

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



**ESTUDIO DE LOS FACTORES QUE AFECTAN EL  
BALANCE VOLUMÉTRICO DEL DILUENTE USADO EN EL  
MEJORAMIENTO DEL CRUDO EXTRAPESADO EN LA  
EMPRESA MIXTA PETROCEDENÑO**

PRESENTADO POR:

**CARIANA ALEJANDRA CAMPOS ÁLVAREZ**

Trabajo de Grado presentado ante la Universidad de Oriente como  
requisito parcial para optar al título de:

**INGENIERO QUÍMICO**

Puerto La Cruz, agosto de 2010

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



**ESTUDIO DE LOS FACTORES QUE AFECTAN EL  
BALANCE VOLUMÉTRICO DEL DILUENTE USADO EN EL  
MEJORAMIENTO DEL CRUDO EXTRAPESADO EN LA  
EMPRESA MIXTA PETROCEDENŐ**

ASESORES

---

Dra. Shirley Marfisi  
Asesor académico

---

Ing. Sist. Luis Sánchez  
Asesor industrial

Puerto La Cruz, agosto de 2010

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



**ESTUDIO DE LOS FACTORES QUE AFECTAN EL  
BALANCE VOLUMÉTRICO DEL DILUENTE USADO EN EL  
MEJORAMIENTO DEL CRUDO EXTRAPESADO EN LA  
EMPRESA MIXTA PETROCEDENÑO**

JURADO

---

Dra. Shirley Marfisi  
Asesor académico

---

Ing. Quím. Arturo Rodulfo (M. Sc)  
Jurado principal

---

Ing. Quím. Yuvi Moreno  
Jurado principal

Puerto La Cruz, agosto de 2010

## **RESOLUCIÓN**

De acuerdo con el ARTÍCULO 41 del Reglamento de Trabajos de Grado:

“Los Trabajos de Grado son de exclusiva propiedad de la Universidad y sólo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo participará al Consejo Universitario”

## **DEDICATORIA**

Este trabajo de grado esta dedicado primeramente a Dios, a toda mi familia, amigos, compañeros y demás personas que creyeron en mí y que podía lograr esta meta.

## **AGRADECIMIENTOS**

A mi Dios, porque sé que sin Él no pudiera lograr las metas de mi vida. Le doy gracias por ser mi fuerza, mi ayuda y mi sustento hasta este momento y anhelo que continúe siéndolo. Te amo mi Señor.

A mis padres, Benito y Gisela, por ser mi apoyo durante toda mi vida, al igual que mis hermanas Mariana y Dariana, mis abuelos Conde y Carmen, y al resto de mi familia por siempre creer en mí. Los amó grandemente.

A Edrey, por ser mi compañero durante todo este tiempo y por apoyarme en todo momento. Te amo.

A la Universidad de Oriente, la casa más alta, y todos mis profesores por brindarme los conocimientos que necesitaba, y que ahora con el favor de Dios pondré en práctica.

A la profesora Shirley Marfisi, por su gran colaboración en la realización de este trabajo. De verdad muchas gracias.

A PDVSA, por brindarme la oportunidad de realizar mi trabajo de grado, en especial a la Gerencia de Coordinación Operacional por el apoyo que me ofrecieron en Cabrutica, agradeciendo al Sr. Carlos Pérez por su ayuda en esa localidad, en Jose y en el Patio de Tanques Oficina. Gracias a todos.

A mi tutor industrial, Luis Sánchez, por su apoyo en todo momento y siempre estar pendiente de la realización de mi trabajo.

A mis amigos Jesús, Diego, Aniliana, Marybeth, Milanibeth, Fergie, Moira, María Fernanda, Yaneska, Blanco, Ivanna, Roberth, Antonio y demás compañeros por acompañarme durante esta etapa universitaria en donde vivimos y aprendimos muchas cosas juntos. Los quiero chicos.

A todas esas personas que de una u otra manera contribuyeron para obtener este triunfo.

**Muchas gracias.**

## RESUMEN

El presente trabajo tuvo como objetivo estudiar los factores que afectan el balance volumétrico del diluyente usado en el mejoramiento del crudo extrapesado en la empresa mixta Petrocedeño. Para ello se caracterizó el crudo extraído del área de San Diego de Cabrutica, con el fin de conocer sus propiedades fisicoquímicas y determinar si el excedente del diluyente era proveniente del crudo a través de una destilación realizada al vacío, donde se evidenció que la nafta representa aproximadamente un 5% del contenido del crudo, y al momento de recuperarse, este porcentaje de nafta podría solapar sus puntos de ebullición con los del diluyente, incrementando la cantidad del mismo inicialmente añadida. Se realizó una comparación de las características del diluyente usado en el mejorador de Petrocedeño con las especificaciones de calidad establecidas por el MPPEP, obteniendo que las gravedades API y las temperaturas con las que se maneja se mantienen dentro de los límites actuales de medición utilizados por la gerencia para la fiscalización de los crudos. Luego, se realizó un análisis del proceso de producción del crudo extrapesado y de la separación del diluyente para conocer la existencia de un desajuste durante el proceso que pueda originar la presencia del excedente de nafta; no se reconoció forma alguna en la cual se pueda adicionar más diluyente en el área de producción, indicando que el problema no se origina en esa zona. Se determinó que la mayor parte de la desviación existente entre lo que se inyecta en pozo y lo que se recupera en el mejorador se atribuye a la adición de la nafta de reposición proveniente del proceso de hidrotratamiento de naftas y destilados del mejorador, causando el desbalance en el sistema. Existe una desviación considerable entre lo que se recupera y lo que se inyecta directamente en pozo, la cual va desde -0,92 hasta -14,18% en el mes de septiembre y desde -2,25 hasta -33,38% en el mes de octubre de 2009. Finalmente, se compararon las ganancias estimadas de la venta del crudo diluido corrigiendo al diluyente, encontrando que se generan como Jet Fuel ganancias de 3.481.026,90 \$/año más en comparación de que se corrija con el grupo de gasolinas (nafta). Sin embargo, se determinó que el diluyente debe ser considerado como nafta y la corrección debe ser realizada por el grupo de las gasolinas.

## ÍNDICE

RESOLUCIÓN .....	iv
DEDICATORIA .....	v
AGRADECIMIENTOS .....	vi
RESUMEN .....	vii
ÍNDICE.....	ix
LISTADO DE FIGURAS.....	xiii
LISTADO DE TABLAS .....	xiv
LISTA DE ABREVIATURAS .....	xvii
CAPITULO I.....	19
EL PROBLEMA.....	19
1.1. Reseña De La Empresa .....	19
1.2. Planteamiento Del Problema .....	22
1.3. Objetivos .....	24
1.3.1. Objetivo General.....	24
1.3.2. Objetivos Específicos.....	25
CAPÍTULO II.....	26
MARCO TEÓRICO .....	26
2.1. Antecedentes .....	26
2.2. Crudos Pesados Y Extrapesados.....	27
2.2.1. Composición De Los Crudos .....	28
2.2.2. Características De Los Crudos Pesados/Extrapesados .....	30
2.2.3. Impurezas Más Frecuentes De Los Crudos Pesados.....	31
2.3. Dilución De Crudos Extrapesados.....	33
2.3.1. Inyección De Diluyente .....	33
2.3.2. Razones Para El Uso De Diluyente En La Producción, Recolección Y Transporte De Crudos Extrapesados.....	34
2.4. Procesos Contemplados En El Mejorador De Petrocedefño .....	35
2.5. Sistema De Medición.....	39

2.5.1. Sistema De Medición En Línea.....	39
2.5.2. Determinación De Cantidad De Muestra .....	42
2.5.3. Fórmulas Utilizadas Por Las Unidades LACT Para El Cálculo Del Volumen Neto De Crudos Y Derivados .....	42
2.6. Estándares De Calidad.....	45
2.6.1. Estándar De Temperatura .....	46
2.6.2. Estándar De Densidad.....	46
2.6.3. Estándar De Agua Y Sedimentos .....	47
CAPÍTULO III.....	47
DESARROLLO DEL TRABAJO .....	47
3.1. Caracterización Del Crudo Extrapesado Utilizado En La Empresa Mixta Petrocedeño, Extraído Del Área De Producción En San Diego De Cabrutica.....	47
3.1.1. Determinación De Gravedad API, Densidad Y Gravedad Específica .....	47
3.1.2. Destilación de productos del petróleo a presión reducida, norma ASTM D 1160 .....	48
3.2. Comparación De Las Características Del Diluyente Usado En El Mejorador De Petrocedeño Con Las Especificaciones De Calidad.....	49
3.2.1. Método Para Calcular La Viscosidad Cinemática De Líquidos Transparentes Y Opacos, Norma Astm D 445-06 .....	51
3.2.2. Método Para La Obtención Del Punto De Inflamación Con El Equipo Tag Copa Cerrada, Norma ASTM D 56-05.....	52
3.3. Análisis Del Proceso De Producción Del Crudo Extrapesado Y Separación Del Diluyente.....	55
3.3.1. Proceso De Producción Del Crudo Extrapesado En El Área De Producción En San Diego De Cabrutica .....	55
3.3.2. Proceso De Recuperación Del Diluyente En El Mejorador De Petrocedeño En El Complejo Industrial José Antonio Anzoátegui....	59

3.4. Determinación De Los Porcentajes De Desviación De Los Balances Volumétricos Del Diluyente En Los Puntos De Inyección Con Respecto Al Diluyente Recuperado .....	64
3.5. Comparación Entre Las Ganancias Estimadas De La Venta Del Crudo Diluido Por El Lapso De Un Año, Clasificando Al Diluyente Como Jet Fuel, Crudo Y Gasolina .....	72
3.6. Materiales Y Equipos .....	76
3.6.1. Equipos.....	76
3.6.2. Materiales .....	77
3.6.3. Sustancias .....	77
CAPÍTULO IV.....	80
DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	80
4.1. Caracterización Del Crudo Extrapesado Utilizado En La Empresa Mixta Petrocedeño, Extraído Del Área De San Diego De Cabrutica ....	80
4.2. Comparación De Las Características Del Diluyente Usado En El Mejorador De Petrocedeño Con Las Especificaciones De Calidad.....	82
4.2.1. Temperatura Del Diluyente´ .....	83
4.2.2. Gravedad API Del Diluyente.....	85
4.3. Análisis Del Proceso De Producción Del Crudo Extrapesado Y Separación Del Diluyente.....	88
4.3.1. Proceso De Producción Del Crudo Extrapesado En El Área De Producción En San Diego De Cabrutica .....	89
4.3.2. Proceso De Recuperación Del Diluyente En El Mejorador De Petrocedeño En El Complejo Industrial José Antonio Anzoátegui....	90
4.4. Determinación De Los Porcentajes De Desviación De Los Balances Volumétricos Del Diluyente En Los Puntos De Inyección Con Respecto Al Diluyente Recuperado .....	93
4.5. Comparación Entre Las Ganancias Estimadas De La Venta Del Crudo Diluido Por El Lapso De Un Año, Clasificando Al Diluyente Como Jet Fuel, Crudo Y Gasolina .....	95

4.6. Conclusiones.....	97
4.7. Recomendaciones.....	98
BIBLIOGRAFÍA.....	100
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO....	103

## LISTADO DE FIGURAS

Figura 1. Ubicación del área de producción y el área de mejoramiento de la empresa mixta Petrocedefío. ....	21
Figura 2. Esquema del proceso de mejoramiento del crudo diluido de la empresa mixta Petrocedefío. Fuente: Petrocedefío.....	36
Figura 3. Lazo de calidad unificado. Fuente: PDVSA .....	41
Figura 4. Perfil de temperatura desde la salida del diluyente en Jose hasta su llegada a Cabrutica durante el mes de septiembre 2009. ....	84
Figura 5. Perfil de temperatura desde la salida del diluyente en Jose hasta su llegada a Cabrutica durante el mes de octubre 2009.....	85
Figura 6. Variación de la gravedad API del diluyente desde su salida en Jose hasta su llegada a Cabrutica durante el mes de septiembre 2009..	86
Figura 7. Variación de la gravedad API del diluyente desde su salida en Jose hasta su llegada a Cabrutica durante el mes de octubre 2009.....	87
Figura 8. Temperatura de ebullición vs. porcentaje de destilado de la nafta en la columna de destilación atmosférica durante el mes septiembre 2009. ....	92
Figura 9. Temperatura de ebullición vs. porcentaje de destilado de la nafta en la columna de destilación atmosférica durante el mes octubre 2009..	92

## LISTADO DE TABLAS

Tabla 1. Volumen destilado y temperatura de ebullición de diseño de los productos obtenidos de la unidad de Destilación Atmosférica.....	37
Tabla 2. Clasificación de los crudos y productos refinados de acuerdo a su densidad. (Manual API, 2004).....	44
Tabla 3. Gravedad API, masa y volumen del diluyente a una temperatura específica para diferentes muestras. ....	49
Tabla 4. Gravedad API y temperatura del diluyente fiscalizado a la salida del Patio de Tanques de Jose (PTJ) y a la llegada al Patio de Tanques de Cabrutica (PTC) durante el mes de septiembre 2009.....	53
Tabla 5. Gravedad API y temperatura del diluyente fiscalizado a la salida del Patio de Tanques de Jose (PTJ) y a la llegada al Patio de Tanques de Cabrutica (PTC) durante el mes de octubre 2009.....	54
Tabla 6. Temperaturas de ebullición y volumen de destilado del diluyente obtenidas de la columna de destilación atmosférica durante el mes de septiembre 2009. ....	63
Tabla 7. Temperaturas de ebullición y volumen de destilado del diluyente obtenidas de la columna de destilación atmosférica durante el mes de octubre 2009.....	63
Tabla 8. Volumen diario de diluyente inyectado en los pozos en el área de producción durante el mes de septiembre 2009.....	64
Tabla 9. Volumen diario de diluyente inyectado en los pozos en el área de producción durante el mes de octubre 2009.....	65
Tabla 10. Volumen diario de diluyente recuperado en la unidad de destilación atmosférica (CDU) y en la de hidrotratamiento de nafta (NDHDT) del mejorador durante el mes septiembre 2009 y su calidad correspondiente. ....	66
Tabla 11. Volumen diario de diluyente recuperado en la unidad de destilación atmosférica (CDU) y en la de hidrotratamiento de nafta	

(NDHDT) del mejorador durante el mes octubre 2009 y su calidad correspondiente. ....	67
Tabla 12. Diluyente total recuperado de los procesos de mejoramiento del crudo. ....	70
Tabla 13. Datos del diluyente durante septiembre 2009 para la realización de los cálculos del volumen neto. ....	72
Tabla 14. Datos del diluyente durante octubre 2009 para la realización de los cálculos del volumen neto. ....	73
Tabla 15. Caracterización de una muestra de crudo extraído de un pozo. ....	80
Tabla 16. Porcentaje de destilado del crudo extrapesado según el rango de temperatura (ASTM D 1160). ....	81
Tabla 17. Caracterización de muestras de diluyente. ....	82
Tabla 18. Caracterización teórica del Jet Fuel y la nafta. (Manual API, 2004; Reglamento Técnico Centroamericano, 2005; PDVSA, ficha MSDS) ....	82
Tabla 19. Porcentaje de desviación obtenido entre lo que se inyecta en el área de producción y lo que se recupera en el mejorador de diluyente. ....	93
Tabla 20. Promedio de las desviaciones resultantes de septiembre y octubre de 2009. ....	94
Tabla 21. Estimado de las ventas anuales del crudo diluido cuando el diluyente es corregido con los grupos de crudo, Jet Fuel y gasolina. ....	96

## LISTA DE ABREVIATURAS

**PDVSA:** Petróleos de Venezuela Sociedad Anónima.

**API:** American Petroleum Institute (Instituto Americano del Petróleo).

**DCO:** Diluted Crude Oil (crudo diluido).

**ASTM:** American Society for Testing and Materials (Sociedad Americana de Prueba y Materiales).

**INTEVEP:** Instituto de Tecnología Venezolana para el Petróleo.

**GLP:** Gas licuado del petróleo.

**LCM:** Líquido de la cáscara de la nuez del merey.

**COVENIN:** Comisión Venezolana de Normas Industriales.

**TBP:** True Boiling Point (Temperatura de ebullición real).

**MPPEP:** Ministerio del Poder Popular para la Energía y Petróleo.

**MSDS:** Material Safety Data Sheet (hoja de datos de seguridad de materiales).

**$\rho$ :** Densidad.

**$\mu$ :** Viscosidad.

**CDU:** Crude Distillation Unit (Unidad de Destilación Atmosférica).

**VDU:** Vacuum Distillation Unit (Unidad de Destilación al Vacío).

**DCU:** Delayed Coker Unit (Unidad de Coquificación Retardada).

**GRU:** Gas Recovery Unit (Unidad de Recuperación de Gases).

**NDHDT:** Naphtha and Distillates Hydrotreating Unit (Unidad de Hidrotratamiento de Nafta y Destilados).

**MHC:** Moderate Hydrocracking Unit (Unidad de Hidrocraqueo Moderado).

**HMU:** Hydrogen Manufacturing Unit (Unidad de Manufactura de Hidrógeno).

**SRU:** Sulfur Recovery Unit (Unidad de Recuperación de Azufre).

**SRGO:** Straight Run Gas Oil (Gasóleo atmosférico).

**LVGO:** Light Vacuum Gas Oil (Gasóleo liviano de vacío).

**HVGO:** Heavy Vacuum Gas Oil (Gasóleo pesado de vacío).

**LCGO:** Light Coker Gas Oil (Gasóleo liviano de coquer).

**HCGO:** Heavy Coker Gas Oil (Gasóleo pesado de coquer).

**MBPD:** Miles de barriles por día.

**AET:** Atmospheric Equivalet Temperature (Temperatura equivalente a la presión atmosférica).

**G:** Gravedad API.

**T:** Temperatura.

**PTC:** Patio de Tanques Cabrutica.

**PTJ:** Patio de Tanques Jose.

**Prom G:** Promedio de las gravedades desde la salida de PTJ hasta la entrega en PTC.

**Prom T:** Promedio de las temperaturas desde la salida de PTJ hasta la entrega en PTC.

**P.I.:** Punto inicial de ebullición.

**V:** Volumen destilado.

**P.F.:** Punto final de ebullición.

**Ton/d:** Toneladas por día.

**Bbl/d:** Cantidad de barriles diarios.

**% desviación:** Porcentaje de desviación.

# CAPITULO I

## EL PROBLEMA

### 1.1. Reseña De La Empresa

Después de la nacionalización de la industria petrolera en 1975, el Estado venezolano se reserva por razones de conveniencia nacional todo lo relativo a la exploración del territorio nacional en busca de petróleo, asfalto y demás hidrocarburos, a la explotación de yacimientos de los mismos, manufactura y refinación, transporte por vías especiales y almacenamiento, comercio interior y exterior y obras que su manejo requiera.

Como consecuencia de lo anterior y en busca del desarrollo del negocio de hidrocarburos en el país, se crea Petróleos de Venezuela S.A. (PDVSA), empresa matriz, propiedad de la República Bolivariana de Venezuela, mediante el decreto N° 1.123 el 30 de agosto de 1975, encargada del desarrollo de la industria petrolera, petroquímica y carbonífera, con la función de planificar, coordinar, supervisar y controlar las actividades operativas de sus divisiones, tanto en Venezuela como en el exterior.

