

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE  
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI  
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**PROPUESTA DE UN SISTEMA PARA LA SEPARACION DE ACEITE  
LUBRICANTE A LA SALIDA DE LOS COMPRESORES DE HIDROGENO  
DE LA UNIDAD DE SOPORTE AL HIDROPROCESAMIENTO DE UN  
MEJORADOR DE CRUDO**

**REALIZADO POR:  
JEYFEL MANUEL SALAZAR GOMEZ**

**Trabajo de grado presentado ante la Universidad de Oriente como  
requisito parcial para optar al título de:  
INGENIERO QUÍMICO**

**Puerto La Cruz, agosto de 2013.**

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE  
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI  
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**PROPUESTA DE UN SISTEMA PARA LA SEPARACION DE ACEITE  
LUBRICANTE A LA SALIDA DE LOS COMPRESORES DE HIDROGENO  
DE LA UNIDAD DE SOPORTE AL HIDROPROCESAMIENTO DE UN  
MEJORADOR DE CRUDO**

**ASESORES**

---

**Ing. Químico Luis Moreno**  
Asesor académico

---

**Ing. Químico Maryeri Mariño**  
Asesor industrial

**Puerto La Cruz, agosto de 2013.**

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE  
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI  
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**PROPUESTA DE UN SISTEMA PARA LA SEPARACION DE ACEITE  
LUBRICANTE A LA SALIDA DE LOS COMPRESORES DE HIDROGENO  
DE LA UNIDAD DE SOPORTE AL HIDROPROCESAMIENTO DE UN  
MEJORADOR DE CRUDO**

**JURADO CALIFICADOR**

---

**Ing. Químico Luis Moreno**  
**Asesor académico**

---

**Ing. Químico Arturo Rodulfo, M.Sc.**

**Jurado principal**

---

**Ing. Mecánico Edgar Rodríguez, M.Sc.**

**Jurado principal**

**Puerto La Cruz, agosto de 2013.**

## RESOLUCION

DE ACUERDO AL ARTÍCULO 41 DEL REGLAMENTO DE TRABAJO DE GRADO:

**“LOS TRABAJOS DE GRADO SON DE LA EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE, Y SOLO PODRÁN SER UTILIZADOS PARA OTROS FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NÚCLEO RESPECTIVO, QUIEN DEBERÁ PARTICIPARLO PREVIAMENTE AL CONSEJO UNIVERSITARIO, PARA SU AUTORIZACIÓN”.**

## **DEDICATORIA**

A Dios por darme la oportunidad, la sabiduría, la paciencia, la familia, los compañeros y amigos los cuales han sido un bastión para mí durante toda la carrera universitaria.

A mi abuelito Felix Gomez gracias a el todo esto es posible.

A mis padres y hermanos por su apoyo duran todo este tiempo

## **AGRADECIMIENTOS**

A Dios todo poderoso por darme la salud y la entereza para poder culminar la carrera universitaria.

A la Universidad De Oriente por recibirme, ser mi segunda casa y darme acceso a los conocimientos de la carrera.

A mi madre, Edelmira Gómez y a mi padre, Jesús Salazar por darme todo lo necesario y un poco más y mostrarme el camino en los momentos que se me complicaba más mi carrera, no hay palabras para expresar mi agradecimiento hacia ellos, espero responderle con acciones el resto de mi vida. Los amo

A mis hermanos Jesús Salazar y Jeydel Salazar por ayudarme siempre que lo necesite, estando ahí siempre para mí.

A mis Tíos Víctor Gómez, Carmen Teresa Gómez, Freddy Pico y su familia quienes siempre me han apoyado y nunca me han abandonado cuando los he necesitado

A mi novia bella Adriana Martínez y a mi mascota Joy, quienes me han acompañado gran parte de mi carrera, ayudándome siempre que los he necesitado,

A mis amigos y hermanos de toda la vida Deivys Marcano, Manuel Martínez, Carlos José Marín, Ángel Bermúdez y Antonio Briceño quienes

nunca han dejado de estar a mi lado a pesar de la distancia que nos separó durante mi carrera universitaria.

A mis primos que considero como hermanos Aníbal Pico, Anna Pico y Freddy Jesús Pico.

A mis amigos de El Tigre, Carlo Carpio, Leonardo Duque, Frandira Cermeño, Fiorella Cermeño, Florangy Cermeño, Fernando López, Wilfredo Lista, Josías Soto, José Ángel Rosales, Amer Khatib Juan Flores y Juan Carlos Gonzales por siempre acompañarme en mis momentos libres cuando estaba por allá.

A la familia Carpio y la familia Luna por recibirme siempre con los brazos abiertos cuando llegaba a sus casas en El Tigre.

A mi amiga y compañera Durga Rojas, quien me ayudo infinidades de veces durante toda la carrera universitaria.

A mis compañeros de carrera Elyan Rondón, Andriu Joyo, Víctor Rodríguez, Daniela Dellan, Yura Chung, Carmen Cedeño, Nairovy Blanco, Alberto Ng, Daniela Peña, Karen Corrales, Mariangela Laguna, Marioska Santander, Helliott Villarroel, Marialuisa Suniaga, David Vizcaíno, Verónica Oliveros, Mónica Barreto, Manuel Herrera, Ana Medina, Bronnys Bront y Luisanny López con quienes compartí en numerosas jornadas de estudio y otras de entretenimiento, gracias por su apoyo.

A mis compañeros de Ingeniería Mecánica Marlon Romero, Estefanía Contin, Jorge Velázquez, José Daniel Espinoza, Daniel Piña, Yudeilys

Acosta, Javier Defreitas y Emeterio Faneitte por su compañía y su ayuda durante toda la carrera universitaria

A la profesora Petra Martínez, quien además de impartirme conocimientos, me dio la oportunidad de ser preparador docente, apoyándome en todo momento mientras realizaba esta tarea.

A mis alumnos de preparaduría, especialmente a Yuliandres Domínguez, Blanca Amaya, Grecia Hernández, Raúl Fernández, Gerson Márquez y Freddy Villarroel, quienes primero me odiaban y al final terminamos siendo grandes amigos.

A los profesores del departamento de Ingeniería Química en la Universidad De Oriente, los cuales siempre supieron responder a mis dudas y mostrarme todo lo relacionado con la carrera.

A mi tutor académico Prof. Luis Moreno quien hizo todo lo posible por ayudarme, dándome consejos y apoyo a la hora de la realización de la tesis.

A los jurados de tesis, Prof. Arturo Rodulfo y Prof. Edgar Rodríguez quienes colaboraron con su tiempo para llevar a buen puerto esta tesis

Al personal del mejorador de crudo PDVSA Petropiar y mi tutora industrial Maryeri Mariño quienes colaboraron conmigo en todo lo que pudieron.

Al personal de NALCO, Yuvi Moreno, José Salas y Luis Licett quienes sin tener ninguna obligación siempre estuvieron dispuestos a responder mis preguntas y me brindaron ayuda sin yo solicitársela, gracias por todo.

A los compañeros pasantes Miguel López, Isabel Díaz, Daiana Tineo, Carlos Zúñiga y Edrith Alfaro, gracias a ellos el trabajo se tornaba más ligero y se realizaba de forma amena.

## TABLA DE CONTENIDO

RESOLUCION .....	iv
DEDICATORIA .....	v
AGRADECIMIENTOS.....	vi
TABLA DE CONTENIDO .....	x
INDICE DE TABLAS .....	xiv
INDICE DE FIGURAS.....	xvi
RESUMEN.....	xviii
INTRODUCCIÓN .....	xx
CAPITULO I: EL PROBLEMA.....	22
1.1. La empresa .....	25
1.2. Planteamiento del problema.....	22
1.3. Objetivos .....	25
1.3.1. Objetivo general.....	26
1.3.2. Objetivos específicos.....	26
CAPITULO II: MARCO TEÓRICO .....	28
2.1. Antecedentes .....	28
2.2. Mejoramiento de crudo pesado .....	30
2.3. Descripción general del mejorador de crudo PDVSA Petropiar .....	32
2.4. Proceso de hidrotratamiento .....	34
2.5. Área de hidroprocesamiento, mejorador PDVSA Petropiar.....	35
2.5.1. Unidad de hidrotratamiento de aceites livianos (U-14) .....	36
2.5.2. Unidad de hidrocrackeo de gasóleos pesados (U-16).....	39

2.5.3. Unidad de soporte al hidropcesamiento (U-15) .....	43
2.6. Compresores reciprocantes .....	48
2.6.1. Características de los compresores reciprocantes .....	50
2.6.2. Elementos de un compresor recprocante .....	52
2.6.3. Problemas asociados.....	54
2.7. Principios de separación liquido-vapor .....	56
2.7.1. Proceso de separación .....	56
2.7.2. Equipos separadores liquido - vapor.....	58
2.7.3. Consideraciones iniciales en el diseño de un separador vapor– líquido.....	61
2.7.4. Diseño preliminar de un separador vertical con malla usando normas PDVSA .....	62
2.7.5. Diseño preliminar de un separador ciclónico .....	63
2.7.6. Diseño preliminar de un separador filtro / coalescedor .....	63
2.8. Estimado de costos de inversión.....	64
2.8.1. Método rápido de estimación.....	65
2.9. Métodos de evaluación y decisión multicriterio .....	65
2.9.1. Proceso de análisis jerárquico .....	66
2.9.2. Evaluación del modelo jerárquico .....	68
2.9.3. Matriz de comparación por pares .....	70
2.9.4. Consistencia de una matriz.....	72
CAPITULO III: DESARROLLO DEL TRABAJO .....	77
3.1. Identificación de la situación actual de los equipos compresores A, B y C de la unidad de soporte al hidropcesamiento .....	77

3.1.1. Variables operacionales de la sección de compresión de la unidad de soporte al hidropocesamiento (U-15) .....	78
3.1.2. Actividad de los compresores reciprocantes 15-K-001 A/B/C.....	80
3.1.3. Monitoreo de temperatura de succión y descarga de las etapas de compresión.....	80
3.2. Diseño de los diferentes sistemas de separación propuestos.....	81
3.2.1. Separadores verticales con eliminador de niebla .....	82
3.2.2. Separador tipo filtro/coalescedor .....	87
3.2.3. Separadores tipo ciclón .....	88
3.3. Estimado de costos de inversión.....	94
3.3.1. Estimado rápido de costos.....	94
3.4. Selección del sistema de separación adecuado para el proceso .....	95
<b>CAPITULO IV: DISCUSION DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....</b>	<b>103</b>
4.1. Identificación de la situación actual de los equipos compresores A, B y C de la unidad de soporte de hidrotratamiento.....	103
4.1.1. Características operacionales actuales de los compresores reciprocantes de la unidad de soporte al hidropocesamiento (U-15).....	103
4.1.2. Situación actual de los equipos compresores 15-K-001A/B/C... ..	104
4.1.3. Temperaturas de succión y descarga de las etapas de los compresores reciprocantes 15-K-001A/B/C .....	106
4.2. Diseño preliminar de los sistemas propuestos para la separación de aceite lubricante .....	111
4.2.1. Análisis de las dimensiones calculadas de los sistemas de separación propuestos .....	112

4.3. Estimado de costos asociados a la instalación de los sistemas propuestos para la separación del aceite lubricante.....	115
4.3.1. Estimado de costos asociados a la colocación de separadores verticales con eliminador de neblina .....	116
4.3.2. Estimado de costos asociados a la colocación de separadores ciclónicos.....	117
4.3.3. Estimado de costos asociados a la colocación de separadores filtro/coalescedor .....	118
4.4. Selección del sistema más adecuado para el proceso.....	119
4.4.1. Parámetros relevantes del sistema de separación .....	119
4.4.2. Selección del sistema de separación.....	120
4.5. Conclusiones.....	124
4.6. Recomendaciones.....	126
BIBLIOGRAFIA.....	127
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:.....	1



Tabla 4.9 Costos relacionados a la colocación de separadores verticales con eliminador de neblina.....	116
Tabla 4.10 Costos relacionados a la colocación de un separador ciclónico para las etapas de compresión.....	117
Tabla 4.11 Costos relacionados a la colocación de un separador filtro/coalescedor para las etapas de compresión.....	118
Tabla 4.12 Costos de colocación de los equipos separadores propuestos	119
Tabla 4.13 Comparación por pares del primer nivel de la matriz de selección del sistema para la separación de aceite lubricante .....	121
Tabla 4.14 Comparación por pares del 2do nivel de la matriz de jerarquización .....	122
Tabla 4.15 Ponderación final de la matriz de jerarquización.....	122

## INDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Ubicación geográfica del mejorador de crudo PDVSA Petropiar.	26
Figura 2.1 Diagrama general de procesos del mejorador de crudo PDVSA Petropiar. ....	34
Figura 2.2 Diagrama de bloques de área de hidroprocesamiento, mejorador Petropiar .....	36
Figura 2.3 Diagrama de bloques de la unidad de hidrotratamiento de aceites liviano (U-14) .....	39
Figura 2.4 Diagrama de bloques de la unidad de hidrocrackeo de gasóleos pesados .....	43
Figura 2.5 Síntesis de la unidad de soporte al hidroprocesamiento.....	44
Figura 2.6 Diagrama del proceso de compresión de hidrogeno de reposición .....	47
Figura 2.7 Válvula de un compresor reciprocante.....	53
Figura 2.8 Separador filtro/coalescedor .....	58
Figura 2.9 Mecanismo de colección de partículas en un ciclón .....	60
Figura 2.10 Zonas principales en un separador vertical con eliminador de neblina. ....	61
Figura 3.1 Diagrama de flujo de las etapas de compresión de la unidad de soporte al hidroprocesamiento.....	79
Figura 3.2 Diagrama del sistema de separación de aceite lubricante.....	82
Figura 3.3 Esquema a definir de un separador ciclónico. ....	90
Figura 3.4 Árbol jerárquico para determinar parámetros más importantes en la selección del sistema de separación de aceite lubricante.....	97
Figura 4.1 Anillo obturador fracturado de la válvula de descarga del compresor 15-K-001C.....	105

Figura 4.2 Importancia de parámetros para la selección del sistema de separación. ....120

Figura 4.3 Ponderacion final de los equipos propuestos para la separacion de aceite lubricante.....123

## RESUMEN

Mediante el presente trabajo se realizó una propuesta de un sistema para la separación de aceite lubricante a la salida de los compresores de hidrogeno de la unidad de soporte al hidroprocesamiento del mejorador de crudo PDVSA Petropiar. En primer lugar se identificó la situación actual de los equipos compresores de la unidad, pudiendo constatar la problemática de sobrecalentamiento en las etapas de compresión debido al retorno de hidrogeno descargado a causa del mal funcionamiento de las válvulas de descarga, dañadas por la presencia de aceite lubricante en el hidrogeno comprimido. Seguidamente se realizó un diseño preliminar de los equipos propuestos para la separación como lo fueron separadores verticales, separadores ciclónicos y separadores filtro/coalescedor, usando como guía las normas para diseño de tambores separadores de PDVSA, para la primera de estas opciones, así como el GPSA “Engineering Data Book” para las dos últimas. Luego se efectuó un estimado de costos de inversión para la colocación de estos sistemas de separación en las etapas de compresión de la unidad, usando el método de Peter & Timmerhaus para obtener un aproximado de los costos necesarios para la implementación de la propuesta, tomando como referencia de coste de los equipos los proporcionados por trabajos previos relacionados con el tema e información dada por licenciantes de tales equipos. Por último se procedió a la selección del sistema de separación más adecuado para el proceso, mediante un análisis jerárquico o método AHP (Analytic Hierarchy Process) que consiste en la comparación por pares de parámetros de relevancia para el caso, como lo son la eficiencia de separación, costo de instalación y caída de presión, obteniendo como resultado que el sistema más adecuado para el

proceso, es el separador filtro/coalescedor debido a su alta eficiencia de separación, siendo este parámetro el más determinante para su selección a pesar de su alto costo de 27.953.100 Bs.

## INTRODUCCIÓN

PDVSA PetroPiar (antiguamente llamada Petrolera Ameriven S.A.) fue creada en 1997, siendo una de las operadoras de las cuatro asociaciones estratégicas que formó PDVSA para la explotación de los crudos extra pesado de la Faja Petrolífera del Orinoco. En esta sociedad participaron PDVSA (30%), Conoco Phillips (40%) y Chevron Texaco (30%). Según el decreto 5200 publicado en gaceta oficial el 26 de febrero de 2007, Petrolera Ameriven pasó a ser empresa mixta, siendo ahora una asociación entre PDVSA (70%) y Chevron-Texaco (30%). El 1 de mayo de 2007, la empresa se nacionalizó y a partir del 1 de enero de 2008, pasó a ser PDVSA Petropiar.

El mejorador de crudo PDVSA Petropiar está encargado de procesar 190 miles de barriles por día (Mbbpd) de crudo extrapesado de 8.5 °API proveniente del campo Hamaca, para obtener 180 Mbbpd de crudo sintético de 26 °API. El mejorador está conformado por cinco áreas como lo son área de crudos, área de hidroprocesamiento, complejo de azufre, coquizacion retardada y servicios industriales

El área de hidroprocesamiento abarca todas las unidades cuyos procesos utilizan hidrógeno entre las cuales está La Unidad de soporte al hidroprocesamiento (U-15) la cual realiza todas aquellas operaciones en común de separación de productos y tratamiento con aminas que requieren los productos de unidades aguas abajo. En este proceso también se incluye el servicio de compresión de hidrogeno de reposición, llevado a cabo mediante compresores reciprocantes en tres etapas, para luego ser enviado

a las unidades 14 y 16 con la presión requerida por tales procesos, 1.530 y 2.150 psig respectivamente.

El principal problema en los compresores es la presencia de líquido en su interior, ya que una poca cantidad hace estragos en los mismos, afectando en mayor medida a las válvulas de succión y de descarga, fracturando el anillo obturador, causando así el incorrecto sellado con el equipo provocando el calentamiento de las etapas debido al retorno del hidrogeno de la descarga. El líquido causante, en este caso, es el aceite inyectado en el equipo para su lubricación, el cual por pequeñas fugas pasa de la descarga de una etapa a la succión de la siguiente.

Para solucionar tal problemática, se propone en este trabajo separar el aceite de la corriente de hidrogeno, colocando equipos separadores en la succión de la segunda y tercera etapa y en la descarga de la última, con la función de retener el aceite lubricante que es arrastrado por la corriente de hidrogeno. Se propondrán tres equipos de separación diferentes como lo son separador vertical con malla, separador filtro y separador ciclónico, seleccionandose el más acorde al proceso y que sea económicamente viable. Estos serán diseñados usando como guía las normas PDVSA y la bibliografía referente al tema como el GPSA "Engineering data book".

# **CAPITULO I**

## **EL PROBLEMA**

### **1.1. Planteamiento del problema**

El mejorador de crudo PDVSA Petropiar está encargado de procesar 190 miles de barriles por día (Mbpd) de crudo extrapesado de 8.5 °API proveniente del campo Hamaca, para obtener 180 Mbpd de crudo sintético de 26 °API, disminuyendo de igual forma la cantidad de contaminantes como son azufre, nitrógeno, mejorando así considerablemente su calidad, logrando una venta más rentable del crudo. El mejorador está conformado por cinco áreas como lo son área de crudos, área de hidroprocesamiento, complejo de azufre, coquización retardada y servicios industriales.

El área de hidroprocesamiento abarca todas las unidades cuyos procesos utilizan hidrógeno, entre las cuales están: la unidad de hidrotratamiento de aceites livianos (U-14), unidad de hidrocraqueo de gasóleos pesados (U-16) y la unidad de soporte al hidroprocesamiento (U-15). La unidad de producción de hidrogeno (U-22) provee el hidrogeno necesario en los procesos de hidrotratamiento e hidrocraqueo en las unidades 14 y 16; ésta consta de dos trenes, donde se obtiene hidrógeno de alta pureza (99,9% volumen) a través de la reformación de gas natural con vapor de agua.

La Unidad de soporte al hidroprocesamiento (U-15) realiza todas aquellas operaciones en común de separación de productos y tratamiento con aminas que requieren los productos de unidades aguas abajo. En este proceso también se incluye el servicio de compresión de hidrogeno de

reposición, llevado a cabo mediante compresores reciprocantes en tres etapas, para luego ser enviado a las unidades 14 y 16 con la presión requerida por tales procesos, 1.530 y 2.150 psig respectivamente.

Para realizar tal tarea, se trabaja con tres compresores reciprocantes, dos trabajando en paralelo y uno en espera, recibiendo una alimentación de hidrógeno que proviene de la unidad de producción de hidrogeno (U-22). Es necesario mantener el buen funcionamiento de los compresores, ya que son de gran importancia para el buen desempeño del área de hidroprocesamiento.

El principal problema en los compresores es la presencia de líquido en su interior, ya que una poca cantidad hace estragos en los mismos, afectando en mayor medida a las válvulas de succión y de descarga, fracturando el anillo obturador, causando así el incorrecto sellado con el equipo provocando el calentamiento de las etapas debido al retorno del hidrogeno de la descarga. El líquido causante, en este caso, es el aceite inyectado en el equipo para su lubricación, el cual por pequeñas fugas pasa de la descarga de una etapa a la succión de la siguiente.

En la unidad 15, las etapas de compresión al sobrepasar los 320 °F para las dos primeras o los 230 °F para la última, dispara una alarma en el sistema, deteniendo su funcionamiento para evitar un daño mayor en el equipo de compresión. Las altas temperaturas causan daños generales en el compresor, afectando al cilindro, válvulas, sistema de lubricación, degradando la calidad del aceite, pistón y demás componentes de las etapas, llegando a inhabilitar por completo el equipo en algunos casos.

Debido a lo anteriormente expuesto, se observa que es necesario realizar mantenimiento a los compresores de las etapas en funcionamiento con relativa frecuencia, principalmente en la segunda etapa, la cual es la más afectada, evitándose daños mayores al equipo, como cambio de piezas y su consecuente detención, lo que afectaría de forma negativa a la producción de la planta, a la confiabilidad del proceso y al costo operacional del mismo.

Para solucionar tal problemática, se propone en este trabajo separar el aceite de la corriente de hidrogeno, colocando equipos separadores en la succión de la segunda y tercera etapa y en la descarga de la última, con la función de retener el aceite lubricante que es arrastrado por la corriente de hidrogeno. Se propondrán tres equipos de separación diferentes como lo son separador vertical con malla, separador filtro y separador ciclónico, seleccionandose el más acorde al proceso y que sea económicamente viable. Estos serán diseñados usando como guía las normas PDVSA y la bibliografía referente al tema como el GPSA "Engineering data book".

Con este trabajo de investigación se busca evitar la succión de líquidos previniendo así el aumento de temperatura en las etapas de compresión, alargar la vida útil de los compresores, mejorar la producción, disminuir y evitar paradas no programadas, eliminándose los largos periodos de mantenimiento en esta unidad de soporte al hidroprocesamiento (U-15), lográndose así un funcionamiento mas efectivo del área de hidroprocesamiento aumentando su aporte con el mejorador Petropiar removiendo contaminantes como lo son el azufre, nitrógeno, y saturando olefinas, lo que maximiza la producción de nafta de rango completo, kerosén y diesel de esta unidad.

