífuga, debido a las altas fuerzas centrífugas aplicadas y a las distancias de asentamiento más cortas, remueve a las gotas estabilizadas y rompe a la emulsión formada en sus fases individuales. Por su parte, Khatib (1998) y Agrell (2007) establecen que las centrífugas de discos son capaces de separar gotas de crudo o agua de 2 a 5 micras sin la adición de química demulsificante en crudos livianos y medianos. Desde el punto de vista de los ciclones, estos equipos están diseñados para separar como mínimo gotas de crudo que varían entre 15 y 20 micras de diámetro aproximadamente (Wilson, 2000). En consecuencia, los equipos centrífugos se emplean para la separación de partículas finas y pequeñas gotas de líquido. En el caso del asentamiento gravitacional, como única técnica de separación, es aplicada en presencia de emulsiones muy inestables o donde el tamaño de las gotas dispersas suele ser mayor (Bradley, 1992). Como se puede verificar en la ley de Stoke (ec. 2), el tamaño de las partículas de agua en el petróleo o de petróleo en el agua afecta notablemente la velocidad de asentamiento, lo que incide de modo impactante en el tamaño requerido para el separador.

➤ Mayores distribuciones de peso hacia equipos con principios de operación centrífugos: *Ciclón (50%)*. En general, para los equipos que actúan únicamente bajo el campo gravitacional, la separación viene dada principalmente por la diferencia de densidad entre el crudo y el agua; donde ocurre el asentamiento de la fase acuosa a través de fase oleica (Bradley, 1992). Desde otra perspectiva, el campo centrífugo actúa sobre la mezcla básicamente de la misma manera que un campo gravitacional, sin embargo, el campo centrífugo puede variar por cambios en la velocidad rotacional o en las dimensiones del equipo, siendo (Dhuldhoya *et al*, 1998) hasta más de mil veces mayor que el campo gravitatorio; por ello la velocidad de sedimentación de las partículas es mayor en un campo centrífugo en comparación a un campo gravitacional.

➤ Asignación de menores pesos a tecnologías con mayores costos de operación: *Centrífuga de Discos (0%)*. Este tipo de separador centrífugo, obtiene su aceleración mediante un rotor, el cual debe ser provisto de gran cantidad de

energía externa para su funcionamiento, generando de esta manera altos costos operativos en relación al Ciclón y el resto de las tecnologías analizadas (Manning y Thompson, 1995).

➤ Mayor peso a las tecnologías con desarrollos y validaciones experimentales: *DAL* (50%).

➤ Mayor calificación a tecnologías con menores tiempos de residencia: *Ciclón* (50%). En los separadores gravitacionales, ocurre el proceso de coalescencia a partir del cual las gotas dispersas se unen tras el choque de las mismas. No obstante, (Bradley, 1992) este proceso ocurre luego de cierto tiempo seguido por una curva exponencial donde el aumento en el tiempo de retención genera pequeños incrementos en los tamaños de las gotas a separar. Por otra parte, la adición de tiempo de residencia como único recurso luego de la coalescencia inicial puede no afectar de manera significativa al tamaño requerido por las gotas dispersas para alcanzar la calidad deseada del crudo de producción. El tiempo de reposo de la mezcla, necesario para que el proceso de separación se lleve a cabo limita el volumen de crudo tratado, por lo que la capacidad de tratamiento depende del tiempo de reposo.

Además, cuando el tiempo de residencia es corto en un separador y la fuerza de asentamiento es influenciada únicamente por la gravedad, aplicar calor para reducir la viscosidad del crudo y añadir calor para desestabilizar la emulsión no siempre es suficiente para separar al crudo (Dhuldhoya *et al*, 1998). Además de ello, los procesos con altas temperaturas para grandes cantidades de líquido aumentarán la continua demanda de calor y subsecuentemente incrementarán los costos. En otra instancia, el tiempo de residencia para los separadores gravitacionales en estudio es una variable que afecta de manera directa a la longitud de estos equipos; como consecuencia se obtienen equipos de producción pesados y de gran tamaño en comparación con las tecnologías centrífugas (Martínez, 1998).

Asimismo, en los DAL (IPS, 1999) el tiempo de residencia debe ser suficiente para hacer posible la separación del agua en el crudo y viceversa. Cuando la emulsión se mueve a lo largo del separador, el agua debe quedar libre de petróleo y éste a su vez debe quedar libre de gotas de agua. El diseño obliga a que el tiempo de permanencia del crudo en el recipiente sea mayor que el lapso requerido para que cada una de las fases quede completamente limpia.

El caso de los tanques de lavado, (Bradley, 1992) las dimensiones (altura y diámetro) representan variables estrechamente relacionadas con el tiempo de residencia. Así pues, un tanque más alto incrementará el tiempo de residencia pero no incrementará en gran medida los tamaños de gota de la fase dispersa. Igualmente mayores diámetros en el equipo aumentarán el tiempo de retención, sin embargo, para este escenario en particular la velocidad de ascenso del crudo puede mantenerse baja y con ello permitir el asentamiento de gotas más pequeños en comparación a la separación obtenida con menores diámetros en tanques.

No obstante, el tiempo de residencia en una centrífuga de discos se encuentra alrededor de dos segundos (Agrell y Faucher, 2007), que a diferencia del ciclón es alcanzado debido a sus discos internos con los cuales se reducirán las distancias de asentamiento para las gotas dispersas en aproximadamente un milímetro. Sin embargo, las centrífugas de discos almacenan poca cantidad de volumen en su interior; aspecto útil para realizar pruebas a nivel de laboratorios pero altamente desfavorable para llevar a cabo experimentos a escalas mayores (piloto y comercial).

- Se establecieron los porcentajes más bajos a las tecnologías menos compactas: *Centrífuga de Discos (0%)*.
- Preferencia hacia tecnologías sin requerimientos de posiciones específicas para su adecuada operación: *Ciclón (50%)*.

IV.2.5. TECNOLOGÍA SELECCIONADA

A continuación se presentan los resultados obtenidos (Figura N° 18) luego de llevar acabo el MDMB para el grupo de cuatro (4) tecnologías de separación mecánica establecidas previamente.

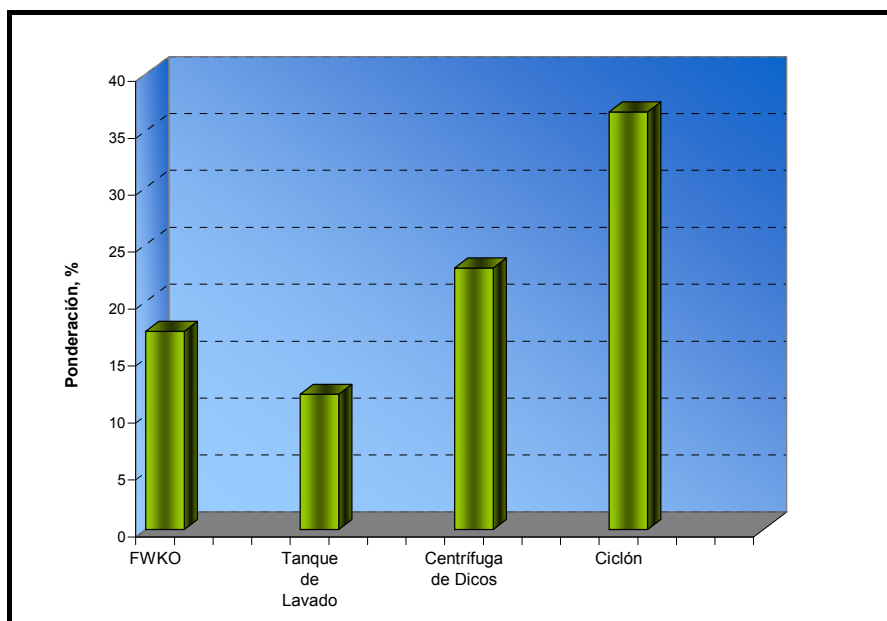


Figura N° 18. Ponderación de tecnologías.

La selección de la tecnología de separación mecánica para crudo y agua estuvo conformada por el ciclón líquido-líquido. Este proceso de separación como se puede verificar en la Figura N° 18 obtuvo un peso total de 36,7%, siendo la mejor opción en comparación con el resto de los separadores analizados. Igualmente se puede comprobar, en un segundo lugar, a la centrífuga de discos con un 23%.

El resto de las tecnologías estuvieron por debajo del 20% de ponderación (despojador de agua libre con 17,4%), siendo el tanque de lavado la alternativa menos atractiva para la presente investigación con un 11,9%. Se podría decir que, las alternativas más favorables para este análisis fueron el ciclón líquido-líquido y la centrífuga de discos. Sin embargo, se realizó la escogencia del ciclón líquido-líquido por resultar la tecnología de mayor ponderación siguiendo lo establecido de acuerdo al MDMB.

IV.3. DIAGRAMA DE BLOQUE DE PROCESOS (DBP)

Todo el proceso de separación ciclónica puede ser englobado a partir de la elaboración del DBP, constituido por un conjunto de secciones principales que representan de manera gráfica y general a la planta (a escala piloto) con la tecnología seleccionada (Figura N° 19).

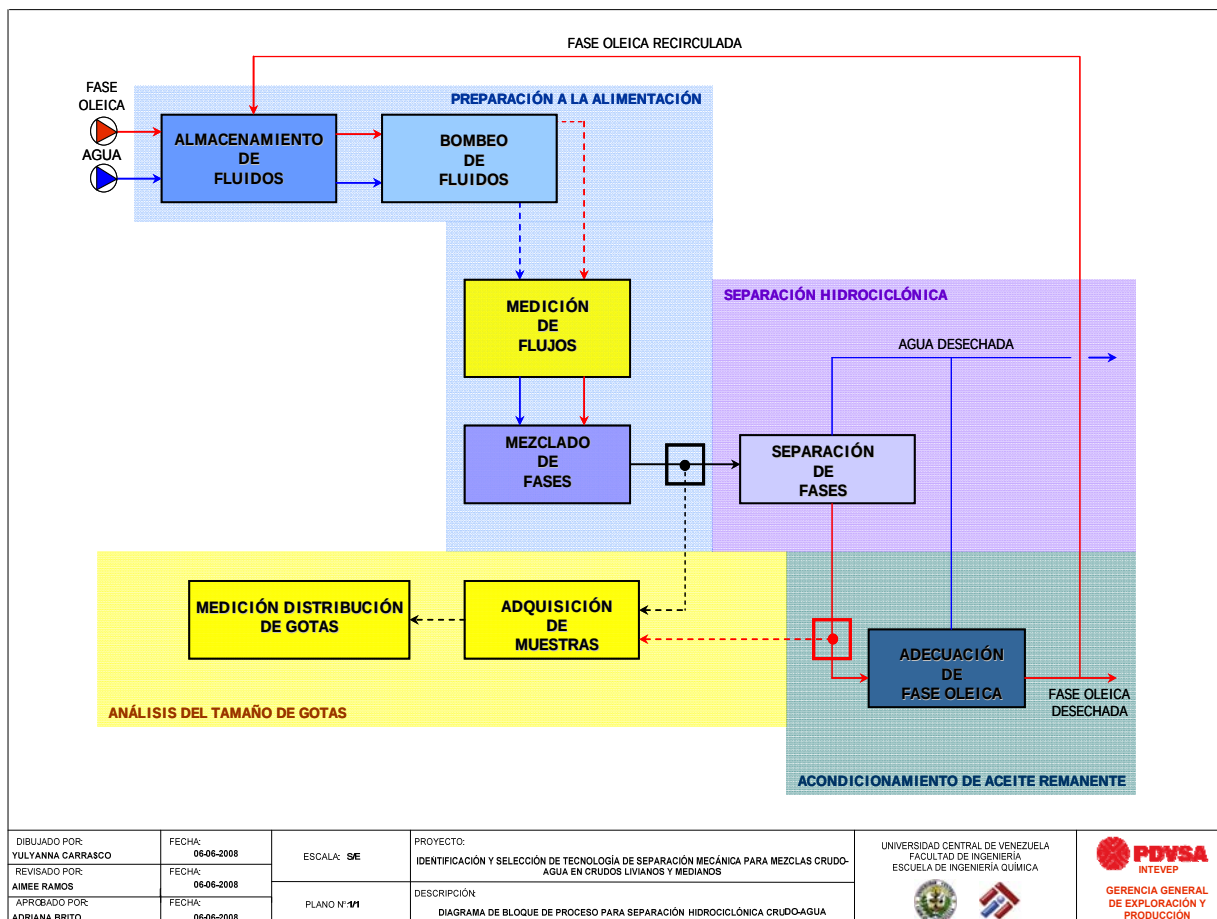


Figura N° 19. Diagrama de bloque de procesos (DBP).

En el bloque de almacenamiento, tanto la fase oleica como la fase acuosa son depositadas en tanques atmosféricos individuales. Posteriormente, a la descarga de estos recipientes, se encuentran las bombas que conducen a las respectivas alimentaciones directo al bloque de medición, donde cada corriente es cuantificada. Luego se presenta el bloque de mezclado, comprendido por la unión de la fase oleica y agua en un punto de mezcla, a partir del cual el aceite o crudo es inyectado a la corriente de agua. En segundo lugar, se realiza la homogenización de la mezcla aplicando agitación, con el propósito de mantener la dispersión de las fases. A lo largo del bloque de separación, la dispersión formada

es alimentada al separador seleccionado, con la finalidad de evaluar la eficiencia y desempeño del mismo a partir de las pruebas experimentales llevadas a cabo. Una vez separadas las fases involucradas, el agua es desechada, mientras la fase oleica es llevada al bloque de acondicionamiento. Es importante destacar, que este bloque de acondicionamiento cumple la función de sedimentar el agua remanente (en la corriente de la fase oleica a la salida del separador), que no haya sido retirada. En principio, parte de la fase oleica recuperada será retornada a tanque mientras que otra parte será desechada, sin embargo, este aspecto debe ser fijado al momento de realizar las pruebas experimentales. Finalmente, se tomarán muestras tanto de la dispersión de entrada como de la descarga de fase oleica en el equipo para ser medidas y analizadas.

IV.4. DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESOS (DFP)

Para diseñar el proceso de separación adecuado, se tomaron en cuenta a los circuitos de prueba en separación de líquidos inmiscible utilizados por las principales instituciones de investigación como la Universidad de Tulsa, Universidad de Bradford y Universidad de Southampton. En este sentido, los DFP's elaborados, están constituidos por dos planos propuestos. En el primer plano (Figura N° 20), se representa el proceso de separación para las instalaciones del Laboratorio de Flujo Multifásico de Norte 6, mientras que para el segundo plano (Figura N° 21) se tiene el mismo proceso empleando como ubicación al CEPRO. Ambos diagramas reflejan tanto a los equipos involucrados como a las corrientes de flujo necesarias para definir el proceso de interés. Como complemento al proceso elaborado, se describen las estrategias básicas de control implementadas a los equipos incorporados, para disminuir el efecto que pudiesen tener ciertas perturbaciones en algunas de las variables de proceso, garantizando la seguridad en la operación de la planta y eficiencia de la separación de la materia prima.

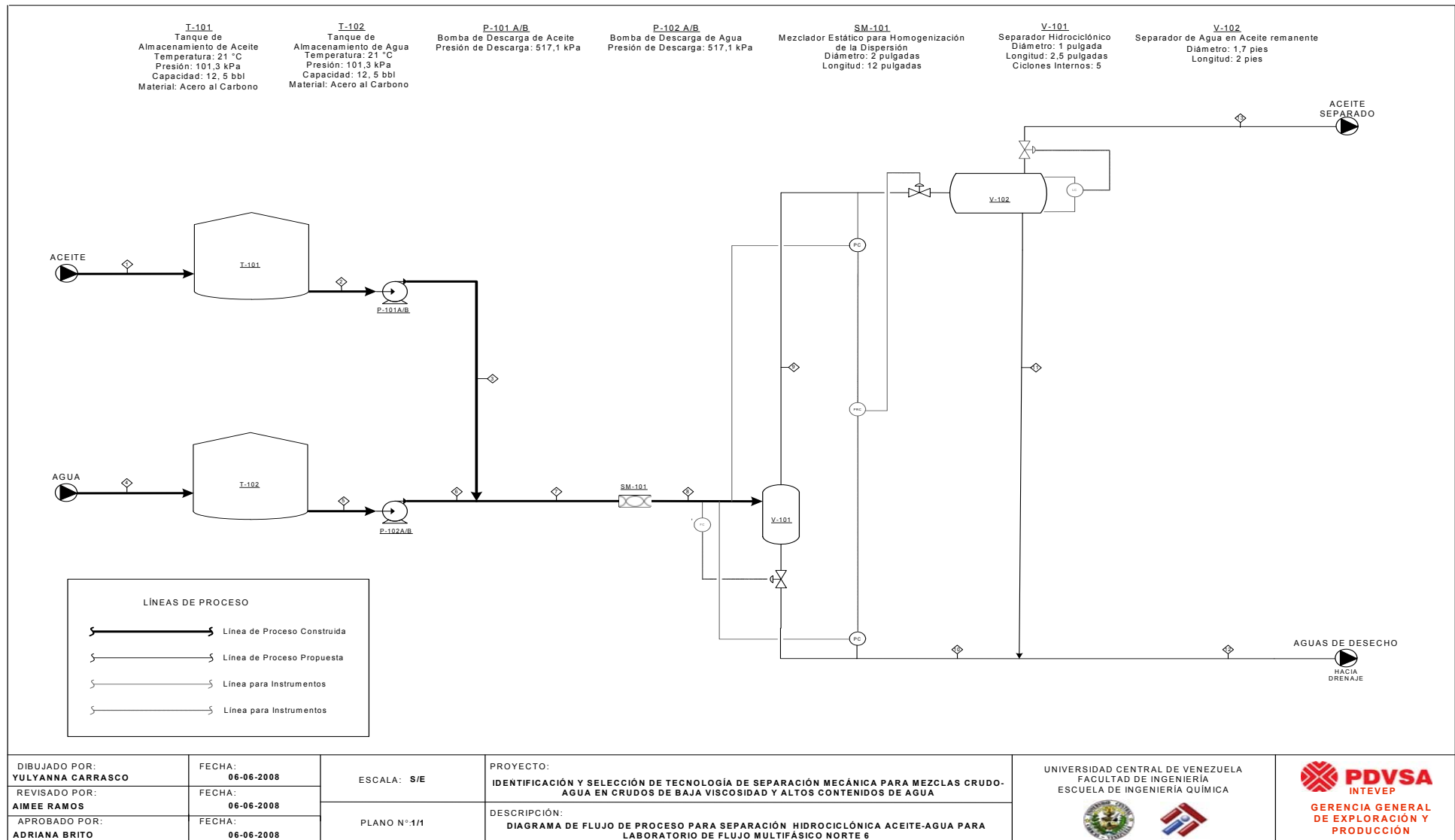


Figura N° 20. Diagrama de flujo de procesos para Norte 6.

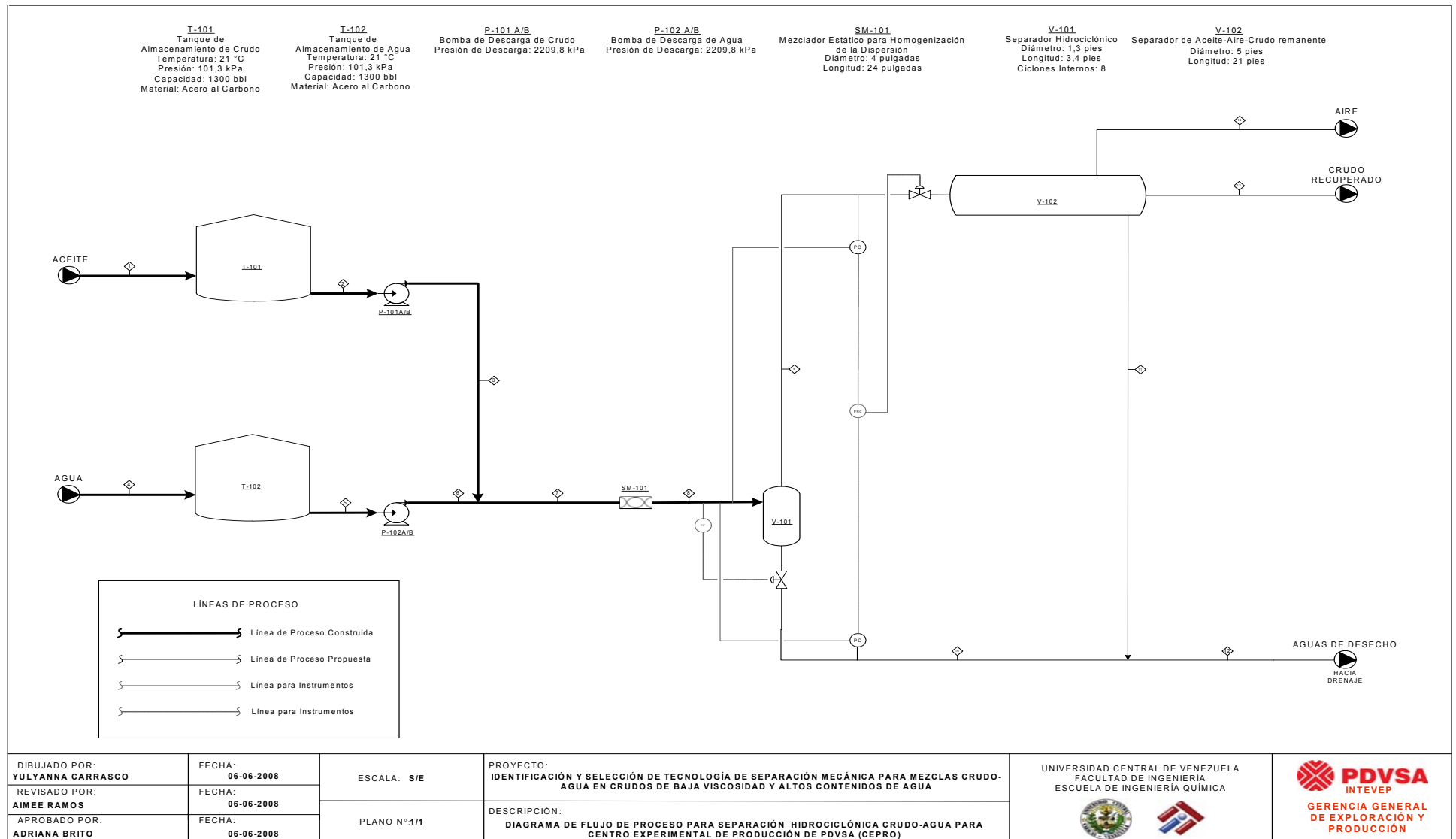


Figura N° 21. Diagrama de flujo de procesos de CEPRO.

IV.4.1. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Empleando como herramienta a los DFP's elaborados, el proceso de separación puede explicarse de la siguiente manera.

➤ *Recepción y Distribución de la Materia Prima*

La alimentación al sistema se encuentra constituida por dos fluidos de proceso, los cuales son presentados a continuación a través de la Tabla N° 8.

Tabla N° 8. Fluidos de proceso.

Fluido	Viscosidad	Laboratorio
Aceite Tufflon 6016	16,7 cP (a 21°C)	Norte 6
Agua	≅ 0,09 cP (a 21°C)	
Crudo Tía Juana Mediano	26,2 cP (a 40°C)	CEPRO
Agua	≅ 0,06 cP (a 40°C)	

Uno de estos fluidos ingresa a la planta piloto como flujo principal, procedente del tanque T-101. En el caso del Laboratorio de Flujo Multifásico de Norte 6, el flujo principal es una corriente de aceite mineral Tufflon 6016 de 33 °API con una viscosidad de 16,7 cP a 21 °C. Para CEPRO, se cuenta con crudo Tía Juana Mediano de 23,3 °API con una viscosidad de 26,2 cP a 40 °C. Consecuentemente, la segunda corriente de proceso está constituida por agua (a la temperatura reportada por cada laboratorio) y es proveniente del tanque identificado como T-102. Estos tanques (T-101 y T-102), se desempeñan como unidades de almacenamiento, donde la materia prima (aceite o crudo y agua) es depositada.

Para el proceso considerado dentro de las instalaciones del Laboratorio de Flujo Multifásico de Norte 6, cada uno de estos equipos cuenta con una capacidad aproximada de 12,5 barriles, mientras que para CEPRO, estos volúmenes varían a 1500 barriles de fluido por tanque. Sin embargo, con ayuda de un sistema de bombas (P-101 y P-102) ubicado en las respectivas descargas, los tanques son capaces de abastecer a todo el sistema de prueba con el propósito de continuar el posterior procesamiento de los fluidos.

➤ *Acondicionamiento de la Materia Prima*

Una vez que los fluidos (materia prima) son impulsados desde la salida de los tanques, la corriente de aceite o crudo a la descargas de la bomba (P-101) es inyectada a la corriente de agua en una relación de 1:9. En este punto, ocurre el primer contacto entre las fases alimentadas al sistema, específicamente la dispersión de la fase oleica en forma de gotas a través de la fase acuosa.

Luego de ello, la mezcla de aceite o crudo en agua se dirige al mezclador estático SM-101, localizado en paralelo al punto de mezcla donde se combinan los líquidos de la alimentación. Dicho mezclador estático tiene el propósito de homogeneizar la mezcla previamente formada, evitando la temprana separación de las fases.

➤ *Separación de las Fases*

Esta sección se encuentra clasificada a su vez por dos etapas. En la primera etapa, la corriente de aceite o crudo en agua proveniente del mezclador estático es alimentada al separador ciclónico V-101, donde se separa la mezcla de hidrocarburos líquidos por el tope. En la segunda etapa o etapa de adecuación, esta corriente (rica en aceite o crudo) obtenida del tope del separador ciclónico V-101 es llevada a un tambor separador horizontal (V-102) con el propósito de lograr la máxima remoción del agua remanente.

Para el laboratorio de Norte 6, el tambor V-102 está representado por un separador bifásico, a diferencia del CEPRO donde V-102 está conformado por un separador trifásico. La razón de esto se debe a que, actualmente CEPRO además de contar con el sistema de tanques y bombas para esta planta de prueba también posee un separador trifásico totalmente construido, el cual será considerado dentro del sistema con la finalidad de lograr el máximo aprovechamiento de las facilidades ya existentes en este espacio. Una vez culminada la segunda etapa de separación, la línea de aceite o crudo es recuperada para ser reutilizada en futuras pruebas, mientras que el agua resultante (tanto de V-101 y V-102) es drenada.

IV.4.2. SISTEMAS DE CONTROL

Mediante la siguiente Tabla N° 9, se muestran los sistemas de control implementados en los circuitos de prueba propuestos y establecidos en los DFP's.

Tabla N° 9. Sistemas de control para circuitos en estudio.

Equipos	Control
Separador Bifásico (V-102)	Nivel
Separador Ciclónico (V-101)	Caudal / Relación de Separación

Como se puede observar, el separador bifásico posee un control de nivel, esto con el objetivo de evitar el desbordamiento o el vaciado del equipo. En cuanto al separador ciclónico, debido a su corto tiempo de residencia, este equipo requiere no sólo de una operación precisa sino además de un sistema de control eficaz (Pettersen, 2008). Siguiendo este criterio, existen dos aspectos básicos a controlar para mantener la eficiencia del equipo: (a) el caudal y (b) la relación de separación (Husveg et al, 2006).

El caudal es controlado utilizando como variable a manipular una válvula a la descarga rica en agua. De acuerdo a Meldrum (1998), el flujo que ingresa al separador debe mantenerse dentro de un rango (denotado como $Q_{\min}$ - $Q_{\max}$), fuera del cual el ciclón no es eficiente. Para caudales menores al mínimo, la fuerza centrípeta es débil dando como resultado una separación pobre de las fases. Mientras que a caudales mayores al máximo, se podría generar la ruptura de las gotas dispersas (a causa de las tasas excesivas de corte y a la turbulencia) o la ausencia de un gradiente de presión suficiente para promover la separación del aceite (ubicado en el centro del ciclón) hacia la descarga.