Después de casi cuatro décadas de actividades, PDVSA se ha constituido en una corporación de primera línea en el ámbito nacional e internacional. Ocupa una posición relevante entre las empresas del mundo, por sus niveles de producción, reservas, capacidad instalada de refinación y ventas. **(Marcano, 2009)**

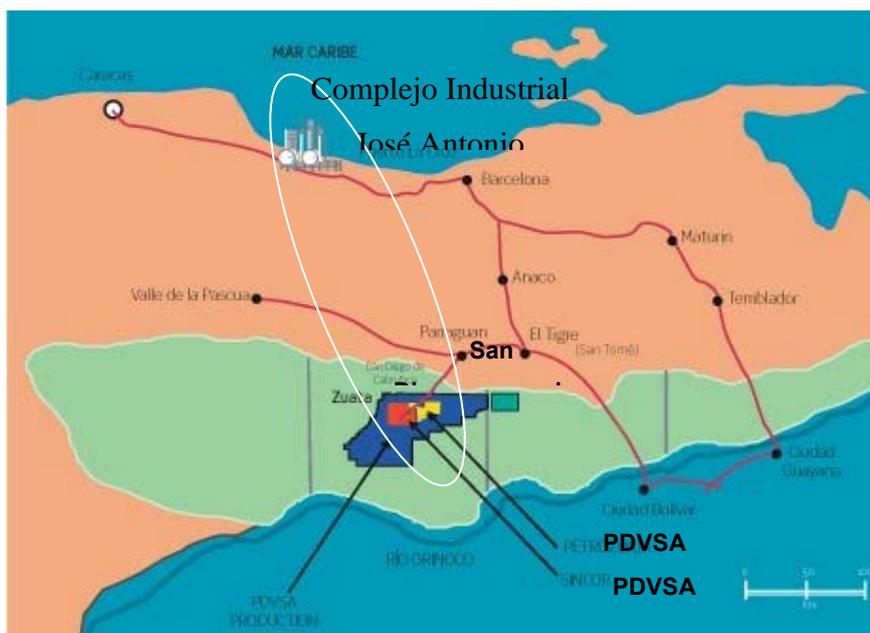
Esta corporación cumple con las actividades propias del negocio de los hidrocarburos y consta de cuatro procesos principales para asegurar el éxito de las mismas: la exploración y producción, refinación, comercialización y el gas, cada uno de ellos desempeñando su labor particular. La exploración y producción consiste en el hallazgo de hidrocarburos, la refinación es el proceso encargado de la transformación de los hidrocarburos en productos derivados, mediante las 22 refinerías divididas en tres complejos dentro del país y 19 en el resto del mundo.

En el proceso de comercialización se establecen las variaciones del mercado para garantizar los precios y el ingreso de la venta de los hidrocarburos en el país. El procesamiento del gas cuenta con 148 billones de pies cúbicos en reservas probadas, ocupando una parte importante del escenario energético mundial. Las reservas más importantes se encuentran en costa afuera, al norte de la península de Paria y la Plataforma Deltana.

Venezuela posee muchos yacimientos de petróleo pesado, siendo el más importante la Faja Petrolífera del Orinoco, la cual se extiende por el flanco norte del río Orinoco, ocupando una extensión de 55.314 km<sup>2</sup>, de los cuales se encuentran en explotación 11.593 km<sup>2</sup>, lo que es, aproximadamente un 21% de su extensión. **(Barrios, 2008)**

Sincor se creó en 1997, siendo la compañía francesa Total la accionista principal con un interés del 47%, junto con PDVSA (38%), y la noruega Statoil (15%). En 2008 se ejecutó el proceso de nacionalización de las empresas mixtas, donde Sincor se convirtió en Petrocedeño, empresa propiedad de PDVSA (operador principal), conjuntamente con Total y Statoil, con cuotas respectivas del 60, 30,3 y 9,7%.

Petrocedeño desarrolla una concesión minera en la Faja Petrolífera del Orinoco para la producción de crudo pesado. El proyecto está ubicado al sur de Pariaguán, entre Zuata y San Diego de Cabrutica. La producción llegará a 200.000 bbl/d en los próximos 35 años. El crudo se lleva de la zona productora a través de un oleoducto de 200 km al mejorador ubicado en el Complejo Industrial José Antonio Anzoátegui, en la costa del Caribe, como se muestra en la figura 1.1, donde el crudo pesado se mejora a 32°API con un bajo contenido de azufre. Las operaciones de perforación comenzaron en agosto de 1999 (**Petersen, 2005**). Para el 2009, Petrocedeño cuenta con más de 500 pozos horizontales perforados sin inconvenientes.



**Figura 1.** Ubicación del área de producción y el área de mejoramiento de la empresa mixta Petrocedeño.

## 1.2. Planteamiento Del Problema

La Faja Petrolífera del Orinoco está situada en la parte sur de la cuenca oriental de Venezuela, al norte del río Orinoco. Cubre un área de 700 Km de largo y de ancho entre 50 y 100 Km en los estados Monagas, Anzoátegui y Guárico. El área de interés está ubicada en el distrito Cabrutica, que tiene una extensión de aproximadamente 3.528 km<sup>2</sup> y presenta un volumen de petróleo en sitio de 255 MMBN, compuesto básicamente de crudo extrapesado con una gravedad de 8 a 11°API. Este tipo de crudo tiene alta viscosidad, lo que dificulta su desplazamiento en las tuberías de producción, siendo necesaria la inyección de un diluyente que contenga fracciones de crudo más livianas y menos densas, proveniente de yacimientos convencionales o derivadas del proceso de destilación, para así aumentar la gravedad API del crudo extrapesado y disminuir su viscosidad.

Entre los diluyentes más usados ampliamente en la industria están la nafta, el gasoil, el diesel o petróleo más liviano. Para el caso en estudio se usa nafta, derivada del fraccionamiento de los líquidos del gas natural, proveniente de la Planta de Fraccionamiento y Despacho Jose, del estado Anzoátegui.

Una parte del diluyente es entregado desde el Patio de Tanques de Jose, ubicado en el Complejo Industrial José Antonio Anzoátegui, al Patio de Tanques Cabrutica, localizado en San Diego de Cabrutica, figura 1.1, donde se verifica que el diluyente se encuentre a las especificaciones adecuadas, para luego bombearlo y transportarlo a través de una tubería de 20" y 24 km de longitud al área de producción de la empresa mixta Petrocedeño. Esta empresa se encarga de realizar la inyección del diluyente a los pozos para obtener una mezcla denominada crudo diluido (DCO); conformada por una relación crudo/diluyente igual a 0,85:0,15

aproximadamente. El DCO procesado es enviado hasta el Patio de Tanques Cabrutica donde se almacena y se fiscaliza para bombearlo hasta el Patio de Tanques Jose, donde es verificado y enviado al mejorador de Petrocedefio, ubicado en el Complejo Industrial José Antonio Anzoátegui, de donde se recupera el diluyente para reutilizarse posteriormente en el proceso y el crudo se mejora para su posterior venta.

El problema que presenta es que el volumen de diluyente recuperado en el mejorador resulta mayor al enviado inicialmente hacia el Patio de Tanques Cabrutica, esto trae como interrogante de dónde se genera este excedente. Esta situación se visualizó cuando la Gerencia de Coordinación Operacional de la Faja del Orinoco, quien se encarga de la fiscalización del crudo diluido y del diluyente, observó que las empresas mixtas restantes (Petropiar, Petromonagas, Cabrutica y Petrosinovensa), debían reponer diluyente por posibles mermas durante el proceso, pero en la empresa Petrocedefio el proceso no requiere de tal acción, lo que generó una incertidumbre a la corporación.

El volumen del crudo es la base para la contabilidad de la producción, el cálculo de los impuestos de producción y los cargos o tarifas por transporte en oleoducto. Como este volumen varía con la temperatura y la presión, son necesarias las condiciones de temperatura y presión estándar (60°F y 14,7 psia) para medir el volumen sin variación.

Otra situación derivada de este problema es que la gravedad API del diluyente utilizado a lo largo del proceso fluctúa dentro de una zona de transición, según los rangos de las tablas del Instituto Americano de Petróleo (API, siglas en inglés), lo que trae incertidumbre a la corporación, ya que el diluyente bien puede ser catalogado como nafta (gasolina), crudo o *Jet Fuel*, siendo necesario conocer las propiedades fisicoquímicas del mismo para su identificación. El estudio de estas propiedades es

importante, ya que reconociendo cuál es el diluyente utilizado se escoge la correlación de grados API adecuada y de la cual se obtienen los cálculos de la contabilidad para realizar las cancelaciones.

Para buscar soluciones a estos problemas, se caracterizó el crudo extrapesado extraído en el área de San Diego de Cabrutica y se determinó si el excedente de nafta viene desde su formación. Se revisaron las características del diluyente y se compararon con las especificaciones de calidad establecidas, comprobando si puede ser considerado como nafta (gasolina), crudo o *Jet Fuel*. También, se analizaron los procesos del área de producción, ubicada en San Diego de Cabrutica, y la recuperación del diluyente del crudo que se realiza en el mejorador de Petrocedeño. Luego, se determinaron los porcentajes de desviación en los balances volumétricos del diluyente en los puntos de inyección con respecto al diluyente que es recuperado. Finalmente, se efectuó un estimado de la venta del crudo diluido, corrigiendo al diluyente por los grupos en los cuales se ubica según su gravedad API (*Jet Fuel*, gasolinas y crudos) para realizar una comparación entre los resultados con la intención de orientar a la empresa sobre la corrección del diluyente. Este trabajo fue orientado a la parte contable del diluyente, y para ello se estudiaron los factores que ayudaron a determinar el origen de este excedente existente.

### **1.3. Objetivos**

#### **1.3.1. Objetivo General**

Estudiar los factores que afectan el balance volumétrico del diluyente usado en el mejoramiento del crudo extrapesado en la empresa mixta Petrocedeño.

### **1.3.2. Objetivos Específicos**

1. Caracterizar el crudo extrapesado utilizado en la empresa mixta Petrocedeño, extraído del área de San Diego de Cabrutica.
2. Comparar las características del diluyente usado en el mejorador de Petrocedeño con las especificaciones de calidad.
3. Realizar un análisis del proceso de producción del crudo extrapesado y de la separación del diluyente.
4. Determinar los porcentajes de desviación de los balances volumétricos del diluyente en los puntos de inyección con respecto al diluyente recuperado.

## **CAPÍTULO II**

### **MARCO TEÓRICO**

#### **2.1. Antecedentes**

Marcano (2009), evaluó el comportamiento del líquido de la cáscara de la nuez del merey (LCM) en el proceso de dilución del crudo pesado extraído del campo Dobokubi, en el pozo MFD 3 del Distrito San Tomé de PDVSA, en la búsqueda de un nuevo diluyente. Para ello caracterizó las propiedades fisicoquímicas del LCM, el crudo de formación y las mezclas preparadas con ambos, con la finalidad de conocer el comportamiento de sus propiedades; obteniendo que el LCM mejora las propiedades reológicas del crudo de formación estudiado; sin embargo, no se iguala a las propiedades obtenidas cuando se utiliza el diluyente comercial.

Páez (2008), de la empresa Baker Energy de Venezuela, hizo una investigación de las diferencias y similitudes de los proyectos de mejoramiento de crudos de la Faja Petrolífera del Orinoco, donde muestra los aspectos claves (mercado, tecnología e inversión) que influyen en los mismos. También dió a conocer las oportunidades y dificultades del procesamiento de los crudos pesados y mejorados de la Faja del Orinoco.

Arnawit (1998) realizó un estudio sobre el mejoramiento del sistema de distribución e inyección de diluyentes a pozos de crudo pesado/extra-pesado que fluyen a la estación de descarga Merey-20 del campo Melones, de PDVSA, el cual estuvo orientado a garantizar el uso y manejo adecuado del diluyente, aprovechando de forma eficiente las facilidades y recursos disponibles; tomando en cuenta el aumento del potencial de producción debido al incremento de pozos de explotación.

Estos antecedentes ayudaron a establecer comparaciones entre las propuestas para solventar el problema de este trabajo y los resultados obtenidos en aquellos estudios donde se realizaron acciones similares para determinar la solución a la situación.

## **2.2. Crudos Pesados Y Extrapesados**

Desde decenios de años se conoce la existencia de depósitos de crudos pesados y extrapesados que hoy atraen la atención de los petroleros del mundo. Tal es el caso de la Faja Petrolífera del Orinoco en Venezuela, como también áreas de petróleos pesados y extrapesados en California, Canadá y México y otros sitios. Las razones por las que estos crudos no se produjeron anteriormente se deben principalmente a sus características y al hecho de que crudos medianos y livianos se obtienen a menores costos y están en abundancia.

Las evaluaciones de los recursos petrolíferos mundiales asomaron la conclusión de que las reservas probadas aseguradas y las probables y posibles por contabilizar en las cuencas sedimentarias conocidas no serían suficientes para abastecer el mundo a largo plazo. Posiblemente, las áreas vírgenes restantes y todavía en espera de estudios y evaluaciones, tampoco contribuirían suficientemente a inmensos volúmenes de petróleo requeridos para el futuro. Por tanto, las áreas ya conocidas de petróleos pesados y extrapesados comenzaron a tener importancia mundial y a ser estudiadas y evaluadas detalladamente.

Un ejemplo de este esfuerzo lo constituye la Faja del Orinoco, donde se pronosticó la existencia de 700.000 millones de barriles de petróleo en sitio. Desde esa fecha, la progresiva evaluación de la Faja mediante la exploración sísmica, el taladro y las pruebas de producción indican que el

volumen de petróleo en sitio puede ser del orden del billón ( $10^{12}$ ) de barriles. **(Rivas, 2004)**

### **2.2.1. Composición De Los Crudos**

De manera general, los componentes naturales de un crudo se pueden dividir en cuatro categorías, las cuales son conocidas con los nombres de componentes volátiles, aceites, resinas y asfaltenos. **(Herrera, 2004)**

- a) *Componentes volátiles*: son fracciones que pueden ser separadas del crudo por destilación atmosférica. De acuerdo a esta definición, los componentes volátiles son: gases, GLP (gas licuado del petróleo), nafta, kerosén y residuos atmosféricos.
  
- b) *Aceites*: son fracciones de baja volatilidad que pueden ser separados por destilación al vacío únicamente, a partir de los componentes más pesados del crudo. Los aceites pueden ser utilizados para alimentar procesos de desintegración catalítica, plantas de lubricantes o de desulfuración, para luego mezclarlos con fracciones más pesadas a fin de preparar combustibles residuales de bajo contenido de azufre.
  
- c) *Resinas*: son componentes de muy baja volatilidad, separados de los residuos de vacíos por métodos de extracción por solventes. A pesar que las resinas contienen altas concentraciones de contaminantes, tales como azufre, nitrógeno y metales, pueden ser tratadas con los procesos de hidrodeseintegración o coquificación para ser convertidas en hidrocarburos volátiles.

d) *Asfaltenos*: son los componentes más pesados del crudo, con alta masa molecular. Son macromoléculas policondensadas con heteroátomos de azufre, nitrógeno y oxígeno.

Durante el fraccionamiento para la refinación del petróleo se separan diferentes familias de hidrocarburos: parafinas, olefinas, nafténicos y aromáticos, las cuales se describen a continuación.

- *Parafinas*: es una clase de hidrocarburos alifáticos formados por una sola cadena de carbono, representados por la fórmula  $C_nH_{2n+2}$ . Su estado físico varía con el incremento de la masa molecular, desde gaseosos a sólidos céreos.
- *Olefinas*: son hidrocarburos alifáticos no saturados que tienen la fórmula general  $C_nH_{2n}$ . Contienen uno o más dobles enlaces y de ahí que sean químicamente reactivos.
- *Nafténicos*: es el nombre aplicado a productos de petróleos refinados o parcialmente refinados y a productos líquidos de gas natural, de los cuales no menos de 10% destila por debajo de 240°C de acuerdo a la Sociedad Americana de Prueba y Materiales (ASTM en sus siglas en inglés). Una de las características de estos hidrocarburos es que contienen anillos saturados, los cuales generalmente contienen de 5 a 6 átomos de carbono.
- *Aromáticos*: es el grupo principal de los hidrocarburos cíclicos insaturados que contienen uno o más anillos. Están representados por el benceno que tiene un anillo de seis carbonos, conteniendo tres enlaces dobles. El amplio número de compuestos de este grupo se deriva principalmente del petróleo, son muy reactivos y químicamente versátiles. El nombre se debe al fuerte y

desagradable olor característico de la mayoría de las sustancias de esta naturaleza. **(Herrera, 2004)**

### **2.2.2. Características De Los Crudos Pesados/Extrapesados**

Una de las principales características de los crudos es la fluidez o viscosidad, representada también indirectamente por la densidad o gravedad API (es una escala empírica para medir la densidad de los crudos y de los productos líquidos del petróleo, adoptada por el Instituto Americano de Petróleo). En la escala API, los crudos extrapesados caen en el rango 0,0-9,9; los pesados en el rango 10-21,9; medianos 22,0-29,9; livianos 30-39,9 y condensados mayores de 40°API. **(Barbierii, 1998)**

La viscosidad o fluidez de los crudos pesados y extrapesados es bastante alta, de 500 a 1.500 SUS (Segundos Universales de Saybolt). En la escala de viscosidad en centipoise, estos crudos tienen una viscosidad entre 1.200 y 95.000 centipoise (cP). Se considera que el agua tiene aproximadamente 1 cP de viscosidad, de esta manera se apreciará la poca fluidez de estos crudos. **(Barbierii, 1998)**

La viscosidad es muy importante en el tratamiento y manejo del crudo pesado y extrapesado, desde el yacimiento hasta el pozo, y desde allí a la superficie. Luego, en el transporte e instalaciones de refinación. Por tanto, para hacerlos más fluidos y manejables requieren calentamiento o adición de diluentes.

Los estudios de la composición y propiedades fisicoquímicas del petróleo y de sus derivados son de primordial importancia en razón de los procesos a los que se les somete con miras a su aprovechamiento comercial. Estos estudios son más necesarios aún en el caso de los crudos pesados y extrapesados venezolanos, por su gran abundancia en

el país y por la marcada diferencia de su comportamiento en relación a los crudos convencionales.

Entre algunas propiedades resaltantes de los crudos pesados se tiene: **(Barbierii, 1998)**

- a) Los crudos pesados son pobres en fracciones ligeras y ricos en asfaltenos y resinas.
- b) Contienen abundantes compuestos.
- c) Son ricos en metales, especialmente en vanadio y níquel.
- d) Marcada reducción, o completa ausencia de familias de hidrocarburos. En este caso parafinas de cadenas rectas.
- e) Poseen baja relación carbono-hidrógeno.

### **2.2.3. Impurezas Más Frecuentes De Los Crudos Pesados**

Las impurezas más comunes en los crudos pesados y en extrapesados son:

- *Metales*: los más frecuentes son hierro, níquel y vanadio. Según estudios realizados se ha comprobado que una porción del hierro encontrado en el crudo se puede deber a la oxidación interna de las tuberías u otros aparatos metálicos, ocasionados por la porción de agua presente en el crudo, de allí que los metales más importantes son el níquel y el vanadio. Luego de muchos estudios, se ha encontrado que el promedio de vanadio en los crudos pesados y extrapesados de la Faja del Orinoco es de 300 a 500 ppm aproximadamente, lo cual es económicamente atractivo como producto secundario, ya que el vanadio es un material de mucha demanda en la actualidad.

- *Azufre*: uno de los inconvenientes de los crudos pesados y extrapesados venezolanos es su alto contenido de azufre, el cual puede llegar hasta de 5,5%. Este contenido de azufre ocasiona envenenamiento de catalizadores, corrosión y mucha contaminación ambiental. El ácido sulfúrico que se encuentra, a menudo, en el crudo y que también puede formarse por descomposición de los compuestos orgánicos de azufre a alta temperatura, ataca rápidamente las partes de acero que se exponen al mismo. **(Marcano, 2009)**

El tipo de proceso al que debe someterse un crudo para su manejo y refinación depende de los porcentajes y propiedades de cada fracción. En el caso de los crudos livianos, de alto contenido de aromáticos y saturados de bajo peso molecular, la densidad y la viscosidad son bajas, por lo cual su producción y transporte no revisten mayores dificultades. Estas características también permiten una mayor recuperación del crudo originalmente en sitio (20-40%) y un mejor aprovechamiento durante el proceso de refinación.