## 1.2. La empresa

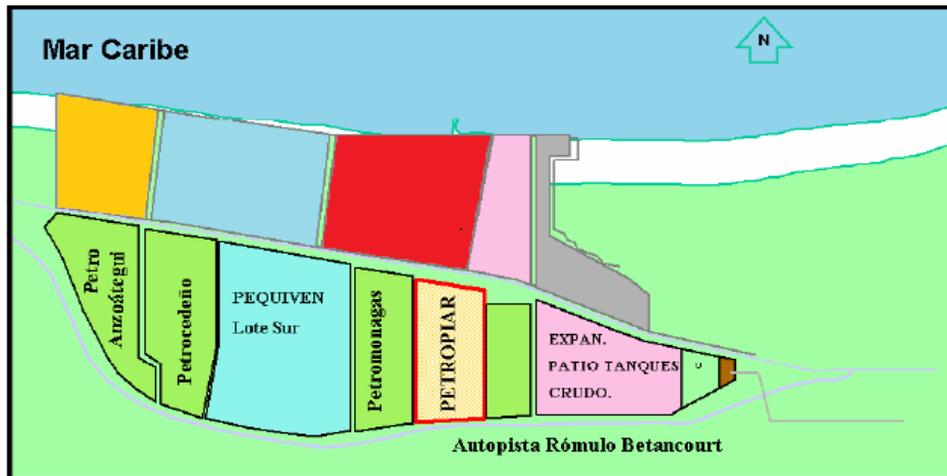
PDVSA PetroPiar (antiguamente llamada Petrolera Ameriven S.A.) fue creada en 1997, siendo una de las operadoras de las cuatro asociaciones estratégicas que formó PDVSA para la explotación de los crudos extra pesado de la Faja Petrolífera del Orinoco. En esta sociedad participaron PDVSA (30%), Conoco Phillips (40%) y Chevron Texaco (30%). Esta asociación era también conocida como Proyecto Hamaca, porque así se llamaba el área de la Faja donde están ubicados los yacimientos adjudicados a esta empresa; actualmente recibe el nombre de campo Ayacucho y cuenta con un área de 463,07 km<sup>2</sup>.

La firma del convenio de asociación se efectuó en julio de 1997 e inmediatamente arrancó la fase de ingeniería básica. En mayo de 1998 se comenzó con la sísmica tridimensional y a mediados del año 1999 la empresa comenzó con la licitación de los paquetes de ingeniería, procura y construcción, proceso que concluyó en agosto de 2000 con la adjudicación del mismo consorcio liderado por Fluor Daniel y la empresa venezolana Inelectra. La producción temprana se inició en 2002, y el mejoramiento se comenzó en el último trimestre de 2004.

Según el decreto 5200 publicado en gaceta oficial el 26 de febrero de 2007, Petrolera Ameriven pasó a ser empresa mixta, siendo ahora una asociación entre PDVSA (70%) y Chevron-Texaco (30%). El 1 de mayo de 2007, la empresa se nacionalizó y a partir del 1 de enero de 2008, pasó a ser PDVSA Petropiar.

PDVSA Petropiar se encuentra ubicada en el Condominio Industrial de Jose, estado Anzoátegui (figura 1.1), encargándose de la producción de

crudos extrapesados proveniente del campo Ayacucho de la Faja Petrolífera del Orinoco, en el este de Venezuela.



**Figura 1.1 Ubicación geográfica del mejorador de crudo PDVSA Petropiar.**

### 1.3. Objetivos

#### 1.3.1. Objetivo general

Proponer un sistema para la separación de aceite lubricante a la salida de los compresores recíprocos de la unidad de soporte de hidroprocesamiento de un mejorador de crudo

#### 1.3.2. Objetivos específicos

1. Identificar la situación actual de los equipos compresores A, B y C de la unidad de soporte de hidrotreatmento.
2. Realizar un diseño preliminar a los sistemas propuestos para la separación del aceite lubricante.

3. Estimar los costos asociados a la instalación de los sistemas propuestos para la separación del aceite lubricante.
4. Seleccionar el sistema de separación adecuado para el proceso.

## **CAPITULO II**

### **MARCO TEÓRICO**

#### **2.1. Antecedentes**

Viera (2009), evaluó la factibilidad técnica para el manejo de gas, a un cambio de presión de succión de 800 a 500 psig, en una planta compresora. Esta evaluación incluyó la identificación de los métodos de diseño de los separadores gas-líquido, así como los parámetros necesarios para el estudio de los compresores recíprocos, tomando en cuenta las normas de PDVSA. Además se realizó la simulación con Pro II para reproducir las condiciones operacionales de la planta.

Arenas y Perdomo (2009), evaluaron la factibilidad de instalación de un equipo separador de 15 pies de longitud y 3 pies de diámetro a la entrada de la planta WX-1 ubicada en el occidente del país. Para ello utilizaron una serie de manuales de procesos industriales principalmente la norma PDVSA MDP 03-S-05. Al ser este equipo factible, comprobaron mediante una simulación la funcionalidad del separador con sus respectivas corrientes, tanto de alimentación como de descarga, siendo utilizado como herramienta principal el simulador Hysys Plant 3.2, para conocer las propiedades del gas y los líquidos, tanto livianos como pesados a la salida del separador. Ya en conocimiento de estos datos dimensionaron los primeros 100 pies de tubería de alimentación y descarga de la planta WX-1

Herrera y Salazar (2008), estudiaron los problemas asociados con el proceso de separación flash en las plantas típicas de compresión de gas

natural, evaluando tres escenarios propuestos, con el fin de optimizar el proceso de compresión del gas natural, desarrollándose estos bajo el entorno de simulación de procesos Hysys Plant 3.2. Se diseñó un equipo de separación para uno de los escenarios.

Soto (2006), evaluó la capacidad de procesamiento de la unidad de hidroprocesos del mejorador de crudo de Petrolera Ameriven, teniendo como objetivo primordial determinar mediante simulaciones del proceso, las limitaciones operacionales que presentarían las columnas, condensadores, rehervidores, bombas y válvulas de control de la unidad de soporte de hidroprocesos, considerando que las unidades de hidroprocesamiento aguas arriba operen al 110% de su capacidad de diseño. Determinaron que la simulación realizada reprodujo satisfactoriamente la operación real de la unidad de soporte al hidroprocesamiento, observando por ella que la bomba de la columna de destilación se encontraba limitada por su capacidad.

Laucho (2003), realizó un estudio completo de los sistemas de transmisión, depuración, medición y unidades de compresión de varias plantas compresoras, donde obtuvo toda la información, desde las líneas de recolección del gas aguas arriba de las unidades de compresión hasta su transmisión, para su posterior análisis e interpretación por medio de un software de simulación que permitió determinar la capacidad y contenido de líquido en dichos sistemas de acuerdo con el nivel de presión y calidad de gas manejado. Paralelamente evaluó la eficiencia de los depuradores instalados.

Los autores mencionados en sus trabajos de igual forma realizaron diseño de separadores siguiendo las normas PDVSA, validando mediante simulación sus resultados o usando esta herramienta para evaluar el

proceso; a diferencia de los ensayos citados, en este se trabajara en una planta de compresión de hidrogeno y no de gas natural, realizándose en función de las necesidades y requerimientos de la unidad 15 de soporte al hidrotratamiento, de la planta de hidroprocesos del mejorador Petropiar.

## **2.2. Mejoramiento de crudo pesado**

Es el proceso mediante el cual se "mejoran" las características físicas de un crudo, tales como su gravedad API, viscosidad y contenido de metales y azufre, con el objeto de elevar su atractivo económico. El crudo resultante de un proceso de mejoramiento se denomina "crudo mejorado" o "crudo sintético". Venezuela es el principal productor de este tipo de crudo en el mundo.

Los mejoradores son plantas físicas de tratamiento de crudos para "mejorar" a éstos. En Venezuela existen cuatro proyectos para la producción de crudo sintético a partir de los crudos extra pesados de la Faja del Orinoco, que utilizan diferentes crudos y esquemas técnicos de mejoramiento, dependiendo del destino final del crudo mejorado. La producción diaria total de estos proyectos es de 87.443,01 m<sup>3</sup> (550.000 barriles), aproximadamente.

Los procesos de mejoramiento se pueden agrupar en: separación física en base a las diferencias entre las propiedades físicas de los crudos, (por ejemplo destilación atmosférica y al vacío, la absorción y la extracción con solventes); conversión, que involucra cambios en la estructura o el tamaño molecular de los hidrocarburos (como por ejemplo la conversión térmica o catalítica); y purificación o tratamiento, etapa final del proceso de mejoramiento, donde se remueven o transforman las impurezas indeseables

(por ejemplo la extracción con solventes y el tratamiento químico). (Soto, 2010)

En el complejo industrial José Antonio Anzoátegui se encuentran ubicados mejoradores de crudo, los cuales están encargadas de la producción de crudo sintético a partir del crudo pesado y extra pesado proveniente de la faja petrolífera del Orinoco, los cuales son:

- Petrocedeño. Compañía petrolera mejoradora de crudo, que produce 200.000 barriles diarios de crudo extra pesado de 8°API (proveniente de la estación principal de San Diego, Cabrutica), y los mejora en 180.000 barriles diarios de un crudo sintético liviano. Durante este proceso de mejoramiento se obtienen a diario 900 toneladas de azufre y 6.000 toneladas de coque. Petrocedeño, ex Sincor, es controlada por las empresas PDVSA, Total y STATOIL.
- Petroanzoategui. Se encarga de procesar y mejorar el crudo extra pesado del bloque Junin de la faja petrolífera del Orinoco. Procesa 119.000 barriles diarios de crudo diluido y produce un crudo sintético con un rango de 19-25 °API, con productos asociados de GLP, azufre, coque de petróleo y gasoleos pesados.
- Petromonagas. Mejora el crudo pesado extraído del campo Carabobo ubicado al sur del estado Anzoátegui, procesando 145.000 barriles diarios de crudo proveniente de 98 diferentes pozos.

- Petropiar: Empresa mixta entre PDVSA y Chevron la cual refina crudo extra pesado de 8°API y produce 175.000 barriles por día de crudo sintético de 25°API.

### **2.3. Descripción general del mejorador de crudo PDVSA Petropiar**

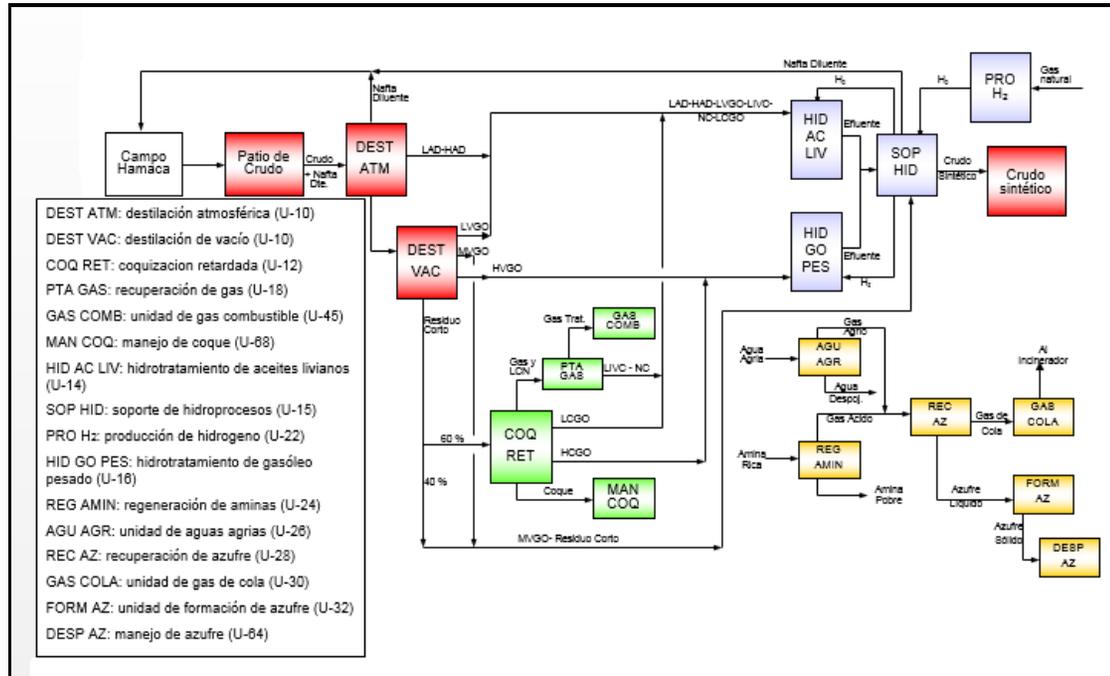
La transformación del crudo se realiza en ciertas unidades de proceso, las cuales a su vez se apoyan en unidades de generación o distribución de servicios utilitarios y otras unidades externas como los patios de tanques, mechurrios, tratamiento de efluentes, etc.

El crudo diluido es desalado y fraccionado en nafta, destilados livianos y pesados, y residual por el fondo de la columna de destilación atmosférica de la unidad de crudo. La nafta es recirculada al campo de producción para ser reutilizada como diluyente del crudo virgen. El residual atmosférico es fraccionado en gasóleos livianos, medianos y pesados, y residuo de vacío en una columna de destilación al vacío, de la unidad de crudo. La mayor parte del residuo de vacío se alimenta a la unidad de coquización retardada, donde es térmicamente craqueado para producir: gas combustible, gas licuado de petróleo, nafta, gasóleos livianos y pesados y coque; éste coque es triturado y despachado. El gas combustible y el gas licuado de petróleo son enviados a la planta de gas que se encarga de mezclar y distribuir el gas obtenido en las plantas de proceso y el gas natural importado. El residuo de vacío restante es desviado del coquizador retardado para ser directamente mezclado con el crudo comercial.

El mejorador de crudo cuenta con dos unidades de hidroprocesamiento, una unidad de hidrotratamiento de aceites livianos y una unidad de

hidrocraqueo de gasóleos. Estas unidades cuentan con sistemas catalíticos que tienen capacidad para remover azufre y nitrógeno mediante hidrotratamiento y para elevar la gravedad API mediante hidrocraqueo, con el objetivo de producir crudo de alto valor comercial a partir del crudo extra pesado. Todo esto se logra mediante el tratamiento con hidrógeno, el cual proviene de la unidad de producción de hidrógeno. Los productos de las unidades de hidroprocesamiento son tratados a continuación en la unidad de soporte al hidroprocesamiento.

En esta unidad se realiza la separación de los productos y posteriormente el tratamiento con amina, requeridos por las unidades de hidrotratamiento e hidrocraqueo, donde se lleva a cabo la mezcla de crudo comercial. Los compuestos contaminantes a base de azufre, nitrógeno y otros presentes en los productos de las unidades de hidrotratamiento e hidrocraqueo, son removidos por lavado con agua o absorción con soluciones acuosas de aminas, y posteriormente tratados en la unidad de tratamiento de aguas agrias y en la unidad de regeneración de aminas. Gases ricos en azufre y amoníaco provenientes de estas unidades son procesados en la unidad de recuperación de azufre. En la figura 2.1 se presenta un diagrama general del proceso del mejorador de crudo PDVSA Petropiar. (Petrolera Ameriven, 2002)



**Figura 2.1 Diagrama general de procesos del mejorador de crudo PDVSA Petropiar. (Petrolera Ameriven, 2002)**

#### 2.4. Proceso de hidrot ratamiento

Además de carbono e hidrógeno, los hidrocarburos contienen otros elementos que se convierten en agentes de contaminación ambiental cuando son quemados. Este es el caso del azufre y del nitrógeno, los cuales se oxidan durante la combustión para convertirse en óxidos de azufre y óxidos de nitrógeno.

A través de los años, se han impuesto regulaciones de emisiones que han obligado a los refinadores a tratar las diferentes corrientes de hidrocarburos, a fin de reducir el contenido de elementos contaminantes y proteger con esto el ambiente. El proceso empleado en la industria petrolera para la remoción de tales elementos es el hidrot ratamiento.

El hidrotratamiento remueve los elementos contaminantes que están enlazados a moléculas de carbono, mediante una reacción química que permite inyectar moléculas de hidrógeno en condiciones especiales de presión y temperatura.

Además de obtener un producto tratado con niveles adecuados de azufre y nitrógeno, se obtienen los elementos contaminantes en estado reducido. El azufre se convierte en sulfuro de hidrógeno y el nitrógeno en amoníaco, los cuales son posteriormente procesados. Otras reacciones no menos importantes que se dan en el proceso son la remoción de metales y oxígeno.

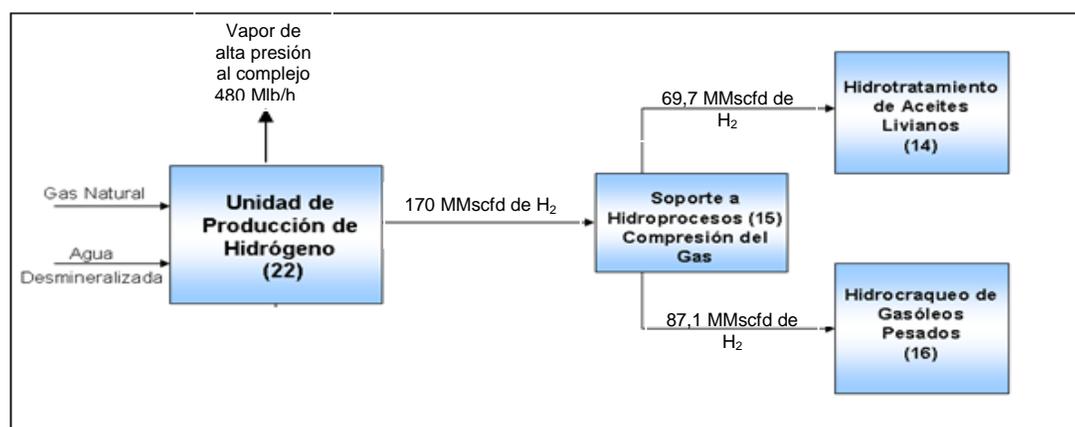
El hidrotratamiento, además de las funciones descritas, también se usa para hidrogenar hidrocarburos insaturados (con deficiencia de hidrógeno), como es el caso de las corrientes que provienen de una unidad de coquificación retardada; también se ha empleado para obtener hidrocarburos más livianos y valiosos a partir de hidrocarburos más pesados. (Soto, 2010)

## **2.5. Área de hidroprocesamiento, mejorador PDVSA Petropiar**

El área de hidroprocesamiento abarca todas las siguientes unidades: unidad de hidrotratamiento de aceites livianos (U-14), unidad de hidrocraqueo de gasóleos pesados (U-16) y la unidad de soporte al hidroprocesamiento (U-15).

La unidad de producción de hidrógeno provee el hidrógeno necesario en los procesos de hidrotratamiento e hidrocraqueo de las unidades 14 y 16, respectivamente; una síntesis de esto se puede observar en la figura 2. 2. La unidad de producción de  $H_2$  consta de dos trenes, donde se obtiene

hidrógeno de alta pureza (99,9 %vol) a través de la reformación de gas natural con vapor de agua. Para alcanzar la pureza deseada, la corriente de hidrógeno se hace pasar por un proceso de purificación, que se lleva a cabo en el proceso de adsorción con presión oscilante (PSA, por sus siglas en ingles), ubicado en el límite de batería. (Petrolera Ameriven, 2002).



**Figura 2.2 Diagrama de bloques de área de hidroprocesamiento, mejorador Petropiar. (Petrolera Ameriven, 2002)**

### 2.5.1. Unidad de hidrotratamiento de aceites livianos (U-14)

La unidad de hidrotratamiento de aceites livianos fue diseñada para maximizar la producción de nafta de rango completo, kerosén, diésel y también minimizar la producción de gas combustible, manteniendo los productos en especificación. En el apéndice A.3 se muestra el diagrama de procesos de la unidad

En la unidad 14, los destilados vírgenes de la unidad de crudo, gasóleo liviano de la unidad de coquización retardada (U-12), livianos y nafta del área del cóquer provenientes de la unidad de recuperación de gas (U-18), se hacen reaccionar con hidrógeno sobre un catalizador para promover las

reacciones de hidrotratamiento. De esta forma se remueven contaminantes como lo son el azufre, nitrógeno y metales, y se saturan olefinas, lo que maximiza la producción de nafta de rango completo, kerosén y diesel. La capacidad de diseño de la unidad es de 60.000 barriles por día. Los productos de esta unidad son enviados a la unidad de soporte al hidroprocesamiento (U-15) para su fraccionamiento y remoción de sulfuro de hidrógeno. (Petrolera Ameriven, 2002)

El proceso de hidrotratamiento involucra una mezcla de gas rico en hidrógeno y de alimentación fresca (nafta o gasóleo) enviada al reactor de hidrotratamiento, donde pasan a través de un catalizador bajo condiciones controladas de presión y temperatura. En el proceso tienen lugar una serie de reacciones propias de hidrotratamiento como lo son:

- Hidrodesulfurización
- Hidrodesnitrogenación
- Remoción de metales
- Saturación de olefinas y aromáticos
- Hidrocraqueo.

En cualquiera de estas reacciones se libera calor, por lo que, en muchos casos, se requiere el empleo de corrientes de enfriamiento intermedias a lo largo de todo el reactor para mantener el proceso en control.

- **Proceso de la unidad de hidrotratamiento de aceites livianos (U-14)**

Se recibe la alimentación proveniente de las unidades de crudo (U-10), recuperación de gas (U-18), coquización retardada (U-12) y de

almacenamiento (aproximadamente un 10% de destilados de crudo, es enfriado y enviado al tanque de almacenaje de la unidad). El destilado frío pasa por un coalescedor, donde se remueve agua agria que se envía al cabezal de agua agria fenólica. Todas las corrientes de alimentación se combinan y pasan por filtros de cartucho, para remover partículas sólidas en suspensión, que pueden causar taponamiento del catalizador en el reactor. Por último, la carga combinada filtrada entra al tambor de estabilización.

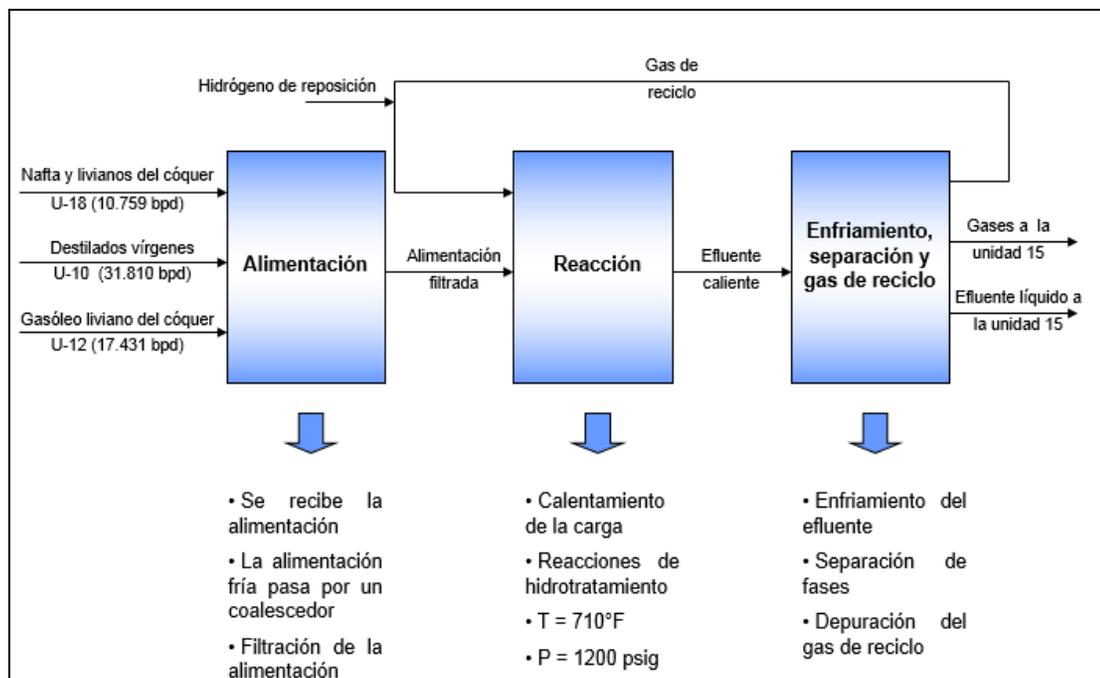
En la sección de reacción, la carga combinada es bombeada al tren de intercambiadores de calentamiento carga-efluente. Antes de entrar al reactor, la carga es mezclada con hidrógeno de reciclo, que viene del horno de gas de reciclo. La mezcla entra a los reactores, donde se llevan a cabo las reacciones de hidrotratamiento. El efluente pasa a las secciones de enfriamiento y separación.