A medida que el flujo aumenta la presión en el centro del equipo se aproxima a valores atmosféricos, por lo que el gradiente de presión disminuye trayendo a su vez, insuficiente presión disponible para impulsar al aceite. Esto último, no sólo reduce el flujo a la salida rica en aceite sino que además desencadena poca o ninguna separación de las fases. Ahora bien, la relación de separación (RS) es conocida como la relación del caudal a la descarga rica en aceite entre el caudal total a la entrada y es descrita bajo la siguiente expresión:

$$RS = \frac{Q_{SA}}{Q_{EN}} * 100\% \quad (5)$$

El control de relación de separación, se realiza con el propósito de mantener una proporción adecuada en la separación entre la alimentación y la descarga de aceite o crudo, manteniendo la estructura interna del flujo y asegurando la óptima eficiencia del separador. Existe una función de tipo lineal que asocia directamente a la relación de separación con otro parámetro (Meldrum, 1998) conocido como relación entre caídas de presión (o RPD, por sus siglas en inglés).

Por lo que, mantener constante a esta relación entre caídas de presión (a medida que el flujo de alimentación al equipo varía) permitirá fijar como constante a la relación de separación. En el ciclón existen dos caídas de presión, una de ellas desde la entrada hasta la descarga rica en aceite ($\Delta P_{overflow}$) y la otra desde la entrada hasta la descarga rica en agua ($\Delta P_{underfow}$), siendo esta última más significativa (Pettersson, 2008). La relación entre estas dos caídas de presión se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$RPD = \frac{\Delta P_{OV}}{\Delta P_U} * 100\% \quad (6)$$

Para controlar la relación de separación en el equipo ciclónico, es necesario medir las presiones tanto a la entrada como a las descargas del equipo y aplicar como variable a manipular una válvula a la salida de aceite o crudo.

IV.4.3. BALANCES DE MASA Y ENERGÍA

Para la elaboración de los balances de masa, fueron establecidas ciertas premisas referidas al separador de interés. Entre las premisas más importantes, figuran los siguientes aspectos:

- ✓ Como tipo de ciclón fue utilizado el hidrociclón líquido-líquido por ser el diseño de separador mayormente utilizado (Choi, 1990 y Jones, 1993).

- ✓ Las propiedades de la dispersión de entrada al separador hidrociclónico fueron establecidas de acuerdo al corte de agua, el tipo de dispersión y el tamaño mínimo de gotas, mostradas en la Tabla N° 10.

Tabla N° 10. Propiedades de dispersión a la entrada del separador hidrociclónico.

Corte de agua (%)	90
Tipo de dispersión	Inversa
Tamaño mínimo de gotas (micras)	5 –20

Como se puede evidenciar en la tabla anterior, se consideró una dispersión con un corte de agua del 90%. Este valor fue asignado en función del promedio obtenido en datos reportados por PDVSA, tomando como caso base a la estación Sinco D, específicamente a los pozos de producción Hato viejo, Sinco y Silvestre en la cuenca Barinas-Apure; ubicados en la zona suroeste del país (Figura N° 22). Dichos pozos, fueron seleccionados como representativos en el ámbito nacional, debido a la obtención de mezclas de crudos con cortes de agua tan elevados como 95% en la producción anual.

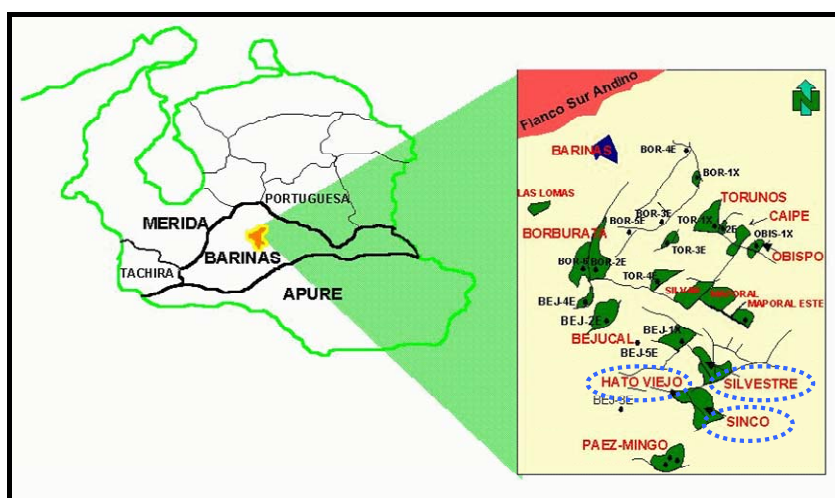


Figura N° 22. Ubicación pozos petroleros de la cuenca Barinas-Apure (PDVSA, 2007).

Entre otro aspecto, se estableció al tipo de dispersión como inversa. Es importante destacar, que este tipo de dispersión es consecuencia de los altos cortes de agua aplicados previamente. Además, para esta dispersión, se puede observar un rango de tamaño mínimo de gotas establecido entre 5 y 20 micras. El propósito de ello,

radica en la disposición por parte de los ciclones a separar gotas con diámetros dentro de estos valores (Meldrum, 1998).

✓ La relación de caída de presión en el separador ciclónico se consideró dentro del rango de 2-3%, de acuerdo a lo estipulado por Husveg *et al* (2006).

✓ Se asumió una relación de separación en el equipo ciclónico dentro del rango de 2-10% de acuerdo a lo estipulado por Colman *et al* (1984), quienes aseguran que esta relación contribuye a mantener la separación de las fases así como la estructura del flujo interno de un ciclón líquido-líquido.

A continuación se presentan los resultados obtenidos en los balances de masa y energía elaborados para los laboratorios de prueba, con la finalidad de cuantificar los posibles volúmenes a manejar dentro de estos procesos y con ello, estimar las dimensiones de los equipos a utilizar. Las corrientes presentadas se encuentran descritas en el DFPS mostrado anteriormente para el Laboratorio de Flujos Multifásicos de Norte 6.

Tabla N° 11. Balance de masa y energía para Laboratorio Multifásico Norte 6.

Nro. Corriente	1	2	3	4	5	6	7
Temperatura, ° C	21	21	21	21	21	21	21
Presión, Kpa	101,3	101,3	517,1	101,3	101,3	517,1	517,1
Flujo M. Total, kg/h	1580,1	1580,1	1580,1	16561,5	16561,5	16561,5	18141,7
Caudal Total, BPD	278	278	278	2500	2500	2500	2778
Caudal Aceite, BPD	278	278	278	0	0	0	277,8
Caudal Agua, BPD	0	0	0	2500	2500	2500	2500,2
Corte de agua	0	0	0	1	1	1	0,9
Nro. Corriente	8	9	10	11	12	13	
Temperatura, ° C	21	21	21	21	21	21	
Presión, Kpa	466,8	186,8	326,8	326,8	326,8	101,3	
Flujo M. Total, kg/h	18141,7	1586,8	16554,9	36,39	16591,3	1574,1	
Caudal Total, BPD	2778	277,8	2500,2	5,5	2505,7	272,1	
Caudal Aceite, BPD	277,8	269,5	8,33	1,5E-01	8,48	266,7	
Caudal Agua, BPD	2500,2	8,33	2491,9	5,4	2497,2	5,33	
Corte de agua	0,9	0,03	0,99	0,97	0,99	0,02	

En la Tabla N° 11, se muestra el balance de masa y energía del Laboratorio de Flujo Multifásico de Norte 6 que consta de trece (13) corrientes de operación.

Seguidamente, en la Tabla N° 12 se encuentran los balances de CEPRO con un total de catorce (14) corrientes de proceso, donde la última de estas corrientes no presenta valores por ser considerada como la línea de proceso de aire. Igualmente, las corrientes presentadas se encuentran descritas en el DFP mostrado anteriormente para CEPRO.

Tabla N° 12. Balance de masa y energía para Centro Experimental de Producción PDVSA.

Nro. Corriente	1	2	3	4	5	6	7
<i>Temperatura, ° C</i>	40	40	40	40	40	40	40
<i>Presión, Kpa</i>	101,3	101,3	2209,8	101,3	101,3	2209,8	2209,8
<i>Flujo M. Total, kg/h</i>	2374,5	2374,5	2374,5	26498,3	26498,3	26498,3	28845,2
<i>Caudal Total, BPD</i>	400	400	400	4000	4000	4000	4400
<i>Caudal Crudo, BPD</i>	400	400	400	0	0	0	440
<i>Caudal Agua, BPD</i>	0	0	0	4000	4000	4000	3960
<i>Corte de agua</i>	0	0	0	1	1	1	0,9
Nro. Corriente	8	9	10	11	12	13	14
<i>Temperatura, ° C</i>	40	40	40	40	40	40	-
<i>Presión, Kpa</i>	2199,4	1919,4	2059,4	2059,4	2059,4	101,3	-
<i>Flujo M. Total, kg/h</i>	28845,2	2621	26224,3	59,5	26283,8	2564,5	-
<i>Caudal Total, BPD</i>	4400	440	3960	9	3969	431	-
<i>Caudal Crudo, BPD</i>	440	418	22	0	0	422,4	-
<i>Caudal Agua, BPD</i>	3960	22	3938	4000	4000	8,6	-
<i>Corte de agua</i>	0,9	0,03	1	1	1	0,02	-

IV.5. DISEÑO DE EQUIPOS

Para cada uno de los espacios físicos disponibles, en el futuro montaje de la planta de prueba, se cuenta con el sistema de tanques y bombas de descarga. No obstante, se requiere del diseño para el resto de los equipos que conforman el circuito propuesto para el posterior estimado de costos. En este orden de ideas, se presentan a continuación los respectivos diseños elaborados para dichos equipos de proceso.

IV.5.1. DISEÑO DEL MEZCLADOR ESTÁTICO

Los mezcladores estáticos son equipos empleados dentro de las líneas de proceso o mediante lazos de reciclo, pudiendo de hecho, reemplazar a los agitadores convencionales. Generalmente, representan una alternativa atractiva para la agitación convencional de fluidos, donde un desempeño similar e inclusive mejor

puede ser alcanzado a menores costos de operación. Según Thakur *et al* (2003), los mezcladores estáticos, típicamente, consumen menos energía y requieren de poco mantenimiento debido a que no cuentan con partes o piezas movibles. Adicionalmente, estos equipos pueden proveer la homogeneización de mezclas con tiempos de residencia mínimos. En presencia de dos líquidos inmiscibles, el mezclador estático puede actuar de dos maneras. Generalmente, en el caso de dos líquidos inmiscibles bajo régimen de flujo laminar, el mecanismo que se experimenta es el de separación de fluidos. Por otra parte, cuando existe el contacto de dos líquidos inmiscibles bajo régimen de flujo turbulento, el mecanismo predominante es el mezclado de las fases. Este mezclado ocurre de manera radial, donde los fluidos se mueven constantemente desde el centro hacia las paredes de la tubería (Lenntech, 2008).

Con la finalidad de obtener las dimensiones apropiadas para cada circuito de prueba propuesto, se llevó a cabo un procedimiento de cálculo presentado en el Apéndice N° 9. Tomando en cuenta el área de aplicabilidad industrial de los principales equipos comerciales disponibles, se seleccionó como mezclador estático al modelo LPD (o low-pressure-drop, por sus siglas en inglés), por ser un dispositivo altamente recomendado para generar dispersiones líquido-líquido de fluidos poco viscosos de acuerdo a Thakur *et al* (2003). A continuación se muestran las dimensiones de los mezcladores obtenidos en la Tabla N° 13.

Tabla N° 13. Dimensiones de los mezcladores estáticos LPD para laboratorios en estudio.

DIMENSIONES	Norte 6	CEPRO
Diámetro (pulg)	2	4
Nro. de elementos	4	8
Longitud de elementos (pulg)	12	24

Como puede observarse en la tabla anterior y según lo esperado, el mezclador estático de Norte 6 cuenta con un diámetro y una longitud de menor tamaño en comparación a las dimensiones del equipo especificado para las instalaciones del CEPRO, debido a la mayor capacidad de líquidos manejada en el caso del segundo laboratorio. Adicionalmente, el diseño para estos mezcladores

compactos, consiste de un conjunto de inserciones llamados elementos de mezclado, que pueden ser instalados en tuberías, columnas o reactores. El propósito de estos elementos es orientar a un fluido en la dirección transversal de otro, conocido como fluido principal. Según Lenntech (2008) para que ocurra una mezcla homogénea entre dos fluidos inmiscibles en régimen de flujo turbulento, serán suficientes de 2 a 6 elementos de mezclado. A continuación se ilustra, a partir de la Figura N° 23, la apariencia de cada uno de los elementos de mezclado así como las características físicas de los mezcladores especificados para cada laboratorio en estudio.

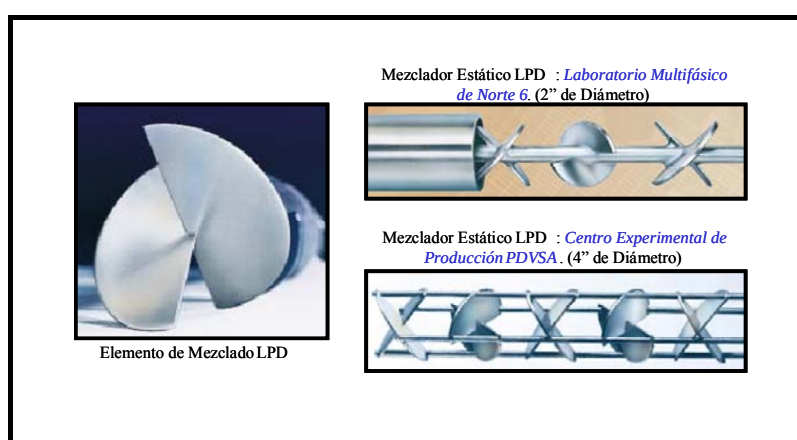


Figura N° 23. Mezcladores estáticos LPD para Laboratorios en estudio (Ross Engineer, 2008).

Como puede observarse en la imagen anterior, ambos mezcladores LPD obtenidos poseen como elementos de mezclado a un conjunto de platos en forma semielíptica, que generalmente se encuentran soldados dentro de la tubería. En efecto, un único elemento de mezclado está constituido por dos platos semielípticos unidos entre sí mediante un ángulo de 90°. Por otra parte, además de las dimensiones, se puede apreciar otra diferencia entre los dos mezcladores resultantes. Esta diferencia se basa en el sistema de conexión aplicado entre los elementos de mezclado, según Ross Engineer (2008) los elementos de mezclado con diámetros inferiores a las 2,5 pulgadas, están soldados a una barra retenedora central (en el caso de Norte 6). Por otra parte, si estos elementos poseen diámetros superiores a este valor entonces estarán conectados por cuatro barras retenedoras, localizadas alrededor de los semidiscos, esto con el propósito fundamental de ofrecer mayor estabilidad a la pieza (en el caso del CEPRO).

IV.5.2. DISEÑO DEL SEPARADOR HIDROCICLÓNICO

Para diseñar un separador hidrociclónico, es necesario contar con el diámetro del equipo y la sección de entrada. En este sentido, el diseño del separador estuvo enfocado en los siguientes aspectos.

IV.5.2.1. SECCIÓN DE ENTRADA

La sección de entrada está representada por la tubería de alimentación al equipo, donde ingresará la dispersión formada. Según Gómez *et al* (2001), las geometrías mayormente aplicadas por los investigadores para la entrada de un hidrociclón líquido-líquido son las de área transversal rectangular y área transversal circular. Igualmente, las boquillas a la entrada pueden clasificarse según el número de entradas y de acuerdo a diversas posiciones (Figura N° 24).

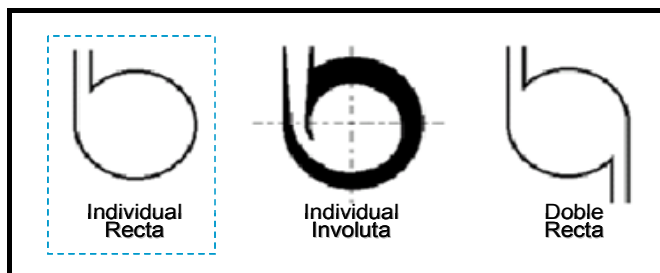


Figura N° 24. Configuración boquilla de entrada al hidrociclón (Gómez *et al*, 2001).

A partir de la figura anterior, se puede verificar la existencia de tres configuraciones características en los separadores hidrociclónicos. Como el objetivo principal de la sección de entrada es inyectar al fluido, acelerarlo por la boquilla e incrementar la mayor velocidad tangencial (para generar la fuerza centrípeta capaz de lograr la separación) evitando la ruptura de las gotas dispersas, que a su vez, pudiesen promover la mezcla de las fases en lugar de su separación, se recomiendan las entradas tangenciales. Es decir, la tarea que desempeña la entrada al equipo es la pre-separación de las fases involucradas. Por lo tanto, se ha seleccionado una configuración tangencial de tipo individual con área transversal circular, de acuerdo a lo establecido por Bednarsky y Listewnik (1988). Finalmente, se selecciona la entrada individual recta sobre la entrada individual involuta, debido a posibles desventajas de construcción en ésta última.

IV.5.2.2. DIÁMETRO DEL SEPARADOR

Según Moir (1985), existen dos maneras de obtener el diámetro para el cuerpo de un ciclón de acuerdo a las condiciones de operación, esto es mediante: (a) cálculos o (b) catálogos de fabricantes. A lo largo de esta sección se establecen dos prototipos de diseño para el separador hidrociclónico.

• **PROTOTIPO DE DISEÑO N° 1**

Esta propuesta N° 1 contempla los cálculos del diámetro de hidrociclón o hidrociclones requeridos, mediante ecuaciones aplicadas en el modelaje de ciclones estáticos. Para encontrar el diámetro apropiado, en cada caso de estudio, se tomaron las correlaciones de modelaje de Rietema y Medronho. Para este diseño, las condiciones de caudal de entrada al equipo en función de la caída de presión fueron fijadas para una relación de separación constante, de acuerdo a lo recomendado por Meldrum (1988), véase Figura N° 25.

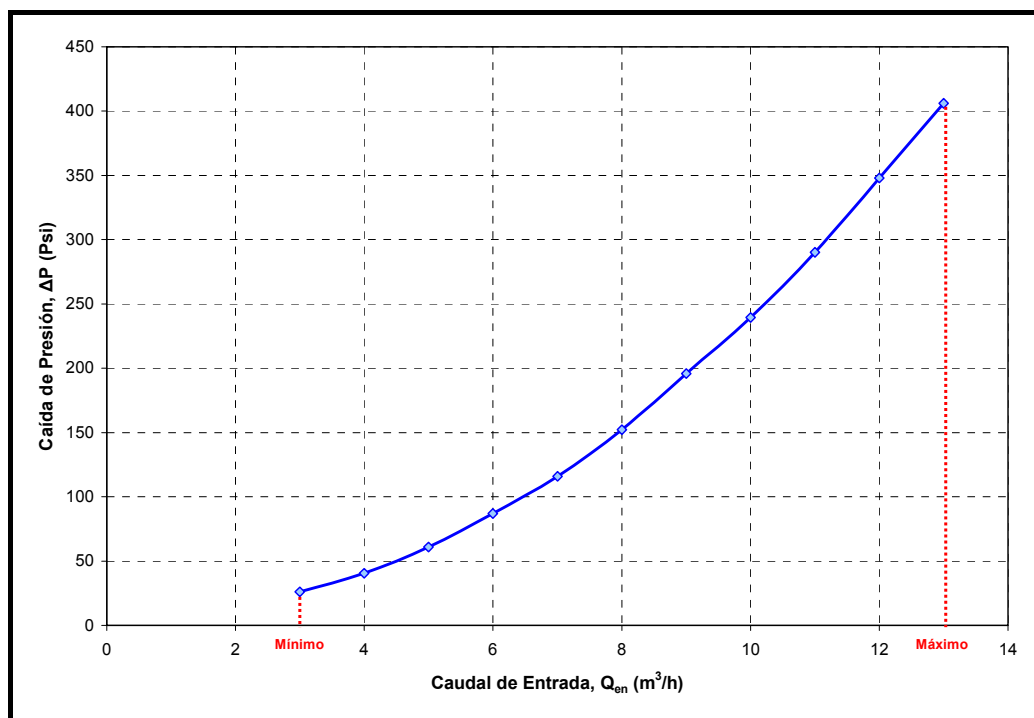


Figura N° 25. Intervalo recomendado para la variación de las caídas de presión típicas en hidrociclones respecto al caudal de entrada (Meldrum, 1988).

A partir de la gráfica anterior, se puede evidenciar la relación entre el flujo de entrada y la caída de presión a lo largo del equipo. Según lo establecido, los

hidrociclones reportan estos valores crecientes de caídas de presión a medida que el flujo de alimentación también se incrementa. Se puede decir que para el desempeño óptimo de un hidrociclón, el caudal de entrada debe ser acotado a un intervalo. De acuerdo a Thew (1986), Meldrum (1988) y Choi (1990), para la operación de cada ciclón líquido-líquido el intervalo recomendado debe ser mantenido entre 3 m³/h (caudal mínimo) y 13 m³/h (caudal máximo). Además, las geometrías consideradas en estas correlaciones son convencionales, por lo que, puede decirse que este primer prototipo representa el diseño de un equipo de separación hidrociclónico convencional.

Las correlaciones utilizadas para determinar el diámetro de cada hidrociclón a emplear, fueron adaptadas a la separación líquido-líquido (véase Apéndice N° 11 - Cálculo tipo). Originalmente, las ecuaciones de Rietema y Medronho describen modelos aplicados en la separación de sólidos disueltos en líquido; sin embargo, según Svarovsky (2000) el principio de separación de los hidrociclones es la remoción de partículas dispersas (gotas, sólidos o burbujas) en un líquido mediante la diferencia de densidad entre las fases presentes. Por este motivo, cada una de las ecuaciones involucradas en la separación sólido-líquido para hidrociclones puede ser utilizada en la separación de un líquido disperso en otro a partir de modificaciones (Pettersen, 2008). A continuación son mostradas las correlaciones de Rietema y Medronho desarrolladas para el diseño del hidrociclón líquido-líquido a dimensionar.

Correlaciones de Rietema (1960)

El análisis de Rietema se basa en la teoría de separación de partículas según el tiempo de residencia, mediante la cual se calcula la trayectoria de la partícula y el tiempo que tarda ésta en llegar a la pared del equipo. Las ecuaciones que determinan el modelo de Rietema en la predicción del comportamiento del flujo en un hidrociclón son descritas a continuación.

$$Q_{en} \left(\frac{\rho_w}{\mu} \right)^2 \sqrt{\frac{\Delta P_o}{\rho_w}} = 0,2 \left(\frac{D_H \sqrt{\rho_w \cdot \Delta P_o}}{\mu} \right)^{1.85} \quad (7)$$

$$\left(\frac{D_{50\%}}{\mu}\right)^2 \cdot |\rho_1 - \rho_2| \cdot \Delta P_o = 0,177 \cdot \left(\frac{D_H \sqrt{\rho_w \cdot \Delta P_o}}{\mu}\right)^{0.85} \quad (8)$$

Correlaciones de Medronho (2001)

Estas correlaciones, a diferencia de Rietema, consideran dos de las teorías de separación de partículas en hidrociclones, la teoría de la órbita de equilibrio y la teoría del tiempo de residencia (Coelho y Medronho, 2001), las cuales predicen al producto de dos números adimensionales (Stokes y Euler) como constantes para una misma familia de hidrociclones o geometrías de hidrociclones similares. A través de la teoría de la órbita de equilibrio, se predice que las partículas de mayor tamaño alcanzarán una órbita radial de equilibrio cerca de la pared del equipo, donde la velocidad axial del fluido tendrá una dirección descendente, trayendo como consecuencia que estas partículas abandonen al separador por el fondo mientras que las partículas más pequeñas permanezcan cerca del centro (en la región donde la velocidad axial de la fase continua es ascendente). Las ecuaciones que conforman a este modelo se basaron en trabajos experimentales y están constituidos por el desarrollo de tres números adimensionales (Stokes, Euler y Reynolds) mostrados a continuación.

$$Stk_{50} \cdot Eu = K_1 \cdot \left[\ln\left(\frac{1}{R.S}\right) \right]^{n_1} \cdot \exp(n_2 \cdot C_v) \quad (9)$$

$$Eu = K_2 \cdot Re^{n_3} \cdot \exp(n_4 \cdot C_v) \quad (10)$$

$$R.S = K_3 \cdot \left(\frac{D_U}{D_H}\right)^{n_5} \cdot Eu^{n_6} \quad (11)$$

Como se puede observar, cada ecuación del modelo contiene ciertas constantes, éstas dependen de la geometría del hidrociclón utilizado (**Error! Reference source not found.**). En principio, las correlaciones establecidas (Rietema y Medronho) fueron aplicadas para los dos laboratorios de prueba. Sin embargo, según las ecuaciones utilizadas, la diferencia entre los diseños de Norte 6 y CEPRO radica en el diferencial de densidad entre los fluidos utilizados. En este

sentido, el diferencial de densidad para los fluidos de Norte 6 (agua y aceite mineral) es de 100 kg/m^3 mientras que para los de CEPRO (agua y crudo) es de 102 kg/m^3 . Finalmente, esta variación del 2% entre los diferenciales de densidad no presentó ningún cambio en los resultados arrojados, por lo que, el diámetro de cada hidrociclón para los dos laboratorios de prueba es el mismo. A continuación se presenta la Figura N° 26, en la cual se evidencia la variación del diámetro de cada hidrociclón, a diferentes caudales de entrada, obtenida luego de aplicar cada una de las correlaciones mencionadas para las condiciones de operación establecidas.

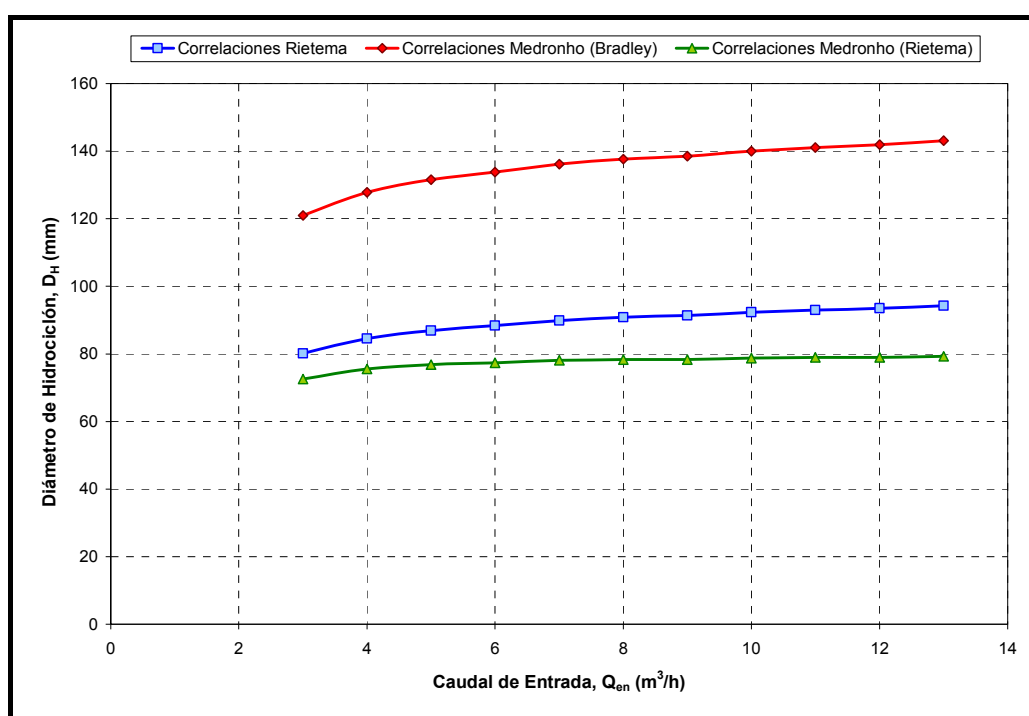


Figura N° 26. Variación del diámetro de cada hidrociclón con respecto al caudal de entrada de acuerdo a las correlaciones de Rietema y Medronho.

En el gráfico anterior, se puede observar la tendencia creciente en el diámetro del hidrociclón tipo Rietema y Bradley (Apéndice N° 12) para cada una de las correlaciones dadas. Es importante destacar, que en las correlaciones de Rietema se utilizó sólo la geometría de Rietema, mientras que en las correlaciones de Medronho además de Rietema se utilizó Bradley, esto, por ser las únicas geometrías validadas para estas ecuaciones. Por otra parte, se aprecia que la geometría de Bradley posee una mayor variación en el tamaño del diámetro a

medida que el caudal aumenta, en comparación con la geometría de Rietema, desarrollada por ambas correlaciones en estudio. El hecho de que esta variación sea más notoria en el hidrociclón Bradley, se debe principalmente a la menor longitud total del equipo requiriendo un mayor diámetro para lograr la misma separación. En el caso de los hidrociclones con geometría Rietema, es la correlación de Medronho quien reporta menores variaciones en el diámetro del equipo para las mismas condiciones de separación, lo que indica la obtención de equipos con cuerpos cilíndricos de menor tamaño. No obstante, la diferencia entre los resultados obtenidos para la geometría Rietema en ambas correlaciones no es muy significativa.