Los crudos pesados presentan mayores dificultades que los livianos para fluir espontáneamente debido principalmente a su alto contenido de resinas y asfaltenos. Estas fracciones poseen masas moleculares y contenido de heteroátomos elevados. Ambas propiedades contribuyen a aumentar considerablemente la viscosidad de crudo y hacen difícil su movilidad en condiciones normales. Por esta razón se han desarrollado técnicas para alterar las propiedades de estos crudos y así facilitar su extracción. **(Marcano, 2009)**

### 2.3. Dilución De Crudos Extrapesados

La dilución de crudos extrapesados es un proceso mediante el cual se mezcla un crudo extrapesado (flujo primario) con otro fluido menos viscoso, el cual recibe el nombre de diluyente. Esto permite obtener una mezcla con una viscosidad intermedia entre la del fluido primario y la del diluyente. El fluido primario puede ser, por ejemplo, un crudo extrapesado que fluye del yacimiento al pozo y que generalmente posee viscosidades apreciablemente altas. El diluyente puede ser un crudo liviano o un crudo mediano. También se puede usar como diluentes fluidos como gasóleos, kerosén, nafta y otros.

La nafta es una mezcla de hidrocarburos que se encuentran refinados parcialmente, obtenidos en la parte superior de la torre de destilación atmosférica. Diferentes refinerías producen generalmente dos tipos de naftas: liviana y pesada, en las cuales ambas se diferencian por el rango de destilación. Las naftas o gasolinas son altamente inflamables, por lo cual su manejo y su almacenamiento requieren de un proceso extremadamente cuidadoso y especial. También son utilizadas en los espacios agrícolas como solventes, con uso en la industria de pinturas y en la producción de solventes específicos. **(PBS Team Group, 2002)**

#### 2.3.1. Inyección De Diluyente

Puede realizarse en el fondo o en superficie. A su vez, la inyección en fondo puede hacerse a la succión o a la descarga de la bomba. La ventaja de hacerlo a la succión es que la viscosidad de los fluidos a la entrada disminuye, lo cual propicia un mayor llenado de la cavidad, aumentando la eficiencia volumétrica. Por otro lado, la bomba maneja no solo los fluidos del yacimiento, sino también el caudal del diluyente, lo cual disminuye la eficiencia global del sistema. **(Intevp, 1981)**

### **2.3.2. Razones Para El Uso De Diluyente En La Producción, Recolección Y Transporte De Crudos Extrapesados**

La razón principal de usar diluyente es obtener una mezcla con una viscosidad tal que permita su bombeo desde la formación (yacimiento) hasta la superficie y que también pueda ser bombeable a través de líneas de superficie, equipos de tratamiento y oleoductos.

Generalmente, crudos muy pesados no pueden deshidratarse en tanques de lavado. Sin embargo, mediante el proceso de dilución no sólo se obtiene el beneficio de una reducción en la viscosidad del fluido primario, sino también se logra una mezcla de mayor gravedad API, lo que facilita su deshidratación. Una disminución en la viscosidad de un crudo que se va a deshidratar permite incrementar el grado de efectividad de ese proceso; también facilita el paso del fluido a través de válvulas, equipos de medición y otros equipos.

Entre las desventajas del uso de diluyente se citan: **(Serrano, 2006)**

- Generalmente, tanto los diluyentes como su transporte y almacenamiento son costosos.
- Es necesario contar con fuentes seguras de abastecimiento del diluyente y en las cantidades requeridas.
- Es fundamental disponer de un sistema de inyección de diluyente que posea bombas, líneas, múltiples, equipos de medición y control, entre otros. Esto resulta en un gasto adicional y de mantenimiento apreciable.

## 2.4. Procesos Contemplados En El Mejorador De Petrocedeño

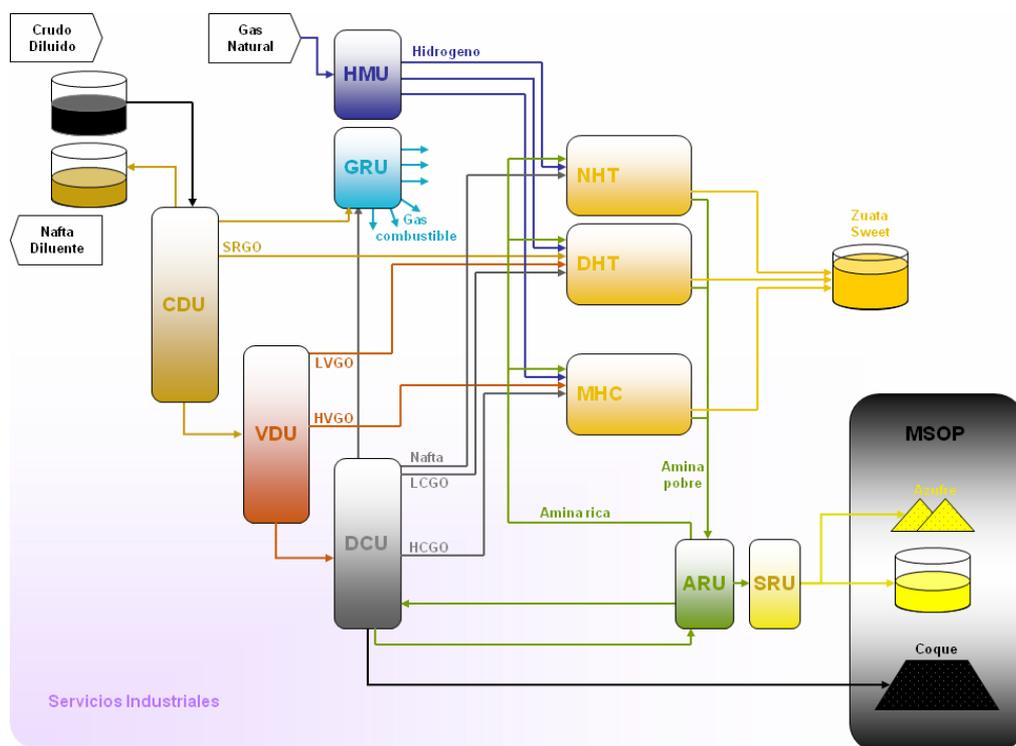
La incorporación de los crudos pesados y extrapesados al mercado requiere otro gran paso tecnológico: su mejoramiento o conversión en crudo más liviano. La refinación directa de crudos pesados presenta muchas dificultades operativas, que en conjunto hacen imposible enviarlos directamente a las refinerías convencionales. Algunas de esas dificultades están relacionadas con la desproporción entre destilados y fracciones residuales. Otras están relacionadas ya sea con la adición de hidrógeno necesaria para lograr varias fracciones bajo especificaciones o, más importante, con el daño causado a las unidades refinadoras debido al considerable contenido de contaminantes tales como metales, azufre y microcarbón. **(Espinoza, 2002)**

El mejorador de Petrocedeño está construido en un área de más de 200 hectáreas y tiene la capacidad de producir hasta 180 MBD de Zuata Sweet, crudo de 32°API, a partir de los 200 MBD de crudo extrapesado de 8° API, provenientes de la estación principal en San Diego de Cabrutica. En el proceso también se obtienen a diario seis mil toneladas de coque y 900 toneladas de azufre. En la figura 2.1 se muestra un esquema del proceso.

Las unidades del proceso son las siguientes:

- **Unidad de destilación atmosférica (CDU):** es la encargada de recuperar y reenviar a la división de producción, el diluyente que se mezcla con el crudo extrapesado para facilitar su transporte hasta el mejorador. La unidad fracciona a presión atmosférica y alta temperatura los destilados que forman parte del crudo procesado, los cuales alimentan a las unidades de proceso aguas abajo, con excepción del diluyente; el cual es retornado a los campos de

producción. Se alimenta de crudo diluido y produce la nafta que se utiliza como diluyente, gasóleo atmosférico (SRGO) y los componentes más pesados pasan a la unidad destiladora de vacío. En la tabla 2.1 se presentan los diferentes productos destilados de acuerdo a sus temperaturas de ebullición y volumen destilado.



**Figura 2.** Esquema del proceso de mejoramiento del crudo diluido de la empresa mixta Petrocedefío. Fuente: Petrocedefío

- Unidad de destilación al vacío (VDU):** es la responsable de separar los destilados pesados, presentes en el residuo que proviene de la unidad de destilación atmosférica, y que por su composición debe ser fraccionado a baja presión (vacío) y alta temperatura para evitar su craqueo térmico. De este proceso se produce el gasoil liviano de vacío (LVGO) y el pesado (HVGGO), y como en el caso anterior, los

componentes más pesados pasarían a la unidad de coquificación retardada.

**Tabla 1.** Volumen destilado y temperatura de ebullición de diseño de los productos obtenidos de la unidad de Destilación Atmosférica.

Producto	ASTM	Volumen destilado y temperatura de ebullición (°C)								
		0%	5%	10%	30%	50%	70%	90%	95%	100%
<i>Nafta</i>	D-86	107	116,6	123	132	144	163	202	230,8	278
<i>SRGO</i>	D-86	160	207,3	234	266	290	309	336	353	376
<i>LVGO</i>	D-1160	192	253,6	289	325	343	361	382	397,7	424
<i>HVGO</i>	D-1160	334	369,1	391	425	458	496	543	570,7	614

- **Unidad de coquificación retardada (DCU):** en esta unidad se convierte el residuo de vacío transformándolo en gas combustible, destilados y coque. Su principio de operación es craquear térmicamente el residuo corto al fragmentar sus moléculas, convirtiéndolas en destilados de alto valor mediante una alta temperatura. El tiempo de residencia en los tambores donde se queda el coque formado depende de la operación. Los destilados, salen por la línea de tope de los tambores hasta la fraccionadora, en la cual se obtienen gases incondensables, nafta, GPL y gasóleos livianos (LCGO) y pesados (HCGO) de coquificación.
- **Unidad de recuperación de gases (GRU):** todos los gases de tope provenientes de todas las unidades son sometidos a procesos de absorción, donde las impurezas son retiradas, produciendo un gas combustible que se utiliza en los hornos.
- **Unidad de hidrotreatmento de naftas y destilados (NDHDT):** aquí se recibe la nafta y los gasóleos livianos provenientes de las unidades de destilación y de coquificación, para ser hidratados mediante el uso de catalizadores y la adición de hidrógeno; esto permite retirar el

azufre. De este proceso se derivan los productos livianos para la producción del crudo sintético e incluso se toma nafta de esta corriente para utilizar como reposición del diluyente, de considerarse necesaria.

- **Unidad de hidrocraqueo medio (MHC):** es aquí donde se tratan los gasóleos pesados de unidades de destilación y coquificación, mediante un proceso de hidrogenación catalítico de alta severidad, para obtener un producto más liviano y con bajo contenido de azufre.
  
- **Manufactura de hidrógeno (HMU):** son las encargadas de transformar el gas natural y vapor de agua en hidrógeno. Este proceso se realiza a elevada temperatura (800°C), utilizando un catalizador de reformación que activa la reacción entre el gas y el vapor natural de agua.
  
- **Recuperación de azufre (SRU):** en esta unidad el sulfuro de hidrógeno proveniente de las torres regeneradoras de aminas y del tope de las torres despojadoras de aguas agrias se convierte, mediante una quema controlada, en dióxido de azufre; luego por una reacción catalítica, finalmente se obtiene el azufre líquido. El azufre obtenido es condensado y enfriado, drenándose de los reactores hacia la fosa de azufre, en donde es desgasificado para ser enviado a los tanques de almacenamiento.
  
- **Tratamiento de gas de cola:** esta unidad procesa los gases de cola provenientes de las unidades de recuperación de azufre. Este proceso consiste en el hidrotariado del gas de cola en un reactor, donde se inyecta hidrógeno fresco para transformar el dióxido de azufre nuevamente en sulfuro de hidrógeno. El gas de cola “limpio” pasa al incinerador, donde se realiza una emisión controlada de SO<sub>2</sub>.

- **Despojadoras de aguas agrias:** estas unidades recolectan el agua del proceso de destilación, el vapor de despojamiento, el agua contenida en el crudo, el vapor usado en los eyectores, tambores y válvulas (para evitar taponamiento).
- **Servicios industriales:** encargados de proveer al mejorador el agua desmineralizada y potable, vapor, nitrógeno, tratamientos de efluentes y otros servicios vitales que se requieren en los procesos.
- **Manejo de sólidos:** en esta área se realiza el transporte de coque y azufre (sólido y líquido) hacia los patios de almacenaje. Se cuenta con bandas transportadoras para los sólidos, los cuales son almacenados y cargados a los buques mediante maquinarias sofisticadas para el logro efectivo de este objetivo.

## 2.5. Sistema De Medición

El Patio de Tanques Cabrutica sirve de punto de recepción de crudo diluido y diluyente y ha sido designado por el Ministerio del Poder Popular para la Energía y Petróleo (MPPEP) como punto de Fiscalización y Transferencia de Custodia para la contabilización del crudo producido a los fines de facturación, pago de impuestos y regalías. De aquí, la importancia de la medición tanto de los volúmenes de crudo manejados como de su calidad. Para ello, la estación cuenta con un sistema de medición en línea conformada por transmisores de nivel en tanques.

### 2.5.1. Sistema De Medición En Línea

Está conformado por un lazo de calidad unificado y dos unidades LACT, una que contabiliza el crudo diluido de ambas operadoras Cabrutica/Petrocedeño, y otra para el diluyente proveniente de la Planta de

Fraccionamiento y Despacho Jose; ambas unidades son puntos de medición fiscal. Es de destacar que en el Complejo Industrial José Antonio Anzoátegui existen dos unidades idénticas a las mencionadas, salvo que éstas se emplean para la transferencia y custodia hacia los negocios. La secuencia de recibo y envío de lotes de cada operadora se encuentra totalmente automatizada. A continuación se describen estas unidades.

- a) **Unidad LACT de crudo diluido** en esta unidad se mide el volumen y calidad de los crudos diluidos de Cabrutica y Petrocedefío, y está instalada en la descarga de las bombas *booster*. Dispone de tres carreras de medición, de las cuales dos son dobles, conformando una unidad de cinco medidores. Los medidores son del tipo desplazamiento positivo. La configuración es de tres medidores operativos y dos en espera, dependiendo del volumen manejado.
- b) **Unidad LACT de diluyente:** contabiliza el diluyente que llega de la Planta de Fraccionamiento y Despacho Jose, mediante tres carreras de medición convencionales de 8". Los medidores son de tipo turbina con una configuración de dos medidores operativos y un medidor en espera.
- c) **Lazo de calidad unificado:** es el que permite determinar la calidad y características del fluido que está pasando por la unidad LACT de crudo diluido. Desde cada patín de medición, luego de medido el volumen de crudo en los medidores de flujo, se bombea una porción de crudo que se une en una línea común para llegar al lazo de calidad unificado, donde se mide la densidad, el contenido de agua en crudo y se recolecta una muestra de crudo diluido del lote que esté pasando, mediante un sistema automático de toma muestra, para posteriormente ser caracterizada en el laboratorio. La muestra, una

vez que pasa por el lazo de calidad es descargada en el cabezal de salida de crudo diluido que va hacia las bombas principales de crudo diluido.

El lazo en referencia dispone de los siguientes instrumentos: un analizador de agua en crudo (AGAR OW-201), para determinar la cantidad de agua presente en el producto, dos densímetros (Solatrum) en paralelo, para medir la densidad y un sistema de toma muestra automático (Welker) con sus envases respectivos (contenedores portátiles), como se muestra en la figura 2.2.

En el caso del diluyente, el sistema de toma muestra no es unificado, sino que cada carrera de medición dispone de un densitómetro, con un toma muestra ubicado a la descarga de la unidad.



**Figura 3.** Lazo de calidad unificado. Fuente: PDVSA

### **2.5.2. Determinación De Cantidad De Muestra**

La evaluación de las propiedades básicas de fiscalización del crudo diluido y del diluyente está determinada por la toma de muestras representativas de ese lote. Esta muestra debe ser lo más similar posible a la composición del lote y debe realizarse la toma de la muestra para cada uno de los lotes manejados en el sistema de bombeo.

El toma muestra está programado para tomar una muestra por lote (cada lote está formado por un sub-lote A y B), inicialmente se bombean un aproximado de 40MB (sub-lote A) el cual es considerado lote sucio por contener alto % A y S (agua y sedimentos). Esta operación se realiza para garantizar que el lote siguiente (sub-lote B) sea bombeado en especificación. En ese sentido, se toma una muestra por cada sub lote que luego es analizado en laboratorio, con cuyos resultados se oficializaran los volúmenes manejados.

Para el diluyente se considera tomar la muestra de cada uno de los medidores. Para el caso de Cabrutica, se obtienen dos muestras compuestas con el volumen recolectado de todos los medidores, y para el caso de Petrocedeño se consideran dos muestras de cada medidor empleado. (PDVSA, 2007)

### **2.5.3. Fórmulas Utilizadas Por Las Unidades LACT Para El Cálculo Del Volumen Neto De Crudos Y Derivados**

#### **a) *Volumen bruto***

Es aquel calculado multiplicando los pulsos recibidos del medidor por el factor de medición y dividiendo por el factor K (cuyo valor es proporcionado por el fabricante del medidor). Este cálculo ocurre en

cada computadora medidora de flujo usando la ecuación 1. (**Manual API, 2004**)

$$\text{Volumen bruto} = \frac{(\text{Pulsaciones}) \times (\text{Factor de medición})}{\text{Factor K}} \quad (\text{Ec. 1})$$

Donde:

Factor K: número de pulsos por cada barril.

Factor de medición: relación entre el factor K nominal y el factor K verdadero.

#### **b) Volumen neto**

Es aquel calculado por la multiplicación del volumen bruto por los factores de corrección de volumen de acuerdo a la temperatura (CTL) y a la presión (CPL), así:

$$\text{Volumen neto} = (\text{Volumen bruto}) \times (\text{CTL}) \times (\text{CPL}) \quad (\text{Ec. 2})$$

#### **c) Factor de corrección de volumen de acuerdo a la temperatura (CTL)**

Se usa para corregir volúmenes de hidrocarburos y tasas de flujo observadas a la temperatura estándar de 60°F, mediante la siguiente fórmula:

$$\text{CTL} = \text{EXP} [(- \text{Alfa}) \times \Delta T \times (1 + 0,8 \times (\text{Alfa} \times \Delta T))] \quad (\text{Ec. 3})$$

Donde:

$\Delta T$ : diferencia de temperatura entre la medida y la de referencia (60°F).

Alfa: se obtiene de la siguiente manera, utilizando los valores de la tabla 2.2.

$$Alfa = \frac{K_0}{\rho_{60^\circ F}^2} + \frac{K_1}{\rho_{60^\circ F}} \quad (\text{Ec. 4})$$

$K_0$ ,  $K_1$ : Constantes de los rangos de los productos API.

**Tabla 2.** Clasificación de los crudos y productos refinados de acuerdo a su densidad. (Manual API, 2004)

		Rango de densidad (kg/m <sup>3</sup> )	K <sub>0</sub>	K <sub>1</sub>
<b>Crudos</b>		$610,6 \leq \rho_{60} < 1163,5$	341,0957	0,0
<b>Productos</b>	Fuel Oil	$838,3127 \leq \rho_{60} < 1163,5$	103,8720	0,2701
	Jet Fuel	$787,5195 \leq \rho_{60} < 838,3127$	330,3010	0,0
	Zona de transición	$770,3520 \leq \rho_{60} < 787,5195$	1489,0670	0,0
	Gasolinas	$610,6 \leq \rho_{60} < 770,3520$	192,4571	0,2438
<i>Aceites Lubricantes</i>		$800,9 \leq \rho_{60} < 1163,5$	0,0	0,34878

- d) **Factor de corrección de volumen de acuerdo a la presión (CPL):** se usa para corregir volúmenes observados de hidrocarburos en relación a la presión estándar de 14,7 psia, determinado por:

$$CPL = \frac{1}{1 - [(P - P_e) \times F]} \quad (\text{Ec. 5})$$

Donde:

P: Presión promedio (psia).

P<sub>e</sub>: Presión de equilibrio (psia).

F: Factor de compresibilidad.

## 2.6. Estándares De Calidad

El petróleo debe ser medido según la calidad que los compradores lo exijan. Los estándares de calidad se basan en el Manual de Calidad y Medición del Petróleo (**Petrozuata, 2002**), el cual es el utilizado por PDVSA para fiscalizar el crudo y el diluyente de la empresa mixta Petrocedeño.

