



**UNIVERSIDAD DE ORIENTE  
NÚCLEO DE MONAGAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO  
MATURÍN / MONAGAS / VENEZUELA**

**EVALUACIÓN DE LA EFICIENCIA DEL SISTEMA SEPARACIÓN GAS-  
LIQUIDO DE LAS MEZCLAS CRUDO NAFTA Y CRUDO MESA-30 EN LA  
ESTACIÓN DE FLUJO J-20**

**REALIZADO POR:  
CAROLINA DEL VALLE MONTILLA GALLARDO  
C.I: 15.279.698**

**Trabajo de Grado Presentado Como Requisito Parcial Para Optar  
Al Título De  
INGENIERO DE PETRÓLEO**

**MATURÍN, FEBRERO DE 2011**

## RESOLUCIÓN

De acuerdo con el Artículo 41 del Reglamento de Trabajos de Grado: “Los Trabajos de Grado son de exclusiva propiedad de la **Universidad de Oriente** y sólo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo Respectivo, quien lo participará al Consejo Universitario”.

## DEDICATORIA

En primer lugar quisiera dedicarle este trabajo de grado a **Dios**, por darme la vida y la salud para culminar con éxito unas de mis metas propuestas.

Muy especialmente quiero dedicarle este triunfo a mi madre por ser una persona muy especial y fundamental en mi vida, **Emelina Gallardo**, quien lo ha dado todo por mí con el propósito de ver realizado este sueño que hoy junto a mi familia comparto y dedico y esperó poder darle lo mejor de mí, gratificándole todo este esfuerzo y apoyo que sin su ayuda esto no fuera posible.

A mi familia, **Daniel y Mathias** mi mayor triunfo, este trabajo se los dedico a ustedes con el más grande de los orgullos porque fueron inspiración para culminar con éxito esta etapa de mi vida, se cierra una puerta y se abrirán miles.

A mis hermanos: **Adriana, Luisito y Eduardo** quienes son parte de este triunfo, por su ayuda y apoyo que siempre me han brindado, y que de alguna manera han contribuido con este sueño que hoy se hace realidad.

Carolina Montilla

## AGRADECIMIENTOS

Le agradezco a **Dios**, por darme la fuerza espiritual con la cual me ha permitido tener una victoria más en la vida, y espero en Él que siga dándome la fuerza y la salud para continuar adelante con los nuevos retos y metas que me proponga alcanzar de aquí en adelante.

A la **UDO Monagas** por brindarme la oportunidad de realizarme como profesional.

A mis asesores: **Ing. Milagros Sucre, Ing. José A. Martínez, Ing. Cesar Colina** y **Ing. José Miguel Gutiérrez** por su gran colaboración y apoyo.

Le agradezco a mi **Madre Emelina** por estar siempre en mi vida, apoyándome, por sus valiosos consejos y abnegada ayuda que me ha brindado desde el primer momento en que nací, lo cual le estaré agradecida toda la vida, gracias por confiar en mí. **TE AMO MA.**

A mis hermanos, **Adriana, Luisito y Eduardo**, por estar siempre en las buenas y en las malas conmigo brindándome su apoyo incondicional. **LOS ADORO.**

A mi gran amigo, **Daniel** mi Bordo, por su compañía, comprensión, apoyo y sus grandes consejos, que me dieron la confianza y me permitieron ver que si puedo lograr lo que me proponga. Gracias por confiar ciegamente en mí. **LOS AMO.**

A mi tía **Irma**, gracias por confiar en mí y darme la oportunidad y ayudarme de una manera u otra a culminar esta bonita etapa de mi vida.

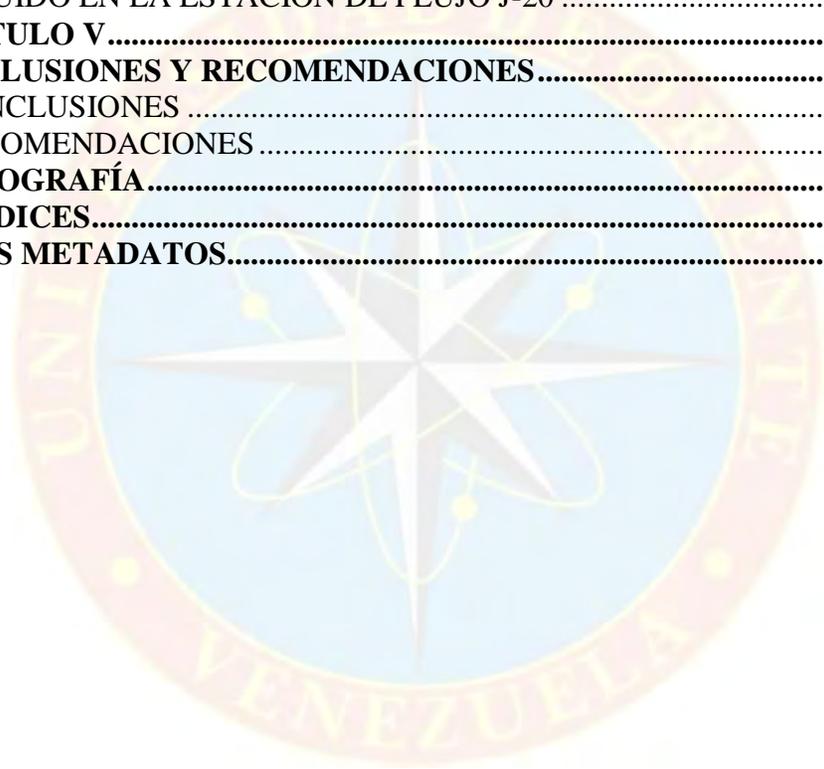
Carolina Montilla

## INDICE GENERAL

<b>RESOLUCIÓN</b> .....	<b>ii</b>
<b>DEDICATORIA</b> .....	<b>iii</b>
<b>AGRADECIMIENTOS</b> .....	<b>iv</b>
<b>INDICE GENERAL</b> .....	<b>v</b>
<b>LISTA DE FIGURAS</b> .....	<b>viii</b>
<b>LISTA DE TABLAS</b> .....	<b>viii</b>
<b>RESUMEN</b> .....	<b>x</b>
<b>INTRODUCCIÓN</b> .....	<b>1</b>
<b>CAPÍTULO I</b> .....	<b>2</b>
<b>EL PROBLEMA</b> .....	<b>2</b>
1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	2
1.2 OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN.....	3
1.2.1 Objetivo General.....	3
1.2.2 Objetivos Específicos.....	4
1.3 JUSTIFICACIÓN DE LA INVESTIGACIÓN.....	4
<b>CAPÍTULO II</b> .....	<b>6</b>
<b>MARCO TEÓRICO</b> .....	<b>6</b>
2.1 ANTECEDENTES DE LA INVESTIGACIÓN.....	6
2.2 RASGOS GENERALES DEL ÁREA EN ESTUDIO.....	7
2.2.1 Ubicación Geográfica del Área.....	7
2.3 BASES TEÓRICAS.....	8
2.3.1 Descripción del Proceso del Sistema de Separación Gas-Líquido.....	8
2.3.2 Sistema de Prueba de Pozos.....	8
2.3.3 Estación de Flujo.....	9
2.3.3.1 Principales funciones de una Estación de Flujo.....	10
2.3.3.2 Equipos que conforman una estación de flujo.....	11
2.3.4 Separadores.....	11
2.3.5 Partes de un Separador.....	12
2.3.5.1 Componentes Externos.....	12
2.3.5.2 Componentes Internos.....	14
2.3.6 Clasificación de los Separadores.....	15
2.3.6.1 Según su función.....	15
2.3.6.2 Según el número de fases que separan.....	15
2.3.6.3 Según su forma.....	15
2.3.7 Problemas de Operación de los Separadores.....	17
2.3.7.1 Crudos espumosos.....	17
2.3.7.2 Presencia de arena.....	18
2.3.7.3 Emulsiones.....	18
2.3.7.4 Escape de Líquido y Gas.....	18
2.3.8 Principios de la Separación.....	19

2.3.8.1 Momentum .....	19
2.3.8.2 Fuerza de Gravedad.....	19
2.3.8.3 Coalescencia.....	19
2.3.9 Secciones Principales del Proceso de Separación.....	20
2.3.9.1 Sección de Separación Primaria.....	20
2.3.9.2 Sección de Separación Secundaria.....	20
2.3.9.3 Sección de Extracción de Neblina.....	20
2.3.9.4 Sección de acumulación de liquid.....	21
2.3.10 Criterios de diseño de separadores según normas PDVSA.....	21
2.3.11 Factores que se deben Considerar Durante el Proceso de Separación.....	23
2.3.12 Requisitos para Maximizar la Eficiencia en la Separación.....	23
2.4 DEFINICIÓN DE TÉRMINOS BÁSICOS .....	24
<b>CAPÍTULO III.....</b>	<b>27</b>
<b>MARCO METODOLÓGICO .....</b>	<b>27</b>
3.1 TIPO DE INVESTIGACION .....	27
3.2 DISEÑO DE LA INVESTIGACION .....	27
3.3 POBLACIÓN Y MUESTRA.....	28
3.3.1 Población.....	28
3.3.2 Muestra.....	28
3.4 PROCEDIMIENTO METODOLÓGICO.....	28
3.4.1 Describir el Sistema de Prueba Actual de la Estación de Flujo J-20.....	28
3.4.2 Simular el Sistema de Separación de Prueba a Través del Simulador PRO II 5.6 .....	29
3.4.3 Analizar el Comportamiento de la Mezcla en Frío y en Caliente en el Sistema de Separación Gas-Líquido con Dilución Nafta y Mesa-30. Variando los Volúmenes de Producción.....	36
3.4.3.1 Estudio de Sensibilidad de Temperatura con Diluyente Nafta .....	36
3.4.3.2 Estudio de Sensibilidad de Temperatura con Diluyente Mesa-30 .....	38
3.4.3.3 Estudio de Sensibilidad de Variación de Flujo Nafta .....	39
3.5 PROPONER MEJORAS EN EL SISTEMA DE SEPARACIÓN GAS- LÍQUIDO EN LA ESTACIÓN DE FLUJO J-20 .....	41
3.6 TÉCNICAS E INSTRUMENTOS DE RECOPIACION DE DATOS.....	41
3.6.1 Técnicas .....	41
3.6.2 Herramientas .....	42
3.7 RECURSOS .....	43
3.7.1 Recursos Humanos.....	43
3.7.2 Recursos Financieros .....	44
3.7.3 Recursos Materiales y Bibliográficos .....	44
<b>CAPÍTULO IV .....</b>	<b>45</b>
<b>ANÁLISIS DE RESULTADOS .....</b>	<b>45</b>
4.1 DESCRIBIR EL SISTEMA DE PRUEBA ACTUAL DE LA ESTACION DE FLUJO J-20.....	45

4.2 SIMULAR EL SISTEMA DE SEPARACION DE PRUEBA A TRAVÈS DEL SIMULADOR PRO II 5.6.....	46
4.3 ANALIZAR EL COMPORTAMIENTO DE LA MEZCLA EN FRÍO Y EN CALIENTE EN EL SISTEMA DE SEPARACIÓN GAS-LIQUIDO CON DILUCIÓN NAFTA Y MESA-30 VARIANDO LOS VOLÚMENES DE PRODUCCIÓN. ....	50
4.3.1 Estudio de Sensibilidad de Temperatura con Diluyente Nafta .....	50
4.3.2 Estudio de Sensibilidad de Temperatura con Diluyente Mesa-30 .....	57
4.3.3 Estudio de Sensibilidad de Flujo con Diluyente Nafta .....	60
4.5 PROPONER MEJORAS EN EL SISTEMA DE SEPARACIÓN GAS-LIQUIDO EN LA ESTACIÓN DE FLUJO J-20 .....	70
<b>CAPÍTULO V.....</b>	<b>71</b>
<b>CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....</b>	<b>71</b>
CONCLUSIONES .....	71
RECOMENDACIONES .....	72
<b>BIBLIOGRAFÍA.....</b>	<b>73</b>
<b>APÉNDICES.....</b>	<b>73</b>
<b>HOJAS METADATOS.....</b>	<b>92</b>



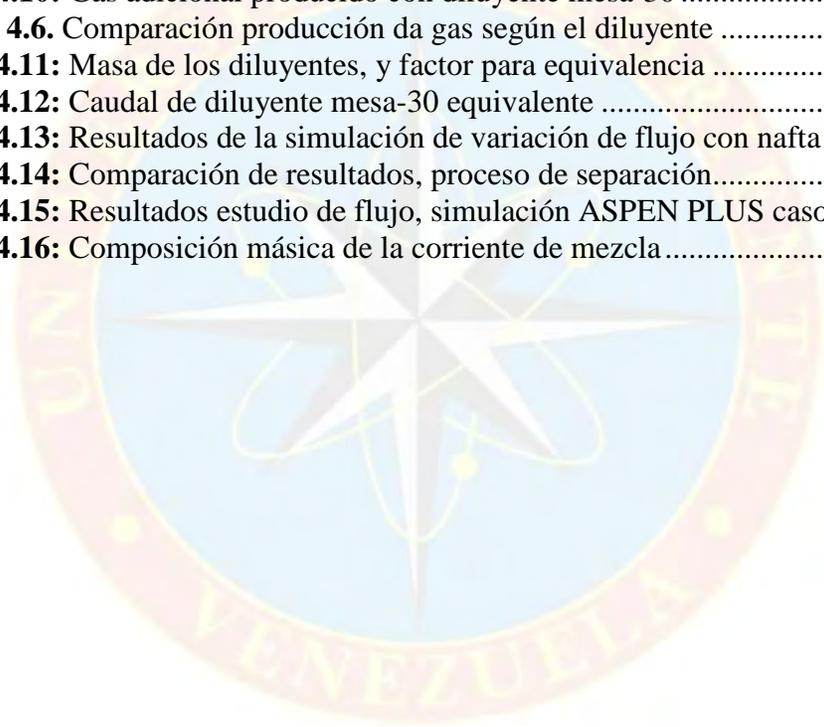
## LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 Ubicación geográfica de la estación de flujo J-20 Distrito Morichal. ....	7
Figura 2.2 Esquema general del proceso de la EF J-20 .....	9
Figura 2.3 Flujograma de una Estación de Flujo .....	10
Figura 2.4 Secciones Principales de un Separador.....	12
Figura 4.2. Variación del punto de burbuja .....	52
Figura 4.3. Comparación de vaporización con aumento de temperatura.....	53
Figura 4.4. Aumento de vaporización con respecto al porcentaje de agua. ....	54
Figura 4.5. Comparación entre producción adicional de gas y gas requerido para calentamiento .....	56
Figura 4.8. Proceso demostrativo, variación de flujo .....	60
Figura 4.9. Simulación con ASPEN PLUS.....	63
Figura 4.10. Punto de burbuja y rocío para el gas asociado, a las condiciones de operación. ....	65
Figura 4.11. Punto de burbuja y rocío para el diluyente nafta, a las condiciones de operación .....	65
Figura 4.12. Punto de burbuja y rocío para el crudo API 8, a las condiciones de operación. ....	66
Figura 4.13. Punto de burbuja y rocío para la mezcla, a las condiciones de operación .....	67
Figura 4.14. Comparación de condiciones de operación y rangos de ebullición.....	68

## LISTA DE TABLAS

<b>Tabla 3.1:</b> Condiciones para simulación del proceso.....	33
<b>Tabla 3.2:</b> Datos del crudo área extrapesado .....	34
<b>Tabla 3.3:</b> Datos de caracterización del diluyente nafta .....	34

<b>Tabla 3.4:</b> Datos de caracterización del diluyente MESA 30 .....	35
<b>Tabla 3.5:</b> Datos de cromatografía del gas asociado.....	35
<b>Tabla 3.6</b> Temperaturas fijadas para estudio de sensibilidad.....	37
<b>Tabla 4.1:</b> Relación Gas producido / Líquido producido.....	47
<b>Tabla 4.2:</b> Relación Gas producido / Gas asociado (gas que entra).....	48
<b>Tabla 4.4:</b> Aumento porcentual de vaporización con respecto al porcentaje de agua.....	49
<b>Tabla 4.5:</b> Relación masica Gas producido / Gas asociado variando la temperatura .....	51
<b>Tabla 4.6:</b> Aumento porcentual de vaporización Con respecto a la temperatura .....	52
<b>Tabla 4.7:</b> Gas adicional producido por calentamiento. Diluyente nafta. ....	54
<b>Tabla 4.8:</b> Gas requerido para calentamiento. Diluyente nafta.....	55
<b>Tabla 4.9:</b> Diferencia porcentual entre el gas producido y el requerido .....	56
<b>Tabla 4.10:</b> Gas adicional producido con diluyente mesa-30 .....	57
<b>Figura 4.6.</b> Comparación producción da gas según el diluyente .....	58
<b>Tabla 4.11:</b> Masa de los diluyentes, y factor para equivalencia .....	58
<b>Tabla 4.12:</b> Caudal de diluyente mesa-30 equivalente .....	59
<b>Tabla 4.13:</b> Resultados de la simulación de variación de flujo con nafta.....	61
<b>Tabla 4.14:</b> Comparación de resultados, proceso de separación.....	62
<b>Tabla 4.15:</b> Resultados estudio de flujo, simulación ASPEN PLUS caso 5.....	64
<b>Tabla 4.16:</b> Composición másica de la corriente de mezcla.....	69





**UNIVERSIDAD DE ORIENTE  
NÚCLEO DE MONAGAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO  
MATURÍN/ MONAGAS/VENEZUELA**

**“EVALUACIÓN DE LA EFICIENCIA DEL SISTEMA SEPARACIÓN GAS-LÍQUIDO DE LAS MEZCLAS CRUDO NAFTA Y CRUDO MESA-30 EN LA ESTACIÓN DE FLUJO J-20”**

**Autor:**

**Carolina del V. Montilla Gallardo**

**C.I: 15.279.698**

**Fecha: Febrero 2011**

**Asesores:**

**Industrial: Ing. José Martínez**

**Ing. Cesar Colina**

**Académico: Ing. Milagros Sucre**

**RESUMEN**

La Estación de Flujo J-20 cuenta con un sistema de separación general (Gas-Líquido) y un sistema de prueba de pozos. El cambio de filosofía operacional Nafta por Mesa 30, trajo como consecuencia una serie de cambios en la infraestructura de las estaciones de flujo del área extrapesado del Distrito Morichal. Por ello, fue necesario realizar una evaluación de la eficiencia del proceso de separación de prueba Gas-Líquido tomando en cuenta el cambio de diluyente para diagnosticar las condiciones de funcionamiento del proceso y así establecer que ventajas ofrece este cambio de filosofía y si es factible y rentable para el cumplimiento de los volúmenes de producción requeridos en un futuro. Teniéndose como resultado que la cantidad de gas producido con el Mesa 30 es mucho mayor que con el uso de la Nafta cuando hay un porcentaje de agua bajo, aunado a esto si se hace incrementar la temperatura del calentador, por lo que se recomienda deshidratar el crudo a valores menores de 8 % previo a la separación. Esto dando como resultado que el gas producido con Mesa 30 es 4 veces mayor al requerido siendo esta una opción factible aun conociendo las bondades de la nafta por su composición liviana.

## INTRODUCCIÓN

Generalmente, el flujo que se obtiene de un yacimiento petrolífero es de naturaleza trifásica o multifásica. La separación física de estas fases es una de las operaciones esenciales en la producción, tratamiento y transporte de crudos y gases.

La Estación de Flujo J-20, se encarga de manejar la producción proveniente del Campo Carabobo que se ubica en el Área de Extrapesado del Distrito Morichal. El crudo neto producido es de 70.348 BNPD dicha producción viene de los 195 pozos activos distribuidos en 19 macollas y áreas tradicionales. La volumetría asociada al plan de generación de pozos del año 2008 aumento exponencialmente el caudal de diluyente mesa 30 a utilizar para la inyección a pozo. En vista a esto se configuro a finales de ese mismo año el suministro de mesa 30 directamente desde la estación principal de recibo de diluyente en el distrito EPJ-2, hacia las estaciones de flujo J-20 y O-16. Para evitar problemas de transporte del crudo diluido y mejorar la viscosidad del crudo, esto conllevo a un cambio de filosofía de extracción y manejo del crudo proveniente de la faja proponiéndose como salida inmediata la nafta como fluido diluyente y de esta manera se establecieron diferencias entre ambos diluyentes

Este cambio de filosofía fue empleada en un periodo de tiempo aproximadamente de 6 meses, razón por la cual fue necesario realizar adecuaciones en la infraestructura de la estación de flujo para garantizar el transporte y manejo de la producción de crudo húmedo diluido. Esto permitió conocer las condiciones actuales de funcionamiento del proceso de la estación de flujo; resultando que el uso del diluyente mesa 30 sigue siendo una solución viable, ya que hay un aumento de la vaporización en una relación 2:1 con respecto al uso de la nafta; si se tiene un porcentaje de agua y sedimentos menos a un 8 %. Aun conociendo las bondades de la composición de la nafta de ser más liviana.

# **CAPÍTULO I**

## **EL PROBLEMA**

### **1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA**

En el Campo Carabobo de PDVSA Morichal, destinada a la exploración y producción de crudo extrapesado, se construyeron facilidades de superficie para el manejo de estos fluidos, conjunto que hoy se conoce como estaciones de flujo O-16 y J-20; El crudo neto producido en estas estaciones de flujo es de 105.000 BNPD, donde 70.348 BNPD pertenecen a la producción proveniente de la EF J-20 que posee 195 pozos activos, cuya producción viene de los pozos distribuidos en 19 macollas y áreas tradicionales.

