



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

**PROPUESTA DE MEJORAS EN EL PROCESO DE SEPARACIÓN CRUDO-GAS
EN LA ESTACIÓN DE FLUJO AMANA DE LA U.P PIRITAL DEL DISTRITO
NORTE, PDVSA**

**REALIZADO POR:
HERNANDEZ MARTINEZ ORLANDO ENRIQUE**

**Trabajo de Grado Presentado Ante la Universidad de Oriente Como Requisito
Parcial Para Optar al Título de Ingeniero de Petróleo**

Maturín, Junio de 2008



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

PROPUESTA DE MEJORAS EN EL PROCESO DE SEPARACIÓN CRUDO-GAS
EN LA ESTACIÓN DE FLUJO AMANA DE LA U.P PIRITAL DEL DISTRITO
NORTE, PDVSA

REALIZADO POR:
HERNANDEZ MARTINEZ ORLANDO ENRIQUE
C.I 15.510.629

REVISADO POR:

Ing. Becerra Zaide
Asesor Industrial

Ing. Flores Miguel
Asesor Académico

Maturín, Junio de 2008



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

PROPUESTA DE MEJORAS EN EL PROCESO DE SEPARACIÓN CRUDO-GAS
EN LA ESTACIÓN DE FLUJO AMANA DE LA U.P PIRITAL DEL DISTRITO
NORTE, PDVSA

REALIZADO POR:
HERNANDEZ MARTINEZ ORLANDO ENRIQUE
C.I 15.510.629

APROBADO POR:

Ing. Milagro Sucre
Jurado Principal

Ing. Carlos De La Cruz
Jurado Principal

Ing. Flores Miguel
Asesor Académico

Maturín, Junio de 2008

RESOLUCIÓN

De acuerdo con el artículo 44° del reglamento de Trabajos de Grado: “Los Trabajos de Grado son propiedad exclusiva de la Universidad de Oriente y solo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo participará al Consejo Universitario”.



DEDICATORIA

A Dios Todopoderoso, que me permitió llegar hasta ésta meta, dándome la fuerza espiritual para pasar todas las dificultades.

A mis padres, Elsa y Oliver, por todo el esfuerzo que han dedicado en mi formación, por ser mi principal apoyo en cualquier circunstancia de mi vida y por todo el amor incondicional que me han dado. Los Quiero esto es para ustedes.

A mis hermanos Carlos José, Omar Ramón, Daniel Antonio, Angélica Maria y Oliver José, porque no pasa un solo día sin que me levante y piense en que tengo, quiero y deseo luchar por ustedes.

A Odalis Morales por su cariño en todo momento son muchas las cosas y momentos vividos y demostrándome cariño como familia es la única fuerza que una persona necesita para superar cualquier obstáculo usted es una segunda madre para mí.

A *America y Verónica*, que forman parte de mi vida y las quiero como mis hermanas siempre demostrarme ese cariño de familia.

A la persona mas importante de mi vida mi Negra bella Vanessa Maria por todo su amor, fortaleza y apoyo, a pesar de los momentos duros vivido, gracias por acompañarme hasta el final, Te QUIERO ***eres la persona que impulsa mi vida para seguir y para aprender Te AMO!!!!***

A mis amigos, por todo su cariño, amistad, apoyo incondicional, sabiduría y haberme acompañado y ayudado en los momentos más difíciles.

AGRADECIMIENTOS

A la UNIVERSIDAD DE ORIENTE, por haber sido mi segundo hogar y fuente de conocimientos.

A mi madre porque me dio todo, desde la vida, hasta las ganas de crecer y de superarme. Gracias madre por ser como eres. Eres lo mejor en mi vida. Elsa Maria Te Quiero!!!

A mi papa por estar siempre a mi lado a pesar de las cosas siempre cuento contigo por eso serás siempre un SUPER PAPA. Gracias Oliver José por tu apoyo por tus consejos, por ser la fuente de mis inspiraciones. Gracias Te Quiero!!!!

A mis hermanos Carlos, Omar, Daniel, Angélica y Olivito, por estar siempre presentes en mi vida son las personas que me llenan de fuerzas y ganas de seguir adelante. Gracias por estar siempre a mi lado. Los Quiero.

A Odalis Morales por ser una segunda madre para mí, por brindarme su apoyo siempre, usted es una Gran Persona y una Gran Madre.

A ti mi Negra bella Vanessa Maria gracias por estar siempre a mi lado cuando mas te necesito, eres y seguirás siendo la persona que iluminas mis días, gracias por tu apoyo incondicional, esfuerzo y cariño brindado durante todos mis años de estudio.

TE AMO MI BELLA ERES EL AMOR DE MI VIDA

A mi amigo y compañero de clases Emmanuel Rodríguez gracias por compartir todos aquellos momentos gratos compartidos durante el lapso de estudio..

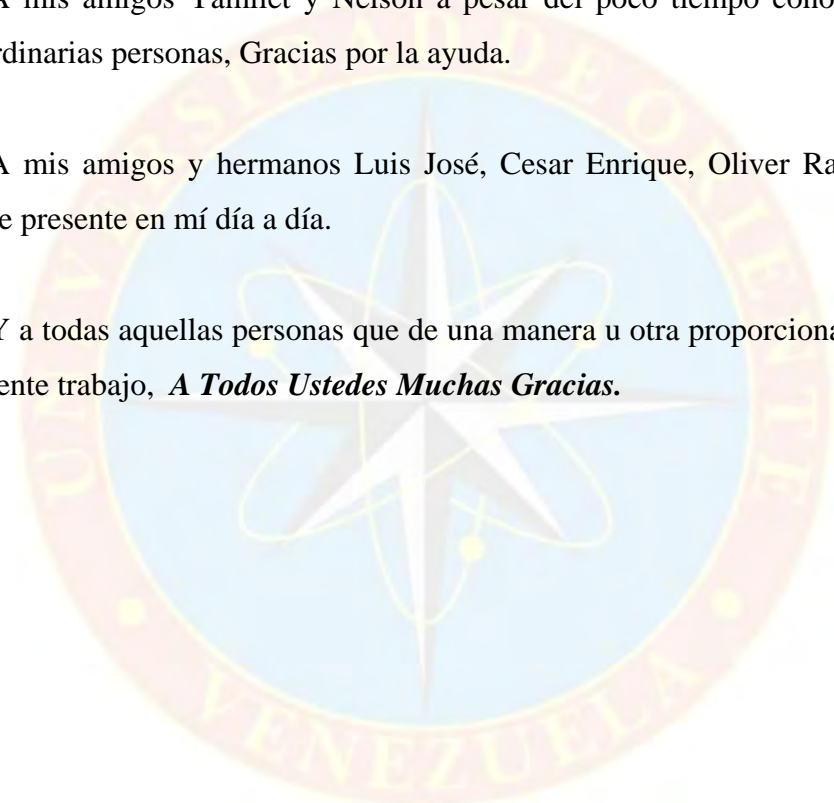
A *Zaide Becerra* (Asesor Industrial), por su apoyo en la realización de este proyecto

Al *Ing. Miguel Flores*, mi asesor académico, por estar presente conmigo durante la elaboración de este proyecto.

A mis amigos Yamilet y Nelson a pesar del poco tiempo conociéndolos son extraordinarias personas, Gracias por la ayuda.

A mis amigos y hermanos Luis José, Cesar Enrique, Oliver Rafael por estar siempre presente en mí día a día.

Y a todas aquellas personas que de una manera u otra proporcionaron un aporte al presente trabajo, ***A Todos Ustedes Muchas Gracias.***