Para la sección de enfriamiento, separación y gas de reciclo. El efluente del reactor es enfriado, a través de una serie de intercambiadores de calor y enfriadores de aire, para condensarlo.

Existen dos separadores, uno de alta presión y otro de baja presión. En el separador de alta presión se separan el agua agria y el gas de reciclo del efluente hidrotratado. Los gases del separador se envían al depurador de gas de reciclo, para la remoción del sulfuro de hidrógeno con una solución de amina; luego se mezcla con hidrógeno de reposición proveniente de la unidad de soporte para ser finalmente comprimido y calentado para el ajuste de la temperatura de reacción.

Las fases líquidas se envían al tambor de baja presión, donde se vaporiza cierta cantidad de  $H_2S$ , hidrógeno e hidrocarburos volátiles que se

envían a la unidad de soporte al hidroprocesamiento (U-15). El hidrocarburo líquido se envía por separado a la U-15. En la figura 2. 3 se observa el funcionamiento de la unidad 14. Los equipos más importantes de la unidad son: reactores, calentador de gas de reciclo, compresor de gas reciclo, separadores gas / efluente y depurador de gas de reciclo. Se muestra un diagrama de flujo en el apéndice A. 3



**Figura 2.3 Diagrama de bloques de la unidad de hidrotratamiento de aceites liviano (U-14). (Petrolera Ameriven, 2002)**

### 2.5.2. Unidad de hidrocrqueo de gasóleos pesados (U-16)

El proceso de hidrocrqueo fue creado para producir productos livianos a partir de productos más pesados, para incrementar así su valor. Las cargas típicas al proceso de hidrocrqueo son los gasóleos pesados, los cuales

pueden ser gasóleos de vacío o gasóleos craqueados, provenientes de unidades de craqueo térmico, o bien craqueo catalítico.

En la unidad 16, el gasóleo pesado virgen de la unidad de crudo y el gasóleo pesado de la unidad de coquificación retardada se hacen reaccionar con hidrógeno sobre un catalizador para promover las reacciones de hidrocraqueo. De esta forma se remueven contaminantes como lo son el azufre, nitrógeno y metales, y se maximiza la producción de naftas, kerosén, diésel. Los productos de esta unidad son enviados a la unidad de soporte al hidroprocesamiento (U-15), para su fraccionamiento y remoción de sulfuro de hidrógeno. La capacidad de diseño de la unidad es de 55.000 barriles por día. En la figura 2. 4 se observa un resumen de las características de la unidad de hidrocraqueo de gasóleos pesados.

Las primeras reacciones que ocurren en la unidad de hidrocraqueo son las de hidrot ratamiento, las cuales son, generalmente, más rápidas que las reacciones de hidrocraqueo. Las reacciones primarias de hidrot ratamiento son desulfurización, desnitrógenación y saturación de olefinas, con producción de  $H_2S$  y  $NH_3$ . Otras reacciones, aunque en menor proporción, son desoxigenación, desmetalización y saturación de aromáticos. Cualquiera de estas reacciones consume hidrógeno y libera calor. Estas reacciones ya fueron cubiertas en la unidad de hidrot ratamiento de aceites livianos.

Una vez que ha ocurrido el proceso de hidrot ratamiento, se lleva a cabo el proceso de hidrocraqueo. El hidrocraqueo es básicamente la formación de dos moléculas más pequeñas a partir de una de mayor peso molecular. Existen dos reacciones principales en esta unidad:

- Hidrocraqueo de parafinas. Reduce el tamaño de las moléculas parafínicas y las convierte en moléculas ramificadas o iso-parafinas más pequeñas.
- Hidrocraqueo de naftenos. Las reacciones de hidrocraqueo en este tipo de moléculas están determinadas por la migración selectiva de grupos metílicos sin afectar el anillo en sí. Los grupos metílicos se mueven alrededor del anillo para formar cadenas alquílicas más estables, que, posteriormente se desprenden mediante la reacción de craqueo. Normalmente, el alquilo que se obtiene es el isobutano.

En el proceso de hidrocraqueo pueden ocurrir reacciones indeseadas, promovidas por la acción del propio catalizador. Este es el caso de la formación aromáticos poli-nucleares (PNA). Esta reacción es promovida por la parte ácida del catalizador, la cual puede protonar un anillo aromático, y favorecer la unión del anillo con otro anillo aromático, para formar compuestos aromáticos más grandes. Esta nueva molécula puede someterse a una subsiguiente reacción de condensación, para formar una molécula poli-aromática. La molécula poli-aromática producida sobre el catalizador puede crecer y hacerse una molécula poli-aromática pesada con más de 11 anillos. Este tipo de compuestos puede depositarse sobre el catalizador y formar coque conllevando a la desactivación del mismo, o bien pueden salir del reactor y producir taponamiento aguas abajo. (Petrolera Ameriven, 2002)

- **Proceso de la unidad de hidrocraqueo de gasóleos pesados (U-16)**

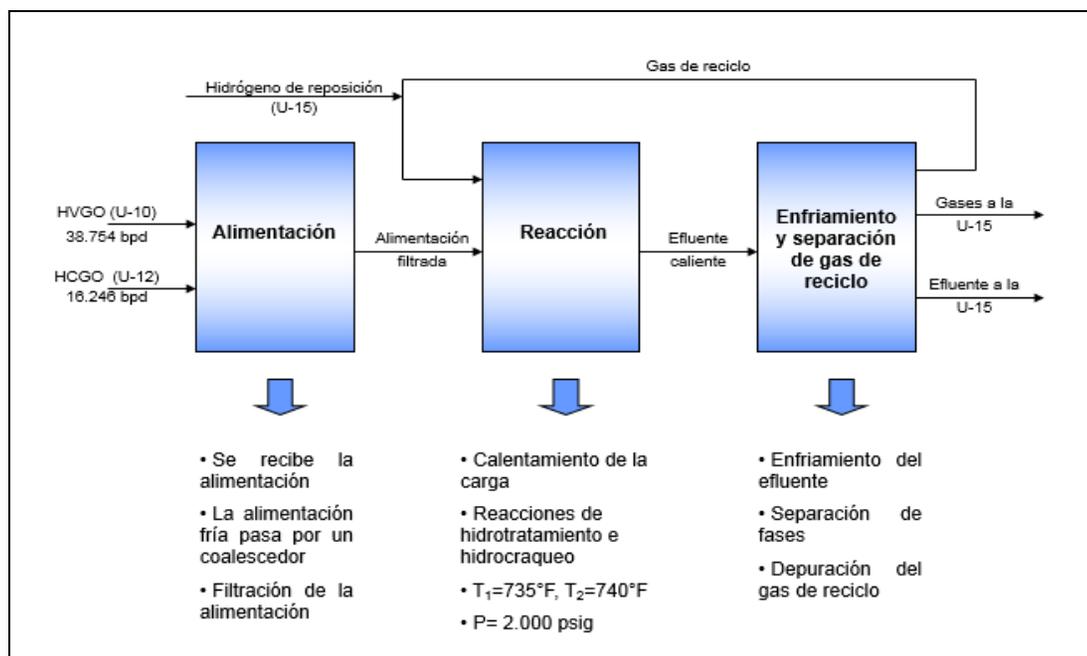
El proceso comienza en la sección alimentación, donde la mayor parte de la mezcla de gasóleos pesados (craqueados/vírgenes) viene caliente

directamente de las unidades 10 y 12; solo un 10% aproximadamente del gasóleo pesado virgen es enfriado y enviado a tanques de almacenamiento. La sección de alimentación admite la carga líquida y está diseñada para garantizar un caudal estable, libre de agua y partículas a fin de proteger la zona de reacción. Para ello cuenta con equipos como un coalescedor, un sistema de filtros y un tambor amortiguador.

Luego en la sección de reacción, la alimentación es calentada con el efluente de los reactores. El lecho catalítico seleccionado para la U-16 está constituido por un catalizador de hidrotratamiento y un catalizador de hidrocrqueo. La combinación óptima de ambos lechos permite maximizar el grado de conversión a productos más livianos en la unidad, además de maximizar también el ciclo de corrida. El gas de reciclo es calentado también para mantener la temperatura de reacción.

Existen dos separadores, uno de alta presión y otro de baja presión. En el separador de alta presión se separan el agua agria no-fenólica y el gas de reciclo del gasóleo hidrotratado. Los gases del separador se envían al depurador de gas de reciclo para la remoción del sulfuro de hidrógeno con una solución de amina; luego se mezcla con hidrógeno de reposición, proveniente de la U-15, para ser finalmente comprimidos y calentados para el ajuste de la temperatura de reacción.

Las fases líquidas se envían al tambor de baja presión, donde se vaporiza cierta cantidad de  $H_2S$ , hidrógeno e hidrocarburos livianos, que se envían a la unidad de soporte al hidroprocesamiento (U-15). El hidrocarburo líquido se envía también a la unidad 15. Un resumen de esto se muestra en la figura 2. 4

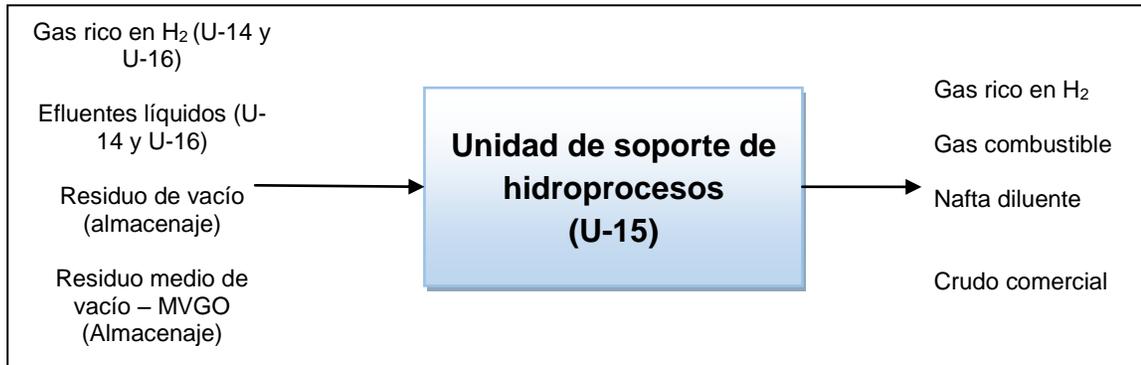


**Figura 2.4 Diagrama de bloques de la unidad de hidrocrackeo de gasóleos pesados. (Petrólera Ameriven, 2002)**

En el apéndice A. 4 se muestran los equipos más importantes de la unidad como son: reactores, calentador de gas de reciclo, compresor de gas reciclo, separadores gas/efluente y depurador de gas de reciclo.

### 2.5.3. Unidad de soporte al hidrop rocesamiento (U-15)

Esta es una unidad de servicio común a la unidad de hidrot ratamiento de aceites livianos (U-14) y a la unidad de hidrocrackeo de gasóleos pesados (U-16). La unidad está diseñada para procesar el producto líquido y el gas separado en los tambores de separación de instantánea de las unidades 14 y 16. Los productos de la unidad incluyen crudo comercial, nafta pesada diluyente, gas rico en hidrógeno y gas combustible como se muestra en la figura 2. 5. Se puede observar en el apéndice A.5 el diagrama de bloques de toda la unidad.



**Figura 2.5 Síntesis de la unidad de soporte al hidroprocesamiento (U-15). (Petrolera Ameriven, 2002)**

La unidad de soporte a hidroprocesos consta de las siguientes secciones:

- Despojadora de productos
- Desbutanizadora
- Depuradora de LPG
- Desetanizadora
- Fraccionadora de nafta
- Mezclador de crudo comercial
- Compresión de hidrógeno de reposición
- Sistema de alimentación de amina pobre
- Depuradora de gas combustible
- Depuradora de gas rico en hidrógeno
- Sistema de agua de lavado

La despojadora es una columna de 34 platos, que separa la nafta y productos livianos de los hidrocarburos más pesados. Se inyecta vapor de alta presión en el fondo de la columna, para llevar a cabo la separación. El fondo de la columna es enviado al mezclador de crudo comercial.

La desbutanizadora, de 30 platos, está diseñada para remover butano y productos livianos de la nafta de rango completo que entra a la columna. Vapor de alta presión es suministrado al rehervidor de la desbutanizadora para proveer el calor necesario para la separación.

La depuradora de LPG es un contactor líquido-líquido de 13 platos, diseñado para remover el  $H_2S$  del gas licuado de petróleo.

En la desetanizadora, el LPG proveniente de la depuradora de LPG es calentado en el intercambiador carga/efluente de la desetanizadora, antes de entrar a la desetanizadora en el plato 16. La desetanizadora es una columna de 30 platos diseñada para remover el gas combustible del LPG. Vapor de alta presión es suministrado al rehervidor de fondo de la desetanizadora, para proveer el calor necesario para rehervir el fondo de la columna. El gas licuado de petróleo que sale del fondo de la desetanizadora es enfriado en un intercambiador carga/efluente, antes de ser enviado al sistema de mezclado de crudo comercial.

La fraccionadora de nafta es una columna de 30 platos diseñada para separar la nafta de rango completo en naftas liviana y pesada. Los fondos calientes de fraccionamiento proveen el calor suministrado al rehervidor de la fraccionadora para rehervir el fondo de la columna. La nafta pesada que sale del fondo de la columna es enviada por la bomba de fondo de la fraccionadora hacia el enfriador del producto de fondo. Una porción de la nafta pesada y nafta liviana es enviada a la unidad de crudo como diluyente de reposición, el resto de la nafta pesada se envía al sistema de mezclado de crudo comercial.

El crudo sintético del mejorador es el resultado de la mezcla de las siguientes corrientes: mezcla de residuo de vacío y gasóleo mediano de vacío de la unidad de crudo, de tanques gasóleo mediano de vacío de la unidad de crudo, de tanques de gasóleo desulfurado caliente de la despojadora de productos, nafta pesada de la fraccionadora de nafta. Nafta liviana del acumulador de la fraccionadora de nafta y gas licuado de petróleo proveniente de la desetanizadora.

A continuación se ofrece una explicación más detallada de la sección de compresión de  $H_2$ , ya que es en esta sección donde se desarrolló el trabajo

- **Compresión de hidrógeno de reposición**

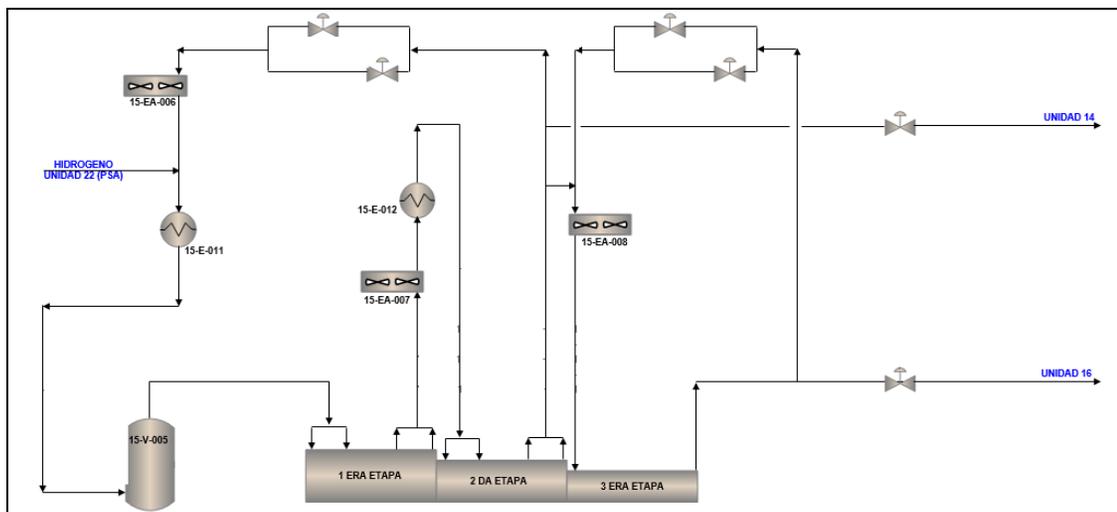
El compresor de gas de reposición 15-K-001 A/B/C consiste en un compresor reciprocante de 3 etapas con una etapa de enfriamiento intermedia. Uno de los tres compresores funciona como respaldo (*spare*, en inglés).

El hidrógeno que viene de la unidad de producción de hidrógeno es enfriado en el enfriador de gas de reposición, y entra al tambor de succión del compresor de gas de reposición. El gas que sale del tambor entra en la primera etapa del compresor de gas de reposición. La descarga de la primera etapa es enfriada en el enfriador de aire de la descarga de primera etapa y en el enfriador de la descarga de primera etapa, antes de entrar a la succión de la segunda etapa.

La descarga de la segunda etapa se divide en tres corrientes: hidrógeno de reposición hacia la unidad de hidrot ratamiento de aceites livianos (U-14),

recirculación a la succión de la primera etapa y succión de la tercera etapa. La recirculación es enfriada antes de retornar al tambor de succión. (Petrolera Ameriven, 2002)

La succión de la tercera etapa es enfriada previa a la succión. La descarga de la tercera etapa se dirige como hidrógeno de reposición a la unidad de hidrocraqueo de gasóleos pesados (U-16) y una porción de la descarga de la tercera etapa se recircula a la succión de la segunda etapa como se muestra en la figura 2. 6.



**Figura 2.6 Diagrama del proceso de compresión de hidrógeno de reposición**

Se muestran en el apéndice A. 6 los equipos más importantes de la unidad como lo son la despojadora de productos y fraccionadoras.

## 2.6. Compresores reciprocantes

Son máquinas de desplazamiento positivo en las cuales sucesivas cantidades de gas quedan atrapadas dentro de un espacio cerrado y, mediante un pistón, se eleva su presión hasta que se llega a un valor de la misma que consigue abrir las válvulas de descarga. (Herrera y Salazar, 2009)

El elemento básico de compresión de los compresores alternativos consiste en un solo cilindro en el que una sola cara del pistón es la que actúa sobre el gas (simple efecto).

Existen unidades en las que la compresión se lleva a cabo con las dos caras del pistón (doble acción), actuando de la misma forma que si se tuviera dos elementos básicos de simple efecto trabajando en paralelo dentro de una misma carcasa.

El ciclo de trabajo del compresor se divide en cuatro etapas que son las que se reflejan en la figura.

- Comienzo de la compresión. El cilindro se encuentra lleno de gas.
- Etapa de compresión. El pistón actúa sobre la masa de gas reduciendo su volumen original con un aumento paralelo de la presión del mismo. Las válvulas del cilindro permanecen cerradas.
- Etapa de expulsión. Justo antes de completar la carrera de compresión la válvula de descarga se abre. El gas comprimido sale del

cilindro, debido a su propia presión, a través de la válvula de descarga. Antes de alcanzar el final de carrera la válvula de descarga se cierra dejando el espacio libre del cilindro lleno de gas a la presión de descarga.

- Etapa de expansión. Durante esta etapa tanto la válvula de descarga como la de entrada permanecen cerradas. El pistón comienza la carrera de retroceso el gas contenido dentro del cilindro sufre un aumento de volumen con lo que la presión interior del sistema se reduce. Antes de llegar al final la válvula de admisión al cilindro se abre.
- Etapa de admisión. El pistón durante esta etapa retrocede provocando una depresión en la interior del cilindro que es compensada por la entrada de gas fresco a través de la línea de admisión. Justo antes de llegar al punto inferior de la carrera la válvula de admisión se cerrará, volviendo al estado inicial, con lo que comienza un nuevo ciclo.

Este tipo de compresores usa válvulas de tipo automático accionadas por resortes, que abren solamente cuando existe la suficiente presión diferencial sobre la misma. Las válvulas de admisión abren cuando la presión dentro del cilindro es ligeramente inferior a la presión de entrada del gas. Las válvulas de escape abren cuando la presión en el cilindro es ligeramente superior a la presión en la línea de descarga.

En ciertas aplicaciones se hacen necesario el empleo de altas relaciones de compresión (relación entre la presión absoluta de admisión del gas y la presión absoluta del gas en la descarga) haciendo complicado el que

se pueda alcanzar la compresión en una sola etapa debido a la alta temperatura alcanzada por el gas en la descarga.

Así se hace necesario recurrir a combinar en serie varios elementos básicos de compresión configurando así una unidad multi etapa, en la que la compresión del gas ocurriera en dos o más pasos. El gas normalmente se refrigera entre etapas con objeto de reducir su temperatura y volumen antes de entrar en la siguiente etapa. Cabe hacer notar que cada etapa está constituida por un compresor en sí mismo. Este se dimensiona para operar en serie con uno o más elementos compresores básicos y aunque todos ellos pueden estar alimentados de una misma fuente de energía, siguen siendo compresores separados. En los apéndices B. 1 y B. 2 se encuentran las hojas de datos de los equipos compresores con lo cual se trabajó.

### **2.6.1. Características de los compresores reciprocantes**

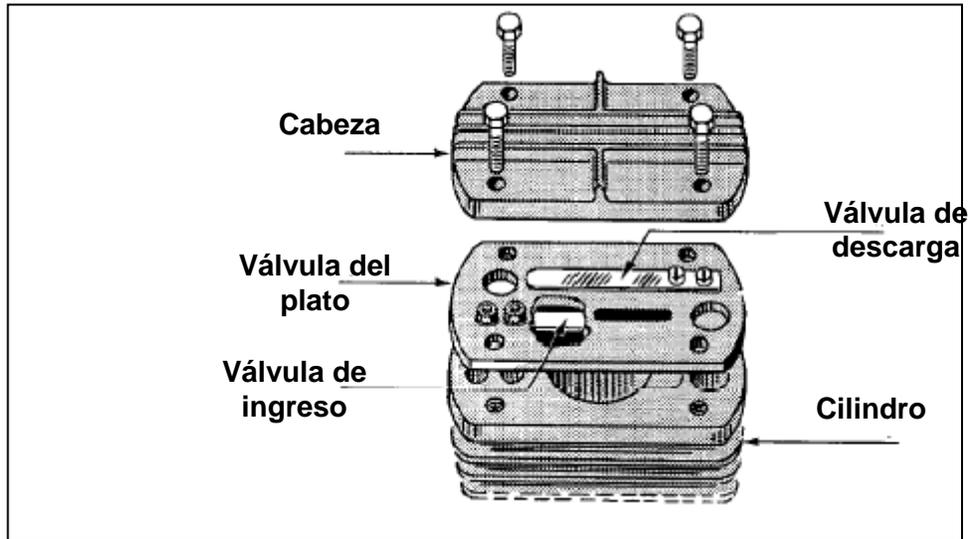
- El compresor recíprocante es uno de los tipos que mayor rendimiento en la mayoría de las aplicaciones. Adicionalmente se le puede dotar de un sistema de control de carga con objeto de mantener su rendimiento a carga parcial.
- La práctica totalidad de los gases comerciales pueden tratarse con este tipo de compresor, al no presentar problemas con gases corrosivos.
- Los cilindros de compresión son generalmente del tipo lubricado, aunque si las necesidades del proceso lo requieren se puede ir a un tipo no lubricado.