Debido al comportamiento volumétrico enmarcado en el plan siembra petrolera 2009-2012, la nueva volumetría asociada a este plan de generación de pozos 2008 aumento exponencialmente el caudal de mesa 30 necesario para la inyección a pozo, presentándose limitaciones en cuanto a la infraestructura para el transporte del diluyente hacia la faja. En vista a esto, se configuro a finales del 2008 el suministro de mesa 30 directamente de desde la estación principal de recibo de diluyente hacia las estaciones de flujo J-20 y O-16, presentándose innumerables problemas operacionales de presurización e inestabilidad de este sistema.

Estos hechos conllevaron a un cambio de filosofía de extracción y manejo del crudo proveniente de la faja, proponiéndose como salida inmediata la Nafta como fluido diluyente en una relación 77/23.

Esta nueva filosofía se empleo por un periodo de tiempo entre los meses Febrero - Junio del 2009 con el propósito de disminuir el volumen requerido de

diluyente para la manufactura del crudo diluido seco. Esto con el fin de mejorar el transporte de crudo diluido y mejora de la viscosidad de la mezcla.

El hecho de que en el Distrito Morichal el crudo esté siendo sometido a un proceso de dilución con nafta, se requiere realizar constantemente pruebas a los pozos, para su seguimiento por lo menos una vez al mes por pozo para hacerle seguimiento de la producción del mismo y así evitar problemas como taponamientos en las tuberías de transferencia de flujo. Pero actualmente esto no se está implementando debido a la gran cantidad de pozos existentes. Adicionalmente dichas pruebas, en varias ocasiones, se han visto afectadas en la calidad de la medición de algunos pozos, debido a limitaciones de capacidad en los separadores, así como también problemas en los equipos de prueba de la estación.

Es por ello, que se requiere realizar una evaluación de la eficiencia del proceso de separación de las mezclas Crudo-Nafta y Crudo-Mesa-30 que permita diagnosticar las condiciones actuales de funcionamiento del proceso para el cumplimiento de los volúmenes de producción requeridos en el futuro, para así realizar una comparación entre los diluyentes Nafta y crudo mesa 30 implementándose para esto el factor importante como el calentamiento.

## **1.2 OBJETIVOS DE LA INVESTIGACIÓN**

### **1.2.1 Objetivo General**

Evaluar el comportamiento del sistema de separación Gas-Líquido, variando los volúmenes de producción de la mezcla Crudo-Nafta y Crudo-Mesa-30 en la estación de flujo J-20 del área extrapesado en el Distrito Morichal.

### **1.2.2 Objetivos Específicos**

- Describir el sistema de prueba actual de la estación de flujo J-20.
- Simular el sistema de separación de prueba a través del simulador PRO II 5.6
- Analizar el comportamiento de la mezcla en frío y en caliente en el sistema de separación Gas-Líquido con dilución nafta y mesa-30 variando los volúmenes de producción.
- Proponer mejoras en el sistema de separación Gas-Líquido en la EF J-20 de acuerdo al método de dilución.

### **1.3 JUSTIFICACIÓN DE LA INVESTIGACIÓN**

La Estación de Flujo J-20, al procesar la producción proveniente del Campo Carabobo, requiere estar en condiciones óptimas de funcionamiento; ya que estos campos aportan una producción de 105.000 BNPD de crudo extrapesado de 8 °API.

El hecho de que el proceso de separación gas-líquido no se lleve a cabo en forma óptima, trae como consecuencia la problemática de procesamiento del crudo aguas abajo de dicho sistema y el deterioro de los equipos y tuberías, debido al arrastre de gas en la corriente de líquido originada por la deficiencia que existe en el sistema de separación. Es por ello que se hace necesario contar con unas instalaciones capaces de recibir y realizar el proceso lo más eficiente posible, con la finalidad de poder manejar la producción esperada en los años siguientes sin causar problemas en el procesamiento del crudo.

Para realizar la evaluación del proceso de separación gas-líquido se estudiaron las características de entrada del crudo como el porcentaje de agua y sedimentos así como también la relación másica Gas/Líquido que permitió conocer la influencia que

de ellos en la eficiencia de separación; esto se llevo a cabo mediante un estudio de sensibilidad de temperatura donde se estableció una comparación entre las cantidad de gas producido por ambos diluyentes y apreciar de una manera u otra la separación del fluido probado por pozo en sus respectivas fases, líquido y gas. Justificando la producción de vapor adicional requerido para el funcionamiento de los calentadores; Así como también se realizo un estudio de sensibilidad de flujo el mismo índico la no dependencia de la vaporización en la variación de flujo.



## **CAPÍTULO II**

### **MARCO TEÓRICO**

#### **2.1 ANTECEDENTES DE LA INVESTIGACIÓN**

**ACUÑA, M. (2002)**, presentó ante la Universidad de Oriente, Núcleo de Monagas, el trabajo especial de grado titulado: Propuesta para la Optimización del Sistema de Separación Gas-Líquido de la Estación de Flujo Musipan, Dto. Punta de Mata, en la cual se realizó la optimización del proceso de separación gas-líquido para así separar todo el crudo destinado a dicha estación, en sus respectivas fases líquido y gas en un rango cercano a un 100 %. Esto garantizaría a su vez, el procesamiento de cada fase (crudo y gas). La propuesta más factible Técnico-Económica para la optimización del sistema de separación gas-líquido, está representada por la incorporación de internos ciclónicos en los trenes de separación más la incorporación del medidor multifásico, conjuntamente con la utilización del tren de prueba como tren de separación general.

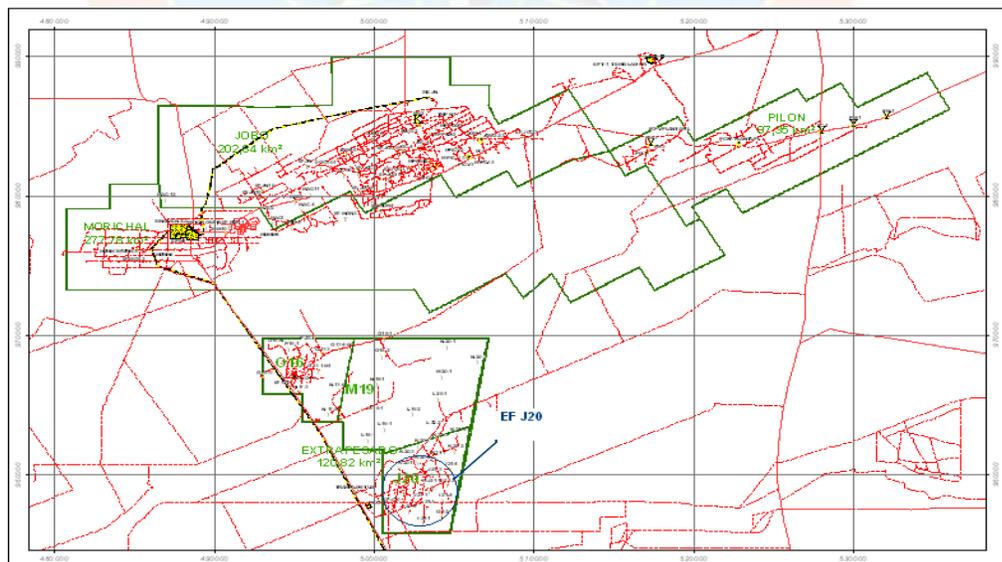
**GIL, R. (2003)**, presentó ante la Universidad de Oriente, Núcleo de Monagas, la tesis titulada: Optimización del Proceso de separación Gas-Líquido en las Estaciones de flujo O-16 y J-20, Pertenecientes al Área de Cerro Negro de PDVSA- Bitor. Se evaluaron tres pozos con diferentes métodos (BES, BM, BCP) se cuantificó el arrastre de líquidos en la estación de flujo J-20 y se calculó la eficiencia de separación en el CSP-1. de esta forma se determinó el rango óptimo de presión de separación a fin de optimizar el proceso de las EF O-16 y J-20, dando así como resultado que la presión óptima de separación es 40-50 lpc y que con esta presión se obtiene una alta eficiencia del CSP-1.

## 2.2 RASGOS GENERALES DEL ÁREA EN ESTUDIO

### 2.2.1 Ubicación Geográfica del Área

El Distrito Morichal está representado por las Áreas de Pesados y Extrapesados, conformadas operacionalmente por cuatro campos: Junín, Boyacá, Ayacucho y Carabobo. La Faja Petrolífera del Orinoco se encuentra ubicada al sureste del país, al norte del río Orinoco, comprende parte del sur de los estados Guárico, Anzoátegui y Monagas.

El Campo Carabobo se ubica al norte del área Carabobo entre los límites de los estados Anzoátegui y Monagas, a 122 Km al sur de la ciudad de Maturín y a 55 Km al noroeste de la ciudad de Guayana. La estación de flujo J-20 se encuentra al sureste de la ciudad de Maturín, en el Municipio Libertador Parroquia Chaguaramas del Edo. Monagas con un total de 195 pozos activos con 70.348 BNPD (figura 2.1).



**Figura 2.1 Ubicación geográfica de la estación de flujo J-20 Distrito Morichal.**

**Fuente:** Gerencia de Propiedades y Catastro Distrito Morichal

## **2.3 BASES TEÓRICAS**

### **2.3.1 Descripción del Proceso del Sistema de Separación Gas-Líquido**

Para llevar a cabo cualquier proceso de tratamiento o medición de los fluidos monofásicos crudo y gas, se requiere un proceso previo de separación de fases. Es así como los separadores, equipos encargados de llevar a cabo este proceso, constituyen la primera instalación por la que pasa el fluido durante el procesamiento y cuantificación (prueba de pozos) de los volúmenes de producción.

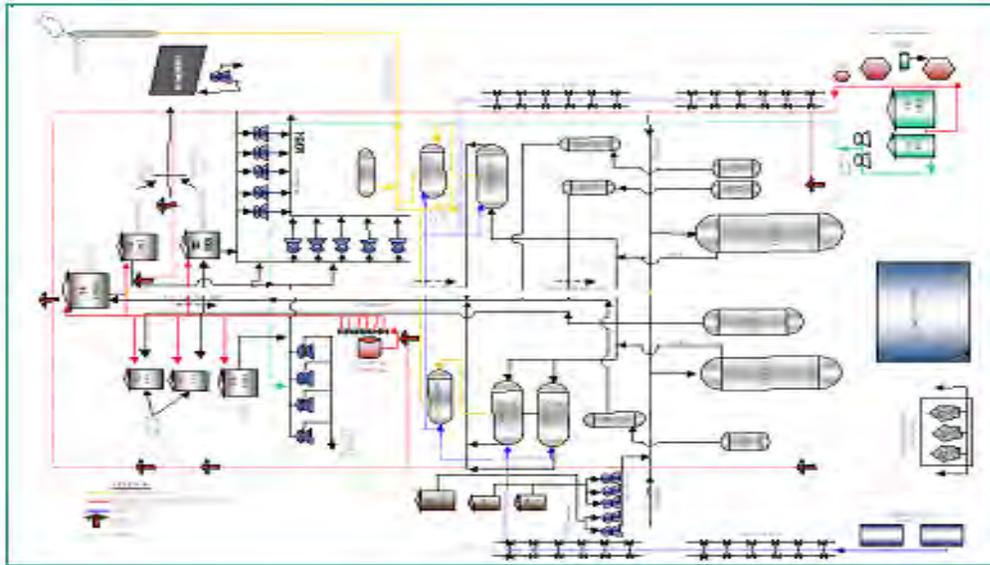
Por esta razón el sistema de separación gas-líquido, para efecto de estudio, se ha dividido en dos sistemas, separación general y prueba (Manual Técnico Operacional de Estaciones de Flujo J-20).

### **2.3.2 Sistema de Prueba de Pozos**

Este sistema básicamente comprende los equipos de prueba como los separadores de prueba, medidores de flujo de líquido, medidores de flujo de gas. El proceso de prueba de pozo se lleva a cabo de la siguiente manera:

El pozo a probar se alinea en forma manual en el múltiple, el cual llevará la producción a la etapa correspondiente en el tren de prueba, para ello se abre la válvula del pozo en el cañón o línea de prueba y se cierra la válvula en el cañón de producción general, seguidamente el fluido pasa al separador de prueba donde se separa el crudo del gas. Para la medición del gas se coloca una placa orificio correspondiente al rango de medición del pozo en cada etapa de separación y se colocan los discos de papel en los registros de flujo correspondientes. Estas cajas registradoras se sitúan en la línea de salida de cada separador. La totalización del volumen de líquido se obtiene a través de un medidor másico colocado en la línea de

descarga del separador de baja presión (55 lpc). El porcentaje de agua y sedimento se obtiene de las pruebas de laboratorio de una muestra tomada en el cabezal del pozo. (Manual Técnico Operacional de Estaciones de Flujo J-20).



**Figura 2.2 Esquema general del proceso de la EF J-20**

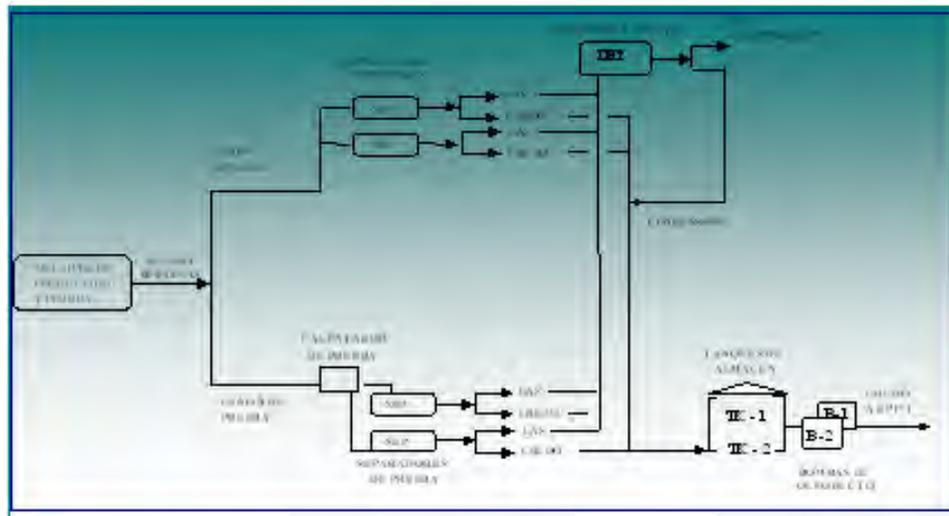
Fuente: Manual Técnico operacional Estación de Flujo J-20

### 2.3.3 Estación de Flujo

El concepto moderno de una estación de flujo se refiere al conjunto de equipos interrelacionados para recolectar, separar, almacenar temporalmente y bombear los fluidos provenientes de los pozos ubicados en su vecindad.

Una vez que los pozos son puestos en producción, entran al sistema de control, recolección y procesamiento. El líquido (petróleo y agua) y gas asociado, llegan a la estación de flujo entrando a un múltiple o cañón de producción general, seguidamente pasan a los separadores generales donde ocurre la separación gas-líquido. El gas sale por el tope del separador y va al depurador, donde deposita los residuos de crudo que

pudieron ser arrastrados en la separación. El gas limpio es enviado por las tuberías o líneas de recolección a las plantas de compresión. Cuando el crudo presenta un porcentaje representativo de agua (mayor 1%) éste pasa por una planta deshidratadora, luego el líquido sale por la parte inferior de los separadores hacia los tanques de recolección, donde es succionado y enviado por las bombas de transferencia a los patios de tanque (figura 2.3).



**Figura 2.3 Flujograma de una Estación de Flujo**

Fuente: Dpto. de producción Distrito Morichal

### 2.3.3.1 Principales funciones de una Estación de Flujo

- Recolectar la producción de los diferentes pozos de una determinada área.
- Separar las fases líquida y gaseosa del fluido multifásico proveniente de los pozos productores.
- Medir y determinar la producción del crudo, gas y agua de cada pozo productor.
- Proporcionar al crudo, un sitio de almacenamiento provisional.
- Bombear el crudo al terminal de almacenaje.

### 2.3.3.2 Equipos que conforman una estación de flujo

- Calentadores.
- Calentadores-separadores.
- Separadores.
- Depuradores.
- Medidores de Flujo.
- Tanques de almacenamiento.
- Tanques con diluyente.
- Tanque con tratamiento químico.
- Bombas de desplazamiento.

### 2.3.4 Separadores

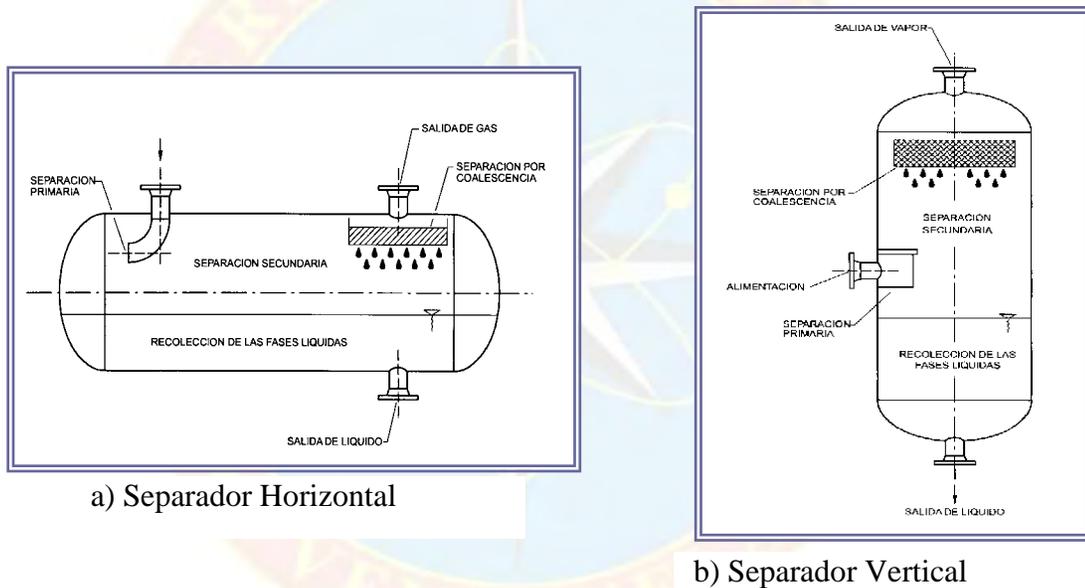
Los separadores de gas-petróleo constituyen la primera instalación de procesamiento del fluido obtenido del pozo. El fluido que se obtiene de un pozo de petróleo normalmente es de carácter multifásico, el que consiste en mezclas complejas de hidrocarburos, agua, partículas de arena y contaminantes. La separación física de dichas fases representa una operación fundamental en la producción, procesamiento y tratamiento del crudo y del gas, y para ello en las áreas de producción se utilizan los separadores gas / líquido, los cuales separan el gas del petróleo y del agua (figura 2.4).

Las funciones de un separador son:

- Realizar una primera separación entre los hidrocarburos líquidos y gaseosos.
- Recolectar las partículas líquidas presentes en la fase gaseosa, con lo cual se logra una mejor refinación de los procesos.

- Liberar el gas que permanece en la fase líquida.
- Realizar la descarga por separado de petróleo y gas para evitar que se vuelvan a mezclar parcial o totalmente.

Los separadores gas / líquido más utilizados en la industria petrolera son: verticales y horizontales. Todos estos separadores operan bajo los mismos principios de funcionamiento y la selección de alguno de ellos para su utilización, depende exclusivamente de la relación de resultados óptimos versus costos que cada tipo de separador proporcione.



**Figura 2.4 Secciones Principales de un Separador.**

Fuente: Martínez M. Diseño conceptual de separadores

### 2.3.5 Partes de un Separador

#### 2.3.5.1 Componentes Externos

**Cuerpo:** El cuerpo del separador es de forma cilíndrica o esférica y de tamaño variable, dependiendo de las condiciones del diseño.

**Válvula de descarga del líquido:** Está en la parte inferior del separador y según la altura del líquido permite su salida.

**Válvula de entrada:** Se encuentra casi a la mitad del separador. Permite la entrada de la mezcla bifásica en el recipiente.

**Válvula de control de presión de gas:** Se ubica en la línea de salida del gas y es gobernada por un controlador. Sirve para mantener la presión más o menos constante en el separador.

**Válvula de drenaje:** Colocada en la parte inferior del recipiente (en el fondo), se usa cuando es necesario drenar el líquido que está por debajo de la salida del separador.

**Válvula de seguridad:** Puede estar en la salida del gas o en otro orificio situado en la parte superior del separador. Garantiza la seguridad del separador y está calibrada para abrir a una determinada presión.

**Ventana o tapa de inspección:** Se localiza en la parte frontal del recipiente. Facilita la inspección y la realización de los trabajos de limpieza en el interior del separador.

**Controlador y regulador de presión:** Está ubicado en la línea de salida de gas y gobierna la válvula de presión del gas.

**Control de nivel:** Es un dispositivo que rige la apertura o cierre de la válvula de salida del líquido.

**Cristal de nivel:** El cristal de nivel debe estar colocado a una altura que permita un control visual de nivel del líquido dentro del separador.

**Boquillas:** Son elementos que permiten la entrada y salida del fluido antes y después de ocurrida la separación. Las boquillas generalmente son del mismo tamaño que la tubería, no obstante si se prevé que puede ocurrir arrastre en la superficie del líquido el diámetro de la boquilla puede cambiar a un valor mayor.