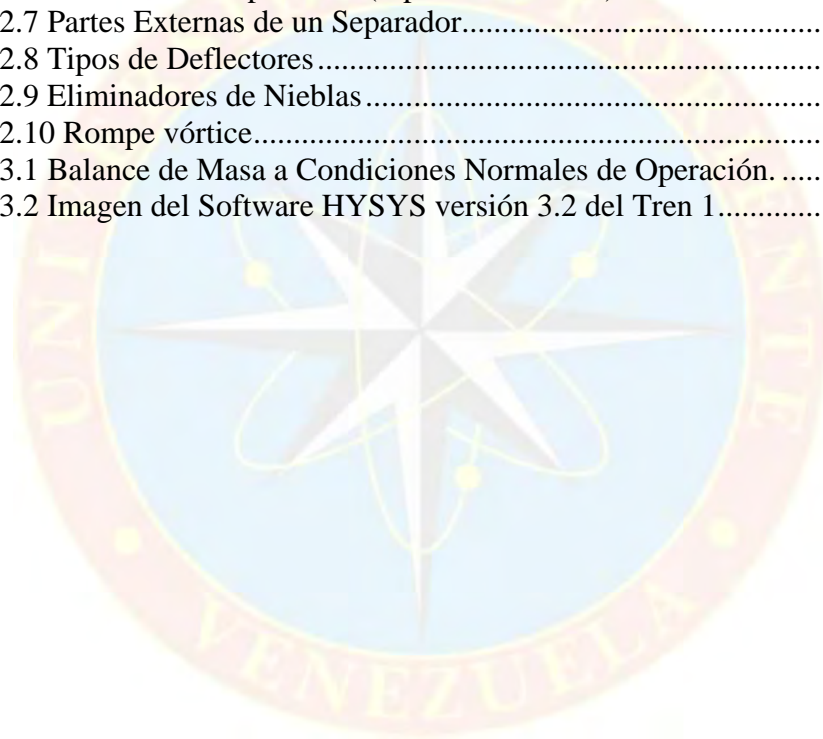
INDICE

APROBADO POR:	iii
RESOLUCIÓN	iv
DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTOS	vi
INDICE	viii
LISTA DE FIGURAS	x
LISTA DE TABLAS	xi
LISTA DE GRAFICAS	xii
RESUMEN	xiii
INTRODUCCION	1
CAPÍTULO I	2
EL PROBLEMA	2
1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	2
1.2 OBJETIVOS	3
1.2.1 Objetivo General	3
1.2.2 Objetivos Específicos.....	4
1.3 JUSTIFICACIÓN DEL ESTUDIO.....	4
CAPITULO II	5
MARCO TEORICO	5
2.1 ANTECEDENTES.....	5
2.2 UBICACIÓN Y DESCRIPCIÓN DEL ÁREA DE ESTUDIO	6
2.2.1 Ubicación del Área en Estudio.....	6
2.2.2 Estación de Flujo Amana (NMEF-4).....	7
2.2.3 Características Generales de la Estación de Flujo.....	7
2.2.4 Descripción del Proceso.....	9
2.3 BASES TEÓRICAS.....	10
2.3.1 Estación de flujo.....	10
2.3.2 Funciones de la Estación de Flujo.....	10
2.3.3 Clasificación de las Estaciones de Flujo	11
2.3.4 Separador	11
2.3.5 Factores que se Deben Considerar en el Diseño del Separador	13
2.3.6 Principios de Separación.....	13
2.3.7 Secciones de Separación	15
2.3.8 Clasificación de los Separadores.....	18
2.3.9 Parte de un Separador	22
2.3.9.1 Componentes Externos	22
2.3.9.2 Componentes Internos.....	23
2.3.10 Separadores Líquido- Gas	25
2.3.11 Problemas de Operación de los Separadores	26
2.4 TERMINOS BASICOS	28

CAPÍTULO III.....	30
MARCO METODOLÓGICO.....	30
3.1 TIPO DE INVESTIGACIÓN	30
3.2 DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN	30
3.3 POBLACIÓN Y MUESTRA	31
3.4 TÉCNICAS E INSTRUMENTOS DE RECOLECCIÓN DE DATOS	32
3.4.1 Revisión Documental.....	32
3.4.2 Observación Directa.....	32
3.4.3 Entrevista	32
3.4.4 Instrumentos.....	33
3.5 TÉCNICAS DE PROCESAMIENTO Y ANÁLISIS DE DATOS.....	33
3.5.1 Tabulación.....	33
3.5.2 Graficación.....	33
3.5.3 Análisis – Síntesis	33
3.6 RECURSOS	34
3.6.1 Humanos	34
3.6.2 Materiales.....	34
3.6.3 Financieros	34
3.7 PROCEDIMIENTO METODOLÓGICO	35
CAPITULO IV	42
ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS	42
4.1 DESCRIBIR EL PROCESO DE SEPARACIÓN CRUDO-GAS EN LA ESTACIÓN DE FLUJO AMANA.....	42
4.2 IDENTIFICAR LAS VARIABLES QUE INTERVIENEN EN EL PROCESO SEPARACIÓN CRUDO-GAS EN LA ESTACIÓN DE FLUJO AMANA	46
4.2.1 Tiempo de Residencia Actual del Fluido en los Separadores	47
4.2.2 Diámetros y Velocidades del Fluido, en las Boquillas de los Separadores.....	48
4.3 ANALIZAR EL COMPORTAMIENTO DE LA SEPARACIÓN CRUDO-... ..	49
4.3.1 Capacidades Actuales y Capacidades Nominales de los Separadores	50
4.3.2 Evaluación del Tiempo de Residencia Actual del Fluido en los Separadores	57
4.3.3 Diámetros y Velocidades del Fluido, en las Boquillas de los Separadores.....	59
4.4 ESTABLECIMIENTO DE PROPUESTA PARA MEJORAS EN EL PROCESO DE SEPARACION CRUDO-GAS	72
4.4.1 Incorporación de Internos Ciclónicos	75
CAPITULO V.....	78
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	78
CONCLUSIONES	78
RECOMENDACIONES	79
BIBLIOGRAFIA.....	80
APENDICES.....	82

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 2.1 Ubicación de Estación de Flujo Amana (NMEF-4)	7
Figura 2.2 Estación de Flujo Amana - Punta de Mata	10
Figura 2.3 Fuerzas que intervienen en el proceso de separación	14
Figura 2.4 Proceso de Coalescencia.....	15
Figura 2.5 Secciones de separación (separador horizontal)	17
Figura 2.6 Secciones de separación (separador vertical)	18
Figura 2.7 Partes Externas de un Separador.....	23
Figura 2.8 Tipos de Deflectores	24
Figura 2.9 Eliminadores de Nieblas	24
Figura 2.10 Rompe vórtice.....	25
Figura 3.1 Balance de Masa a Condiciones Normales de Operación.	38
Figura 3.2 Imagen del Software HYSYS versión 3.2 del Tren 1.....	40



LISTA DE TABLAS

Pág.

Tabla 4.1 Características de las Segregaciones Manejadas por la Estación	42
Tabla 4.2 Múltiples de Producción General de la Estación Amana.....	43
Tabla 4.3 Capacidades de los Separadores de los Trenes de Producción	44
Tabla 4.4 Características de diseño de los separadores de la Estación C.O.A.....	46
Tabla 4.5 Manejo actual de gas y crudo de la Estación de Flujo Amana.	47
Tabla 4.6 Tiempo de Retención de Líquido.....	48
Tabla 4.7 Velocidad máxima permisible en las Boquillas (PDVSA)	49
Tabla 4.8 Capacidad de procesamiento de los Separadores del Tren 1	51
Tabla 4.9 Capacidad de procesamiento de los Separadores del Tren 3	54
Tabla 4.10 Capacidad de procesamiento de los Separadores del Tren 4	55
Tabla 4.11 Tiempo de Residencia de los Separadores.....	58
Tabla 4.12 Velocidades en las Boquillas de los Separadores del Tren 1	61
Tabla 4.13 Velocidades en las Boquillas de los Separadores del Tren 2.....	61
Tabla 4.14 Velocidades en las Boquillas de los Separadores del Tren 3.....	62
Tabla 4.15 Velocidades en las Boquillas de los Separadores del Tren 4.....	64
Tabla 4.16 Diámetro Requerido Para El Tren 1, 2 Y 4 De 1200 Lpca	66
Tabla 4.17 Diámetros Tren 4 de 1200 Lpca.....	66
Tabla 4.18 Diámetros Requerido para el Tren 1, 2 de 500 Lpca	67
Tabla 4.20 Diámetro Requerido para el Tren 1, 2 y 4 de 60 Lpca.....	69
Tabla 4.21 Diámetro Requerido Para El Tren 3 De 1200 Lpca	70
Tabla 4.22 Diámetro Requerido Para El Tren 3 De 500 Lpca	70
Tabla 4.23 Diámetro Requerido para el Tren 3 de 60 Lpca.....	71
Tabla 4.24 Boquillas Separadores Tren 1 Segregación Mesa-30	73

LISTA DE GRAFICAS

	Pág.
Gráfico 4.1 Caudal Máximo Liquido Vs. Caudal Condiciones Normales.....	51
Gráfico 4.2 Caudal Máximo Gas Vs. Caudal Condiciones Normales	52
Gráfico 4.3 Caudal Máximo Liquido Vs. Caudal Condiciones Normales.....	53
Gráfico 4.4 Caudal Máximo Gas Vs. Caudal Condiciones Normales	53
Gráfico 4.5 Caudal Máximo Liquido Vs. Caudal Condiciones Normales Tren 3	54
Gráfico 4.6 Caudal Máximo Gas Vs. Caudal Condiciones Normales Tren3.....	55
Gráfico 4.7 Caudal Máximo Liquido Vs. Caudal Condiciones Normales Tren 4	56
Gráfico 4.8 Caudal Máximo Gas Vs. Caudal Condiciones Normales Tren 4.....	56
Gráfico 4.9 Tiempo de Residencia Calculado en los Separadores.....	59





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

***PROPUESTA DE MEJORAS EN EL PROCESO DE SEPARACIÓN CRUDO-
GAS EN LA ESTACIÓN DE FLUJO AMANA DE LA U.P PIRITAL DEL
DISTRITO NORTE, PDVSA***

RESUMEN

Autor:

Orlando Enrique Hernández Martínez

Fecha: Junio 2008

Asesores:

Industrial: Ing. Zaide Becerra

Académico: Ing. Miguel Flores

La Estación de Flujo Amana (NMEF-4) es una de las estaciones pertenecientes a la Unidad de Explotación Piritral del Área Punta de Mata Distrito Norte, actualmente esta presenta problemas operacionales a nivel de separación, esta estación procesa actualmente 540 MMPCND y 130 MBND, el presente trabajo se basa en una propuesta para mejorar el proceso de separación crudo-gas de la Estación de Flujo Amana (NMEF-4), el sistema de separación distribuyen su capacidad nominal a través de la operación de cuatro Trenes de Separación de Producción y un Tren de Prueba, constituido por separadores horizontales bifásicos dispuestos en serie. Actualmente la filosofía de operación de esta estación contempla el procesamiento de fluido producido por los campos Mulata y Santa Bárbara, teniendo como principal problemática tanto el arrastre de líquido en la corriente de gas como el arrastre de gas en la corriente de líquido. Se evaluó las variables operacionales posibles, determinando las condiciones actuales de operación; Tales como las capacidades actuales y futuras de separación, tiempo de residencia, diámetro y velocidades en las boquillas de entradas en cada uno de los separadores de los trenes de producción de la Estación de Flujo Amana. Los resultados también demostraron que para la volumetría actual de la estación existe sobrecarga de la capacidad nominal de los equipos además de algunas variables fuera de la normativa de PDVSA, también se pudo conocer un valor aproximado de la eficiencia de separación de la estación (85%) con los parámetros obtenidos en las simulaciones se recomendó la incorporación de internos ciclónicos que permitirían el aumento de las capacidades nominales además de aumento de la eficiencia de separación para lograr disminuir los problemas actuales en el proceso de separación crudo-gas de la estación de Flujo Amana.