Existen varios estándares de medición para fiscalizar de manera adecuada el crudo. El volumen del petróleo producido es la base para la contabilidad de la producción, cálculo de los impuestos, y los cargos por transporte en oleoducto y las tarifas asociadas. Como el volumen varía con la temperatura y la presión, son necesarias las condiciones de temperatura y presión estándar para eliminar tales fluctuaciones.

Esta condición estándar es 60°F y presión atmosférica 14,7 psia, son pocas veces encontradas en condiciones reales de operación de ductos. Los volúmenes observados o indicados en condiciones de operación deben ser “corregidos” al volumen en condición estándar de temperatura y presión.

La corrección no es simple, ya que los líquidos con diferentes densidades se expanden y contraen a diferentes volúmenes cuando la temperatura cambia. Cuando un líquido es calentado, la distancia entre las moléculas del líquido aumenta y su densidad disminuye. Cuando el líquido se enfría estas moléculas se acercan, lo cual resulta en un incremento de la densidad y una disminución del volumen. De acuerdo a lo anteriormente expuesto, se puede decir que el petróleo es compresible a un grado que depende principalmente de su densidad. Por lo tanto, la temperatura, densidad y presión deben conocerse con precisión para calcular el volumen de petróleo. A continuación se describe cómo se determinan los valores para estas variables.

### **2.6.1. Estándar De Temperatura**

La temperatura estándar de los fluidos es de 60°F, cualquier otra temperatura se debe referir como temperatura “observada” o “indicada”. La temperatura se lee en termómetros de vidrio al 0,5°F más cercano, y en termómetros electrónicos al 0,1°F más cercanos. Todo medidor de temperatura para medición fiscal deberá ser calibrado cada 3 meses, por un ente acreditado y reconocido por el Ministerio del Poder Popular para la Energía y Petróleo. La calibración debe adaptarse a estándares nacionales e internacionales.

El operador de la estación de bombeo, sea la ubicada en el mejorador de Oriente del Complejo Industrial José Antonio Anzoátegui o la ubicada en San Diego de Cabrutica, debe ser notificado inmediatamente si la temperatura de recibo es menor a 175°F y mayor que 190°F para el caso de que se reciba crudo diluido; menor a 70°F y mayor que 120°F si se trata de diluyente Mesa 30; menor a 60°F y mayor que 120°F en el caso de diluyente nafta.

### **2.6.2. Estándar De Densidad**

La densidad se expresa como la densidad relativa a la temperatura específica de 60°F. La densidad relativa se lee al 0,0005 más cercano o en grados API se lee al 0,1°API más cercano. La densidad relativa a 60°F se registra al 0,0001 más cercano o en grados API se lee al 0,1°API más cercano.

Todo medidor de densidad utilizado para medición fiscal deberá ser calibrado cada 3 meses por un ente acreditado y reconocido por el

Ministerio del Poder Popular para la Energía y Petróleo. La calibración debe adaptarse a estándares nacionales e internacionales.

El operador de la estación de bombeo respectiva debe notificar si la gravedad API a 60°F es menor de 15°API o mayor de 18°API para el caso del crudo diluido; menor de 28°API o mayor de 33°API para crudo diluyente Mesa 30 y menor de 47°API o mayor de 53°API para diluyente nafta, según indique el densitómetro.

### **2.6.3. Estándar De Agua Y Sedimentos**

El operador de consola debe ser notificado inmediatamente cuando se confirma que el agua y los sedimentos en el crudo diluido están en 2% de exceso. Cuando este porcentaje es mayor de 2% para la mezcla de crudo (ó 1% para el diluyente Mesa 30), se repite la prueba de agua y sedimentos en una porción nueva de la misma muestra combinada para confirmarlo.

## **CAPÍTULO III**

### **DESARROLLO DEL TRABAJO**

En este capítulo se explica la metodología utilizada para realizar los objetivos planteados, desde la caracterización fisicoquímica del diluyente y crudo extrapesado, el diagnóstico del proceso de producción hasta el estudio del proceso de recuperación del diluyente, con su respectiva caracterización, a fin de identificar los factores que afectan el balance volumétrico del diluyente en el mejorador de Petrocedeño.

#### **3.1. Caracterización Del Crudo Extrapesado Utilizado En La Empresa Mixta Petrocedeño, Extraído Del Área De Producción En San Diego De Cabrutica**

En esta etapa se determinaron algunas propiedades fisicoquímicas del crudo de formación extraído del área de producción en San Diego de Cabrutica, estado Anzoátegui, como son la densidad, gravedad específica, gravedad API; cuyos análisis fueron realizados en el laboratorio del mejorador. También se hizo una destilación del crudo a presión reducida para obtener un análisis composicional del mismo.

##### **3.1.1. Determinación De Gravedad API, Densidad Y Gravedad Específica**

A una muestra de crudo extrapesado se le midió la gravedad API usando un hidrómetro, según la norma ASTM D 1298-99. La muestra fue llevada a una temperatura específica y una porción fue transferida al cilindro del hidrómetro, el cual estaba aproximadamente a la misma

temperatura, evitando la formación de burbujas y evaporación de componentes volátiles.

Luego se colocó el cilindro con la muestra en una superficie plana y en un lugar libre de corrientes de aire, donde se procedió a medir la temperatura antes y después de introducir el hidrómetro (si varía en 2°F se debe repetir el análisis hasta que permanezca constante la temperatura). El hidrómetro adecuado, también a una temperatura similar, se introdujo suavemente en la muestra, hasta que flotara.

La lectura observada del hidrómetro (graduado en unidades de grados API) a una temperatura se corrigió a la temperatura de referencia 60°F, utilizando las tablas internacionales normalizadas (ASTM D 1250-80) apropiada para cada caso (tabla A.1 del anexo A). Los valores normalizados se reportaron en la tabla 15.

### **3.1.2. Destilación de productos del petróleo a presión reducida, norma ASTM D 1160**

La muestra de crudo extrapesado se destiló a una presión controlada entre 0,13 y 6,7 KPa (1 y 50 mmHg), en condiciones que están diseñadas para proporcionar aproximadamente un plato teórico de fraccionamiento, midiendo la temperatura inicial, final y de cada corte de destilado. Los valores reportados por el equipo son en AET (temperatura equivalente a la presión atmosférica) y los resultados fueron reportados en la tabla 16.

### 3.2. Comparación De Las Características Del Diluyente Usado En El Mejorador De Petrocedoño Con Las Especificaciones De Calidad

Para tres muestras de diluyente en el mismo período se analizó la viscosidad cinemática (ASTM D 445-06), punto de inflamación (ASTM D 56-05), gravedad API, densidad y gravedad específica (ASTM D 1298-99), cuyos resultados fueron reportados en la tabla 17. Los análisis de laboratorio de la prueba ASTM D 1298-99 para obtener la gravedad API corregida a 60°F, gravedad específica y la densidad se realizaron aplicando el procedimiento descrito anteriormente y se hicieron, incluyendo los análisis restantes, en el laboratorio de la refinería Puerto La Cruz y en el del Mejorador de Oriente. Los datos obtenidos de las muestras se reflejan en la tabla 3.

**Tabla 3.** Gravedad API, masa y volumen del diluyente a una temperatura específica para diferentes muestras.

Muestra	Temperatura (°F)	Gravedad API (°API)	Masa diluyente (g)	Volumen diluyente (ml)
<b>9 septiembre</b>	95,6	50,4	39,650	50
<b>23 septiembre</b>	94,7	50,6	39,585	50
<b>17 octubre</b>	95,3	50,4	39,515	50

A partir de los datos de la tabla 3 se efectuaron los siguientes cálculos:

#### a) Gravedad API a 60°F

En la norma ASTM D 287 se describe que la lectura registrada en el hidrómetro sea corregida a la temperatura de referencia de 60°F (15,56°C), interceptando el valor de la gravedad API a 60°F. Para el diluyente, la lectura registrada del hidrómetro para la muestra del 9 de septiembre de la tabla 3, fue de 50,4°API a una temperatura observada de

95,6°F. Con estos datos, ubicados en la tabla A.1, del anexo A, la gravedad API corregida es de 46,9°API. Este valor y el obtenido para el resto de las muestras están reportados en la tabla 17, ubicada en el capítulo cuatro.

### b) Densidad

Se obtiene utilizando la siguiente ecuación:

$$\rho = \frac{m}{v} \quad (\text{Ec. 6})$$

Donde:

$\rho$ : Densidad (g/mL).

m: Masa de la muestra (g).

v: Volumen que ocupa la muestra (mL).

Se tomaron los datos correspondientes de la masa y el volumen del día 9 de septiembre de la tabla 3, y con el uso de la ecuación 6, se obtuvo la densidad de la muestra:

$$\rho = \frac{39,65 \text{ g}}{50 \text{ ml}}$$

$$\rho = 0,7930 \text{ g/ml}$$

Se realizó el mismo procedimiento para el resto de las muestras y los resultados se reportan en la tabla 17.

### c) Gravedad específica a 60°F

La fórmula para calcular la gravedad API viene dada por la ecuación 7. Es una función especial de la densidad relativa (gravedad específica) 60/60°F, representada por:

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{G_{60^{\circ}F/60^{\circ}F}} - 131,5 \quad (\text{Ec.7})$$

Donde:

$G_{60/60}^{\circ}F$  = Gravedad específica (adimensional).

$^{\circ}API$  = Gravedad API ( $^{\circ}API$ ).

Con la gravedad API y utilizando la ecuación 7, se calculó la gravedad específica ( $G_{60/60}^{\circ}F$ ) así.

$$G_{60/60}^{\circ}F = \frac{141,5}{131,5 + ^{\circ}API} \quad (\text{Ec. 8})$$

Para la gravedad API corregida de la muestra 1 de diluyente (46,9 $^{\circ}API$ ), usando la ecuación 8 se obtuvo:

$$G_{60/60}^{\circ}F = \frac{141,5}{131,5 + 46,9} = 0,7932$$

Las gravedades específicas calculadas para el resto de las muestras se encuentran reportadas en la tabla 17.

### **3.2.1. Método Para Calcular La Viscosidad Cinemática De Líquidos Transparentes Y Opacos, Norma Astm D 445-06**

Usando un viscosímetro digital, se midió para un volumen fijo de líquido el tiempo que éste tardaba en fluir por gravedad, a través de los capilares del equipo bajo una columna de conducción, conociendo y controlando adecuadamente la temperatura, que fue de 100 $^{\circ}F$ . La viscosidad cinemática es el producto del tiempo de flujo medido y la constante de calibración del

viscosímetro. Estas dos determinaciones fueron necesarias para calcular los resultados, los cuales se reportan en la tabla 17.

### **3.2.2. Método Para La Obtención Del Punto De Inflamación Con El Equipo Tag Copa Cerrada, Norma ASTM D 56-05**

La prueba Tag es usada para la mayoría de los solventes y combustibles, incluyendo diluentes con puntos de inflamación bajos; aplica para líquidos volátiles con puntos de inflamación menores a 175°F.

Se procedió colocando la copa al equipo y se agregaron 50 ml de la muestra. Se ajustó la tapa sobre la copa, conjuntamente con el termómetro. Se encendió la llama de ensayo, operando el obturador deslizante ubicado en la tapa. La llama se aplicó durante un segundo sobre los vapores de la muestra de la copa, y luego se regresó a su posición inicial. Se procuró que la llama se mantuviera uniforme durante todo el ensayo. Cuando la aplicación de la llama ocasionó una chispa perceptible en el interior de la copa, se leyó la temperatura y se anotó como el punto de inflamación. Estos resultados fueron reportados en la tabla 17.

A partir de registros históricos de las características del diluyente usado en el mejorador, se obtuvo información de las variaciones en la gravedad API y temperatura durante el lapso de dos meses (septiembre y octubre de 2009), los cuales se reflejan en las tablas 4 y 5.

**Tabla 4.** Gravedad API y temperatura del diluyente fiscalizado a la salida del Patio de Tanques de Jose (PTJ) y a la llegada al Patio de Tanques de Cabrutica (PTC) durante el mes de septiembre 2009.

Día	Salida de PTJ		Llegada a PTC		Prom. °API	Prom. T (°F)
	°API	T (°F)	°API	T (°F)		
1	46,30	104,00	46,70	95,55	46,50	99,78
2	46,50	103,10	46,65	95,50	46,58	99,30
3	46,40	104,90	46,60	95,75	46,50	100,33
4	46,60	104,40	46,70	104,40	46,65	104,40
5	46,70	104,00	46,65	95,50	46,68	99,75
6	46,90	102,50	46,60	95,70	46,75	99,10
7	47,10	99,60	46,70	95,80	46,90	97,70
8	47,60	97,50	46,70	95,50	47,15	96,50
9	46,90	94,20	46,90	95,60	46,90	94,90
10	46,80	98,20	47,35	95,75	47,08	96,98
11	47,00	97,50	47,80	95,60	47,40	96,55
12	47,20	97,50	47,10	95,70	47,15	96,60
13	47,00	90,90	46,80	96,10	46,90	93,50
14	47,10	94,10	47,20	95,60	47,15	94,85
15	47,40	93,80	47,50	95,60	47,45	94,70
16	47,70	93,80	47,40	95,30	47,55	94,55
17	47,70	95,20	47,50	95,30	47,60	95,25
18	47,60	96,40	47,50	95,20	47,55	95,80
19	47,30	97,10	47,80	95,00	47,55	96,05
20	46,80	99,80	47,80	94,90	47,30	97,35
21	47,20	100,40	47,90	94,80	47,55	97,60
22	47,10	98,40	47,70	94,90	47,40	96,65
23	47,00	101,30	47,20	94,70	47,10	98,00
24	47,10	101,00	47,60	95,00	47,35	98,00
25	47,00	102,20	47,30	95,10	47,15	98,65
26	47,10	101,70	47,30	95,10	47,20	98,40
27	47,00	107,70	47,30	95,10	47,15	101,40
28	46,75	109,45	47,30	95,20	47,03	102,33
29	47,00	104,45	47,40	95,20	47,20	99,83
30	47,05	105,30	47,30	95,30	47,18	100,30

**Tabla 5.** Gravedad API y temperatura del diluyente fiscalizado a la salida del Patio de Tanques de Jose (PTJ) y a la llegada al Patio de Tanques de Cabrutica (PTC) durante el mes de octubre 2009.

Día	Salida de PTJ		Llegada a PTC		Prom. °API	Prom. T (°F)
	°API	T (°F)	°API	T (°F)		
1	48,95	102,95	47,30	95,60	48,13	99,28
2	47,10	102,90	49,10	95,25	48,10	99,08
3	46,55	106,00	47,50	95,50	47,03	100,75
4	45,90	107,15	47,60	95,60	46,75	101,38
5	45,75	108,65	47,50	95,60	46,63	102,13
6	45,85	106,80	47,50	95,75	46,68	101,28
7	46,30	101,90	46,40	95,45	46,35	98,68
8	46,60	100,80	46,60	95,55	46,60	98,18
9	46,70	101,75	46,50	95,55	46,60	98,65
10	47,00	100,90	47,05	95,50	47,03	98,20
11	47,10	101,80	47,30	95,60	47,20	98,70
12	46,70	100,65	47,15	95,55	46,93	98,10
13	46,95	100,00	47,10	95,50	47,03	97,75
14	46,95	99,40	47,10	95,45	47,03	97,43
15	49,10	98,80	47,30	95,55	48,20	97,18
16	46,55	95,95	47,40	95,20	46,98	95,58
17	46,45	96,50	47,45	95,40	46,95	95,95
18	46,60	100,20	47,40	95,45	47,00	97,83
19	46,45	102,55	47,20	95,40	46,83	98,98
20	46,50	104,20	47,10	95,10	46,80	99,65
21	46,25	105,55	46,90	95,20	46,58	100,38
22	46,10	107,50	47,00	95,20	46,55	101,35
23	45,95	108,45	47,10	95,10	46,53	101,78
24	45,80	108,00	46,60	95,25	46,20	101,63
25	45,85	107,25	46,50	95,20	46,18	101,23
26	45,90	105,95	46,35	95,25	46,13	100,60
27	45,85	105,05	48,35	95,45	47,10	100,25
28	45,65	103,80	46,25	95,45	45,95	99,63
29	46,10	104,15	46,60	95,50	46,35	99,83
30	45,45	104,00	46,30	95,60	45,88	99,80
31	48,05	98,55	48,75	95,75	48,40	97,15

La obtención de las propiedades explicadas en esta etapa fue importante para la comparación con los estándares existentes en el Manual de Medición y Calidad del Petróleo, para definir si el diluyente puede ser considerado como nafta.

### **3.3. Análisis Del Proceso De Producción Del Crudo Extrapesado Y Separación Del Diluyente**

Se realizó un diagnóstico de los procesos donde el diluyente se encuentra involucrado. En el área de producción, ubicada en San Diego de Cabrutica, se revisó el funcionamiento del proceso y los equipos, desde la inyección del diluyente en el pozo hasta su almacenamiento en los tanques. Luego, en el área de recuperación del diluyente y mejoramiento del crudo, en el mejorador de Petrocedefío ubicado en el Complejo Industrial José Antonio Anzoátegui, se examinó desde la entrega del crudo hasta la separación del diluyente para su reutilización. Para esto fue necesario visitar las áreas mencionadas, realizando un recorrido de los respectivos sitios para diagnosticar la existencia de un desajuste durante el proceso que pueda originar la presencia del excedente de nafta.

Para analizar el funcionamiento de estos procesos, a continuación se explican los mismos y los equipos involucrados en las áreas de producción y mejoramiento del crudo.

#### **3.3.1. Proceso De Producción Del Crudo Extrapesado En El Área De Producción En San Diego De Cabrutica**

El diluyente es recibido desde el mejorador de Petrocedefío hasta el Patio de Tanques Cabrutica, donde se verifica que su gravedad API y el contenido de agua y sedimentos se encuentren dentro de las especificaciones adecuadas, como se indica en los límites señalados en las secciones 2.6.2. y 2.6.3., y de allí es bombeado hacia un tanque de almacenamiento, a través de una tubería de 20" y 24 km, localizada en el área de producción de Petrocedefío. Desde ese tanque, es distribuido a la red de macollas existentes en el campo (circuito de pozos unidos en un

mismo lugar, en este caso a través de cuatro troncales). Cada macolla tiene instalaciones para la medición del flujo desde pozos individuales, el suministro de fuerza eléctrica a las bombas de los pozos (bombas eléctrosumergibles), y la medición y control del diluyente en la superficie y hoyo-abajo.

El diluyente es inyectado en el cabezal de los pozos y también se hace directamente dentro del pozo, mediante la bomba eléctrosumergible, lo que permite al diluyente reducir la viscosidad del fluido, mejorar el desempeño de la bomba y obtener el crudo diluido; facilitando su transporte y manejo. Una vez obtenido este crudo, es regresado a la planta desde la red de macollas a través de diversas tuberías, que finalmente se unen en una sola. El proceso dentro de la planta involucra dos trenes iguales de equipos, explicados a continuación:

- **Separador gas/crudo:** se encarga de separar el gas del crudo que viene del campo. Es un separador horizontal de tipo gas/líquido y extrae aproximadamente el 90% del gas contenido en el crudo, el cual se dirige a un proceso utilizado en la planta para generar energía eléctrica para la misma, y el restante es quemado en el mechurrio de la planta. Existe uno por cada tren y opera a una temperatura de aproximadamente 35 a 40°C y una presión de 5,5 a 7,5 bar. Luego, el crudo pasa por un filtro, donde se separan parte de los sedimentos contenidos en el mismo. En el apéndice B se muestran los equipos involucrados en las figuras B.1 y B.2.
- **Bombas de alimentación al horno:** impulsan al crudo a través de todo el proceso. Son bombas de tipo tornillo, donde existen tres por cada tren, y su función es bombear el crudo desde el separador hasta el horno. Operan a una temperatura aproximada de 35 a 40°C y poseen una presión de descarga de 19 bar. Luego, el crudo pasa

por otro filtro para remover los sedimentos remanentes en el mismo. El equipo se muestra en la figura B.3.