### 2.3.5.2 Componentes Internos

Para ayudar al proceso de separación y/o impedir problemas de operación aguas abajo del equipo separador, dentro del tambor se incluyen ciertos aparatos, los cuales serán conocidos genéricamente como “Internos”. Entre los internos más usados se tienen:

**Deflectores / Distribuidores / Ciclones de entrada:** Estos aditamentos internos adosados a la(s) boquilla(s) de entrada, se emplean para producir un cambio de cantidad de movimiento o de dirección de flujo de la corriente de entrada, y así producir la primera separación mecánica de las fases.

**Eliminadores de niebla:** Los eliminadores de niebla son aditamentos para eliminar pequeñas gotas de líquido que no pueden ser separadas por la simple acción de la gravedad en separadores vapor-líquido. Entre los diferentes tipos existentes, destacan las mallas de alambre ó plástico, conocidos popularmente como “Mallas”.

**Rompe vórtices:** Están adosados internamente a las boquillas de líquido, y su función es evitar el arrastre de burbujas de vapor/gas en la corriente líquida, la cual es producto de la formación de remolinos generados a la salida del líquido, debido a las altas velocidades adquiridas por el líquido a la salida del separador.

## 2.3.6 Clasificación de los Separadores

En el proceso de separación es muy importante tener en cuenta los fluidos producidos y la relación existente entre ellos. Por esta razón, al considerar una clasificación de los separadores, es necesario tener en cuenta la función que realizan, la forma que tienen y las fases que van a separar.

Existe una gran diversidad de clasificaciones de separadores, no obstante solo se describirá la clase de separadores en estudio.

### 2.3.6.1 Según su función

**Separadores Generales:** Son aquellos que recogen todos los fluidos provenientes de la línea general del múltiple de producción general.

**Separadores de Prueba o Medida:** Son los que reciben la producción de un sólo pozo con el objeto de medirla.

### 2.3.6.2 Según el número de fases que separan

- Separadores bifásicos
- Separadores trifásicos

### 2.3.6.3 Según su forma

**Vertical:** Es un recipiente cilíndrico que trabaja en posición vertical. Permite la separación de cada fase presente en la línea multifásica.

#### Ventajas:

- El separador vertical puede remover tapones grandes del líquido sin arrastrarlo en el gas de salida.
- Es capaz de manejar más arena.
- Su control del nivel del líquido no es tan crítico.
- Ocupa menos espacio.

#### Desventajas:

- Son más caros para fabricar.
- Resulta más costoso su transporte a un lugar determinado.
- Es generalmente más grande que uno horizontal para la misma capacidad de fluido manejada.

**Horizontal:** Es un recipiente cilíndrico, colocado en posición horizontal, que sirve para la separación de cada fase presente en la línea multifásica.

#### Ventajas:

- En el separador horizontal hay mayor área de interfaz gas-líquido, por lo que puede manejar grandes volúmenes de gas, económica y eficientemente.
- Más económicos para fabricar y transportar que el vertical.
- Minimiza la turbulencia y la espuma.
- Para una capacidad dada, es más pequeño y barato que el vertical.
- Usado preferiblemente para altas RGP, corrientes espumosas y para la separación líquido-líquido.

Desventajas:

- El control de niveles es crítico y el espacio de drenaje limitado.
- Más difícil de limpiar.
- Ocupa mucho espacio.

**Esférico:** Es un recipiente esférico que permite la separación de cada fase presente en la línea multifásica.

Ventajas:

- Resulta más económico que el horizontal y el vertical.
- Más compacto y ofrece mejor drenaje de fondo que el vertical.
- Aplicable a corrientes con RGP baja a intermedia.

Desventajas:

- El control del nivel del líquido es crítico.
- Limitada su capacidad de oleaje y su sección de asentamiento del líquido.
- No se recomienda para la separación trifásica.

### 2.3.7 Problemas de Operación de los Separadores

Los principales problemas que se presentan en la operación de un separador son los siguientes:

**2.3.7.1 Crudos espumosos:** Generalmente, la espuma es causada por las impurezas y el agua presente en el crudo que no ha sido removida antes de que la corriente llegue al separador.

Los problemas más graves originados por la espuma son:

- La dificultad para controlar el nivel del líquido.
- El obstáculo para obtener velocidades óptimas de gas y líquido.
- La probabilidad que tanto el gas como el líquido puedan salir del separador mezclados con espuma.

**2.3.7.2 Presencia de arena:** Las mayores dificultades ocasionadas por la arena que generalmente se encuentra en el crudo son:

- Taponamiento de los dispositivos internos del separador.
- Erosión y cortes de las válvulas y líneas.
- Su acumulación en el fondo del separador.
- Parafina: El funcionamiento de un separador es afectado por la acumulación de parafina.

### **2.3.7.3 Emulsiones**

Las emulsiones constituyen un serio problema en separadores trifásicos. Cuando existe la tendencia a la formación de emulsiones, el tiempo de asentamiento requerido para obtener la separación aceptable entre el agua y el crudo puede ser apreciable. Este tiempo, en muchas ocasiones, suele ser varias veces mayor que el necesario para la separación.

### **2.3.7.4 Escape de Líquido y Gas**

Las pérdidas de líquido que ocurren con la fase de gas pueden producirse por

alto nivel de líquido, daños internos, espuma, inapropiado diseño, altas velocidades del fluido a la entrada del separador, entre otros.

### **2.3.8 Principios de la Separación**

Los principios fundamentalmente considerados para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos son: el momentum o cantidad de movimiento, la fuerza de gravedad y la coalescencia. Toda separación puede emplear uno o más de estos principios físicos.

#### **2.3.8.1 Momentum**

Fluidos con diferentes densidades tienen diferentes momentum. Si una corriente de dos fases se cambia bruscamente de dirección, el fuerte momentum o la gran velocidad adquirida por las fases, no permiten que las partículas de la fase pesada se muevan tan rápidamente como las de la fase liviana, este fenómeno provoca la separación.

#### **2.3.8.2 Fuerza de Gravedad**

Las gotas de líquido se separan de la fase gaseosa, cuando la fuerza gravitacional que actúa sobre las gotas de líquido es mayor que la fuerza de arrastre del fluido de gas sobre la gota, es decir, cuando la fuerza ejercida por la gravedad es mayor que la velocidad crítica del gas.

#### **2.3.8.3 Coalescencia**

Las gotas muy pequeñas no pueden ser separadas por gravedad. Estas gotas se unen por el fenómeno de coalescencia, para formar gotas de mayor tamaño, las cuales

se acercan lo suficientemente como para superar las tensiones superficiales individuales y poder, de esta forma, separarse por gravedad.

### **2.3.9 Secciones Principales del Proceso de Separación**

Básicamente el proceso de separación consta de cuatro secciones, las cuales se identifican por las fuerzas actuantes en el mecanismo de separación.

#### **2.3.9.1 Sección de Separación Primaria**

Esta sección se utiliza para retirar la mayor cantidad de líquido de la corriente de entrada. Las partículas grandes de líquido se retiran primero, para minimizar la turbulencia del gas y el retorno de partículas líquidas en preparación a la segunda etapa de separación. Para esto, normalmente se emplean dispositivos de entrada, como deflectores, que se encargan de producir cambios, en la cantidad de movimiento, en la dirección de fluidos y en su aceleración.

#### **2.3.9.2 Sección de Separación Secundaria**

El principio más importante de la separación en esta sección es la decantación del líquido por gravedad desde la corriente de gas, una vez reducida su velocidad.

#### **2.3.9.3 Sección de Extracción de Neblina**

En esta sección se separan las minúsculas partículas del líquido que aún contiene el gas, después de haber pasado por las dos etapas anteriores. La mayoría de los separadores utilizan como mecanismo principal de extracción de neblina la fuerza centrífuga o el principio de choque. El principio empleado en esta sección se basa en la coalescencia de las gotas de líquido.

### 2.3.9.4 Sección de acumulación de liquid

Los líquidos separados en las secciones anteriores se acumulan en la parte inferior del separador, por lo tanto, se requiere de un tiempo mínimo de retención que permita la salida del gas atrapado en el líquido. Para el caso de un separador trifásico (agua, petróleo y gas), el tiempo de retención debe ser lo suficientemente grande para que sea posible la separación del crudo del agua y viceversa. A continuación se presenta el diagrama esquemático de un separador destacando sus cuatro secciones principales.

### 2.3.10 Criterios de diseño de separadores según normas PDVSA

Los separadores no se diseñan bajo una única norma, es decir, pueden existir equipos de diferentes tamaños para las mismas condiciones de operación; esto se debe a que existe diversidad de criterios de diseño. No obstante, la mayoría de estos criterios se basan en la Normativa de PDVSA, la cual establece los siguientes criterios para separadores horizontales:

- La velocidad de diseño del gas ( $V_{\text{máx permitida}}$ ) siempre debe ser igual o menor a la velocidad crítica del gas, para evitar el arrastre de líquido en la salida de gas. La velocidad máxima recomendada para el gas en el separador, según normativa, se considera un 100% de la velocidad crítica de dicha fase.

$$V_{\text{Máx(permitida)}} = K \cdot \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \cdot \left( \frac{100\%}{100} \right)$$

Donde:

K, Constante empírica que depende de la relación longitud-diámetro

$\rho$ : Representa la densidad del fluido en lb/pie<sup>3</sup>

- El valor de la Constante empírica de Souders y Brown se asigna de acuerdo a la relación longitud-diámetro de la siguiente forma:

**Tabla 2.1** Constante empírica de Souders y Brown

L/D	K
2,5 < L/D < 4,0	0,4
4,0 < L/D < 6,0	0,5
L/D > 6,0	$0,5[L/L_{base}]^{0,5} \therefore L_{base}=6(D_i)$

- El Tiempo de Residencia ( $t_R$ ) del líquido en el separador es función de la gravedad API del crudo a condiciones de presión y temperatura de operación. La selección de este parámetro es muy importante, ya que él es el que determina el volumen de flujo que será procesado (separación de fases) dentro del separador en un tiempo determinado. Este parámetro es determinante en la selección del tamaño del separador. A mayor tiempo de retención, mayor es el volumen de operación y por ende mayor es el tamaño que se requiere para retener dicho volumen.

**Tabla 2.3** Tiempo de Residencia del fluido

°API	$t_R$ (min)
API < 25	5
25 < API < 40	3
API > 40	1,5

- El máximo nivel de líquido debe dejar una altura mínima de 12 pulgadas para el espacio de vapor.
- Se establece un mínimo de nivel de líquido de 9 pulg para evitar la formación de vórtice en el área de salida de líquido.

### **2.3.11 Factores que se deben Considerar Durante el Proceso de Separación**

A los efectos de separación, deben considerarse los parámetros que afectan el comportamiento del sistema. De acuerdo a esto, es necesario tomar en cuenta las propiedades de los fluidos, las cuales derivan del comportamiento de las fases que se separan cuando la mezcla entra al recipiente. Entre estas destacan:

- Las tasas de flujo mínima y máxima del líquido y del gas y su respectivo promedio.
- La temperatura y presión de operación del separador.
- Las propiedades de los fluidos, tales como: viscosidad, densidad, etc.
- La presión de diseño del separador
- El numero de fases que debe manejar la unidad.
- Las impurezas que pueden estar presentes en los fluidos, como arena, parafina y otras.
- Las variaciones transitorias de la tasa de alimentación del separador.
- La tendencia de los fluidos a formar espuma y su impacto en la corriente aguas abajo.

### **2.3.12 Requisitos para Maximizar la Eficiencia en la Separación**

Para satisfacer las funciones que debe cumplir un separador, es necesario tomar

en cuenta lo siguiente:

- La energía que posee el fluido al entrar al recipiente debe ser controlada.
- Las tasas de flujo de las fases líquida y gaseosa deben estar comprendidas dentro de ciertos límites, que serán definidos a medida que se analice el diseño. Esto hace posible que inicialmente la separación se efectúe gracias a las fuerzas gravitacionales, las cuales actúan sobre esos fluidos, y que se establezca un equilibrio entre las fases líquido-vapor.
- La turbulencia que ocurre en la sección ocupada por el gas debe ser minimizada.
- La acumulación de espuma y partículas contaminantes debe ser controlada.
- Las fases líquida y gaseosa no se deben poner en contacto una vez separadas.
- Las salidas de los fluidos necesitan estar provistas de controles de presión y/o nivel.
- Las regiones del separador donde se pueden acumular sólidos, deben en lo posible, tener las provisiones para la remoción de los mismos.
- El separador requiere válvulas de alivio con el fin de evitar presiones excesivas.
- El separador debe estar dotado de manómetros, termómetros y controladores de nivel.

## 2.4 DEFINICIÓN DE TÉRMINOS BÁSICOS

**BES:** es un sistema integrado de levantamiento artificial, el cual es considerado como un medio económico y efectivo para levantar altos volúmenes de fluido desde grandes profundidades en variedad de condiciones de pozo.

**BM:** es un método de levantamiento artificial es el más usado en el ámbito mundial. El mismo consiste en una bomba de subsuelo de acción recíproca, que es abastecida con energía producida a través de la sarta de cabillas.

**Constante K:** Es una constante empleada en la ecuación de Souders y Brown al momento de predecir el comportamiento de los fluidos dentro de un recipiente. En cierto modo, es el valor que acerca o aleja las predicciones del funcionamiento real del sistema.

**Macolla:** Arreglo específico de pozos en una misma aleación. Entre las ventajas que tienen estos arreglos están: menor impacto ambiental, mayor productividad, bajo costo de inversión, mantenimiento, supervisión y optimización mejorada.

**Medidor multifásico:** Componente principal de la tecnología de medición multifásica. Se caracteriza por ser un equipo compacto, cuya función principal es cuantificar los volúmenes de cada fase, presentes en el fluido. Este equipo emplea diversas técnicas de medición en un solo ensamblaje de componentes.

**Múltiples de producción:** Generalmente, consiste de varias líneas de flujo colocadas en posición horizontal, paralelas una respecto a la otra, conectándose todas a una tubería o carril común. Dichas líneas de flujo se encargan de recolectar la producción de los pozos que llegan a las estaciones de flujo.

**Sistema de separación Gas-Líquido:** Comprende el conjunto de equipos, como separadores, válvulas, medidores de flujo, involucrados en el proceso de separación bifásica (gas-crudo). Generalmente se divide en dos sistemas o procesos: Separación General y Prueba de Pozos.

**Tiempo de retención o de residencia:** Es el tiempo que permanece el fluido dentro del recipiente para garantizar la separación de las fases. Generalmente se considera como función de la gravedad API del crudo y de la viscosidad del mismo.

**Volumen de operación:** Es el volumen existente que se acumula en el recipiente durante el transcurso del tiempo de residencia. Generalmente este volumen se fija de acuerdo a los requerimientos del proceso, para asegurar un control adecuado y continuidad en las operaciones durante perturbaciones operacionales.

**Cromatografía:** es una técnica mediante la cual se analizan los diversos componentes de un gas o un líquido. Para cuantificarlos se transportan dentro de una columna con un gas inerte, son selectivamente absorbidos para separarlos. A la salida de la columna se identifican y se determina cualitativa y cuantitativamente, la porción de cada componente en la muestra. Es la técnica más comúnmente empleada para investigar la composición del gas natural y de los demás componentes del petróleo.

**Gas natural:** mezcla de hidrocarburo en estado gaseoso donde predomina el metano.

**Gravedad API:** es una escala arbitraria que expresa la densidad relativa de los productos de petróleo.

**Experimento factorial:** Puede ser definido como un procedimiento mediante el cual se toma un gran número de variables y se investiga para ver si tienen un pequeño número de factores en común que expliquen su intercorrelación.

**Caracterización de un sistema:** Se define como el proceso mediante el cual se determinan los factores, tanto controlables como no controlables, que afectan a un proceso.

## **CAPÍTULO III**

### **MARCO METODOLÓGICO**

#### **3.1 TIPO DE INVESTIGACION**

El estudio desarrollado se percibe como una investigación de tipo explicativa. De acuerdo a Arias F. (1999, p. 20): “La investigación explicativa se encarga de buscar el por qué de los hechos mediante el establecimiento de relaciones causa-efecto”

La investigación realizada se adapta a dichas condiciones, ya que su propósito es evaluar el comportamiento del sistema de separación Gas-Líquido variando los volúmenes de producción antes y después de aplicar el calentamiento, las características del crudo de entrada a estudiar son el porcentaje de agua y sedimento, relación másica Gas/Líquido.

#### **3.2 DISEÑO DE LA INVESTIGACION**

Para responder las principales interrogantes que fundamentan el estudio de la investigación y alcanzar los objetivos propuestos, se adoptó el diseño de investigación de campo, de acuerdo a Arias F. (1999, p. 21): “la investigación de campo consiste en la recolección de datos directamente de la realidad donde ocurren los hechos, sin manipular o controlar variable alguna”.

En esta investigación se evaluaron distintos escenarios de producción, con diferentes características del crudo, así como diferentes variables de operación (temperatura, presión, flujo volumétrico), que sirvieron como base de datos para la formulación de un experimento en el cual se realizaron simulaciones del proceso a

diferentes condiciones, basadas en los datos de campo. Al analizar los resultados obtenidos, se pudo determinar la influencia de las características del crudo en la separación, así como la influencia de la temperatura y el flujo volumétrico, para determinar la factibilidad del calentamiento en el proceso.

### **3.3 POBLACIÓN Y MUESTRA**

#### **3.3.1 Población**

La población o universo comprende el sitio donde se llevara a cabo el proyecto, es decir, la Estación de Flujo J-20.

#### **3.3.2 Muestra**

Se tomaron como muestra los siguientes pozos: CI-113, CI-246, CI-172, CO-02, CI-248, CI-116, CI-130, CI-04, CI-122; CI-1, CI-2, CI-65, CI-69. Tomando como premisas los valores de porcentaje de agua y sedimentos de los pozos estos tienen que oxilan entre 7 y 27 % aproximadamente.

### **3.4 PROCEDIMIENTO METODOLÓGICO**

El procedimiento seguido para cumplir los objetivos planteados en el presente trabajo de grado consta de una serie de etapas, las cuales se exponen a continuación:

#### **3.4.1 Describir el Sistema de Prueba Actual de la Estación de Flujo J-20**

Para describir el sistema de prueba de la estación de flujo se realizaron visitas de campo que ayudaron de una forma práctica a conocer cada uno de los componentes de los Sistemas de Prueba de la estación de flujo J-20, así mismo se

contó con material documentado proporcionado por la gerencia de producción de PDVSA Distrito Morichal al igual que se entrevisto al personal capacitado de la empresa esto ayudó a realizar una mejor descripción del sistema de prueba actual del campo.

### **3.4.2 Simular el Sistema de Separación de Prueba a Través del Simulador PRO II 5.6**

Para simular el sistema de prueba actual de la estación de flujo J-20, se realizó un estudio para conocer la influencia de las características del flujo de entrada en el proceso de separación.

En este punto de la investigación se llevó a cabo un estudio de sensibilidad que permitió conocer la manera en que algunas de las características principales del flujo de entrada afectan el proceso de separación. Las características estudiadas fueron:

- ✓ Porcentaje de agua y sedimentos
- ✓ Relación másica Gas entre Líquido (G/L).

Se realizó un diseño de experimento para obtener una matriz de estudio denominado diseño factorial, que estudia los efectos de diferentes factores y cómo influyen estos en una variable. En este caso la variable es la eficiencia de separación.

#### **Diseño del experimento:**

La idea en este punto de la investigación fue generar una matriz de estudio en la cual se hicieron variar en tres valores diferentes cada una de los factores.

De esta manera se estudia, para cada uno de los nueve casos, la eficiencia de separación del sistema.

Se escogieron solo tres niveles para cada factor, debido a que el objetivo principal del presente trabajo no radica en la influencia de las características del flujo (%Agua y ROG) si no en la eficiencia de separación, mas sin embargo, se estimó inicialmente que dicho estudio podría arrojar datos importantes acerca del comportamiento termodinámico del sistema

- **Rango y niveles para porcentaje de agua:** En primer lugar, se escoge el rango, el cual debe ser lo más representativo posible para todos los casos registrados, fue necesario calcular un valor medio del rango este debería ser cercano al promedio de los valores registrado, de modo que se calculo el promedio mediante la siguiente ecuación:

$$\% \text{ Agua Promedio} = \frac{\sum_{i=1}^{i=n} \% \text{ Agua}}{n} \quad \text{Ecuación (1)}$$

- **Rango y niveles para Relación Másica Gas/Líquido:** Para establecer estos valores, se tomaron en cuenta los datos de los historiales de pozos de líquido y gas.

Los datos de líquido, registrados en Barriles por día (BBPD/día), fueron convertidos a Kilogramos por día (Kg. /día), mientras que el flujo de Gas fue convertido de Miles de Pies Cúbicos Normales por Día (MPCND) a Kilogramos por día (Kg. /día). En este último caso se hizo uso de la densidad del Gas a Condiciones Normales (CN) en la industria (P=14,7 psia y T=60 F).

Calculó de la densidad del Gas:

$$\rho = \frac{(P * PM)}{(R * T)} \quad \text{Ecuación (2)}$$

Se consideran cálculos para gas ideal a estas condiciones, ya que la presión es menor a 5 atmósferas ( $P = 50 \text{ psi} = 3,4 \text{ atm}$ ), además la temperatura es moderada, y considerablemente menor a la temperatura pseudo crítica de la mezcla.