INTRODUCCION

Una vez completado el pozo comienza la producción de fluidos desde el yacimiento hasta la superficie, petróleo, gas, agua y en ocasiones cierta cantidad de sólidos, por esta razón existen equipos en superficie que se encargan del recibo, separación, tratamiento, medición, almacenamiento y despacho de estos fluidos las cuales se conocen como estación recolectoras o estaciones principales. Dicha separación es realizada en equipos conocidos como separadores, que permiten la separación en fases de la mezcla de hidrocarburos basada en los principios fundamentales como son: el momentum ó cantidad de movimiento, la fuerza de gravedad y la coalescencia, pero siempre las fases de la mezcla los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación.

La Estación de Flujo Amana (NMEF – 4), forma parte de la Unidad de Producción Pirital y es responsable del manejo de la producción proveniente de los Campos Mulata y Santa Bárbara, la fase inicial en una estación es la separación liquido-gas, es por ello que un diseño y rango de operación inadecuado trae como consecuencia una reducción en la capacidad de operación de los equipos aguas abajo. En la Estación de Flujo Amana se han venido incrementando los problemas por arrastre de sólido desde el pozo, lo que afecta los niveles de operación de los separadores y por tanto no ocurre una separación eficiente del fluido.

Con base en lo anterior y a fin de optimizar el proceso actual de separación crudo-gas, y cumplir el pronóstico de aumento de producción en la Estación de Flujo Amana se evaluará el sistema de separación con la finalidad de aumentar su eficiencia, logrando así la disminución de arrastre de líquido a los depuradores. Para lograr con este objetivo se plantea la propuesta de mejorar el proceso de separación crudo-gas de la Estación de Flujo Amana con la incorporación de internos ciclónicos que permitirían aumentar tanto la capacidad como la eficiencia del separador bajo condiciones de almacenamiento y depósitos de sólidos existentes.

CAPÍTULO I

EL PROBLEMA

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

La Estación de Flujo NMEF-4 está ubicada en el Centro Operativo Amana (C.O.A) de la Unidad de Producción Pirital al Norte del Estado Monagas a 1 Km de la ciudad de Punta de Mata. Está diseñada para manejar 200 MBNPD de crudo y 1050 MMPCND de gas, actualmente procesa una producción provenientes de 69 sartas de 61 pozos activos de 41.0 MBNPD de crudo Santa Barbara-35 40 °API y 96.0 MBNPD de crudo Mesa-30 33 °API y con 600.8 MMPCND de gas.

Esta instalación fué diseñada originalmente para manejar 100 MBNPD y 300.0 MMPCND, arrancando con (2) trenes de separación, actualmente la capacidad instalada de la estación es de 200 MBPD y 1050 MMPCND de gas. El proceso se inicia con la recolección de los fluidos a través del múltiple de producción, el fluido entra a los separadores en donde se separa la parte gaseosa (gas) del líquido. Al salir por los separadores, el petróleo y el gas siguen rutas diferentes para cumplir con los distintos usos y aplicaciones establecidas.

El proceso de separación en la Estación de Flujo Amana requiere para su funcionamiento, un nivel de operación óptimo que se encuentra entre el nivel alto y el nivel bajo de líquido del separador logrando garantizar un control adecuado y la continuidad de las operaciones durante las perturbaciones operacionales, además de un tiempo de residencia tal como lo establece la normativa PDVSA, lo que permitiría el óptimo proceso de separación crudo-gas, debido a que ésta recibe crudo con presencia de arenas, que ocasionan depósitos en la parte inferior del separador que ha

afectado los niveles de líquido de los separadores. Tomando en cuenta lo que recomienda la especificación API-12J, el líquido en la fase gaseosa no debe excederse de 0.00238 BNP/MMPCND, es por ello que en esta investigación se busca disminuir la cantidad de líquido en la fase de gas, logrando así elevar la eficiencia actual del equipo con el fin de aumentar la capacidad de separación y disminuir problemas operacionales, para ello se busca conocer todas las variables que intervienen en el proceso de separación crudo-gas para saber cuál de ellas podría variar y producir cambios en el tiempo de residencia, la velocidad crítica del gas, niveles de líquidos entre otros, que permitirían optimizar el proceso de separación del fluido.

Además para el portafolio de oportunidades de PDVSA 2005/20024 existe la posibilidad de cambiar lo internos actuales de los separadores por internos ciclónicos que emplean la aceleración centrífuga para separar la mezcla en sus diferentes fases, que aumentaría la eficiencia del proceso de separación y la capacidad de los mismos para evitar el arrastre de líquido en la corriente de gas al igual que el arrastre de gas en la corriente de líquido, por estas razones surge la necesidad de realizar una evaluación del proceso de separación crudo-gas con el fin proponer alternativas que permitan optimizar la separación los fluidos.

1.2 OBJETIVOS

1.2.1 Objetivo General

Propuesta de Mejoras en el Proceso de Separación Crudo-Gas en la Estación De Flujo Amaná de la U.P Pirital del Distrito Norte, PDVSA.

1.2.2 Objetivos Específicos

- Describir el proceso de separación crudo-gas en la Estación de Flujo Amana.
- Identificar las variables que intervienen en el proceso de separación crudo-gas.
- Analizar el comportamiento de la separación crudo-gas, mediante simulación hidráulica y de procesos.
- Proponer alternativas para la optimización el proceso de separación crudo-gas de la Estación de Flujo Amana.

1.3 JUSTIFICACIÓN DEL ESTUDIO

La investigación se fundamenta principalmente en la necesidad de mejorar el proceso de separación gas-crudo, ya que se esté no se lleva 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 y viceversa originada a consecuencia de la disminución de la efectividad del sistema de separación, es importante mencionar que el arrastre de líquido en la corriente de gas ocasionan la parada parcial o total de las plantas compresoras de gas. La optimización del proceso de separación gas-líquido permitiría separar todo el fluido, destinado a esta estación, en sus respectivas fases, líquido y gas, lo cual garantizaría el procesamiento de cada fase (crudo y gas) en productos de especificaciones de mercado. De aquí la importancia de establecer una propuesta viable que conlleve al mejoramiento del sistema de separación gas-líquido de la Estación de Flujo Amana

CAPITULO II

MARCO TEORICO

2.1 ANTECEDENTES

Gil, P. (2003) “Optimización del Proceso de Separación Gas-Líquido en las Estaciones de Flujo O-16 y J-20, Pertenecientes al Area de Cerro Negro de PDVSA-BITOR”.

Este proyecto se realizó con la finalidad de disminuir los problemas operacionales, económicos y ambientales que son ocasionados por la disminución de la eficiencia del separador, arrastre de líquidos ante la variación de presión de separación. Para ello fue necesario la evaluación de tres pozos con diferentes métodos de levantamiento artificial (BES, BMC y BCP), se cuantificó el arrastre de líquidos en la estación J-20 y se calculó su eficiencia de separación en el separador de prueba (SP- 1) de dicha estación. Se logró determinar el rango óptimo de presión de separación a fin de optimizar el proceso de separación gas-líquido en las estaciones de flujo O-16 y J-20, obteniéndose un rango de presión de separación de 40 – 50 lpcm y una alta eficiencia del separador, además permitió disminuir los valores de arrastre de bitumen obtenidos en la estación J-20, los cuales están dentro de los rangos obtenidos en la norma de PDVSA.

Añorga N. (2003) “ Evaluación de las Condiciones Operacionales de los Separadores Utilizando Técnicas Nucleares en la Estación de Flujo Amana del Distrito Punta de Mata.”

La investigación permitió evaluar las condiciones operacionales de los separadores de los trenes de producción N° 2 y N° 4 de la Estación de Flujo Amana, utilizando técnicas nucleares, Retrodispersion Neutrónica y Gamma Scan. Para llevar a cabo esta investigación se diagnosticaron las condiciones físicas de cada uno de los

accesorios internos de los separadores con respecto a integridad mecánica y ubicación de diseño utilizando el perfilaje Gamma Scan, así como también se caracterizaron los niveles de las fases de los fluidos presentes en los mismos para luego evaluar la efectividad de dosificación de químico antiespumante sobre la capa de espuma encontrada, a través del perfilaje de Retrodispersion Neutrónica. Luego se determinó los tiempos de residencia operacionales a través del isótopo radiactivo In-113m y por último se determinó el balance volumétrico de los separadores a través del paquete de procesos PRO II para luego evaluar el comportamiento de los separadores utilizando una hoja de cálculo diseñada basada en las guías PDVSA a la cual se introducen los datos obtenidos de las técnicas nucleares. Entre las conclusiones se obtuvo; el taponamiento de los extractores de niebla contribuye a la formación de espuma y a la baja eficiencia de separación. Los tiempos de residencia mínimos adecuado de acuerdo a la capacidad de diseño de los separadores son de 1.51, 1.31 y 1.38 minutos para separadores del tren N° 2 y 1.45, 1.22 y 1.43 para el tren N° 4.