- En compresores donde la relación de compresión es muy elevada, la compresión se realiza en varios pasos. De esta forma se pretende reducir el perfil de temperatura del sistema, consiguiendo un mejor control del mismo.
- Con el objeto de compensar las fuerzas de inercia de los pistones y otros elementos móviles que provocan vibraciones en el equipo, se instalan sistemas de equilibrado del equipo, tales como volantes de inercia y cigüeñales contra rotantes.
- Los compresores alternativos deben ser alimentados con gas limpio, recomendase el uso de filtros en la alimentación. No permiten trabajar con gases que puedan arrastrar gotas de líquido con ellos, aunque sí con vaporizado siempre que no exista el riesgo de condensación dentro del cilindro.
- La presencia de líquido dentro del cilindro es peligrosa para el equipo, ya que al ser incompresible el cigüeñal de la máquina puede resultar dañado al intentar hacerlo. Adicionalmente la lubricación de las paredes del cilindro puede ser destruida por el líquido que pudiera entrar en él. Para solucionar el problema en la alimentación al compresor se instalan depósitos o separadores de gotas, en los que se retira el posible contenido líquido que pudiera arrastrar el gas de alimentación.
- Los compresores alternativos suministran un flujo pulsante de gas. En algunas aplicaciones esto es contraproducente por lo que se dispone a la salida del compresor un depósito anti pulsante, en el que se atenúan las variaciones de presión en el flujo. (Herrera y Salazar, 2009)

### 2.6.2. Elementos de un compresor recíprocante

En un compresor recíprocante existe gran cantidad de elementos, de los que sólo se presentarán los más generales.

- Los cilindros. Dependiendo del tipo de compresor, éstos pueden ser de simple o doble efecto, según se comprima el gas por una o las dos caras del pistón. Pueden existir, además, uno o varios cilindros por cada una de las etapas que tenga el compresor. La hermeticidad durante la compresión se mantiene gracias a la acción de los segmentos del pistón. Estos elementos consistirán en unos finos aros metálicos abiertos ubicados en la pared del cilindro, dentro de unas pequeñas hendiduras dispuestas para tal fin. El segmento por su diseño se encontrará haciendo presión en todo momento contra la pared cilindro minimizando así las pérdidas perimetrales proporcionando la hermeticidad requerida en el equipo.
- Las válvulas. Son mecanismos automáticos colocados en la aspiración e impulsión de cada uno de los cilindros que permiten el flujo del gas en una sola dirección, bien sea hacia dentro del cilindro (aspiración), bien hacia fuera del mismo (impulsión). Estos mecanismos actúan por diferencia de presión, aunque en ciertas condiciones pueden ser ayudadas por resortes. En la figura 2.7 se observa un diagrama de las partes de la válvula de un compresor recíprocante



**Figura 2.7 Válvula de un compresor recíprocante**

En la operación de los compresores es imprescindible evitar la entrada de líquido en los cilindros, dado que las válvulas sufren enormemente en estos casos, siendo la principal causa de ruptura de las mismas.

Por construcción de los compresores, las válvulas, en la mayoría de los casos, permiten la utilización variable de los compresores, generalmente entre el 0%, 25%, 50%, 75% y 100% de la carga total del mismo.

- Sistemas de lubricación. Los compresores alternativos poseen dos circuitos diferentes de lubricación:
  - Del cárter. Lubricación de la zona donde se ubica el cigüeñal del compresor. Este elemento se encargará de transformar el movimiento rotativo del motor que mueve el compresor en el movimiento lineal de los pistones.
  - De cilindros y estopadas, mediante sistema de goteo. (Viera, 2009)

### 2.6.3. Problemas asociados

La mayoría de las fallas en los compresores se deben a deficiencias del sistema en el que están siendo aplicados. La inspección completa del compresor fallado es imprescindible, ya que puede revelar el origen del problema y, en consecuencia, indicar las correcciones que deban hacerse en el sistema. A continuación se muestran los problemas más comunes encontrados en la operación de los compresores reciprocantes.

- Retorno de refrigerante líquido

En los equipos compresores que trabajan en ciclos de refrigeración, el refrigerante líquido se mezcla con el aceite alterando su capacidad de lubricar convenientemente. Este tipo de compresores puede sufrir, incluso, un golpe de líquido directo mientras está funcionando en estas condiciones, debido a que el puerto de succión se comunica directamente con la cabeza de cilindros.

- Golpe de líquido

Puede ser la causa que genera la rotura de láminas, puentes de alta arrancados, sopladura de juntas de tapa de cilindros, bielas rotas sin escoriaciones, hasta la rotura del cigüeñal. Aparece cuando un compresor intenta comprimir líquido, aceite o una mezcla de ambos.

- Recalentamiento

Se genera ante una elevada temperatura en la descarga del compresor. Se manifiesta a través de residuos de carbón (aceite quemado) en las placas de válvulas, láminas quemadas, rotas o quebradizas, signos de alta temperatura.

en la cabeza de los pistones, coloración en la válvula de succión o descarga que indique que estuvo sometido a una elevada temperatura (amarillo, azul, rojizo) y presencia de partículas metálicas magnéticas en el carter. Las temperaturas de descarga elevadas afectan la viscosidad del aceite e incluso pueden llegar a quemarlo.

- Falla de lubricación

Existen dos tipos de fallas de lubricación: pérdida de lubricación y falta de lubricación.

La pérdida de lubricación aparece cuando el aceite lubricante no retorna al carter del compresor. Esto puede ser originado en equipos refrigerados, por una mala disposición de las trampas de aceite a la salida de los evaporadores o al inicio de tramos ascendentes de la línea de succión, falta de pendiente de la línea de succión hacia el compresor o pendiente en sentido contrario en tramos horizontales, diseño o selección equivocada del diámetro de la línea de succión (escasa velocidad del gas de retorno), pérdidas de gas refrigerante, operación en ciclos cortos de arranque y parada.

La falta de lubricación aparece cuando el lubricante se encuentra en el carter del compresor, pero no lubrica. Esto puede ocurrir en compresores trabajando en ciclos de refrigeración, cuando el aceite se encuentra mezclado con refrigerante líquido en el carter debido a un retorno de refrigerante líquido. También habrá de manifestarse cuando la viscosidad del aceite se ve afectada por un exceso de temperatura ante un posible recalentamiento. (Viera, 2009)

## **2.7. Principios de separación líquido-vapor**

En el diseño de separadores es necesario tomar en cuenta los diferentes estados en que pueden encontrarse los fluidos y el efecto que sobre éstos puedan tener las diferentes fuerzas o principios físicos.

Los principios fundamentalmente considerados para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos son: la fuerza de gravedad, la fuerza centrífuga y el choque de partículas o coalescencia. Toda separación puede emplear uno o más de estos principios, pero siempre las fases de los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación. (Lawton y Worley, 1957)

### **2.7.1. Proceso de separación**

En el caso de mezclas vapor-líquido, la mezcla de fases entra al separador y, si existe, choca contra un aditamento interno ubicado en la entrada, lo cual hace que cambie el momentum de la mezcla, provocando así una separación gruesa de las fases. Seguidamente, en la sección de decantación (espacio libre) del separador, actúa la fuerza de gravedad sobre el fluido permitiendo que el líquido abandone la fase vapor y caiga hacia el fondo del separador (sección de acumulación de líquido). Esta sección provee del tiempo de retención suficiente para que los equipos aguas abajo pueden operar satisfactoriamente y, si se ha tomado la previsión correspondiente, liberar el líquido de las burbujas de gas atrapadas. En el caso de separaciones que incluyan dos fases líquidas, se necesita tener un tiempo de residencia adicional, dentro del separador, lo suficientemente alto para la decantación de una fase líquida pesada, y la “flotación” de una fase líquida liviana.

Normalmente, pueden identificarse cuatro zonas principales en los separadores, como se muestra en la figura 2.10 para un separador vertical.

- Separación primaria

El cambio en la cantidad de movimiento de las fases a la entrada del separador genera la separación gruesa de las fases. Esta zona incluye las boquillas de entrada y los aditamentos de entrada, tales como deflectores ó distribuidores.

- Separación secundaria

Durante la separación secundaria se observan zonas de fase continua con gotas dispersas (fase discontinua), sobre la cual actúa la fuerza de gravedad. Esta fuerza se encarga de decantar hasta cierto tamaño de gotas de la fase pesada discontinua en la fase liviana continua. También produce la flotación de hasta un cierto tamaño de gotas de la fase líquida liviana (fase discontinua), en la fase pesada continua. En esta parte del recipiente la fase liviana se mueve a una velocidad relativamente baja y con muy poca turbulencia.

- Separación por coalescencia

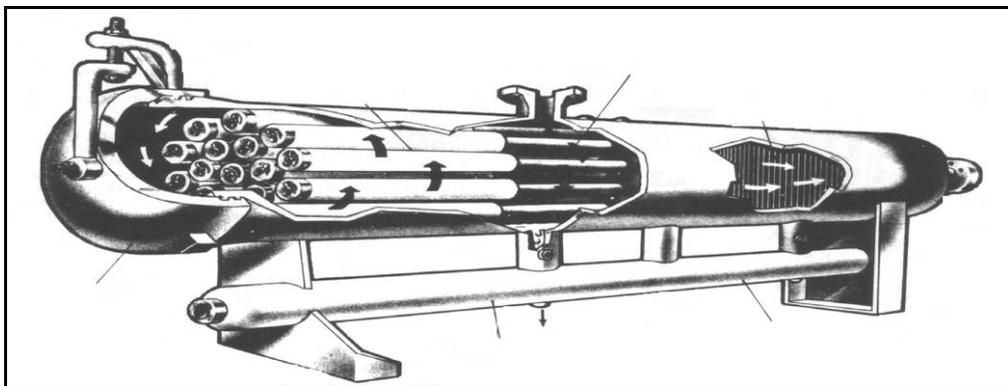
En ciertas situaciones, no es aceptable que gotas muy finas de la fase pesada discontinua sean arrastradas en la fase liviana, por lo cual es necesario que por coalescencia, tales gotas finas alcancen un tamaño lo suficientemente grande para separarse por gravedad. Para lograrlo se hace necesario tener elementos como los eliminadores de niebla ó mallas para el caso de separadores líquido vapor, o las esponjas o platos coalescedores, en el caso de la separación líquido-líquido.

### 2.7.2. Equipos separadores liquido - vapor

Para realizar la separación efectiva de pequeñas cantidades de líquido en grandes flujos de gas, existen equipos tales como los mencionados a continuación.

- Separador filtro/coalescedor.

Este tipo de separador es a menudo utilizado para separar sólidos y pequeñas cantidades de líquido de una corriente de gas. Un separador de filtro es un dispositivo de dos etapas, en que el gas entra en la boquilla de entrada y pasa a través de la sección de filtro, donde las partículas sólidas se filtran de la corriente de gas y las partículas de líquido se unirán en gotas más grandes. Los líquidos libres también se eliminan en la primera sección. El flujo de gas pasa a través de los tubos verticales de filtro y se llevan a la segunda sección del separador, donde un eliminador de niebla extrae estas gotas de la corriente de gas. En la figura 2.8, se observa un ejemplo de un separador filtro/coalescedor (GPSA Engineering Data Book, 1998)



**Figura 2.8 Separador filtro/coalescedor. (GPSA Engineering Data Book, 1998)**

Para el dimensionamiento de estos equipos la variable más importante viene siendo la velocidad máxima, definida por la ecuación 2.1

$$V_m = K \times \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \times \left(\frac{L}{10}\right)^{0,56} \quad (\text{Ec. 2.1})$$

donde

$V_m$  = velocidad máxima (ft/s)

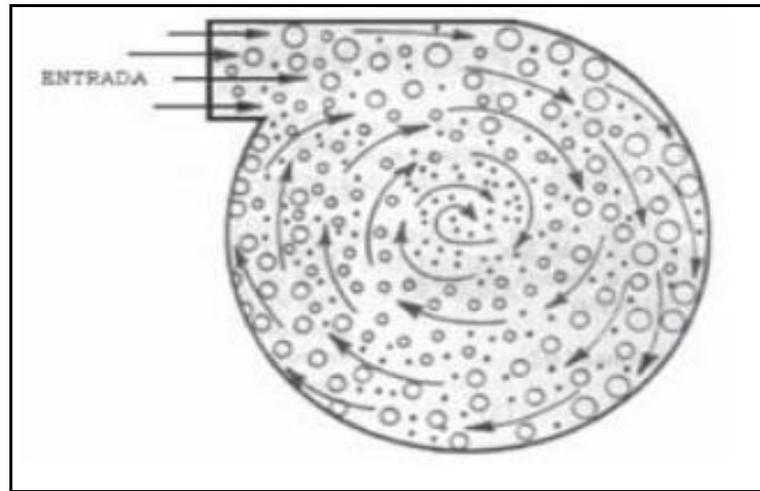
$K$  = coeficiente de Souder Brown (ft/s)

$\rho_l$  = densidad del líquido (lb-m/ft<sup>3</sup>)

$\rho_g$  = densidad del gas (lb-m/ft<sup>3</sup>)

- Separadores ciclónicos

Los ciclones remueven el material particularizado de la corriente gaseosa, basándose en el principio de choque inercial, generado por la fuerza centrífuga. La figura 2.9 muestra el movimiento de las partículas mayores hacia las paredes del ciclón debido a la fuerza centrífuga. Son adecuados para separar partículas con diámetros mayores de 5  $\mu\text{m}$ , aunque, en ciertos casos, partículas mucho más pequeñas pueden ser separadas. (Echeverri, 2006)

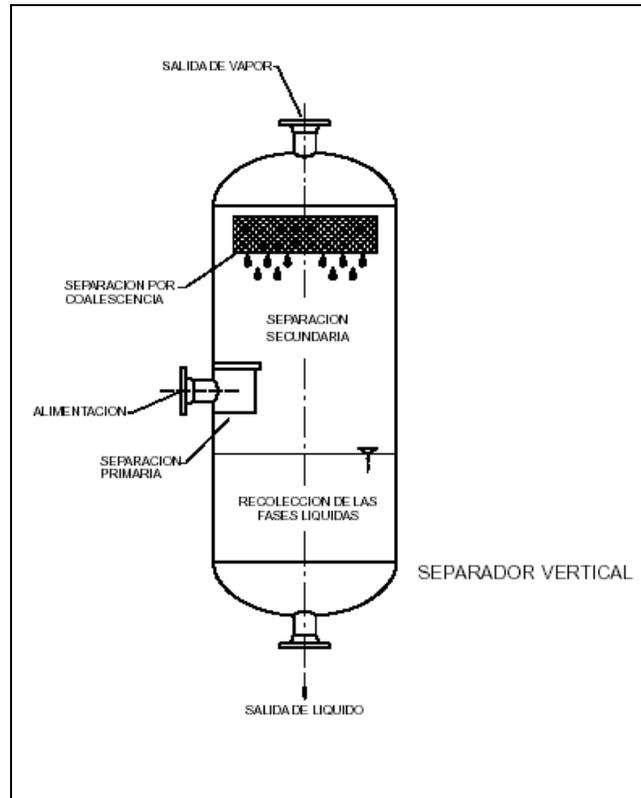


**Figura 2.9 Mecanismo de colección de partículas en un ciclón**

- Separador vertical con eliminador de neblina

En estos equipos, la fase pesada decanta en dirección opuesta al flujo vertical de la fase liviana. Por consiguiente, si la velocidad de flujo de la fase liviana excede levemente la velocidad de decantación de la fase pesada, no se producirá la separación de fases, a menos que esta fase pesada coalesca en una gota más grande.

En la figura 2.10 se puede observar las zonas de separación principales en un separador vertical con eliminador de neblina. En la sección primaria se utiliza una placa desviadora para reducir la turbulencia y el impulso del flujo de gas, una vez reducida la velocidad del gas en la sección secundaria ocurre la separación por decantación del líquido desde la corriente del gas. Ya en la última sección ocurre la separación por coalescencia donde se separan las minúsculas partículas del líquido que aún contiene el gas. La mayoría de los separadores utilizan, como mecanismo principal un extractor de neblina



**Figura 2.10 Zonas principales en un separador vertical con eliminador de neblina. (PDVSA N°MDP-03-S-01, 1990)**

### 2.7.3. Consideraciones iniciales en el diseño de un separador vapor-líquido

Para el diseño adecuado de un separador vapor-líquido, es necesario tomar en cuenta los puntos siguientes:

- La energía que posee el fluido al entrar al recipiente debe ser controlada.
- Los flujos de las fases líquida y gaseosa deben estar comprendidos dentro de los límites adecuados que permitan su separación a través de las fuerzas gravitacionales que actúan sobre esos fluidos y que establezcan el equilibrio entre las fases líquido-vapor.

- La turbulencia que ocurre en la sección ocupada principalmente por el vapor debe ser minimizada.
- La acumulación de espuma y partículas contaminantes deben ser controladas.
- Las fases líquidas y vapor no deben ponerse en contacto una vez separadas.
- Las regiones del separador donde se puedan acumular sólidos deben, en lo posible, estar provistos de facilidades adecuadas para su remoción.
- El equipo será provisto de la instrumentación adecuada para su funcionamiento adecuado y seguro en el marco de la unidad/planta a la que pertenece. (PDVSA N°MDP-03-S-01, 1990)

#### **2.7.4. Diseño preliminar de un separador vertical con malla usando normas PDVSA**

Las normas PDVSA son disposiciones relativas a dimensiones, calidad y aptitud para el uso, métodos de ensayo (físicos, químicos, mecánicos, etc.), métodos para la toma de muestras y control de calidad, ensayos de recepción, reglamentaciones de seguridad y códigos de práctica para la construcción, instalación y conservación. (PDVSA N° MDP-03-S-01, 1990).

El objetivo de las normas PDVSA es proporcionar los fundamentos teóricos que permitan una óptima comprensión de la terminología relacionada con el área de las separaciones físicas de fluidos, haciendo énfasis en la separación vapor – líquido.

Este documento presenta los conceptos requeridos en el diseño de tambores separadores de mezclas de vapor – líquido, líquido – líquido y

líquido – líquido – vapor, tales como: principios básicos de la separación de mezclas, descripción de los diferentes tipos de separadores e internos que lo conforman, y los fundamentos teóricos que rigen el diseño de los mismos.

### **2.7.5. Diseño preliminar de un separador ciclónico**

Los ciclones se diseñan habitualmente de tal modo que se satisfagan ciertas limitaciones bien definidas de caída de presión. El factor de diseño primario que se utiliza para controlar la eficiencia de recolección es el diámetro del ciclón, el cual se calcula por la ecuación 2. 1. El diseño final implica llegar a un término medio entre la eficiencia de recolección y la complejidad del equipo. Se acostumbra diseñar un solo ciclón para una capacidad particular, recurriendo a varias unidades en paralelo sólo cuando la eficiencia de recolección prevista es inadecuada para una sola unidad. (Echeverri, 2006)

$$D = \sqrt{\frac{(F_v/V_i)}{0,1}} \times 60 \quad (\text{Ec. 2. 2})$$

donde:

D = diámetro (ft)

F<sub>v</sub> = flujo volumétrico (ft<sup>3</sup>/min)

V<sub>i</sub> = velocidad de entrada (ft/s)

### **2.7.6. Diseño preliminar de un separador filtro / coalescedor**

Se puede obtener un dimensionamiento estimado del equipo separador usando las ecuaciones de un separador vertical gas líquido, teniendo en cuenta un cambio en el coeficiente de Souder-Brown el cual tendrá una variación según la presión del gas. Este diseño preliminar es en ocasiones muy alejado de la realidad, estando las dimensiones del equipo así como la

de sus partes internas, a cargo totalmente del licenciante encargado. (Gas Processor Supplier Association, 1998)

## **2.8. Estimado de costos de inversión**

Cualquier proyecto de inversión, se inicia planteándose las siguientes interrogantes: ¿cuál es el monto de recursos requerido para iniciar el proyecto? y ¿cuál será la aplicación de tales recursos financieros?. Por lo tanto, se debe determinar, el tipo y monto del flujo inversión que la empresa o inversionista necesita para iniciar las operaciones, y mantener dicha operación durante el tiempo que se tenga previsto, así como para llevar a efecto el proceso de recuperación de la inversión al finalizar el horizonte de planeación. Para recuperar parte de la inversión realizada o bien reemplazar los activos adquiridos, se deberán calcular los costos asociados a la misma, es decir, los gastos de depreciación y amortización (también llamados gastos virtuales), porque derivan del desgaste de los activos fijos y diferidos.

La inversión inicial comprende la adquisición de todos los activos fijos o tangibles y diferidos o intangibles necesarios para iniciar las operaciones de la empresa, con excepción del capital de trabajo.

Para efectos de formular y evaluar proyectos de inversión, los activos requeridos se clasifican en tres grandes grupos de inversión: inversión de capital fija, inversión de capital diferida y capital de trabajo; todo esto sumado no es más que la inversión total de capital. (Guaita, 2010)

Se puede utilizar costos estimados cuando:

- a. Las operaciones de fabricación son muy sencillas.

- b. Los distintos artículos elaborados son pocos en características y en tamaño.
- c. Se estima que las variaciones sean pequeñas entre un período y el siguiente.
- d. No se requiere utilizar un procedimiento muy especificado de costos.

### **2.8.1. Método rápido de estimación**

Los estimados rápidos y de carácter preliminar, pueden provenir de estadísticas, de modelos o de mezclas de ambos. Para la realización de este trabajo se tomó en cuenta solamente métodos basados en el coste de equipos (métodos factoriales) entre los cuales está el método de Lang y sus variantes como son el método de Hand, el método de Crand y el método de Chilton, así como el método de Peter & Timmerhaus que resulta de la combinación del método de Hand y de Chilton.

### **2.9. Métodos de evaluación y decisión multicriterio**

Para el tratamiento y el análisis apropiado de este tipo de problemas se han desarrollado, en las últimas décadas, un gran número de métodos de decisión multicriterio, todos ellos de gran interés y de importante aplicación en la práctica. Estos métodos persiguen eliminar las conjeturas improvisadas, el pensamiento no explicado, injustificado e intuitivo que en ocasiones acompaña a la mayoría de las decisiones que se toman con respecto a problemas complejos. Son utilizados en el campo de la economía, la política, las finanzas, la gestión medioambiental, la ingeniería civil, para ayudar al decisor a elegir una buena opción ante situaciones complejas. Estos procedimientos permiten considerar tanto criterios cuantitativos monetarios y cuantitativos no monetarios como criterios cualitativos.

En la decisión multicriterio un elemento clasificador es el número de alternativas a tener en cuenta en la decisión, que puede ser finito o infinito.

Dependiendo de esta situación existen diferentes métodos. Cuando el número de alternativas tiene un número infinito de valores posibles del problema, se llama Decisión Multiobjetivo. Por el contrario cuando el número de alternativas es finito se denominan Decisión Multicriterio Discreta.

Los métodos de evaluación y decisión multicriterios discretos son: ponderación lineal, utilidad multiatributo (MAUT, por sus siglas en inglés), relaciones de superación y análisis jerárquico (AHP, por sus siglas en inglés) o Proceso Analítico Jerárquico), precisamente este último será aplicado en el presente trabajo. (Guaita 2010)

### **2.9.1. Proceso de análisis jerárquico**

El proceso de análisis jerárquico o método AHP es una herramienta de soporte en los procesos de toma de decisiones de tipo multicriterio discreto, que se basa en la construcción de un modelo de jerarquías, el cual permite organizar la información de un problema complejo de forma gráfica y eficiente, de modo tal que se pueda descomponer y analizar por partes.

El método AHP fue desarrollado por el Doctor Thomas Saaty a fines de la década de los ochenta, para resolver el tratado de reducción de armamento estratégico entre Estados Unidos y la Unión Soviética.

Según el creador de éste método: "El AHP desmenuza un problema en subproblemas y luego une todas las soluciones de estos en una conclusión". El propósito del método es el de permitir que el decisor pueda estructurar un

problema multicriterio de forma visual, mediante la construcción de un modelo jerárquico, que básicamente contiene tres niveles: meta u objetivo, criterios y alternativas. Una vez construido el modelo jerárquico, se realizan las comparaciones por pares entre dichos elementos (criterios, sub-criterios y alternativas) y se atribuyen valores numéricos a las preferencias señaladas por los decisores, entregando una síntesis de las mismas mediante la agregación de esos juicios parciales. (Guaita, 2010)

- **Pasos para la construcción del modelo jerárquico**

- a) Definición del problema

- Es la detección del motivo principal por el cual se quiere tomar una decisión

- b) Formulación del objetivo

- Es la acción primordial que va a tomar el decisor en base al problema presentado, para que mejore el funcionamiento de un proceso y/o situación presentada.