El valor de la constante de los gases ideales, R, se ha tomado en Unidades Inglesas.

La temperatura se ingresa en unidades absolutas inglesas, °R.

El peso molecular promedio del gas es tomado del registro de cromatografía del gas asociado al crudo suministrado por PDVSA.

Siguiendo las siguientes ecuaciones se obtiene el flujo másico para cada una de las fases.

$$\text{Flujo másico Líquido: } \left( \frac{\text{Bbl}}{\text{dia}} \right) * \left( \frac{\text{Kg}}{\text{Bbl}} \right)^{\text{Conversion}} = \left( \frac{\text{Kg}}{\text{dia}} \right) \quad \text{Ecuación (3)}$$

$$\text{Flujo másico Gas: } \left( \frac{\text{pie}^3}{\text{dia}} \right) * \left( \frac{\text{L}}{\text{pie}^3} \right)^{\text{Conversion}} * \left( \frac{\text{Kg}}{\text{L}} \right)^{\text{Densidad}} = \left( \frac{\text{Kg}}{\text{dia}} \right) \quad \text{Ecuación (4)}$$

- **VARIABLES A ESTUDIAR:** La(s) variable(s) a estudiar debían arrojar información importante con respecto a dos aspectos fundamentales: (a) El comportamiento físico del sistema, es decir, las tendencias o desempeño termodinámico seguido por la mezcla, y (b) la economía del proceso, es decir, la rentabilidad que implican los cambios en los factores estudiados (%Agua y Relación G/L). Para este fin, se fijaron tres variables de estudio:

✓ Relación másica Gas/Líquido.

- ✓ Relación Gas tope/Gas de entrada.
- ✓ Flujo másico de vapor producido.

La primera variable se refiere al Gas y el Líquido que salen del separador.

La segunda variable se refiere al gas de tope que sale del separador dividido por el gas asociado (que entra al proceso). Estas dos primeras son de utilidad para inferir el comportamiento termodinámico de la mezcla.

La tercera variable se refiere al flujo másico que sale por el tope del separador, y tiene utilidad económica.

En este punto de la investigación sólo se hizo uso de las primeras dos variables, ya que el aspecto económico no es de gran interés; sólo el comportamiento del fluido. El aspecto económico es de importancia al evaluar el sistema con variaciones de temperatura (estudio de sensibilidad de Temperatura) y con variaciones de flujo (estudio de sensibilidad de flujo).

Ya diseñado por completo el experimento, se da paso a la simulación del sistema de separación, mediante el uso del programa PRO II.

La simulación del proceso se realizó, variando los flujos de agua y gas asociado para cumplir las condiciones establecidas en el diseño de experimento para cada uno de los nueve casos. Las condiciones de operación se fijaron de acuerdo a los parámetros de operación más comunes, y utilizando como base una ecuación de estado adecuada, tal y como se especifica en la tabla 3.1.

**Tabla 3.1:** Condiciones para simulación del proceso

<b>Temperatura (F)</b>	95
<b>Presión operación (lpc)</b>	55
<b>Caída de presión Calentador (lpc)</b>	2
<b>Caída de presión Separador (lpc)</b>	2
<b>Diluyentes</b>	Nafta
	MESA 30
<b>Ecuación de estado</b>	Soave-Redlich-Kwong, Huron Vidal

La temperatura y la presión fijadas (95 °F y 55 lpc) se refieren a las condiciones de entrada del flujo al proceso. Cada uno de las corrientes se supone entrando a estas condiciones.

- ✓ La caída de presión en ambos equipos se supone de 2 lpc.
- ✓ La ecuación de estado (o método termodinámico) escogida fue la de Soave-Redlich-Kwong, Huron Vidal, la cual es de gran utilidad, ya que posee reglas de mezclas para sistemas conformados por mezclas altamente polares-apolares, de muy buena aplicación a la fase vapor.

Para construir la simulación, se utilizaron los siguientes datos para caracterizar los diferentes flujos: crudo, diluyentes (Nafta, MESA 30) y gas asociado.

Datos para el Crudo: Para el crudo se contó con la gravedad específica, utilizada para calcular los grados API, y con la curva de destilación en base volumen (tabla 3.2).

**Tabla 3.2:** Datos del crudo área extrapesado

Porcentaje destilado	Temperatura (F)	°API
1	-14	8,5
5	214,8	
10	338,8	
30	509,1	
50	768,6	
70	1124,9	
90	1509,7	
95	1597,6	
98	1648,3	

Datos para los diluyentes: para los diluyentes se contó igualmente con los datos de curvas de destilación y gravedad específica (tablas 3.3 y 3.4).

**Tabla 3.3:** Datos de caracterización del diluyente nafta

Porcentaje destilado	Temperatura (F)	G. E
0	151,9	0,78
5	209,3	
10	230,5	
20	254,8	
30	272,1	
40	288,0	
50	302,9	
60	315,3	
70	330,8	
80	347,9	
90	375,3	
95	403,0	

**Tabla 3.4:** Datos de caracterización del diluyente MESA 30

Porcentaje destilado	Temperatura (F)	G. E
IBP	111	0,876
6,7	235	
16,1	333	
24,4	424	
33,2	478	
42,7	543	
51,0	655	
62,3	822	
71,4	911	
78,8	1038	

Datos para el gas asociado: La composición, según la cromatografía practicada, arrojó los siguientes componentes principales (tabla 3.5)

**Tabla 3.5:** Datos de cromatografía del gas asociado

Compuesto	%Molar	Peso Molecular	Gravedad Especifica (A 60 °F)	Poder Calorífico (Btu/PCS)
Nitrógeno	0,21	21,39	0,74	966
Metano	83,21			
CO2	13,04			
Etano	0,45			
Propano	0,71			
I-Butano	0,27			
N-Butano	0,65			
C5 +	1,46			

Para construir la simulación se siguieron los siguientes pasos:

- Se editaron las diferentes corrientes, por separado: crudo API 8, agua, diluyente (nafta en este caso), gas asociado.

- Se estableció un flujo volumétrico de crudo API 8 aproximado de 220 bbl/día.
- Se mezcló el crudo con el agua suficiente hasta obtener el porcentaje deseado, según el caso.
- La mezcla de crudo y agua se mezcló con el flujo necesario de diluyente para llevar la gravedad API hasta un valor de 16.
- El crudo API 16 se mezcló con la corriente de gas asociado.
- La mezcla de crudo, agua, diluyente y gas entra al calentador.
- Al salir del calentador, la mezcla entra al separador, de donde se obtienen las dos corrientes de producto.

### **3.4.3 Analizar el Comportamiento de la Mezcla en Frío y en Caliente en el Sistema de Separación Gas-Líquido con Dilución Nafta y Mesa-30. Variando los Volúmenes de Producción**

Esta parte de la investigación se puede entender como un estudio de sensibilidad tanto térmico como de flujo. Ya que se estudió la manera en cómo influye la temperatura y la variación de flujo en el proceso de separación. El mismo se llevó a cabo en dos etapas:

- ✓ Estudio de sensibilidad de temperatura con diluyente nafta y con diluyente mesa -30.
- ✓ Estudio de sensibilidad de flujo con diluyente nafta.

#### **3.4.3.1 Estudio de Sensibilidad de Temperatura con Diluyente Nafta**

Para llevar a cabo este estudio se tomaron tres de los nueve casos simulados en el paso anterior de la investigación. Tal y como se muestra en la (tabla 3.6), se escogieron los casos 1, 5 y 9 con el fin de lograr resultados representativos.

Para cada uno de tres casos se fijaron las siguientes temperaturas de salida en el calentador (tabla 3.6):

**Tabla 3.6** Temperaturas fijadas para estudio de sensibilidad

Temp. 1 (°F)	Temp. 2 (°F)	Temp. 3 (°F)	Temp. 4 (°F)	Temp. 5 (°F)
90	102	114	126	150

De esta manera, variando sólo la temperatura de salida del calentador, se estudiaron, para cada caso, las tres variables especificadas con anteriormente.

- ✓ Relación másica Gas/Líquido.
- ✓ Relación Gas tope/Gas de entrada.
- ✓ Flujo másico de vapor producido.

Luego, basado en los resultados, y estudiando en profundidad las características de las corrientes de salida, se establecieron conclusiones referentes a la influencia de la temperatura en la vaporización de la mezcla, así como de la factibilidad de realizar calentamiento del flujo.

Para cada uno de los casos se graficó el aumento porcentual de vaporización contra la temperatura. De esta manera se estudia la influencia de la temperatura en la eficiencia del proceso de separación, así como también el efecto combinado que ejerce junto al porcentaje de agua que posee el crudo.

Por último, se realizó un estudio basado en la cantidad de gas producido en el separador (flujo másico), con el fin de estudiar la factibilidad de calentamiento de la mezcla. Para esto, se tomaron los resultados del estudio de sensibilidad térmica del

caso 5, y para cada uno de ellos se registro el flujo másico de gas producido en el separador, así como el peso molecular. Con estos datos se calculó el flujo volumétrico de gas obtenido y la diferencia de flujo vaporizado para cada uno de los pasos.

Luego, la diferencia de gas producido al calentar en comparación con el proceso en frío fue comparada con la cantidad requerida por el mismo calentador para lograr la temperatura de salida especificada. Esto, con la finalidad de determinar si el exceso de gas producido al calentar era suficiente para dar funcionamiento al calentador.

El flujo requerido por el calentador se obtuvo con base en el poder calorífico del gas y la carga calórica obtenida para cada simulación, en el simulador; también se toma en cuenta una eficiencia del 80 por ciento en el equipo. Así, siguiendo la siguiente ecuación:

$$Q = \dot{V} * PC * efe$$

$$\dot{V} = \frac{Q}{PC * ef}$$

Ecuación (5 y 6)

Siendo  $\dot{V}$  el flujo volumétrico, en pies<sup>3</sup>/día.

$PC$  es el poder calorífico, en Btu/pie<sup>3</sup>.

$Q$  es la carga calórica, en Btu/día.

$ef$  representa la eficiencia

### 3.4.3.2 Estudio de Sensibilidad de Temperatura con Diluyente Mesa-30

Este estudio se llevó a cabo principalmente para realizar una comparación entre la cantidad de gas producido por ambos diluyentes. Se tomó como base el Caso 5, y

partiendo de la temperatura inicial de 90 °F se aplicaron los mismos aumentos de temperatura: 90 °F, 102 °F, 114 °F, 126 °F y 150 °F.

En primer lugar, se comparo la cantidad de diluyente utilizado con el correspondiente de nafta;

En segundo lugar, se comparo la cantidad de gas producido con ambos diluyentes

### **3.4.3.3 Estudio de Sensibilidad de Variación de Flujo Nafta**

Para realizar las variaciones de flujo en el sistema, se estudio la influencia que tiene la variación de flujo en la eficiencia del proceso de separación. Para este fin se hizo uso del programa de simulación ASPEN PLUS 11.1.

En primer lugar, se realizó una simulación demostrativa, comprendida por un equipo de separación de dos etapas de equilibrio (un rehervidor y un plato). Es importante mencionar que se realizó la simulación con este tipo de equipo, debido a que no es posible especificar las dimensiones o la configuración de los internos en los separadores, tanto en el programa PRO II, como en el ASPEN PLUS, lo cual hace imposible estudiar la influencia de un cambio de flujo en el desempeño del equipo. Y aunque es posible dar dimensiones de longitud y diámetro a un separador en el simulador HYSYS, esto no causa efecto alguno ni en el tiempo de residencia, ni en la eficiencia de separación, ante los cambios de flujo; es decir, el separador 'adapta' sus dimensiones, según la magnitud del flujo.

Para este sencillo proceso, fueron simulados tres escenarios, en los cuales sólo se vario el flujo de entrada al equipo, corroborando cambios en los flujos de vapor y liquido obtenidos. Se realizaron tres simulaciones, con diferencia considerable en el

flujo, con el fin de corroborar la disminución en la vaporización al aumentar el flujo, tal y como lo indica la lógica. Esto se realizó calculando la relación V/L para cada caso.

El segundo paso en este estudio de sensibilidad de flujo fue la simulación del proceso completo de separación, bajo las mismas condiciones, con el programa ASPEN PLUS, con la finalidad de validar los resultados obtenidos previamente con el programa PRO II. Se simuló el CASO 5, con un 15 % de agua y una relación G/L de 0,20, y se registraron los valores de gas y líquido producidos en el separador, así como la carga calórica obtenida en el calentador. La ecuación de estado utilizada fue Soave-Redlich-Kwong, Boston-Mathias, la cual establece modificaciones similares a las de Huron-Vidal, para manejar mezclas de compuestos polares-apolares, con especial énfasis en la fase vapor.

Cabe destacar que la importancia de este paso también radicó en la validación de este programa (al comparar con resultados del programa PRO II) a la hora de realizar el estudio de cambio de flujo, y demás estudios posteriores.

Por último, se realizó la simulación del proceso completo de separación en el simulador ASPEN PLUS), el cual fue dimensionado junto a sus internos con el fin de evaluarlo ante diferentes flujos de entrada. Fue tomado el caso 5 y evaluado a tres flujos de entrada diferentes. Representando el flujo de crudo de entrada, la mezcla de crudo API 8, agua, diluyente (nafta) y gas asociado. Se utilizó este diluyente para propiciar la mayor vaporización posible, tomando en cuenta que es más volátil que el Mesa-30.

Para los tres casos establecidos, se registraron los flujos másico de gas y de líquido producido, para calcular la relación G/L, y verificar variación en este parámetro, a medida que el flujo cambia.

Los resultados fueron analizados para determinar la dependencia de la eficiencia de separación con respecto al flujo de entrada al proceso. El mismo se baso, no solo en estos resultados, sino también en el análisis de los puntos de burbuja y rocío de las corrientes por separado, y luego mezclados, así como la composición de las corrientes de gas y líquido producidas en el separador.

### **3.5 PROPONER MEJORAS EN EL SISTEMA DE SEPARACIÓN GAS-LIQUIDO EN LA ESTACIÓN DE FLUJO J-20**

Luego de analizados los resultados de los diferentes estudios fueron propuestas mejoras para aumentar la eficiencia del proceso de separación. Estas mejoras fueron justificadas con cálculos y análisis combinados de algunas de los resultados obtenidos, principalmente en el estudio de sensibilidad de características de flujos y el estudio de sensibilidad de temperatura.

### **3.6 TÉCNICAS E INSTRUMENTOS DE RECOPIACION DE DATOS**

En esta investigación para la recopilación de información y cumplir con los objetivos propuestos se emplearan las siguientes técnicas:

#### **3.6.1 Técnicas**

##### **Revisión bibliográfica**

Para llevar a cabo los objetivos de este estudio, es necesario realizar una amplia revisión bibliográfica relacionada con la investigación, a través de distintos medios como: contenido en manuales de PDVSA, informes, proyectos relacionados con el tema, entre otros; con la finalidad de obtener los parámetros operacionales de funcionamiento necesarios para mejorar el proceso de separación de las fases de fluidos en la estación de flujo.

### **Entrevistas Informales**

Con la finalidad de dar cumplimiento a los objetivos planteados, se realizó una serie de entrevistas y reuniones, con los ingenieros y operadores que laboran en la estación de flujo familiarizados con el proceso de separación de fluidos, esto permitió el desarrollo de esta investigación.

### **Observación Directa**

Esta técnica consistió básicamente en inspecciones hechas en los instrumentos de medición y control de los equipos, como manómetros (medición de presión del fluido en el separador), termómetros (medición de temperatura del fluido en el separador) y medidores de gas (para determinar el flujo de gas en cada etapa de presión) así como toma de muestras para obtener las propiedades como ( $^{\circ}$ API, % A y S, viscosidad, densidad, gravedad específica entre otros). Esto con el objeto de verificar algunos parámetros operacionales en el proceso y así poder obtener datos de campo y establecer criterios en cuanto al funcionamiento actual del sistema de separación bifásico y datos para realizar las simulaciones del comportamiento de la mezcla.

### **3.6.2 Herramientas**

Con el fin de localizar información. Se buscó tanto en base de datos electrónicos como en informes y reportes, en los que se destacan las carpetas de pozos, que archivan más información proveniente de la gerencia de yacimientos, mantenimiento de pozos y producción, donde se encuentran datos de pozos desde el inicio de su planificación hasta la actualidad. Dentro de las bases de datos computarizadas para obtener la información se encuentran:

- **Centinela:** es una herramienta que sirve de apoyo para facilitar información contable, operacional y de las instalaciones, de manera oportuna y en línea, asegurando flexibilidad de respuesta a los objetivos de producción e inyección, control, seguimiento y análisis de las operaciones de producción actual y futura.
- **Simulador de Procesos PRO/II PROVISION 5.6:** El simulador PRO/II es un software de procesos interactivo desarrollado por la empresa Simulation Sciences, Inc (SimSci), éste posee una estructura modular no-secuencial que permite al usuario alimentar la información en el orden que mejor se acomode a sus necesidades. También posee facilidades para cálculos de diagramas de procesos. Básicamente la función principal de este simulador, consiste en proporcionar la distribución de flujo volumétrico para un determinado escenario de proceso, y las propiedades físicas que posee dicho flujo volumétrico en cada tramo del proceso.

### 3.7 RECURSOS

Los recursos mencionados a continuación, serán utilizados para llevar a cabo el proyecto:

#### 3.7.1 Recursos Humanos

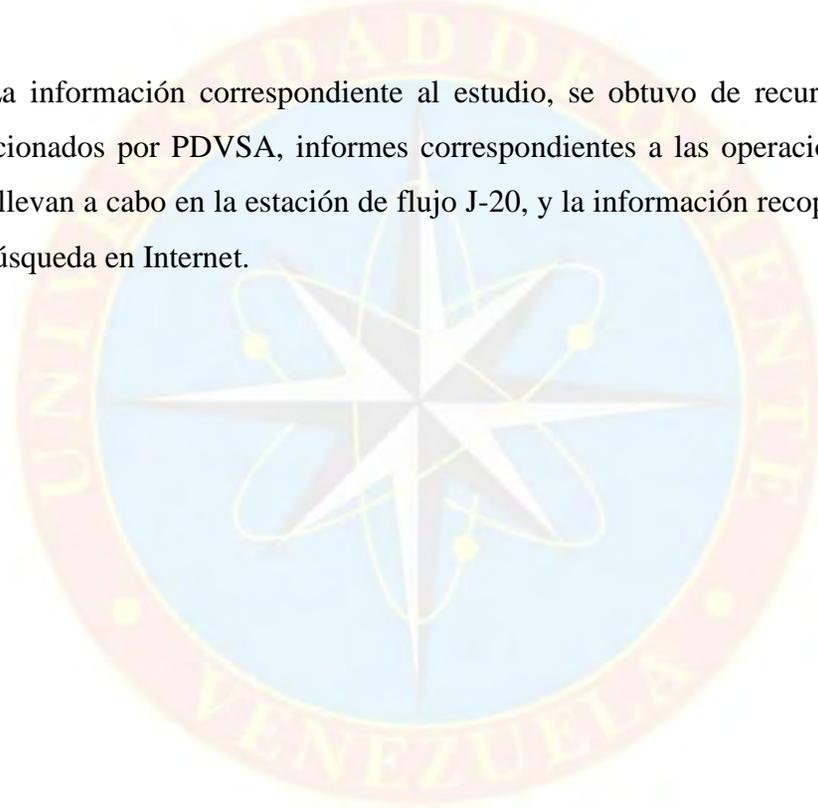
Se contó con el apoyo del personal que labora en la Gerencia de Ingeniería y Producción, pertenecientes a la Empresa PDVSA Exploración y Producción Distrito Morichal. Por otro parte la asesoría académica por parte de los profesores de la Escuela de Ingeniería de Petróleo de la Universidad de Oriente, Núcleo de Monagas.

### **3.7.2 Recursos Financieros**

La Corporación Petróleos de Venezuela, a través de la Gerencia de Operaciones de Producción y de Recursos Humanos del Distrito Morichal, financió económicamente la ejecución de este proyecto en el tiempo previamente establecido.

### **3.7.3 Recursos Materiales y Bibliográficos**

La información correspondiente al estudio, se obtuvo de recursos materiales proporcionados por PDVSA, informes correspondientes a las operaciones rutinarias que se llevan a cabo en la estación de flujo J-20, y la información recopilada, a través de la búsqueda en Internet.



## **CAPÍTULO IV**

### **ANÁLISIS DE RESULTADOS**

#### **4.1 DESCRIBIR EL SISTEMA DE PRUEBA ACTUAL DE LA ESTACION DE FLUJO J-20**

La descripción del sistema de prueba de la EF J-20, se llevó a cabo mediante visitas de campo, las cuales permitieron la recolección de cada uno de los parámetros pertenecientes a todos los elementos que conforman dicha estación, por otra parte se contó con material documentado de la gerencia de producción del Distrito Morichal. Este sistema comprende básicamente los múltiples de prueba, separadores de prueba, calentador-separador de prueba, medidores de flujo de líquido y medidores de flujo de gas.

Para el sistema de prueba de pozos se dispone en la estación de flujo J-20 de cinco separadores, en donde tres son verticales y dos trenes de prueba que se encuentran fuera de la estación de flujo (K20-4 y J21-1), Los trenes de pruebas ubicados fuera de la estación poseen calentadores apéndice, separadores y depuradores activos, sin embargo los trenes localizados dentro de la estación también los poseen, pero no tienen depuradores por lo que todo el gas proveniente de los separadores pasan a los depuradores generales de producción que están en la estación.