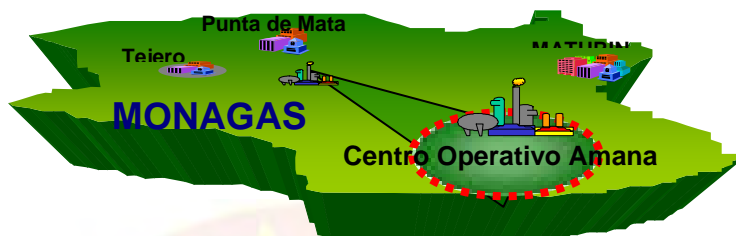
2.2 UBICACIÓN Y DESCRIPCIÓN DEL ÁREA DE ESTUDIO

2.2.1 Ubicación del Área en Estudio

El Distrito Norte se encuentra ubicado al Noreste del estado Monagas, se encuentra dividido para efectos de su explotación en las Unidades de Producción Carito y Pirital, la Estación de flujo NMEF-4 está ubicada en el Centro Operativo Amana (C.O.A), perteneciente a la Unidad de Producción Pirital, se encuentra ubicada en el municipio Ezequiel Zamora; al Norte del Estado Monagas a 1 Km de la ciudad de Punta de Mata.

Figura 2.1 Ubicación de Estación de Flujo Amana (NMEF-4)

Fuente: Autor



2.2.2 Estación de Flujo Amana (NMEF-4).

La Estación de Flujo Amana (NMEF-4) es encargada de recibir la producción de los campos Mulata y Santa Bárbara, inició su fase de construcción en Febrero de 1991 y en operación en Noviembre de 1991 fue puesta en servicio con dos (02) trenes de separación con una capacidad instalada de 100 MBNPD y 300 MMPCND. En Noviembre de 1997 entró en operación el tren de separación N° 3, aumentando la capacidad instalada a 150 MBNPD y 600 MMPCND. Actualmente se dispone de un cuarto tren de separación (N° 4), con lo cual se aumentó la capacidad instalada de la estación a 200 MBNPD y 1050 MMPCND de gas.

2.2.3 Características Generales de la Estación de Flujo

Esta estación maneja la producción de los yacimientos de los Campos Mulata y Santa Bárbara, la producción entra al sistema de recolección por medio de los múltiples en tres niveles de presión 1200, 500 y 60 Lpca con una capacidad de diseño de 200 MBPD de crudo y 1050 MMPCND de gas, actualmente procesa una producción de 41 MBPD de crudo Santa Barbara-35 y 95 MBPD de crudo Mesa-30 con 544.4 MMPCND. La estación consta de:

- ✓ Once (11) múltiples de producción, de los cuales tres (3) múltiples manejan crudo de Santa Bárbara-35 y son de 1200 Lpca, y Cuatro (4) múltiples (1200 Lpca), tres (3) múltiples (500 Lpca) y un (1) múltiple (60 Lpca) para el manejo de crudo Mesa 30.
- ✓ Cuatro (4) trenes de separación, de los cuales tres (3) trenes manejan crudo Mesa 30 de aproximadamente 33 °API (capacidad total 150 MBPD / 750 MMPCND), compuesto cada uno por un separador de alta presión (1200 Lpca), un separador de media presión (500 Lpca) y un separador de baja presión (60 Lpca), y el otro tren de capacidad total 50 MBNPD / 300 MMPCND, maneja crudo de Santa Bárbara 40 °API compuesto de la misma configuración que los otros tres trenes de producción.
- ✓ Un (1) tren de separación de prueba (capacidad 8 MBNPD / 42 MMPCND), que al igual que los anteriores está compuesto por un separador de alta, uno de media y uno de baja presión.
- ✓ Dos (2) trenes de enfriamiento de nueve (9) unidades con una capacidad de 40 MBNPD y 34.2 MMBTU por hora cada una, de las cuales una es para prueba.
- ✓ Un (1) tren de depuradores de gas (capacidad 1200 MMPCND), compuesto por dos depuradores de gas de alta presión (1200 Lpca), un depurador de gas de media presión (500 Lpca) y dos depuradores de baja presión (60 Lpca), con una capacidad de 1050 MMPCND.
- ✓ Cuatro (4) tanques de estabilización de crudo de 10 MBNP cada uno. Sólo un (1) tanque maneja crudo de Santa Bárbara 35.
- ✓ Un sistema de bombas de crudo (45 MBPD), formado por cuatro (5) bombas, las cuales envían el crudo hacia el Centro de Almacenamiento y Transporte de Crudo Tejero (CATCT).

- ✓ Un sistema de Recuperación de Vapor “REVA” con capacidad para 15 MMPCND.

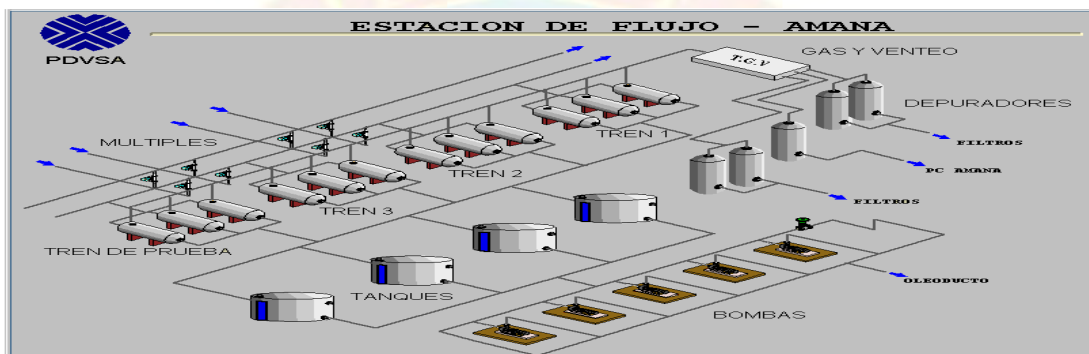
2.2.4 Descripción del Proceso

El proceso se inicia con la recolección del fluido a través del múltiple de producción, el cual está formado por un cabezal de producción y otro de prueba. El cabezal de prueba es utilizado para la evaluación mensual e individual de la producción (petróleo/gas) de cada pozo. El fluido entra a los trenes de separación, constituidos por tres separadores horizontales ubicados en forma de cascada de tres etapas (1200, 500 y 60 Lpca), en donde se separa la parte gaseosa (gas) del crudo. El gas proveniente de la primera etapa de separación (1200 Lpca) es llevado a través de tuberías a los depuradores que permite purificar o eliminar las diminutas partículas liquidas en suspensión una vez depurado es transferido al Complejo Muscar. El crudo-gas no separado es descargado al separador de media (500 Lpca.), una vez separado el gas del crudo es enviado a los depuradores para luego ser transferidos a la Planta Compresora del C.O.A, el crudo es descargado al separador de baja (60 Lpca.), el gas proveniente de este ultimo nivel de separación una vez purificado y eliminado las pequeñas cantidades de liquido es enviado también a Planta Compresora C.O.A. Al terminar la etapa de separación el crudo es enviado hacia un sistema de enfriamiento y luego enviado a los tanques de estabilización, el vapor que se produce en los tanques de estabilización pasa a la unidad recuperadora de vapores, el crudo estabilizado en los tanques es bombeado al Centro de Almacenamiento y Transporte de Crudo Tejero (CATCT).

2.3 BASES TEÓRICAS

2.3.1 Estación de flujo

Son instalaciones utilizadas en la industria petrolera para la recolección de los hidrocarburos que provienen de los pozos, enviar el gas a planta compresora y el crudo a los tanques de almacenamiento. En estas instalaciones se efectúa operaciones como separación, medición, tratamiento, almacenamiento, bombeo del petróleo y



manejo del gas.

Figura 2.2 Estación de Flujo Amana - Punta de Mata

Fuente: Autor

2.3.2 Funciones de la Estación de Flujo

Las funciones más importantes de una estación de flujo son:

- ✓ Recolectar la producción de los diferentes pozos de un determinado campo o yacimiento.
- ✓ Separar la fase líquida del fluido multifásico proveniente de los pozos productores.
- ✓ Separar el gas del crudo y distribuirlo a las plantas compresoras.
- ✓ Medir y determinar la producción de petróleo y gas de cada pozo productor.

- ✓ Almacenamiento temporal del petróleo.
- ✓ Bombear el petróleo al patio de tanques.

2.3.3 Clasificación de las Estaciones de Flujo

Estas se clasifican según su presión a manejar en dos tipos: estaciones de alta presión y estaciones de baja presión. Ambos tipos tienen la misma función, solo que las de alta presión poseen tres etapas de separación que lleva de (1200 Lpca) alta, (500 Lpca) media y (60 Lpca) baja presión, las estaciones de flujo de baja presión poseen una sola etapa de separación.