- **Intercambiador agua/crudo:** es utilizado para precalentar el crudo. Es un intercambiador de tubo-carcasa, donde el agua fluye por los tubos. Esta agua es la proveniente de los deshidratadores, que viene a 120°C, la cual debe ir a la planta de agua. Su alta temperatura es aprovechada para precalentar el crudo, desde 35 hasta 70°C, y enfriar así el agua de la producción para su almacenamiento, tratamiento y disposición. Este equipo opera con una presión mayor a 10 bar y existen dos intercambiadores por cada tren. El equipo se muestra en la figura B.4, al igual que el registro de la temperatura del crudo a la entrada y a la salida del mismo, en las figuras B.5 y B.6 respectivamente.
- **Intercambiador crudo/crudo:** permite un segundo precalentamiento del crudo antes de entrar al horno de fuego directo. Es un intercambiador de placa-placa, donde un crudo transfiere energía al otro. El crudo a calentarse es el proveniente desde el inicio del proceso, cuya temperatura varía desde 70 a 90°C. El crudo a enfriarse es el proveniente de los deshidratadores y es el que va hacia el mejorador, el cual viene con alta temperatura, variando de 120 a 98°C, y su energía es aprovechada para retirarle calor y llevarlo a la temperatura de almacenamiento del tanque y de bombeo a la línea de tubería. Al igual que el intercambiador agua/crudo, este equipo trabaja con una presión mayor a 10 bar y existen cuatro intercambiadores por cada tren. El equipo se muestra en la figura B.7. La parte lateral del equipo se observa en la figura B.8 y la posición de las placas en la figura B.9.

- **Horno a fuego directo:** su función es calentar el crudo por completo para separar el gas disuelto y romper la emulsión todavía existente. El crudo entra por la parte superior del horno a 90°C y fluye a través de una tubería, en forma de serpentín, la cual tiene contacto directo con la llama que calienta de esta forma al crudo, el cual sale por la parte inferior del horno a 120°C. Opera a una presión aproximada de 10 bar y existe uno por cada tren. El equipo se muestra en las figuras B.10 y B.11.
- **Separador de alta temperatura:** es un equipo que remueve el gas remanente en el crudo, gracias al calentamiento realizado en las etapas anteriores, el gas separado se envía a la planta de gas o hacia el mechurrio. Es un separador horizontal de tipo gas/líquido, cuyas condiciones de operación son de 120°C y de 4 a 5 bar, existe uno por cada tren. El equipo se muestra en la figura B.12.
- **Bombas de alimentación a los deshidratadores:** son bombas de tipo vertical centrifugas, las cuales cumplen la función de bombear el crudo desde el separador de alta temperatura hasta los deshidratadores. Operan a una temperatura de 120°C y tienen una presión de descarga entre 9 a 11 bar. Existen tres bombas por cada tren. El equipo se muestra en la figura B.13.
- **Deshidratadores electrostáticos:** remueven el agua emulsionada con el crudo, a través de un campo electrostático generado por medio de transformadores ubicados en la parte superior del mismo. El crudo, ya que es más denso que el agua, sale por la parte superior del equipo y el agua por la parte inferior. Esta agua es la utilizada en el intercambiador agua/crudo para calentar al crudo y bajar su temperatura. El crudo que sale de este equipo es utilizado para calentar al crudo proveniente del inicio del proceso en el

separador crudo-crudo, ya que es necesario disminuir su temperatura para llevarlo hacia el mejorador. Este equipo opera a una temperatura de 120°C, de 9 a 10 bar de presión y un voltaje entre 14.000 y 22.000 V. Existen dos por cada tren. El equipo se muestra en la figura B.14.

- **Tanque fuera de especificación:** es de techo tipo domo fijo, provisto para el almacenamiento de crudo con un contenido de agua y sedimentos por encima del límite especificado de 1% que viene de los trenes de crudo deshidratado. El crudo fuera de especificación es reprocesado.
- **Bombas de exportación:** impulsan el crudo diluido ya tratado hacia el Patio de Tanques Cabrutica. Son tres bombas centrífugas con una capacidad de 150 MBPD cada una. Trabajan a unas condiciones de temperatura de 85 a 90°C y una presión de descarga de 20 bar. En el Patio de Tanques Cabrutica, el crudo se almacena y se fiscaliza para bombearlo hasta el Patio de Tanques Jose, donde es verificado y enviado al mejorador de la empresa Petrocedeño, ubicado en el Complejo Industrial José Antonio Anzoátegui, lugar donde se recupera el diluyente para reutilizarse.

Conociendo estos inconvenientes presentados en el área de producción, se procedió a realizar el diagnóstico en el mejorador de la empresa.

### **3.3.2. Proceso De Recuperación Del Diluyente En El Mejorador De Petrocedeño En El Complejo Industrial José Antonio Anzoátegui**

El crudo diluido, proveniente del área de producción pasa por los siguientes equipos:

- **Bombas de alimentación de crudo diluido:** se encargan de transferir el crudo diluido de los tanques y descargarlo en los intercambiadores de calor que conforman el tren de precalentamiento. Estas bombas son de tipo centrífugas de gran capacidad, debido a que manejan un caudal de 715 m<sup>3</sup>/h cada una. En operación normal, tres de estas bombas están activas y una permanece de respaldo.
- **Tren de precalentamiento de crudo diluido:** aumenta la temperatura de carga del crudo, aprovechando los diferentes niveles de energía de todos los productos provenientes de las unidades de destilación atmosférica y de vacío. Este tren inicia sus funciones a través de unos intercambiadores de calor tipo tubo y carcasa que calientan el crudo a la temperatura que requieren los desaladores (160°C). El diagrama de estos equipos se muestra en la figura C.1.
- **Desaladores de crudo:** su propósito es remover la sal, agua y otras impurezas como limo, barro, óxido de hierro, arena y carbón del crudo, debido a que pueden causar corrosión severa, daño por incrustaciones, taponamiento de intercambiadores y pueden actuar como catalizadores para la formación de coque en las tuberías de los hornos. El equipo se muestra en la figura C.2.
- **Torre pre flash:** se encarga de extraer el agua que no se pudo remover en los desaladores. Esta torre no se encontraba en el diseño original, pero fue necesaria su instalación por las deficiencias obtenidas en el crudo y productos. Se encuentra operativa desde el 2005.

- **Tren de precalentamiento de crudo desalado:** su función es calentar el crudo desalado hasta la temperatura requerida a la entrada de los hornos atmosféricos, aprovechando los diferentes niveles de energía que tienen los compuestos que salen de la columna de destilación atmosférica y destilación al vacío. El diagrama de estos equipos se muestra en la figura C.3.
- **Hornos de crudo:** son utilizados para incrementar la temperatura del crudo desalado antes de que éste entre en la columna de destilación atmosférica. Así se favorece que las fracciones livianas se vaporicen y se permita la destilación atmosférica correcta. El equipo se muestra en la figura C.4.
- **Columna de destilación de crudo:** el crudo calentado ingresa a la columna de destilación atmosférica por el plato de alimentación para ser separado en diferentes fracciones y de esta forma obtener los cortes de producto requerido (gas de tope atmosférico, nafta, gasóleo y residuo atmosférico). El equipo se muestra en la figura C.5. La nafta que se retira de la torre pasa por el primer tren de precalentamiento, a través de los intercambiadores de calor, para ceder calor y precalentar el crudo. Al salir la nafta de los intercambiadores pasa al enfriador de aire, disminuyendo aún más su temperatura, y luego se separa en tres corrientes: diluyente de reciclo al almacenaje, retorno de nafta de reciclo y nafta de purga. El diluyente de reciclo fluye a través de los enfriadores de nafta de reciclo para enfriamiento final (55°C). El flujo de diluyente de reciclo al almacenaje es controlado y ajustado por control de nivel LC-168. El diluyente de reciclo se envía entonces al almacenaje. El reciclo de nafta pasa a través de los filtros de reciclo de nafta y de vuelta a la columna de crudo. La nafta se rocía sobre la sección de reciclo superior de la columna, manteniendo el perfil de temperatura en la

misma. La nafta de purga se combina con una pequeña parte de purga de reflujo y es enfriada hasta 49°C. Esta corriente de nafta fluye a la unidad de recuperación de gas.

Revisando la información de datos históricos, se pudo encontrar que durante todo el año el mejorador de Petrocedefo ha sufrido una serie de inconvenientes, tales como:

- ✓ El compresor de la unidad de hidrotratamiento de nafta (NDHDT) estaba fuera de servicio, tomándose este hecho como emergencia.
- ✓ La unidad NDHDT se encontró fuera de servicio por un disparo de un compresor, limitando el funcionamiento operacional del enfriador, lo cual fue un hecho no programado.
- ✓ Uno de los trenes de la unidad de manufactura de hidrógeno (HMU) estuvo fuera de servicio por mantenimiento, afectando a las unidades NDHDT y a la de hidrocraqueo medio (MHC). Fue algo no programado.
- ✓ La unidad NDHDT estuvo fuera de servicio por baja disponibilidad de hidrógeno del HMU. Fue algo no programado.
- ✓ Hubo un incendio en uno de los trenes del HMU, por lo que NDHDT estuvo fuera de servicio. Fue declarado como emergencia.
- ✓ En septiembre hubo una falla eléctrica general, afectando a todas las unidades del mejorador.
- ✓ En octubre, existieron reiteradas fallas en uno de los compresores del NDHDT, obligándolo a dejarlo sin carga.
- ✓ Finalmente, para los últimos días de octubre, se realizó una parada general del mejorador por una falla con el suministro del vapor, afectando a todas las unidades, haciendo imposible que pudieran mantenerse operativas. Esta parada estuvo presente hasta los últimos días del mes de enero.

Conociendo las fallas procedentes de todo el mejorador, se presentan las tablas 6 y 7, cuyos valores fueron obtenidos de un estudio realizado del volumen de nafta producida por la columna de destilación (CDU) según su temperatura de ebullición.

**Tabla 6.** Temperaturas de ebullición y volumen de destilado del diluyente obtenidas de la columna de destilación atmosférica durante el mes de septiembre 2009.

Día	Volumen destilado y temperatura de ebullición (°C)									P (mmHg)
	P.I. (°C)	5% (°C)	10% (°C)	30% (°C)	50% (°C)	70% (°C)	90% (°C)	95% (°C)	P.F. (°C)	
2	91,5	115,5	122,5	136,2	151,5	179,6	227,2	248,1	273,9	760,0
9	93,4	115,3	122,8	137,0	154,2	181,5	225,3	244,4	270,4	760,0
16	96,9	117,8	123,5	136,6	153,0	176,5	211,6	226,9	236,8	760,0
23	95,1	117,4	123,4	136,0	151,4	175,0	215,9	234,7	262,4	760,0
30	96,1	119,1	124,7	137,3	153,6	177,6	216,9	236,9	263,0	759,9

Donde:

P.I.: Punto inicial de ebullición (°C).

P.F.: Punto final de ebullición (°C).

**Tabla 7.** Temperaturas de ebullición y volumen de destilado del diluyente obtenidas de la columna de destilación atmosférica durante el mes de octubre 2009.

Día	Volumen destilado y temperatura de ebullición (°C)									P (mmHg)
	P.I. (°C)	5% (°C)	10% (°C)	30% (°C)	50% (°C)	70% (°C)	90% (°C)	95% (°C)	P.F. (°C)	
7	95,5	120,1	125,2	137,4	152,6	176,7	190,0	194,1	201,6	759,2
14	95,2	114,4	122,4	136,8	150,8	176,4	216,6	234,1	260,0	758,9
21	97,9	118,4	125,6	137,8	152,7	179,6	220,7	239,6	267,1	760,0
28	93,2	118,0	119,0	132,1	147,1	172,9	218,0	238,9	266,4	760,0

### 3.4. Determinación De Los Porcentajes De Desviación De Los Balances Volumétricos Del Diluyente En Los Puntos De Inyección Con Respecto Al Diluyente Recuperado

Para la obtención de los datos fue necesario utilizar información de meses anteriores, ya que el mejorador de Petrocedefío tuvo una parada de planta desde noviembre de 2009 hasta marzo de 2010 y fue imposible recopilar datos nuevos. Aunque el área de producción siguió operativa, el diluyente utilizado fue el crudo Mesa 30, el cual no es el estudiado durante el desarrollo de este trabajo. Por esa razón, se realizó una revisión de los volúmenes diarios de diluyente nafta que se inyectaron al pozo en el área de producción durante los meses septiembre y octubre de 2009, los cuales se presentan en las tablas 8 y 9.

**Tabla 8.** Volumen diario de diluyente inyectado en los pozos en el área de producción durante el mes de septiembre 2009.

<b>Día</b>	<b>Diluyente inyectado (bbl/d)</b>
1	49.308
2	50.084
3	50.544
4	48.455
5	50.947
6	50.709
7	51.271
8	48.414
9	45.663
10	46.436
11	41.960
12	40.131
13	39.037
14	41.442
15	40.565
16	41.399

17	43.906
18	39.874
19	40.706
20	42.122
21	43.146
22	41.118
23	42.456
24	-
25	43.040
26	42.445
27	-
28	40.739
29	37.416
30	35.031

**Tabla 9.** Volumen diario de diluyente inyectado en los pozos en el área de producción durante el mes de octubre 2009.

<b>Día</b>	<b>Diluyente inyectado (bbl/d)</b>
1	39.814
2	34.302
3	38.304
4	38.443
5	38.631
6	39.111
7	38.220
8	38.807
9	38.050
10	37.856
11	40.973
12	42.429
13	41.245
14	49.296
15	30.012
16	45.314
17	43.990

18	43.911
19	42.669
20	42.038
21	42.521
22	40.504
23	37.168
24	38.528
25	40.882
26	39.965
27	40.227
28	40.559
29	40.808
30	40.432
31	33.326

Los volúmenes diarios de diluyente que se recuperaron en la columna de destilación atmosférica, ubicada en el mejorador de Petrocedeño se presentan en las tablas 10 y 11.

**Tabla 10.** Volumen diario de diluyente recuperado en la unidad de destilación atmosférica (CDU) y en la de hidrotratamiento de nafta (NDHDT) del mejorador durante el mes septiembre 2009 y su calidad correspondiente.

Día	Diluyente recuperado CDU (ton/d)	Diluyente recuperado CDU (bbl/d)	Gravedad API (°API)	Diluyente recuperado NDHDT (ton/d)	Diluyente recuperado NDHDT (bbl/d)	Gravedad API (°API)
1	6.486	51.721,13	-	567	4.521,41	-
2	6.326	50.445,24	46,1	570	4.545,33	-
3	6.237	49.735,53	46,3	319	2.543,79	-
4	5.753	45.875,99	46,8	487	3.883,47	51,3
5	5.807	46.306,60	46,6	505	4.027,01	-
6	4.590	36.601,91	47,3	274	2.184,95	-
7	4.362	34.783,77	47,6	25	199,36	-
8	4.075	32.495,16	48,1	66	526,30	56,4
9	5.483	43.722,93	46,1	168	1.339,68	-

10	5.026	40.078,69	47,2	245	1.953,70	-
11	4.896	39.042,03	47,4	271	2.161,03	51,9
12	4.953	39.496,57	46,9	356	2.838,84	-
13	4.853	38.699,14	46,9	357	2.846,82	-
14	5.103	40.692,71	48,1	357	2.846,82	-
15	4.652	37.096,31	47,0	482	3.843,60	51,9
16	4.624	36.873,03	47,3	294	2.344,44	50,6
17	4.407	35.142,62	47,7	289	2.304,56	-
18	4.721	37.646,54	47,4	-	-	47,0
19	5.000	39.871,36	46,6	-	-	-
20	4.441	35.413,74	47,3	166	1.323,73	-
21	4.717	37.614,64	47,2	168	1.339,68	-
22	5.109	40.740,55	46,9	270	2.153,05	52,9
23	4.805	38.316,38	47,1	226	1.802,19	-
24	4.834	38.547,63	44,6	237	1.889,90	-
25	4.544	36.235,09	46,8	323	2.575,69	50,8
26	4.823	38.459,91	46,6	287	2.288,62	-
27	5.510	43.938,24	45,3	197	1.570,93	-
28	4.595	36.641,78	46,2	300	2.392,28	-
29	4.654	37.112,26	47,1	389	3.101,99	51,1
30	4.623	36.865,06	46,8	393	3.133,89	-

**Tabla 11.** Volumen diario de diluente recuperado en la unidad de destilación atmosférica (CDU) y en la de hidrotratamiento de nafta (NDHDT) del mejorador durante el mes octubre 2009 y su calidad correspondiente.

Día	Diluente recuperado CDU (ton/d)	Diluente recuperado CDU (bbl/d)	Gravedad API (°API)	Diluente recuperado NDHDT (ton/d)	Diluente recuperado NDHDT (bbl/d)	Gravedad API (°API)
1	4.841	38.603,45	47,1	363	2.894,66	-
2	4.894	39.026,09	47,0	259	2.065,34	51,1
3	6.212	49.536,18	45,9	195	1.554,98	-
4	5.928	47.271,48	46,0	243	1.937,75	-
5	5.758	45.915,86	45,7	344	2.743,15	-
6	4.960	39.552,39	47,0	334	2.663,41	53,4
7	4.995	39.831,49	-	358	2.854,79	-
8	4.635	36.960,75	46,8	358	2.854,79	-
9	5.089	40.581,07	-	249	1.985,59	51,5

10	5.168	41.211,04	47,1	328	2.615,56	-
11	4.570	36.442,42	-	-	-	-
12	3.965	31.617,99	46,3	-	-	-
13	3.646	29.074,20	-	-	-	-
14	4.010	31.976,83	47,0	-	-	-
15	4.396	35.054,90	46,9	-	-	-
16	4.447	35.461,59	47,3	-	-	54,3
17	4.842	38.611,42	46,8	-	-	-
18	4.823	38.459,91	46,6	-	-	-
19	4.886	38.962,29	46,8	-	-	-
20	5.230	41.705,44	46,8	160	1.275,88	54,8
21	4.657	37.136,18	47,1	378	3.014,27	-
22	4.666	37.207,95	46,6	-	-	-
23	5.708	45.517,14	46,5	94	749,58	57,9
24	4.527	36.099,53	46,3	522	4.162,57	-
25	4.633	36.944,80	-	17	135,56	-
26	4.113	32.798,18	-	379	3.022,25	-
27	4.369	34.839,59	46,9	401	3.197,68	-
28	4.925	39.273,29	-	882	7.033,31	-
29	4.120	32.854,00	-	1191	9.497,36	-
30	4.354	34.719,98	46,1	524	4.178,52	-
31	3.004	23.954,71	-	-	-	-

La cantidad real de lo que se recupera de diluyente, proviene de dos corrientes del proceso en el mejorador: de la unidad de destilación atmosférica (CDU) y la de hidrotatamiento de nafta (NDHDT), cuya unión representa el diluyente que es llevado al área de producción.

En las tablas 10 y 11 se muestran los valores de volumen recuperado en unidades de toneladas diarias. Fue necesario llevarlos a barriles diarios para tener uniformidad en los cálculos, mediante el siguiente procedimiento.

Conociendo que existen 159 l por cada barril y tomando  $0,7887 \text{ g/cm}^3$  como la densidad de la nafta, para el volumen recuperado en el CDU el 1ro de septiembre, tabla 10, la conversión se realizó de la siguiente manera:

$$6.486 \frac{\text{ton}}{\text{d}} \times \frac{1.000\text{kg}}{1\text{tn}} \times \frac{1.000\text{g}}{1\text{kg}} \times \frac{1\text{cm}^3}{0,7887\text{g}} \times \frac{1\text{m}^3}{(100\text{cm})^3} \times \frac{1.000}{1\text{m}^3} \times \frac{1\text{bbl}}{159} = 51.721,127 \frac{\text{bbl}}{\text{d}}$$

De igual manera se realizó para el resto de los valores del diluyente recuperado del CDU, al igual que con lo recuperado del NDHDT. Los valores expresados en barriles diarios se muestran en las tablas 10 y 11.