El fluido proveniente de los pozos (crudo diluido, agua y gas), llegan a los múltiples de producción A, B, C y D y líneas individuales provenientes de las macollas en forma independiente, de allí es transferido a los calentadores donde es precalentado a una temperatura entre 85 y 130 °F a una presión de 55 lpc, en este punto se separa la fase líquida de la fase gaseosa. El líquido pasa a los tanques de

almacenamiento para ser transferido a la estación principal MP-1, mientras que el gas pasa al depurador donde retienen las partículas en estado liquido que pudiesen quedar atrapadas en el mismo. Ver figura 4.1.

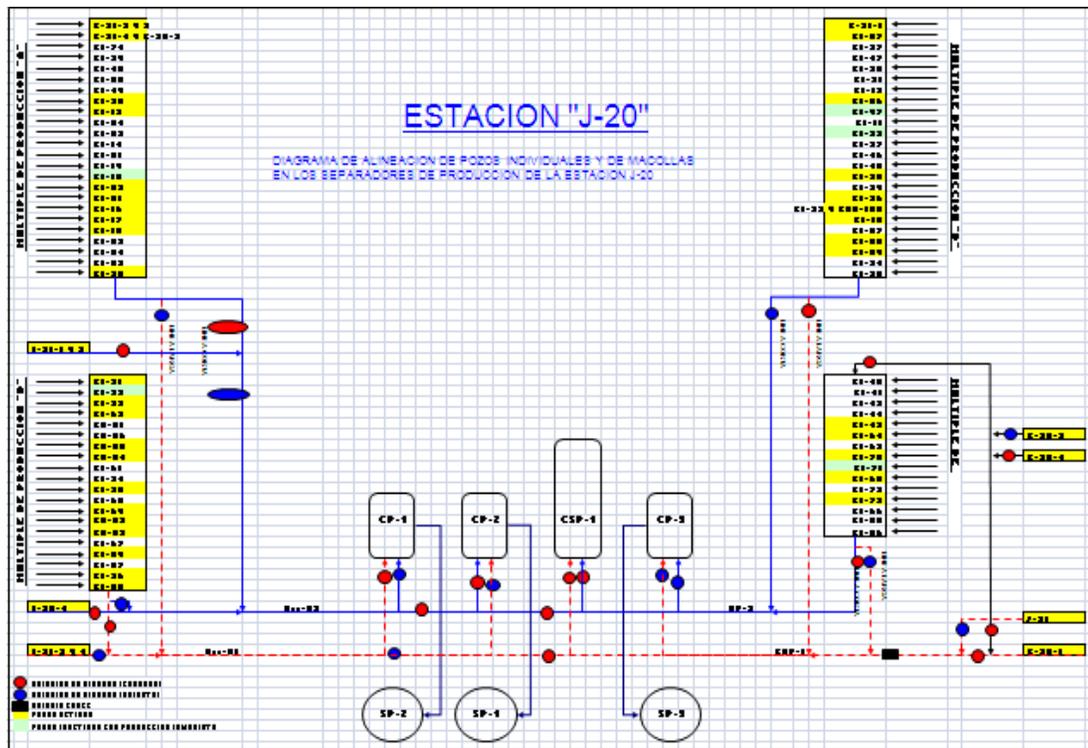


Figura 4.1. Esquema del Proceso de prueba de pozos de la Estación de Flujo J-20.

## 4.2 SIMULAR EL SISTEMA DE SEPARACION DE PRUEBA A TRAVÉS DEL SIMULADOR PRO II 5.6.

Para simular el sistema de separación de la estación de flujo se realizó un estudio de ciertas características de entrada del crudo, esto permitió conocer la influencia que tienen las características de entrada del crudo como el porcentaje de agua y la relación másica G/L en la eficiencia del proceso de separación. Las variables estudiadas fueron las siguientes:

- ✓ Relación másica Gas/Líquido.
- ✓ Relación Gas tope/Gas de entrada.
- ✓ Flujo másico de vapor producido.

Para establecer los rangos y valores de los factores de estudio se tomaron como muestra el porcentaje de agua y la relación másica gas/líquido de los pozos estudiados ver (Apéndice F1, F2 y F3)

En la tabla 4.1 se presentan los resultados referentes a la relación masica existente entre el gas producido y el líquido producido en el separador y en la misma claramente como esta relación disminuye a medida que el porcentaje de agua aumenta, es decir, a mayor porcentaje de agua en la mezcla, la vaporización es menor, lo cual corrobora la teoría, según la cual la presencia de agua causa un aumento en el punto de burbuja, al retener las fracciones mas volátiles del crudo y el diluyente.

Se observa, por ejemplo, para los casos con relación  $G/L=0.35$ , que la relación Gas/Líquido disminuye desde 0.3500 hasta 0.3322, lo cual se considera una evidencia clara de la disminución de vaporización.

**Tabla 4.1:** Relación Gas producido / Líquido producido

		Relacion Masica Gas/Liquido		
		0.05	0.2	0.35
%Agua	5	0.0489	0.2003	0.3500
	15	0.0456	0.1929	0.3394
	25	0.0434	0.1877	0.3322

En la tabla 4.2 se muestra la comparación entre el gas producido (en el tope del separador) y el que entra al proceso (gas asociado). Se observan dos tendencias claras: en primer lugar, una disminución notable de vaporización a medida que aumenta el porcentaje de agua en la mezcla; segundo, el aumento en la cantidad de gas asociado conlleva un aumento en la vaporización.

También es importante mencionar que los valores muy bajos para la relación Gas asociado/Gas producido son una evidencia clara de la no vaporización de las fracciones más pesadas del gas asociado (C3+), tal y como se observa en algunos de los casos, con valores tan bajos como 0.8736 (Caso 4) y 0.9138 (Caso 7). Por el contrario, los valores elevados, cercanos a uno (1), denotan dos posibilidades: (1) Vaporización completa del gas asociado, o (2) Vaporización considerable del gas asociado, aunado a vaporización de fracciones más volátiles del crudo y/o diluyente.

En base a esto, se puede afirmar que para los casos en donde los valores cercanos o igual a 1 es altamente probable que al menos una pequeña parte de las fracciones más volátiles del crudo y/o diluyente se hayan vaporizado, y que el gas asociado también.

**Tabla 4.2:** Relación Gas producido / Gas asociado (gas que entra)

		Relacion gas tope / gas entrada		
		0.05	0.2	0.35
% Agua	5	0.9808	1.0012	1.0000
	15	0.9138	0.9698	0.9772
	25	0.8736	0.9483	0.9617

Adicionalmente se calculó el aumento porcentual de la vaporización con respecto al aumento de la cantidad de gas (aumento de relación G/L). Se corrobora

cuantitativamente como el aumento en la cantidad de gas asociado causa aumento en la vaporización de la mezcla (tabla 4.3).

**Tabla 4.3:** Aumento porcentual de vaporización con respecto a la Relación Gas/Líquido

		Estudio aumento R con %Agua cte.		
		Aumento Porcent. Vaporización		
		0.05	0.2	0.35
% Agua	5	0.00	2.08	1.96
	15	0.00	6.13	6.93
	25	0.00	8.56	10.09

De igual manera, se calculó el aumento porcentual en la cantidad de vapor producido con respecto a la variación del porcentaje de agua en el crudo. Se corrobora que al disminuir la cantidad de agua en el crudo se aumenta la vaporización de manera considerable. En los casos con relación G/L=0.05 (baja cantidad de gas asociado, marcados en azul), este aumento fue hasta de 12 %. Estos resultados son evidencia de la importancia de disminuir el porcentaje de agua antes del proceso de separación Gas/Líquido.

**Tabla 4.4:** Aumento porcentual de vaporización con respecto al porcentaje de agua

		Estudio dism. %Agua con R Cte. (Aumento porcentual vaporización) G/L		
		0.05	0.2	0.35
		% Agua	5	12.27
15	4.61		2.26	1.60
25	0.00		0.00	0.00

### 4.3 ANALIZAR EL COMPORTAMIENTO DE LA MEZCLA EN FRÍO Y EN CALIENTE EN EL SISTEMA DE SEPARACIÓN GAS-LIQUIDO CON DILUCIÓN NAFTA Y MESA-30 VARIANDO LOS VOLÚMENES DE PRODUCCIÓN.

#### 4.3.1 Estudio de Sensibilidad de Temperatura con Diluyente Nafta

Se escogieron tres de los nueve casos simulados ver matriz del proceso, a los cuales se hizo aumentar gradualmente la temperatura, desde 90 °F hasta 150 °F, para observar los cambios producidos en la vaporización de la mezcla. Se estudio en primer lugar la relación Gas producido / Gas asociado, para generar una clara idea de la vaporización del gas asociado y de las fracciones mas livianas del crudo y el diluyente.

**Matriz 1.** Matriz de evaluación del proceso de separación

G/L %Agua	0,05	0,20	0,35
5	<b>Caso 1</b>	Caso 2	Caso 3
15	Caso 4	<b>Caso 5</b>	Caso 6
25	Caso 7	Caso 8	<b>Caso 9</b>

En la tabla 4.5 se muestran los resultados de este estudio. Los resultados sombreados en verde señalan aquellos casos en los que la cantidad de vapor producido en el separador es mayor a la cantidad de gas asociado que entra al proceso, siendo una señal indudable de la vaporización de las fracciones livianas del crudo y el diluyente. Para el caso 1 (menor porcentaje de agua, de 5), el aumento porcentual de vaporización es bastante considerable, al punto que a una temperatura

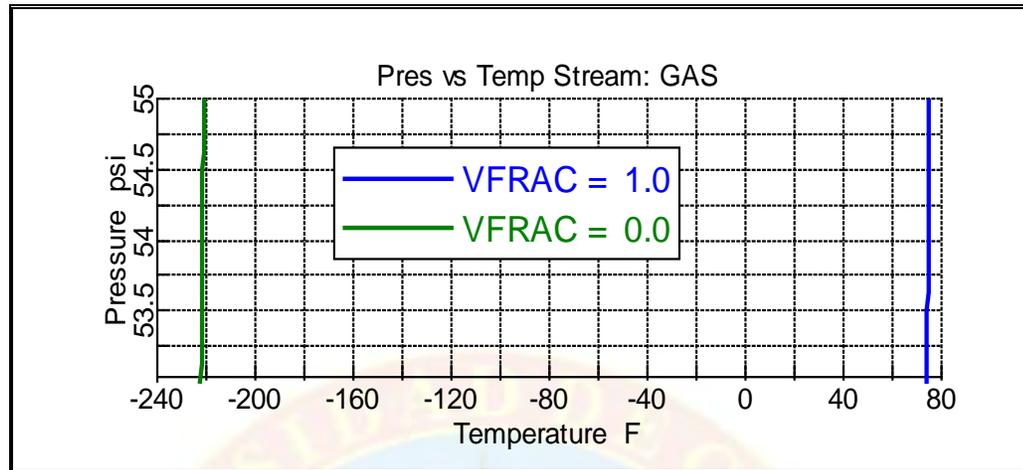
de 126 °F, el flujo másico de gas producido supera en más de un 7 % al flujo de gas asociado. Para una temperatura de salida de 150 °F, el gas producido supera en más de un 15 % al gas de entrada.

Es importante mencionar que la vaporización aumenta con mayor facilidad a medida que el porcentaje de agua disminuye. Esto se debe a que hay una menor retención de las fracciones más volátiles, en especial de aquellas con una temperatura normal de ebullición menor a la del agua.

**Tabla 4.5:** Relación masica Gas producido / Gas asociado variando la temperatura

	relación Masica Gas tope / Gas entrada				
	T1=90 F	T2=102 F	T3=114 F	T4=126 F	T5=150 F
<b>Caso 1</b> (%Agua=5)	0.9808	1.0000	<b>1.0337</b>	<b>1.0721</b>	<b>1.1587</b>
<b>Caso 5</b> (%Agua=15)	<b>0.9698</b>	<b>0.9795</b>	0.9957	<b>1.0140</b>	<b>1.0550</b>
<b>Caso 9</b> (%Agua=25)	<b>0.9617</b>	<b>0.9688</b>	0.9814	0.9956	<b>1.0306</b>

Es importante realizar ciertos comentarios con respecto al rango de ebullición del gas asociado. En la figura 4.2 se muestra la variación del punto de burbuja (VFRAC=0) y rocío (VFRAC=1) para las condiciones de operación. Para estas condiciones, todo el gas vaporiza a menos de 80 °F; sin embargo, el comportamiento varia notablemente en la mezcla, y en este caso, se hace evidente que el punto de burbuja se desplaza hacia la derecha, ya que, al analizar la tabla 4.5, a más de 90 °F, parte del gas asociado se encuentra en estado líquido, lo cual se puede afirmar al observar que en muchas ocasiones la cantidad de gas producido es notablemente menor a la cantidad de gas asociado (observar valores sombreados en verde, como ejemplos).



**Figura 4.2.** Variación del punto de burbuja

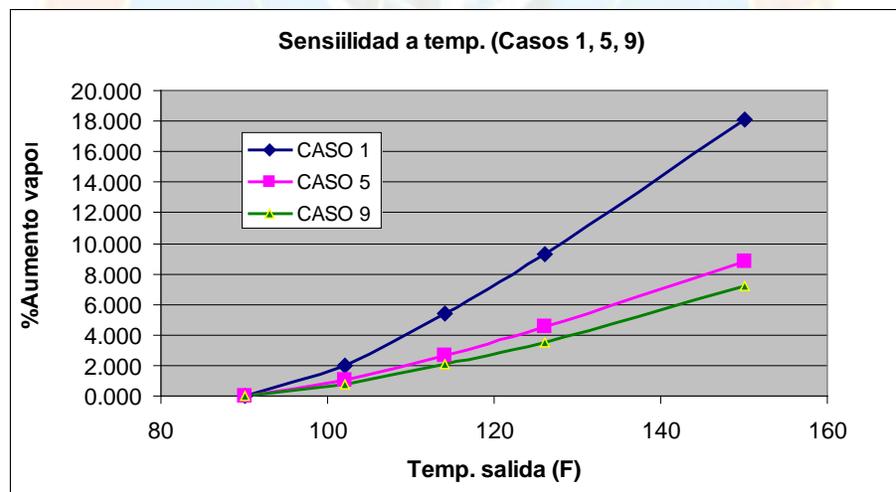
En la tabla 4.6 se observa el aumento porcentual de vaporización para cada uno de los tres casos, a medida que aumenta la temperatura de salida. Como ya se ha mencionado, la producción de vapor aumenta de manera más considerable cuando el porcentaje de agua es bajo. Según estos resultados, al calentar la mezcla se puede aumentar la producción hasta en un 18 % (con un %Agua=5). Estos resultados nuevamente justifican una deshidratación del crudo, previa al proceso de separación. Así, al disminuir el porcentaje desde 15% hasta 5%, se duplica el aumento porcentual de vaporización.

**Tabla 4.6:** Aumento porcentual de vaporización Con respecto a la temperatura

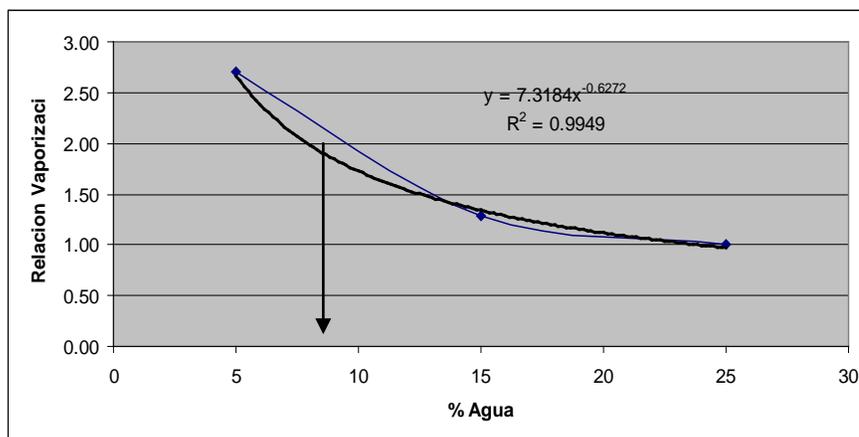
	Aumento porcentual de vaporización				
	T1=90 F	T2=102 F	T3=114 F	T4=126 F	T5=150 F
<b>Caso 1</b> (%Agua=5)	0.00	1.96	5.39	9.31	18.14
<b>Caso 5</b> (%Agua=15)	0.00	1.00	2.67	4.56	8.79
<b>Caso 9</b> (%Agua=25)	0.00	0.74	2.05	3.52	7.16

En el siguiente grafico se representa el aumento porcentual de vaporización con respecto al aumento de temperatura. Es de hacer notar que no existe una gran diferencia de vaporización cuando el porcentaje de agua disminuye de 25% a 15%, sin embargo, la diferencia se hace mucho mas notable al disminuir dicho porcentaje desde 15% hasta 5%. Con esto se infiere que solo se justifica una deshidratación previa, si la concentración de agua se disminuye a un valor cercano a 5 %.

En la figura 4.3 se comparan las curvas de aumento de vaporización para los tres casos estudiados (5, 15 y 25 % de agua). Se observa como la cantidad de vapor producido es mayor cuando el porcentaje de agua es menor. Es de resaltar la diferencia notable que existe entre el caso 1 (5% de agua) y el caso 5 (15% de agua).



**Figura 4.3.** Comparación de vaporización con aumento de temperatura



**Figura 4.4.** Aumento de vaporización con respecto al porcentaje de agua.

Al comparar los valores registrados en la figura 4.3, se hace evidente que por debajo de los 7,5% de agua aproximadamente (siguiendo la flecha en la figura 4.4) el aumento de vaporización es más notable, y aumenta más del doble con respecto a la vaporización registrada a un 25% de agua. Basado en esto, se justifica una deshidratación previa del crudo por debajo del 8 %, si se quiere lograr un aumento de vaporización notable.

**Tabla 4.7:** Gas adicional producido por calentamiento. Diluyente nafta.

<b>CASO 5: Diferencial de vapor producido con aumento de temperatura</b>						
Temp.	Masa vapor	PM	Densidad	Caudal volum.	Caudal Adicional	
(F)	(lb / h)		(lb / pie3)	(MPCD)	(MPCD)	MPCND
90	899	20.96	0.1953	110.5	0	0.0
102	908	21.08	0.1923	113.3	2.9	6.4
114	923	21.26	0.1899	116.7	6.2	12.3
126	940	21.46	0.1877	120.2	9.7	17.3
150	978	21.89	0.1839	127.6	17.2	25.7

En la tabla 4.7 se muestran algunos de los resultados y cálculos derivados del estudio de estabilidad de temperatura realizado en el caso 5. En esta se registra el flujo masico de vapor y el peso molecular, ambos obtenidos en la simulación. Con

estos datos, y las condiciones de operación, se obtiene la densidad, y con esta última, el caudal o flujo volumétrico. En la última columna se muestra, entonces, el flujo adicional de gas producido, es decir, la resta del flujo volumétrico en cada caso, menos el flujo volumétrico en el caso inicial (Temp.=90 °F).

Se observa por ejemplo, que al aumentar la temperatura desde 90 °F hasta 126 °F, se produce un adicional de 17.3 mil pies cúbicos normales por día.

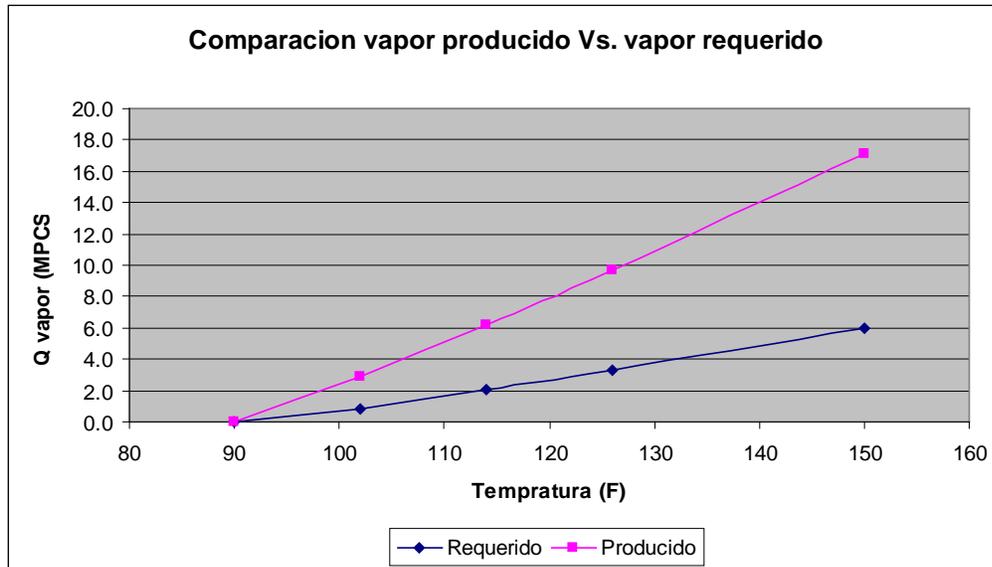
Por otra parte, se calculó el flujo requerido en el calentador para obtener las temperaturas de salida especificadas en el estudio. En la tabla 4.8 se muestran los resultados. La columna sombreada en amarillo muestra que el volumen requerido en el calentador no supera los 6 MPCND. Por su parte, el flujo adicional producido por calentamiento es notablemente mayor al requerido por el calentador, alcanzando hasta los 25 MPCND.