2.3.4 Separador

Es un cilindro de acero que por lo general se utiliza para separar un fluido en sus diferentes fases. El separador puede ser bifásico o trifásico o tetrafásico, el separador bifásico se utiliza para separar los líquidos de la fase gaseosa. Mientras que los separadores trifásicos tienen por objeto separar, aparte los hidrocarburos, el agua libre de la corriente de gas. Los separadores tetrafásicos son aquellos en los cuales se ha previsto, adicionalmente, una sección para la separación de la espuma que suele formarse en algunos tipos de fluidos, esto es de importancia ya que la formación de espumas, tiene una fuerte influencia, en la determinación de la eficiencia del proceso de separación. Un buen diseño hace posible una separación del gas libre y de los diferentes líquidos. Por esto, el objetivo es cumplir con las siguientes funciones:

- ✓ Permitir una primera separación entre los hidrocarburos, esencialmente líquidos y gaseosos.
- ✓ Recolecta las partículas líquidas atrapadas en la fase gaseosa.

- ✓ Liberar parte de la fracción gaseosa que pueda permanecer en la fase líquida.
- ✓ Descargar por separado, las fases líquidas y gaseosa, para evitar que se puedan volver a mezclar, parcial o totalmente.

Para que el separador pueda cumplir con estas funciones es necesario que las condiciones de operación sean las siguientes:

- ✓ La energía que posee el fluido al entrar al recipiente debe ser controlada.
- ✓ Los flujos de las fases líquida y gaseosa deben estar comprendidos dentro de los límites adecuados que permitan su separación a través de las fuerzas gravitacionales que actúan sobre esos fluidos y que establezcan el equilibrio entre las fases líquido–vapor.
- ✓ La turbulencia que ocurre en la sección ocupada principalmente por el vapor debe ser minimizada
- ✓ La acumulación de espuma y partículas contaminantes deben ser controladas.
- ✓ Las fases líquidas y vapor no deben ponerse en contacto una vez separadas.
- ✓ Las salidas de los fluidos deben ser provistas con controles de presión y/o nivel.
- ✓ Las regiones del separador donde se puedan acumular sólidos deben, en lo posible, estar provistos de facilidades adecuadas para su remoción.
- ✓ El equipo será provisto de la instrumentación adecuada para su funcionamiento adecuado y seguro en el marco de la unidad/planta a la que pertenece.

Si son tomadas en cuentas estas condiciones de operación, el proceso de separación será funcional y de alta eficiencia. Por consiguiente, la separación depende

del diseño del equipo usado en el procesamiento y de las condiciones tanto aguas arriba como aguas abajo.

2.3.5 Factores que se Deben Considerar en el Diseño del Separador

Para el diseño de un separador se debe conocer los factores y propiedades de los fluidos a los cuales se va a someter el proceso de separación, es por ello que se debe tomar en cuenta estas consideraciones:

- ✓ La tasa de flujo mínima y máxima del líquido y del gas y su respectivo promedio.
- ✓ La temperatura y la presión de operación del separador.
- ✓ Las propiedades de los fluidos como densidad, viscosidad u otros.
- ✓ Las impurezas presentes en los fluidos.
- ✓ El numero de fases a separar.

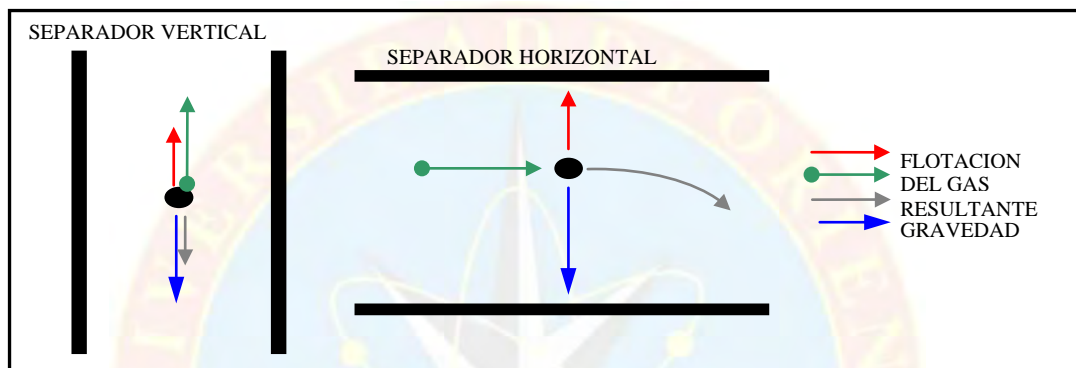
2.3.6 Principios de Separación

La separación física de las fases gaseosas y líquidas, se realiza de acuerdo a una serie de principios como son: el momentum o cantidad de movimiento, la fuerza de gravedad y la coalescencia. En el diseño de separadores es necesario tomar en cuenta los diferentes estados en que pueden encontrarse los fluidos. Toda separación puede emplear uno o más de éstos principios, pero siempre las fases de los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación.

- ✓ **Momentum o Cantidad de Movimiento:** Este principio está basado en fluidos con diferentes momentum. Al cambiar una corriente de dos fases bruscamente de dirección, la gran velocidad adquirida por ellas no permite que las partículas

de la fase más pesada se mueva tan rápido como las de la fase liviana provocándose de este modo la separación.

- ✓ **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. Estas fuerzas definen la



velocidad terminal.

Figura 2.3 Fuerzas que intervienen en el proceso de separación

Fuente: Diseño de Separador

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

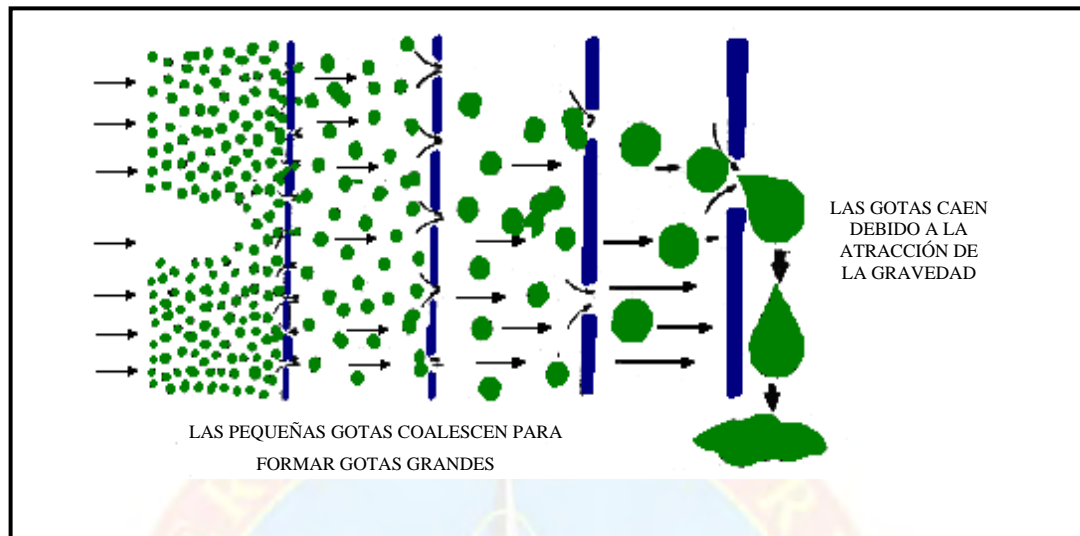


Figura 2.4 Proceso de Coalescencia

Fuente: VIII Jornadas GPSA

2.3.7 Secciones de Separación

Sección Primaria de Separación: Comprende la entrada de los fluidos al separador, esta sección permite adsorber la cantidad de movimiento de los fluidos de la alimentación. Por este motivo, se hace necesario usar dispositivos para producir cambios en la cantidad de movimiento, en la dirección de los fluidos y en su aceleración. Los dispositivos utilizados para producir el cambio en la cantidad de movimiento se le clasifica en dos grupos: los deflectores y los de tipo ciclón. Los primeros trabajan por agitación mecánica y se diseñan en forma de placa, ángulo, cono o de semiesfera. El objetivo de los deflectores es lograr un cambio rápido en la dirección y en la velocidad de la corriente de entrada, siendo esta la razón predominante para que se produzca la separación gas-líquido en la primera sección.

El segundo grupo lo integran los de tipo ciclón. Estos funcionan mediante fuerzas centrífugas en lugar de la agitación mecánica que caracteriza a los del primer grupo, la entrada de los fluidos al separador con esta clase de mecanismo se hace mediante una chimenea ciclónica. Algunas veces, en el caso de los separadores verticales, se introduce el líquido forzándolo a dirigirse tangencialmente hacia las paredes internas del separador. Esta práctica puede generar la formación de vórtice. Si tal caso ocurriera, la unidad se quedaría desactivada y el gas iría con el petróleo por la parte inferior del recipiente.

Separación Secundaria (Fuerza Gravitacional): en esta sección es necesario determinar la velocidad crítica del gas para definir que fuerzas dominan el proceso de separación. Las gotas del líquido están sometidas a varias fuerzas, siendo las principales de gravedad y las originadas por el movimiento del gas. Existe la velocidad crítica, cuando se trabaja por debajo de ella, las fuerzas de gravedad controlan el movimiento del gas. Por consiguiente, al diseñar esta sección es necesario tratar de obtener una velocidad menor que la crítica, con el fin de lograr que las fuerzas de gravedad hagan caer las gotas de líquidos y que estas no sean arrastradas por el gas. Esto indica que para obtener las dimensiones de esta sección es fundamental poder calcular lo mejor posible este parámetro también. Una vez determinada la velocidad crítica, se puede conocer la sección transversal mínima del separador, lo cual se logra dividiendo el flujo volumétrico de gas, en condiciones de operación, entre la velocidad.