Otro parámetro importante dentro del modelaje de los hidrociclones está representado por el diámetro de gota al 50% de probabilidad, o también conocido como diámetro de corte, que se refiere al tamaño de gota de la fase dispersa donde el 50% de estas partículas son separadas por el fondo del hidrociclón mientras que el restante 50% abandona al equipo por el tope (Pettersen, 2008). A continuación en la Figura N° 27, se presenta la variación del diámetro de gota al 50% de probabilidad, a diferentes caudales de entrada, obtenida para cada correlación.

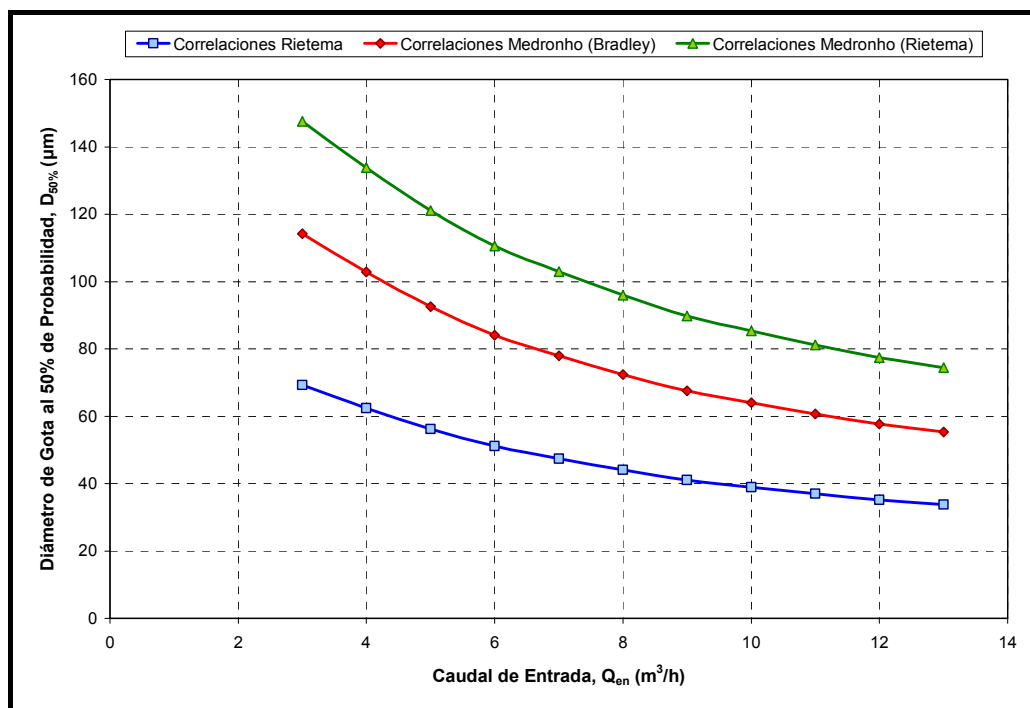
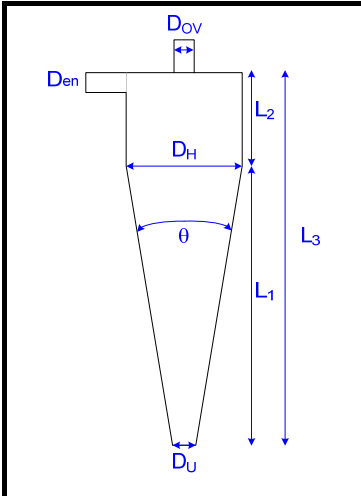


Figura N° 27. Variación del diámetro de gota al 50% de probabilidad con respecto al caudal de entrada de acuerdo a las correlaciones de Rietema y Medronho.

En el gráfico anterior, se puede apreciar la disminución en el diámetro de gota al 50% a medida que aumenta el caudal de entrada al equipo, además por la tendencia de la curva se puede decir que para todos los casos en estudio, se favorecen los altos caudales de entrada debido a que se obtienen diámetros de corte más pequeños, lo que refleja mayor eficiencia en el equipo. Sin embargo, es la correlación de Rietema, precisamente para la geometría de Rietema, quien reporta los menores diámetros de corte en las fase dispersa para las mismas condiciones de separación. En base a los resultados anteriormente señalados, este primer diseño no sólo se basó en la geometría de Rietema sino además en la aplicación de las correlaciones de Rietema en lugar de las de Medronho, debido a la obtención de mejores diámetros de corte y de diámetros de cuerpo cilíndrico aceptables en comparación con el resto de los casos de estudio. Con la intención de obtener las dimensiones del equipo, se fijó el caudal de entrada a cada hidrociclón como $4 \text{ m}^3/\text{h}$; esto, con el objetivo de conseguir un separador con una de las menores caídas de presión dentro del rango recomendado. A continuación en la Tabla N° 14, se muestran las dimensiones tales como ángulo de inclinación, diámetros de boquillas (entradas y salidas), diámetro y longitud del equipo para la propuesta de diseño N° 1.

Tabla N° 14. Características de la propuesta de diseño N° 1 para Laboratorios.

	DIMENSIONES	
	D_H (mm)	84,6
	D_{en} (mm)	23,7
	D_{OV} (mm)	28,8
	D_U (mm)	16,5
	Θ (°)	10
	L₁ (mm)	389
	L₂ (mm)	33,8
	L₃ (mm)	422,9

En la figura anterior, se puede observar que la geometría de Rietema, se caracteriza por poseer dos secciones principales: (a) la sección cilíndrica donde ocurre la recepción de la dispersión y (b) la sección cónica donde continúa la separación de las fases. Como se mencionó previamente, este diseño es válido para ambos laboratorios en estudio pues se mantuvo fijo el caudal de alimentación, la caída de presión y con ello el tamaño de cada hidrociclón. No obstante, para poder satisfacer el caudal manejado por cada circuito fue necesario contar con varios ciclones en paralelo, por lo que, el diseño para el separador de Norte 6 requirió de cinco hidrociclones en paralelo mientras que CEPRO de ocho hidrociclones en paralelo. En la siguiente figura, donde se utilizó como herramienta al programa AUTOCAD®, se puede evidenciar a cada equipo de separación con la intención de facilitar la visualización de los mismos.

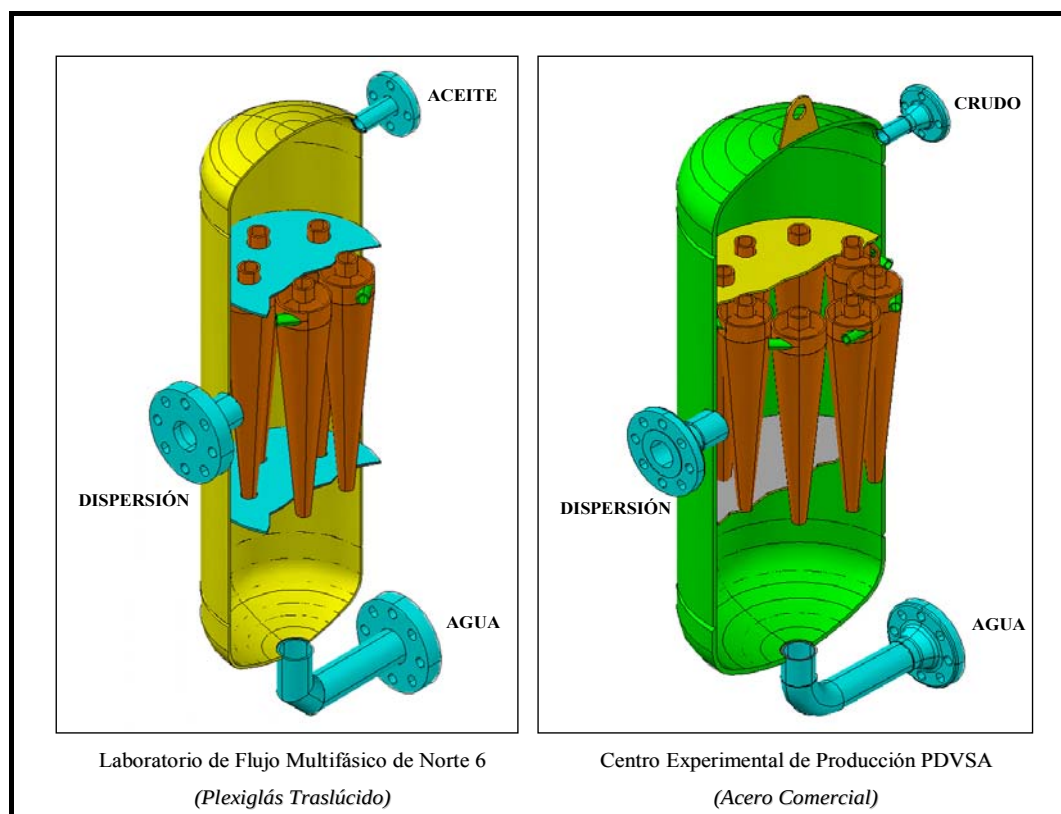


Figura N° 28. Esquema de la propuesta de diseño N° 1 para ambos laboratorios.

Según la Figura N° 28, para ambos diseños resultantes se seleccionó una configuración circular de los hidrociclones internos (Apéndice N° 13). Igualmente, cada multiciclón contiene a los internos en un recipiente a presión capaz de alojar a la alimentación y a cada una de las fases separadas (véase los

planos de construcción en el Apéndice N° 14). Para ello, se consideraron dos placas circulares que no sólo funcionan como soporte de los internos sino que además dividen al recipiente en tres zonas internas: (a) la zona media de la alimentación, (b) la zona superior de la descarga de aceite o crudo y (c) la zona inferior de la descarga de agua. Adicionalmente, para estos separadores está contemplado como materiales de construcción al plexiglás traslúcido y al acero comercial.

• **PROTOTIPO DE DISEÑO N° 2**

Como ya se estableció, el diseño de los hidrociclones también puede realizarse a través de diámetros estandarizados, dependiendo de los caudales de alimentación a procesar. Este prototipo N° 2, estuvo enfocado hacia la selección de los hidrociclones líquido-líquido de acuerdo a estos diámetros preestablecidos. Actualmente en el mercado, existe una gran variedad de hidrociclones disponibles, sin embargo, se tomará el modelo comercial recomendado por Meldrum (1988), el cual consta de un conjunto de cuatro hidrociclones con diámetros de cuerpo superior cilíndrico de 70 mm. La geometría utilizada para esta propuesta, se basó en las investigaciones llevadas a cabo por la Universidad de Southampton, enfocadas a su vez en las geometrías desarrolladas por Colman y Thew (1984) (Apéndice N° 15). Para seleccionar el sistema, primeramente se consultaron las gráficas disponibles (Apéndice N° 16) de caudal de agua a manejar en función de las caídas de presión. A continuación, se muestran los resultados obtenidos para el conjunto de cuatro hidrociclones con diámetros de 70 mm.

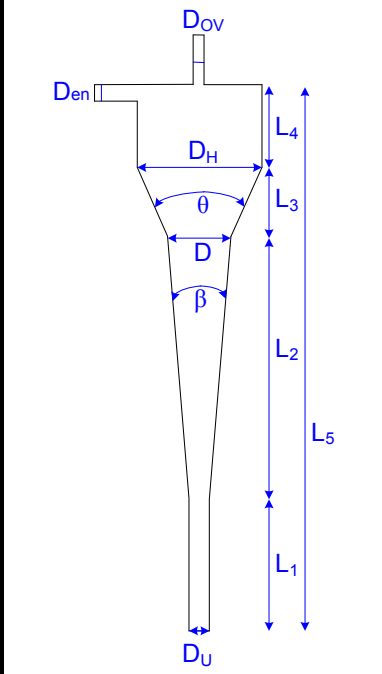
Tabla N° 15. Conjunto de cuatro hidrociclones con diámetro de 70 mm para laboratorios.

CARACTERÍSTICAS	Norte 6	CEPRO
Caudal de Entrada de Agua Total, Q_{en-t} (BPD)	2500	4000
Caída de Presión de Aceite, ΔP_o (psi)	55,1	127,6
RPD (psi)	2	1,8

Se puede apreciar, en la Tabla N° 15, que los caudales de operación de ambos laboratorios se encuentran entre el rango de aplicabilidad del modelo comercial en estudio. Por otra parte, para Norte 6, los valores obtenidos para la relación de

caída de presión se encuentran dentro de lo recomendado por Meldrum (tal como se mencionó en las premisas del balance de masa), mientras que para CEPRO esta relación se encuentra por debajo del rango recomendado. De la misma manera, en ambos laboratorios se reportan caídas de presión dentro del rango recomendado, sin embargo, tanto para Norte 6 como para CEPRO se encontraron mayores caídas de presión en comparación con el prototipo de diseño N° 1. Ahora bien, en la Tabla N° 16, se presentan las características y dimensiones de la segunda propuesta de diseño del separador en estudio.

Tabla N° 16. Características de la propuesta de diseño N° 2 para laboratorios.

	DIMENSIONES	
D_H (mm)		70
D (mm)		35
D_{en} (mm)		15,9
D_{ov} (mm)		10
D_U (mm)		17,5
θ (°)		10
β (°)		0,75
L_1 (mm)		700
L_2 (mm)		201,4
L_3 (mm)		428,6
L_4 (mm)		70
L_5 (mm)		1700

Como se puede observar en la tabla anterior, las dimensiones están conformadas por dos secciones cónicas, a diferencia del prototipo de Rietema. El diseño posee cuatro partes fundamentales, primero se tiene la cámara de entrada y la sección de reducción, donde no sólo se alcanzan altas velocidades tangenciales en el fluido sino además se reducen las caídas de presión y tasas de corte a niveles aceptables. La segunda sección, también cónica, es donde la mayor parte de la separación es alcanzada, debido al ángulo de este segmento donde se mantiene la intensidad del remolino. Por último se tiene la cuarta sección, constituida por una larga tubería en forma cilíndrica, donde las pequeñas gotas de la dispersión migran por efecto

del fenómeno de flujo reverso, donde la fase liviana se mueve al centro del equipo. El flujo de reverso es característico de estos separadores y es producido como consecuencia de la compleja hidrodinámica del flujo en el recipiente. De manera análoga al caso del prototipo N° 1, los multiciclones obtenidos en el prototipo N° 2 (Figura N° 29), cuentan con un arreglo circular (Apéndice N° 17) y recipientes externos a presión (véase los planos de construcción en el Apéndice N° 18), empleando como material de construcción al acero comercial o plexiglás. A continuación se muestran los equipos dibujados realizados en AUTOCAD®.

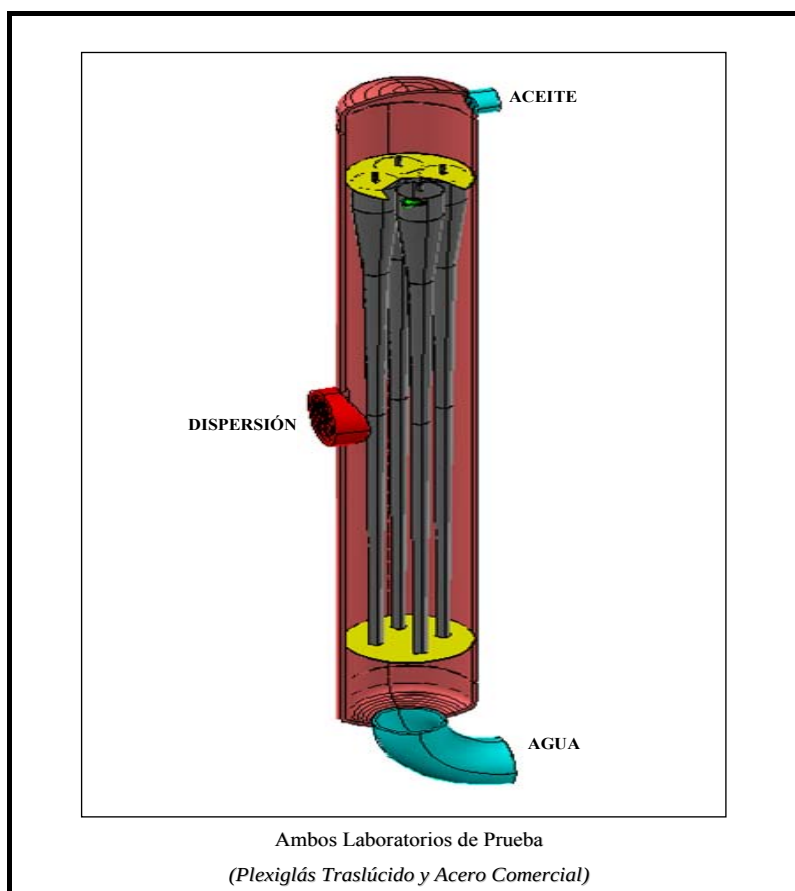


Figura N° 29. Esquema de la propuesta de diseño N° 2 para ambos laboratorios.

Como se puede observar en la figura anterior, los separadores obtenidos para esta propuesta de diseño, son similares a los resultantes en la Figura N° 28. Sin embargo, para las mismas capacidades en estudio estos recipientes basados en hidrociclones con geometrías Colman-Thew, poseen menor diámetro y mayor longitud en comparación a los separadores hallados según las geometrías de Rietema. Además, es importante destacar que el prototipo de diseño N° 2 posee

las mismas dimensiones para ambos laboratorios de prueba, a diferencia del prototipo N°1 donde el CEPRO requiere de un mayor número de internos.

V.6 DISEÑO DEL SEPARADOR HORIZONTAL

Como ya se ha mencionado anteriormente, el separador horizontal del CEPRO, está representado por un equipo trifásico (agua-petróleo-gas) el cual se encuentra totalmente diseñado e instalado. Según datos reportados en PDVSA (2006), el equipo cuenta con las dimensiones nominales de 5 pies de diámetro y 21 pies de longitud. Aunado a ello, el separador posee una sola estructura seccionada por trampas para recolectar por diferencia de densidades al petróleo, agua y gas que ocupan, en este mismo orden, el espacio total del separador. Por su parte, el separador bifásico contemplado para Norte 6 fue diseñado aplicando los criterios establecidos por Walas (1990) (véase **Error! Reference source not found.**—Cálculo tipo). A continuación, en la Tabla N° 17, se muestran los resultados obtenidos para el diseño del separador convencional líquido-líquido.

Tabla N° 17. Características del separador para el Laboratorio de Flujos Multifásicos de Norte 6.

DIMENSIONES	
Diámetro (pie)	1,5
Longitud (pie)	2

VI.7. EVALUACIÓN ECONÓMICA

En esta sección, se plantean los costos de inversión inicial de los prototipos de diseño realizados para el separador multiciclónico, como para la instalación de los circuitos de prueba propuestos para el funcionamiento de los experimentos en separación líquido-líquido en las instalaciones de PDVSA-Intevep. Finalmente, se muestra el estudio de rentabilidad de la tecnología previamente seleccionada, a través de ciertos indicadores económicos calculados para un horizonte económico de doce años.

VI.7.1. COSTO DE LA INVERSIÓN INICIAL PARA PROTOTIPOS DE DISEÑO

Para el cálculo de la inversión inicial de los prototipos de diseño, se procedió a calcular el peso de cada uno de los multiciclones obtenidos (de acuerdo a la

metodología presentada en el **Error! Reference source not found.**) y tomando en consideración las siguientes premisas económicas (Tabla N° 18).

Tabla N° 18. Premisas económicas para la inversión inicial de los prototipos de diseño.

PREMISAS ECONÓMICAS	
Moneda	Dólares
Tasa de Descuento (%)	10
Año Base de la Inversión (Año)	2008
Precio Plexiglás Traslúcido (\$/lb)	3,4
Precio Acero Comercial (\$/lb)	24,6

A continuación, en la Tabla N° 19 se establecen los costos en base al peso total obtenido por equipo de separación.

Tabla N° 19. Costo de Inversión Inicial por prototipo de diseño para separador hidrociclónico.

Separador	Costo de Inversión Inicial, \$	
	Norte 6 <i>(Plexiglás Traslúcido)</i>	CEPRO <i>(Acero al Carbono 2)</i>
Total Prototipo N° 1	827,95	3.795,28
Total Prototipo N° 2	1.016,92	4.525,60

En primer lugar, se puede verificar que los costos de inversión inicial para los separadores diseñados, en el caso de CEPRO, sobrepasan a los obtenidos en el laboratorio de Norte 6, lo que se debe no sólo a las mayores capacidades manejadas en CEPRO sino a los costos asociados por materiales de construcción.

Además, para ambos laboratorios, los costos representados por el prototipo N° 2 son superiores en comparación a los encontrados en el prototipo N° 1, debido a las dimensiones requeridas para los equipos obtenidos en el prototipo Colman-Thew. En este sentido y por razones económicas, para efectos de la presente investigación se consideró como separador hidrociclónico al prototipo de diseño N° 1.

VI.7.2. COSTO DE LA INVERSIÓN INICIAL A ESCALA PILOTO

A continuación, en la Tabla N° 20, se establecen los costos obtenidos por equipo, así como los costos de inversión inicial global por laboratorio de prueba.

Tabla N° 20. Costo de inversión inicial por laboratorio.

Equipos	Costo de Inversión Inicial, \$	
	<i>Norte 6</i> (Plexiglás Traslúcido)	<i>CEPRO</i> (Acero al Carbono)
<i>Mezclador Estático</i>	1.007	1.327
<i>Separador Hidrociclónico</i>	827,95	3.795,28
<i>Separador Convencional</i>	461,34	-
Costo Total de Inversión Inicial (\$)	2.296,29	5.122,28

En la tabla anterior, se encuentran los costos del conjunto de equipos requeridos para cada instalación de prueba. Al igual que el separador hidrociclónico (prototipo N° 1), el costo del separador convencional para Norte 6 fue obtenido de acuerdo al cálculo del peso del mismo. Para el mezclador estático, fue solicitada a una empresa fabricante la cotización de este dispositivo (Apéndice N° 21) con las especificaciones del Laboratorio de Flujos Multifásicos de Norte 6 y con ello, fue aplicado un escalamiento económico por capacidad en función de determinar el costo del mismo mezclador con las condiciones de flujo de CEPRO. Desde el punto de vista de la inversión inicial, obtenida luego de sumar los costos individuales por equipo, es el Laboratorio de Flujos Multifásicos de Norte 6 quien representó el menor costo de inversión. Igualmente esta diferencia obtenida, estuvo reflejada en las capacidades a manejar y en los materiales de construcción contemplados en el diseño de los separadores ciclónicos, donde evidentemente el plexiglás utilizado en Norte 6 (para el equipo de separación principal) ofreció una disminución significativa de los costos, a diferencia del acero comercial.

VI.7.2.1. SELECCIÓN DEL LABORATORIO

Como se estableció anteriormente, a pesar de requerir un separador horizontal adicional, el laboratorio de flujos multifásicos de Norte 6 representó un menor costo de inversión inicial, para el proceso propuesto en comparación al CEPRO. Adicionalmente, la separación líquido-líquido con hidrociclones es una tecnología que cuenta con poco desarrollo industrial en instalaciones comerciales, por lo que

es necesario realizar la selección de un laboratorio que permita estudiar a los hidrociclones a escala piloto antes de realizar pruebas con prototipos a escala real. En este sentido, es el Laboratorio de Flujos Multifásicos de Norte 6 la alternativa más favorable, no sólo por representar una menor inversión sino también por permitir experimentos orientados a perfeccionar las características de separación dentro del equipo de interés, aspecto que facilitará el diseño futuro con separadores de mayor capacidad.

VI.7.3. RENTABILIDAD ECONÓMICA

Para obtener la rentabilidad económica de la tecnología, el proyecto estuvo compuesto por dos fases principales: (a) la fase piloto y (b) la fase comercial. Durante la fase piloto, se contempló la implantación del circuito de prueba en las instalaciones de Norte 6, a diferencia de la fase de comercialización, donde el separador hidrociclónico se estimó para flujos de operación a escala real. Adicional a las premisas consideradas en la obtención de los costos de inversión inicial, se tomaron las siguientes premisas financieras mostradas a continuación.

Tabla N° 21. Premisas económicas para la factibilidad económica del proyecto.

PREMISAS ECONÓMICAS	Fase Piloto	Fase Comercial
Metodología	Flujo de Caja Descontado	
Tiempo de Inversión (Años)	1	1
Vida Útil (Años)	2	10
Método de Depreciación	Línea Recta	
Tiempo de Depreciación (Años)	1	9
Impuesto Sobre la Renta (ISR) (%)	34*	

* Valor máximo, según LEEPIC (2009) para empresas que manejan y procesan hidrocarburos

Como se puede observar en la Tabla N° 21, la evaluación económica se realizó a partir de un flujo de caja donde se descontó una tasa de inflación a los flujos efectivos o entradas y salidas de dinero en el proyecto, es decir, tanto las inversiones realizadas como los costos, gastos e ingresos generados para establecer la posible rentabilidad en la instalación de un separador hidrociclónico dentro la industria petrolera. Igualmente el tiempo de inversión estimado para cada fase del proyecto es de un año, en el cual se espera suministrar el capital

necesario para garantizar la puesta en marcha del mismo. En cuanto a la vida útil o período estimado de servicio para la operación de la inversión, se consideraron dos años para la fase piloto y diez años para la comercial, donde se obtuvo una depreciación constante para los activos en cada fase, de uno y nueve años respectivamente. Esta depreciación corresponde a los costos por uso, desgaste o consumo de los activos fijos tangibles de la propuesta. A continuación se presenta el flujo de caja descontado realizado.

VI.7.3.1. FLUJO DE CAJA DESCONTADO

Para el flujo de caja elaborado (Tabla N° 22), se estableció un horizonte económico de doce años para todo el proyecto, donde los primeros dos años están representados por la fase piloto en Norte 6, siendo el 2008 el año para el desembolso del capital y el 2009 el año para la ejecución de las pruebas. Ahora bien, para llevar a cabo el flujo de caja se tomaron en cuenta ciertas premisas y fundamentos adicionales. En primer lugar, durante la fase piloto o de investigación de la tecnología no se estimaron ingresos. Dentro de los costos de manufactura, se consideraron a los costos por materia prima y servicios para el año base así como el salario del personal necesario para la puesta en marcha del circuito experimental (véase **Error! Reference source not found.**).

En segundo lugar, para la fase de comercialización, se tomaron datos reales de la producción anual registrada en la estación Sinco D: Área Silvestre en la cuenca Barinas-Apure, para el período en estudio. De acuerdo a esto, se estableció un separador para 55,54 BPD de mezcla, con lo cual se obtuvo un costo de inversión inicial para el equipo de 684.661,6 \$, mediante un escalamiento por capacidad y por año de un prototipo a escala real de la empresa CANMET. Las ventas o ingresos al flujo de caja se basaron en la recuperación de crudo a partir del multiciclón, donde se asumió una recuperación del 92% (recomendada por CANMET, 2008) en función de la producción anual de la estación empleada. Adicionalmente, se cuantificó al crudo recuperado con un precio de 46,92 \$/bbl para el 2011, el cual se espera que aumente con la inflación anual. Para más

detalle de las consideraciones económicas para la fase comercial véase el **Error!**
Reference source not found.

Tabla N° 22. Flujo de caja descontado.