**Tabla 4.8:** Gas requerido para calentamiento. Diluyente nafta.

<b>Poder Cal.</b> <b>(MBtu/PCS)</b>	<b>CASO</b>	<b>Calor req.</b> <b>(MBTU/h)</b>	<b>Calor req.</b> <b>(MBTU/día)</b>	<b>Caudal vol.</b> <b>req.</b> <b>(pie<sup>3</sup>/día)</b>	<b>Caudal</b> <b>vol.req.</b> <b>(MPCND)</b>
<b>0.966</b>	<b>T1 (90 F)</b>	0	0	0.0	0.0
	<b>T2 (102 F)</b>	25.2	604.8	782.6	0.8
<b>Eficiencia</b> <b>0.8</b>	<b>T3 (114 F)</b>	65.6	1574.4	2037.3	2.0
	<b>T4 (126 F)</b>	106.7	2560.8	3313.7	3.3
	<b>T5 (150 F)</b>	192.1	4610.4	5965.8	6.0

En la figura 4.5 se compara el flujo volumétrico adicional producido, contra el requerido para lograr el calentamiento. En todo momento, el gas adicional es mucho

mayor al necesario en el calentador, lo cual justifica el calentamiento en el proceso de separación.



**Figura 4.5.** Comparación entre producción adicional de gas y gas requerido para calentamiento

La tabla 4.9 muestra la diferencia porcentual entre el gas producido y el requerido. Así, por ejemplo, al calentar hasta 126 °F, se produce un 423 % del requerido en el calentador, es decir, más de cuatro veces del necesario.

**Tabla 4.9:** Diferencia porcentual entre el gas producido y el requerido

Temperatura °F	Dif. %
102	713.0
114	501.9
126	423.1
150	330.3

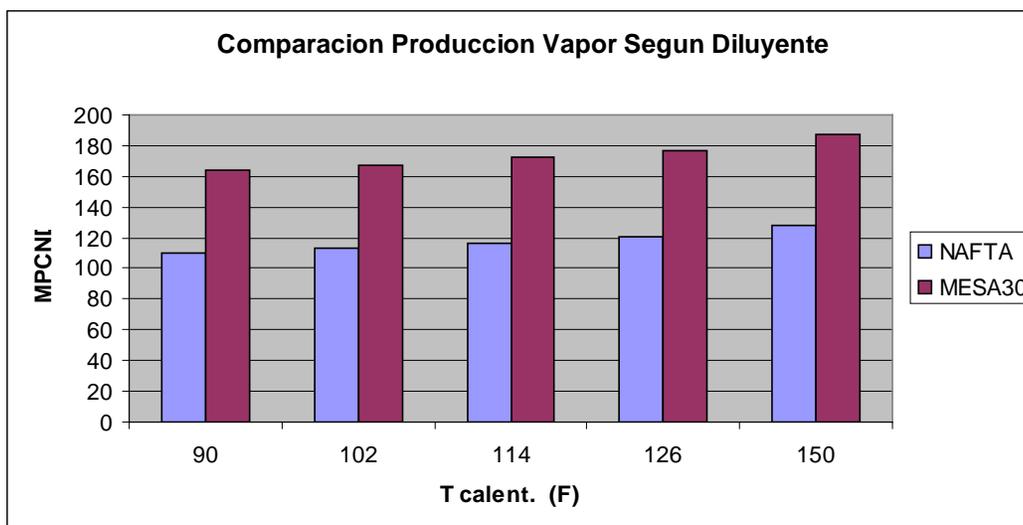
### 4.3.2 Estudio de Sensibilidad de Temperatura con Diluyente Mesa-30

En la tabla 4.10 se muestran los resultados correspondientes al caso simulado con diluyente mesa-30 del caudal volumétrico de gas producido, al comparar los valores con los obtenidos en la simulación con nafta (Tabla 4.4) es evidente que la cantidad de gas producido con mesa-30 es mayor; sin embargo, se debe recordar que este diluyente es mas pesado que la nafta, es decir, que posee una mayor densidad, por lo que debe utilizarse en mayor proporción. Y es lógico pensar que al usar un flujo mayor de diluyente, la vaporización será mayor también, al ir aumentando la temperatura del calentador, ya que, como es sabido, los diluyentes poseen fracciones más livianas que el crudo en si, y vaporizan en cierta medida.

**Tabla 4.10:** Gas adicional producido con diluyente mesa-30

CASO 5: Diferencial de vapor producido con aumento de temperatura						
Temp. (F)	Masa vapor (lb / h)	PM	Densidad (lb / pie3)	Caudal volumet. (MPCD)	Dif. Caudal (MPCD)	MPCND
90	1336	21.03	0.1960	163.6	0	0
102	1348	21.15	0.1929	167.7	4.1	14.2
114	1367	21.33	0.1905	172.2	8.6	29.2
126	1388	21.5	0.1881	177.1	13.5	44.9
150	1435	21.86	0.1837	187.5	23.9	76.2

Al comparar la cantidad de gas producido con cada diluyente, es de esperar una mayor producción de gas con diluyente mesa-30, sin embargo el flujo de este diluyente es mucho mayor que el requerido de nafta (observar tabla 4.11).



**Figura 4.6.** Comparación producción da gas según el diluyente

En la tabla 4.11 se especifican los flujos masicos requeridos de diluyentes en cada caso. La cantidad de diluyente mesa-30 supera en una relación mayor a 2:1 a la cantidad de nafta. Al dividir la cantidad de nafta entre mesa-30 se obtiene un factor que se utiliza para comparar la producción de gas para ambos casos con un flujo equivalente de ambos diluyentes. En otras palabras, este factor sirve para comparar la producción de gas en el sistema de separación, suponiendo que se utilice el mismo flujo masico para ambos diluyentes.

**Tabla 4.11:** Masa de los diluyentes, y factor para equivalencia

	Masa diluy. (lb/h)
<b>NAFTA</b>	840
<b>MESA30</b>	1990
<b>Factor</b>	<b>0.422</b>

La tabla 4.12 muestra el caudal volumétrico equivalente que se produciría si el flujo utilizado de mesa-30 fuera igual al de nafta, es decir, si fueran flujos equivalentes. El flujo de gas producido se muestra en la columna sombreada en verde.

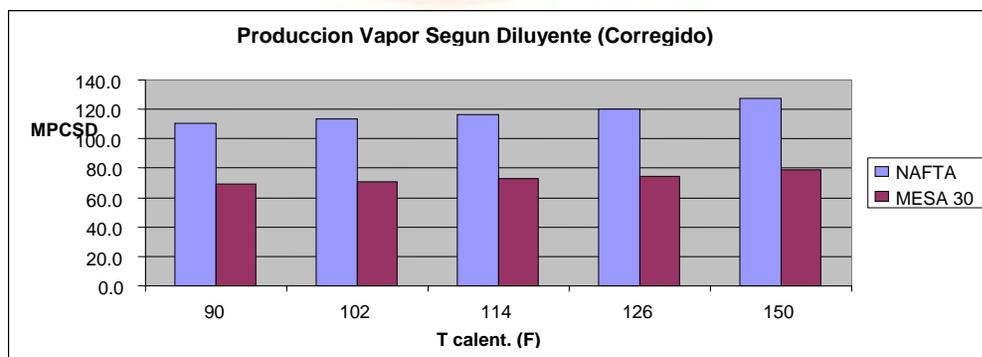
Este flujo resulta menor que el producido con la misma cantidad de nafta, lo cual es un resultado lógico, ya que la nafta es un diluyente mas liviano, y por ende, mas volátil, como se detalla en la figura 4.6.

**Tabla 4.12:** Caudal de diluyente mesa-30 equivalente

Temperatura	Caudal Vol. (MPCD)	Factor	Caudal Equi-Valente (MPCD)
T1 (90 F)	163.2	0.422	69.1
T2 (102 F)	167.7		70.8
T3 (114 F)	172.2		72.7
T4 (126 F)	177.1		74.8
T5 (150 F)	187.5		79.1

En la figura 4.7 se evidencia como la nafta propicia una mayor volatilización que el diluyente mesa-30. De hecho, al comparar numéricamente los valores mostrados para cada temperatura, se encuentra que el proceso de separación con la nafta produce más del 70 % de gas que con el diluyente mesa-30. Este es un indicio del aumento de vaporización que produce el uso de la nafta.

La principal aplicación de esta grafica es la de comparar la volatilidad de ambos diluyentes, en condiciones de operación similares (flujos, % agua, ROG, temperatura y presión).



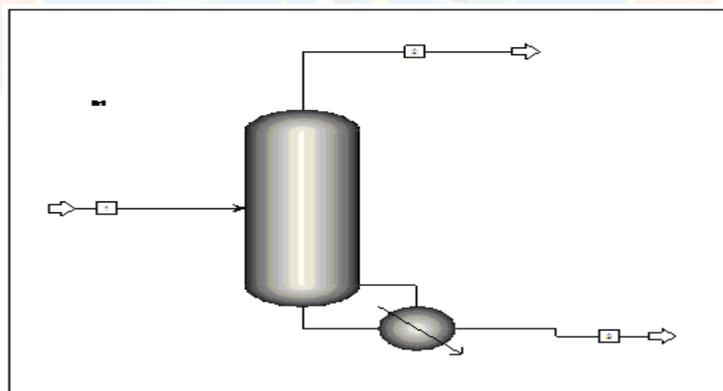
**Figura 4.7.** Comparación producción de gas, con flujos equivalentes de diluyentes.

A pesar de que el flujo de mesa-30 a usar es mucho mayor, sigue siendo una opción viable su uso, aun conociendo las bondades de la nafta, y esto debido a:

- ✓ La alta proporción de gas asociado en el crudo (ROG elevados) tratado en la estación.
- ✓ La composición del gas, que posee mas de 95% de  $\text{CH}_4 + \text{CO}_2$ .
- ✓ La dificultad que implica el uso de la nafta, conociendo la naturaleza pesada de los crudos Venezolanos, que no abundan en cortes livianos.

#### 4.3.3 Estudio de Sensibilidad de Flujo con Diluyente Nafta

En primer lugar, se simuló un proceso sencillo de separación, con carácter demostrativo. En dicho proceso, conformado por una mezcla de agua, C10 y C12, que entra a un stripper (figura 4.8) se obtuvieron los resultados mostrados en la tabla 4.13.



**Figura 4.8.** Proceso demostrativo, variación de flujo

**Tabla 4.13:** Resultados de la simulación de variación de flujo con nafta

	simulación 1	simulación 2	simulación 3
<b>Flujo (lb/h)</b>	6000	8000	12000
<b>Flujo Gas (lb/h)</b>	96.8	116.5	154
<b>Flujo Líquido (lb/h)</b>	5903	7883	11846
<b>V/L</b>	<b>0.0164</b>	<b>0.0148</b>	<b>0.0130</b>

Como se observa, el flujo total a la entrada del proceso se varió de manera considerable, con el fin de corroborar una disminución en la vaporización a medida que se aumento el flujo. Esto es debido a que el aumento de flujo causa una disminución en el tiempo de residencia en el equipo de separación, y al disminuir el tiempo necesario para la separación de las fases, disminuye también la cantidad de gas que migra de la fase líquida a la fase vapor.

Al analizar en detalle los resultados registrados, se observa que el flujo total de entrada en el caso 3 es el doble que en el caso 1 (12mil lb/h y 6mil lb/h, respectivamente). Así, en teoría, el flujo de gas producido debería aumentar el doble entre el primer y el segundo caso, tal y como se muestra a continuación:

$$\text{Flujo Gas (Caso 1)} = 96.8 \text{ lb/h}$$

$$\text{Flujo Gás Teorico (Caso 3)} = 2*(96.8) \text{ lb/h} = \mathbf{193.6 \text{ lb/h}}$$

Sin embargo, el flujo de gas en el caso 3 es mucho menor.

$$\text{Flujo Gás Simulado (Caso 3)} = \mathbf{154 \text{ lb/h}}$$

Esto se traduce en una notable disminución de la producción de gas. En este caso la producción de gas disminuye en un 20 por ciento.

$$\text{Dism. \%} = \left( \frac{193.6 - 154}{193.6} \right) * 100 = 20\%$$

La tabla 4.14 recoge los resultados principales de esta simulación, en comparación con los correspondientes a la simulación realizada con el programa PRO II. En primer lugar, se observa que el calor requerido en el calentador es similar para ambos casos.

El flujo másico de gas varía de 940 a 1033 lb/h entre uno y otro programa, lo cual supone una diferencia del 10 %. La densidad del gas es un dato de importancia, y en este caso varía sólo de 0.176 a 0.188 entre uno y otro programa, lo cual se traduce en una variación de apenas 6.5 %.

Con estos resultados se logró justificar el uso del programa ASPEN PLUS para esta parte del estudio ya que se corrobora la similitud de resultados.

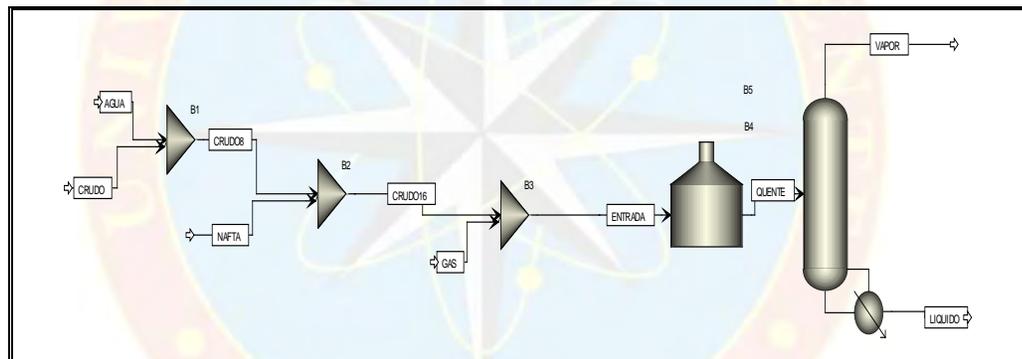
**Tabla 4.14:** Comparación de resultados, proceso de separación

	<b>PRO II 6.0</b>	<b>APSEN PLUS 11.1</b>
<b>Ecuación de Estado</b>	SRK-HuronVidal	SRK-BostonMathias
<b>Calor Calentador (Btu/h)</b>	106700	128400
<b>Flujo total (lb/h)</b>	5559	5557
<b>Flujo masico Gas (lb/h)</b>	940	1033

**Cont. Tabla 4.14**

<b>Flujo Masico Liq. (lb/h)</b>	4619	4523
<b>Flujo volum. Gás (pie<sup>3</sup>/h)</b>	5328	5494
<b>Densidad Gás (lb/pie<sup>3</sup>)</b>	0,176	0,188
<b>Relacion G/L</b>	0,204	0,228

Habiendo validado el uso del programa ASPEN PLUS, se muestran a continuación los resultados obtenidos en la simulación realizada del proceso de separación (tabla 4.16), según el diagrama mostrado en la figura 4.9.



**Figura 4.9.** Simulación con ASPEN PLUS

**Fuente:** Elaboración Propia para este trabajo Maturín 2010

En la tabla se observa que para variaciones de flujo considerables, la relación masica de Gas a Liquido (G/L) se mantuvo invariante, en un valor de 0.222. A primer momento, este parece ser un resultado incoherente, sin embargo, al estudiar las características de los fluidos involucrados, en conjunto con las condiciones de operación del proceso, se justifica en buena medida la razón de estos resultados.

Dos aspectos fundamentales de los fluidos influyen en el proceso:

- ✓ El punto de burbuja y rocío.

✓ La composición.

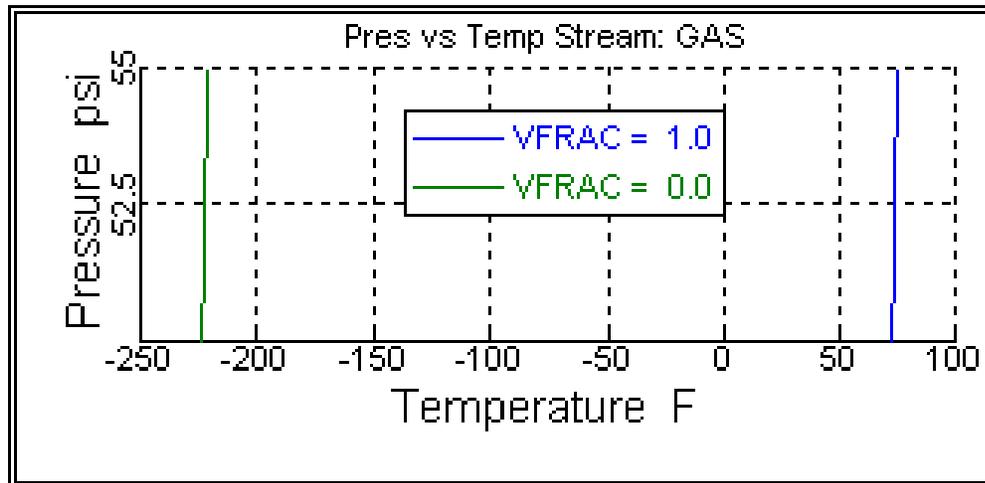
El punto de burbuja y rocío de los fluidos dan una idea de los rangos de ebullición, y de la cercanía que los mismos pueden tener con respecto a la condición de operación. Si bien es cierto que los rangos de ebullición varían considerablemente cuando se mezclan diferentes flujos (como en este caso se mezcla el agua, crudo, diluyente y gas), también es cierto, que ya de entrada, al no coincidir los rangos de ebullición de los flujos con las condiciones de operación, se puede inferir que la vaporización no será importante.

**Tabla 4.15:** Resultados estudio de flujo, simulación ASPEN PLUS caso 5.

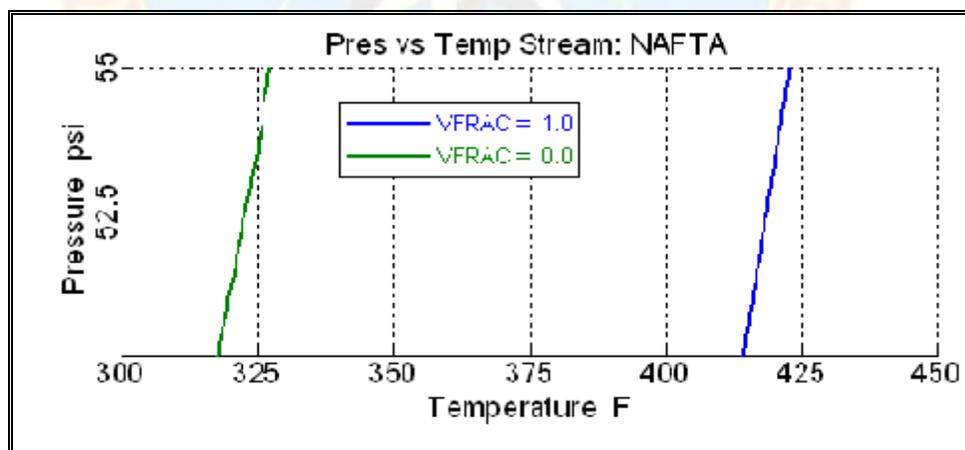
<b>15 % Agua y sedimentos. Relación G/L = 0,20.</b> <b>Presión de entrada = 55psi</b> <b>Temperatura de entrada = 126 °F</b> Flujos masicos (lb/h)					
simulación 1		simulación 2		simulación 3	
5557		8335		11114	
Flujo Liquido	1011	Flujo Liquido	1516	Flujo Liquido	2023
Flujo Gas	4545	Flujo Gas	6819	Flujo Gas	9091
G/L	<b>0,222</b>	G/L	<b>0,222</b>	G/L	<b>0,222</b>

A continuación se muestran los rangos de ebullición de los fluidos involucrados. En específico, se muestra la dependencia del punto de burbuja y de rocío para las condiciones de operación, es decir, entre 55 PSI (presión de entrada al proceso) y 50 psi (presión aproximada de salida del separador). En la figura 4.10 se muestra el punto de burbuja y rocío del gas asociado. Se observa que el punto de

rocío es aproximadamente de 75 °F, una temperatura menor, aunque un tanto cercana, a las que se observan en operación (entre 90 y 150 °F).



**Figura 4.10.** Punto de burbuja y rocío para el gas asociado, a las condiciones de operación.



**Figura 4.11.** Punto de burbuja y rocío para el diluyente nafta, a las condiciones de operación

En segundo lugar, se muestra el rango de ebullición para el diluyente nafta. El punto de burbuja esta alrededor de los 320 °F, valor que es notablemente mayor al

rango de operación para el proceso de separación (entre 90 y 150 °F). El gas asociado, a las condiciones de operación (55 psi y 126 °F) vaporiza totalmente, a diferencia de la nafta, que no vaporiza, sino sobre los 320 °F. Es decir, que al estudiar estos fluidos por separado, no se observa indicio de aumento de vaporización o condensación, sino que las condiciones de operación no parecen influenciar a dichos fluidos figura 4.11.