- c) Identificación de criterios

- Es la detección de las características genéricas más relevantes de las alternativas existentes. Existen criterios de tipos cualitativos y cuantitativos; los criterios cualitativos están relacionados con las preferencias, experiencias y demás características genéricas de las alternativas, mientras que los criterios cuantitativos están relacionados con los datos históricos, puntuaciones y demás información numérica que posean en común las alternativas.

**d) Identificación de alternativas**

Es la detección de las opciones que tiene el decisor para cumplir su objetivo, las cuales deben de pertenecer a un mismo rubro, para poder considerar características en común.

**e) Árbol de jerarquías**

Es un tipo de gráfico, que permite tener una visión panorámica del modelo jerárquico, es decir, poder apreciar la meta global u objetivo, criterios, sub criterios en caso que existan, y alternativa.

**2.9.2. Evaluación del modelo jerárquico**

Una vez construida la estructura jerárquica del problema se da paso a la segunda etapa del proceso de AHP: la valoración de los elementos. El decisor debe emitir sus juicios de valor o preferencias en cada uno de los niveles jerárquicos establecidos. Esta tarea consiste en una comparación de valores subjetivos "por parejas" (comparaciones binarias); es decir, el decisor tiene que emitir juicios de valor sobre la importancia relativa de los criterios y de las alternativas, de forma que quede reflejado la dominación relativa, en términos de importancia, preferencia o probabilidad, de un elemento frente a otro, respecto de un atributo, o bien, si se está en el último nivel de la jerarquía, de una propiedad o cualidad común.

El AHP permite realizar las comparaciones binarias basándose tanto en factores cuantitativos (aspectos tangibles) como cualitativos (aspectos no tangibles), ya que presenta su propia escala de medida: mediante la escala 1-9 propuesta por Saaty (tabla 2.1). El decisor puede expresar sus preferencias entre dos elementos verbalmente y representar estas preferencias descriptivas mediante valores numéricos. De esta forma cuando

dos elementos sean igualmente preferidos o importantes el decisor asignará al par de elementos un 1; moderadamente preferido se representa por 3, fuertemente preferido por 5 y extremadamente preferido por 9. Los números pares (2, 4, 6 y 8) se utilizan para expresar situaciones intermedias. La escala verbal utilizada en el AHP permite al decisor incorporar subjetividad, experiencia y conocimiento en un camino intuitivo y natural. Esta escala está justificada teóricamente y su efectividad ha sido validada empíricamente aplicándola a diferentes situaciones reales con aspectos tangibles para los que se ha comportado adecuadamente. (Guaita, 2010)

**Tabla 2.1 Escala de medidas de Saaty**

Escala numérica	Escala verbal	Explicación
1	Igual importancia	Los dos elementos contribuyen igualmente a la propiedad y criterio
3	Moderadamente más importante un elemento que otro	El juicio y la experiencia previa favorecen a un elemento frente al otro
5	Fuertemente más importante un elemento que otro	El juicio y la experiencia previa favorecen fuertemente a un elemento frente al otro
7	Mucho más fuerte la importancia de un elemento que al otro	Un elemento domina fuertemente, su dominación está aprobada en practica
9	Importancia extrema de un elemento frente al otro	Un elemento domina a otro con el mayor orden de magnitud
2, 4, 6, 8	Medianamente más importante que otro	Se utiliza para expresar situaciones intermedias

El resultado de estas comparaciones es una matriz cuadrada, recíproca y positiva, denominada "matriz de comparaciones pareadas", de forma que cada uno de sus componentes refleje la intensidad de preferencia de un elemento frente a otro respecto del atributo considerado.

El objetivo de esta etapa es calcular la prioridad de cada elemento, entendida esta prioridad tal y como la define Saaty: «Las prioridades son rangos numéricos medidos en una escala de razón. Una escala de razón es un conjunto de números positivos cuyas relaciones se mantienen igual si se multiplican todos los números por un número arbitrario positivo. El objeto de la evaluación es emitir juicios concernientes a la importancia relativa de los elementos de la jerarquía para crear escalas de prioridad de influencia». En un problema jerarquizado se pueden definir distintos tipos de prioridades: locales, globales y totales.

La última etapa de este proceso es el denominado análisis de sensibilidad. El resultado al que se llega en la etapa anterior es altamente dependiente de la jerarquía establecida por el decisor y por los juicios de valor que realiza sobre los diversos elementos del problema; cambios en la jerarquía sobre estos juicios pueden conducir a cambios en los resultados.

### **2.9.3. Matriz de comparación por pares**

Esta matriz posee las siguientes características:

- Sea  $A$  una matriz, de dimensiones  $n \times n$  (" $n$ " filas y " $n$ " columnas), es decir, una matriz cuadrada.

• Sea  $a_{ij}$  un elemento de la matriz  $A$  (donde  $i = 1,2,3, \dots, n$  y  $j = 1,2,3, \dots, n$ ), que representa la preferencia de un criterio y/o alternativa "i" (fila) sobre otro criterio y/o alternativa "j" (columna).

• Cuando  $i = j$ , el valor de  $a_{ij} = 1$ , debido a que se están comparando dos criterios y/o alternativas iguales (Ec. 2. 3)

$$A = \begin{pmatrix} 1 & a_{12} & \dots & a_{1n} \\ a_{21} & 1 & \dots & a_{2n} \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ a_{n1} & a_{n2} & \dots & 1 \end{pmatrix} \quad (\text{Ec. 2. 3})$$

El producto de  $a_{ij} \cdot a_{ji} = 1$ , lo cual está sustentado en los siguientes axiomas:

$$A = \begin{pmatrix} 1 & a_{12} & \dots & a_{1n} \\ 1/a_{12} & 1 & \dots & a_{2n} \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ 1/a_{1n} & 1/a_{2n} & \dots & 1 \end{pmatrix} \quad (\text{Ec. 2. 4})$$

La ecuación 2.4 se usa para comparar las características entre sí, destacando a las más relevantes, así mismo.

- Axioma N° 1: referente a la condición de juicios recíprocos; la intensidad de preferencia de  $a_i/a_j$  es inversa a la preferencia de  $a_j/a_i$ .
- Axioma N° 2: referente a la condición de homogeneidad de los elementos; los elementos que se comparan son del mismo orden de magnitud.
- Axioma N° 3: referente a la condición de estructura jerárquica o estructura dependiente de reaprovechamiento; dependencia en los

elementos de dos niveles consecutivos en la jerarquía y dentro de un mismo nivel.

- Axioma N° 4: referente a la condición de expectativas de orden de rango; las expectativas deben estar representadas en la estructura en términos de criterios y alternativas. Una vez obtenidas las matrices de comparación por pares, se procede a calcular las prioridades de cada criterio y/o alternativa comparada. El proceso matemático de calcular las prioridades es llamada síntesis, el cual implica el cálculo de valores y vectores característicos.

La manera de sintetizar juicios es la siguiente:

- Primero se suman todos los valores en cada columna de la matriz de comparación por pares.
- Luego se divide cada valor de la matriz entre la sumatoria resultante obtenida en cada columna correspondiente a dicho valor. El resultado de esta división produce la llamada matriz de comparación por pares normalizada.
- Por último, se calcula el promedio aritmético con los valores presentes de cada fila de la matriz normalizada. De esa manera se obtiene una matriz con las prioridades de cada criterio y/o alternativa.

#### **2.9.4. Consistencia de una matriz**

La consistencia de una matriz de comparación por pares expresa el correcto juicio del decisor al momento de construir la matriz, ya que en el caso de que la matriz resulte inconsistente, el decisor deberá de replantear sus juicios.

Matemáticamente, una matriz  $A_{n \times n}$  es consistente si  $a_{ij} \cdot a_{jk} = a_{ik}$  ("  $i, j, k = 1, 2, 3, \dots, n$ "); lo cual es indispensable para que la matriz sea linealmente dependiente.

En el caso general, se conoce que si la matriz  $A_{n \times n}$  es consistente, entonces genera una matriz  $N_{n \times n}$  la cual está normalizada (conmuta con su transpuesta) de elementos  $w_j$  ("  $j = 1, 2, 3, \dots, n$ ) de modo tal que todas las columnas son idénticas.

$$N = \begin{pmatrix} W_1 & W_1 & \dots & W_1 \\ W_2 & W_2 & \dots & W_2 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ W_n & W_n & \dots & W_n \end{pmatrix} \quad (\text{Ec. 2. 5})$$

Ahora, se puede determinar la matriz  $A$  en función de  $N$ , de la siguiente manera:

$$A = \begin{pmatrix} 1 & w_1/w_2 & \dots & w_1/w_n \\ w_2/w_1 & 1 & \dots & w_2/w_n \\ \vdots & \vdots & 1 & \vdots \\ w_2/w_1 & w_1/w_2 & \dots & 1 \end{pmatrix} \quad (\text{Ec. 2. 6})$$

Dividiendo los elementos de la columna  $i$  entre  $w_j$ .

En base a lo dicho anteriormente,  $A$  se desglosa:

$$\begin{pmatrix} 1 & w_1/w_2 & \cdots & w_1/w_n \\ w_2/w_1 & 1 & \cdots & w_2/w_n \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ w_n/w_1 & w_n/w_2 & \cdots & 1 \end{pmatrix} \begin{pmatrix} w_1 \\ w_2 \\ \vdots \\ w_n \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} nW_1 \\ nW_2 \\ \vdots \\ nW_n \end{pmatrix} = n \begin{pmatrix} w_1 \\ w_2 \\ w_3 \\ \vdots \\ w_n \end{pmatrix} \quad (\text{Ec. 2. 7})$$

Es decir:

$$AW = nW \quad (\text{Ec. 2. 8})$$

donde  $W$  es el vector columna de pesos relativos  $w_j$  que se aproxima con los  $n$  elementos de las filas en la matriz normalizada  $N$ .

Haciendo el estimado  $W$  calculado, se puede notar que:

$$AW = n_{\max} \times W \quad (\text{Ec. 2. 9})$$

donde  $n_{\max} \geq n$ , es decir, mientras más próximo este de  $n_{\max}$ , la matriz de comparación por pares  $A$ , será más consistente.

Como resultado de esta matriz, el AHP calcula la razón de consistencia (RC), que se expresa como el cociente entre índice de consistencia de la matriz  $A$  y el índice de consistencia aleatorio (RI).

$$RC = \frac{IC}{RI} \quad (\text{Ec. 2. 10})$$

donde  $IC$  es el índice de consistencia de la matriz  $A$ , calculándose de la siguiente manera:

$$IC = \frac{(n_{\max} - n)}{(n - 1)} \quad (\text{Ec. 2. 11})$$

El valor de  $n_{\max}$  se calcula de  $A \times W = n_{\max} \times W$ , notando que la  $i$ -ésima ecuación es:

$$\sum_{j=1}^n a_{ij} \cdot \bar{w}_j = n_{\max} \times \bar{w}_i \quad (\text{Ec. 2. 12})$$

Dado que:

$$\sum_{i=1}^n \bar{w}_i = 1 \quad (\text{Ec. 2. 13})$$

Entonces se obtiene:

$$\sum_{i=1}^n \left( \sum_{j=1}^n a_{ij} \cdot \bar{w}_j \right) = n_{\max} \times \sum_{i=1}^n \bar{w}_i \quad (\text{Ec. 2. 14})$$

Es decir, el valor de  $n_{\max}$  se determina al calcular primero el vector columna de la matriz A y luego sumando sus elementos.

El índice de consistencia aleatoria (RI) es el índice de consistencia de una matriz de comparación por pares, generada de forma aleatoria como se muestra en la tabla 2. 2.

**Tabla 2. 2 Índices de consistencia aleatoria**

<b>Nro de elementos comparados</b>	<b>Índice aleatorio</b>
3	0,58
4	0,89
5	1,11
6	1,24
7	1,32
8	1,40
9	1,45
10	1,49

## **CAPITULO III**

### **DESARROLLO DEL TRABAJO**

En este trabajo se presenta una propuesta de un sistema para la separación de aceite lubricante contenido a la salida de los compresores de hidrogeno de la unidad de soporte al hidrogeno del mejorador de crudo Petropiar, la cual presenta sobrecalentamiento en la descarga del hidrogeno comprimido debido al mal funcionamiento de sus válvulas de descarga, las cuales son afectadas por el aceite lubricante arrastrado que al ser comprimido causa fractura de las válvulas mencionadas.

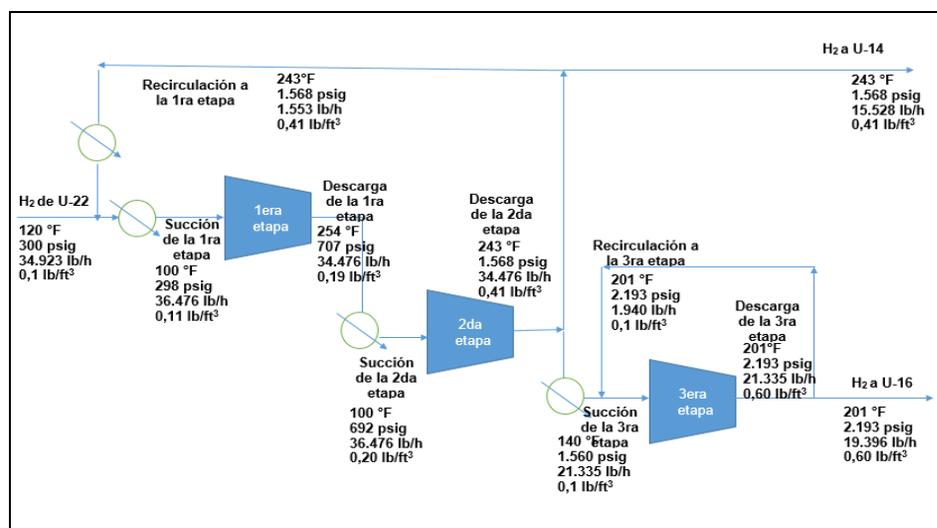
#### **3.1. Identificación de la situación actual de los equipos compresores A, B y C de la unidad de soporte al hidrogeno**

Esta etapa consistió en la recopilación de las variables operacionales asociadas al proceso, siendo usadas para el diseño de los equipos separadores propuestos. Se realizó una revisión a los manuales de diseño y proceso, se recaudó información suministrada por los operadores de planta, monitoreándose las temperaturas de descarga de las etapas de compresión realizando un seguimiento en el tiempo a esta variable.

De igual forma fue revisado con la data histórica la frecuencia con la cual entran en mantenimiento los equipos compresores debido al sobrecalentamiento del hidrogeno descargado hacia las siguientes etapas de compresión

### 3.1.1. Variables operacionales de la sección de compresión de la unidad de soporte al hidroprocesamiento (U-15)

La unidad de soporte al hidroprocesamiento recibe hidrogeno 99,99% v/v de la unidad de producción de hidrogeno (U-22), perteneciente el área de servicios industriales, esta utiliza para la compresión de hidrogeno, tres compresores recíprocos (15-K-001A/B/C), de los cuales por diseño, trabajan dos en simultaneo y uno en espera. Cada uno cuenta a su vez con tres etapas de compresión con una presión de descarga de 700, 1.530 y 2.250 psig respectivamente para cada una de ellas, alimentando la segunda etapa de compresión a la unidad de hidrotreamiento de aceites livianos (U-14), mientras que la tercera etapa cubre los requerimientos de la unidad de hidrocraqueo de gasóleos pesados (U-16). En la figura 3.1 se muestra un diagrama de flujo para las etapas de compresión; las variables importantes del proceso de compresión de muestran en la tabla 3.1, así como la de los equipos auxiliares en la tabla 3. 2.



**Figura 3.1 Diagrama de flujo de las etapas de compresión de la unidad de soporte al hidrogeno del mejorador PDVSA.**

**Tabla 3.1 Variables importantes de las etapas de compresión de la unidad de soporte al hidrogeno (U-15) del mejorador PDVSA Petropiar.**

	Temperatura (°F)	Presión (psig)	Flujo (lb/h)	Densidad (lb/ft <sup>3</sup> )
Unidad 22	120	300	34.923	0,1
Succión de 1ra etapa de compresión	100	298	36.476	0,11
Descarga de 1ra etapa de compresión	254	707	36.476	0,19
Succión 2da etapa de compresión	100	692	36.476	0,20
Descarga 2da etapa de compresión	243	1.568	36.476	0,41
Hidrogeno a Unidad 14	243	1.568	15.528	0,41
Recirculación a 1ra etapa	243	1.568	1.553	0,41
Succión de 3ra etapa de compresión	140	1.560	21.335	0,48
Descarga de 3ra etapa de compresión	201	2.193	21.335	0,60
Hidrogeno a Unidad 16	201	2.193	19.396	0,60
Recirculación a la 3ra etapa	201	2.193	1.940	0,60

**Tabla 3.2 Características principales de los equipos refrigerantes de hidrogeno comprimido en la unidad 15**

Equipo	Nombre del equipo (Tag)	Flujo de hidrogeno (lb/h)	Temperatura de entrada (°F)	Temperatura de salida (°F)
Intercambiadores de calor	15-E-011	36.476	120	100
	15-E-012	36.476	145	100
Aeroenfriadores	15-EA-006	1.553	243	145
	15-EA-007	36.476	254	145
	15-EA-008	21.335	243	140

### 3.1.2. Actividad de los compresores reciprocantes 15-K-001 A/B/C.

Dado a la problemática reciente, solo uno de los tres equipos compresores existentes ha trabajado a su máxima potencia, estando el resto en mantenimiento pasando por cambios de válvulas o revisión preventiva frenando así la producción del mejorador, por lo cual se hizo una revisión estadística para registrar la frecuencia de mantenimiento en los compresores de la unidad de soporte al hidropocesamiento, siguiendo las paradas realizadas en los equipos desde comienzos del año 2012 hasta marzo del año 2013.

### 3.1.3. Monitoreo de temperatura de succión y descarga de las etapas de compresión

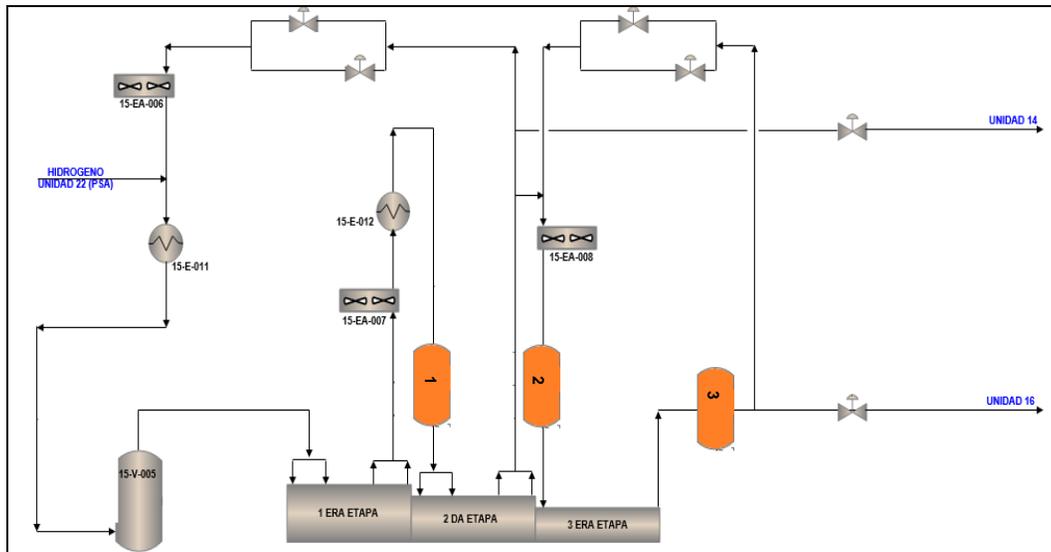
Usando la herramienta de monitoreo de procesos Aspen Process Explorer y visitas periódicas a los equipos compresores, se supervisaron las temperaturas de descarga y de succión de las etapas de cada equipo compresor, con el fin de verificar que no se acerquen a las temperaturas límites para el funcionamiento de las etapas de compresión. Para la primera

y segunda etapa la alarma por alta temperatura es de 320 °F, mientras que con 270 °F se considera una temperatura de precaución. La tercera tiene 220 °F como temperatura límite y a partir de 200 °F se consideran temperaturas altas para el funcionamiento de la etapa de compresión.

### **3.2. Diseño de los diferentes sistemas de separación propuestos**

Con el fin de evitar la presencia de líquidos en la succión de las etapas de compresión, se diseñaron sistemas de separación vapor-líquido para ubicarlos en previo a la succión de cada etapa de compresión. Los equipos principales para este fin son: separadores verticales con eliminador de niebla tipo malla, separadores ciclónicos y separadores filtro/coalescedores, buscando seleccionar el más apropiado para el proceso.

Fueron diseñados tres sistemas de separación diferentes, los cuales fueron ubicados previo a la succión de la segunda y tercera etapa de compresión, así como en la descarga de la última de estas, con la intención de recibir el hidrógeno comprimido ya refrigerado por los aerofríos o intercambiadores de calor según sea el caso, exceptuando la tercera etapa de compresión que no cuenta con equipos de refrigeración, para así poder lograr en los equipos la mayor eficiencia de separación para el aceite lubricante del hidrógeno comprimido. En la figura 3. 1 se muestra un diagrama notando la ubicación de los equipos separadores, siendo la misma para cada uno de los tres sistemas propuestos con la diferencia del tipo de separador a colocar en cada uno de ellos



**Figura 3.2 Diagrama del sistema de separación de aceite lubricante**

### 3.2.1. Separadores verticales con eliminador de niebla

Estos fueron diseñados usando como guía el GPSA Engineering Data Book para la determinación del área y el diámetro del equipo separador con el coeficiente de velocidad de Souder - Brown (K) para un equipo separador con eliminador de niebla tipo malla. Para el diseño de los eliminadores de niebla, distancias internas del equipo, diámetro de las boquillas de entrada y salida tanto del líquido como del vapor se tomó en cuenta lo dictado por las Normas PDVSA de tambores separadores.

- **Muestra de cálculo**

El dimensionamiento del separador vertical con eliminador de neblina se efectuó usando los datos proporcionados por la empresa con unidades en el sistema inglés, por lo cual los resultados obtenidos se encuentran en este sistema.