Año		(+) Ventas	(-) Costos de Manufactura	(=) Utilidad Bruta	(-) Impuestos	(=) Utilidad Neta	(+) Depreciación	(=) Flujo de Caja Real	(-) Inversión Inicial	(=) FLUJO DE CAJA NETO	(=) FLUJO DE CAJA ACUMULADO
2008	1	-	-	-	-	-	-	-	-1560.41	-1560.41	-1560.41
2009	2	-	140192.47	-140192.47	-47665.44	-92527.03	780.21	-91746.82	-	-91746.82	-93307.24
2010	3	-	-	-	-	-	-	-	-684661.60	-684661.60	-684661.60
2011	4	544720	100890.29	443829.94	150902.18	292927.76	68466.16	361393.92	-	361393.92	-323267.68
2012	5	543818	112997.12	430820.77	146479.06	284341.71	68466.16	352807.87	-	352807.87	29540.18
2013	6	518083	126556.78	391526.69	133119.07	258407.61	68466.16	326873.77	-	326873.77	356413.96
2014	7	492431	141743.59	350686.96	119233.57	231453.40	68466.16	299919.56	-	299919.56	656333.52
2015	8	496845	158752.82	338092.45	114951.43	223141.01	68466.16	291607.17	-	291607.17	947940.69
2016	9	503319	177803.16	325515.52	110675.28	214840.24	68466.16	283306.40	-	283306.40	1231247.09
2017	10	496275	199139.54	297135.40	101026.04	196109.37	68466.16	264575.53	-	264575.53	1495822.62
2018	11	472241	223036.28	249205.06	84729.72	164475.34	68466.16	232941.50	-	232941.50	1728764.12
2019	12	455266	249800.63	205465.76	69858.36	135607.40	68466.16	204073.56	-	204073.56	1932837.68

Donde:

2008-2009: período en años de la puesta en marcha para el proyecto en fase piloto en Norte 6

2010-2019: período en años de la puesta en marcha para el proyecto en fase de comercialización a escala real

VI.7.3.2. INDICADORES ECONÓMICOS

Luego de realizar el flujo de caja descontado, se obtuvo como resultados (Tabla N° 23) los siguientes indicadores económicos.

Tabla N° 23. Indicadores económicos del proyecto.

INDICADORES ECONÓMICOS	
VPN (10^{-3}.\$)	702,4
TIR (%)	41
TPI (Años)	5

De acuerdo a la Tabla N° 23, para el proyecto se obtuvo un VPN de $702,4 \cdot 10^3$ \$. En este sentido, el valor presente neto (VPN) es mayor a cero, lo que significa que la implantación de un separador hidrociclónico satisface las exigencias económicas requeridas e invertir en la construcción de un equipo con estas características es viable. Por otra parte, se tiene a la tasa interna de retorno (TIR) o tasa a partir de la cual la suma de los flujos descontados es igual a la inversión inicial (Blank y Tarquin, 1999). Ahora bien, el estudio arrojó como resultado una TIR de 41%. De lo anterior se pueden acotar dos aspectos, primero, el proyecto es factible debido a que cumple con los requerimientos mínimos para su ejecución y en segundo lugar, al tener una TIR casi tres veces mayor al mínimo permitido (15%) la instalación de la tecnología ofrece gran rentabilidad.

Por otra parte, se tiene que el tiempo de recuperación de la inversión realizada (TRI) es de cinco años, esto, tomando en cuenta que los primeros dos años están conformados por la fase del proyecto a escala piloto, donde no obtienen ingresos por el período de investigación de la tecnología. Posteriormente, los dos años siguientes, están representados por el comienzo de la fase de comercialización, siendo el tercer año de esta fase el período donde la inversión inicial es recuperada. Con la intención de lograr la mayor comprensión en este último indicador económico, a continuación se presentan de manera gráfica, los resultados del flujo de caja acumulado en función del horizonte económico utilizado para la obtención del TRI.

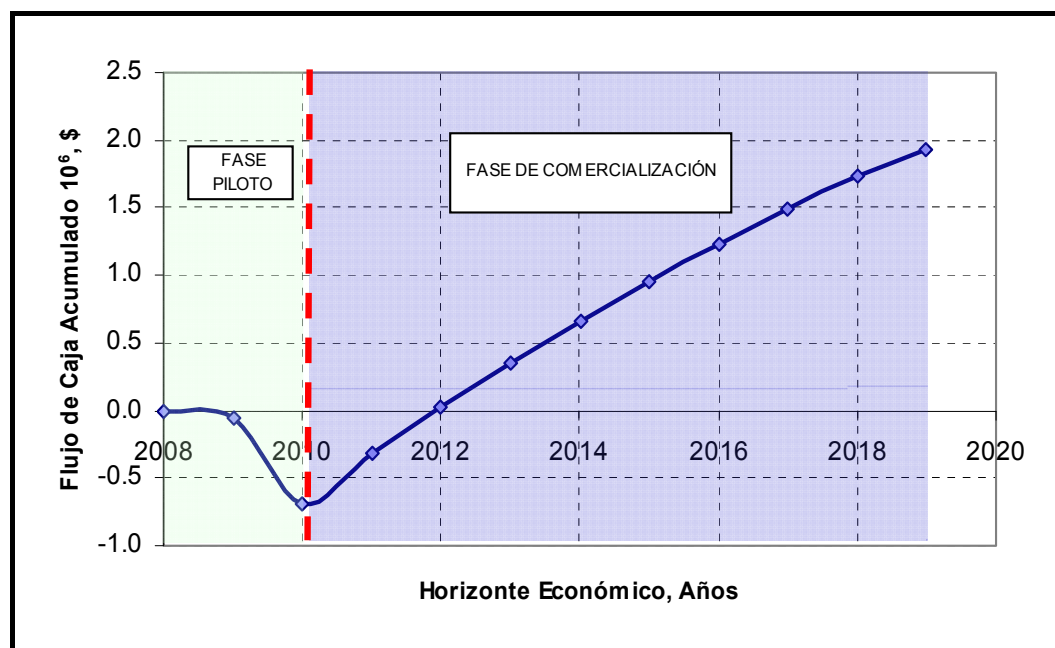


Figura N° 30. Tiempo de recuperación de la inversión para la implantación de la tecnología seleccionada de separación.

Mediante la Figura N° 30 y como se ha mencionado previamente, se puede evidenciar que el horizonte económico está constituido por dos fases. En este sentido, se observa que para los primeros cinco años el flujo de caja acumulado es negativo, siendo el año 2010 el período más crítico relacionado con la inversión inicial de la fase de comercialización, que a diferencia de la inversión para la fase piloto (en el año 2008) es mucho mayor. Igualmente, a partir del año 2010 el flujo de caja acumulado comienza a incrementarse hasta cambiar de signo a partir del año 2012, donde se comienzan a tener ganancias netas positivas.

VI.8. PROPUESTAS PARA FUTURA EVALUACIÓN EXPERIMENTAL

La evaluación técnico-económica del circuito planteado para la tecnología utilizada, se enfocó hacia los principales equipos de proceso en la separación de líquidos dispersos. Por tal motivo, esta sección estará dedicada al acondicionamiento del laboratorio de Flujos Multifásicos de Norte 6, donde se considera la reestructuración de los recursos presentes y la implementación de instrumentación adicional. Esta última, estará referida a aquellos dispositivos capaces de optimizar la formación, determinación y medición en dispersiones líquidas.

Desde la construcción y puesta en marcha del laboratorio de Flujos Multifásicos de Norte 6, sólo se han realizado experimentos de separación en el área de gas-líquido (aire-agua y aire-aceite), por lo que, estas instalaciones no se encuentran acondicionadas para efectuar la validación del proceso propuesto en este trabajo. Actualmente, el circuito de prueba se encuentra constituido por cinco secciones principales, a saber: suministro de líquidos, suministro de aire, sección de prueba para flujo bifásico (horizontal y vertical), sección de separación y sala de control (véase **Error! Reference source not found.**). Con la intención de llevar a cabo pruebas de separación agua-aceite, tanto el área para suministro de líquido como la sección de separación, son los componentes de mayor interés a lo largo de la propuesta de modificación.

• SECCIÓN DE SUMINISTRO DE LÍQUIDO

A continuación se presenta, en la Figura N° 31, la disposición actual de la sección de suministro de líquido en el laboratorio.

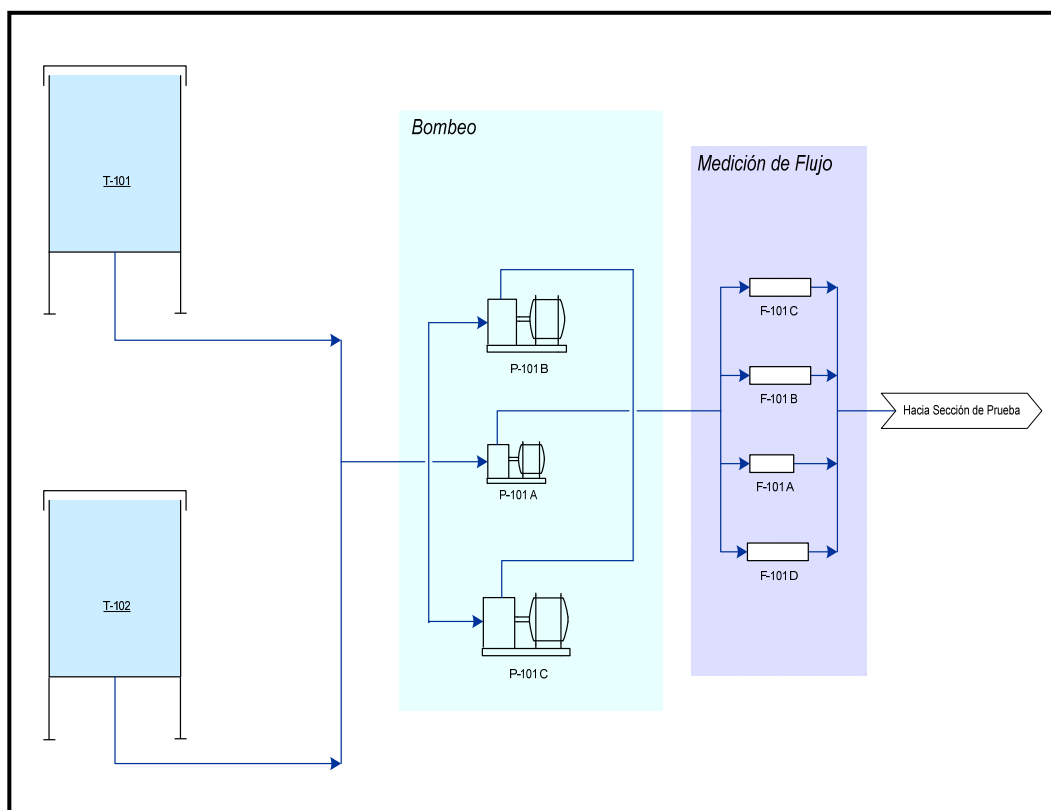


Figura N° 31. Disposición actual para el suministro de líquido en el circuito de Norte 6.

Como se puede apreciar en el esquema anterior, esta sección cuenta con dos tanques cilíndricos para el almacenamiento del líquido, operando uno a la vez para proveer de materia prima al resto del circuito (principalmente agua). Igualmente, las tuberías a la descarga de cada tanque (ambas de 4 pulgadas de diámetro) se conectan en un punto, para luego subdividirse en tres ramificaciones. Cada una de estas ramificaciones, conduce a una bomba de desplazamiento positivo (Apéndice N° 25), donde el fluido es trasladado a medición. En la sección final de medición, se encuentran cuatro medidores tipo coriolis operando en paralelo (Apéndice N° 26), para realizar la medición del fluido a la descarga de las bombas. Con el propósito de aprovechar los recursos ya existentes dentro del laboratorio, se pretende proponer la siguiente modificación a la sección de suministro de líquido (Figura N° 32).

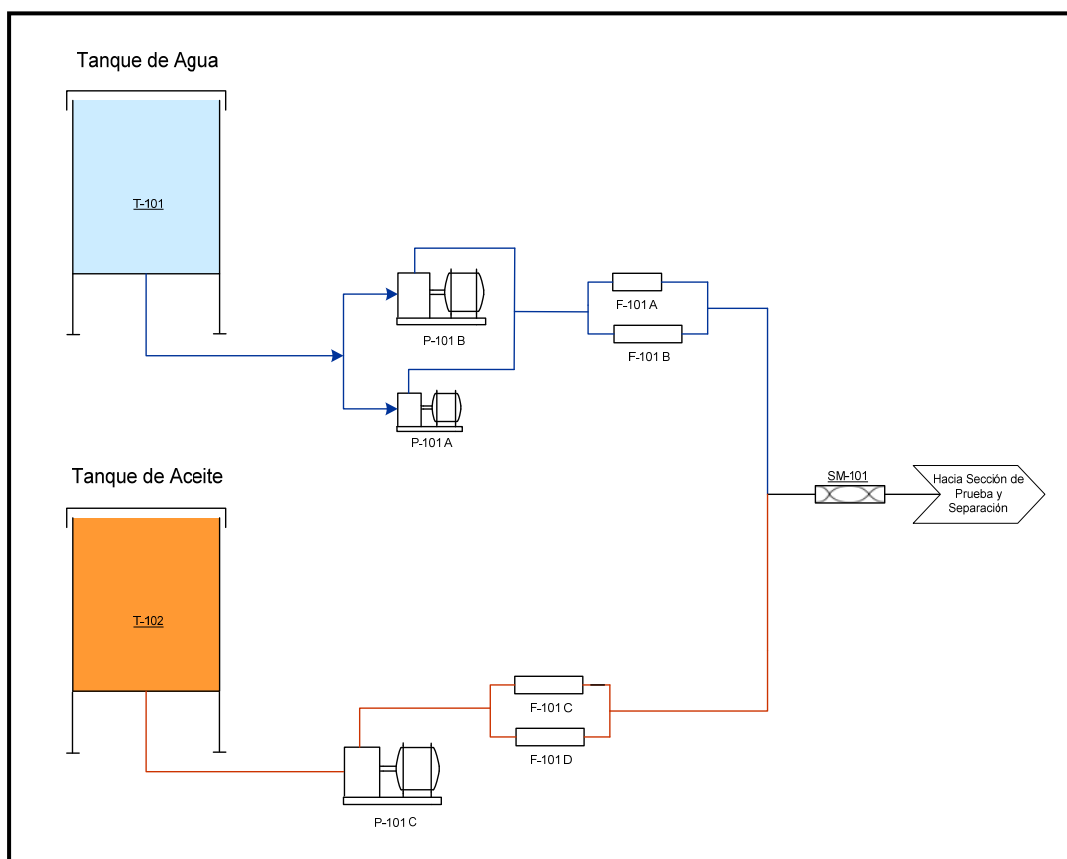


Figura N° 32. Modificación propuesta para el suministro de líquido en el circuito de Norte 6.

La mayoría de estas modificaciones, se encuentran sustentadas tras la evaluación técnica realizada en pasos previos y consiste de las siguientes propuestas.

1) Disponer de un tanque para cada fluido de proceso, es decir, un tanque para agua y otro para aceite.

2) Eliminar el punto de mezcla antes de las bombas de descarga y con ello, establecer sistemas de bombeo independientes para cada fluido de trabajo. En este sentido, se sugiere la ubicación de tuberías de descarga para el agua y el aceite, donde cada líquido sea conducido directamente a las respectivas bombas (bombas para el aceite y bombas para el agua). Se establece que la bomba P-101C trabaje con el aceite mientras que las bombas P-101A y P-101B operen en paralelo para impulsar al agua, de acuerdo a los estudios realizados por González (2008) en la evaluación del desempeño de las bombas presentes en Norte 6.

3) Reubicar a los medidores de flujo presentes en el circuito actual. En vista de que cada corriente de proceso requiere ser cuantificada, con el fin de garantizar mayor exactitud de las pruebas y la calidad de la dispersión generada, no sólo se deben conocer a los flujos totales en masa y volumen sino además a variables tales como la temperatura y densidad de los fluidos (Caldentey *et al* 2002).

En consecuencia, se puede decir que la adquisición de nuevos medidores de flujo para el circuito es innecesaria. Además, estos equipos a pesar de contar con varios años de operación, todavía pueden ser reutilizados para la medición de las pruebas líquido-líquido expuestas en este trabajo. Se propone entonces, la operación del medidor F-101A y F-101B en paralelo para flujo de agua, mientras que el medidor F-101C y F-101D operen en paralelo para el flujo de aceite.

4) Construir un punto de mezcla, luego de la medición de las fases (donde las tuberías de agua y aceite converjan) e instalar seguidamente el mezclador estático SM-101. Como se mostró, luego de la sección de suministro de líquido se encuentra la sección de prueba para flujo bifásico, donde se realizan estudios de patrones de flujo en tuberías. Aunque estas pruebas de patrones de flujo no forman parte de la experimentación con el separador diseñado, no se contempla la

modificación de esta sección por ser requerida en pruebas futuras para la separación líquido-líquido.

• SECCIÓN DE SEPARACIÓN

Actualmente, en la sección de separación, se llevan a cabo pruebas de validación para dos prototipos de separadores gas-líquido, dicha sección es mostrada a continuación.

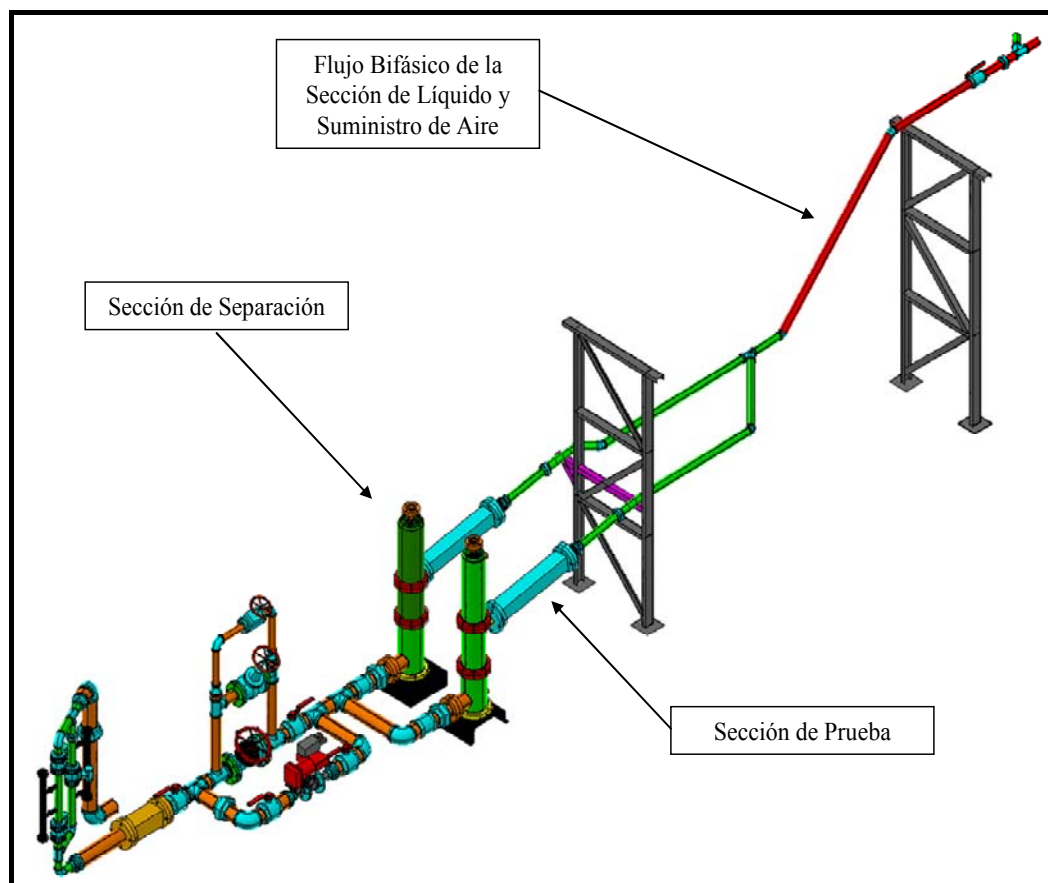


Figura N° 33. Sección de separación actual para el circuito de Norte 6 (PDVSA-Intevep, 2008).

Como se puede observar en el esquema anterior, el fluido multifásico entra a los equipos principales, donde cada fase separada sale del sistema. En el caso del aire, éste es retirado a la atmósfera, mientras que la fase líquida es drenada. Entre las principales modificaciones de las cuales fue objeto esta sección del laboratorio, destacan:

1) Instalar un separador líquido-líquido convencional, aguas abajo de la corriente de aceite separado en el hidrociclón, tal como se expuso en el bloque de adecuación en el DBP.

2) Realizar el análisis de distribuciones en diámetros de gota. La importancia de este análisis, radica en la evaluación del desempeño del separador diseñado bien sea mediante el futuro desarrollo de modelos o herramientas de diseño que permitan describir el comportamiento del equipo.

De acuerdo a Gómez (2001), la medición de distribuciones de tamaños de gota debe realizarse mediante dos procedimientos típicos: (a) la adquisición de las muestra a estudiar y (b) el análisis de las muestras adquiridas.

(a) Adquisición de las Muestras

La adquisición de la muestra a estudiar, representa un paso fundamental y de ella depende que la medición en la distribución de gota sea confiable. Como lo establece Flanigan *et al* (1988), no existe ningún método en línea donde de manera continua o directa desde la tubería se midan los tamaños de partícula, lo que indica, que necesariamente se deben tomar muestras de la corriente de proceso para luego ser analizadas. De acuerdo a estudios desarrollados por los mismos autores, los mejores resultados en la adquisición de las muestras se han realizado a través del muestreo isocinético (*isokinetic sampler*, por su significado en inglés). Igualmente, Gómez (2001), recomienda este tipo de técnica, de hecho en una de sus investigaciones ha diseñado y operado un sistema de adquisición con muestreo isocinético (mostrado en detalle el Apéndice N° 27), que podría ser utilizado en el circuito para separación líquido-líquido de Norte 6 para obtener muestras tanto de la corriente de alimentación al separador como de la descarga de aceite en el mismo.

(b) Análisis de las Muestras Adquiridas

Con la intención de tener en cuenta las técnicas mayormente utilizadas en este campo, se realizó la búsqueda de los sistemas aplicados (Tabla N° 24), en el

análisis de distribuciones de gota de las principales instalaciones de prueba en el ámbito mundial. En este sentido, las principales técnicas para la detección y medición de las partículas dispersas en un líquido, que pudieran ser consideradas para la posterior instalación de las pruebas en Norte 6, se presentan a continuación.

Tabla N° 24. Técnicas de análisis para distribuciones de diámetros de gota.

Instituto de Investigación	Técnica / Tecnología	Características Generales
Universidad de Manchester, Reino Unido (<i>Coulter Counter TA-II</i>)	Pulso Eléctrico	- Rango de Tamaño de partícula: 0,4 a 1200 μm - Temperatura de Operación: 5 a 40 °C - Consumo eléctrico: menos de 250 vatios
Universidad de Trondheim, Noruega (<i>Malvern 2600 HSD</i>)	Difracción de Rayos Láser	- Rango de Tamaño de partícula: 0,1 a 1000 μm - Tiempo de Medición: alrededor de 20 segundos - Temperatura de Operación: 15 a 35 °C
Universidad Delft de Tecnología, Noruega (<i>Malvern 3600E</i>)		
Amoco, Tulsa (<i>Malvern S</i>)		
Universidad de Tulsa, Arizona (<i>Horiba LA-300</i>)		

En relación a la tabla anterior, se puede evidenciar a dos técnicas mayormente utilizadas por los principales institutos investigados en pruebas de separación líquido-líquido, encontrándose una tendencia más pronunciada hacia la aplicación de técnicas de difracción láser. La tecnología de pulso eléctrico, se basa en el cambio de impedancia entre dos electrodos (ubicados dentro de una suspensión formada por las gotas en una solución electrolítica débil) donde se produce un pulso procesado digitalmente en tiempo real. En el caso de la difracción de rayos láser, a partir de la teoría electromagnética, se detecta el patrón de difracción que generan las gotas cuando las mismas son iluminadas por un haz de rayos láser, aspecto que permite la obtención de una distribución de gotas en una muestra. Finalmente, al tomar en cuenta las modificaciones propuestas, la sección de separación para el circuito de Norte 6 en la aplicación de pruebas con líquidos inmiscibles quedaría de la siguiente manera.

CONCLUSIONES

Luego de identificar y seleccionar a la tecnología de separación líquido-líquido para crudos livianos y medianos, se presentan las siguientes conclusiones.

- Existen ocho tecnologías principales entre equipos y mecanismos aplicados a la separación de agua y crudo para crudos poco viscosos: despojadores de agua libre, tanques de lavado, centrífugas de disco, calentadores y ciclones, membranas o coalescedores, química demulsificante y deshidratación electrostática.
- La Corporación Conoco, la Universidad de Tulsa, Shell E&P Technology y Alfa Laval son los mayores competidores en el ámbito mundial para el área de separación líquido-líquido en el periodo comprendido entre 1974 y 2007.
- Estados Unidos es país con mayor cantidad de investigaciones realizadas en el área de la separación líquido-líquido en mezclas crudo-agua.
- Los ciclones líquido-líquido representan la tecnología más compacta, con mayor flexibilidad en cuanto a posición y menor tiempo de residencia en comparación al resto de las tecnologías identificadas.
- Los tanques de lavado representan la alternativa menos favorable como tecnología en la separación mecánica de crudos livianos y medianos en comparación al resto de las tecnologías identificadas.
- El proceso de separación con hidrociclones a escala piloto, contempla cuatro bloques principales: preparación a la alimentación al separador, separación de fases, análisis de tamaño de gotas y acondicionamiento de aceite remanente.
- Dentro del proceso de separación con hidrociclones a escala piloto, es necesario incorporar como equipos adicionales a: un mezclador estático que contribuya a la mezcla de las fases así como un separador convencional aguas abajo del separador ciclónico para acondicionar la descarga de aceite.
- El caudal y la relación de separación son los aspectos básicos a controlar para mantener la eficiencia del separador ciclónico.

- Las correlaciones de Medronho reproducen hidrociclones convencionales con cuerpos cilíndricos de menor tamaño, en comparación con las correlaciones de Rietema, para las mismas condiciones de operación y familia de ciclones.
- Los hidrociclones con geometrías de Bradley poseen cuerpos cilíndricos de mayor tamaño en comparación a los hidrociclones con geometrías Rietema, para las mismas condiciones de operación.
- Las correlaciones de Rietema reproducen hidrociclones convencionales con menores diámetros de corte, en comparación con las correlaciones de Medronho, para las mismas condiciones de operación.
- Las caídas de presión en la fase aceitosa, para los hidrociclones Colman-Thew reportan valores superiores a los estimados para los separadores convencionales con geometrías Bradley y Rietema.
- El prototipo de diseño para los hidrociclones con geometrías Rietema representa aproximadamente un 20% menos de los costos de inversión inicial del prototipo Colman-Thew, para las mismas condiciones de operación y materiales de construcción.
- El costo de inversión inicial requerido para establecer un circuito de prueba, en las condiciones actuales en el Laboratorio de Flujo Multifásicos de Norte 6 es de 2.296,29 \$ y en las condiciones del Centro Experimental de Producción PDVSA es de 5.122,28 \$.
- El laboratorio de Flujos Multifásicos de Norte 6, es la alternativa más favorable de acuerdo al estudio tecnico-economico realizado, para llevar a cabo las pruebas experimentales, por ofrecer las condiciones necesarias en el perfeccionamiento del separador diseñado.
- El proyecto en la implantación del separador ciclónico es factible y rentable, siendo el valor presente neto igual a $702,4 \cdot 10^3$ \$, así como la tasa interna de retorno de 41% y el tiempo de la inversión de 5 años.
- Para operar con líquidos inmiscibles, el Laboratorio de Flujos Multifásicos de Norte 6, requiere de una disposición diferente a la actual en sus secciones de suministro de líquido y sección de separación.

RECOMENDACIONES

A continuación se muestran las recomendaciones sugeridas por el autor, luego de la realización de este Trabajo Especial de Grado.

Diseño de Separadores Ciclónicos Líquido-Líquido:

- Realizar evaluaciones numéricas mediante simuladores que permitan describir la hidrodinámica de los fluidos dentro de separadores no convencionales, y con ello, validar detalladamente el diseño propuesto en este trabajo. La aplicación de estas herramientas computacionales pueden ofrecer una reducción de costos innecesarios a la corporación en comparación con los costos generados en materiales, servicios y horas hombre que representaría construir y probar directamente los diseños realizados.
- Evaluar las posibles modificaciones a las geometrías de los ciclones (tanto del cuerpo como de la tubería de entrada al equipo y diferentes configuraciones) establecidos en este Trabajo Especial de Grado, en función de realizar una posible experimentación con dispersiones más concentradas en la fase aceitosa.