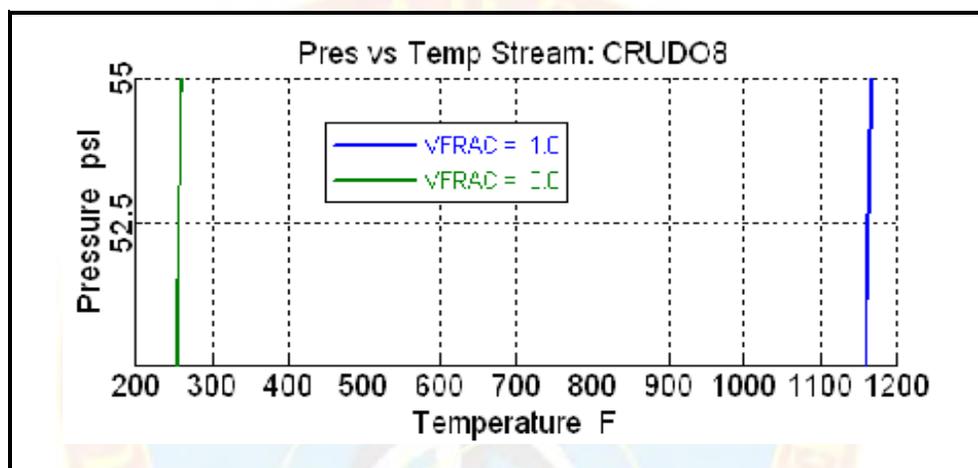
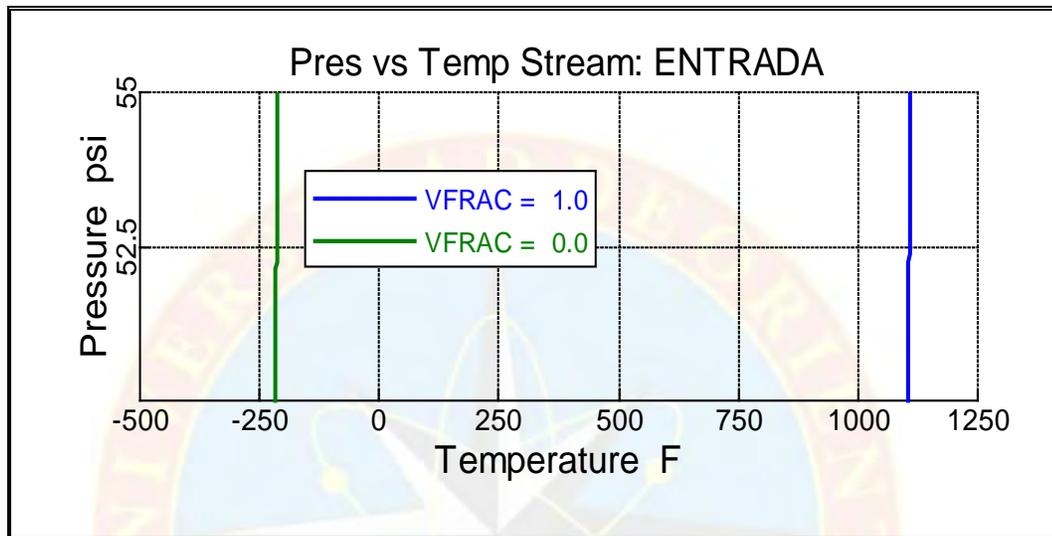


Figura 4.12. Punto de burbuja y rocío para el crudo API 8, a las condiciones de operación.

En la figura 4.12 se observa el rango de ebullición del fluido CRUDO 8, el cual se ha definido como el crudo pesado que entra al proceso, con el porcentaje de agua especificado (15%). Se observa que el punto de burbuja es aproximadamente de 250 °F, un valor mucho mayor al de operación (126 °F). Al igual que para el diluyente, este fluido no se ve influenciado por la condición de operación.

Se muestra en la figura 4.13 el rango de ebullición para toda la mezcla que entra al proceso (crudo API 8 junto al agua, gas asociado y diluyente nafta). Obviamente, el rango se extiende, abarcando el rango combinado de ebullición de los diferentes fluidos. Desde este punto de vista, el flujo de entrada si parece abarcar las

condiciones de operación, sin embargo, habiendo estudiado los rangos de ebullición de las corrientes por separado, es de esperar que estas condiciones no influyan de manera notable en la vaporización.



**Figura 4.13.** Punto de burbuja y rocío para la mezcla, a las condiciones de operación

La figura siguiente (figura 4.14) es de especial importancia, ya que ilustra la comparación entre los rangos de ebullición de los fluidos por separado y la condición de operación (aprox. 55 psi y 126 °F). Es de notar que esta figura representa una comparación de temperaturas de ebullición, para una presión constante de 55 psi. Se observa claramente como los rangos de operación de los fluidos involucrados distan mucho de las condiciones de operación.

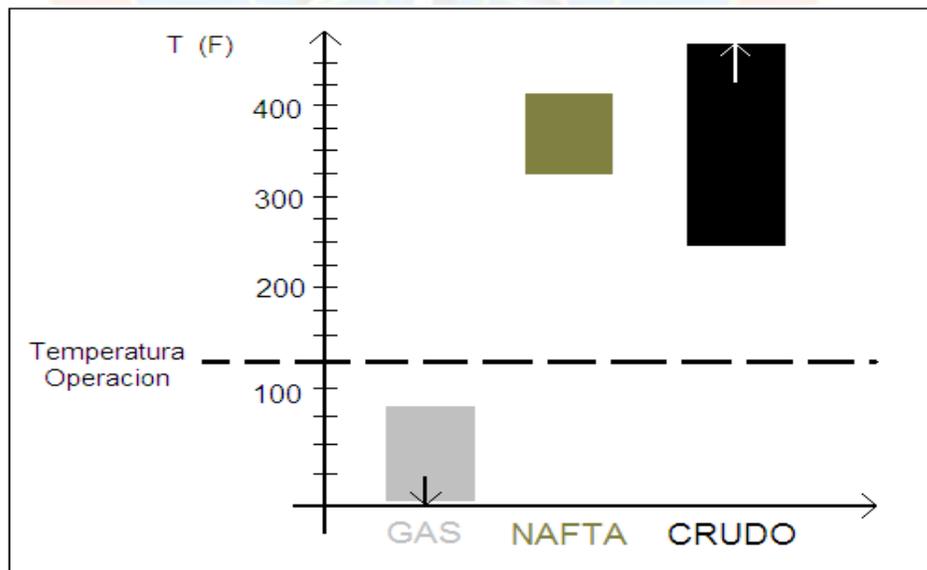
Es de resaltar que el comportamiento de un fluido en mezcla varía con respecto a los fluidos por separado; sin embargo, al observar esta gráfica (figura 4.14), y al estudiar luego la composición de los fluidos, se puede justificar la no dependencia de la vaporización en la variación de flujo.

En líneas generales, la variación de flujo puede influir en la vaporización, si se

tienen algunas de las dos situaciones siguientes:

- ✓ La temperatura de operación coincide con el rango de operación de alguno de los fluidos involucrados.
- ✓ La composición de los fluidos en cuestión, es rica en componentes con puntos de ebullición cercana a la temperatura de operación.

Ninguna de estas dos condiciones se observa en el proceso de separación simulado. Además, es importante mencionar que no existe una continuidad en cuanto a los rangos de ebullición de los fluidos involucrados (observar figura 4.15); de hecho, existe un espacio de más de 175 °F entre el punto de rocío del Gas asociado (75 °F) y el punto de burbuja del Crudo 8API (250 °F). Este ‘espacio’, o gran diferencia de vaporización, es un claro indicio de la independencia que existe entre la vaporización y la variación de flujo a las condiciones de operación del proceso.



**Figura 4.14.** Comparación de condiciones de operación y rangos de ebullición

La composición de la corriente de mezcla de entrada (crudo+agua+diluyente+gas) se muestra resumida en la tabla 4.16. Se muestran sólo algunos de los compuestos. Los compuestos con punto de ebullición más cercanos a las condiciones de operación se encuentran sombreados en verde. Es de hacer notar que los compuestos nombrados con el sufijo PC son aquellos cortes creados por el simulador, de acuerdo a los datos ingresados. Por ejemplo, el compuesto PC 138F se refiere a un pseudocomponente con un punto de ebullición normal de 138 °F.

**Tabla 4.16:** Composición másica de la corriente de mezcla

Compuesto	Composición Masica (%)	Compuesto	Composición Masica (%)
CO <sub>2</sub>	4.5	C7+	0.35
C1	10.4	AGUA	10.3
C2	0.1	<b>PC 62F</b>	<b>1.8</b>
C3	0.2	<b>PC 138F</b>	<b>0.5</b>
<b>C4</b>	<b>0.4</b>	<b>PC 164F</b>	<b>0.6</b>
<b>C5</b>	<b>0.4</b>	<b>PC 188F</b>	<b>0.8</b>
<b>C6</b>	<b>0.2</b>	PC 214F	1.3

Al sumar los porcentajes de los compuestos susceptibles de vaporización se obtiene un total de 4.7 %. Así, se tiene que menos de un 5 % en masa del fluido de entrada es susceptible de vaporización a las condiciones de operación, es decir, menos de un 5 % del fluido puede vaporizar en el proceso. Esto significa que las variaciones en el flujo de entrada no deben causar variación apreciable en la producción de gas, debido a que es muy bajo el porcentaje de compuestos que poseen puntos de ebullición cercanos a las condiciones de operación, y por ende, es muy bajo el porcentaje de fluido que puede aumentar o disminuir su vaporización.

#### **4.5 PROPONER MEJORAS EN EL SISTEMA DE SEPARACIÓN GAS-LIQUIDO EN LA ESTACIÓN DE FLUJO J-20**

Se propone disminuir el porcentaje de agua, previo al proceso de separación, debido a que se determinó que el porcentaje de agua en el crudo tiene una marcada influencia en la producción de gas. En específico, se recomienda deshidratar el crudo hasta valores menores a 8 %, ya que puede aumentar en más de 15 % la producción de gas.



## CAPÍTULO V

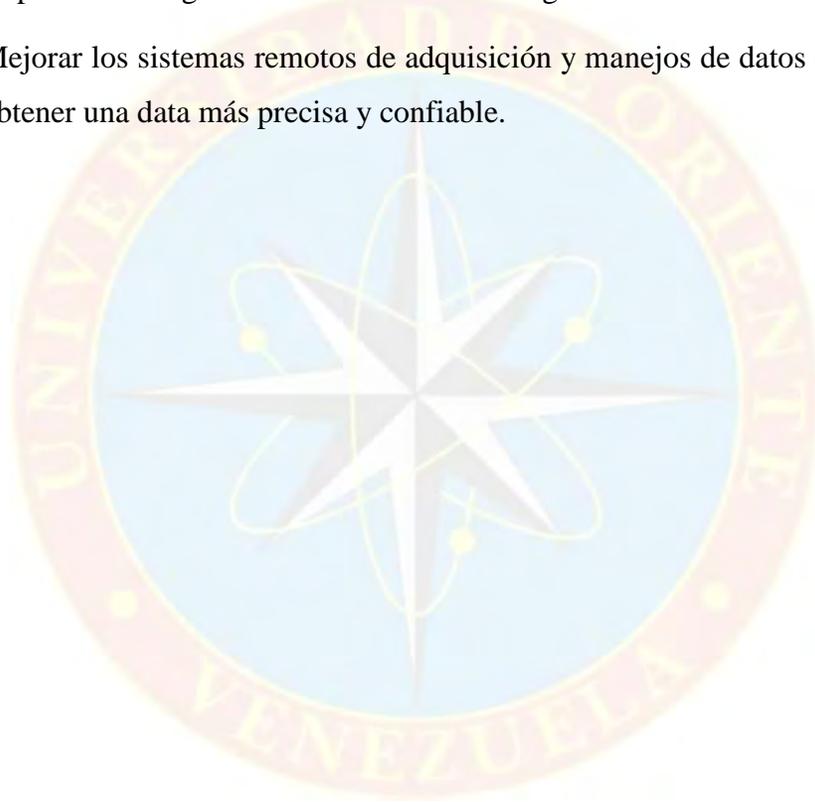
### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### CONCLUSIONES

- En el sistema de separación de prueba el calentamiento es implementado ocasionalmente
- La vaporización aumenta con mayor facilidad a medida que el porcentaje de agua disminuye.
- Al aumentar la temperatura desde 90 °F hasta 126 °F, se produce un adicional de gas de 17.3 MPCND utilizando dilución Nafta y 44.9 MPCND con dilución Mesa 30.
- El gas requerido por el calentador al utilizar la Nafta a una temperatura Máxima de 150 °F no supera los 6 MPCND.
- La cantidad de gas producido es mayor con el Mesa -30 que con la Nafta en una relación 2:1.
- El proceso de separación con la nafta produce más del 70 % de gas que con el diluyente mesa-30 si se encuentran en la misma proporción de volúmenes.
- La variación de flujo no influye en la vaporización de la mezcla.
- La simulación arroja que los equipos de separación están trabajando a un 80% de su eficiencia.

## RECOMENDACIONES

- Deshidratar el crudo hasta valores menores a 8 %.
- Realizar pruebas de laboratorio a cada muestra de pozos a probar.
- Depurar o corregir el historial de cortes de agua.
- Mejorar los sistemas remotos de adquisición y manejo de datos de campo para obtener una data más precisa y confiable.



## BIBLIOGRAFÍA

- ARIAS, F. 2004. El proyecto de investigación, 3 era Edición, Editorial Episteme, Venezuela, pp. 19-25.
- ACUÑA, M. 2002. Propuesta para la Optimización del Sistema de separación Gas-Líquido de la Estación de Flujo Musipán, Dtto. Punta de Mata. Trabajo especial de Grado presentado a la Universidad de Oriente Núcleo de Monagas. pp. 13 – 15.
- Gil, R. 2003. Optimización del Proceso de separación Gas-Líquido en las Estaciones de flujo O-16 y J-20, Pertencientes al Área de Cerro Negro de PDVSA- Bitor. Trabajo especial de Grado presentado a la Universidad de Oriente Núcleo de Monagas. Venezuela pp 10 – 23.
- Sfmulations sciencies, inc (SimSci) 2002. PRO II PROVISION 5.6
- INTEVEP. 2007. Efecto del Calentamiento Sobre el Crudo Extrapesado del Área J-20 en las Interacciones Fluido-Fluido y Fluido-Roca. [Nota Técnica]. Venezuela: Equipo de Pericia Daño a la Formación.
- BITOR, MORICHAL 2001. Manual Técnico Operacional de Estaciones de Flujo J-20 y O-16 .PDVSA
- NORMA PDVSA Marzo 1993, Manual de Ingeniería de Diseño. Vol 13-III. 90616.1.027: Separadores Líquido - Vapor, Item 4.2. Revisión 1.
- NORMA PDVSA Marzo 1933, Manual de Diseño de Proceso. Separación Física. MDP-03-S03 Separadores Líquido - Vapor. pp 45 – 72.
- MARTÍNEZ, MARCIAS J. Ingeniería de Gas, Principios y Aplicaciones pp. 369 - 376.
- SMITH. J. Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química.
- CHACIN L, FRANKLIN 2000. Diseño y Análisis de Experimentos I, caracas UCV Capitulo 8.
- MARTÍNEZ, MARCIAS J. 1991. Diseño conceptual de Separadores pp. 2 – 48.





# APENDICE A

**ECUACIONES UTILIZADAS**

Matriz para diseño de experimento:

$$\text{Numero experimentos} = \text{Niveles}^{\text{Factores}}$$

Porcentaje de agua promedio:

$$\% \text{ Agua Promedio} = \frac{\sum_{i=1}^{i=n} \% \text{ Agua}}{n}$$

Calculo de la densidad del Gas:

$$\rho = \frac{(P * PM)}{(R * T)}$$

Donde:

$\rho_g$  : Densidad del Gas (Kg/L)

PM: Peso molecular promedio del gas (Aire = 21.4 lb/lb mol)

P: Presión de operación (psia)

R: Constante empírica (R = 10,73)

T: Temperatura de operación (°F)

Densidad del Líquido:

$$\rho_{liq} = \gamma_{liq} \times \rho_{H_2O}$$

Flujo masico Líquido:

$$Wl = \rho L x Ql$$

Flujo másico del Gas:

$$Wg = \frac{2636 x M_w x Q_g}{24}$$

Densidad de la mezcla:

$$\rho_{mezcla} = \frac{Wl + Wg}{Ql + Q_{(CO)}}$$

Caudal de la mezcla:

$$Q_m = \frac{m_m}{\rho m} \quad m_m = Wl + Wg$$

Relación Gas/Líquido:

$$\left(\frac{G}{L}\right) = \frac{\sum_{i=1}^{i=n} \left[ (Xi) * \left(\frac{G}{L}\right)_i \right]}{n}$$

Flujo requerido:

$$\dot{V} = \frac{Q}{PC * ef}$$

Carga calórica:

$$Q = \dot{V} * PC * ef$$

Donde:

$\dot{V}$  el flujo volumétrico, en pies<sup>3</sup>/día.

$PC$  es el poder calorífico, en Btu/pie<sup>3</sup>.

$Q$  es la carga calórica, en Btu/día.

$ef$  representa la eficiencia

Tiempo de Residencia:

$$^{\circ}API > 40 \quad tr = 1,5 \text{ min}$$

$$25 < ^{\circ}API < 40 \quad tr = 3 \text{ min}$$

$$^{\circ}API < 25 \quad tr = 5 \text{ min}$$



# APENDICE B

**MUESTRA DE CÀLCULOS**

Matriz para diseño de experimento:

$$\begin{aligned}\text{Numero experimentos} &= \text{Niveles}^{\text{Factores}} \\ \text{Numero experimentos} &= \text{Niveles}^{\text{Factores}} = 3^2 = 9\end{aligned}$$

Porcentaje de agua promedio:

$$\begin{aligned}\% \text{ Agua Promedio} &= \frac{\sum_{i=1}^{i=n} \% \text{ Agua}}{n} \\ \% \text{ Agua Prom.} &= \frac{(18 + 12 + 10 + 8 + 8 + 27 + 24 + 7,6 + 25)}{9} = 15,5\end{aligned}$$

Calculo de la densidad del Gas:

$$\rho = \frac{(P * PM)}{(R * T)}$$

Donde:

$\rho_g$  : Densidad del Gas (Kg/L)

PM: Peso molecular promedio del gas (Aire = 21.4 lb/lb mol)

P: Presión de operación (psia)

R: Constante empírica (R = 10,73)

T: Temperatura de operación (°F)

$$\rho = \frac{(P * PM)}{(R * T)} = \frac{(14,7 \text{ psi} * 21,4 \text{ lb} / \text{lbmol})}{(10,73 \text{ psi} \cdot \text{pie}^3 / \text{lbmol} \cdot \text{R}) * (60 + 460) \text{ R}} = 0,0009 \frac{\text{Kg}}{\text{L}}$$

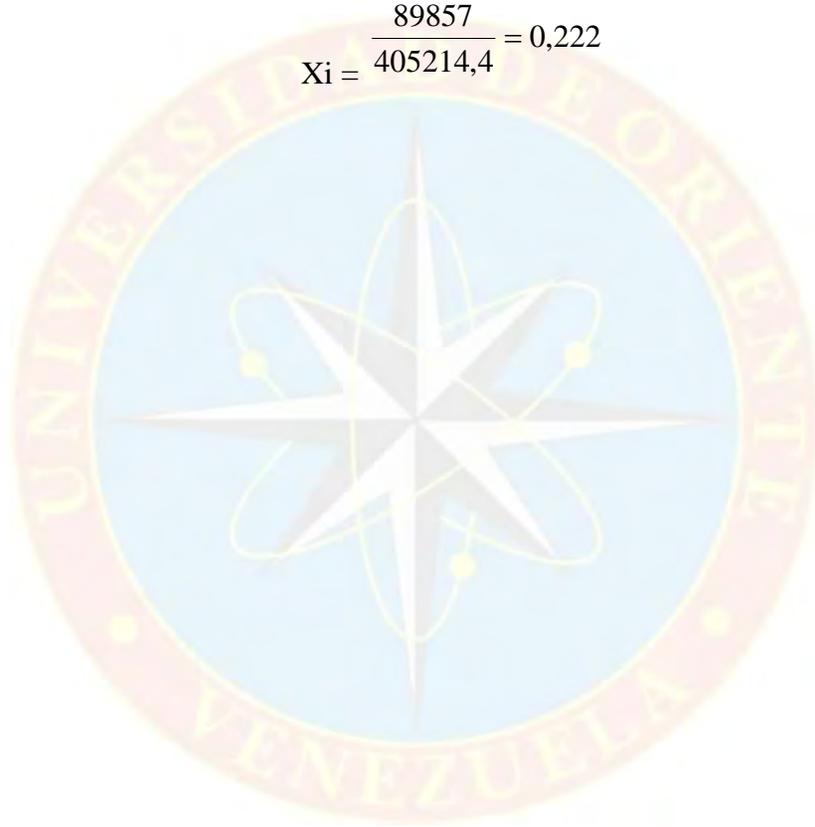
Relación Gas/Líquido:

$$\left(\frac{G}{L}\right) = \frac{\sum_{i=1}^{i=n} \left[ (X_i) * \left(\frac{G}{L}\right)_i \right]}{n}$$