El diluyente recuperado en la columna de destilación atmosférica es medido diariamente y almacenado en tanques para su posterior envío al área de producción. Del proceso de hidrotratamiento de nafta y destilados (NDHDT), se toma parte de la nafta que allí se produce para llevarla al almacenamiento de diluyente, adicionándose con lo recuperado de la unidad de destilación. Estos datos se muestran en las tablas 10 y 11. Para obtener el total de nafta recuperada de todo el proceso del mejorador, se procedió de la siguiente manera:

$$\text{D.R.T.} = \text{D.R.}_{\text{CDU}} + \text{D.R.}_{\text{NDHDT}} \quad (\text{Ec. 9})$$

Donde:

D.R.T.: Diluyente recuperado total (bbl/d).

D.R.<sub>CDU</sub>: Diluyente recuperado de la unidad de destilación atmosférica (bbl/d).

D.R.<sub>NDHDT</sub>: Diluyente recuperado de la unidad hidrotratadora de naftas y destilados (bbl/d).

Para conocer la recuperación total del diluyente del 1ro de septiembre, de la tabla 10, aplicando la ecuación 9, se tiene:

$$\text{D.R.T.} = (51.721,13 + 4.521,41) \text{ bbl/d}$$

$$\text{D.R.T.} = 56.242,54 \text{ bbl/d}$$

De igual manera se realizó con los demás datos de las tablas 10 y 11, reflejando los resultados en la tabla 12.

**Tabla 12.** Diluyente total recuperado de los procesos de mejoramiento del crudo.

<b>Día</b>	<b>Diluyente recuperado septiembre (bbl/d)</b>	<b>Diluyente recuperado octubre (bbl/d)</b>
1	56.242,54	41.498,11
2	54.990,58	41.091,42
3	52.279,33	51.091,16
4	49.759,46	49.209,23
5	50.333,60	48.659,01
6	38.786,86	42.215,79
7	34.983,13	42.686,28
8	33.021,46	39.815,54
9	45.062,61	42.566,66
10	42.032,39	43.826,60
11	41.203,06	36.442,42
12	42.335,41	31.617,99
13	41.545,96	29.074,20
14	43.539,52	31.976,83
15	40.939,91	35.054,90
16	39.217,47	35.461,59
17	37.447,18	38.611,42
18	37.646,54	38.459,91
19	39.871,36	38.962,29
20	36.737,47	42.981,33
21	38.954,32	40.150,46
22	42.893,61	37.207,95
23	40.118,56	46.266,73
24	40.437,53	40.262,10
25	38.810,78	37.080,36
26	40.748,53	35.820,43
27	45.509,17	38.037,28
28	39.034,06	46.306,60
29	40.214,25	42.351,36
30	39.998,95	38.898,50

31	-	23.954,71
----	---	-----------

Una vez obtenidos los valores del diluyente inyectado y recuperado, se procedió al cálculo del porcentaje de desviación entre ambos, y se realizó de la siguiente manera:

$$\% \text{ Desviación} = \frac{\text{Diluyente inyectado} - \text{Diluyente recuperado}}{\text{Diluyente inyectado}} \times 100 \quad (\text{Ec. 10})$$

El diluyente inyectado de los meses estudiados (septiembre y octubre 2009) se presenta en las tablas 8 y 9 y lo recuperado se muestra en la tabla 12. Para obtener el porcentaje de desviación del 1ro de septiembre, se tomaron los datos de las tablas 8 y 12 y se calculó utilizando la ecuación 10 así:

$$\% \text{ Desviación} = \frac{(49.308 - 56.242,54) \text{ bbl/d}}{49.308 \text{ bbl/d}} \times 100$$

$$\% \text{ Desviación} = -14,06 \%$$

El resto de los resultados para los meses septiembre y octubre de 2009 se reportan en las tablas 19.

Con estos valores, se procedió a calcular un promedio de las desviaciones obtenidas tanto positivas como negativas de ambos meses, de la siguiente manera.

$$\text{Promedio desviación} = \frac{\sum \text{valores positivos o negativos}}{n^{\circ} \text{ de valores}} \quad (\text{Ec. 11})$$

Tomando los valores de la tabla 19, usando la ecuación 11, se obtuvo el promedio de los valores positivos (donde la inyección de

diluyente resultó mayor que su recuperación) y de los negativos (la recuperación del diluyente fue mayor que su inyección), reflejando los resultados en la tabla 20.

### 3.5. Comparación Entre Las Ganancias Estimadas De La Venta Del Crudo Diluido Por El Lapso De Un Año, Clasificando Al Diluyente Como Jet Fuel, Crudo Y Gasolina

De acuerdo al valor de su gravedad API (47°API), el diluyente se puede clasificar como *Jet Fuel*, gasolinas y crudos, tabla 2, por lo cual, fue de interés para la empresa conocer las ganancias estimadas de la venta del crudo diluido considerando al diluyente dentro de esta clasificación. Para ello se realizaron los cálculos que efectúan las unidades LACT para medir el volumen diario del mismo, explicados en la sección 2.5.3, con la intención de orientar a la empresa acerca del grupo por el cual debería ser corregido el diluyente. Se tomaron datos de los reportes de los meses de septiembre y octubre, reflejados en las tablas 13 y 14. Estos cálculos fueron realizados a través de una hoja de cálculo de Microsoft Excel y los resultados son reflejados en las tablas ubicadas en el anexo G.

**Tabla 13.** Datos del diluyente durante septiembre 2009 para la realización de los cálculos del volumen neto.

Día	Barriles brutos (bbl/d)	Temperatura (°F)	Gravedad (°API)
1	50.218,62	95,55	46,70
2	50.102,13	95,50	46,65
3	48.249,77	95,75	46,60
4	49.565,45	104,40	46,70
5	49.892,25	95,50	46,65
6	56.081,84	95,70	46,60
7	52.934,03	95,80	46,70
8	44.586,80	95,50	46,70
9	42.771,51	95,60	46,90

10	40.028,61	95,75	47,35
11	45.009,97	95,60	47,80
12	39.996,13	95,70	47,10
13	40.003,79	96,10	46,80
14	40.015,26	95,60	47,20
15	40.004,85	95,60	47,50
16	40.061,96	95,30	47,40
17	40.025,41	95,30	47,50
18	40.258,40	95,20	47,50
19	39.888,54	95,00	47,80
20	39.992,02	94,90	47,80
21	40.016,81	94,80	47,90
22	40.026,13	94,90	47,70
23	40.009,21	94,70	47,20
24	40.018,75	95,00	47,60
25	40.013,94	95,10	47,30
26	40.045,86	95,10	47,30
27	39.996,79	95,10	47,30
28	40.025,80	95,20	47,30
29	39.860,81	95,20	47,40
30	34.294,05	95,30	47,30

**Tabla 14.** Datos del diluyente durante octubre 2009 para la realización de los cálculos del volumen neto.

<b>Día</b>	<b>Barriles brutos (bbl/d)</b>	<b>Temperatura (°F)</b>	<b>Gravedad (°API)</b>
1	40.891,74	95,60	47,30
2	35.087,57	95,25	49,10
3	40.414,14	95,50	47,50
4	39.996,19	95,60	47,60
5	40.027,30	95,60	47,50
6	42.538,96	95,75	47,50
7	40.887,83	95,45	46,40
8	43.007,66	95,55	46,60
9	40.364,21	95,55	46,50
10	38.802,49	95,50	47,05
11	39.943,29	95,60	47,30
12	39.774,04	95,55	47,15
13	41.034,53	95,50	47,10
14	41.065,16	95,45	47,10

15	40.235,39	95,55	47,30
16	40.163,06	95,20	47,40
17	39.178,01	95,40	47,45
18	40.702,37	95,45	47,40
19	35.384,03	95,40	47,20
20	36.848,95	95,10	47,10
21	40.135,09	95,20	46,90
22	40.031,69	95,20	47,00
23	35.135,70	95,10	47,10
24	45.072,39	95,25	46,60
25	37.798,12	95,20	46,50
26	38.992,40	95,25	46,35
27	36.601,85	95,45	48,35
28	41.294,24	95,45	46,25
29	40.259,47	95,50	46,60
30	39.414,27	95,60	46,30
31	32.320,40	95,75	48,75

Usando la misma cantidad diaria de barriles brutos de diluyente para los tres grupos, se obtuvieron tres resultados (corregidos para los grupos nombrados anteriormente), reflejados en las tablas del anexo G. Cuando se utiliza el término corregir, se refiere a que se utilizaron las constantes  $K_0$  y  $K_1$  del grupo correspondiente (sea crudos, *Jet Fuel* o gasolinas) para realizar el cálculo del volumen neto.

Una vez efectuado esto, se utilizaron los valores reales de crudo extrapesado extraídos durante el mismo lapso de tiempo y se realizaron los cálculos de crudo diluido, para así obtener las ganancias de venta del mismo. Tomando los datos de la cantidad de crudo extrapesado, ubicados en las tablas del anexo G, se realizó el cálculo de crudo diluido usando la ecuación 12.

$$C. D. = C. E. + D \quad (\text{Ec. 12})$$

Donde:

C.D.: Crudo Diluido (bbl/d).

C.E.: Crudo Extrapesado (bbl/d).

D.: Diluyente corregido según en grupo que corresponde (bbl/d).

Para el 1ro de septiembre de 2009, tabla G.1, cuya corrección del diluyente fue considerada como crudo, se procedió como se muestra:

$$C. D. = (149.347 + 49.278,23) \text{ bbl/d}$$

$$C. D. = 198.625,02 \text{ bbl/d}$$

El resto de los resultados se muestran en las tablas ubicadas en el anexo G.

El cálculo de la cantidad generada por la venta de los barriles de crudo diluido se realizó tomando en cuenta el costo real del mismo como crudo mejorado. A pesar de que el crudo diluido se vende por debajo de este precio sino en uno menor, lo que se quiere es tener un estimado de cuál clasificación del diluyente genera mayor ganancia. Para realizar este cálculo, se utilizó la ecuación 13:

$$\text{Venta} = C.D. \times \text{Costo barril} \quad (\text{Ec. 13})$$

Donde:

Venta: Costo de los barriles vendidos diarios (\$/d).

Costo barril: Precio del barril (73 \$/bbl).

Para el cálculo de la venta del crudo diluido del 1ro de septiembre de 2009, tomando los datos de la tabla G.1, cuya corrección de barriles de diluyente se realizó con el grupo crudo, se obtuvo:

$$\text{Venta} = 198.625,02 \text{ bbl/d} \times 73 \text{ \$/bbl}$$

$$\text{Venta} = 11.698.377,68 \text{ \$/d}$$

Los demás resultados para los dos meses estudiados (septiembre y octubre de 2009), se reflejan en las tablas ubicadas en el anexo G. Además, se calculó un promedio entre ambos meses para cada grupo reflejada en la tabla 21. Con estos valores, se efectuó una extrapolación para conocer cuál sería la venta anual de la producción, partiendo de los siguientes cálculos:

$$\text{Venta anual} = \text{Venta promedio} \times 12 \quad (\text{Ec.14})$$

Considerando el diluyente como crudo y usando los valores de la tabla 21:

$$\text{Venta anual} = \frac{(346.563.931,97 + 350.726.178,28) \$}{2} \times 12$$

$$\text{Venta anual} = 4.183.740.661,53 \$$$

El resultado del resto de los grupos se muestra en la tabla 21.

### **3.6. Materiales Y Equipos**

#### **3.6.1. Equipos**

- Incubadora de baja temperatura, marca Sanyo, modelo MIR-253.

- Viscosímetro, marca Cannon, Modelo CAV-2100.
- Equipo Tag Copa Cerrada, marca Koehler, modelo K14670.
- Manta de calentamiento, marca Glas-Col, modelo TM-108.
- Plancha de calentamiento, marca Koehler, modelo: K42000.
- Balanza analítica digital, marca Mettler Toledo, modelo: AG204.
- Equipo de destilación al vacío automático MINIDIST 1160 versión V6.

### **3.6.2. Materiales**

- Hidrómetro, marca Koehler, modelo 251-004-04H.
- Termómetro, marca Erico, temperatura máxima: 100 °C.
- Trampa de vapor, marca Koehler, capacidad 5 ml.
- Vasos precipitados, capacidad 500 ml.
- Cilindro graduado.
- Matraz aforado, capacidad 1000 ml.
- Balón de destilación, capacidad 1000 ml.
- Soporte universal.
- Papel absorbente.
- Papel de filtro.
- Guantes de hule.
- Bata de laboratorio.
- Mascarilla.
- Lentes protectores.

### **3.6.3. Sustancias**

- Crudo extrapesado.
- Diluyente.

Los equipos, materiales y sustancias estaban disponibles en los laboratorios de la refinería Puerto La Cruz, laboratorio del mejorador de Oriente e Intevp. Las muestras fueron recolectadas directamente del área de producción de la empresa Mixta Petrocedefío.

## CAPÍTULO IV

### DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### 4.1. Caracterización Del Crudo Extrapesado Utilizado En La Empresa Mixta Petrocedeño, Extraído Del Área De San Diego De Cabrutica

La caracterización obtenida de la muestra de crudo extraída de un pozo de la empresa Petrocedeño se muestra en la tabla 15. Observando el valor de la gravedad API se puede afirmar que se trata de un crudo extrapesado. También se evidencia una alta viscosidad característica de los crudos extrapesados, la cual disminuye a medida que aumenta la temperatura.

**Tabla 15.** Caracterización de una muestra de crudo extraído de un pozo.

<b>Gravedad API a 60°F (°API)</b>	8,4	
<b>Densidad a 60°F(g/ml)</b>	1,0110	
<b>Gravedad específica a 60°F</b>	1,0114	
<b>Viscosidad Cinemática (cSt)</b>	50°C	12.790
	60°C	4.765
	98,9°C	311,7

El crudo es comprado y vendido en base a su gravedad API, por lo cual un crudo extrapesado, además de que su extracción y transporte es compleja, tiene un menor precio (**Barbierii, 1998**). Por esta razón se necesita diluir el crudo, facilitando su transporte e incrementando su gravedad para ser bombeado.

En la tabla 16 se muestran los resultados de la destilación al vacío realizada al crudo, con la cual se obtuvo información sobre la cantidad de nafta producida a partir del crudo.

La nafta se obtiene entre las temperaturas 107 y 278°C, según los datos la tabla 1. Se puede evidenciar en los resultados de la tabla 16, que la nafta representa aproximadamente un 5% del contenido del crudo. Este porcentaje de nafta se mezcla con el diluyente inyectado al crudo. Por esta razón, al momento de recuperarse este 5% de nafta, proveniente del crudo extrapesado, podría solapar sus puntos de ebullición con los del diluyente, incrementando la cantidad del mismo inicialmente añadida.

**Tabla 16.** Porcentaje de destilado del crudo extrapesado según el rango de temperatura (ASTM D 1160).

Rango de temperatura (°C)	Porcentaje de destilado (% v/v)
100-200	1,04
200-250	2,15
250-300	4,29
300-343	5,34
343-563	49,81
Total destilado	62,63

Se observa en la tabla 16 que el total destilado en masa es de 62,63%, el resto del crudo (37,37%) no destiló. En la empresa, este residuo puede ser aprovechado para la obtención de gasóleos de vacío y coque.

#### 4.2. Comparación De Las Características Del Diluyente Usado En El Mejorador De Petrocedoño Con Las Especificaciones De Calidad

Primeramente, se hizo una caracterización del diluyente a tres muestras, cuyos resultados se reportan en la tabla 17.

**Tabla 17.** Caracterización de muestras de diluyente.

	<b>Gravedad API a 60°F (°API)</b>	<b>Densidad a 60° F (g/ml)</b>	<b>Gravedad específica a 60°F</b>	<b>Viscosidad cinemática a 100°F(cSt)</b>	<b>Punto de inflamación (°C)</b>
<b>Muestra 1 (9 Sep)</b>	46,9	0,7930	0,7932	2	20
<b>Muestra 2 (23 Sep)</b>	47,2	0,7917	0,7918	2	21
<b>Muestra 3 (17 Oct)</b>	47,5	0,7903	0,7905	2	20
<b>Promedio</b>	<b>47,2</b>	<b>0,7917</b>	<b>0,7918</b>	<b>2</b>	<b>20,3</b>

**Tabla 18.** Caracterización teórica del Jet Fuel y la nafta. (Manual API, 2004; Reglamento Técnico Centroamericano, 2005; PDVSA, ficha MSDS)

	<b>Gravedad API a 60°F (°API)</b>	<b>Densidad a 60° F (g/ml)</b>	<b>Viscosidad cinemática a 100°F(cSt)</b>	<b>Punto de inflamación (°C)</b>
<b>Jet Fuel</b>	37-50	0,787 - 0,838	8 máx.	38 mín.
<b>Nafta</b>	50-85	0,610 - 0,770	0,5 mín.	15

La gravedad API de las muestras estudiadas se podría considerar baja, ya que el Manual de Medidas Estándar del Petróleo de API (**Manual API, 2004**), como se observa en la tabla 18, establece que un producto refinado como la gasolina, que incluye sustancias como la nafta, se maneja entre 50 y 85°API aproximadamente. Sin embargo, este rango es generalizado, ya que las especificaciones comerciales de los productos de un crudo no deben ser solamente catalogadas según su gravedad API,

sino también tomando en cuenta el resto de sus propiedades fisicoquímicas. (**Manual API, 2004**)

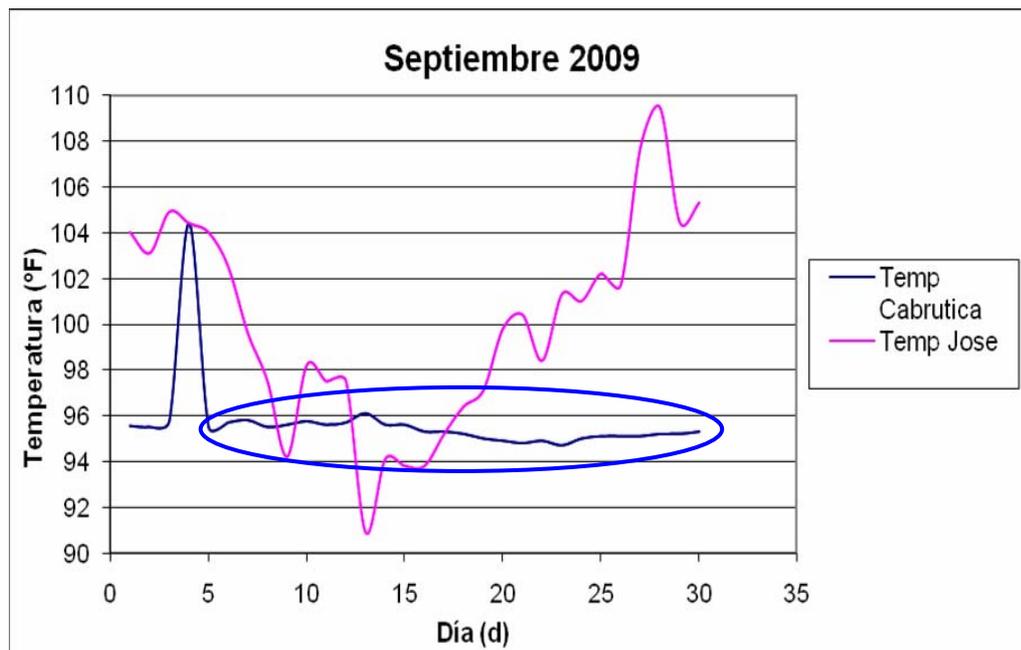
Tomando en cuenta ahora la densidad de las muestras, y comparándolas con la tabla 18, el diluyente podría ser calificado como *Jet Fuel*, pero, según el Reglamento Técnico Centroamericano (**Reglamento Técnico Centroamericano, 2005**), establece que las propiedades de un *Jet Fuel*, la viscosidad del mismo se ubica en 8 cSt, y la de las muestras del diluyente estudiado resultó 2 cSt, resultando más cercano a la nafta. Con el punto de inflamación también existe una diferencia, ya que el *Jet Fuel* tiene un punto de inflamación mayor a 38°C, mientras que las muestras de diluyente tienen una temperatura promedio de 20,3°C, muy cercano al 15°C característico de la nafta (**PDVSA, ficha MSDS**). Esto indica que existen componentes pesados en el diluyente, afectando la gravedad API y densidad de las muestras.