Circuito de Prueba para el Laboratorio de Flujos Multifásicos de Norte 6

- Estudiar la necesidad de instalar un lazo de mezclado antes o después del mezclador estático, con la finalidad obtener dispersiones con menores diámetros de gotas.
- Evaluar el tiempo necesario para retornar a tanque cierta cantidad de aceite, luego de realizar la separación no sólo en el equipo propuesto a lo largo de esta investigación sino para futuras experimentaciones en agua-aceite.
- Realizar futuras investigaciones que profundicen en la selección del mejor método de adquisición de dispersiones en tuberías, donde evalúen otras técnicas además del muestreo isocinético propuesto en esta tesis.
- Determinar el tipo de analizador para distribuciones de gotas más favorable, en función de ser instalado en el Laboratorio de Flujos Multifásicos de Norte 6.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

VI.1. DOCUMENTOS IMPRESOS

- Abdel-Aal, H., Aggour, M. y Fahim, M. (2003). Petroleum and gas field processing, Estados Unidos de América, 348 p.
- Alfa Laval. (2006). Alfa Laval in the chemical, mining and allied industries. Folleto.
- Agrell, J. y Faucher, M. (2007). Heavy oil and bitumen dehydration. A comparison between disc stack centrifuges and conventional separation technology. Conferencia Técnica presentada por Society of Petroleum Engineers (SPE). Calgary: Society of Petroleum Engineers.
- Bailey, B y otros. (2000). Control de agua. Aberden: Oilfield Review, 32 p.
- Barberii, E.E. (1998). El Pozo Ilustrado, 4^{ta} edición. Caracas: PDVSA.668 p.
- Becker, J. (1998).Crude Oil: Wax, Emulsions and asphaltens, 276 p.
- Bednarsky, S. y Listewnik, J. (1988). Hydrocyclones for simultaneous removal of oil and solid particules from ships oily water. Filtration and separation, pp. 92-97.
- Blanco, J. (2006). Determinar la cinética de la separación trifásica por centrifugación de lodos de producción (en principio fosa de Bachaquero) para distintos tratamiento físico-químicos. Trabajo Especial de Maestría de Ingeniería Química. Venezuela: Universidad Central de Venezuela.
- Blank, L y Tarquin, A. (1999). Engineering Economy. Universidad de Michigan, 722 p.
- Bradley, H. (1992). Petroleum Engineering Handbook: Crude oil emulsions. Texas: Society of Petroleum Engineers, 615 p.
- Bryan, J., Kantzas, A. y Bellehumer, C. (2002). Viscosity predictions of crude oil emulsions using low field NMR. Conferencia Técnica presentada por Society of Petroleum Engineers (SPE), paper 77329 (pp. 1-11). Texas: Society of Petroleum Engineers.
- Cáliz, L. PDVSA (2006). Separador trifásico CEPRO. [Informe técnico no publicado].

- Choi, M. (1990). Hydrocyclone produced water treatment for offshore developments. Conferencia técnica presentada por Society of Petroleum Engineers (SPE), paper 720662 (pp. 1-11). New Orleans: Society of Petroleum Engineers.
- Coelho, M.A.Z y Medronho, R.A. (2001). A Model for performance prediction of Hydrocyclone. Chemical Engineering Journal. Vol.84. Universidade Federal do Rio de Janeiro.
- Colman, D., Thew, M., Lloyd, D. (1984). The concept of hydrocyclones for separating light dispersions and a comparison of field data with laboratory work. Paper F2. Proceedings of the 2nd International Conference on Hydrocyclones, Bath, England, 19-21, pp.217-232.
- Dirección ejecutiva de finanzas y gerencia corporativa de evaluaciones financieras negocios nacionales e internacionales PDVSA (2007). Lineamientos para la evaluación económica de propuestas de inversión (LEEPI), 76 p.
- Dhuldoy, N., Mileo, M., Faucher, M. y Sellman, E. (2002). Dehydration of heavy crude oil using disc stack centrifuges. Conferencia Técnica presentada por Society of Petroleum Engineers (SPE), paper 49119 New Orleans: Society of Petroleum Engineers.
- Fairuzov, Y. (2002). Curso de flujo aceite-agua en pozos y oleoductos. Venezuela: PDVSA-Intevep, 717 p.
- Flanigan, D., Stolhand, J., Scribner, M. y Shimoda, E. (1988). Droplet size analysis: A new tool for improving oilfield separations. Conferencia técnica presentada por Society of Petroleum Engineers (SPE), paper 18204, pp. 1-6. Texas: Society of Petroleum Engineers.
- Gómez, C., Caldentey, J., Wang, S., Gómez, L. Mohan, R. y Shoham, O. (2002). Oil/water separation in liquid-liquid hydrocyclones (LLHC). Part 1: experimental investigation. Conferencia técnica presentada por Society of Petroleum Engineers (SPE), paper 71538. New Orleans: Society of Petroleum Engineers.
- González, J. (2008). Diseño conceptual de las modificaciones al circuito bifásico horizontal para la evaluación de flujo bifásico (aceite/agua) en el

- Laboratorio Norte 6 de PDVSA-Intevep. (Tesis). Universidad Nacional Experimental de las Fuerza Armadas.
- Jones, P.S. (1993). A field comparison of static and dynamic hydrocyclones. Conferencia técnica presentada por Society of Petroleum Engineers (SPE), pp. 84-90. Texas: Society of Petroleum Engineers.
- Kenneth, E. y Ferguson, L. (1999). Design tomorrow's compact separation train. Conferencia técnica presentada por Society of Petroleum Engineers (SPE), paper 56644, pp. 1-14. Texas: Society of Petroleum Engineers.
- Kokal, S. (2002). Crude oil emulsions: A State-Of-The-Art Review. Conferencia técnica presentada por Society of Petroleum Engineers (SPE), paper 77497 (pp. 1-11). Texas: Society of Petroleum Engineers.
- Manning, F. y Thompson, R. (1995). Oilfield Processing. Crude Oil. Vol. II. Oklahoma: Pennwell Books, 434 p.
- Méndez, F. (1992). Estabilidad dinámica de emulsiones de agua en aceite. Trabajo Especial de Grado de Ingeniería Química. Venezuela: Universidad Central de Venezuela.
- Meldrum, N. (1988). Hydrocyclones: a Solution to produce water treatment. Conferencia técnica presentada por Society of Petroleum Engineers (SPE), (pp. 669-676). Texas: Society of Petroleum Engineers.
- Othmer, K. (2000). Enciclopedia Temática de Química. Emulsiones. Tomo III, 457p.
- Paglianti, A. (2008). Recent innovations in turbulent mixing with static elements. patent on Chemical Engineering. Vol. 1, pp. 80-87.
- PDVSA. Manual de Ingeniería de Diseño. "Preparación de diagramas de proceso". L-TP 1.1. República de Venezuela. 1994.
- Pettersen, T. (2008). Dynamic model of offshore processing plant with emphasis on estimating environmental impact, pp. 1-86. Norwegian University of Science and Technology.
- Plaskowski, A. (1995). Imaging Industrial Flows: application of electrical Process Tomography, 222 p.
- Rietema, K. (1960). Performance and Design of hydrocyclones. Chemical Engineering Science. Vol. 15, pp. 1-11.

- Salager, J. (1993). Cuaderno FIRP 231. Emulsiones: propiedades y formulación. Mérida, Venezuela: Laboratorio FIRP. Escuela de Ingeniería Química. Universidad de los Andes.
- Salager, J. (1999a). Cuaderno FIRP S747-A. Formulación, composición y fabricación de emulsiones para obtener las propiedades deseadas. Estado del Arte. Parte A. Introducción y conceptos de formulación fisicoquímica. Mérida, Venezuela: Laboratorio FIRP. Escuela de Ingeniería Química. Universidad de los Andes.
- Salager, J. (1999b). Cuaderno FIRP S853-PP. Deshidratación de crudos. Principios y tecnología. Parte A. Módulo de Enseñanza en Fenómenos Interfaciales. Mérida, Venezuela: Laboratorio FIRP. Escuela de Ingeniería Química. Universidad de los Andes.
- Schramm, L. (2005). Emulsions, foams and suspensions. Germany: WILEY-VCH Verlag GmbH & Co. KgaA, 448 p.
- Schramm, L. (1992). Emulsions. Fundamentals and applications in the petroleum industry. Washington: American Chemical Society, 428 p.
- Schulman, J. y Cockbain, E. (1940). Phase inversion and stability of water in oil Emulsions. Transactions of the faraday society articles. 36:661 p.
- Smyth, Ian. (1989). Cyclonic dewatering of oil. Trabajo Especial de Doctorado de Ingeniería Mecánica. Reino Unido: Universidad de Southampton.
- Svarovsky, L. (2000). Solid-liquid separation, 4th Edition, 554p.
- Thakur, R., Vial, Ch., Nigam, K., Nauman, E. and Djelveh, G. (2003). Static mixer in the process industries: a review. Institution of Chemical Engineers. Trans Ichems, Vol 81, Part. A. France.
- Thew, M. (1986). Hydrocyclone redesign for liquid-Liquid separation, Chemical Engineering Journal. Academic Press, pp. 17-23.
- Thew, M. (2000). Cyclones for oil/water separation, encyclopedia of separation science. Academic Press, pp. 1480-1490.
- Van den Broek, W. y Plat, R. (1991). Characteristics and possibilities of some techniques for deoiling of produced water. Conferencia técnica presentada por Society of Petroleum Engineers (SPE), paper 23315, pp. 47-54. The Netherlands: Society of Petroleum Engineers.

- Venugopal, B y Darsh, T. (1983). Encyclopedia of emulsion technology: Demulsification, (Vol. II). Chicago: Institute of Technology, 518 p.
- Wilson, I. (2000). Encyclopedia of Separation Science. Academic Press. Advisory Board Edition. United States: California, 1479-1489 pp.
- Wolfgang, G. (1985). Ullman's Encyclopedia of Industrial Chemistry. Vol. A9. Germany: 5th Edition, 750p.
- Wolfgang, R. y otros. (1992). Review: Hydrodynamic modeling of droplet coalescence at liquid-liquid interfaces. Separation Science and Technology, 27(2), 129-159 pp.

VI.2. DOCUMENTOS EN LÍNEA

- ACS: Separations & Mass-Transfer Products. (2007). Liquid-liquid Coalescer Design Manual. Disponible: <http://people.clarkson.edu/~wilcox/Design/coalesc.pdf> [Consulta: 2007, diciembre 12]
- G.P.A. Estudios y Servicios Petroleros S.R.L. (2006). Nota técnica N° 36. Disponible: <http://www.oilproduction.net/files/NOTATECNICA36.pdf> [Consulta: 2007, diciembre 27]
- Husveg, T., Rambeau, O., Drengstig, T., y Bilstad, T. (2006). Performance of a deoiling hydrocyclone during Variable Flow Rates, 20, pp. 1-11, [Artículo en línea]. Disponible: www.elsevier.com/locate/mineng [Consulta: 2008, febrero 10]
- Lenntech. (2008). Disponible: <http://www.lenntech.com/static-mixers.htm>. [Consultado: 2008, junio 18]
- Pérez, B. Y Garfías, F. (2002). Deshidratación del Crudo Maya mediante un Campo Eléctrico de corriente continua. Revista de la Sociedad Química de México. Disponible: <http://redalyc.uaemex.mx/redalyc/pdf/475/47546309.pdf> [Consulta: 2007, noviembre 23]
- Priego O. y Zamudio L. (2002). Propuesta e Implantación de Mejora del Desalado de Petróleo Crudo del Campo Samario III. Efecto del Uso de Dos Etapas y Modificación de Mezclado del Agua de Dilución. Trabajo de Grado de Maestría en Ingeniería de Procesos, México: Universidad de las Américas.

Disponible: http://catarina.udlap.mx/u_dl_a/tales/documentos/mip/priego_f_o/indice.html

[Consulta: 2007, febrero 10]

Sánchez, E., Romero, Z y González, D. (2007). Estudio Experimental sobre Patrones de Flujo líquido-líquido en tuberías verticales. 8° Congreso Iberoamericano de Ingeniería Mecánica. [Artículo en línea]. Disponible: <http://www.pucp.edu.pe/congreso/cibim8/pdf/16/16-20.pdf> [Consulta: 2007, noviembre 6]

Xuan Xu, X. (2007). Study on oil-water phase flow in horizontal pipelines, 59, 43-58 [Artículo en línea]. Disponible: www.elsevier.com/locate/petrol [Consulta: 2008, enero 15]

APÉNDICES

Apéndice N° 1. Método de Decisión Múltiple Binario (Velazco, 2004).

El Método de Decisión Múltiple Binario (MDMB) se presenta como una herramienta para ser utilizada en la evaluación y selección de alternativas. Entre otras aplicaciones, en instrumentación el método se puede usar como ayuda en el análisis técnico-económico de ofertas, selección de configuraciones de control o selección de tecnologías. El método reduce la emisión de juicios de tipo subjetivos puesto que consiste de un proceso de evaluación donde los parámetros son comparados entre sí.

Cuando se desean evaluar varias alternativas presentadas durante la realización de algunas actividades, bien sea el análisis técnico de ofertas, la selección entre varias configuraciones de un sistema, la escogencia en la aplicación de una determinada tecnología, entre otros; se recurre a métodos de selección que generalmente implican la generación de una matriz de evaluación.

Entre los diferentes objetos que cumplen las matrices de evaluación se puede mencionar, en primer lugar, el de proporcionar al proceso de selección la objetividad requerida y en segundo término documentar el razonamiento empleado. Bien se sabe, sin embargo, el grado de subjetividad que lleva la generación de una matriz. Por ejemplo, a una determinada característica o parámetro que está siendo evaluado se le ha asignado un peso de 40%, para algunas personas éste debería tener 35%, mientras que para otras debería ser el 45% o 50%. Lo anterior se debe principalmente a la forma personal con la que se asignan los factores de peso a los parámetros de la matriz.

En esta sección se presenta un método que trata de minimizar la subjetividad en la asignación de los factores de peso que tienen las matrices de evaluación. El mismo se conoce como "Método de Decisión Múltiple Binario" y se hace referencia a él como MDMB.

DESCRIPCION DEL MDMB

El MDMB se utiliza para asignar los factores de peso a los diferentes parámetros que comprende una matriz de evaluación así como también, se emplea para seleccionar, entre diferentes alternativas propuestas, la más favorable de acuerdo a una puntuación obtenida a través del método. El procedimiento se describe a continuación:

1. Se seleccionan los parámetros que interesan para las alternativas propuestas. (Ejemplo: costos, consumo de energía, facilidad para el mantenimiento, entre otros). Los parámetros se deben definir con precisión para que su valor sea fácilmente proyectable.
2. A dichos parámetros seleccionados se les asigna un peso. El método a seguir consiste en comparar cada parámetro con los demás en la base de uno a uno. En esa comparación se determina cuál de los dos es "el más importante". Por ejemplo, si entre los parámetros A y B, el más importante es A, a este parámetro se le asigna un "1" mientras que al menos importante se le asigna un "0". En otras palabras, durante este proceso, se debe hacer la pregunta: ¿Es A más importante que B?. En caso afirmativo A obtiene un "1" y B un "0". Si la respuesta es negativa el resultado es el contrario. Así se procede comparando A con C, A con D, entre otros, luego B con C, B con D, entre otros. De esta manera, sucesivamente todos los parámetros. Los resultados se presentan en una matriz como se indica a continuación:

Matriz de Comparación de Parámetros

	A	B	C	D
A	-	0	1	1
B	0	-	1	0
C	0	0	-	1
D	1	1	0	-

- Una vez realizada la comparación en pareja de los parámetros y haber obtenido los "unos y "ceros" indicativos, se procede a obtener los factores de peso para cada parámetro de la matriz. Para ello se aplica la siguiente fórmula:

$$\text{Peso} = (\text{SP}/\text{ST}) \times 100 \quad (1)$$

Donde:

SP: sumatoria de calificación de cada parámetro en relación al resto de los parámetros (adim).

ST: sumatoria de calificación de todos los parámetros (adim).

La matriz de comparación de parámetros con pesos anterior, se complementa a continuación para ilustrar la distribución de los pesos:

Matriz de Comparación de Parámetros con Pesos

	A	B	C	D	SP	Peso
A	-	0	1	1	2	33.3%
B	0	-	1	0	1	16.6%
C	0	0	-	1	1	16.6%
D	1	1	0	-	2	33.3%
					ST=	6

- Una vez obtenidos los factores de peso que se disponen para los parámetros de la matriz, se evalúan las alternativas entre sí. En este sentido, si se supone la presencia de tres alternativas propuestas, I, II y III. Para obtener la alternativa más favorable se procede a calificarla. Esto se hace comparando para cada parámetro las alternativas entre sí. Así pues, para el parámetro A se comparan las alternativas I y II entre sí, la que dentro de éste parámetro sea la más favorable obtiene un "1". Las comparaciones se miden por su carácter objetivo, es decir cuál es la más grande o pequeña, la más alta o baja, la más costosa o económica, entre otros.

Luego, se continúa comparando la alternativa I con la II, la II con la III y así sucesivamente, de ser el caso, hasta “n” alternativas. Aplicando la ec. (1) de los pesos, el procedimiento se repite para los otros parámetros, obteniendo una puntuación de alternativa por parámetro.

A continuación se ilustran cada una de las tablas que reflejan esta puntuación:

Matriz de Comparación de Tecnologías con Parámetro A

	I	II	III	SP	Peso
I	-	0	1	1	33.3%
II	1	-	1	2	66.7%
III	0	0	-	0	00.0%
				ST=	3

Matriz de Comparación de Tecnologías con Parámetro B

	I	II	III	SP	Peso
I	-	0	1	1	33.3%
II	1	-	1	2	66.7%
III	0	0	-	0	00.0%
				ST=	3

Matriz de Comparación de Tecnologías con Parámetro C

	I	II	III	SP	Peso
I	-	1	1	2	66.7%
II	0	-	0	0	00.0%
III	0	1	-	1	33.3%
				ST=	3

Matriz de Comparación de Tecnologías con Parámetro D

	I	II	III	SP	Peso
I	-	1	1	2	66.7%
II	0	-	0	0	00.0%
III	0	1	-	1	33.3%
				ST=	3

5. Siguiendo los pasos delineados, se tiene la puntuación parcial por alternativa para cada parámetro. Seguidamente se pondera la puntuación obtenida por el peso que tiene cada parámetro dentro de la matriz de evaluación. Por ejemplo, para la alternativa I, el parámetro A vale 33.3%, por lo tanto, en la matriz ésta alternativa obtiene una puntuación de:

$$\frac{(33.3 * 33.3)}{100} = 11.1 \text{ puntos} \quad (2)$$

Dicha puntuación se tabula y se suma para así obtener la puntuación de cada alternativa. La alternativa que obtenga más puntos será la más recomendable. A continuación se ilustra como queda la matriz con los valores finales:

Matriz de Ponderación de Tecnologías

	Peso [%]	ALT I [%]	ALT II [%]	ALT III [%]
PARAMETRO A	33.3	11.1	22.2	0
PARAMETRO B	16.6	5.5	11.1	0
PARAMETRO C	16.6	11.1	0	5.5
PARAMETRO D	33.3	22.2	0	11.1
PUNTUACIÓN	100.0	49.9	33.3	16.6

Para el caso particular de los valores reflejados en la matriz anterior, se observa que la alternativa más favorable es la I con el 49.9%, seguida de la alternativa II con el 33.3% y luego de la III con el 16.6%.

APLICACION DEL MDMB

El MDMB encuentra su aplicación en diversas disciplinas de la ingeniería. En el área de instrumentación se puede usar en la evaluación técnico-económica de ofertas, siendo de ayuda para la selección de equipos e instrumentos con el mayor número de atributos favorables al usuario. El MDMB también se puede usar como herramienta en la selección de sistemas de control para casos donde se presentan diferentes tipos de instrumentación, tecnologías y configuraciones. Por ejemplo, en el caso del uso de control distribuido o centralizado, seguridad intrínseca o equipos a prueba de explosión, instrumentación neumática o electrónica, donde

todas estas técnicas se pueden configurar en varias alternativas en las que existen ventajas y desventajas que dependen de la situación planteada.

Como se observa el MDMB es útil en la mayoría de los casos donde se presentan varias alternativas que son de difícil escogencia. Para obtener aún mayor objetividad en el proceso de aplicación del MDMB es conveniente reunir un grupo de personas con diferentes puntos de vista, pero todos con el mismo propósito de escoger una de las alternativas planteadas. Un grupo formado por personal de mantenimiento, de operaciones, de ingeniería y de otras organizaciones sería idóneo para aplicar el MDMB en la escogencia, por ejemplo, de un sistema de control. Una vez que los integrantes, del grupo han acordado el uso del método y existe consenso a nivel de la asignación de "unos" y "ceros" el resultado es automático. Se puede decir, que una vez seleccionado los parámetros o atributos sujetos a evaluación, el MDMB es sencillo en su aplicación, se adapta con facilidad a una hoja electrónica de cálculo en microcomputadores donde es posible modificar e incluir nuevos factores inclusive para la realización de estudios de sensibilidad.

Apéndice N° 2. Imágenes de Laboratorios Multifásicos de PDVSA-Intevep.



Figura N° 1. Laboratorio Multifásico Norte 6.



Figura N° 2. Centro Experimental de Producción (PDVSA, 2008).

Apéndice N° 3. Premisas financieras para evaluaciones económicas (PDVSA, 2007).

1. Año Base (período cero): Año del presupuesto que se está considerando.
2. Flujo de caja en términos de moneda constante al año en el cual se está formulando el presupuesto.
3. Para ser considerada, toda propuesta de inversión que genere ingresos debe tener un Valor Presente Neto (VPN) mayor a cero y una Tasa Interna de Retorno (TIR) mínima de 15%.
4. La Tasa de Descuento a utilizar a fin de determinar los indicadores económicos para PDVSA y sus filiales será de 12% real. Para los proyectos en progreso cuya evaluación a costo total presente un VPN negativo, se deberá elaborar una evaluación con las inversiones remanentes y comparar con otras alternativas de inversión, básicamente utilizando el Valor Presente Neto (VPN) y la Eficiencia de la Inversión (EI).
5. Los flujos de caja resultantes en cada evaluación deberán ser calculados en dólares equivalentes. A fin de llevar desembolsos de años anteriores a dólares constantes, se deberá utilizar las paridades y los índices de inflación históricos indicados, y la metodología para llevar valores nominales a valores constantes descrita en estos Lineamientos.
6. Como caso base, los programas y proyectos se evaluarán asumiendo que los mismos son ejecutados con recursos propios. Es decir, sin incluir ningún concepto de financiamiento en la evaluación económica de la propuesta.
7. En el caso que distintos renglones presupuestarios se orienten a un mismo objetivo, se deben considerar como una “Propuesta Integral” y se debe tomar el total de la producción adicional a generar, el costo total de los programas o proyectos que conformen la propuesta, los ingresos y gastos que generan los renglones presupuestarios incluidos en ella. *Para estos casos, los indicadores económicos sólo se calcularán para la propuesta integral.*
8. Las evaluaciones económicas deberán calcularse en forma incremental. Se entiende como “Evaluación Incremental”, aquella que considera sólo los impactos/beneficios que ocurren en el negocio, producto de ejecutar la

inversión propuesta, descartando todos aquellos elementos cuya ocurrencia ya existe y/o es independiente de la ejecución del proyecto.

9. Como caso base, todas las propuestas deben evaluarse/presentarse a Nivel Unidad de Negocio/Filial, exceptuando los casos de propuestas de interés corporativo en los cuales se deberán realizar evaluaciones a Nivel Corporativo/Nación.
10. La disponibilidad de los servicios industriales, compra de materia prima, combustible y gas, debe ser soportada en la propuesta de inversión a través del ente que los suministre.
11. El escenario de precios a utilizar en las evaluaciones económicas, es el Escenario Base emitido por la Dirección Ejecutiva de Planificación Corporativa. En el caso de proyectos que comercialicen o consuman productos no listados en el escenario oficial de PDVSA, los precios a ser usados para esos productos o insumos deben ser solicitados a la Gerencia de Evaluaciones Económicas y Financieras de Proyectos, de la Dirección Ejecutiva de Finanzas, que hará la gestión ante las organizaciones responsables de establecer los escenarios.
12. Como caso base, las contingencias por inversión están incluidas en los estimados de costos que suministran las unidades de Ingeniería. En tal sentido, no será necesario volver a incluir este concepto dentro de la evaluación económica de proyectos.
13. Los programas y proyectos se evaluarán considerando los costos estimados de saneamiento ambiental y desarrollo social.

Apéndice N° 4. Estudio bibliométrico en separación líquido-líquido de crudos livianos y medianos.

A) Se realizó la búsqueda de información enfocada a la identificación de equipos, procesos y mecanismos de la separación del área de separación crudo-agua en crudos livianos y medianos. Todo ello, mediante ciertas estrategias de búsqueda (o palabras claves en idioma inglés) mostradas a continuación.

Tabla N° 1. Estrategia de búsqueda.

Nro.	Estrategia
1	Separat* and liquid-liquid
2	Separat* and water and (Crude or Oil or Petroleum)
3	Dehydrat* and water and (Crude or Oil or Petroleum)

Las estrategias de búsqueda, fueron utilizadas en la revisión de las publicaciones disponibles en las bases de datos de PDVSA-Intevep, como: Engineering Village, SPE, EBSCO HOST y Science Direct. En el desarrollo de la investigación, se encontró un total de 34 artículos relacionados. Las diferentes publicaciones, en función de sus autores principales y secundarios son mostradas a continuación.

B) La búsqueda realizada generó los siguientes resultados.

Tabla N° 2. Publicaciones del análisis bibliométrico.

NOMBRE	AUTOR	AÑO	INSTITUCIÓN DE INVESTIGACIÓN / PAÍS	TÍTULO
Agrell, J.	Principal	2007	Alfa Laval (Suecia)	“A comparison between disc stack centrifuges and conventional separation technology”
Faucher, M.	Secundario			
Dhuldhoya, N.	Principal	1988	Texaco E&P (EEUU)	“Dehydration of heavy crude oil using disc stack centrifuges”
Mileo, M.	Secundario			
Madhumita, R.	Principal	1999	National University of Singapore (China)	“Performance of different analytical methods in evaluating grade efficiency of centrifugal separators”
Hoffman, A.	Secundario			
Meikrantz, Z.	Principal	1999	Costner Insudtries Nevada Corporation (EEUU)	“Advances in liquid/liquid centrifuges design provide new options for petroleum production”
Macaluso, W.	Secundario			
Khatib, Z.	Principal	1995	Shell E&P Technology (EEUU)	“Field evaluation of disc stack centrifuges for separating oil/water emulsions on offshore platforms”
Faucher, M.	Secundario			

Agrell, J.	Principal	2005	Alfa Laval (Suecia)	"Recovery of heavy oil and Bitumen using disc stack centrifuge technology"
Faucher, M.	Secundario			
Cambiella, A.	Principal	2006	Universidad de Oviedo (España)	"Centrifugal separation efficiency in the treatment of waste emulsified oils"
Benito, J.	Secundario			
Klasson, K.	Principal	2004	Oak Ridge National Laboratory (EEUU)	"Investigation of Centrifugal separator for oil water separation"
Taylor, P.	Secundario			
Polderman, H.	Principal	1997	Shell E&P Technology (EEUU)	"Design rules for dehydration tanks and vessel"
Bouma, J.	Secundario			
Rehm, S.	Principal	1983	Natco (Canadá)	"Enhanced oil/water separation (The Performax)"
Shaughnessy, R.	Secundario			
Simmons, M.	Principal	2004	University of Birmingham (Reino Unido)	"Residence time distributions and flow behavior in primary crude oil/ water separator treating well head fluids"
Komonibo, E.	Secundario			
Zemel, B.	Principal	1978	Shell E&P Technology (EEUU)	"Residence time distribution in gravity oil/water separations"
Bowman, R.	Secundario			
Kenneth, A.	Principal	1990	Paragon Engineering Services (Reino Unido)	"Droplet settling vs retention time theories for sizing oil/water separation"
Koszela, P.	Secundario			
Powers, M.	Principal	1990	Conoco Inc. (Canadá)	"Analysis of Gravity separation in free water knockouts"
Choi, M.	Principal	1990	Conoco Inc. (Canadá)	"Static hydrocyclones: a cost effective alternative for produces water treatment"
De Wit, H.	Principal	1974	American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers (EEUU)	"New design washtank for dehydration and desalting of large volumes of crude oil"
Powers, M.	Principal	1994	Conoco Inc. (Canadá)	"A modern gunbarrel of unique design"
Sinker, A.	Principal	1999	Cyclotech (Reino Unido)	"Enhanced deoiling hydrocyclone performance without resorting to chemical"
Humphis, M.	Secundario			
Young, G.	Principal	1987	Amoco Production (EEUU)	"An experimental investigation of the performance of 3 in hydrocyclone"
Hashmi, K.	Principal	2003	Canmet Energy Technology (Canadá)	"Canmet hydrocyclone: an emerging alternative for the treatment of oily waste streams"
Hamza, H.	Secundario			
Smyth, L.	Principal	1980	University of Southampton (Reino Unido)	"Small scale experiments on hydrocyclones for the dewatering light oils"
Thew, M.	Secundario			
Gómez, C.	Principal	2001	The University of Tulsa (EEUU)	"Experimental testing and modeling of liquid/liquid hydrocyclones"
Caldentey, J.	Secundario			
Stroder, S.	Principal	1994	Arco Oil & Gas Corporation (Canadá)	"Hydrocyclone separation: A preferred means of water separation and handling in oilfield production"
Wolfenberg, E.	Secundario			
Choi, M.	Principal	1990	Conoco Inc. (Canadá)	"Hydrocyclone produced water treatment for offshore developments"
Belaidi, A.	Principal	2003	University of Bradford (Reino Unido)	"Hydrocyclone performance with complex oil/water emulsions in the feed"
Thew, M.	Secundario			
Van den Brock, W.	Principal	2000	Delf University of Technology (Holanda)	"Comparision of plate coalescer, centrifuge and hydrocyclone"
Plat, R.	Secundario			
Oropeza, C.	Principal	2001	The University of Tulsa (EEUU)	"Multiphase separation in liquid/liquid cylindrical cyclone"
White, D.	Principal	1993	Atlantic Richfield Company (EEUU)	"Dehydration of heavy crude oil using hydrocyclone"
Sharma, S.	Principal	1984	Sii Drilco (EEUU)	"Experimental investigation of the performance characteristic of hydrocyclones"
Gómez, C.	Principal	2002	The University of Tulsa (EEUU)	"Oil/water separation in liquid/liquid hydrocyclone (LLHC)"
Caldentey, J.	Secundario			
Schubert, M.	Principal	1992	Conoco Inc. (Canadá)	"Advancements in liquid hydrocyclone separation system"
Hansen, R.	Secundario			
Mathiravedu, R.	Principal	2002	Schlumberger (Francia)	"Performance and control of liquid/liquid cylindrical cyclone separator"
Wang, S.	Secundario			
Wilkinson, D.	Principal	2000	Heriot-Watt University (Escocia)	"Baffle plate configurations to enhance separation in horizontal primary separations"
Waldie, B.	Secundario			
Puentes, E	Principal	2006	Universidad Simón Bolívar (Venezuela)	"Estudio experimental del separador compacto ciclónico líquido/líquido para agua aceite"

C) A partir de los resultados encontrados, se encontraron tanto los años como los países con mayor cantidad de publicaciones en el área de separación líquido-líquido.