Flujo total del pozo CI-113 = Flujo Liquido + Flujo Gas

Flujo CI-113 = (81090 + 8767)Kg/dia = 89857 Kg/dia

$$X_i = \frac{89857}{405214,4} = 0,222$$





# APENDICE C

**ESPECIFICACIONES DE LOS EQUIPOS DE PRUEBA DE LA EF J-20**

**Tabla C.1 Especificaciones de los Calentadores de Prueba de la EF J-20**

<b>NOMBRE</b>	<b>CG-9-02</b>
<b>SISTEMA</b>	SISTEMA DE CALENTAMIENTO DE BITUMEN BRUTO
<b>FABRICANTE</b>	ACEROS FABRICANTES
<b>USO</b>	GENERAL DE PRODUCCIÓN
<b>TIPO</b>	FUEGO DIRECTO
<b>CAPACIDAD CALORICA</b>	2 MMBTU/HR
<b>CAPACIDAD DE FLUIDOS</b>	
<b>LÍQUIDO</b>	500 Bls/día
<b>GAS</b>	-----
<b>DIMENSIONES</b>	
<b>LARGO</b>	6 PIES
<b>DIÁMETRO</b>	12 PIES
<b>PRESIÓN MAXIMA DE TRABAJO</b>	125 psi @ 650 °F
<b>PRESION MAXIMA EN LA CARCASA</b>	15 psi
<b>PRESION DE TRABAJO EN EL TUBO</b>	1440 psi
<b>TEMPERATURA MINIMADE DISEÑO</b>	40 °F @ 125 psi
<b>TEMPERATURA MÁX DE TRABAJO</b>	130 °F
<b>PRESIÓN DE PRUEBA</b>	188 PSI
<b>MATERIAL DEL CUERPO</b>	SA-516 GR 70
<b>MATERIAL DEL CABEZAL</b>	-----
<b>ESPESOR DE PARED (CUERPO)</b>	25/32"
<b>ESPESOR DE PARED (CABEZAL)</b>	1 5/16"
<b>PESO</b>	99170 LB

**Tabla C.2 Especificaciones de trabajo de los separadores de prueba 1 y 2**

<b>SEPARADORES DE PRUEBA 1 y 2</b>	
<b>SISTEMA</b>	SISTEMA DE SEPARACIÓN
<b>FABRICANTE</b>	METROIF CORPORATION
<b>USO</b>	SEPARADOR DE PRUEBA
<b>TIPO</b>	SEPARADOR LÍQUIDO – GAS
<b>CAPACIDAD DE FLUIDOS</b>	
<b>LÍQUIDO</b>	9000 BPD
<b>GAS</b>	7,25 MMPCND
<b>DIMENSIONES</b>	
<b>LARGO</b>	21 PIES
<b>DIÁMETRO</b>	3 PIES
<b>PRESIÓN DE DISEÑO</b>	125 PSI
<b>TEMPERATURA DE DISEÑO</b>	250 °F
<b>PRESIÓN DE PRUEBA</b>	188 PSI
<b>MATERIAL DEL CUERPO</b>	A-515 Gr 70
<b>MATERIAL DEL CABEZAL</b>	SA-285-C
<b>ESPESOR DE PARED (CUERPO)</b>	1/4"
<b>ESPESOR DE PARED (CABEZAL)</b>	1/4"
<b>PESO</b>	5028 LBS

Tabla C.3 Especificaciones de trabajo del separador de prueba 3

<b>SEPARADOR DE PRUEBA 3</b>	
<b>SISTEMA</b>	SISTEMA DE SEPARACIÓN
<b>FABRICANTE</b>	TAMOI
<b>AÑO DE FABRICACIÓN</b>	1993
<b>USO</b>	SEPARADOR DE PRUEBA
<b>TIPO</b>	SEPARADOR LÍQUIDO - GAS
<b>CAPACIDAD DE FLUIDOS</b>	
<b>LÍQUIDO</b>	1361 BPD
<b>GAS</b>	44 MMPCND
<b>PRESIÓN DE DISEÑO</b>	125 PSI
<b>PRESIÓN MAX. DE TRABAJO</b>	40 PSI
<b>TEMPERATURA DE DISEÑO</b>	200 °F
<b>TEMPERATURA MÁX DE TRABAJO</b>	140 °F
<b>PRESIÓN DE PRUEBA</b>	188 PSI
<b>ESPESOR DE PARED (CUERPO)</b>	5/16"
<b>ESPESOR DE PARED (CABEZAL)</b>	5/16"
<b>PESO</b>	3,3 TONS.

Tabla C.4 Especificaciones del separador de prueba de la K-20-4 y J-21-2

<b>SEPARADORES DE PRUEBA DE LA K-20-4 Y J-21-2</b>	
<b>SISTEMA</b>	SISTEMA DE SEPARACIÓN
<b>USO</b>	SEPARADOR DE PRUEBA
<b>TIPO</b>	SEPARADOR LÍQUIDO - GAS
<b>CAPACIDAD DE FLUIDOS</b>	
<b>LÍQUIDO</b>	3169 GAL
<b>GAS</b>	3.0 MMPCND
<b>PRESIÓN DE DISEÑO</b>	125 PSI
<b>PRESIÓN MAX. DE TRABAJO</b>	40 PSDI
<b>TEMPERATURA DE DISEÑO</b>	370 °F
<b>TEMPERATURA MÁX DE TRABAJO</b>	130 °F
<b>PRESIÓN DE PRUEBA</b>	188 PSI
<b>PESO</b>	3705 KGS

Tabla C.5 Especificaciones del depurador de prueba de la K-20-4 y J-21-2

<b>DEPURADORES DE PRUEBA DE LA K-20-4 Y J-21-2</b>	
<b>SISTEMA</b>	SISTEMA DE DEPURACIÓN
<b>USO</b>	DEPURADOR DE PRUEBA
<b>CAPACIDAD DE FLUIDOS</b>	
<b>LÍQUIDO</b>	5.500 BPD
<b>GAS</b>	17.000.000 MPCND
<b>PRESIÓN DE DISEÑO</b>	125 PSI
<b>PRESIÓN MAX. DE TRABAJO</b>	125 PSI
<b>TEMPERATURA DE DISEÑO</b>	68 °F
<b>TEMPERATURA MÁX DE TRABAJO</b>	200 °F
<b>PRESIÓN DE PRUEBA</b>	188 PSI



**CRONOMETRAFIA DEL GAS DEL CAMPO MORICHAL**



# INFORME DE ENSAYO

GERENCIA TECNICA LABORATORIOS GENERALES

SISTEMA DE GESTIÓN DE LA CALIDAD - ISO/IEC 17025:2005

<b>Laboratorio</b>	LAB. CALIDAD DE GAS/ PERICIA CARACTERIZACION DE GAS. PDVSA-INTEVEP		
<b>Cliente</b>	PDVSA GAS	<b>Dirección</b>	PDVSA INTEVEP, SUR 1, NIVEL 3, OFC. 3-51
<b>Representante</b>	ALAIZA BALZA	<b>Fecha de Reporte:</b>	21/11/2008

ENSAYOS REALIZADOS		
Código	Título	Norma
0000	Análisis Especial	N/A
0000	Determinación del contenido de H <sub>2</sub> S empleando tubos colorimétricos	ASTM D 4888
0000	Determinación del contenido de H <sub>2</sub> O empleando tubos colorimétricos	ASTM D 4810

DATOS DE LA MUESTRA		
Código	Nombre	Fecha de Recepción
M33782	Transferencia EF720-PCO	18/11/2008

INFORMACIÓN DEL MUESTREO						
Lugar	Sitio de Toma	Fecha	Hora	Temp. (°F)	Presión (Psi)	Realizado por
PTA. COMP. ORINOCO	Transferencia EF720-PCO	01/09/2008	03:15 p.m.	N/R	N/R	PAZO/FERNANDEZ

PROCEDIMIENTO UTILIZADO		
N/A	N/A	N/A

RESULTADOS						
ENSAYO	COMPUESTOS	% MOLAR	GPM	Fecha de análisis	Realizado por	
0000	HELIO	< 0,105	0,000	17/11/2008	FERNANDEZ/PULGENCE	
	NITROGENO	0,211	0,000			
	METANO	83,209	0,000			
	CO <sub>2</sub>	13,041	0,000			
	ETANO	0,447	0,000			
	PROPANO	0,712	0,195			
	I-BUTANO	0,274	0,089			
	N-BUTANO	0,653	0,205			
	I-PENTANO	0,340	0,124			
	N-PENTANO	0,325	0,118			
	HEXANOS	0,346	0,142			
	HEPTANOS	0,256	0,118			
	OCTANOS	0,131	0,087			
	NONANOS	0,039	0,022			
	DECANOS	0,012	0,007			
UNDECANOS +	0,004	0,003				
	<b>TOTAL</b>	<b>100,000</b>	<b>1,000</b>			
0000	H <sub>2</sub> S (ppm v/v)		28,0	01/09/2008	PAZO/FERNANDEZ	
0000	H <sub>2</sub> O (Lbm/MMFt)		> 4994			

RESULTADOS	
PROPIEDAD CALCULADA	VALOR
GRAVEDAD ESPECIFICA (A 60 °F)	0,74
PODER CALORIFICO (BTU/PCS)	966
PESO MOLECULAR	21,39

QUEDA RECHIBIDA LA REPRODUCCIÓN PARCIAL DE ESTE DOCUMENTO SIN LA AUTORIZACIÓN ESCRITA DEL LABORATORIO



# APENDICE E

**TRENES DE PRUEBA Y POZOS PERTENECIENTES A LA EF J-20**

**TREN DE PRUBA DE LA J-21**

**MACOLLA J-21-1**

<b>POZO</b>	<b>TIPO UNIDAD</b>	<b>ESTADO</b>	<b>VEL</b>	<b>DIL. INY</b>	<b>BNPD</b>
CI-99	BCP	DT-DT	80		
CI-102	BALANCIN	PD-PD	4,0	90	159
CI-106	BALANCIN	PD-PD	5,0	130	64
CI-108	HIDROWELL	PD-PD	3,3	75	176
CI-113	HIDROWELL	PD-PD	4,5	92	138
CI-116	BALANCIN	PD-PD	6,0	74	167
CI-118	HIDROWELL	PD-PD	2,5	79	112
CI-122	HIDROWELL	PD-PD	4,0	80	83
CI-125	BALANCIN	PD-PD	8,0	70	291
CI-248	BCP	DT-DT	300	200	427
<b>TOTAL</b>		<b>10</b>		<b>890</b>	<b>1617</b>

**MACOLLA J-21-2**

<b>POZO</b>	<b>TIPO UNIDAD</b>	<b>ESTADO</b>	<b>VEL</b>	<b>DIL. INY</b>	<b>BNPD</b>
CI-100	S/UNIDAD	HW-HW			
CI-103	HIDROWELL	RE-RE			
CI-105	HIDROWELL	PD-PD	2,8	0	133
CI-109	S/UNIDAD	AS-TR			
CI-111	BCP	DT-DT	120	0	96
CI-114	BCP	HG-HG			
CI-117	BCP	DT-DT	200	0	207
CI-121	S/UNIDAD	AR-AN			
CI-123	BALANCIN	PD-PD	6,0	0	125
<b>TOTAL</b>		<b>4</b>		<b>0</b>	<b>561</b>

**MACOLLA J-21-3**

<b>POZO</b>	<b>TIPO UNIDAD</b>	<b>ESTADO</b>	<b>VEL</b>	<b>DIL. INY</b>	<b>BNPD</b>
CI-98	BALANCIN	PD-PD	4,0	49	74
CI-101	BALANCIN	PD-PD	7,5	90	160
CI-104	BALANCIN	PD-PD	3,5	15	83
CI-107	BCP	PD-PD			

CI-110	S/UNIDAD	TD-TD			
CI-112	BCP	DT-DT	200	67	65
CI-115	BCP	DT-DT	A/D	24	81
CI-119	HIDROWELL	PD-PD	1,6	60	133
CI-120	BCP	DT-DT	120	20	201
<b>TOTAL</b>		<b>8</b>		<b>325</b>	<b>797</b>

**MACOLLA J-21-4**

POZO	TIPO UNIDAD	ESTADO	VEL	DIL. INY	BNPD
CI-124	BALANCIN	PD-PD	8,5	140	297
CI-126	BCP	DT-DT	250	120	140
CI-128	HIDROWELL	PD-PD	3,0	55	137
CI-132	HIDROWELL	PD-PD	2,8	70	187
CI-134	BCP	DT-DT	250	50	92
CI-136	BCP	DT-DT	200	100	120
CI-138	HIDROWELL PRUBA DE LA	AM-CP	4,00	4 50	270
CI-140	BALANCIN	AM-CP	4,5	50	204
CI-142	BCP	DT-DT	200	90	174
<b>TOTAL</b>				<b>795</b>	<b>1621</b>
CI-139	HIDROWELL	PD-PD	3,5		
CI-141	BALANCIN	PD-PD	6,0	50	154
CI-143	BCP	DT-DT	100	100	118
CI-146	HIDROWELL	PD-PD	4,0	60	95
CI-148	BCP	DT-DT	250	25	245
CI-150	HIDROWELL	PD-PD	2,5	199	205
CI-152	BALANCIN	PD-PD	5,0	130	308
CI-155	BALANCIN	PD-PD	4,0	100	235
CI-172	BCP	DT-DT	220	100	232
<b>TOTAL</b>		<b>9</b>		<b>834</b>	<b>1795</b>



# APENDICE F

**PORCENTAJES DE AGUA Y RELACIÓN GAS/LÍQUIDO DE LOS POZOS  
PROBADOS PARA LOS ESTUDIOS DE SENSIBILIDAD**

**Tabla F.1 Historial de pozos probados**

<b>Pozo</b>	<b>Líquido (BBPD)</b>	<b>Gas (MPCND)</b>	<b>%A y S</b>
CI-113	510	344,4	<b>18</b>
CI-246	148	500,6	<b>12</b>
CI-172	240	637	<b>10</b>
CO-02	254	208,2	<b>8</b>
CI-248	353	100,8	<b>8</b>
CI-116	294	157,1	<b>27</b>
CI-130	186	326	<b>24</b>
CI-04	42,8	34,9	<b>7,6</b>
CI-122	139	72	<b>25</b>

**Tabla F.2 Porcentaje de Agua y Sedimentos para estudio se sensibilidad**

<b>Mínimo</b>	<b>Nivel medio</b>	<b>Máximo</b>
<b>5</b>	<b>15</b>	<b>25</b>

**Tabla F.3 Relación gas/líquido para estudio se sensibilidad**

<b>Valor mínimo</b>	<b>Valor intermedio</b>	<b>Valor máximo</b>
<b>0,05</b>	<b>0,20</b>	<b>0,35</b>

## HOJAS METADATOS

### Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 1/6

<b>Título</b>	EVALUACIÓN DE LA EFICIENCIA DEL SISTEMA SEPARACIÓN GAS-LIQUIDO DE LAS MEZCLAS CRUDO NAFTA Y CRUDO MESA-30 EN LA ESTACIÓN DE FLUJO J-20
<b>Subtítulo</b>	

El Título es requerido. El subtítulo o título alternativo es opcional.

Autor(es)

<b>Apellidos y Nombres</b>	<b>Código CVLAC / e-mail</b>	
Montilla Gallardo, Carolina Del Valle	<b>CVLAC</b>	<b>C.I. 15.279.698</b>
	<b>e-mail</b>	Carolyn82_1@hotmail.com
	<b>e-mail</b>	
	<b>CVLAC</b>	
	<b>e-mail</b>	
	<b>e-mail</b>	

Se requiere por lo menos los apellidos y nombres de un autor. El formato para escribir los apellidos y nombres es: “Apellido1 InicialApellido2., Nombre1 InicialNombre2”. Si el autor esta registrado en el sistema CVLAC, se anota el código respectivo (para ciudadanos venezolanos dicho código coincide con el numero de la Cedula de Identidad). El campo e-mail es completamente opcional y depende de la voluntad de los autores.

#### **Palabras o frases claves:**

Gas - Líquido
Crudo
Diluyentes

El representante de la subcomisión de tesis solicitará a los miembros del jurado la lista de las palabras claves. Deben indicarse por lo menos cuatro (4) palabras clave.

## Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 2/6

### Líneas y sublíneas de investigación:

Área	Sub-área
Tecnología (Ciencias Aplicadas)	Petróleo

Debe indicarse por lo menos una línea o área de investigación y por cada área por lo menos un subárea. El representante de la subcomisión solicitará esta información a los miembros del jurado.

### RESUMEN (ABSTRACT):

La Estación de Flujo J-20 cuenta con un sistema de separación general (Gas-Líquido) y un sistema de prueba de pozos. El cambio de filosofía operacional Nafta por Mesa 30, trajo como consecuencia una serie de cambios en la infraestructura de las estaciones de flujo del área extrapesado del Distrito Morichal. Por ello, fue necesario realizar una evaluación de la eficiencia del proceso de separación de prueba Gas-Líquido tomando en cuenta el cambio de diluyente para diagnosticar las condiciones de funcionamiento del proceso y así establecer que ventajas ofrece este cambio de filosofía y sí es factible y rentable para el cumplimiento de los volúmenes de producción requeridos en un futuro. Teniéndose como resultado que la cantidad de gas producido con el Mesa 30 es mucho mayor que con el uso de la Nafta cuando hay un porcentaje de agua bajo, aunado a esto si se hace incrementar la temperatura del calentador, por lo que se recomienda deshidratar el crudo a valores menores de 8 % previo a la separación. Esto dando como resultado que el gas producido con Mesa 30 es 4 veces mayor al requerido siendo esta una opción factible aun conociendo las bondades de la nafta por su composición liviana.

## Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 3/6

### Contribuidores:

Apellidos y Nombres	Código CVLAC / e-mail	
Ing. Milagro Sucre	ROL	CA <input type="checkbox"/> AS <input type="checkbox"/> TU <input checked="" type="checkbox"/> JU <input type="checkbox"/>
	CVLAC	C.I: 4.183.842
	e-mail	
	e-mail	
Ing. José A Martínez	ROL	CA <input type="checkbox"/> AS <input checked="" type="checkbox"/> TU <input type="checkbox"/> JU <input type="checkbox"/>
	CVLAC	C.I: 9.298.611
	e-mail	martinezjac@pdvsa.com
	e-mail	
Ing. Martha C.I: 8.369.941	ROL	CA <input type="checkbox"/> AS <input type="checkbox"/> TU <input type="checkbox"/> JU <input checked="" type="checkbox"/>
	CVLAC	C.I: 8.369.941
	e-mail	espinozamrel@hotmail.com
	e-mail	
Ing. Miguel Flores	ROL	CA <input type="checkbox"/> AS <input type="checkbox"/> TU <input type="checkbox"/> JU <input checked="" type="checkbox"/>
	CVLAC	C.I: 10.467.516
	e-mail	mfloresr@gmail.com
	e-mail	

Se requiere por lo menos los apellidos y nombres del tutor y los otros dos (2) jurados. El formato para escribir los apellidos y nombres es: "Apellido1 InicialApellido2., Nombre1 InicialNombre2". Si el autor esta registrado en el sistema CVLAC, se anota el código respectivo (para ciudadanos venezolanos dicho código coincide con el numero de la Cedula de Identidad). El campo e-mail es completamente opcional y depende de la voluntad de los autores. La codificación del Rol es: CA = Coautor, AS = Asesor, TU = Tutor, JU = Jurado.

### Fecha de discusión y aprobación:

Año	Mes	Día
2011	02	17

Fecha en formato ISO (AAAA-MM-DD). Ej: 2005-03-18. El dato fecha es requerido.

**Lenguaje:** spa

Requerido. Lenguaje del texto discutido y aprobado, codificado usando ISO 639-2. El código para español o castellano es spa. El código para inglés en. Si el lenguaje se especifica, se asume que es el inglés (en).

**Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 4/6**

**Archivo(s):**

<b>Nombre de archivo</b>
<b>Carolina Montilla</b>

Caracteres permitidos 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 de Petróleo

Dato requerido. Ejemplo: Licenciado en Matemáticas, Magister Scientiarum en Biología Pesquera, Profesor Asociado, Administrativo III, etc

**Nivel Asociado con el trabajo:** Ingeniería

Dato requerido. Ejs: Licenciatura, Magister, Doctorado, Post-doctorado, etc.

**Área de Estudio:**

Tecnología (Ciencias Aplicadas)

Usualmente es el nombre del programa o departamento.

**Institución(es) que garantiza(n) el Título o grado:**

Universidad de Oriente Núcleo Monagas

Si como producto de convenciones, otras instituciones además de la Universidad de Oriente, avalan el título o grado obtenido, el nombre de estas instituciones debe incluirse aquí.

## Hoja de metadatos para tesis y trabajos de Ascenso- 5/6



UNIVERSIDAD DE ORIENTE  
CONSEJO UNIVERSITARIO  
RECTORADO

CU N° 0975

Cumaná, 04 AGO 2009

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

Estimado Profesor Martínez:

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

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

UNIVERSIDAD DE ORIENTE  
SISTEMA DE BIBLIOTECA  
RECIBIDO POR *[Firma]*  
FECHA 5/8/09 HORA 5:30

Comunicación que hago a usted a los fines consiguientes.

Cordialmente,

**JUAN A. BOLANOS CUMBELE**  
Secretario



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

JABC/YGC/maruja

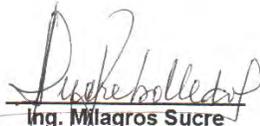
**Hoja de Metadatos para Tesis y Trabajos de Ascenso - 6/6**

**Derechos:**

**Artículo 41 del REGLAMENTO DE TRABAJO DE PREGRADO (vigente a partir del II Semestre 2009, según comunicado CU-034-2009):** “Los Trabajos de Grado son de exclusiva propiedad de la Universidad, y solo podrán ser utilizados a otros fines, con el consentimiento del Consejo de Núcleo Respectivo, quien deberá participarlo previamente al Consejo Universitario, para su autorización.”



**Br. Carolina del V. Montilla Gallardo**  
**AUTORA**



**Ing. Milagros Sucre**  
**TUTOR**