♦ Coeficiente de Souder – Brown (K)

El factor K puede considerarse como velocidad de gas eficaz con el fin de expresar el límite de capacidad de rendimiento, ajustado los efectos de la densidad de líquidos y gases. Este parámetro permite que los datos, para un sistema de gas líquido y un separador con eliminador de niebla sean utilizados para diversos gases y líquidos. Se define por la ecuación 3. 1

$$K = 0,35 - 0,1 \times \frac{(P - 100)}{100} \quad (\text{Ec. 3. 1})$$

donde:

K = coeficiente de Souder-Brown (ft/s)

P = presión (psig)

Tomando como datos la presión de la succión de la segunda etapa de compresión, mostrada en la tabla 3.1 se calcula el coeficiente de Souder-Brown para este caso

$$K = 0,35 - 0,1 \times \frac{(707 - 100)}{100}$$

$$K = 0,289 \text{ ft/s}$$

♦ Flujo másico (Fm)

Se calculó el flujo másico, el cual pasara por el equipo, usando la densidad y el volumen de gas de hidrogeno tomados de las hojas de calculo mostrada en el apéndice C.1 para el caso de la succión de la segunda etapa de compresión, así como la gravedad específica con la ecuación 3. 2.

$$F_m = \frac{Q_g \times \rho_g}{379,49 \times 24 \times 3.600} \quad (\text{Ec. 3. 2})$$

donde:

$F_m$  = flujo masico (lb-m/s)

$Q_g$  = caudal del gas (MMscfd)

$\rho_g$  = densidad del gas (lb-m/ft<sup>3</sup>)

$$F_m = \frac{163.580 \times 0,20}{379,49 \times 24 \times 3.600}$$

$$F_m = 10,32 \text{ lb-m/s}$$

- ♦ Flujo volumétrico ( $F_v$ )

Usando la ecuación 3. 3 tomando los datos del balance de masa de la unidad 15, mostrados en el apéndice B.13 se calcula el flujo volumétrico que pasara por el equipo separador ubicado previo a la succión de la segunda etapa de compresión.

$$F_v = \frac{F_m}{\rho_g} \quad (\text{Ec. 3. 3})$$

donde:

$F_v$  = flujo volumétrico (ft<sup>3</sup>/s)

$F_m$  = flujo másico (lb-m/s)

$\rho_g$  = densidad del gas (lb-m/ft<sup>3</sup>)

$$F_v = \frac{10,32}{0,20}$$

$$F_v = 52,16 \text{ ft}^3 / \text{s}$$

- ♦ Velocidad máxima ( $V_m$ )

Viene siendo la capacidad de carga que puede manejar el equipo. Se calcula usando la ecuación 3. 4

$$V_m = K \times \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (\text{Ec. 3. 4})$$

donde

$V_m$  = velocidad máxima (ft/s)

$K$  = coeficiente de Souder Brown (ft/s)

$\rho_l$  = densidad del líquido (lb-m/ft<sup>3</sup>)

$\rho_g$  = densidad del gas (lb-m/ft<sup>3</sup>).

Sustituyendo en la ecuación 3.4 el valor obtenido anteriormente en el cálculo del coeficiente de Souder-Brown, así como la densidad del líquido, que para el caso sería el aceite lubricante viene siendo 52,47 lb-m/ft<sup>3</sup> (apéndice B. 13) y la densidad de la corriente de hidrogeno a las condiciones de descarga de la primera etapa de compresión, (presion de 700 psig y temperatura cercana a los 100 °F), se calculó la velocidad máxima dentro del separador

$$V_m = 0,289 \times \sqrt{\frac{52,47 \times 0,20}{0,20}}$$

$$V_m = 4,70 \text{ ft/s}$$

- ♦ Área (A)

Usando los valores de flujo volumétrico y velocidad máxima obtenidos previamente, se calculó el área del separador vertical usando la ecuación 3. 5.

$$A = \frac{F_v}{V_m} \quad (\text{Ec.3. 5})$$

donde:

A = área del separador (ft<sup>2</sup>)

F<sub>v</sub> = flujo volumétrico (ft<sup>3</sup>/s)

V<sub>m</sub> = velocidad máxima (ft/s)

$$A = \frac{52,16}{4,70}$$

$$A = 11,09 \text{ ft}^2$$

♦ Diámetro

Tomando el área calculada con anterioridad, se utilizó la ecuación 3. 6 para la obtención del diámetro del equipo separador.

$$D = 12 \times \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} \quad (\text{Ec. 3. 6})$$

donde:

D = diámetro del separador (in)

A = area del separador (ft<sup>2</sup>)

$$D = 12 \times \sqrt{\frac{4 \times 11,09}{\pi}}$$

$$D = 45,10 \text{ in}$$

A continuación se muestran las consideraciones usadas para la determinación de las dimensiones internas del separador, tomadas del manual de Diseño de tambores separadores de PDVSA (PDVSA MDP-03-S-01, 1990).

- Volúmenes de operación y de emergencia

Debido a la poca cantidad de líquido presente en el sistema no se diseña un volumen específico del separador para retención de líquido, de igual forma ocurre esto con los indicadores de nivel alto del líquido (NAABL) y de nivel bajo-bajo del líquido (NBBL).

- Diámetro de boquilla de entrada ( $D_p$ )

En este caso se cuenta con el diámetro de la tubería de interconexión que irá al separador por lo cual sería el mismo diámetro de la boquilla de entrada al equipo separador.

$$D_p = 6 \text{ in}$$

- Altura desde NAAL hasta la boquilla de entrada ( $h_{NAAL}$ )

Para el caso del separador vertical con eliminador de niebla tipo malla, esta altura será igual al diámetro de la boquilla de entrada

$$h_{NAAL} = 6 \text{ in}$$

- Diámetro de malla

Se utiliza el mismo calculado con la ecuación 3.6 como diámetro del separador para diseño previo de este

$$D' = 45,10 \text{ in}$$

### 3.2.2. Separador tipo filtro/coalescedor

Dado que las normas PDVSA para el diseño de tambores separadores no contemplan el dimensionamiento de los separadores filtro/coalescedor, se realizó usando como guía el GPSA Engineering Data Book solamente, tomando como dato el coeficiente de velocidad de Souder-Brown establecido, siendo 1,3 ft/s el usado para estos equipos. Se debe recordar

que este diseño es simplemente un estimado, ya que el real es propiedad exclusiva del licenciante, incluyendo sus dimensiones internas, diámetro de boquillas y elementos filtrantes.

Los cálculos de área, diámetro, flujo volumétrico y flujo másico son iguales a los realizados para el separador vertical con eliminador de niebla; solo varía la velocidad máxima contemplando el largo del separador ya que este es horizontal. La velocidad máxima se calcula usando la ecuación 2.1

Velocidad máxima

$$V_m = 1,30 \times \sqrt{\frac{52,45 - 0,20}{0,20}} \times \left(\frac{10}{10}\right)^{0,56}$$

$$V_m = 21,13 \text{ ft/s.}$$

La hoja de cálculo usada para determinar los parámetros necesarios del separador filtro coalescedor se muestra en el apéndice C.1

### 3.2.3. Separadores tipo ciclón

Estos fueron diseñados usando como guía la bibliografía de “Diseño óptimo de ciclones”, (Echeverri, 2006); se tomaron en consideración solamente los equipos separadores ciclónicos de alta eficiencia debido al grado de eficiencia de separación que se necesita en el proceso. Los considerados serán los modelos Stairmand y el Swift los cuales tienen eficiencias mayores a 96% de separación. Fueron calculados los valores requeridos de alto y ancho de la entrada y salida del vapor, así como la altura necesaria del cilindro del separador ciclónico, mostrados en la figura 3. 2. Las ecuaciones usadas para estos cálculos se encuentran en la tabla 3.3.

**Tabla 3.3 Ecuaciones para el diseño óptimo de separadores ciclónicos**

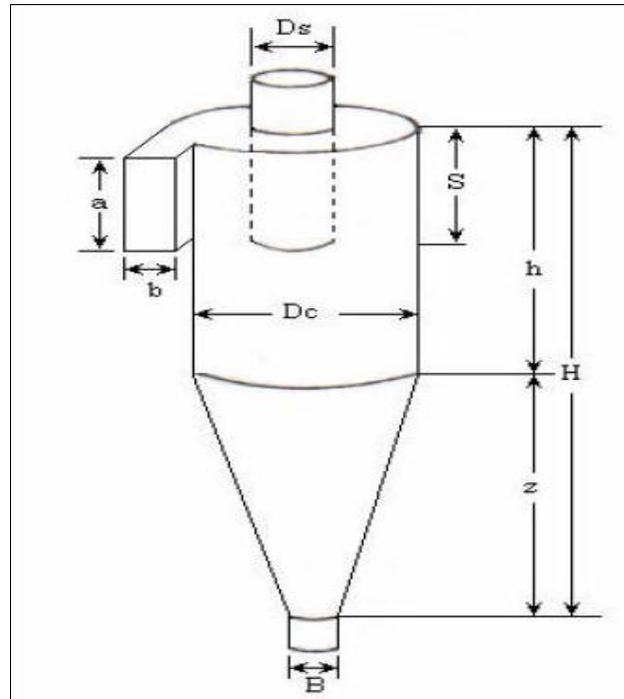
Dimensión	Nomenclatura	Ecuación
Área de entrada	Ae	$A = \frac{Q}{V_e} \times 60$ (Ec. 3.8)
Diámetro	Dc	$D = \sqrt{\frac{A_e}{0,1}}$ (Ec. 3.9)
Altura de boquilla de entrada	a	$a = D \times \frac{12}{2}$ (Ec. 3.10)
Ancho de boquilla de entrada	B	$b = D \times 12 \times 0,2$ (Ec. 3.11)
Altura de salida	S	$S = \frac{D}{2}$ (Ec. 3.12)
Altura del cilindro	h	$h = D \times 1,5$ (Ec. 3.13)
Altura total del ciclón	H	$H = D \times 4$ (Ec. 3.14)
Diámetro de boquilla de salida	B	$B = D \times 0,375 \times 12$ (Ec. 3.15)

donde

Q = flujo volumétrico (ft<sup>3</sup>/s)

Ae = area de entrada (ft<sup>2</sup>)

D = diámetro (ft)



**Figura 3.3 Esquema a definir de un separador ciclónico.**

Los ciclones se diseñan habitualmente de tal modo que se satisfagan ciertas limitaciones bien definidas de caída de presión. Para instalaciones ordinarias que operan más o menos a la presión atmosférica, las limitaciones del ventilador dictaminan, casi siempre, una caída de presión máxima permisible correspondiente a una velocidad de entrada al ciclón dentro del intervalo de 15,2 a 27,4 m/s. Por consiguiente, los ciclones se suelen diseñar para una velocidad de entrada de 22 m/s, no siendo necesario apegarse estrictamente a este valor.

El factor de diseño primario que se utiliza para controlar la eficiencia de recolección, es el diámetro del ciclón. Un ciclón de diámetro más pequeño que funciona a una caída de presión fija alcanza una eficiencia más alta. Sin embargo, los ciclones de diámetro pequeño requieren varias unidades en

paralelo para lograr una capacidad especificada. El diámetro se calcula según la ecuación 3.9

- ♦ Área de entrada (Ae)

Para calcular la velocidad de entrada se sustituyen en la ecuación 3.8, los valores de caudal de gas a la entrada (2.581 ft<sup>3</sup>/s), y la velocidad de entrada, esta última supuesta como 15,2 m/s (50 ft/s), la cual es el límite inferior del rango recomendado de velocidades de entrada.

$$Ae = \frac{2.581}{50} \times 60$$

$$Ae = 0,86 \text{ ft}^2$$

- ♦ Diámetro (Dc)

Aplicando la ecuación 3.9, tomado el área de entrada 0,86 ft<sup>2</sup> calculada en el paso anterior se obtiene el diámetro del ciclón.

$$Dc = \sqrt{\frac{0,86}{0,1}}$$

$$D = 2,93 \text{ ft}$$

- ♦ Altura de boquilla de entrada (a)

Usando la ecuación 3.10, con el resultado obtenido de la ecuación 3.9 se obtendrá la altura de la boquilla de entrada

$$a = 2,93 \times \frac{12}{2}$$

$$a = 17,60 \text{ in}$$

- ♦ Ancho de boquilla de entrada (b)

Aplicando la ecuación 3.11 con el valor del diámetro se calcula el ancho de la boquilla de entrada al equipo separador.

$$b = 2,93 \times 12 \times 0,2$$

$$b = 7,04 \text{ in}$$

- ♦ Altura de salida (S)

Por la boquilla de salida será descargado el hidrogeno limpio al proceso, la altura de esta fue calculada usando la ecuación 3.12

$$S = \frac{2,93}{2}$$

$$S = 1,47 \text{ ft}$$

- ♦ Diámetro de salida (Ds)

Será igual a la altura de la boquilla de entrada, ya calculado anteriormente con la ecuación 3.10 (17,60 in)

- ♦ Altura del cilindro (h)

El cilindro es donde ocurrirá la mayor parte de la separación en el ciclón, su buen dimensionamiento es necesario para el buen desempeño del separador ciclónico, y fue calculado aplicando la ecuación 3.13

$$h = 2,93 \times 1,5$$

$$h = 4,40 \text{ ft}$$

- ♦ Altura total del ciclón (H)

Esta altura incluye la altura de salida, altura del cilindro, así como la altura del cono de descarga del ciclón, y fue calculada sustituyendo los valores en la ecuación 3.14

$$H = 2,93 \times 4$$

$$H = 11,73 \text{ ft}$$

- ♦ Diámetro de salida de partículas (B)

La boquilla de salida de partículas, es por donde será descargado la cantidad de líquido separado de la corriente de gas, el diámetro de esta fue dimensionada aplicando la ecuación 3.15

$$B = 2,93 \times 0,375 \times 12$$

$$B = 13,20 \text{ in}$$

Este mismo procedimiento se realizó para el resto de separadores ciclónicos, variando las presiones en 1.570 y 2.190 psig para la segunda y tercera etapa respectivamente, así como las densidades a 0,41 y 0,60 lb-m/ft<sup>3</sup>.

En el apéndice C se muestran las hojas de cálculo Excel usada para determinar los parámetros mencionados de los separadores verticales con eliminador de neblina y el separador filtro coalescedor para cada una de las etapas de compresión

### 3.3. Estimado de costos de inversión

El estimado de inversión se efectuó a partir de los costos unitarios por unidad separación. Ya diseñados los equipos separadores se procedió a solicitar precios aproximados de los equipos separadores tanto vertical con malla, ciclónico y filtro coalescedor diseñados para así poder realizar un estimado de costos rápido usando el método de Timmerhaus.

De igual forma se verificó la precisión y el error de la estimación de costos utilizando el método de Lang de progresión de errores

Se solicitó para cada uno de los equipos separadores propuestos, los precios aproximados a la Gerencia de Planificación del mejorador PDVSA Petropiar o a fabricantes capacitados para dar esa información

#### 3.3.1. Estimado rápido de costos

Usando el método de Peter & Timmerhaus se obtuvieron de forma preliminar los costos asociados a la instalación de los equipos separadores basados en el costo de los equipos propuestos. En la tabla 3.4 se muestra las ecuaciones para la aplicación de este método.

**Tabla 3.4 Ecuaciones método de Peter & Timmerhaus**

Ítem	Líquidos	Mixtos	Sólidos
Coste de equipos	CE	-	-
Instalación+tuberías+instrumentación+sistema eléctrico	1,55 x CE	1,3 x CE	0,95 x CE
Servicios+almacenes+construcción	0,85 x CE	0,9 x CE	0,85 x CE
Total coste físico (TCF)	3,40 x CE	3,15xCE	2,8xTCF
Ingeniería+contratistas+contingencias	0,45xTCF	0,4xTCF	0,35xTCF

Coste total de la planta	1,45xTCF 4,93 x CE	1,4xTCF 4,41xCE	1,35xTCF 3,78 x CE
--------------------------	-----------------------	--------------------	-----------------------

CE: Coste de equipos

### 3.4. Selección del sistema de separación adecuado para el proceso

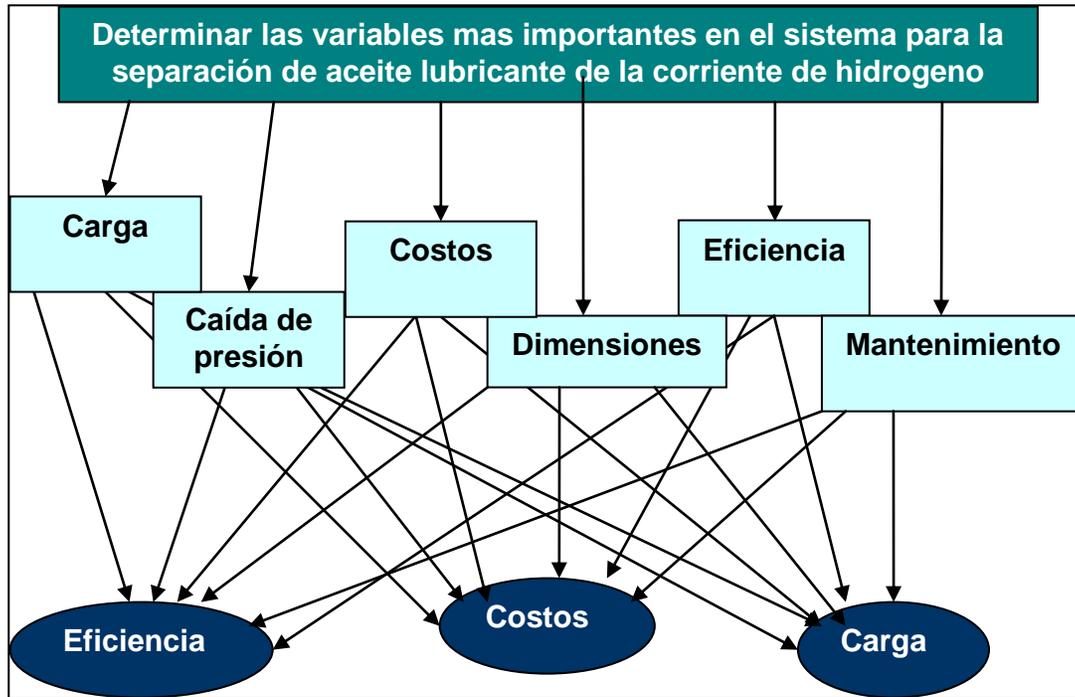
Con el propósito de seleccionar el equipo ideal para la solución de la problemática actual se realizó una matriz de selección AHP comparando los tres equipos propuestos (separador vertical con eliminador de niebla, separador ciclónico y separador de filtro/coalescedor). De manera previa se construyó otra matriz para la comparación de las variables más importantes a considerar en los equipos como lo son caída de presión, carga, costo, dimensiones, eficiencia y mantenimiento con el objetivo de evidenciar cuales son la de mayor peso a la hora de la selección de equipos como estos.

Para el cumplimiento de este objetivo y con el fin de lograr una selección del mejor proceso para la separación de aceite lubricante en la corriente de hidrogeno, se realizó la selección por medio del proceso de análisis jerárquico (AHP), para conocer cuál de los tres sistemas de separación propuestos para la separación del aceite lubricante es más conveniente para el proceso, llevando a cabo la siguiente metodología:

1. En primer lugar se definió el problema general, el cual es “El sobrecalentamiento de las etapas de compresión por el retorno de hidrogeno de descarga causado por el arrastre de aceite lubricante entre etapas”.
2. Luego se formuló el objetivo que se necesitaba alcanzar con la evaluación, que es “Determinar las variables mas importantes en el

sistema para la separación de aceite lubricante de la corriente de hidrogeno”.

3. Se establecieron los parámetros a evaluar para cada una de las opciones, los cuales fueron seis parámetros o criterios relacionados directamente con el objetivo que se quiere alcanzar, los cuales son: carga, caída de presión, costos, dimensiones, eficiencia y mantenimiento, siendo estos los mas relevantes a la hora de seleccionar el equipo mas adecuado para el proceso.
4. Se establecieron las posibles opciones para la solución del problema, las cuales son un separador vertical con eliminador de niebla, un separador ciclón y un separador filtro/coalescedor.
5. Por último, se creó el árbol de jerarquías una vez identificados cada uno de los parámetros anteriores (figura 3.3), donde se establecen los niveles de la evaluación técnica, para posteriormente construir las matrices de comparación por pares para cada nivel.



**Figura 3.4** Árbol jerárquico para determinar parámetros más importantes en la selección del sistema de separación de aceite lubricante.

Luego de definir el problema, el objetivo, los parámetros a evaluar y realizar el árbol jerárquico para la evaluación técnica de los parámetros más importantes se procedió a construir las matrices para evaluar cada uno de los parámetros según la metodología descrita en el capítulo II, utilizando la ponderación que se muestra en la tabla 2.1.

Estas matrices se ponderaron según la tabla 2.1, siendo la valoración dada producto de lo discutido en mesas de trabajos, información bibliográfica y preguntas realizadas a fabricantes de equipos separadores. De igual forma para constatar la veracidad o buen juicio de la ponderación dada, se calculó el índice de consistencia de la matriz para conocer si las mismas tenían un

valor lógico, si este es menor a 0,1 se considera que el resultado de la matriz es consistente.

En primer lugar se construyó una matriz de comparación entre los criterios del primer nivel del árbol jerárquico (eficiencia, dimensiones, costo, mantenimiento, carga y caída de presión) dándole mayor valor numérico a los parámetros más relevantes a la hora de la selección del sistema separador como se muestra en la tabla 3.5

**Tabla 3.5 Matriz comparativa entre los criterios del primer árbol jerárquico**

Parámetros	Eficiencia	Dimensiones	Costo	Mantenimiento	Carga	Caída de presión
Eficiencia	1	6	5	5	3	1
Dimensiones	1/6	1	1/3	1	1/3	1/3
Costo	1/5	3	1	5	3	1/3
Mantenimiento	1/5	1	1/5	1	1/3	1/3
Carga	1/3	3	1/3	3	1	1
Caída de Presión	1	3	3	3	1	1
<b>Total</b>	<b>2,90</b>	<b>17</b>	<b>9,87</b>	<b>18</b>	<b>8,87</b>	<b>4</b>

Para esta matriz se consideró que el criterio de la eficiencia es más relevante que los costos, mantenimiento y las dimensiones del equipo dándole valores de 5 a los dos primeros y 6 al último y estos con respecto a la eficiencia

tienen un valor menor inversamente proporcional, dándole ponderación de 1/5 para costos y mantenimiento y de 1/6 para las dimensiones del equipo. El valor de la diagonal de la tabla es 1 debido a que se están comparando los mismos parámetros entre si y no hay diferencia en su importancia. Luego se realizó la sumatoria de los parámetros de forma vertical, y se colocó en la fila de los totales, el valor correspondiente para la eficiencia, siendo 2,90 como se muestra en la tabla 3. 5.

Luego, se dividió cada valor ponderado al relacionar cada criterio entre la suma total; en el caso de la eficiencia se divide cada valor de esa columna entre 2,90 para hallar el promedio de cada uno de ellos de forma horizontal (tabla 3. 6), siendo el valor 0,35.

**Tabla 3.6 Matriz de comparación por pares del primer nivel con el promedio**

Parámetros	Eficiencia	Dimensiones	Costo	Mantenimiento	Carga	Caída de presión	Ponderación
Eficiencia	0,34	0,35	0,51	0,28	0,35	0,25	0,35
Dimensiones	0,06	0,06	0,03	0,06	0,04	0,08	0,05
Costo	0,07	0,18	0,10	0,28	0,35	0,08	0,18
Mantenimiento	0,07	0,06	0,02	0,06	0,04	0,08	0,05
Carga	0,11	0,18	0,03	0,17	0,12	0,25	0,14
Caída de presión	0,14	0,18	0,3	0,17	0,12	0,25	0,23

Por último se calculó el índice de consistencia, y el índice aleatorio para sustituir su valor en la ecuación 2.9 de razón de consistencia, y así conocer si la matriz es consistente o se deberían replantear los valores ponderados, como se muestra a continuación:

$$0,35 \times \begin{pmatrix} 1 \\ 1/6 \\ 1/5 \\ 1/5 \\ 1/3 \\ 1 \end{pmatrix} + 0,05 \times \begin{pmatrix} 6 \\ 1 \\ 3 \\ 1 \\ 3 \\ 3 \end{pmatrix} + 0,18 \times \begin{pmatrix} 5 \\ 1/3 \\ 1 \\ 1/5 \\ 1/3 \\ 3 \end{pmatrix} + 0,05 \times \begin{pmatrix} 5 \\ 1 \\ 5 \\ 1 \\ 3 \\ 3 \end{pmatrix} + 0,14 \times \begin{pmatrix} 3 \\ 1/3 \\ 3 \\ 1/3 \\ 1 \\ 1 \end{pmatrix} + 0,23 \times \begin{pmatrix} 1 \\ 1/3 \\ 3 \\ 1/3 \\ 1 \\ 1 \end{pmatrix} = \begin{pmatrix} 2,48 \\ 0,35 \\ 1,18 \\ 0,34 \\ 0,87 \\ 0,57 \end{pmatrix}$$

Los resultados de la matriz fueron obtenidos mediante la herramienta Microsoft Excell, donde cada uno de los parámetros de la suma se divide con los valores de los parámetros de forma horizontal, para así encontrar los valores de  $n$ , por ejemplo para los costos se tiene que la suma es  $(0,35+0,33+0,88+0,27+0,43+0,23 = 2,48)$  y se divide entre el promedio o la media que es 0,35. De igual manera se realiza para cada uno de los parámetros como se muestra a continuación:

$$n = (2,48/0,35) = 7,15$$

$$n = (0,35/0,05) = 6,38$$

$$n = (1,18/0,18) = 6,74$$

$$n = (0,34/0,05) = 6,20$$

$$n = (0,87/0,14) = 6,08$$

$$n = (1,57/0,23) = 6,93$$

Se calcula el  $n_{max}$ , el cual es el promedio de los  $n$  como se muestra a continuación:

$$n_{max} = \frac{(7,15 + 6,38 + 6,74 + 6,20 + 6,08 + 6,93)}{6}$$

$$n_{max} = 6,58$$

Se calcula el índice de consistencia aplicando la ecuación 2.10 de la siguiente manera:

$$IC = \frac{(6,58 - 6)}{(6 - 1)}$$

$$IC = 0,12$$

Tomando el valor de RI (índice aleatorio) igual a 1,24 según la tabla 2. 2 correspondiente a 6, que es el número de elementos comparados, se calcula la relación de consistencia (RC).

$$Rc = \frac{0,12}{1,24}$$

$$Rc = 0,09$$

Dado que esta es menor a 0,1 demuestra que la matriz es consistente con los datos suministrados.