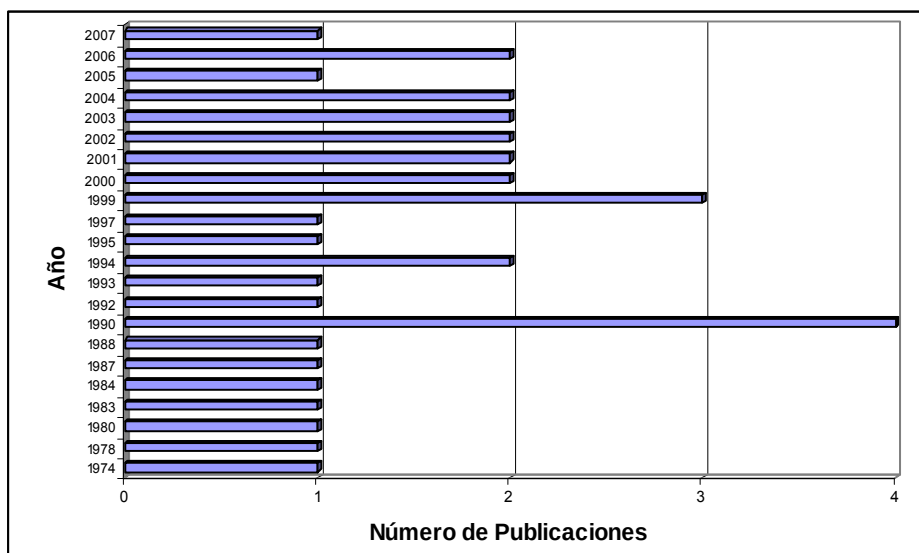


Figura N° 3. Número de publicaciones por año para la separación líquido-líquido.

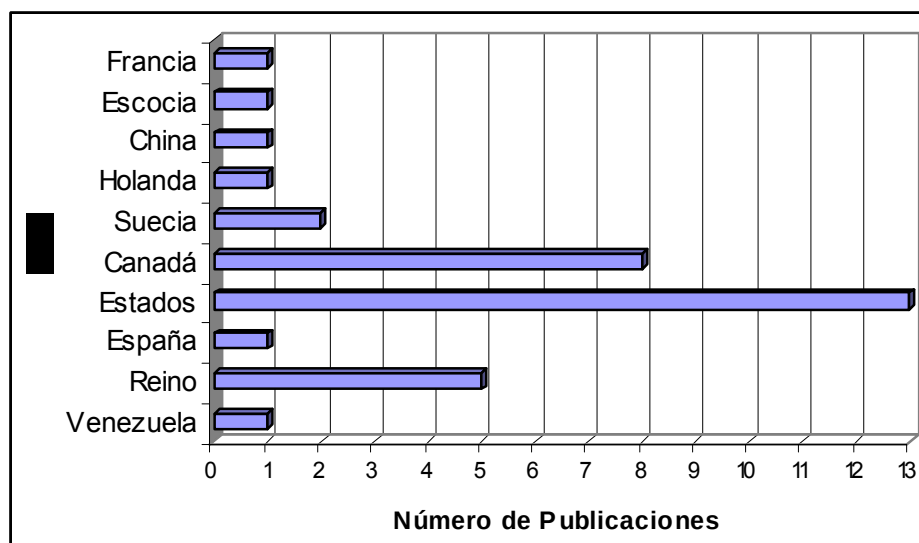
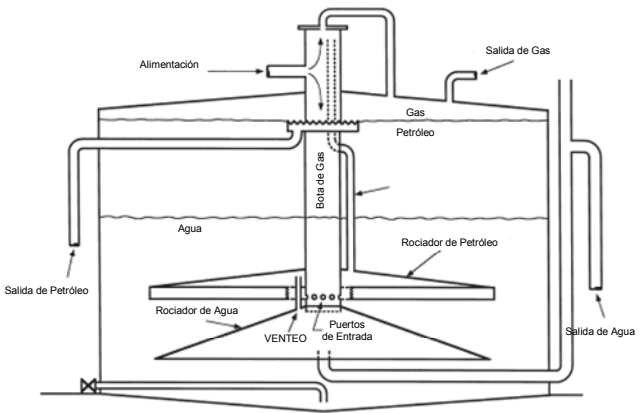
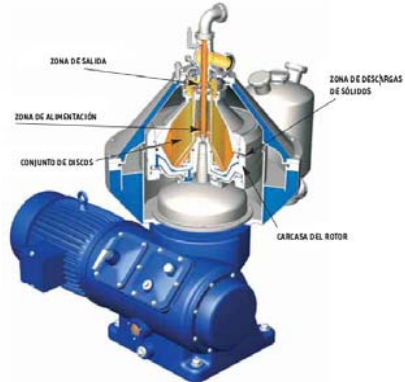
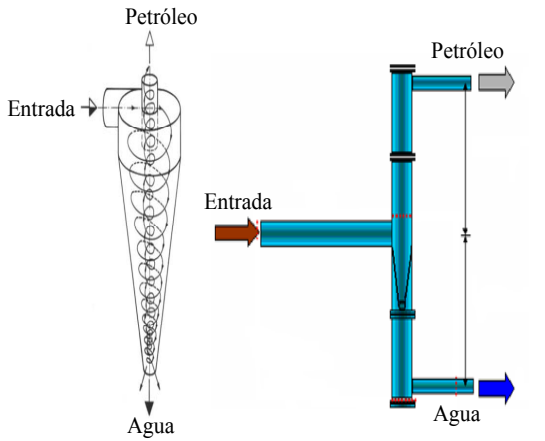


Figura N° 4. Número de Publicaciones por Año para la separación líquido-líquido.

Como se puede observar de las gráficas anteriores, el año con mayor cantidad de publicaciones en el área de separación líquido-líquido fue 1990 con 4 artículos. Por otro lado, el país que más investigaciones a realizado en el área mencionado fue Estados Unidos con 13 publicaciones.

Apéndice N° 5. Descripción de los equipos evaluados en el MDMB.

Tecnología	Descripción	Representación
Despojador de agua Libre <i>(Manning y Thompson, 1992)</i>	-Empleados para remover grandes cantidades de agua libre a partir del asentamiento gravitacional y el tiempo de residencia. -Es aplicado en conjunto con otras técnicas, por lo que es considerado como separador primario. -Puede o no poseer platos internos que promuevan la coalescencia de la fase dispersa. -Frecuentemente son tanques de construcción sencilla con control de nivel y descarga. -Requieren de la adición de demulsificantes aguas arriba para poder separar mezclas emulsionadas.	
Tanque de Lavado <i>(Bradley, 1992)</i>	-Conocido igualmente como tanque de asentamiento o tanque deshidratador. -La emulsión o dispersión líquido-líquido, ingresa a una cámara o bota de gas donde ocurre la separación del gas que aún pueda estar presente en la corriente de producción. Estas botas de gas pueden ser tan sencillas como una sección de tubería o complejas mediante la presencia de boquillas, empaques o inclusive platos internos, que cumplen la finalidad de mejorar la separación. -Una vez que la emulsión desciende por la cámara de gas, la misma llega hasta el fondo del recipiente en la sección de lavado, específicamente por debajo de la interfase agua- petróleo. -El lavado consiste en hacer fluir a la emulsión en estudio, a través de una determinada cantidad del mismo fluido que poseen las gotas dispersas de la mezcla, lo que incrementará la coalescencia de la fase interna y a su vez la remoción de la fase continua. La técnica del lavado, se logra a partir de un rociador, que no sólo distribuye el flujo sino que además permite un contacto más íntimo de las fases, disminuyendo la velocidad de asenso de la emulsión para lograr la separación de gotas más pequeñas. -A medida que la emulsión asciende, las gotas de agua se asientan en contracorriente a las gotas de petróleo por el efecto de la gravedad. En este sentido, los tanques de lavado, combinan en su principio de separación al lavado y al efecto de la gravedad.	

Centrífuga de Disco (Alfa Laval, 2008)	-Es un tanque de sedimentación cuya base está situada en un eje central giratorio. -Al girar a gran velocidad, el efecto de gravedad se sustituye por una fuerza centrífuga controlable. -La inserción de placas o conjunto de discos, proporciona una mayor superficie de contacto, lo que contribuye a acelerar considerablemente la separación. -Las fuerzas centrífugas impulsan a la fase más densa (y sólidos, si existen) hacia fuera, contra la cara interna de la carcasa del rotor, mientras que las fases menos densas forman capas concéntricas interiores. -Existen cuatro secciones principales. La sección de alimentación, donde se aumenta la velocidad del líquido hasta que alcance la velocidad del rotor. La zona de discos, donde se encuentran el componente central de la centrífuga. La salida de líquidos menos densos, a partir de salidas abiertas. Finalmente, la sección de líquido más densos (y sólidos, si existen) que mayormente ocurre de manera continua a través de conexiones situadas en la periferia.	
Ciclón (Jones, 1993)	-Utilizan la fuerza centrífuga para separar la fase dispersa de la fase continua, aprovechando también el efecto de la gravedad -La mezcla se introduce tangencialmente en el cuerpo del separador para producir un remolino. -La geometría del conducto de entrada debe contribuir a la pre-separación de las fases. -El vórtice externo se mueve en forma descendente buscando la salida inferior, mientras que el vórtice interno se desplaza en sentido contrario buscando la salida superior. -Si la fase dispersa es la más liviana, como en el caso de crudo liviano o mediano disperso en el agua, aquella se mueve hacia el centro del equipo, donde alcanza la región de flujo de reverso y es separado, fluyendo hacia la salida superior. La fase continua, más pesada, es retirada por la salida inferior. Por otra parte, si la fase dispersa es la más pesada, como en el caso de partículas sólidas, migrará hacia las paredes saliendo a través de la toma inferior. -Existen diferentes tipos de ciclones líquido-líquido estáticos: (a) <i>hidrociclones</i>: representan los separadores compactos más utilizados en la industria ya que varios diseños se encuentran disponibles comercialmente, además consisten de una serie de secciones cilíndricas y cónicas. (b) <i>ciclones cilíndricos</i>: son más simples de diseñar y construir que los hidrociclones siendo el cuerpo del equipo una sección de tubería colocada verticalmente, donde la entrada, en general, es tangencial y horizontal para el caso líquido-líquido.	 HIDROCIKLÓN CICLÓN CILÍNDRICO

Apéndice N° 6. Definición de los parámetros de evaluación utilizados en el MDMB.

(a) Viscosidad. Parámetro cuantificado en términos de gravedades API. Siendo uno de los propósitos de este trabajo, la búsqueda de equipos validados para operar con crudos medianos y livianos.

(b) Corte de Agua. El corte de agua representa la cantidad total de agua en la corriente de crudo de producción. Parámetro de notable relevancia en pozos petrolíferos con largas trayectorias de explotación como en el caso particular de la mayoría de los pozos venezolanos.

(c) Diámetro Mínimo de Gota. El tamaño de las gotas dispersas en la fase continua afecta de manera importante a la separación líquido-líquido (Manning y Thompson, 1992). El diámetro de gota es una variable determinante en la separación de muchos equipos y se refiere al tamaño mínimo (mayormente expresados en micras) que poseen las gotas separadas de la fase continua.

(d) Principio de Operación. El principio de operación se encuentra relacionado con el mecanismo de separación que cada tecnología lleva a cabo para lograr la remoción de la fase dispersa en la fase continua.

(e) Tiempo de Residencia. Según Ball (2005), una separación física efectiva es función del tiempo de residencia. El tiempo de residencia es referido como el tiempo requerido para que ocurra la separación de las fases, no obstante, el tiempo de residencia también puede ser considerado como la cantidad de tiempo en el que un fluido de proceso reside en el interior de un equipo antes de que la separación deseada ocurra. Si el equipo de superficie es muy pequeño la separación no ocurrirá pero si el equipo de superficie es muy grande surgirán problemas económicos debido al sobrediseño de los mismos. Adicional a la relación de tiempo de residencia con el tamaño de los equipos, se tiene especial interés hacia

tiempos de residencia más cortos, con lo cuales se podrán procesar mayores volúmenes de alimentación.

(f) Equipo Compacto. Mediante este parámetro se evalúa cuán compacta es la tecnología, entendiéndose por compacto a la relación capacidad-eficiencia ofrecida por el separador.

(g) Posición. La posición está referida a la ubicación en la que el equipo debe ser instalado para su operación. Actualmente se está en la búsqueda de equipos de producción, manejo y adecuación de crudos capaces de ahorrar espacio físico en las estaciones de flujo pero mayormente en plataformas costa afuera donde los costos asociados a la producción son críticos (Gómez, Caldentey, Wang, Gómez and Shoham, 2001).

(h) Experiencia Operacional. La experiencia operacional forma parte de la madurez así como del nivel de evolución que cada tecnología haya alcanzado a lo largo del tiempo. En esta tesis fue de principal interés destacar a los separadores que contaran con validaciones a partir de pruebas experimentales, principalmente a escala piloto. No obstante, al momento de la ponderación se consideraron desarrollos realizados a nivel comercial y de campo.

(i) Costos Operacionales

Los costos operacionales están enfocados a factores de costos generados, aspecto esencial en la inversión de un proyecto si se espera, en años futuros, implantar la tecnología a escala comercial.

Apéndice N° 7. Características de las tecnologías evaluadas en el MDMB.

Parámetros	Despojadores de Agua Libre (DAL)	Tanque de Lavado	Centrífuga de Disco	Ciclones
Condiciones de Alimentación				
Viscosidad	Livianos y medianos	Livianos y medianos	Livianos, medianos y pesados	Livianos y medianos
Corte de Agua, %	Alto	Moderado	Bajo	Moderado - Alto
Diámetro Mínimo de Gota, micras	100 – 150	≈ 100	2 - 5	15 - 20
Condiciones de Operación				
Principio de Operación	Gravitacional	Gravitacional (con lavado)	Centrífuga (con internos)	Centrífuga
Tiempo de Residencia	24 – 48 horas	12 – 48 horas	2-5 seg	3 – 5 seg
Equipo Compacto	No	No	No	Si
Posición	Vertical / Horizontal*	Vertical	Vertical	Indiferente (sin limitaciones)
Madurez de la Tecnología				
Experiencia Operacional	Alto	Alto	Bajo	Mediano
Costos Operacionales	Bajo	Moderado	Alto	Bajo

* Mayormente recomendado para separaciones líquido-líquido, por permitir un movimiento menos restringido para las gotas dispersas (Bradley, 1992).

Apéndice N° 8. MDMB aplicado a selección de tecnologías de separación crudo-agua para crudos livianos y medianos.

Comparación de parámetros de evaluación.

PARÁMETROS	Viscosidad	Corte de agua	Diámetro mínimo de gota	Principio de operación	Costos de Operación	Experiencia operacional	Tiempo de residencia	Equipo compacto	Posición	Peso (%)
Viscosidad	-	0	0	0	0	1	0	0	0	2,6
Corte De agua	1	-	1	1	0	1	0	0	0	10,5
Diámetro mínimo de Gota	1	1	-	0	0	0	0	0	0	5,3
Principio de operación	1	0	1	-	0	0	1	0	0	7,9
Costos de Operación	1	1	1	1	-	1	0	0	1	15,8
Experiencia operacional	0	0	1	1	0	-	0	0	0	5,3
Tiempo de residencia	1	1	1	0	1	1	-	0	1	15,8
Equipo compacto	1	1	1	1	1	1	1	-	1	21,1
Posición	1	1	1	1	0	1	0	1	-	15,8

Comparación de tecnologías según la viscosidad.

TECNOLOGÍAS	DAL	Tanque de Lavado	Centrífuga de Discos	Hidrociclón	Peso (%)
DAL	-	0	0	0	0
Tanque de Lavado	1	-	0	1	33,3
Centrífuga de Discos	1	1	-	1	50
Hidrociclón	1	0	1	-	16,7

Comparación de tecnologías según corte de agua.

TECNOLOGÍAS	DAL	Tanque de Lavado	Centrífuga de Discos	Hidrociclón	Peso (%)
DAL	-	1	1	1	50
Tanque de Lavado	0	-	0	0	0
Centrífuga de Discos	0	1	-	0	16,7
Hidrociclón	0	1	1	-	33,3

Comparación de tecnologías según diámetro de gotas.

TECNOLOGÍAS	DAL	Tanque de Lavado	Centrífuga de Discos	Hidrociclón	Peso (%)
DAL	-	0	0	0	0
Tanque de Lavado	1	-	0	0	16,7
Centrífuga de Discos	1	1	-	1	50
Hidrociclón	1	1	0	-	33,3

Comparación de tecnologías según del principio de operación.

TECNOLOGÍAS	DAL	Tanque de Lavado	Centrífuga de Discos	Hidrociclón	Peso (%)
DAL	-	0	0	0	0
Tanque de Lavado	1	-	0	0	16,7
Centrífuga de Discos	1	1	-	0	33,3
Hidrociclón	1	1	1	-	50

Comparación de tecnologías según experiencia operacional.

TECNOLOGÍAS	DAL	Tanque de Lavado	Centrífuga de Discos	Hidrociclón	Peso (%)
DAL	-	1	1	1	50
Tanque de Lavado	0	-	1	1	33,3
Centrífuga de Discos	0	0	-	0	0
Hidrociclón	0	0	1	-	16,7

Comparación de tecnologías según los costos operacionales.

TECNOLOGÍAS	DAL	Tanque de Lavado	Centrífuga de Discos	Hidrociclón	Peso (%)
DAL	-	1	1	0	40
Tanque de Lavado	1	-	1	0	20
Centrífuga de Discos	1	0	-	0	0
Hidrociclón	1	0	1	-	40

Comparación de tecnologías según el tiempo de residencia.

TECNOLOGÍAS	DAL	Tanque de Lavado	Centrífuga de Discos	Hidrociclón	Peso (%)
DAL	-	1	0	0	16,7
Tanque de Lavado	0	-	0	0	0
Centrífuga de Discos	1	1	-	0	33,3
Hidrociclón	1	1	1	-	50

Comparación de tecnologías según equipo compacto.

TECNOLOGÍAS	DAL	Tanque de Lavado	Centrífuga de Discos	Hidrociclón	Peso (%)
DAL	-	1	1	0	33,3
Tanque de Lavado	0	-	1	0	16,7
Centrífuga de Discos	0	0	-	0	0
Hidrociclón	1	1	1	-	50

Comparación de tecnologías según posición.

TECNOLOGÍAS	DAL	Tanque de Lavado	Centrífuga de Discos	Hidrociclón	Peso (%)
DAL	-	1	0	0	16,7
Tanque de Lavado	0	-	0	0	0
Centrífuga de Discos	1	1	-	0	33,3
Hidrociclón	1	1	1	-	50

Apéndice N° 9. Cálculo tipo para el diseño del mezclador estático

Los cálculos tipos para el diseño del mezclador estático están realizados en función del laboratorio de Flujo Multifásico de Norte 6. Por ello, no se reflejarán en estos apéndices a los cálculos tipos del CEPRO por ser similares.

1.- Suposición del diámetro del mezclador (en pulgadas)

$$D = 2 \text{ pulg} \quad (3)$$

Donde:

D : Diámetro interno del mezclador (pulg)

Como primera opción en el proceso de suposición, se establece un diámetro en pulgadas igual al de la tubería donde estará ubicado el dispositivo. En este caso, las tuberías existentes a la descarga de las bombas en el Laboratorio de Norte 6.

2.- Densidad de la dispersión

$$\rho_d = \frac{1}{\left(\frac{X_1}{\rho_1}\right) + \left(\frac{X_2}{\rho_2}\right)} \quad (4)$$

Donde:

ρ_d : Densidad de la dispersión (kg/m^3)

X_1 : Fracción másica de aceite (adim)

X_2 : Fracción másica de agua (adim)

ρ_1 : Densidad del aceite (kg/m^3)

ρ_2 : Densidad del agua (kg/m^3)

$$\rho_d = \frac{1}{\left(\frac{0,09}{858}\right) + \left(\frac{0,91}{958}\right)} = 948,1$$

3.- Parámetro de composición para la dispersión

$$\xi = \frac{X_1 \cdot \rho_d}{\rho_1} \quad (5)$$

Donde:

ξ : Parámetro de composición para la dispersión (adim)

$$\xi = \frac{(0,09).(948,1)}{858} = 0,009$$

4.- Viscosidad de la dispersión

$$\mu_d = (\mu_2.(1-\xi).(1+2,5.\xi)) + (\mu_1.\xi) \quad (6)$$

Donde:

μ_d : Viscosidad de la dispersión (Pa.s)

μ_1 : Viscosidad del aceite (Pa.s)

μ_2 : Viscosidad del agua (Pa.s)

$$\mu_d = (9,81E-05.(1-0,009).(1+2,5.0,009)) + (0,02.0,009) = 0,0017$$

5.- Número de Reynolds

$$Re = \frac{6,31.(m_t.2,20)}{(\mu_d.1000).D} \quad (7)$$

Donde:

Re: Número de Reynolds (adim)

m_t : Flujo másico de la corriente de entrada al mezclador (kg/h)

$$Re = \frac{6,31.(18141,8).2,20}{(0,0017.1000).2} = 7,1E04$$

6.- Si el número de Reynolds es mayor a 500, el flujo a través del mezclador es turbulento. En este caso, se hace uso de la siguiente figura para estimar la caída de presión por elemento de mezclado en función del diámetro

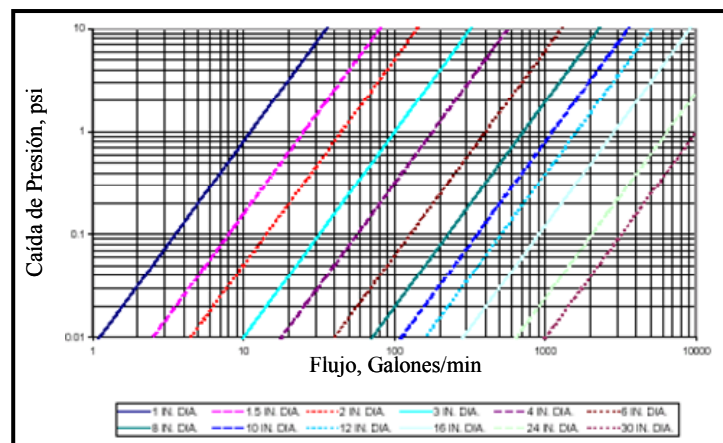


Figura N° 5. Caída de Presión en mezclador para Flujo turbulento en función del diámetro (Ross Engineering, 2008)

$$\Delta p_{\text{gráfica}} = 1,9$$

Donde:

$\Delta p_{\text{gráfica}}$: Caída de presión por elemento estimada por gráfica (psi)

$$\Delta p_{\text{gráfica}}^* = 7,6$$

Donde:

$\Delta p_{\text{gráfica}}^*$: Caída de presión por equipo estimada por gráfica (psi)

7.- Modificación de la caída de presión.

La caída de presión hallada en el paso anterior debe ser modificada. Para ello, se multiplica a la caída de presión por la gravedad específica de la dispersión y por el factor de corrección (K).

$$\Delta p_{\text{gráfica-mod}} = \Delta p_{\text{gráfica}}^* . GE . K \quad (8)$$

Donde:

$\Delta p_{\text{gráfica-mod}}$: Caída de presión corregida a través del equipo (psi)

K: Factor de corrección K (adim)

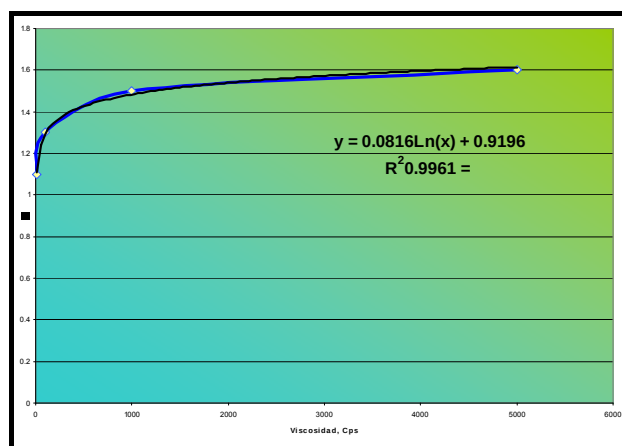


Figura N° 6. Factor para corrección de la viscosidad (Ross Engineering, 2008)

$$\Delta p_{\text{gráfica-mod}} = 7,6 . (0,986) . (0,9708) = 7,27$$

8.- Estimación del número de elementos de mezclado a lo largo del equipo

De acuerdo a Lenntech (2008), para régimen turbulento la cantidad de elementos por equipos se encuentra entre 2 y 6. Por lo que, se tomaron para el diseño un total de 4 elementos.

9.- Caída de presión por elemento estimada por fórmula de régimen turbulento

$$\Delta p_1 = \frac{8 \cdot 10^{-3} \cdot (V_t)^2 \cdot GE \cdot \mu_d}{D^4} \quad (9)$$

Donde:

Δp_1 : Caída de presión por elemento estimada por fórmula (psi)

V_t : Flujo volumétrico de la corriente de entrada al mezclador (gal/min)

GE: gravedad específica de la corriente de entrada al mezclador (adim)

$$\Delta p_1 = \frac{8 \cdot 10^{-3} \cdot (67,47)^2 \cdot 0,986 \cdot 1,83}{2^4} = 2,32$$

La caída de presión por elemento se multiplica por el número de elementos de mezclado, para obtener la caída de presión a través de todo el mezclador.

$$\Delta p_2 = \Delta p_1 \cdot 4 = 2,32 \cdot 4 = 9,28$$

Donde:

Δp_2 : Caída de presión estimada a través del equipo (psi)

10.- Comparación de las caídas de presión calculadas

Si la caída de presión obtenida en el paso 7, excede al valor de la caída de presión obtenida en el paso 9, debe suponerse un diámetro en pulgadas para el mezclador (paso 1) de mayor magnitud. En consecuencia, se deben realizar nuevamente los cálculos hasta obtener una caída de presión menor a la obtenida en 7.

11.- Longitud del mezclador estático.

Una vez hallado el diámetro correcto para el mezclador estático, se hace uso de la Tabla N° 3 para establecer la longitud de los elementos de mezclado dentro del equipo.