Separación de Extracción de Niebla (Sección de Coalescencia): una vez que el gas sale de la sección dominada por las fuerzas de gravedad, entra al extractor de niebla, en el cual se remueve las gotas de líquido que quedan en el gas, éstos dispositivos son convenientes cuando se necesita que el gas que sale del separador sea lo más seco posible. En algunas ocasiones, estos elementos no son necesarios, el gas

fluye a través de estos y hacen que las gotas golpeen las paredes del deflector y cambien de dirección.

Sección de Acumulación de Líquidos: Esta parte se diseña sobre la base del lapso que un pequeño volumen del líquido permanece en el separador, el cual se denomina tiempo de retención y debe ser tal que permita la salida del gas atrapado en el fluido, el diseño obliga a que el tiempo de permanencia del crudo en el recipiente sea mayor que el lapso requerido para que cada una de las fases quede completamente limpia. Para la determinación del tiempo de retención, se pueden emplear pruebas de campo, o mediante el uso de la norma PDVSA (90616.1.027) la cual establece un tiempo (min.) dependiendo de la gravedades API del crudo, sin embargo si se calcula la velocidad de asentamiento y se conoce el nivel de líquido, se puede estimar el tiempo de retención el cual se obtiene dividiendo la distancia máxima que las partículas de líquidos deben recorrer entre la velocidad de asentamiento

$$t_{rl} = \frac{d_{max}Particula}{V_t} \quad \text{Ecuación. 2.1}$$

Donde: V_t : velocidad de asentamiento libre (pie/min);

d_{max} Partícula : distancia de recorrida de la partícula (pie).

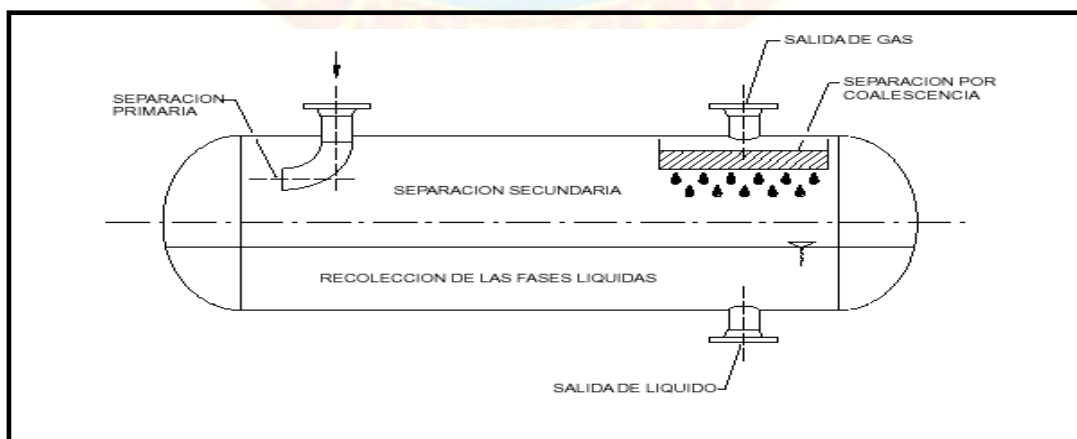


Figura 2.5 Secciones de separación (separador horizontal)

Fuente: PDVSA MDP-03-S-01

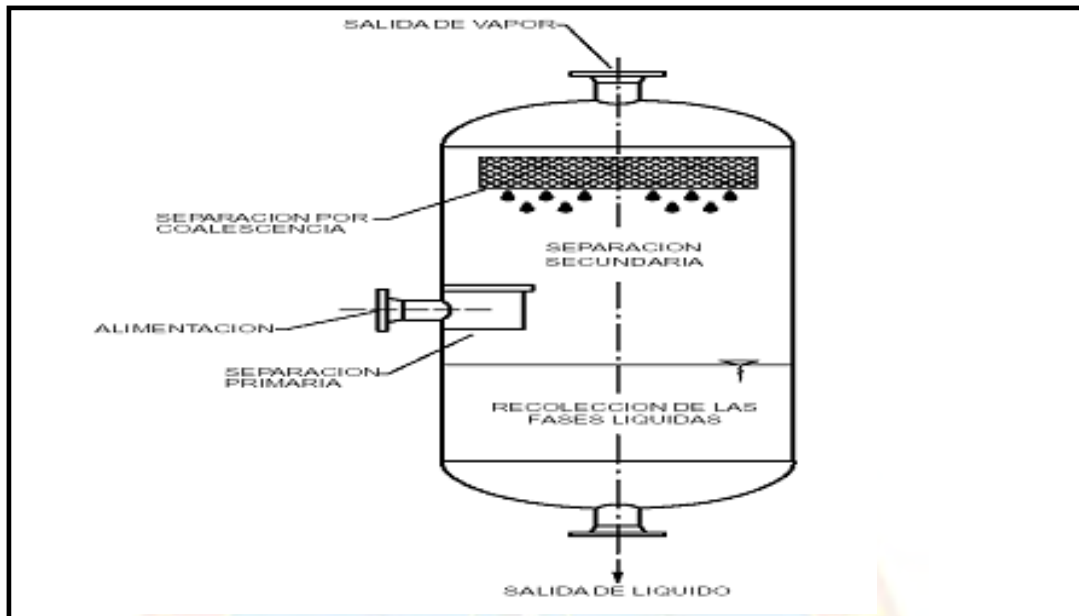


Figura 2.6 Secciones de separación (separador vertical)

Fuente: PDVSA MDP-03-S-01

2.3.8 Clasificación de los Separadores.

Si se toma en cuenta la posición del separador, habrá que reconocerlos como verticales; horizontales y esféricos, siendo los separadores esféricos con poco uso en la industria petrolera por su difícil construcción, por ende solo se estudian los separadores horizontales verticales.

Separadores Horizontales: Es un cilindro horizontal empleado generalmente cuando existe grandes cantidades de líquidos, crudos espumosos y agua libre. En estos equipos la fase pesada decanta perpendicularmente a la dirección horizontal de flujo de la fase liviana, permitiendo que la fase liviana continua pueda viajar a una velocidad superior a la velocidad de la decantación de la fase pesada discontinua. Estos separadores normalmente requieren un diámetro inferior al vertical cuando las condiciones de flujo del gas son iguales. Esto se debe a que estos tipos de recipientes

tienen una interfaces liquido-gas mayor que el vertical, lo cual ayuda a la separación. No obstante, su diámetro generalmente obedece a los requerimientos de acumulación del liquido (o líquidos separados, si el sistema es trifásico) particularmente cuando este debe cumplir con altos periodos de residencia en el tambor. Las principales ventajas y desventajas del separador son:

Ventajas:

- ✓ 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.

Desventajas:

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

Separadores Verticales: Son recipientes cilíndricos colocados verticalmente para separar los fluidos, en estos equipos la fase pesada decanta en dirección opuesta al flujo vertical de la fase liviana. Por consiguiente, si la velocidad de flujo de la fase liviana excede levemente la velocidad de decantación de la fase pesada, no se producirá la separación de fases, a menos que esta fase pesada coalesca en una gota más grande. Este tipo de separador es capaz de procesar mayores cantidades de tapones de líquidos sin afectar seriamente la dispersión del mismo en el gas de salida.

Su uso se limita a condiciones operacionales en los cuales la acción de respuesta del controlador de nivel no es crítica. Por otra parte, el separador vertical requiere un diámetro mayor para un volumen dado de gas que los otros tipos de separadores, particularmente si no está equipado con una malla corrugada interna o con extractor de niebla. Entre las principales ventajas y desventajas son:

Ventajas:

- ✓ 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.
- ✓ Más grande que uno horizontal para la misma capacidad de fluido manejada.

Durante los últimos años la tecnología ha introducido variantes en el diseño de separadores que conducen a incrementar la capacidad de las unidades, mientras se reduce el tamaño y el peso de los equipos como son:

Separadores Ciclónicos: Estos separadores emplean la aceleración centrífuga para separar la mezcla en sus diferentes fases, tales como: gas, agua, petróleo y arena. Un concepto importante en la tecnología ciclónica es el número relativo de fuerzas

gravitacionales desarrolladas por las fuerzas centrífugas, comparado con un valor de aceleración de gravedad “g” del separador gravitacional. Esto es una medida importante del comportamiento que se obtiene con los ciclones por encima de los separadores gravitacionales. La teoría ciclónica es una de las innovaciones más recientes, para la utilización de los separadores de hidrocarburos. La innovación está relacionada con el uso de las fuerzas centrífugas para separar los fluidos que entran, muy utilizado en la industria de los hidrocarburos, específicamente en los procesos de separación gas- petróleo o gas- petróleo- agua, lo que indica que estos separadores y puede ser utilizado tanto para separadores verticales como separadores horizontales, bifásicos o trifásicos obteniendo en todos los casos con un alto grado de eficiencia.