Utilizando los registros tomados de temperatura y gravedad API para el diluyente de las tablas 4 y 5, se realizó una representación gráfica de estas características en las figuras 4, 5, 6 y 7. Según los estándares de calidad, ubicados en la sección 2.6 de este trabajo, utilizados por la empresa en la fiscalización del crudo y del diluyente, se puede decir lo siguiente acerca del diluyente:

#### **4.2.1. Temperatura Del Diluyente´**

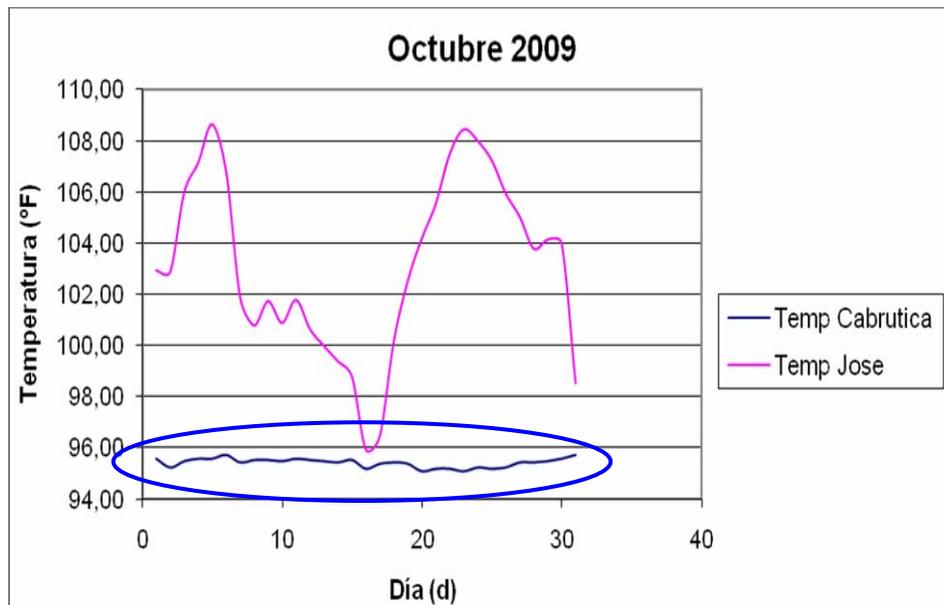
En la figura 4 se puede observar que el comportamiento de la temperatura manejada en el mes de septiembre desde que el diluyente del Patio de Tanques en Jose hasta que llega al Patio de Tanques en Cabrutica, se ubica en un rango de 91 y 110°F. Según los estándares de calidad (**Petrozuata, 2002**), se puede decir que la temperatura se encuentra dentro de los límites adecuados, ya que el rango de uso del

diluyente se halla entre los 60 y 120°F; fuera de este rango no es permisible, porque al superar la temperatura máxima se alcanzaría el punto de ebullición, creando una fase vapor que ocasionaría problemas en el sistema de bombeo, lo que complicaría su manejo.



**Figura 4.** Perfil de temperatura desde la salida del diluyente en Jose hasta su llegada a Cabrutica durante el mes de septiembre 2009.

La diferencia entre las temperaturas de envío desde el Patio de Tanques Jose y de recibo en el Patio de Tanques Cabrutica se origina porque a través de su recorrido por la tubería, el diluyente transfiere calor al ambiente, lo que ocurre por la diferencia de temperatura entre la tubería y el mismo, y llegando a su destino a una temperatura promedio de 95°F, como se observa dentro del área azul, la cual se mantuvo constante en el período evaluado de 5 a 30 días.



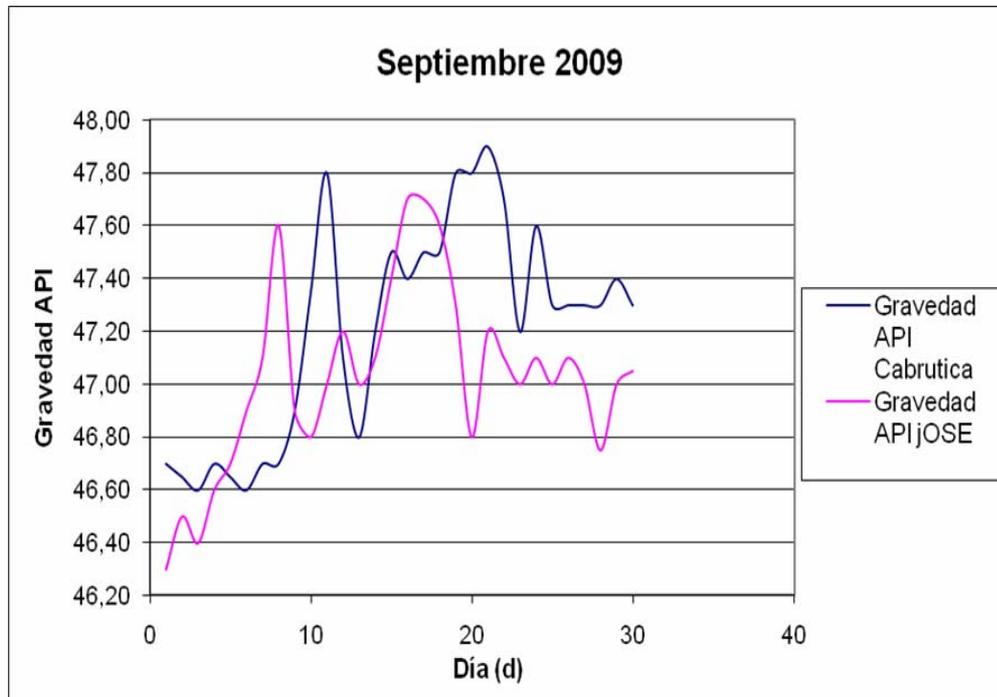
**Figura 5.** Perfil de temperatura desde la salida del diluyente en Jose hasta su llegada a Cabrutica durante el mes de octubre 2009.

Se repite lo mismo en el mes de octubre, como se muestra en la figura 5, donde se registraron temperaturas mayores a la salida del diluyente y temperaturas menores a la llegada del mismo.

#### 4.2.2. Gravedad API Del Diluyente

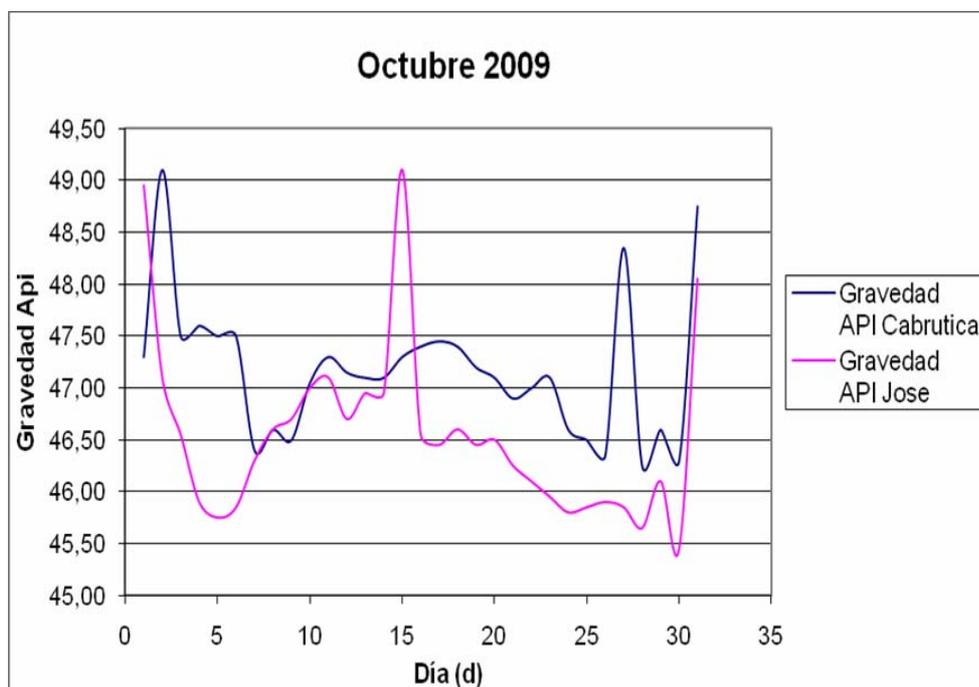
En la figura 6 se muestra el comportamiento de la gravedad API del diluyente durante el mes de septiembre, la cual oscila entre 46 y 48°API. Según los estándares de medición del crudo (**Petrozuata, 2002**), el diluyente se encuentra dentro de los rangos adecuados de manejo establecidos. Se observa que cuando sale desde Jose tiende a aumentar hasta que llega a Cabrutica. Cabe destacar que este transporte de diluyente se hace por medio de lotes, por lo que un mismo lote tarda aproximadamente dos días en llegar a su destino. En la figura se registran elevaciones muy parecidas en ambos sitios (Jose y Cabrutica), donde se

comprueba que los lotes mantienen aproximadamente la misma tendencia al pasar los días.



**Figura 6.** Variación de la gravedad API del diluyente desde su salida en Jose hasta su llegada a Cabrutica durante el mes de septiembre 2009.

En el mes de octubre, como se muestra en la figura 7, se observa un comportamiento similar al mes anterior, pero con ciertas variaciones. Por ejemplo, en el día 15 se ve un incremento de la gravedad API muy repentino, lo que pudo ser originado por algún ajuste realizado en el mejorador, que causó que el diluyente recuperado arrastrara componentes más livianos de lo acostumbrado, y que a lo largo de su recorrido hasta Cabrutica se logró estabilizar.



**Figura 7.** Variación de la gravedad API del diluyente desde su salida en Jose hasta su llegada a Cabrutica durante el mes de octubre 2009.

Observando las gravedades API de los meses septiembre y octubre, figuras 6 y 7, se puede afirmar que el diluyente que utiliza esta empresa si se puede considerar como nafta, ya que se mantiene dentro del rango característico de esta sustancia, con un valor promedio de 47°API. Puede ser posible que en algún momento exista una variación en sus propiedades, pero eso sería causado por problemas operacionales o del proceso en general.

Con estos resultados, se puede demostrar que tanto las gravedades API como las temperaturas con las que se maneja el diluyente cuando sale desde Jose y cuando llega hasta Cabrutica, durante los meses que se estudiaron, se mantienen dentro de los límites actuales de medición utilizados por la gerencia para la fiscalización de los crudos.

### **4.3. Análisis Del Proceso De Producción Del Crudo Extrapesado Y Separación Del Diluyente**

#### ***Manejo del gas***

Parte del gas que es procedente del petróleo y separado del mismo por medio de equipos separadores, es utilizado como combustible para los equipos instalados en la estación, tales como las bombas, hornos, válvulas y calentadores. Otra parte del gas es medido y enviado hacia una planta para producción de energía eléctrica a toda el área en general, así como también es utilizado para los motores de las bombas de los pozos de la zona.

Los equipos instalados en la estación que se alimentan con el gas proveniente de la etapa de separación, cuentan con equipos depuradores del mismo. El gas que proviene de los tanques de almacenamiento es quemado, debido a que es muy poco el volumen emanado en esta etapa.

#### ***Manejo del agua***

Los volúmenes de agua que se producen y se separan del crudo durante la etapa de deshidratación, son transferidos hacia los tanques del sistema de la planta de tratamiento de aguas de producción, donde se encuentra el proceso para convertirla en agua fresca para el consumo humano. Parte del agua de esta planta pasa a unas fosas, donde es almacenada como prevención en caso de un incendio.

#### ***Manejo del Petróleo***

El petróleo es recolectado y tratado. Al salir de los deshidratadores es bombeado hacia el tanque de almacenamiento. Una vez que el crudo

se encuentra con las especificaciones de gravedad API y porcentaje de agua y sedimentos adecuados, es fiscalizado por la transferencia de custodio, que está a cargo de la Gerencia de Coordinación Operacional, y es bombeado hacia Jose para su mejoramiento y venta.

En las secciones siguientes se expone el análisis del diagnóstico realizado al proceso en general.

#### **4.3.1. Proceso De Producción Del Crudo Extrapesado En El Área De Producción En San Diego De Cabrutica**

En la figura B.15 del anexo B, se muestra el diagrama de flujo de uno de los trenes de la estación principal, donde se señalan los equipos del proceso. Según el recorrido que se hizo en el área donde se efectúa la producción del crudo diluido, se encontró lo siguiente:

- ✓ Actualmente, los ocho intercambiadores crudo/crudo que operan en ambos trenes están fuera de uso, ya que se encuentran en proceso de reparaciones.
- ✓ El horno se encuentra operando a una presión mayor. Esto es debido a que los intercambiadores crudo/crudo no están en funcionamiento.
- ✓ Al momento, uno de los trenes tenía problemas de operación, por lo que la producción era ligeramente menor, ya que solamente trabajaban con un tren.

De manera general, se puede decir que idealmente el funcionamiento del proceso en el área de producción es efectivo, ya que está diseñado para el aprovechamiento de la energía de los fluidos. Los equipos se encuentran en buen estado y operan de manera correcta en su mayoría, aunque existe el hecho de que en este momento los intercambiadores crudo/crudo no se encuentran operativos.

No se reconoce forma alguna que no se encuentre registrada en el proceso donde se pueda adicionar más diluyente para ocasionar el excedente en el área de producción. El crudo diluido obtenido, ya tratado, posee una gravedad entre 16 y 17°API, y se conserva con un corte de agua menor al 2%. Igualmente, el diluyente cuando llega hasta el área de producción, como se observó en las secciones 4.2.1 y 4.2.2, se mantiene dentro de los límites adecuados. Estas características se contemplan dentro de los parámetros necesarios para el próximo paso del mejoramiento del crudo.

#### **4.3.2. Proceso De Recuperación Del Diluyente En El Mejorador De Petrocedeño En El Complejo Industrial José Antonio Anzoátegui**

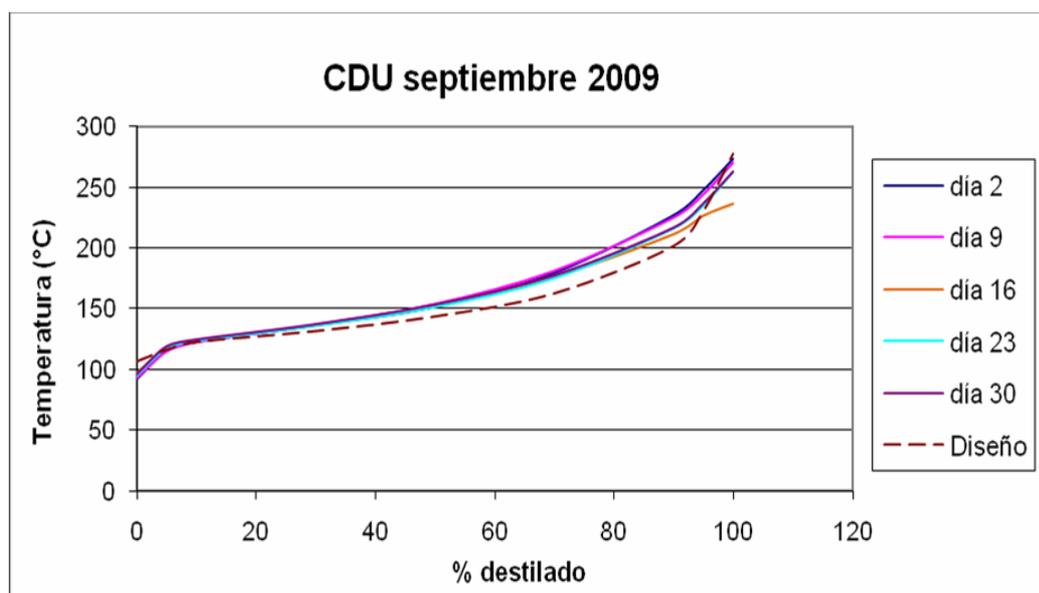
En el panorama general de operación del mejorador, se encontraron eventos que causaron impedimentos para que éste pudiera trabajar de manera correcta. Si el problema del excedente de nafta no fue detectado en el proceso del área de producción en San Diego de Cabrutica, es posible que sea ocasionado en el mejorador en Jose.

Por esto se realizó también un recorrido en el área de interés, que en este caso fue la unidad de destilación atmosférica (CDU), donde existe la mayor recuperación del diluyente que se envía al área de producción, encontrándose lo siguiente:

- ✓ Durante el primer tren de calentamiento, que va hacia los desaladores, existen 4 de los 14 intercambiadores que componen el tren que no se encuentran operativos.
- ✓ En el segundo tren de calentamiento, que va hacia los hornos, existen 5 de los 17 intercambiadores que no se encuentran operativos.
- ✓ En general, se observó que los equipos presentaron deterioro y falta de mantenimiento. No fue permitido tomar fotos de estos casos.

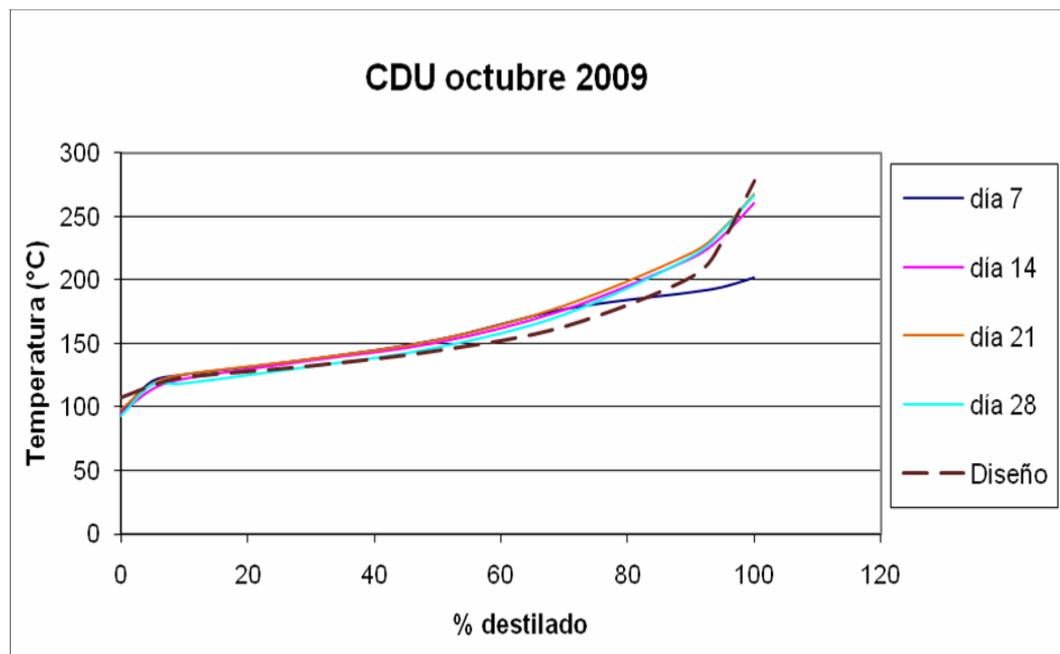
El deficiente funcionamiento de los intercambiadores en los trenes de precalentamiento produce que, para el primer tren, el crudo que entra a los desaladores no se mantenga en el rango de temperatura para asegurar la eliminación óptima de agua y sal en el crudo (143 a 161°C), causando que estas impurezas continúen durante el proceso. Igualmente, el trabajo limitado del segundo tren de precalentamiento, restringe el calentamiento correcto del crudo, afectando la alimentación de la columna de destilación atmosférica.