Tabla N° 3. Longitud del Mezclador estático en función del diámetro (Ross Engineering, 2008)

Diámetro del Mezclador, pulg	Longitud de 4 elementos, pulg
1	6
1-1/2	9
2	12
3	18
4	24
6	36

Apéndice N° 10. Constantes para correlaciones de Medronho según geometría de hidrociclón (Coelho y Medronho, 2001).

Constante, adim	Hidrociclón Bradley	Hidrociclón Rietema
K_1	0,0550	0,0474
K_2	258	371,5
K_3	$1,21 \cdot 10^6$	1218
n_1	0,66	0,74
n_2	12	9
n_3	0,37	0,12
n_4	0	-2,12
n_5	2,63	4,75
n_6	-1,12	-0,30

Apéndice N° 11. Cálculo tipo para prototipo de diseño N° 1

El cálculo tipo para el prototipo de diseño N° 1, estuvo contemplado para 2,8 bar de caída de presión y 4 m³/h como caudal de entrada al equipo. Como se mencionó, los diseños obtenidos para los dos laboratorios de prueba reportaron los mismos valores de diámetros, por lo que, estos cálculos tipos emplean datos de operación de Norte 6.

CORRELACION DE RIETEMA

1.- Diámetro de hidrociclón

Haciendo uso de la ec. **Error! Reference source not found.**, se tiene que el diámetro de cada hidrociclón es:

$$0,0011 \frac{m^3}{s} \cdot \left(\frac{958 \frac{kg}{m^3}}{0,0010 \frac{kg}{ms}} \right)^2 \cdot \sqrt{\frac{28552,05 \frac{kg}{ms^2}}{958 \frac{kg}{m^3}}} = 0,2 \cdot \left(\frac{D_H \sqrt{958 \frac{kg}{m^3} \cdot 28552,05 \frac{kg}{ms^2}}}{0,0010 \frac{kg}{ms}} \right)^{1,85}$$

$$D_H = 84,6mm$$

2.- Diámetro al 50% de probabilidad

Con la ec. **Error! Reference source not found.** y al conocer el diámetro del equipo, se obtiene el diámetro de corte asociado:

$$\left(\frac{D_{50\%}}{0,0010 \frac{kg}{ms}} \right)^2 \cdot \left| 858 \frac{kg}{m^3} - 958 \frac{kg}{m^3} \right| \cdot 28552,05 \frac{kg}{ms^2} = 0,177 \cdot \left(\frac{0,0846m \sqrt{958 \frac{kg}{m^3} \cdot 28552,05 \frac{kg}{ms^2}}}{0,0010 \frac{kg}{ms}} \right)^{0,85}$$

$$D_{50\%} = 62,5 \mu m$$

CORRELACION DE MEDRONHO

En esta sección, los cálculos tipos estuvieron representados por la geometría de Rietema. En el caso del equipo tipo Bradley la secuencia de cálculos es análoga.

1.- Diámetro del hidrociclón

A partir de la definición del número adimensional de Euler y Reynolds se tiene:

$$Eu = \frac{\pi^2 \cdot \Delta P_o \cdot D_H^4}{8 \cdot \rho_w \cdot Q_{en}^2} \quad (10)$$

$$Re = \frac{4 \cdot \rho_w \cdot Q_{en}}{\pi \cdot \mu \cdot D_H} \quad (11)$$

Igualando la ec. (10) con la ec. **Error! Reference source not found.** y sustituyendo la ec. (10), se tiene entonces el valor del diámetro para las condiciones establecidas.

$$\frac{\pi^2 \cdot 28552,05 \frac{kg}{ms^2} \cdot D_H^4}{8 \cdot 958 \frac{kg}{m^3} \cdot \left(0,0011 \frac{m^3}{s} \right)^2} = 371,5 \cdot \left(\frac{4 \cdot 958 \frac{kg}{m^3} \cdot 8 \cdot 958 \frac{kg}{m^3}}{\pi \cdot 0,0010 \frac{kg}{ms} \cdot D_H} \right)^{0,12} \cdot \exp(-2,12 \cdot 0,1)$$

$$D_H = 75,6 mm$$

2.- Diámetro al 50% de probabilidad

Sabiendo que el producto entre el número adimensional de Stokes y Euler puede definirse como:

$$Stk_{50} \cdot Eu = \frac{\pi \cdot (\rho_1 - \rho_2) \cdot \Delta P_o \cdot D_H \cdot D_{50\%}^2}{36 \cdot \mu \cdot \rho_w \cdot Q_{en}} \quad (12)$$

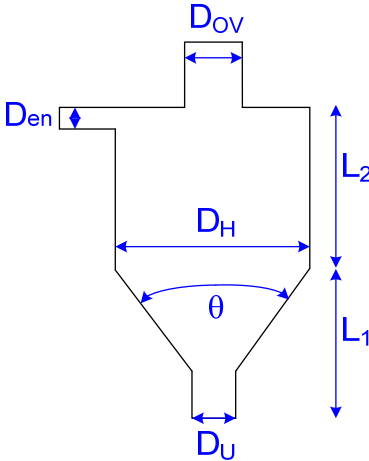
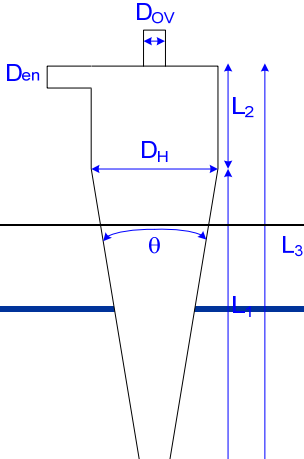
Al igualar la ec. (12) con la ec. **Error! Reference source not found.** se puede obtener el diámetro de corte necesario para el diámetro del cuerpo cilíndrico obtenido para el equipo.

$$0,0474 \cdot \left[\ln \left(\frac{1}{0,1} \right) \right]^{0,74} \cdot \exp(9.0,1) = \frac{\pi \cdot \left(958 \frac{kg}{m^3} - 858 \frac{kg}{m^3} \right) \cdot \left(28552,05 \frac{kg}{ms^2} \right) \cdot (0,0756m) \cdot D_{50\%}^2}{\left(36.0,0010 \frac{kg}{ms} \right) \cdot \left(958 \frac{kg}{m^3} \right) \cdot \left(0,0011 \frac{m^3}{s} \right)}$$

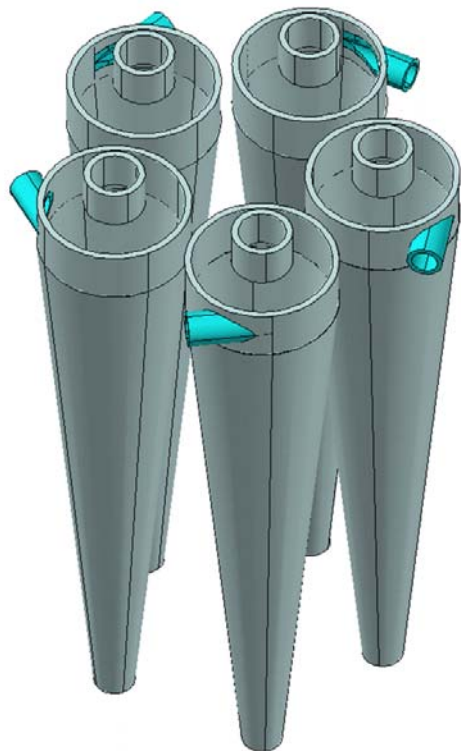
$$D_{50\%} = 133,8 \mu m$$

Para ambas correlaciones, a partir de las relaciones geométricas expresadas en el Apéndice N° 12 y el diámetro calculado para el equipo, se obtuvieron los diseños del prototipo de diseño N° 1.

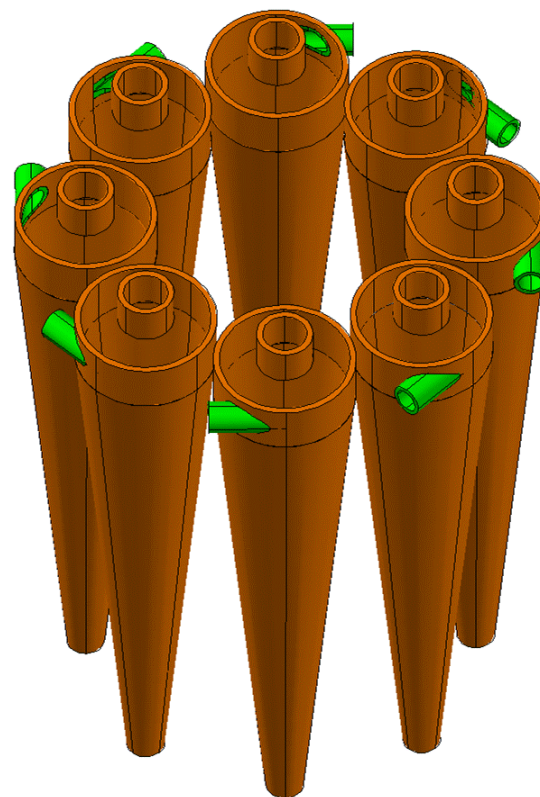
Apéndice N° 12. Geometrías de hidrociclones tipo Rietema y Bradley.

Geometría de BRADLEY	Relaciones Geométricas
	Den= 0,14.D _H
	D _{OV} = 0,2.D _H
	L ₁ +L ₂ = 0,5.D _H
	L ₂ = 0,33.D _H
	Θ= 9°
Geometría de RIETEMA	Relaciones Geométricas
	Den= 0,28.D _H
	D _{OV} = 0,34.D _H
	L ₁ +L ₂ = 5.D _H
	L ₂ = 0,4.D _H
	Θ= 10°

Apéndice N° 13. Configuración de separadores Rietema.

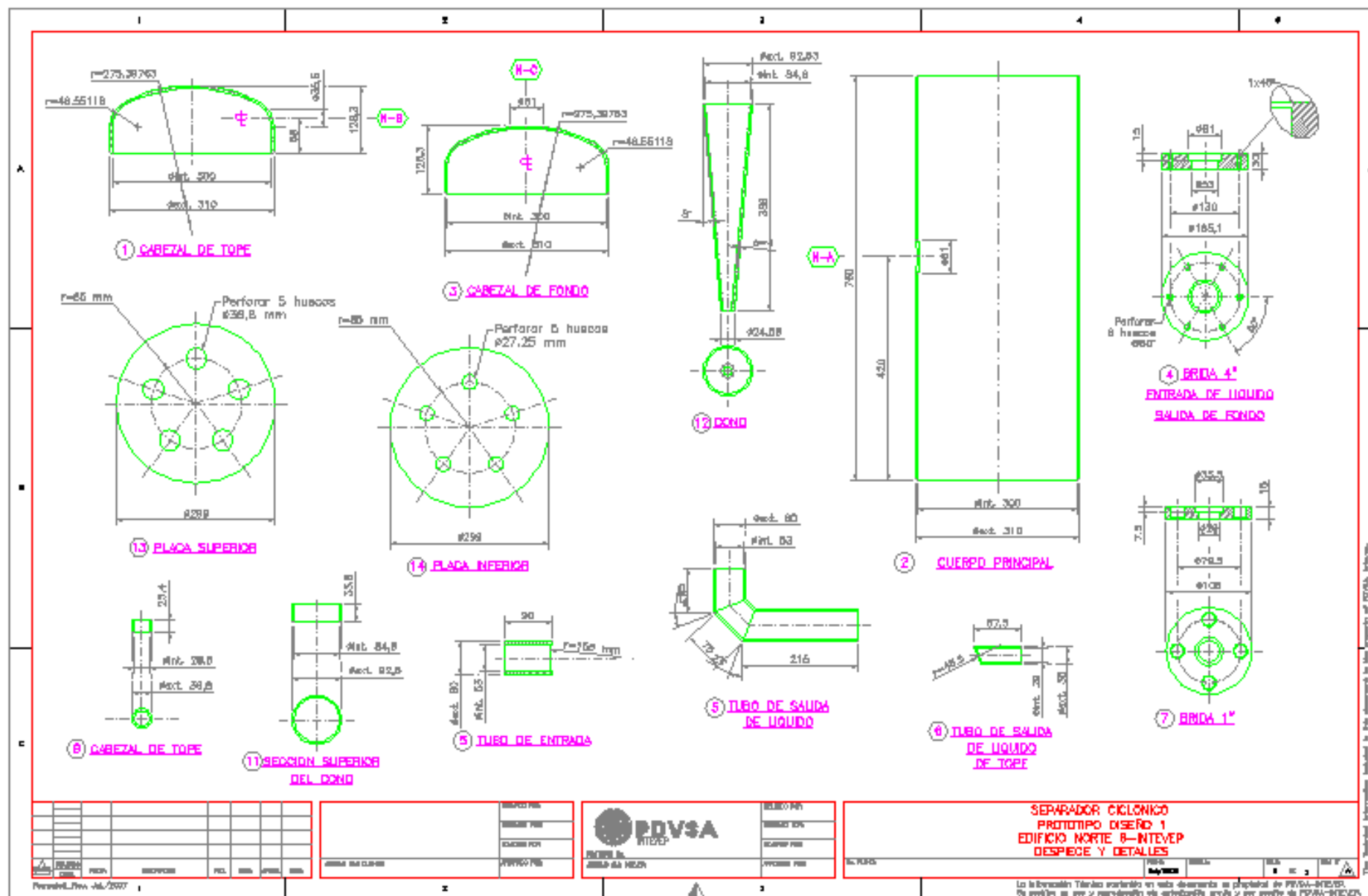


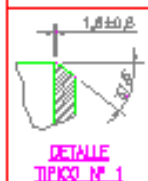
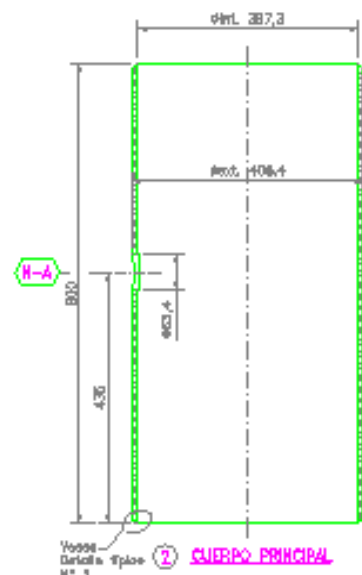
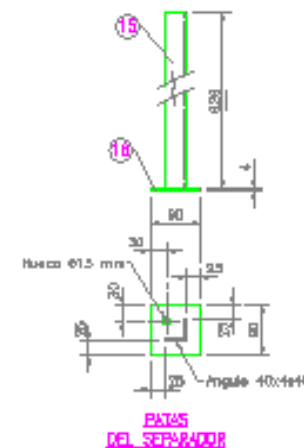
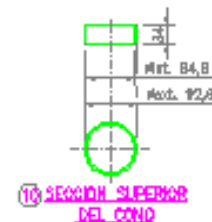
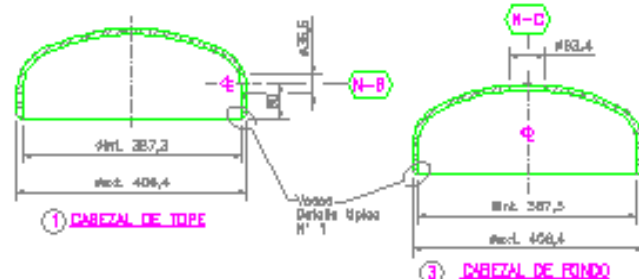
Laboratorio de Flujo Multifásico de Norte 6
(*Plexiglás Traslúcido*)



Centro Experimental de Producción PDVSA
(*Acero Comercial*)

Apéndice N° 14. Planos de construcción para separador Rietema.





ITEM	DESCRIPCIÓN	MATERIAL	UNID	CANT
18	Bases	Laminas A-518, Gr 70, $\phi=4$ mm	Pzs	3
19	Pata del Separador	Angulo 40x40x40	mbs.	1.5
14	Placa Inferior	A-518, Gr 70, $\phi=4$ mm	Pzs	1
13	Placa Superior	A-518, Gr 70, $\phi=4$ mm	Pzs	1
12	Cono del Cilindro	A-518, Gr 70, $\phi=4$ mm	Pzs	8
11	Entrada al Cilindro	Tubería $\phi 1"$, sin costura, ASTM A-53, Gr. B, Sch. 40	Pzs	8
10	Sección Superior del Cono	A-518, Gr 70, $\phi=4$ mm	Pzs	8
9	Cilindro de Tapas	A-518, Gr 70, $\phi=4$ mm	Pzs	8
8	Codo de salida	Codo $90^\circ-\phi 4"$ -RL, ASTM-106	Pzs	1
7	Salida de Gas	Brida $\phi 1"$ -150#-RL, ASTM-100	Pzs	1
6	Tubo de Acople	Tubería $\phi 1"$, sin costura, ASTM A-53, Gr. B, Sch. 40	mbs.	0.5
5	Tubo de Acople	Tubería $\phi 4"$, sin costura, ASTM A-53, Gr. B, Sch. 40	mbs.	0.3
4	Baquillo de Entrada	Brida $\phi 4"$ -150#-RL, ASTM-100	Pzs	2
3	Cabezal de fondo	Cabezal Elipsoidal 21, ϕ ext. 408.4 mm, A 518, Gr 70	Pzs	1
2	Quempe Principal	Tubería $\phi 18"$, sin costura, ASTM A-53, Gr. B, Sch. 40	Pzs	1
1	Cabezal de tapa	Cabezal Elipsoidal 21, ϕ ext. 408.4mm, A 518, Gr 70	Pzs	1

[illegible]

	BRILLIANT PINK
	BRILLIANT PINK
	BRILLIANT PINK
BRILLIANT PINK	BRILLIANT PINK

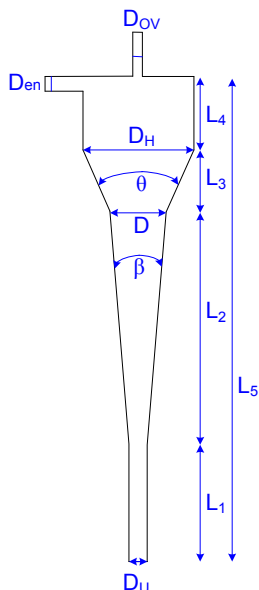


DELIVER FOR	
DELIVER FOR	
DELIVER FOR	
DELIVER FOR	
DELIVER FOR	DELIVER FOR

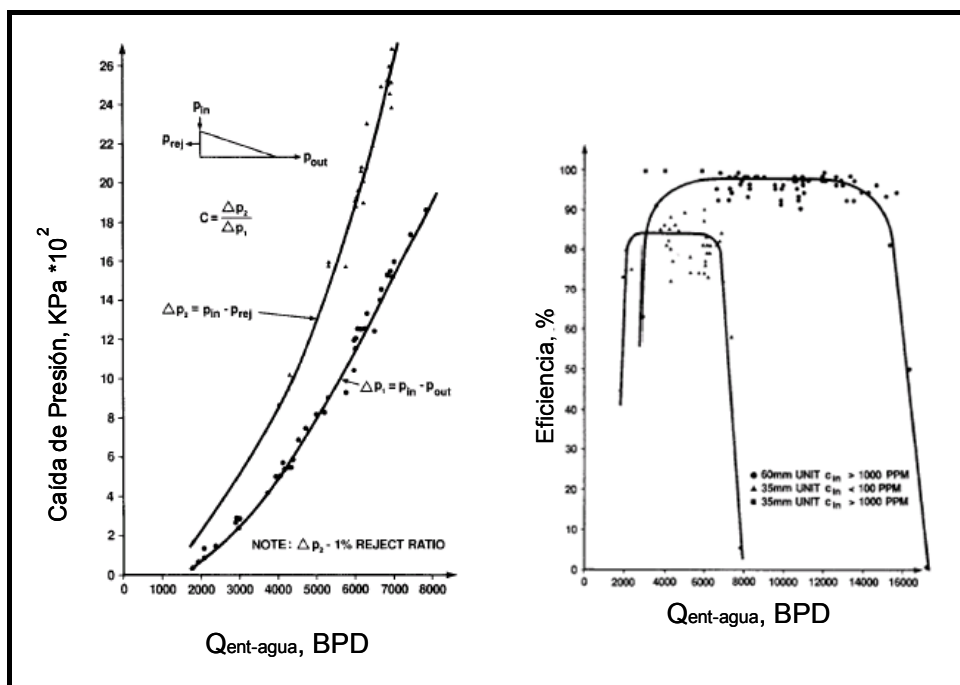
SEPARADOR CICLONICO
PROTOTIPO DISEÑO 1
CENTRO EXPERIMENTAL CEPRO
DESPIECE, DETALLES Y LISTA DE MATERIALES

La información contenida en esta documento es propiedad de FIASA-INTEC, no deberá ser copiada ni reproducida sin el consentimiento escrito de FIASA-INTEC.

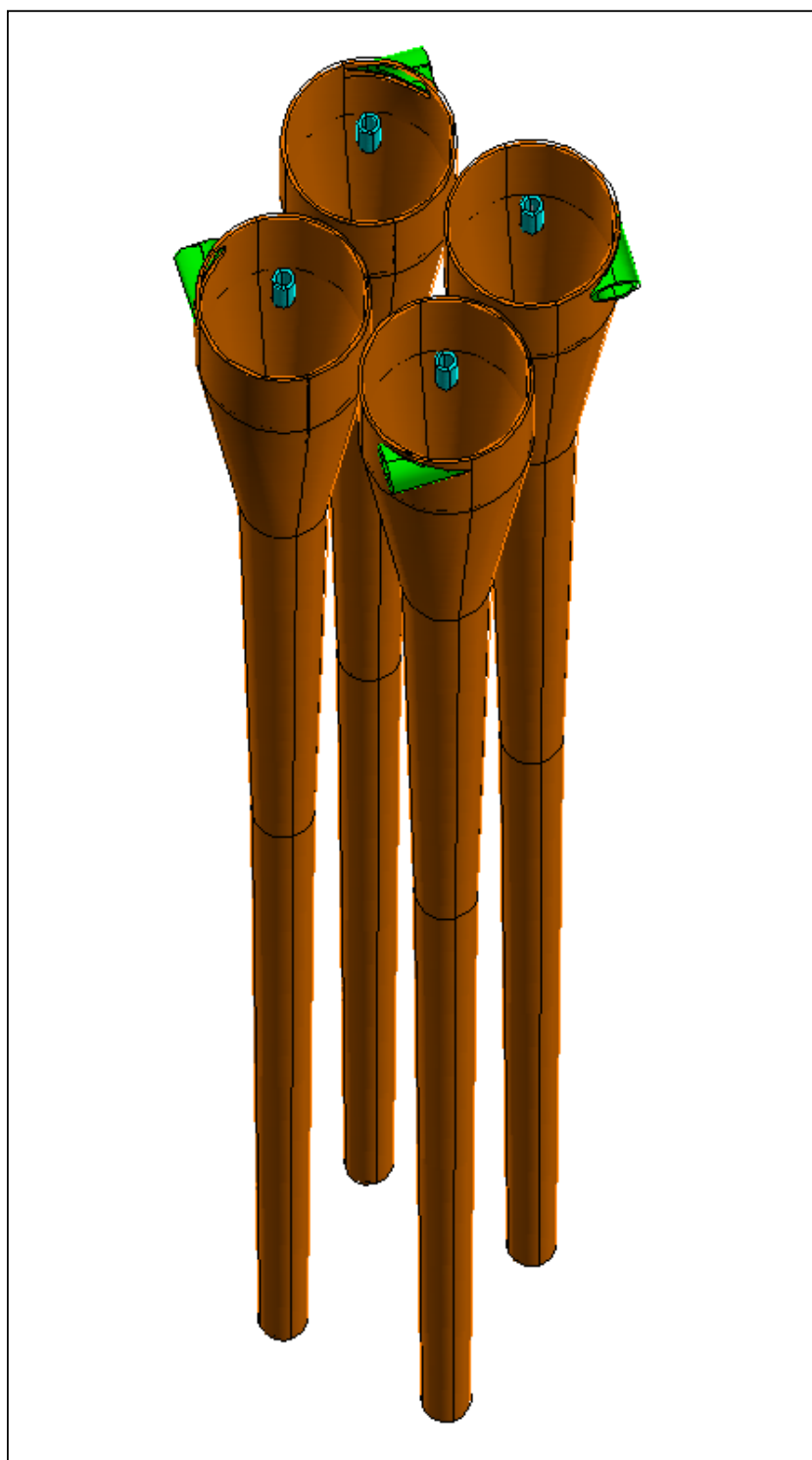
Apéndice N° 15. Geometrías de hidrociclones tipo Colman-Thew.

Geometría de BRADLEY	Relaciones Geométricas
	$D_{en} = 0,226.D_H$
	$D_{OV} = 0,07.D_H$
	$D = D_H/2$
	$L_1 = 20.D_H$
	$L_4 = D_H$
	$\Theta = 10^\circ$
	$\beta = 0,75^\circ$
	$D_u = D_H/4$

Apéndice N° 16. Gráficas para el diseño de la propuesta N° 2 (Meldrum, 1998).



Apéndice N° 17. Configuración de separadores Colman-Thew.



Ambos laboratorios de prueba
(Plexiglás Traslúcido y Acero Comercial)

Apéndice N° 18. Planos de construcción para Colman-Thew.



Apéndice N° 19. Cálculo tipo para el diseño del separador convencional de Norte 6

1.- Factor de dispersidad

$$\varphi = \frac{Q_H}{Q_L} \cdot \left(\frac{\rho_1 \cdot \mu_H}{\rho_2 \cdot \mu_L} \right)^{0,3} \quad (13)$$

Donde:

φ : Factor de dispersidad (adim)

Q_H : Flujo volumétrico de la fase pesada (m³/seg)

Q_L : Flujo volumétrico de la fase liviana (m³/seg)

μ_H : viscosidad de la fase pesada (Pa.s)

μ_L : viscosidad de la fase liviana (Pa.s)

$$\varphi = \frac{1,53 \cdot 10^{-5}}{269,47} \cdot \left(\frac{858,9 \cdot 8 \cdot 10^{-5}}{958,02} \right)^{0,3} = 6,4$$

Según Walas (1990) si φ es mayor a 3,3 la fase dispersa es la pesada, es decir en este caso el agua.

2.- Velocidad de ascenso para gotas dispersas

$$Va = \frac{g \cdot (\rho_1 - \rho_2) \cdot d^2}{\mu_L} \quad (14)$$

Donde:

Va : Velocidad de ascenso de las gotas dispersas (m/s)

ρ_H : densidad de fase pesada (kg/m³)

ρ_L : densidad de fase liviana (kg/m³)

$$Va = \frac{9,81 \cdot (958 - 858) \cdot (150 \cdot 10^{-6})^2}{0,02} = 2,3 \cdot 10^{-1}$$

3.- Diámetro del cuerpo cilíndrico

$$Dh = \frac{4,07805 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_{cc}^2}{0,88940 \cdot D_{cc} + 2,0456 \cdot D_{cc}} \quad (15)$$

Donde:

Dh: Diámetro hidráulico (m)

$$Re = \frac{Dh \cdot \rho_2 \cdot Q_H}{\mu_L \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D_{cc}} \quad (16)$$

Donde:

Dcc: Diámetro del cuerpo cilíndrico (m)

Al sustituir con Re igual a 10000 D_{cc} = 0,46m o 1,5 pies

5.- Longitud tangente a tangente

$$L_{t/t} = \left(\frac{0,7286}{0,315} \cdot D_{cc} \right) \left(\frac{1,53 \cdot 10^{-5}}{0,6130 \cdot D_{cc}^2} \right) + 0,6096 \quad (17)$$

Donde:

L_{t/t}: Longitud tangente a tangente (m)

$$L_{t/t} = \left(\frac{0,7286}{0,315} \cdot 0,46 \right) \left(\frac{1,53 \cdot 10^{-5}}{0,6130 \cdot 0,46^2} \right) + 0,6096 = 0,61$$

Lo que es equivalente a una longitud tangente a tangente del recipiente de 2 pies.

Apéndice N° 20. Costo inversión inicial de prototipos de diseño

Los cálculos tipos para el separador estarán enfocados al prototipo de diseño N° 1 para el laboratorio de Flujo Multifásico de Norte 6.

1.- Peso de los hidrociclones Rietema internos

Para obtener el peso total de cada hidrociclón, es necesario hallar el peso de cada sección del interno a partir del área superficial.