Funcionamiento de un Separador Tipo Ciclónico: Un separador ciclónico está compuesto básicamente por un cilindro vertical con fondo cónico, dotado de una entrada tangencial normalmente rectangular. Los separadores ciclónicos emplean la fuerza centrífuga como elemento primordial para el logro de la separación de las fases con la calidad deseada cuando el fluido ingresa al separador empieza a rotar, y la velocidad de entrada se multiplica varias veces a medida que aumentan las fuerzas centrífugas que producen la separación. Así el fluido se separa en sus diferentes fases, dando una respuesta más efectiva, que lo que de ordinario se obtiene con los separadores gravitacionales. La configuración geométrica de un separador ciclónico utiliza las fuerzas centrífugas y las gravitacionales, para la separación de las fases, la velocidad de asentamiento de las gotas se incrementa en mayor grado haciéndose más efectiva la separación

2.3.9 Parte de un Separador

2.3.9.1 Componentes Externos

Cuerpo o tambor: es la estructura de forma cilíndrica o esférica cuyas dimensiones pueden variar dependiendo del diseño.

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

Válvula de drenaje: se encuentra en la parte inferior del recipiente (en el fondo) y se usa cuando es necesario drenar el líquido o sedimentos que están por debajo de la salida del separador, el cual puede ser desplazado a través de la válvula de salida.

Compuerta o tapa de inspección: permite la inspección y realización de trabajos de limpieza del separador.

Controlador de nivel: es necesario controlar las interfaces gas-líquido en el separador. Esto se hace medio un controlador de nivel y válvula de control, el método más común de control de nivel es a través de un simple flotador, aunque también se puede usar dispositivos electrónicos. Si el nivel comienza a elevarse, la señal del controlador ordena la apertura de la válvula de control, si el nivel por el contrario, comienza a disminuir la señal del controlador ordena el cierre de la válvula y disminuye el flujo de líquido en el separador.

Válvula de seguridad: Puede estar colocada en la salida del gas o en otro orificio situado en la parte superior del separador. Su función es garantizar seguridad del separador y está calibrada para abrir a una determinada presión, evitando que cualquier aumento anormal de presión, dañe el separador. (Calibración 10% mayor de la presión de trabajo)

Disco de ruptura: diseñado para romperse a una determinada presión, la cual debe ser ligeramente superior a la presión de la válvula de seguridad, pero siempre inferior a la presión de prueba del separador (calibración 5% por encima de la presión de calibración de la válvula de seguridad).

Cristal de nivel: este cristal debe estar colocado a una altura tal, que permita un control de nivel de líquido, dentro del separador.



Figura 2.7 Partes Externas de un Separador

Fuente: Autor

2.3.9.2 Componentes Internos

Deflectores/ distribuidores/ Ciclones de entrada: estos dispositivos internos adosados a las boquillas 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, además de generar (en el caso de los distribuidores), un patrón de flujo dentro del recipiente que facilite la separación final de las fases, reduciendo posiblemente el tamaño de la boquilla de entrada y, en cierta medida, las dimensiones del equipo mismo.

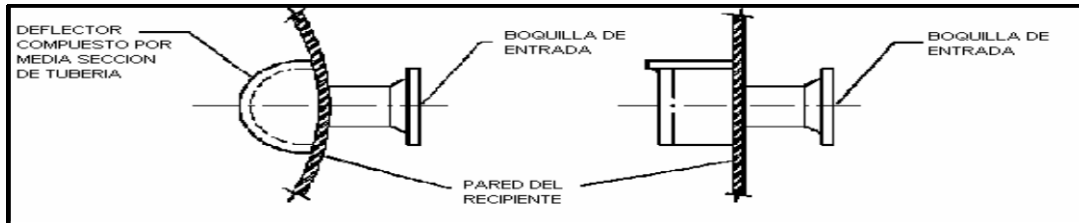


Figura 2.8 Tipos de Deflectores

Fuente: PDVSA MDP-03-S-01

Eliminadores de Niebla: los eliminadores de niebla son dispositivos 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 o plástico, conocidos popularmente como “demisters” o “mallas”.

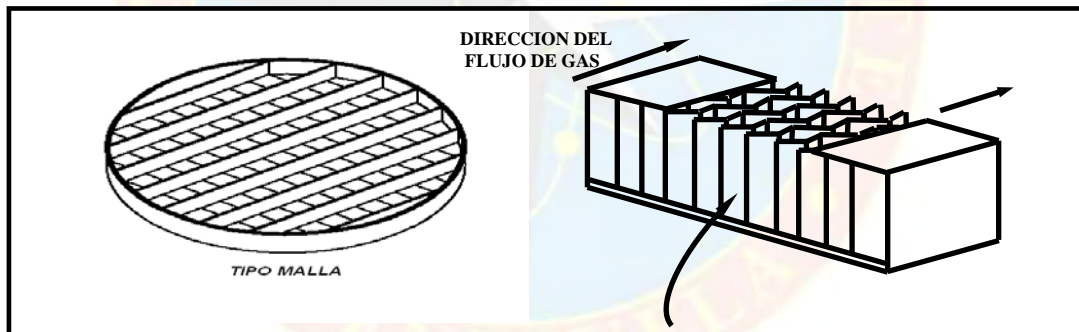


Figura 2.9 Eliminadores de Nieblas

Fuente: PDVSA MDP-03-S-01

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 que deja el tambor

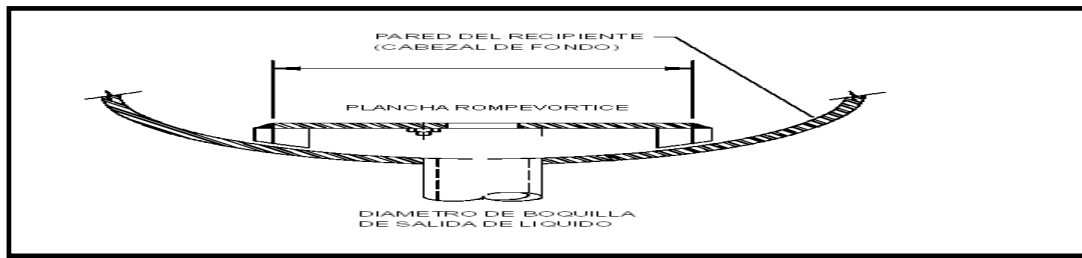


Figura 2.10 Rompe vórtice
Fuente: PDVSA MDP-03-S-01

2.3.10 Separadores Líquido- Gas

Un separador líquido-gas tiene dos secciones básicas. En la sección superior el gas fluye y las gotas de líquido atrapadas por el demister caen hacia la fase de líquido, la sección inferior permite que las burbujas de gas en el líquido emerjan y pasen a la fase de gas, un recipiente de tamaño satisfactorio proveerá espacio apropiado en cada sección para permitir que estas funciones se lleven a cabo con alguna eficiencia arbitraria siempre habrá algún arrastre de cada fase en la otra. Es conveniente mantener el arrastre dentro de límites razonables en algunos casos, la sección de manejo de líquido del separador tendrá un tamaño basado en el tiempo de retención.

El separador puede servir no sólo como un separador de fases sino también como un recipiente compensador de líquido, amortiguando las variaciones del flujo, de modo que los controles automáticos aguas abajo puedan operar con un mínimo de perturbación. El principio físico apropiado para los cálculos del separador es la caída libre de una partícula (esfera) a través de un fluido. A continuación se presenta la ecuación:

$$V_t = \sqrt{\frac{4 \cdot g \cdot D_p (\rho_p - \rho)}{3C}} \quad \text{Ecuación. 2.2}$$

Donde:

ρ = densidad del fluido (g/cm^3)

g = aceleración de gravedad (pie/min^2)

ρ_p = densidad de la partícula (g/cm^3)

C = coeficiente de arrastre. (El

V_t = velocidad de asentamiento
libre (pie/min)

coeficiente de arrastre es una función
del número de Reynolds.)

D_p = diámetro de la partícula (micrones)

La ecuación (2.2) se usará en dos formas. Para burbujas de líquido que suben o caen a través de líquidos para obtener el flujo laminar para partículas pequeñas. En ese caso se tiene que la Ecuación (2.3 y 2.4) se convierte:

$$V_t = \frac{g \cdot D_p^2 \cdot (\rho - \rho_p)}{18\mu} \quad \text{Ecuación.. 2.3}$$

$$V_t = \frac{g \cdot D_p^2 \cdot (\rho_p - \rho)}{18\mu} \quad \text{Ecuación 2.4}$$

Donde μ : es la viscosidad del fluido. Para V_t en pie/min, D_p en micrones, ρ_p y ρ en g/cm^3 y en μ en centipoises, las ecuaciones anteriores se vuelven.

$$V_t = \frac{1,072 \times 10^{-4} \cdot D_p^2 \cdot (\rho - \rho_p)}{\mu} \quad \text{Ecuac. 2.5}$$

para gotas de líquido que caen a través de los gases, se usa la forma siguiente, presentada por Souders y Brown:

$$V_t = K \sqrt{\frac{\rho_g - \rho}{\rho}} \quad \text{Ecuac. 2.6}$$

2.3.11 Problemas de Operación de los Separadores

Los principales problemas que se presentan en la operación de un separador son; crudos espumosos, arenas, parafina, emulsiones, escape de líquido o de gas y desgaste por la erosión producida por el fluido, mayormente cuando existe presencia de finos.