Para dar una explicación más detallada del comportamiento de la columna de destilación, se realizó un estudio a la misma, tomando en cuenta el porcentaje de destilado del diluyente nafta con respecto a la temperatura a la que destila (tablas 6 y 7). Esta acción es efectuada por la empresa una vez por semana, siempre y cuando no se presenten inconvenientes operacionales de emergencia o no programados. Como se ha hecho durante el desarrollo de este trabajo, se utilizaron los meses septiembre y octubre para el análisis de los datos, realizando una comparación con las condiciones de diseño de la torre, como se muestra en la figura 8.



**Figura 8.** Temperatura de ebullición vs. porcentaje de destilado de la nafta en la columna de destilación atmosférica durante el mes septiembre 2009.

Se puede observar en la figura 8 que, antes de obtenerse el 10% de destilado, el diluyente, durante los 5 días estudiados, ebulle a temperaturas por debajo de las de diseño (107°C), pero después de recuperado un porcentaje mayor al 10% de destilado, las temperaturas empiezan a incrementarse, superando las de diseño, evidenciando que el destilado presenta componentes con mayores puntos de ebullición comparados con los del diseño de la torre. Durante el mes de octubre, mostrado en la figura 9, se presenta un comportamiento similar.



**Figura 9.** Temperatura de ebullición vs. porcentaje de destilado de la nafta en la columna de destilación atmosférica durante el mes octubre 2009.

Con las tendencias de las figuras 8 y 9 se observa que no sólo se puede recuperar por completo la nafta del crudo diluido, sino que también la columna está en la capacidad de remover componentes livianos del crudo de formación, obteniendo así mayor cantidad de nafta al momento de la recuperación con respecto a lo inyectado en el área de producción, causando parte del desbalance en el sistema.

La temperatura de los componentes del crudo es un factor primordial que puede ser el causante de esta situación en la torre de destilación atmosférica. El perfil de temperatura en la columna es ajustado por el caudal y la temperatura de reflujo de nafta, el reciclo superior, el reciclo de fondo de SRGO y la temperatura de salida del crudo en el horno, como se observa en la figura E.2. Es importante mantener este perfil para que las diferentes separaciones de los productos se realicen de manera adecuada.

#### **4.4. Determinación De Los Porcentajes De Desviación De Los Balances Volumétricos Del Diluyente En Los Puntos De Inyección Con Respecto Al Diluyente Recuperado**

Los valores del porcentaje real de desviación entre lo inyectado en San Diego de Cabrutica y lo recuperado de diluyente en el mejorador del Complejo Industrial José Antonio Anzoátegui, se presentan en la tabla 19 para los meses septiembre y octubre de 2009.

**Tabla 19.** Porcentaje de desviación obtenido entre lo que se inyecta en el área de producción y lo que se recupera en el mejorador de diluyente.

<b>Día</b>	<b>% desviación septiembre</b>	<b>% desviación octubre</b>
1	-14,06	-4,24
2	-9,80	-19,79

3	-3,44	-33,38
4	-2,68	-28,02
5	1,20	-25,95
6	23,51	-7,94
7	31,77	-11,68
8	31,79	-2,61
9	1,31	-11,87
10	9,48	-15,78
11	1,80	11,05
12	-5,50	25,47
13	-6,44	29,51
14	-5,06	35,13
15	-0,92	-16,79
16	5,27	21,74
17	14,71	12,23
18	5,59	12,42
19	2,05	8,68
20	12,78	-2,25
21	9,72	5,57
22	-4,32	8,14
23	5,51	-24,47
24	-	-4,49
25	9,83	9,30
26	3,98	10,38
27	-	5,44
28	4,20	-14,17
29	-7,47	-3,77
30	-14,18	3,79
31	-	28,13

En la tabla 19 se muestra que existe una desviación considerable entre lo que se recupera y lo que se inyecta directamente en pozo. Los días con porcentaje negativo fueron aquellos donde la recuperación de diluyente fue mayor que lo inyectado en pozo y los valores positivos reflejan lo contrario. En la tabla 20 se muestran los promedios de estas desviaciones

**Tabla 20.** Promedio de las desviaciones resultantes de septiembre y octubre de 2009.

	<b>Promedios positivos (%)</b>	<b>Promedios negativos (%)</b>
<b>Septiembre</b>	9,18	-6,72
<b>Octubre</b>	15,13	-14,20

Se observa que a pesar de que en algunos días la inyección de diluyente fue mayor que su recuperación, también hubo días donde ocurrió al inverso. La existencia de estos valores negativos confirma que está ocurriendo una anomalía en el proceso que afecta la volumetría, debido a que se está recuperando mayor cantidad de diluyente con respecto a lo inyectado, ocasionando tal desviación. La diferencia numérica entre ambos meses se debe a que en octubre el mejorador estaba presentando fallas, ya que en noviembre se ejecutó la parada de planta del mismo.

Gran parte de esta desviación se atribuye a la adición de la nafta de reposición proveniente de la unidad de hidrotratamiento de nafta y destilados (NDHDT), como puede observarse en la figura E.1, utilizada en el proceso para conservar los niveles de diluyente necesarios y así mantener a la producción operando activamente. Como se observa en las tablas 10 y 11, la gravedad API de la nafta proveniente del proceso de NDHDT es mayor que la obtenida del proceso de la Unidad de Destilación Atmosférica, pero al mezclarse con el diluyente recuperado de esta unidad, no produce cambios significativos en la gravedad del diluyente porque el volumen producido en el NDHDT es muy bajo.

#### **4.5. Comparación Entre Las Ganancias Estimadas De La Venta Del Crudo Diluido Por El Lapso De Un Año, Clasificando Al Diluyente Como Jet Fuel, Crudo Y Gasolina**

Se realizaron las estimaciones del costo de la venta de crudo diluido, corrigiendo al diluyente por los grupos de *Jet Fuel*, gasolinas y crudos, en los cuales puede ser ubicado según su gravedad API. Actualmente, se

programan las unidades LACT para que realicen la contabilidad de los barriles del diluyente considerándolo en el grupo gasolinas, que incluye la nafta. En las tablas del anexo G se encuentran los resultados de estos cálculos.

La comparación de lo obtenido se realizó básicamente entre los grupos de *Jet Fuel* y gasolina, ya que ambos representan productos del crudo y el diluyente debe ser catalogado como tal. De manera resumida, los resultados se muestran en la tabla 21, presentada a continuación.

**Tabla 21.** Estimado de las ventas anuales del crudo diluido cuando el diluyente es corregido con los grupos de crudo, Jet Fuel y gasolina.

Mes	Precio de venta del crudo diluido(\$)		
	Crudo	<i>Jet Fuel</i>	Gasolina
Septiembre	346.563.931,97	346.622.340,00	346.324.188,29
Octubre	350.726.178,28	350.781.396,21	350.499.376,77
<b>Promedio mensual</b>	348.645.055,13	348.701.868,11	348.411.782,53
<b>Anual</b>	<b>4.183.740.661,53</b>	<b>4.184.422.417,29</b>	<b>4.180.941.390,39</b>

De igual manera, los resultados anuales son proporcionales al promedio obtenido mensualmente. Basándose en esto, y en el hecho de que se trata de un estimado, para conveniencia de la empresa el diluyente debería ser corregido con el grupo de *Jet Fuel*, ya que de esta forma las ganancias aproximadas de la venta del crudo diluido serían 3.481.026,90 \$/año más en comparación de que se corrija con el grupo de gasolinas (nafta), donde se obtienen las menores ganancias en la venta de crudo diluido entre los grupos de estudio.

Tomando en cuenta la caracterización realizada en el diluyente de sus propiedades fisicoquímicas en la sección 4.2, donde se determinó que debe ser considerado como nafta, la corrección del diluyente debe ser realizada por el grupo donde el mismo está incluido, es decir, en el grupo

de las gasolinas, para evitar posibles problemas en la contabilidad del diluyente.

#### **4.6. Conclusiones**

1. El crudo de formación es extrapesado de 8,4°API, con una densidad de 1,0110 g/ml y una gravedad específica de 1,0114.
2. La nafta representa aproximadamente un 5% del contenido del crudo extrapesado estudiado, y al momento de recuperarse, este porcentaje de nafta podría solapar sus puntos de ebullición con los del diluyente, incrementando la cantidad del mismo inicialmente añadida.
3. El diluyente utilizado por la empresa sí se puede considerar como nafta, ya que se mantiene dentro de los rangos adecuados característicos de esta sustancia.
4. Las gravedades API y las temperaturas con las que se maneja el diluyente desde el Patio de Tanques de Jose hasta el Patio de Tanques Cabrutica, durante los meses que se estudiaron, se mantienen dentro de los límites actuales de medición utilizados por la gerencia para la fiscalización de los crudos.
5. No se reconoció forma alguna que no se encuentre registrada en el proceso donde se pueda adicionar más diluyente en el área de producción, por lo que el excedente existente no se origina en esa zona.
6. Se encontró que la unidad de destilación atmosférica no sólo recupera por completo la nafta del crudo diluido, sino también que remueve componentes livianos provenientes del crudo de formación.

7. La mayor parte de la desviación existente entre lo que se inyecta en pozo y lo que se recupera en el mejorador se atribuye a la adición de la nafta de reposición proveniente del proceso de hidrotratamiento de nafta y destilados (NDHDT).
8. La corrección del diluyente debe ser realizada por el grupo de gasolinas, ya que el diluyente es nafta y la misma se encuentra dentro de este grupo, a pesar que al clasificarlo como *Jet Fuel* se obtengan mayores ganancias.

#### **4.7. Recomendaciones**

1. Los trenes de intercambio de calor durante el proceso de mejoramiento del crudo, tienen como función la recuperación de energía, que permite minimizar el consumo de combustible en los hornos de calentamiento. Por lo tanto, los equipos que se encuentran fuera de funcionamiento dentro de esos circuitos, deberían ser reparados o reemplazados para así tener una mejor separación en la unidad de destilación atmosférica, y por ende, productos en mejores condiciones.
2. De igual manera, se debe reparar o reemplazar los intercambiadores de calor crudo/crudo en el área de producción, lo que ayudaría a obtener un crudo diluido en condiciones óptimas para su posterior mejoramiento.
3. Al diluyente se le deben realizar mayor cantidad de pruebas fisicoquímicas de manera periódica, como su viscosidad, punto de inflamación y de ebullición, ya que sólo se estudia su gravedad API y el contenido de agua y sedimentos. Esto es con la finalidad de que se pueda monitorear de manera frecuente para certificar que se encuentre dentro de los límites de calidad de la nafta.

4. En el mejorador existen muchos problemas con la mayoría de sus equipos, no sólo con los trenes de intercambio de calor, lo que trae como consecuencia que los procesos se vean afectados, perjudicando así la producción del mismo. Es necesario realizar un mantenimiento de todos los equipos en general.

## BIBLIOGRAFÍA

1. Marcano, E., **“Evaluación del comportamiento del líquido de la cáscara de la nuez del merey (LCM) en el proceso de dilución del crudo pesado extraído del campo Dobokubi, pozo MFD 3, distrito San Tomé, PDVSA”**. Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Puerto La Cruz, Venezuela (2009).
2. Barrios, R. **“Faja Petrolífera del Orinoco”**. 18 de diciembre de 2009 (2008). Disponible en:  
[http://ingenieria-de-yacimientos.blogspot.com/2008\\_11\\_01\\_archive.html](http://ingenieria-de-yacimientos.blogspot.com/2008_11_01_archive.html)
3. Petersen, E.; Rivera, R.; Ramírez, R. **“Triplican duración de barrenas en Venezuela”** 21 de noviembre de 2009 (2005). Disponible en: ↵  
[http://www.petroleo.com/pi/secciones/PI/ES/MAIN/IN/ARCHIVO/ARTICULOS/doc\\_41106\\_HTML.html?idDocumento=41106](http://www.petroleo.com/pi/secciones/PI/ES/MAIN/IN/ARCHIVO/ARTICULOS/doc_41106_HTML.html?idDocumento=41106)
4. Arnawit, H., **“Estudio y optimización del sistema de distribución e inyección de diluentes a pozos de crudo pesado/extra-pesado que fluyen a la estación de descarga Merey-20 del campo Melones, PDVSA”**. Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería Mecánica, Universidad de Oriente, Puerto la Cruz, Venezuela (1998).
5. Páez, R. **“Proyectos de mejoramiento de crudos de la Faja Petrolífera del Orinoco. Diferencias y similitudes”**. Baker Energy de Venezuela. 1er Congreso Internacional de Crudos Pesados. Maturín, Venezuela (2008).

6. Rivas, M **“Determinar las causas y emitir posibles recomendaciones para mejorar el sistema de inyección de diluyente de manera tal que se puedan disminuir las pérdidas de producción en los pozos GV-111, WGV-92, GV-137 y GV-138 pertenecientes al campo Guico”**. TSU en petróleo del área de producción. Instituto Universitario de nuevas profesiones. Caracas, Venezuela **(2004)**.
7. Herrera, A., **“Evaluación del uso de un producto reductor de viscosidad en crudo extrapesado del campo Bare de la Faja del Orinoco”**. Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería de Química, Universidad de Oriente, Puerto La Cruz, Venezuela **(2004)**.
8. Barbierii, E., **“El Pozo Ilustrado”**. PDVSA, Programa de Educación Petrolera. Cuarta Edición, Editorial FONCIED, Caracas, Venezuela **(1998)**.
9. PBS Team Group, **“Naftas”**. Colegio Carmen Arriola de Marín.[En línea] 23 de noviembre de 2009 **(2002)**. Disponible en: ↵  
[http://www.oni.escuelas.edu.ar/2002/BUENOS\\_AIRES/pertoleo-y-gas/html/naftas.htm](http://www.oni.escuelas.edu.ar/2002/BUENOS_AIRES/pertoleo-y-gas/html/naftas.htm)
10. INTEVEP. MARAVEN, S.A. **“Reología del sistema de crudo Zuata/diluentes”**. **(1981)**.
11. Serrano, T. **“Optimización del sistema de inyección de diluyente en el campo Guara Oeste U.P.Liviano del distrito San Tomé”**. Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería de Petróleo, Universidad de Oriente. Barcelona **(2006)**.

12. Espinoza, C.; Pereira, P.; Guimerans, R.; Gurfinkel, M. **“Producción y refinación de crudo pesado”** PDVSA Intevep. [En línea] 23 de noviembre de 2009 **(2002)**. Disponible en: ↵  
[http://www.petroleo.com/pi/secciones/PI/ES/MAIN/IN/ARCHIVO/1995\\_2000/doc\\_31159\\_HTML.html?idDocumento=31159](http://www.petroleo.com/pi/secciones/PI/ES/MAIN/IN/ARCHIVO/1995_2000/doc_31159_HTML.html?idDocumento=31159)
13. PDVSA. **“Diagnóstico del sistema de medición ubicado en la estación de bomba Zuata (EBZ) - Petrozuata”**. San Diego de Cabrutica. **(2007)**.
14. Manual of Petroleum Measurement Standards. **“Chapter 11. Physical Properties Data. Section 1”**. Washington D.C. **(2004)**.
15. PETROZUATA. **“Manual de Medición y Calidad del Petróleo”**. IPL Technology & Consulting Services Inc. Canada **(2002)**.
16. Reglamento Técnico Centroamericano. **“Productos de petróleo. Kerosene de Aviación (Jet A-1). Especificaciones”**. Resolución No. 142-2005. **(2005)**.
17. PDVSA Petrocedeo. **“Información de sustancias y productos químicos. Producto: Nafta diluyente”**. Ficha MSDS.

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

<b>TÍTULO</b>	Estudio de los factores que afectan el balance volumétrico del diluyente usado en el mejoramiento del crudo extrapesado en la empresa mixta Petrocedeño
<b>SUBTÍTULO</b>	

AUTOR (ES):

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>CÓDIGO CULAC / E MAIL</b>
Campos A, Cariana A.	<b>CVLAC:</b> V-17.786.656 <b>E MAIL:</b> cari656@gmail.com
	<b>CVLAC:</b> <b>E MAIL:</b>
	<b>CVLAC:</b> <b>E MAIL:</b>
	<b>CVLAC:</b> <b>E MAIL:</b>

**PALABRAS O FRASES CLAVES:**

Balance volumétrico

Diluyente

Crudo

Nafta

Mejorador de crudo

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

ÁREA	SUBÁREA
Ingeniería y ciencias aplicadas	Ingeniería Química

**RESUMEN (ABSTRACT):**

El presente trabajo tuvo como objetivo estudiar los factores que afectan el balance volumétrico del diluyente usado en el mejoramiento del crudo extrapesado en la empresa mixta Petrocedeño. Para ello se caracterizó el crudo, con el fin de conocer sus propiedades fisicoquímicas y determinar si el excedente del diluyente era proveniente del crudo, donde se evidenció que la nafta representa aproximadamente un 5% del contenido del crudo, y al momento de recuperarse, este porcentaje de nafta podría solapar sus puntos de ebullición con los del diluyente, incrementando la cantidad del mismo. Se realizó una comparación de las características del diluyente usado en el mejorador de Petrocedeño con las especificaciones de calidad, obteniendo que las gravedades API y las temperaturas se mantienen dentro de los límites actuales de medición. Luego, se realizó un análisis del proceso de producción del crudo extrapesado y de la separación del diluyente para conocer la existencia de un desajuste que pueda originar el excedente de nafta; no se reconoció que se adicione más diluyente en el área de producción. Se determinó que la mayor parte de la desviación existente se atribuye a la adición de la nafta de reposición proveniente del proceso de hidrot ratamiento de naftas y destilados del mejorador, causando el desbalance en el sistema. Finalmente, se compararon las ganancias estimadas de la venta del crudo diluido corrigiendo al diluyente, encontrando que se generan como *Jet Fuel* ganancias de 3.481.026,90 \$/año más en comparación de que se corrija con el grupo de gasolinas (nafta). Sin embargo, se determinó que el diluyente debe ser considerado como nafta y la corrección debe ser realizada por el grupo de las gasolinas.

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

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL</b>				
Marfisi, Shirley	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS X</b>	<b>TU</b>	<b>JU</b>
	<b>CVLAC:</b>	V- 10.301.828			
	<b>E_MAIL</b>	shirleymarfisi@yahoo.com			
	<b>E_MAIL</b>				
Sánchez, Luis	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS</b>	<b>TU X</b>	<b>JU</b>
	<b>CVLAC:</b>	V-10.942.030			
	<b>E_MAIL</b>	sanchezla@pdvsa.com			
	<b>E_MAIL</b>				
Rodulfo, Arturo	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS</b>	<b>TU</b>	<b>JU X</b>
	<b>CVLAC:</b>	V-8.300.709			
	<b>E_MAIL</b>	rodulfo99@hotmail.com			
	<b>E_MAIL</b>				
Moreno, Yuvi	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS</b>	<b>TU</b>	<b>JU X</b>
	<b>CVLAC:</b>	V-12.980.821			
	<b>E_MAIL</b>	yuvimoreno@yahoo.com			
	<b>E_MAIL</b>				

**FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:**

2010	08	10
<b>AÑO</b>	<b>MES</b>	<b>DÍA</b>

**LENGUAJE. SPA**

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

**ARCHIVO (S):**

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS.Estudio_balancevolumetrico_mejoradorcrudo.doc	Application/msword

**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:**    (OPCIONAL)

**TEMPORAL:** (OPCIONAL)

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

Ingeniero Químico

**NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:**

Pregrado

**ÁREA DE ESTUDIO:**

Ingeniería de procesos

**INSTITUCIÓN:**

Universidad de Oriente. Núcleo de Anzoátegui

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

**DERECHOS**

De acuerdo con el artículo 41 del reglamento de Trabajo de Grado de la Universidad de Oriente: "Los Trabajos de Grado son de exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y sólo podrán ser utilizados por otros fines con el consentimiento del consejo de núcleo respectivo, quien lo participará al consejo universitario".

Campos A, Cariana A

**AUTOR**

Shirley Marfisi

**TUTOR**

Arturo Rodulfo

**JURADO**

Yuvi Moreno

**JURADO**

Yraima Salas

**POR LA SUBCOMISIÓN DE TESIS**