1.1- Área Superficial de la sección cilíndrica del hidrociclón

$$A_1 = \pi.(D_1.0,0033).(H_1.0,0033) \quad (18)$$

Donde:

A_1 : Área superficial de la sección cilíndrica del hidrociclón (pie)

D_1 : Diámetro de la sección cilíndrica del hidrociclón (mm)

H_1 : Altura de la sección cilíndrica del hidrociclón (mm)

$$A_1 = \pi.(84,6.0,0033).(33,8.0,0033) = 0,0967$$

1.2- Área Superficial de la sección cónica del hidrociclón

$$A_2 = 0,785.0,0033.(D_1 + d_1).\sqrt{(4.(H_1.0,0033)^2 + (D_1 + d_1)^2} \quad (19)$$

Donde:

A_2 : Área superficial de la sección cónica del hidrociclón (pie)

D_1 : Diámetro de la sección cilíndrica del hidrociclón (mm)

H_2 : Altura de la sección cónica del hidrociclón (mm)

$$A_2 = 0,785.0,0033.(84,6 + 16,5).\sqrt{(4.(389.0,0033)^2 + (84,6 + 16,5)^2} = 0,6778$$

1.3- Peso total de hidrociclones

$$W_1 = 490.N.(t_1.0.0033).(A_1 + A_2) \quad (20)$$

Donde:

W_1 : Peso de los internos (lb)

N : Número de internos requeridos (adim)

t_1 : Espesor de internos de plexiglás para la presión de operación (mm)

$$W_1 = 490.5.(8.0.0033).(0,0967 + 0,6778) = 49,80$$

2.- Peso de los soportes para los internos

Existen dos soportes que no sólo aíslan las secciones dentro del recipiente externo del equipo, sino que además sostienen a los internos.

2.1- Área Superficial de soporte superior

$$A_3 = \pi \left(\frac{D_3 \cdot 0,0033}{2} \right)^2 - N \cdot \pi \left(\frac{D_4 \cdot 0,0033}{2} \right)^2 \quad (21)$$

Donde:

A_3 : Área superficial de soporte superior (pie)

D_3 : Diámetro de los soportes (mm)

D_4 : Diámetro externa de boquilla superior de cada hidrociclón (mm)

$$A_3 = \pi \left(\frac{299.0,0033}{2} \right)^2 - 5 \cdot \pi \left(\frac{38,8.0,0033}{2} \right)^2 = 0,6972$$

2.2- Área Superficial soporte inferior

$$A_4 = \pi \left(\frac{D_3 \cdot 0,0033}{2} \right)^2 - N \cdot \pi \left(\frac{D_5 \cdot 0,0033}{2} \right)^2 \quad (22)$$

Donde:

A_4 : Área superficial de soporte superior (pie)

D_5 : Diámetro externo de boquilla inferior de cada hidrociclón (mm)

$$A_4 = \pi \left(\frac{299.0,0033}{2} \right)^2 - 5 \cdot \pi \left(\frac{27,3.0,0033}{2} \right)^2$$

$$A_4 = 0,7294$$

2.3.- Peso de soportes

$$W_2 = 490.(t_2.0.0033).[A_3 + A_4] \quad (23)$$

Donde:

W_2 : Peso de los soportes (lb)

t_2 : Espesor de los soportes de plexiglás (mm)

$$W_2 = 490.(2,5.0.0033).[0,6972 + 0,7294] = 5,73$$

3.- Peso del recipiente externo a presión

3.1.- Espesor mínimo del recipiente

$$t_3 = \frac{P_{diseño} \cdot \left(\frac{D_3}{12} \right)}{(S.E - 0,6.P_{diseño}).12} \quad (24)$$

Donde:

t_3 : Espesor mínimo del recipiente a presión (mm)

$P_{diseño}$: Área superficial de soporte superior (pie)

S: Esfuerzo de tensión del plexiglás a la presión de diseño (psi)

E: Eficiencia de la junta a la presión de diseño (psi)

$$t_3 = \frac{82,7 \cdot \left(\frac{299}{12} \right)}{(1293.0,99 - 0,6.82,7).12} = 9,94$$

3.3.- Espesor mínimo de los cabezales elípticos del recipiente

$$t_4 = \frac{P_{diseño} \cdot \left(\frac{D_3}{12} \right)}{2.(S.E - 0,6.P_{diseño}).12} \quad (25)$$

Donde:

t_4 : Espesor mínimo de los cabezales elípticos del recipiente (mm)

$$t_4 = \frac{82,7 \cdot \left(\frac{299}{12} \right)}{2.(1293.0,99 - 0,6.82,7).12} = 9,75$$

Al aproximar los espesores resultantes en 3.2 y 3.3, a valores comerciales, el cuerpo total de recipiente obtenido es de 10 mm de espesor.

3.4.- Área superficial del cuerpo del recipiente

$$A_5 = \pi.(D_1.0,0033).(H_3.0,0033) \quad (26)$$

Donde:

A_5 : Área superficial del cuerpo del recipiente (pie)

H_3 : Altura del recipiente (mm)

$$A_5 = \pi.(299.0,0033).(760.0,0033) = 7,68$$

3.5.- Área superficial de los cabezales elípticos del recipiente

$$A_6 = 2.(1,09.(H_4.0,0033)^2) \quad (27)$$

Donde:

A_6 : Área superficial de los cabezales elípticos (pie)

H_4 : Altura de cada cabezal elíptico (mm)

$$A_6 = 2.(1,09.(74,75.0,0033)^2) = 2,01$$

3.6.- Peso total del recipiente

$$W_3 = 490.[(t_3.0.0033).A_5 + (t_4.0.0033).A_6] \quad (28)$$

Donde:

W_3 : Peso total del recipiente (lb)

$$W_3 = 490.[(9,94.0.0033).7,68 + (9,75.0.0033).2,01] = 155,72$$

4.- Costo de materiales

Para el plexiglás se tiene el costo al año base de la inversión (año 2008), sin embargo, para obtener los costos del acero comercial en las propuestas del CEPRO, se utilizó el 10 % como tasa de inflación según LEEPIC (2009) con el

objetivo de escalar el precio conocido aplicando ecuaciones de valor futuro (Tabla N° 4).

Tabla N° 4. Precios para materiales de construcción

Material	Año Conocido	Precio al Año Conocido, \$/lb	Precio al Año 2008, \$
Plexiglás Traslúcido	2008	3,92	3,92
Acero Comercial	2005	16**	21,30

*Según www.professionalplastics.com/PLEXIGLASS-ACRYLIC SHEET-EXTRUDED

** Según PDVSA

$$C_{A-2008} = C_{A-2005} \cdot (1 + i)^{x-1} \quad (29)$$

Donde:

C_{A-2008} : Costo del acero al año base o año futuro (\$)

C_{A-2005} : Costo del acero al año conocido (\$)

i: tasa de interés (%)

x: Número de períodos (adim)

$$C_{A-2008} = 16 \cdot (1 + 0,10)^3 = 21,30$$

5.- Costo total del equipo

$$C_E = 3,92 * (W_1 + W_2 + W_3) \quad (30)$$

Donde:

C_E : Costo del acero al año base o año futuro (\$)

$$C_E = 3,92 * (49,80 + 5,73 + 155,72) = 827,95$$

Apéndice N° 21. Cotización para mezclador estático a las condiciones de operación de Norte 6 (Ross Systems & Control, 2008).

	ROSS SYSTEMS & CONTROLS 34 Westgate Boulevard Savannah, Georgia 31405-1475 Tel: 912-238-5800 Fax: 912-238-1905	<table border="1" style="width: 100%;"> <tr> <td style="width: 50%;">QUOTE #</td> <td>S08-165</td> </tr> <tr> <td>DATE:</td> <td>8/14/08</td> </tr> </table> delivery: 3-5 Weeks ARO	QUOTE #	S08-165	DATE:	8/14/08
QUOTE #	S08-165					
DATE:	8/14/08					
Prices and terms in this quotation are not subject to verbal changes or other agreements unless approved in writing by the seller. Typographical and stenographic errors are subject to correction. Conditions not specifically stated herein or in the Condition of Sale accompanying this quotation shall be governed by established trade customs.						
COMPANY: PDVSA - Intevep Attn: Adriana Brilo 212-330-6218	email: briloadh@pdvsa.com					

DATE	SHIP VIA	F.O.B
8/14/08	Best Way	OUR PLANT, SAVANNAH, GA

QTY	ITEM NAME/DESCRIPTION	UNIT PRICE	TOTAL PRICE																																						
1	<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr><td>Mixer Type:</td><td>LPD</td></tr> <tr><td>Diameter:</td><td>2"</td></tr> <tr><td>Number of Elements:</td><td>4</td></tr> <tr><td>M.O.C. of elements (internals):</td><td>Carbon Steel</td></tr> <tr><td>Housing Schedule:</td><td>sch 40</td></tr> <tr><td>M.O.C. of housing (externals):</td><td>Carbon Steel</td></tr> <tr><td>End Fitting:</td><td>150# RFSO Flanges</td></tr> <tr><td>Removeable Elements:</td><td>Yes</td></tr> <tr><td>Retainer:</td><td>yes</td></tr> <tr><td>Internal Finish:</td><td>standard</td></tr> <tr><td>Housing Finish:</td><td>standard</td></tr> <tr><td>Ross Nameplate:</td><td>N/A</td></tr> <tr><td>Customer Nameplate:</td><td>N/A</td></tr> <tr><td>Injection Port:</td><td>N/A</td></tr> <tr><td>Jacket</td><td>N/A</td></tr> <tr><td>Testing:</td><td>N/A</td></tr> <tr><td>Mill Cert.:</td><td>N/A</td></tr> <tr><td>Approval DWGs:</td><td>N/A</td></tr> <tr><td>Element Length:</td><td>12 inches</td></tr> </table>	Mixer Type:	LPD	Diameter:	2"	Number of Elements:	4	M.O.C. of elements (internals):	Carbon Steel	Housing Schedule:	sch 40	M.O.C. of housing (externals):	Carbon Steel	End Fitting:	150# RFSO Flanges	Removeable Elements:	Yes	Retainer:	yes	Internal Finish:	standard	Housing Finish:	standard	Ross Nameplate:	N/A	Customer Nameplate:	N/A	Injection Port:	N/A	Jacket	N/A	Testing:	N/A	Mill Cert.:	N/A	Approval DWGs:	N/A	Element Length:	12 inches	\$ 1,007.00	\$ 1,007.00
Mixer Type:	LPD																																								
Diameter:	2"																																								
Number of Elements:	4																																								
M.O.C. of elements (internals):	Carbon Steel																																								
Housing Schedule:	sch 40																																								
M.O.C. of housing (externals):	Carbon Steel																																								
End Fitting:	150# RFSO Flanges																																								
Removeable Elements:	Yes																																								
Retainer:	yes																																								
Internal Finish:	standard																																								
Housing Finish:	standard																																								
Ross Nameplate:	N/A																																								
Customer Nameplate:	N/A																																								
Injection Port:	N/A																																								
Jacket	N/A																																								
Testing:	N/A																																								
Mill Cert.:	N/A																																								
Approval DWGs:	N/A																																								
Element Length:	12 inches																																								
TOTAL		\$	1,007.00																																						

Above pricing is quoted F.O.B. Ross Systems and Controls, Savannah Georgia and is valid for a period of 30 days. Due to volatile nickel pricing in stainless steel, final price subject to change at time of order.

All federal, state, or local sales or use taxes are the responsibility of the buyer and not included in the above pricing.
**** International orders require payment prior to shipment ****
 Terms: Orders under \$30,000 - Net 30 days
 Orders \$30K-150,000 - 1/3 down with order, balance due Net 30 days.
 Orders > \$150,000 - 1/3 down with order, 1/3 prior to shipment, balance net 30 days.
 Terms are based on credit approval. Dollar value of order is based on monthly order value.
 International orders: payment due prior to shipment.
 Shipment: Approximately 3-5weeks from receipt of approved drawings and is subject to material availability and production backlog at the time of order.

Thank you for the opportunity to quote. We look forward to being of service to you.
 Should you have any questions or require additional information, please do not hesitate to call.
 Best Regards,
 Shannon Wolf
 Static Mixers Product Manager
 SW:sw

Page 1 of 1

Apéndice N° 22. Materia Prima, servicios y salarios para Norte 6 para el 2008.

Tabla N° 5. Costos para materia Prima y servicios requeridos en Norte 6.

Materia Prima y Servicios	Costo
Aceite Mineral Tufflo 6016	5,96 \$/gal *
Agua	0.0002 \$/lt **
Electricidad	0,2 \$/ kw ***

* Según Citgo (2008)

** Según Hidrocapital (2008)

*** Según Electricidad de Caracas (2008)

Tabla N° 6. Salarios para el personal requerido en Norte 6.

Personal Requerido	Cantidad	Meses Hombre / año	Tipo de Profesional según años de experiencia	Salario, Bs.F
Operador A	1	9	T15	2790,76
Operador B	1	3	T1	1170
Instrumentista	1	1,8	T8	1924
Líder de Actividad	1	1,8	P9	4555,18

Tabuladores de salarios de acuerdo al Colegio de Ingenieros de Venezuela y Colegio de Técnicos Superiores Universitarios de Venezuela en el 2008

T: Técnico Superior Universitario

P: Profesional Ingeniero

Apéndice N° 23. Consideraciones económicas para fase comercial del Multiciclón.

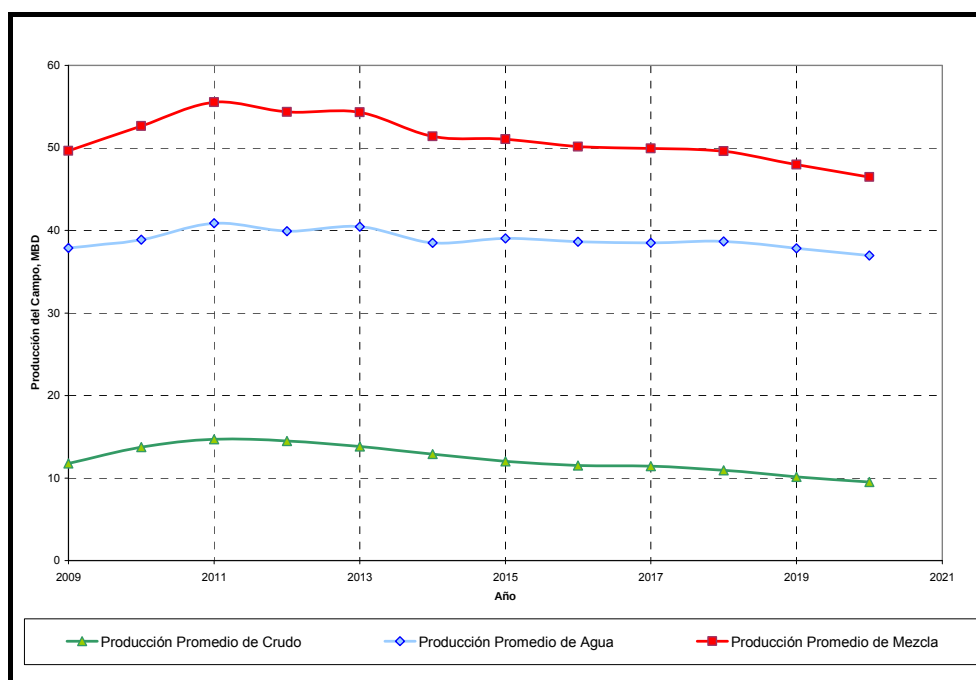


Figura N° 7. Producción anual estación SincoD: Área Silvestre (PDVSA, 2008).

Para la evaluación, se tomaron los precios de un crudo con gravedades API similares a los crudos producidos en la estación Sinco D de 23,3°API, por lo que, se seleccionó al crudo Lagotreco de 23,4°API.

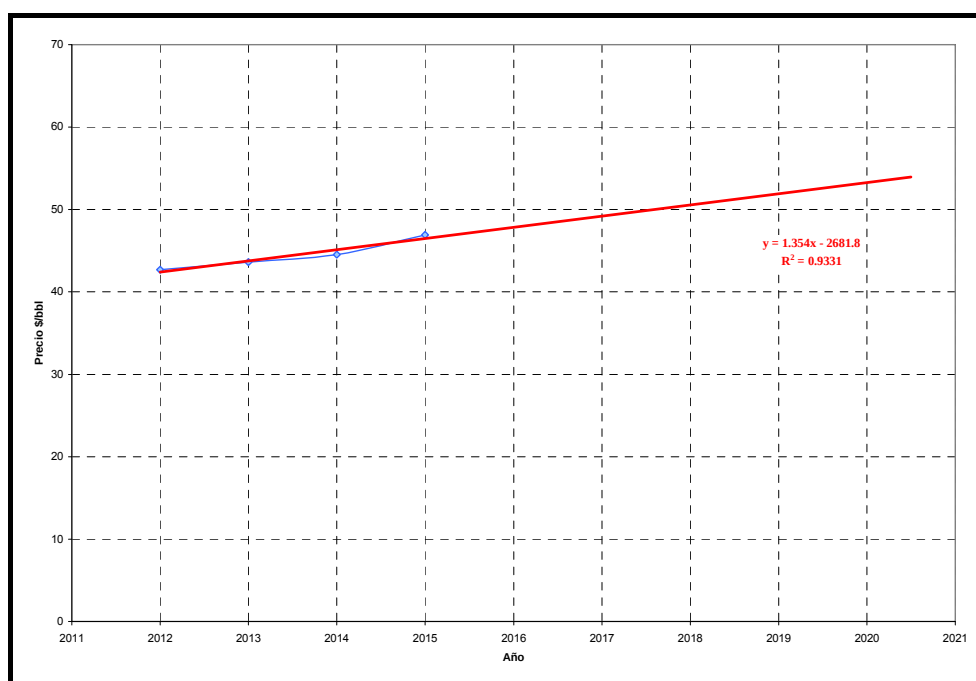


Figura N° 8. Costos de crudo Lagotreco de 23, 4°API (LEEPIC, 2009).

Tabla N° 7. Escalamiento de la unidad Multiciclónica comercial.

ESCALAMIENTO DE EQUIPO POR CAPACIDAD DE DISEÑO			
Capacidad para el año 2004, BPD	Costo para el año 2004, \$	Capacidad Requerida al año 2010, BPD	Costo a la Capacidad Requerida al año 2010, \$
1.500	50.000*	55.540	504.451,43
ESCALAMIENTO DE EQUIPO POR AÑO (INDEX)			
INDEX para el año 2004, \$	Costo al INDEX del Año 2004, \$	INDEX para el año 2010, \$	Costo al INDEX del Año 2010, \$
368,1**	504.451,43	499,60**	684.661,60

*CANMET, 2008

**Gas & Oil Journal, 2008

Para realizar el escalamiento por capacidad:

$$Costo_A = Costo_B \cdot \left(\frac{Capacidad_A}{Capacidad_B} \right)^E \quad (31)$$

Donde:

 $Costo_A$: Costo de la capacidad conocida al año 2004 (\$) $Costo_B$: Costo de la capacidad requerida al año 2010 (\$)

E: exponente de corrección (adim). E = 0,67 para separadores

$$Costo_A = 50000 \cdot \left(\frac{55540}{1500} \right)^{0,67} = 504451,43$$

Para realizar el escalamiento por año:

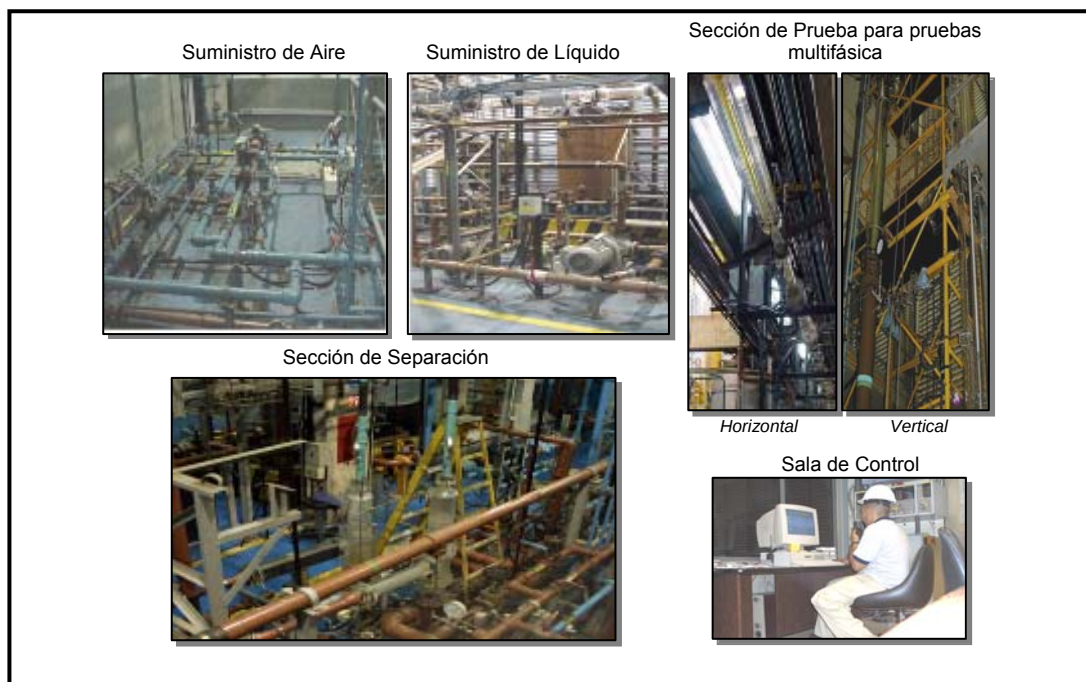
$$Costo_A = Costo_B \cdot \left(\frac{CE_{index1}}{CE_{index2}} \right) \quad (32)$$

Donde:

 $Costo_A$: Costo conocido al año 2004 (\$) $Costo_B$: Costo requerido al año 2010 (\$) CE_{index1} : Índice de costo requerido al año 2010 (adim) CE_{index2} : Índice de costo conocido al año 2008 (adim)

$$Costo_A = 504451,43 \cdot \left(\frac{499,60}{368,1} \right) = 684661,60$$

Apéndice N° 24. Componentes del circuito ubicado en Norte 6 (PDVSA-Intevep, 2008).



Apéndice N° 25. Bombas de descarga en Norte 6 (González, 2008b).

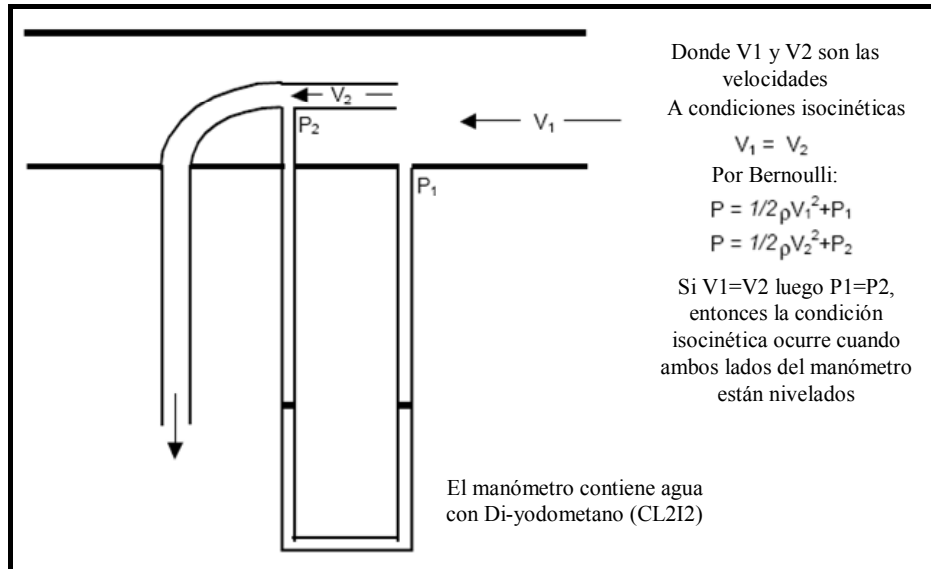
Identificación	Bomba 1	Bomba 2	Bomba3
Tipo	Desplazamiento Positivo de Engranaje Interno	Desplazamiento Positivo de Engranaje Interno	Desplazamiento Positivo de Engranaje Interno
Marca	Viking	Viking	Viking
Modelo	K-4125	L-4125	LS-4125
Viscosidad del Fluido, SSU	38-250.000	38-250.000	38-250.000
Capacidad Teórica a 38 SSU, GPM	6 a 75	15 a 145	20 a 175
Presión de Descarga, psig	200	200	150
Diámetro de Succión, pulg	2	2	3
Diámetro de Descarga, pulg	2	2	3

Apéndice N° 26. Medidores de líquido Coriolis en Norte 6 (Micromotion, 2008)

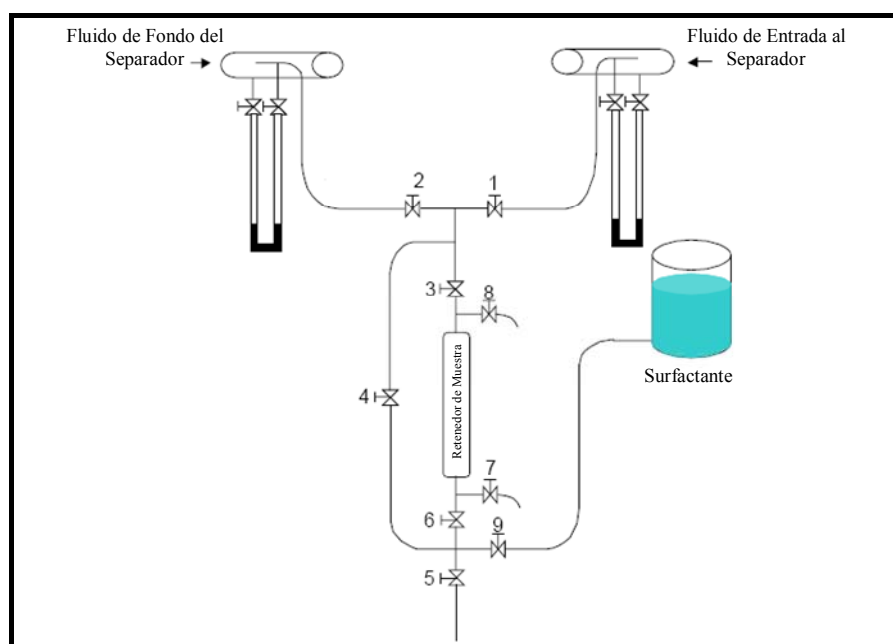
Marca	Micromotion	Micromotion	Micromotion	Micromotion
Modelo	CMF050	CMF100	CMF300	CMF300
Flujo Másico, kg/h	6800	27200	27200	27200
Rango de Temperatura, °C	-240 a 204	-240 a 204	-240 a 204	-240 a 204
Presión Máxima, lpc	1500	1450	1730	1730
Incertidumbre, %	(+/-) 0,15	(+/-) 0,15	(+/-) 0,15	(+/-) 0,15

Apéndice N° 27. Muestreo Isocinético (Gómez, 2001)

El muestreo isocinético es una técnica de adquisición de muestras en tuberías utiliza el principio de Bernoulli para establecer cada una de las características del proceso. Este principio puede ser explicado mediante la siguiente figura que muestra la prueba isocinética:



La figura anterior muestra el funcionamiento de una prueba isocinética con el propósito de extraer una muestra de la dispersión que fluye a través de la tubería. Ahora bien, el sistema para muestreo isocinético diseñado por la Universidad de Tulsa es presentado a continuación:



El procedimiento para la adquisición de muestras es de la siguiente manera:

- a) Establecer las condiciones deseadas de flujo y presión
- b) Mientras las válvulas 2,3,5,6 y 9 están cerradas abrir las válvulas 1 y 4
- c) Lentamente abrir la válvula 5, hasta que los meniscos del tubo en U estén igualados. En este punto las condiciones isocinéticas están establecidas
- d) Se asume que el retenedor de la muestra está lleno con surfactante. Mientras las válvulas 7, 8 y 9 están cerradas, abrir completamente y al mismo tiempo las válvulas 3 y 6. Esperar hasta que el retenedor este lleno con la muestra y cerrar las válvulas 3 y 6 nuevamente.
- e) Abrir las válvulas 7 y 8. Esperar un segundo y luego tomar la muestra. En este momento la muestra está lista para ser medida y determinar la distribución de gotas.

Para la adquisición de la muestra en la corriente de la descarga del separador se realiza el mismo procedimiento, pero en lugar de cerrar la válvula 2 mantener cerrada la 1.