Una vez realizadas las matrices de comparación y hallar la consistencia de las matrices por pares del primer nivel, se realizó el mismo procedimiento para el resto de matrices para la separación de aceite lubricante de la descarga de los compresores para conocer cuál de las tres alternativas es la más factible e ideal para el proceso; los resultados se muestran en el capítulo IV

Cabe destacar que se ponderó con mayor puntaje los parámetros de eficiencia, carga y caída de presión, que resultan ser los más importantes a

la hora de seleccionar el equipo separador para la remoción de aceite lubricante de la corriente de descarga de los compresores de hidrogeno de la unidad de soporte al hidrogeno.

Ya determinado que estos parámetros son los más importante, se realiza este mismo proceso para la selección del equipo separador entre los tres propuestos (separador filtro/coalescedor, vertical con malla y separador ciclónico) tomando en consideración los resultados de la primera matriz de las características más importantes que debe tener el equipo a seleccionar.

Se procede a realizar una nueva matriz de selección comparando los parámetros que resultaron ser más importantes entre sí con los equipos separadores propuestos.

Se realizó una nueva matriz de selección con los tres parámetros que resultaron ser más importantes según la matriz realizada previamente, con la intención de lograr simplificar la selección de los equipos separadores contemplando los ya propuestos separadores verticales con eliminador de niebla, separadores ciclónico y separador filtro coalescedor.

Realizando una nueva matriz de comparación por pares con los parámetros más importantes, para así poder usar tales resultados en el segundo nivel de este árbol jerárquico, se logró seleccionar el equipo separador que se adapte mejor a los requerimientos del proceso.

## **CAPITULO IV**

### **DISCUSION DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.**

#### **4.1. Identificación de la situación actual de los equipos compresores A, B y C de la unidad de soporte de hidrotratamiento.**

A continuación se muestran los resultados obtenidos para el diagnóstico de la situación de los equipos compresores de la unidad de soporte al hidroprocesamiento, poniendo especial atención al estado actual de los equipos, mantenimiento requerido y en la supervisión de las temperaturas del hidrogeno descargado.

##### **4.1.1. Características operacionales actuales de los compresores reciprocantes de la unidad de soporte al hidroprocesamiento (U-15)**

Tomando en cuenta las hojas de datos de los equipos, la revisión periódica de la unidad de soporte al hidroprocesamiento, así como las periódicas visitas a los equipos compresores, se logró conocer la problemática actual de los equipos compresores.

Los compresores reciprocantes de la unidad de soporte al hidroprocesamiento cuentan con una sección de enfriamiento posterior a la descarga de cada etapa de compresión con la función de evitar altas temperaturas en la succión de la siguiente etapa. Para esto se encuentran ubicados posterior a la descarga de la primera etapa de compresión, tanto un equipo aeroenfriador, como un intercambiador de tubo y coraza con el fin de

reducir la temperatura del hidrogeno comprimido, desde alrededor de 250 °F hasta una cercana a las 100 °F.

Es de hacer notar, que los tres compresores dispuestos en la unidad comparten una misma sección de enfriamiento. El aeroenfriador 15-EA-007 y el intercambiador de calor 15-E-012 enfrian el hidrogeno descargado por las primeras etapas de compresión de los equipos que estén en funcionamiento, así mismo el aeroenfriador 15-EA-008 enfria el hidrogeno previo a la succión de las terceras etapas de compresión, mientras que el aeroenfriador 15-EA-006 se encarga de refrigerar el hidrogeno descargado por la segunda etapa que es recirculado hacia la primera etapas de compresión. Por ultimo el hidrogeno proveniente de la unidad 22 es enfriado por el intercambiador de calor 15-E-011

#### **4.1.2. Situación actual de los equipos compresores 15-K-001A/B/C**

Por diseño, la unidad de soporte al hidropcesamiento cuenta con tres compresores reciprocantes, cada uno con tres etapas de compresión, debiendo funcionar dos equipos compresores a la par, mientras el tercero se encuentra como respaldo ante cualquier inconveniente. Actualmente, debido al problema del arrastre de aceite lubricante inter-etapas, solo se ha mantenido un equipo de compresión en funcionamiento, mientras que los otros dos existentes se encuentran en mantenimiento o averiados por fallas en sus piezas.

Las piezas más afectadas por este problema son las válvulas de succión y descarga así como los anillos obturadores de las etapas de compresión, debido a que al succionar pequeñas cantidades de líquido (aceite lubricante, en este caso), y luego al ser comprimido causa, fractura de

estos anillos, permitiendo el retorno del hidrogeno descargado hacia las siguientes etapas de compresión, causando así el recalentamiento de la etapa de compresión afectando de forma perjudicial partes vitales del equipo compresor como pistones, cojinetes y carcaza. Ante esta situación las etapas de compresión al superar su temperatura de alerta son detenidas y puestas en mantenimiento preventivo para evitar daños mayores. En la figura 4.1 se observa las fracturas sufridas por los anillos obturadores de las válvulas de descarga de la segunda etapa del compresor 15-K-001C.



**Figura 4.1 Anillo obturador fracturado de la válvula de descarga del compresor 15-K-001C**

En la tabla 4.1 se observa cual equipo compresor ha estado en funcionamiento durante el año 2012 y los primeros tres meses del año 2013 así como la alternabilidad a la cual han sido puestos debido a esta problemática. Con el color azul se indica el funcionamiento del equipo compresor, mientras que en color gris se indican las etapas en mantenimiento.

**Tabla 4.1 Etapas de actividad de los compresores de hidrogeno de la unidad de soporte el hidroprocesamiento (U-15)**

2012	Equipos compresores		
Mes	A	B	C
Enero			
Febrero			
Marzo			
Abril			
Mayo			
Junio			
Julio	Parada programada		
Agosto			
Septiembre			
Octubre			
Noviembre			
Diciembre			
Enero			
Febrero			
Marzo			

#### 4.1.3. Temperaturas de succión y descarga de las etapas de los compresores reciprocantes 15-K-001A/B/C

Mediante el uso del programa de monitoreo de procesos Aspen Explorer y periódicas visitas a los equipos compresores se monitoreo el comportamiento de la temperatura del hidrogeno descargado por las etapas de compresión, mostrando especial atención en la primeras dos etapas de compresión. Así mismo se supervisó que la temperatura de succión de las etapas de los compresores no superara los 100 °F ya que esto causa altas temperaturas en el hidrogeno comprimido. En la tabla 4.2 se muestran las temperaturas de succión y descarga de la primera etapa de los tres equipos compresores.

En gris se denotan el no funcionamiento de las etapas de compresión en la fecha indicada, así como en color amarillo, las temperaturas consideradas como altas para el proceso

**Tabla 4.2 Temperaturas de succión y descarga de la primera etapa de los compresores 15-K-001A/B/C.**

	1era etapa de compresión					
	SUCCION			DESCARGA		
	A	B	C	A	B	C
	15_TI_305. PV (°F)	15_TI_355. PV (°F)	15_TI_405. PV (°F)	15_TY_079. PV (°F)	15_TY_091. PV (°F)	15_TY_103. PV (°F)
30/10/2012	85,24	87,5	90,79	90,04	86,22	282,95
07/11/2012	84,27	86,72	91,11	88,65	85,47	271,17
15/11/2012	84,06	86,28	90,17	86,94	85,32	255,36
23/11/2012	83,79	85,73	88,97	87,03	84,96	270,03
01/12/2012	85,38	85,02	88,06	89,44	85,37	258,62
09/12/2012	85,55	85,62	87,69	89,35	85,56	206,39
17/12/2012	83,42	84,09	87,89	86,38	84,39	269,44
25/12/2012	81,03	82,39	87,99	85,43	82,15	273,52
02/01/2013	82,32	84,13	87,84	87,8	83,54	274,26
10/01/2013	80,68	82,5	86,64	88,2	82,32	240,18
18/01/2013	81,56	82,1	86,52	227,62	82,06	135,93
26/01/2013	79,9	82,7	84,87	272,79	82,45	125,87
03/02/2013	74,7	83,7	95,94	281,38	82,72	262,44
11/02/2013	75,21	83,41	93,93	279,39	82,34	282,9
19/02/2013	73,29	83,13	93,54	269,86	82,11	283,95
27/02/2013	75,62	83,4	91,47	222,92	82,65	282,26
07/03/2013	78,82	82,77	89,41	155,89	82,32	284,01
15/03/2013	81,65	81,85	87,74	85,84	82,71	220,09
23/03/2013	82,95	82,72	86,84	85,83	83,43	183,12
31/03/2013	82,35	83,1	88,91	85,24	83,65	283,18
08/04/2013	83,11	84,08	90,15	93,23	84,66	280,89

16/04/2013	84,86	86,13	88,15	103,93	86,58	132,04
24/04/2013	85,33	85,95	86,37	86,56	87,98	86
02/05/2013	84,71	85,28	85,8	85,81	88,28	85,21

Es de notar que para la primera etapa de compresión del equipo C, el cual está en funcionamiento durante todo el periodo de estudio, presenta temperaturas superiores a 270 °F en las descargas mostradas así como en las semanas siguientes al 3/02 hasta el 07/03 del año 2013, llegando hasta temperaturas de 286 °F. El compresor A, que fue puesto en funcionamiento luego de mantenimiento en la semana del 18/01/2013 presento temperaturas altas en las primeras semanas en las cual trabajó.

En la tabla 4.3 se muestra el monitoreo realizado para la segunda etapa de compresión. Observando las columnas de descarga de la primera etapa del compresor C, se nota que las altas temperaturas de descarga de hidrogeno, afectan ligeramente a las de la succión de la segunda etapa, siendo en las fechas, del 03/02/2013 al 27/02/2013, donde existen las temperaturas más elevadas en la succión de esta etapa. En las temperaturas de descarga se ve algo parecido a lo observado para la primera etapa, mostrándose las temperaturas más altas en las mismas fechas, superando por poco los 265°F

**Tabla 4.3 Temperaturas de succión y descarga de la segunda etapa de los compresores 15-K-001A/B/C.**

2da etapa de compresión					
SUCCION			DESCARGA		
A	B	C	A	B	C
15_TI_321.	15_TI_355.	15_TI_405.	15_TY_083.	15_TY_095.	15_TY_105.
PV (°F)	PV (°F)	PV (°F)	PV (°F)	PV (°F)	PV (°F)

30/10/2012	90,33	87,5	90,79	85,77	85,26	259,21
07/11/2012	88,88	86,72	91,11	84,62	84,55	248,59
15/11/2012	88,32	86,28	90,17	84,35	84,54	251,32
23/11/2012	87,64	85,73	88,97	85,02	84,23	257,36
01/12/2012	87,81	85,02	88,06	82,9	82,75	242,57
09/12/2012	88,13	85,62	87,69	83,39	83,42	193,61
17/12/2012	86,3	84,09	87,89	81,97	82,16	252,08
25/12/2012	84,29	82,39	87,99	83,11	81,02	254,96
02/01/2013	87,58	84,13	87,84	84,52	82,2	255,22
10/01/2013	85,41	82,5	86,64	84,68	80,82	227,08
18/01/2013	86,92	82,1	86,52	210,41	79,8	137,06
26/01/2013	89,03	82,7	84,87	253,77	79,84	118,63
03/02/2013	97,89	83,7	95,94	278,95	80,57	244,08
11/02/2013	98,49	83,41	93,93	266,87	80,03	265,75
19/02/2013	99,27	83,13	93,54	269,22	79,93	267,27
27/02/2013	98,5	83,4	91,47	218,59	80,44	265,66
07/03/2013	89,39	82,77	89,41	151,58	80,74	279,57
15/03/2013	81,35	81,85	87,74	82,02	81,45	217,08
23/03/2013	82,32	82,72	86,84	83,09	82,27	172,4
31/03/2013	82,26	83,1	88,91	82,38	82,13	258,5
08/04/2013	87,24	84,08	90,15	90,55	83,08	263,36
16/04/2013	90,67	86,13	88,15	101,25	84,44	133,89
24/04/2013	90,36	85,95	86,37	84,19	85,05	83,58
02/05/2013	89,61	85,28	85,8	83,63	86,07	83,05

En la tabla 4.4 se observan las temperaturas de succión y descarga de la tercera y última etapa de compresión, viendo así que la descarga de hidrogeno no supera los 165 °F a excepción del equipo compresor A, a partir del 26/01/2013, la cual fue puesta en mantenimiento preventivo a partir del 27/05/2013 debido a su sobrecalentamiento tanto en la primera como en la tercera etapa de compresión.

**Tabla 4.4 Temperaturas de succión y descarga de la tercera etapa de los compresores 15-K-001A/B/C**

	3ra etapa de compresión					
	SUCCION			DESCARGA		
	A	B	C	A	B	C
	15_TI_327. PV (°F)	15_TI_366. PV (°F)	15_TI_427. PV (°F)	15_TI_086. PV (°F)	15_TI_098. PV (°F)	15_TI_110. PV (°F)
30/10/2012	80,18	89,29	91,32	84,25	84,19	151,76
07/11/2012	79,53	88,03	89,95	83,38	83,41	147,99
15/11/2012	80	87,54	91,07	83,46	83,49	149,89
23/11/2012	80,37	86,57	90,93	83,26	83,19	159,44
01/12/2012	78,29	86,36	88,45	81,74	81,6	158,66
09/12/2012	79,31	86,58	87,03	82,38	82,25	131,79
17/12/2012	78,46	84,79	87,51	81,1	81,1	168,71
25/12/2012	77,45	82,87	86,83	80,33	80	168,1
02/01/2013	77,53	84,84	87,53	81,71	80,88	168,92
10/01/2013	76,47	83,2	85,49	81,24	79,63	151,75
18/01/2013	74,78	83,12	83,85	137,9	78,69	98,44
26/01/2013	70,7	83,52	87,47	163,88	78,67	98,95
03/02/2013	60,96	83,81	102,13	182,44	79,36	168,8
11/02/2013	59,07	83,62	102,01	201,66	78,72	182,6
19/02/2013	58,63	83,65	101,43	190,93	78,75	180,61
27/02/2013	63,5	84,18	97,39	160,3	79,28	179
07/03/2013	69,26	84,65	93,42	118,87	79,74	170,57
15/03/2013	74,63	85,92	86,35	80,75	80,52	136,75
23/03/2013	76,01	86,64	87,12	81,99	81,56	120,42
31/03/2013	77,06	85,83	87,5	81,8	81,46	160,39
08/04/2013	76,88	85,19	88,94	85,95	82,29	161,65
16/04/2013	76,87	82,93	90,38	90,96	83,44	102,9
24/04/2013	77,05	82,79	90,13	84,86	83,53	84,69
02/05/2013	77,63	82,34	89,19	84,38	83,75	84,16

Es de notar que la segunda etapa de compresión supera con asiduidad la temperatura de alerta de 270 °F, provocado por el retorno de hidrogeno ya descargado, esto causado por la compresión de pequeñas cantidades de aceite lubricante fracturando los anillos obturadores responsables del sello hermético luego de la descarga del hidrogeno comprimido. De igual manera, la primera etapa sufre esto pero con menor frecuencia debido a que el hidrogeno succionado por ella en su mayoría es limpio proveniente de la unidad de producción de hidrogeno (U-22); el aceite lubricante succionado vendría de una recirculación del hidrogeno de descarga de la segunda etapa de compresión.

La tercera etapa de compresión es la menos afectada por las altas temperaturas, ya que el hidrogeno es comprimido por un pistón de simple acción a diferencia de la primera y segunda etapa de compresión que utilizan pistones de doble acción, teniendo así mayor carga de trabajo que la tercera y última etapa de compresión por la fractura de los obturadores responsables del sello hermético del compresor luego que el hidrogeno es descargado.

#### **4.2. Diseño preliminar de los sistemas propuestos para la separación de aceite lubricante**

Usando como guía las normas PDVSA para el diseño de tambores separadores y el GPSA "Engineering Data Book" fueron diseñados los equipos propuestos para la separación de aceite lubricante: separador vertical con eliminador de malla, separador ciclónico y el separador filtro/coalescedor.

#### 4.2.1. Análisis de las dimensiones calculadas de los sistemas de separación propuestos

Los equipos separadores fueron diseñados con los requerimientos de la succión de la segunda y tercera etapa, así como para la descarga de la última de ellas. En la tabla 4.5 se encuentran los parámetros para el diseño de los equipos para cada una de estas etapas.

**Tabla 4.5 Parámetros usados para el diseño de los equipos separadores**

Parámetro	Succión de la 2da etapa	Succión de la 3ra etapa	Descarga de la 3ra etapa
Flujo de vapor (Mscfd)	163.580	95.680	95.680
Presión (psig)	692	1.568	2.193
Temperatura (°F)	100	140	200

- **Separador vertical con eliminador de niebla**

Para el diseño preliminar del separador vertical, aparte de calcular el diámetro y área del equipo, fueron necesarios deducir valores específicos de este como el diámetro de la boquilla de entrada, la altura desde el indicador normal del líquido (NAAL) y el diámetro del eliminador de niebla. En la tabla 4.6 se encuentran el resultado para cada uno de los escenarios presentes.

**Tabla 4.6 Parámetros de diseño de los separadores verticales diseñados.**

Parámetro	Succión de la 2da etapa	Succión de la 3ra etapa	Descarga de la 3ra etapa
Coefficiente K (ft/s)	0,289	0,203	0,141
Flujo volumétrico (ft <sup>3</sup> /s)	52,16	13,70	9,03

Velocidad máxima (ft/s)	4,70	2,21	1,25
Diámetro (in)	45,10	33,73	36,36
Área (ft <sup>2</sup> )	11,09	6,20	7,21
Diámetro de boquilla de entrada (in)	6	6	6
Altura desde NAAL hasta la boquilla de entrada (in)	6	6	6
Diámetro de eliminador de niebla (in)	45,10	33,73	36,36
Altura total del separador (in)	34,55	28,87	30,18

El diámetro de la boquilla de entrada será el diámetro de la tubería de interconexión (6 in). Debido a que el separador vertical con eliminador de neblina será sin entrada tangencial, mientras que el diámetro para el eliminador de niebla o malla vendrá dado por el diámetro calculado para el equipo separador.

- **Separador filtro / coalescedor**

En el diseño de este equipo separador en particular, es importante recordar que no es más que un simple estimado, ya que el diseño del equipo tanto en sus dimensiones externas como distribución interna, corresponde en su totalidad al licenciante que lo provea.

Para el diseño de estos equipos separadores se toma 1,30 ft/s como valor de constante de Souder-Brown para las tres etapas de compresión,

según el GPSA Engineering Data Book. En la tabla 4.7 se observan los resultados obtenidos para el diseño de estos equipos.

**Tabla 4.7 Parámetros de diseño de los separadores filtro/coalescedores diseñados**

Parámetro	Succión de la 2da etapa	Succión de la 3ra etapa	Descarga de la 3ra etapa
Coefficiente K (ft/s)	1,30		
Flujo volumétrico (ft <sup>3</sup> /s)	52,16	13,70	9,03
Velocidad máxima (ft <sup>3</sup> /s)	21,13	14,13	11,57
Diámetro (in)	21,27	13,33	12,09
Área (ft <sup>2</sup> )	2,47	0,97	0,80

- **Separador ciclónico**

Para el dimensionamiento previo de estos equipos separadores, el parámetro más importante será el flujo volumétrico del gas y es necesario especificar la velocidad de entrada del gas al equipo, la cual según la bibliografía se encuentra entre 50 hasta 90 ft/s, tomándose para este diseño la mínima a considerar. Se muestra en la tabla 4.8 los valores obtenidos para tal diseño.

**Tabla 4.8 Parámetros de diseño de los separadores ciclónicos diseñados.**

Parámetro	Succión de la 2da etapa	Succión de la 3ra etapa	Descarga de la 3ra etapa
Área de entrada (ft <sup>2</sup> )	0,86	0,25	0,20
Velocidad de entrada (ft/s)	50		

Diámetro (ft)	2,93	1,57	1,40
Longitud de entrada (in)	15,60	9,44	8,43
Longitud de cilindro (ft)	4,40	2,36	2,11
Altura del separador (ft)	11,73	6,29	5,62

Como muestra la tabla 4.8 , los equipos separadores ciclónicos van disminuyendo sus dimensiones para la succión y descarga de la tercera etapa de compresión debido a que el flujo volumétrico actual va disminuyendo, como se ve en el apéndice B.13, siendo este es el parámetro más determinante para su diseño preliminar.

Observando las tablas nombradas con anterioridad en este apartado, se ve que al disminuir el flujo volumétrico, el diámetro y área de los equipos son afectados de igual manera. Es de notar que el diseño preliminar de menor área es el separador filtro coalescedor, ocupando menor espacio a la hora de ser colocado en la unidad

#### **4.3. Estimado de costos asociados a la instalación de los sistemas propuestos para la separación del aceite lubricante**

Mediante el método de Peter & Timmerhaus se realizó un estimado rápido de costos para los tres equipos separadores propuestos, debido a la poca información disponible sobre precios referenciales de los distintos separadores. El costo de los equipos fue obtenido de trabajos relacionados y listados de precios de épocas anteriores; de igual manera se consultó con licenciantes, contando en el caso del separador filtro/coalescedor, con una respuesta oportuna y acertada. El estimado realizado cuenta con un 50% de error debido a la naturaleza de la información usada.

#### 4.3.1. Estimado de costos asociados a la colocación de separadores verticales con eliminador de neblina

Tomando como costo de equipos el proporcionado por la investigación en trabajos anteriores relacionados con el tema e información encontrada, se realizaron los cálculos correspondientes para los costos de instalación, tuberías, instrumentación, sistema eléctrico, almacenamiento, ingeniería y contingencias entre otros. En la tabla 4.9 se presentan los resultados de los costos calculados para la colocación de los separadores verticales con malla en una etapa de compresión, tomando las ecuaciones para esto, la columna de mixtos de la tabla 3.4 mostrada previamente.

**Tabla 4.9 Costos relacionados a la colocación de separadores verticales con eliminador de neblina.**

ITEM	Costo en \$	Costo en Bs (cambio oficial 2013)
Coste del equipo	13.000	81.900
Instalación+tuberías+ instrumentación+sistema eléctrico	20.150	126.945
Servicios+almacenes+ construcción	11.050	69.615
Total coste físico (TCF)	44.200	278.460
Ingeniería+contratistas+ contingencias	19.890	125.307
Coste total	64.090	403.767

El costo aproximado para la colocación de un equipo separador vertical con eliminador de neblina en una etapa de compresión esta alrededor de los 403.767 Bs, para ser colocado en las tres etapas de compresión seria 1.211.301 Bs, así como para los tres equipos compresores de la unidad seria 3.633.903 Bs.

#### 4.3.2. Estimado de costos asociados a la colocación de separadores ciclónicos

El precio referencial del coste de los equipos separadores ciclónicos fue obtenido con una investigación por documentos relacionados al tema, así como información proporcionada por el Departamento de Procura del mejorador de crudo PDVSA Petropiar. Se muestran en la tabla 4.10 los costos relacionados a la colocación de estos equipos previo a la succión de una etapa de compresión.

**Tabla 4.10 Costos relacionados a la colocación de un separador ciclónico para las etapas de compresión.**

ITEM	Costo en \$	Costo en Bs (cambio oficial 2013)
Coste del equipo	11.000	69.300
Instalación+tuberías+ instrumentación+sistema eléctrico	17.050	107.415
Servicios+almacenes+ construcción	9.350	58.905
Total coste físico (TCF)	37.400	235.620
Ingeniería+contratistas+ contingencias	16.830	106.029
Costo total	54.230	341.649

Observando la tabla 4.10 se nota que el costo de colocación de un separador ciclónico en la unidad viene siendo 341.649 Bs para una etapa de compresión, siendo para las tres etapas de compresión un total de 1.024.947 Bs y para los tres equipos compresores de la unidad de soporte al hidroprocesamiento llegaría a la cantidad de 3.074.841 Bs.

### 4.3.3. Estimado de costos asociados a la colocación de separadores filtro/coalescedor

Mediante una consulta personal a la empresa Pall Industries, solicitando un estimado de costos para el diseño de los equipos separadores filtro/coalescedor, se logró obtener un precio preciso para estos equipos, acercando aún más este estimado en particular a los precios del mercado actual de un separador filtro coalescedor para una corriente de hidrogeno a altas presiones como son las manejadas en la unidad de soporte al hidroprocesamiento. En la tabla 4.11 se exponen los resultados obtenidos sobre el coste de colocación del equipo en una etapa de compresión.

**Tabla 4.11 Costos relacionados a la colocación de un separador filtro/coalescedor para las etapas de compresión.**

ITEM	Costo en \$	Costo en Bs (cambio oficial 2013)
Coste del equipo	100.000	630.000
Instalación+tuberías+ instrumentación+Sistema eléctrico	155.000	976.500
Servicios+Almacenes+ Construcción	85.000	535.500
Total coste físico (TCF)	340.000	2.142.000
Ingeniería+Contratistas+ Contingencias	153.000	963.900
Coste total de la planta	493.000	3.105.900

Se nota que el costo de colocar un equipo separador filtro coalescedor para una etapa de compresión seria 3.105.900 Bs, mientras que el total para ubicarlos en las tres etapas de compresión de un equipo será alrededor de 9.317.700 Bs y para colocarlos en los tres equipos compresores de la unidad de soporte al hidroprocesamiento llegaría hasta 27.953.100 Bs.

En la tabla 4.12 se muestran los costos obtenidos para cada una de las propuestas de equipos, en la cual se puede apreciar que el obtenido para el separador filtro/coalescedor es muy superior en comparación al de los otros equipos propuestos.

**Tabla 4.12 Costos de colocación de los equipos separadores propuestos**

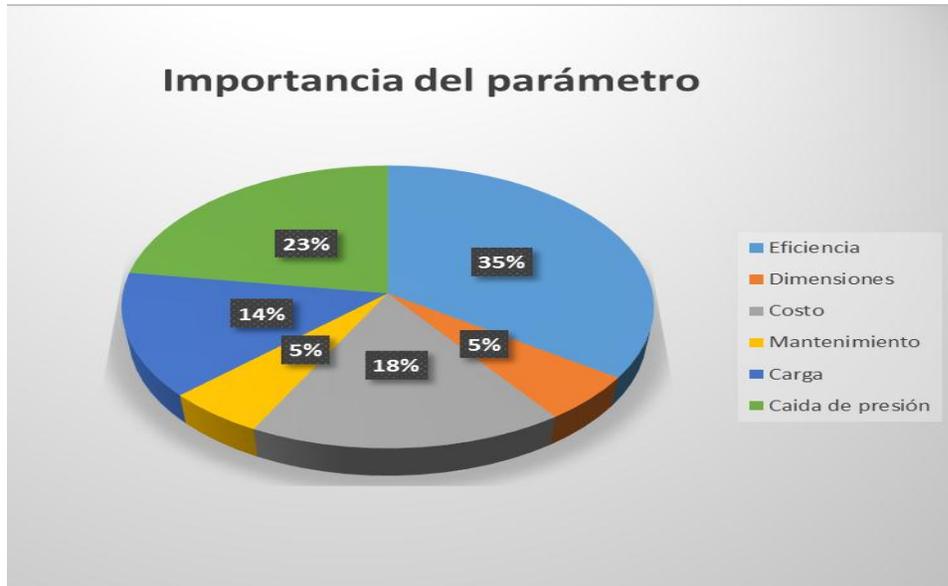
ITEM	Costo en \$	Costo en Bs (cambio oficial 2013)
Separador filtro/coalescedor	493.000	3.105.900
Separador vertical con eliminador de neblina	64.090	403.767
Separador ciclonico	54.230	341.649

#### **4.4. Selección del sistema más adecuado para el proceso**

Mediante la matriz de jerarquización AHP se logró seleccionar tanto los parámetros más relevantes para la selección del sistema así como el equipo más adecuado para el proceso de los compresores de la unidad de soporte al hidropcesamiento.

##### **4.4.1. Parámetros relevantes del sistema de separación**

Al realizar una matriz de jerarquización para mostrar los parámetros a considerar para la selección del sistema de separación se obtuvieron los resultados mostrados en la figura 4. 2



**Figura 4.2 Importancia de parámetros para la selección del sistema de separación.**

Observando la figura 4.2 queda claro que los parámetros con mayor importancia para la selección del equipo separador son la eficiencia, la caída de presión y el coste del equipo. Según los requerimientos del proceso, la eficiencia se encuentra muy por encima del costo de los equipos debido a que es de vital importancia el alto grado de separación del aceite lubricante del hidrogeno comprimido, evitando con ello los costos de mantenimiento en los equipos así mismo como la interrupción del trabajo en el equipo compresor, que causaría al igual bajas en la producción de la unidad y del mejorador de crudo a su vez.

#### **4.4.2. Selección del sistema de separación**

Realizando una nueva matriz de selección, para este caso de dos niveles, se seleccionó el equipo más adecuado para el proceso, destacando el

separador filtro/coalescedor debido a su muy alta eficiencia en la separación de líquidos en corrientes de gases livianos como el hidrogeno.

Para el primer nivel de la matriz fueron comparados los parámetros de mayor importancia para la selección del sistema obtenidos con anterioridad, siendo estas: eficiencias, caídas de presión y costos. En la tabla 4.13 se muestran estos resultados.

**Tabla 4.13 Comparación por pares del primer nivel de la matriz de selección del sistema para la separación de aceite lubricante**

				1er Nivel
	Eficiencia	Costos	Caída De presión	Ponderacion (%)
Eficiencia	1,00	5,00	1,00	0,49
Costos	0,20	1,00	0,50	0,14
Caída de presion	1,00	2,00	1,00	0,37
	2,20	8,00	2,50	

En la tabla 4.14 se muestra la comparación de pares entre los equipos propuestos y los parámetros a considerar; entre mayor sea el valor mejor será esa característica en dicho equipo. La característica en la cual los equipos tienen ponderación semejante es la de caída de presión, ya que los tres equipos manejan una caída de presión moderada, sin embargo el separador vertical con malla destaca sobre el separador filtro/coalescedor y separador ciclónico.

Al ser comparados estas cualidades de los equipos se nota que la alta eficiencia del separador filtro/coalescedor (99,99%) supera con creces a la del separador ciclónico (95-97%) y a la del separador vertical con malla (97-99%), por lo cual en la tabla 4.15 tiene un puntaje superior en la primera columna con respecto a ellos. Así mismo en los costos, el separador ciclónico

y vertical le saca ventaja al separador filtro/coalescedor, teniendo este ultimo la menor ponderación en la columna de costos.

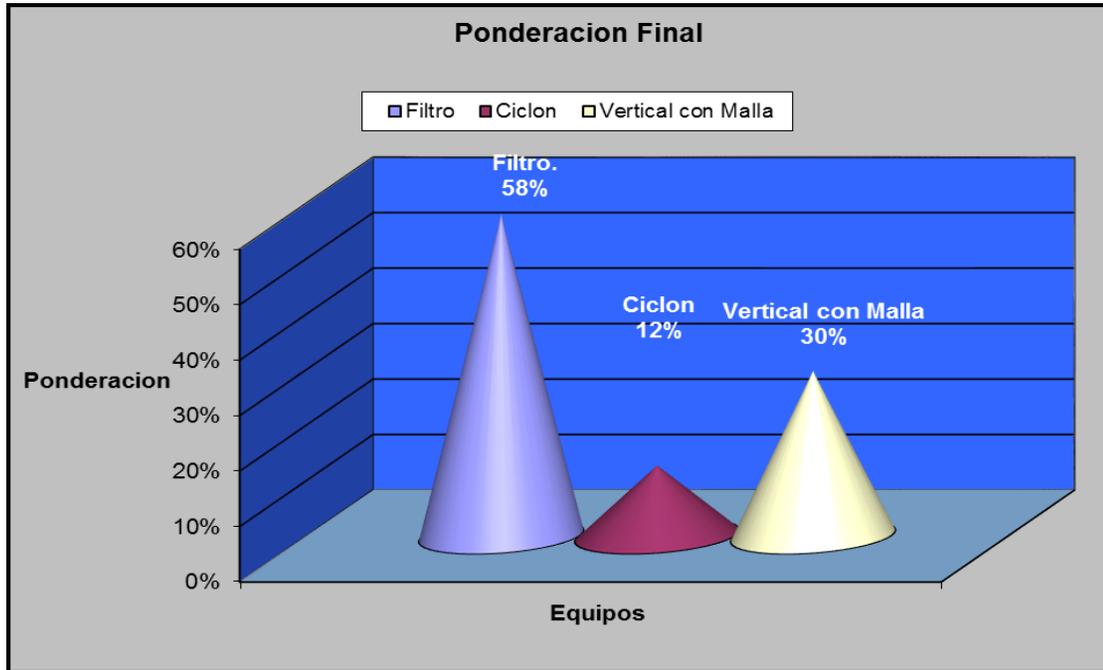
**Tabla 4.14 Comparación por pares del 2do nivel de la matriz de jerarquización**

	2do Nivel			
	Eficiencia	Costos	Caída de presión	Ponderación (%)
Filtro	2,5	0,3	0,5	0,347
Ciclón	0,5	0,5	0,5	0,218
Vertical con malla	1	1	1	0,435
	4	1,8	2	1,000

Aunque el separador vertical con malla se muestre en el segundo nivel como el favorecido, el separador filtro coalescedor logra ser la mejor opción para su colocación en las etapas de compresión de la unidad de soporte al hidroprocesamiento, al conseguir el mayor puntaje en la ponderación final, debido a su alta eficiencia compensando esto su alto costo. En la tabla 4.15, así como en la figura 4.3, se observan los resultados finales de la matriz de jerarquización AHP.

**Tabla 4.15 Ponderación final de la matriz de jerarquización**

	Ponderación final
Filtro	58%
Ciclón	12%
Vertical con malla	30%



**Figura 4.3 Ponderacion final de los equipos propuestos para la separacion de aceite lubricante**

Por todo lo anteriormente expuesto el sistema mas favorable para su colocacion en las etapas de los compresores de la unidad de soporte al hidroprocesamiento es el separador filtro coalescedor por su alta eficiencia y su baja caida de presión, a pesar de su alto costo en comparacion al separador vertical con malla y el separador ciclonico.

#### 4.5. Conclusiones

1. La segunda etapa de compresión es la que presenta mayor aumento en la temperatura del hidrogeno, mientras que en la tercera es la menos afectada por este problema
2. Para el sistema que cuenta con los equipos separadores verticales con eliminador de malla el diámetro es 45,10 pulgadas para la primera etapa; 44,10 pulgadas para la segunda etapa y 36,36 pulgadas para la tercera.
3. En el sistema que cuenta con separadores ciclónicos su diámetro para la succión de la segunda etapa es de 2,93 pies, para la succión de la tercera etapa es de 1,57 pies, mientras que para la descarga de es de 1,40 pies.
4. El diámetro de los equipos para el sistema que cuenta con separador filtro/coalescedor fue de 63,78 pulgadas para la primera etapa; 62,36 pulgadas para la segunda etapa y 51,99 pulgadas para la tercera etapa.
5. El estimado de costos obtenido para el sistema en el que se aplicó separadores verticales fue de 3.633.903 Bs, para el sistema que cuenta con separadores ciclónicos fue de 3.074.841 Bs, mientras que para la colocación del sistema de separación con filtro coalescedores fue de 27.953.100 Bs
6. Los parámetros importantes para seleccionar el equipo separador más adecuado son eficiencia de separación, costos de instalación y dimensiones.

7. El separador filtro coalescedor es el que más se adapta a las necesidades del proceso

#### **4.6. Recomendaciones.**

1. Ejecutar la propuesta lo antes posible para evitar el aumento de precios y mayores daños en los equipos compresores
2. Evaluar la necesidad de la colocación de un equipo separador en la descarga de la tercera etapa de compresión de la unidad de soporte al hidroprocesamiento
3. Revisar periódicamente el funcionamiento del sistema de inyección de aceite lubricante a los equipos compresores
4. Realizar análisis de laboratorio al aceite lubricante arrastrado por el hidrogeno de descarga de los compresores reciprocantes.
5. Supervisar periódicamente las temperaturas del hidrogeno succionado por cada etapa de compresión.

## BIBLIOGRAFIA

- Arenas, A. y Perdomo, L. (2009). “Evaluación del desarrollo de la ingeniería conceptual para evitar el arrastre de líquido hacia la planta termoeléctrica WX-1, ubicada en el occidente del país” Monografía de áreas de grado. Departamento de Ingeniería Química, Universidad de oriente, núcleo Anzoátegui, Venezuela
- Echeverri, C. (2006). “Diseño óptimo de ciclones”. Volumen 5, Nro. 9, Pag 123-139. Medellín, Colombia.
- GPSA Engineering Data Book (1998) “Gas Processor Supplier Association. Edic. 11, Volumen 1 y 2; Oklahoma, Estados Unidos
- Guaita, L. (2010). “Evaluación tecno económica de un sistema de refrigeración de sulfolano para el tratamiento de emulsiones en los tanques de asentamiento dinámico de la estación principal Jusepin (EPJ-2)” Tesis de grado. Departamento de Ingeniería Química, Universidad de oriente, núcleo Anzoátegui, Venezuela
- Herrera, B. y Salazar, L. (2008). “Estudio de los problemas asociados con el proceso de separación flash en las plantas típicas de compresión de gas natural” Monografía de áreas de grado. Departamento de Ingeniería de Petróleo Universidad de oriente, núcleo Anzoátegui, Venezuela

- Lawton, L. y Worley, S. (1957). "Oil and gas separation is a science" Journal of Petroleum Technology. Esta indicado en Volumen 9, Numero 4. Oklahoma, Estados Unidos.
- Laucho, W. (2003). ""Estudio de factibilidad del diseño de una planta de licuefacción de gas natural en el norte de la península de Paria" Trabajo de grado. Departamento de Ingeniería Química, Universidad de oriente, núcleo Anzoátegui, Venezuela
- Petrolera Ameriven (2002). (Actualmente PetroPiar) "Inducción en los procesos del Mejorador de Petrolera Ameriven" Alfonso y Asociados. Caracas, Venezuela
- PDVSA N° MDP-03-S-01 (1990). "Manual de Diseño de Procesos. Separación Física. Tambores Separadores, "Principios Básicos". Caracas, Venezuela
- Soto, M. (2006). "Evaluación de la capacidad de procesamiento de la unidad de soporte de hidroprocesos". Trabajo de grado. Universidad del Zulia, Venezuela
- Viera, C. (2009). "Evaluación de la factibilidad técnica para el manejo de gas, a un cambio de presión de succión de 800 a 500 psig, en una planta compresora" Trabajo de grado. Departamento de Ingeniería Química, Universidad de oriente, núcleo Anzoátegui, Venezuela

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**

<b>TÍTULO</b>	<b>PROPUESTA DE UN SISTEMA PARA LA SEPARACION DE ACEITE LUBRICANTE A LA SALIDA DE LOS COMPRESORES DE HIDROGENO DE LA UNIDAD DE SOPORTE AL HIDROPROCESAMIENTO DE UN MEJORADOR DE CRUDO</b>
<b>SUBTÍTULO</b>	

**AUTOR (ES):**

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>CÓDIGO CULAC / E MAIL</b>
<b>Salazar G., Jeyfel M.</b>	<b>CVLAC: 19.940.505</b> <b>E MAIL: <a href="mailto:jeyfelsalazar@gmail.com">jeyfelsalazar@gmail.com</a></b>
	<b>CVLAC:</b> <b>E MAIL:</b>
	<b>CVLAC:</b> <b>E MAIL:</b>
	<b>CVLAC:</b> <b>E MAIL:</b>

**PALÁBRAS O FRASES CLAVES:**

compresor reciprocante, aceite lubricante, separador vertical, separador ciclónico, separador filtro coalescedor, matriz de jerarquización

## **METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**

<b>ÁREA</b>	<b>SUBÁREA</b>
<b>Ingeniería y Ciencias Aplicadas</b>	
	<b>Ingeniería Química</b>

### **RESUMEN (ABSTRACT):**

Mediante el presente trabajo se realizó una propuesta de un sistema para la separación de aceite lubricante a la salida de los compresores de hidrogeno de la unidad de soporte al hidroprocesamiento del mejorador de crudo PDVSA Petropiar. En primer lugar se identificó la situación actual de los equipos compresores de la unidad, pudiendo constatar la problemática de sobrecalentamiento en las etapas de compresión debido al retorno de hidrogeno descargado a causa del mal funcionamiento de las válvulas de descarga, dañadas por la presencia de aceite lubricante en el hidrogeno comprimido. Seguidamente se realizó un diseño preliminar de los equipos propuestos para la separación como lo fueron separadores verticales, separadores ciclónicos y separadores filtro/coalescedor, usando como guía las normas para diseño de tambores separadores de PDVSA, para la primera de estas opciones, así como el GPSA "Engineering Data Book" para las dos últimas. Luego se efectuó un estimado de costos de inversión para la colocación de estos sistemas de separación en las etapas de compresión de la unidad, usando el método de Peter & Timmerhaus para obtener un aproximado de los costos necesarios para la implementación de la propuesta, tomando como referencia de coste de los equipos los proporcionados por trabajos previos relacionados con el tema e información dada por licenciantes de tales equipos. Por último se procedió a la selección del sistema de separación más adecuado para el proceso, mediante un análisis jerárquico o método AHP (Analytic Hierarchy Process) que consiste en la comparación por pares de parámetros de relevancia parar el caso, como lo son la eficiencia de separación, costo de instalación y caída de presión, obteniendo como resultado que el sistema más adecuado para el proceso, es el separador filtro/coalescedor debido a su alta eficiencia de separación, siendo este parámetro el más determinante para su selección a pesar de su alto costo de 27.953.100 Bs.

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**

**CONTRIBUIDORES:**

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU X	JU
Moreno, Luis	CVLAC:	8.987.972			
	E_MAIL	luismorenog@cantv.net			
	E_MAIL				
Mariño, Maryeri	ROL	CA	AS	TU X	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				
Rodríguez, Edgar	ROL	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:	4.012.952			
	E_MAIL				
	E_MAIL				
Rodulfo, Arturo	ROL	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:	8.300.709			
	E_MAIL	rodulfo99@hotmail.com			
	E_MAIL				

**FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:**

<b>2013</b>	<b>08</b>	<b>08</b>
<b>AÑO</b>	<b>MES</b>	<b>DÍA</b>

**LENGUAJE.**  
**SPA**

## **METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**

### **ARCHIVO (S):**

<b>NOMBRE DE ARCHIVO</b>	<b>TIPO MIME</b>
Tesis. Propuesta de un sistema para la separación de aceite lubricante a la salida de los compresores de hidrogeno de la unidad de soporte al hidroprocesamiento de un mejorador de crudo	MS - Word 2003

**CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS:** A B C D E F G H I J K L M N O P  
Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u v w x y z. 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9.

### **ALCANCE**

**ESPACIAL:** PETROPIAR S.A.

**TEMPORAL:** 8 MESES

### **TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:**

INGENIERO QUÍMICO

### **NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:**

PREGRADO

### **ÁREA DE ESTUDIO:**

DEPARTAMENTO DE QUÍMICA

### **INSTITUCIÓN:**

UNIVERSIDAD DE ORIENTE, NÚCLEO ANZOÁTEGUI

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**



UNIVERSIDAD DE ORIENTE  
CONSEJO UNIVERSITARIO  
RECTORADO

CUN°0975

Cumaná, 04 AGO 2009

Ciudadano  
**Prof. JESÚS MARTÍNEZ YÉPEZ**  
Vicerrector Académico  
Universidad de Oriente  
Su Despacho

Estimado Profesor Martínez:

Cumplo en notificarle que el Consejo Universitario, en Reunión Ordinaria celebrada en Centro de Convenciones de Cantaura, los días 28 y 29 de julio de 2009, conoció el punto de agenda **"SOLICITUD DE AUTORIZACIÓN PARA PUBLICAR TODA LA PRODUCCIÓN INTELECTUAL DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE EN EL REPOSITORIO INSTITUCIONAL DE LA UDO, SEGÚN VRAC N° 696/2009"**.

Leído el oficio SIBI - 139/2009 de fecha 09-07-2009, suscrita por el Dr. Abul K. Bashirullah, Director de Bibliotecas, este Cuerpo Colegiado decidió, por unanimidad, autorizar la publicación de toda la producción intelectual de la Universidad de Oriente en el Repositorio en cuestión.

UNIVERSIDAD DE ORIENTE  
SISTEMA DE BIBLIOTECA

RECIBIDO POR *[Firma]*

FECHA 5/8/09 HORA 5:30

Comunicación que hago a usted a los fines consiguientes.

Cordialmente,

*[Firma]*  
**JUAN A. BOLANOS CUNTELE**  
Secretario



C.C: Rectora, Vicerrectora Administrativa, Decanos de los Núcleos, Coordinador General de Administración, Director de Personal, Dirección de Finanzas, Dirección de Presupuesto, Contraloría Interna, Consultoría Jurídica, Director de Bibliotecas, Dirección de Publicaciones, Dirección de Computación, Coordinación de Teleinformática, Coordinación General de Postgrado.

JABC/YGC/marija

Apartado Correos 094 / Teléfono: 4008042 - 4008044 / 8008045 Telefax: 4008043 / Cumaná - Venezuela

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**

**DERECHOS**

De acuerdo al Artículo 41 del Reglamento de Trabajos de Grado:

“LOS TRABAJOS DE GRADO SON DE EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD Y SÓLO PODRÁN SER UTILIZADOS EN OTROS FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NÚCLEO RESPECTIVO, QUIÉN LO PARTICIPARÁ AL CONSEJO UNIVERSITARIO”

---

**AUTOR**  
**Jeyfel M. Salazar G.**

---

**TUTOR**  
**Luis Moreno**

---

**JURADO**  
**Edgar Rodríguez**

---

**JURADO**  
**Arturo Rodulfo**

---

**POR LA SUBCOMISION DE TESIS**  
**Yraima Salas**