Crudos Espumosos: con frecuencia la espuma es causada por las impurezas y el agua presentes en el crudo, que no haya podido remover antes de que la corriente llegue al separador. Otra de las causas de este problema puede ser el incremento del volumen del gas por encima de los niveles que el separador esta en capacidad de manejar, lo cual aumenta la velocidad del sistema. Los problemas principales que causan la espuma son:

- ✓ Dificultad para controlar el nivel del líquido.
- ✓ Inconvenientes para obtener las condiciones óptimas, a fin de separar el gas del líquido, debido al volumen que ella ocupa.
- ✓ Probabilidad de que tanto el gas como el líquido puedan salir del separador mezclado con espuma, lo cual no satisface las condiciones que se requieren.

Es importante señalar que la espuma depende entre otros parámetros, de la presión de trabajo y de las características del líquido en las condiciones de separación.

Arenas: los principales problemas que pueden ocasionar las arenas son el taponamiento de los dispositivos internos del separador, la erosión y el corte de válvula y líneas, y finalmente la acumulación en el fondo del separador. Cuando los fluidos son arenosos, es conveniente instalar válvulas y elementos resistentes al efecto abrasivo de la arena. Para disminuir la presencia de arena en la corriente de producción y evitar todos los problemas que esta ocasiona, se utilizan ciertos equipos los cuales son colocados en la superficie del pozo (antes de la caja de choque) y actualmente se ha planteado su colocación en estaciones de flujo. Los equipos utilizados son los Desarenadores.

Desarenador: Componente destinado a la remoción de las arenas y sólidos que están en suspensión en un fluido, mediante un proceso de sedimentación. Existen diversos tipos de separadores y estos se clasifican dependiendo del proceso de separación, en la industria petrolera los principios más usados son; Gravedad, Inercia y Fuerza Centrífuga.

Velocidad de Erosión: este parámetro se define como la máxima velocidad hasta donde se puede permitir que se produzca una erosión aceptable para evitar la destrucción acelerada del material. Es conveniente mantener presentes las velocidades límites con las cuales deben trabajar los separadores, o la misma se puede determinar con cierta precisión a través de los modelos matemáticos diseñados para ello.

Crudos Parafínicos: los petróleos parafínicos o con presencia de asfáltenos pueden ocasionar problemas, en especial si se ensucian los elementos internos.

2.4 TERMINOS BASICOS

Coalescencia: la conversión de pequeñas gotas o partículas para formar gotas grandes que decantan dándoles origen a las acumulaciones de liquido.

Deflector: dispositivo que trabaja por agitación mecánica para inducir un cambio Rápido en la dirección de la corriente de entrada, para que se produzca la separación gas-liquido del separador. Se diseña en forma de placa, ángulo, cono o semiesfera

Extractor de Niebla (Demister): Elemento de choque que se utiliza para retirarle al gas las partículas de líquido que transporta

Simulador: Son programas analíticos utilizados para representar el funcionamiento en una máquina, de un sistema o de un fenómeno antes o después de su construcción.

Tiempo de Retención (o de Residencia): Periodo que durante un proceso permanece una sustancia en determinada parte del equipo utilizado., En los separadores se refiere a la tiempo que permanece el fluido dentro del recipiente para garantizar la separación de cada una de las fases.

Velocidad Crítica del Gas: es la velocidad máxima de la corriente de gas para la cual se puede diseñar un separador y se predice mediante las relaciones que se derivan de la ley de caída de Newton.

Velocidad de Asentamiento: aquella a la cual el fluido se separa de otro en movimiento descendente.

Vórtice: es un remolino originado por efecto de la rotación de los fluidos, puede ser espontánea cuando se abre la válvula para descargar líquidos o como consecuencia de una rotación inducida. Cuando aparece el separador deja de cumplir su función.

CAPÍTULO III

MARCO METODOLÓGICO

3.1 TIPO DE INVESTIGACIÓN

De acuerdo al problema planteado referido a optimizar el proceso de separación crudo-gas, la investigación que se aplicará en este trabajo será de tipo descriptiva debido a que, como señala Arias (2004), descriptiva porque "...consiste en la caracterización de un hecho, fenómeno o grupo con el fin de establecer su estructura o comportamiento". En ésta investigación se estudiará el proceso de separación crudo-gas con la finalidad de proponer alternativas que logre optimizar el mismo en la Estación de Flujo Amana. En la primera fase, inicialmente se desarrollará el diagnóstico de la situación existente del objeto en estudio, la segunda fase del proyecto y atendiendo los resultados del diagnóstico, se formulará propuestas referidas a mejorar el mismo.

3.2 DISEÑO DE LA INVESTIGACIÓN

En el marco de la investigación planteada, referido al estudio del proceso de separación crudo-gas en la Estación de Flujo Amana, se define el diseño de investigación de Campo no experimental, por cuanto la información y los datos serán recolectados mediante inspecciones en campo. En referencia a lo anteriormente planteado Balestrini (2002) indica: "la investigación de campo permite establecer una interacción entre los objetivos y la realidad de la situación de campo, observar y recolectar los datos directamente de la realidad, en su situación natural".

De igual forma, se considera no experimental, debido a que en la investigación se observaron las instalaciones a fin de determinar el estado físico y operacional de cada uno de los componentes del sistema en estudio, sin realizar ningún tipo de variación a las condiciones del sistema, es decir, se observaron los fenómenos tal como se presentaron en su contexto natural. Como lo señala Balestrini (2002, p. 132). “La investigación no experimental es cualquier investigación en la que se observan los hechos estudiados tal como se manifiestan en su ambiente natural, y en este sentido, no se manipulan de manera intencional las variables”.

3.3 POBLACIÓN Y MUESTRA

En la presente investigación las unidades de análisis objeto de observación o estudio, fueron cada uno de los separadores que conforman los trenes de separación de la Estación de Flujo Amana perteneciente a la Unidad de Producción Pirital del Distrito Norte. Cabe destacar que la población que se utilizó para desarrollar la investigación, fue realmente la misma muestra, debido a que esta última se considera finita y se asume no como un conjunto de elementos sino como una unidad.

Según Balestrini (2002): “Una población o universo puede estar referido a cualquier conjunto de elementos de los cuales pretendemos indagar y conocer sus características, o una de ellas, y para el cual serán válidas las conclusiones obtenidas en la investigación”.(P. 141). Por otro lado; Sampieri (1994) “ la muestra es, en esencia, un subgrupo de la población. Es un conjunto de elementos que pertenecen a ese conjunto definido en sus características al que se llama población” (P.212)

3.4 TÉCNICAS E INSTRUMENTOS DE RECOLECCIÓN DE DATOS

3.4.1 Revisión Documental

Esta técnica consistió en la recopilación y análisis de los datos relacionados, que permitió los análisis de las diversas bibliografías relacionados al tema en estudio que sirvió de soporte para la comprensión y análisis de los datos y para la elaboración de las bases teóricas referidas, los cuales procedieron de diversas fuentes, tales como: textos, planos, documentos, manuales, proyectos, publicaciones, normas, entre otros.

3.4.2 Observación Directa

Esta técnica consistió en inspecciones hechas con el fin de visualizar todo el sistema de separación además de 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); 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.

3.4.3 Entrevista

Esta técnica fue empleada a todo el personal que se requirió, en especial a los involucrados en el desarrollo de las operaciones de la estación, todo esto con el fin de discretizar y definir posibles situaciones claves que ocurren en los procesos, y de esta forma abarcar y recabar el mayor número de información posible.

3.4.4 Instrumentos

Los instrumentos utilizados para llevar a cabo la investigación, fueron aquellos que se relacionaron con cada una de las técnicas nombradas anteriormente logrando así el complemento necesario para cumplir con los objetivos, como son: libretas de notas, cámaras fotográficas, computadores y programas de software entre otros.

3.5 TÉCNICAS DE PROCESAMIENTO Y ANÁLISIS DE DATOS

3.5.1 Tabulación

Para analizar y procesar los resultados de las diferentes simulaciones, se procedió a distribuirlos en tablas, con el propósito de que éstos estuvieran agrupados en forma clara y ordenada, para facilitar así la lectura y comprensión de los mismos.

3.5.2 Graficación

De igual forma se procedió a presentar los resultados más relevantes en gráficas, para de este modo permitir, en forma más rápida y directa, el entendimiento de la información que aparece en forma de cifras.

3.5.3 Análisis – Síntesis

Por último, se analizaron los resultados en forma de síntesis, describiendo los aspectos más significativos de la información obtenida, identificando las situaciones o escenarios más críticos y proponiendo posibles soluciones a los mismos, para llegar así a las conclusiones y recomendaciones finales de la investigación.

3.6 RECURSOS

3.6.1 Humanos

Para desarrollar este estudio, se contó con el apoyo de personal en las especialidades de petróleo, química, mecánica y de procesos de igual forma, técnicos, instrumentistas y operadores que laboran en la empresa PDVSA U.P Piritál, Distrito Norte. Por otro lado, el desarrollo metodológico estuvo orientado por profesores de la Escuela de Ingeniería de Petróleo de la Universidad de Oriente, Núcleo Monagas.

3.6.2 Materiales

La empresa proporciono todo el equipo técnico disponible, para la realización del proyecto, desde material bibliográfico, computadoras, programas, simuladores, el paquete Microsoft Office, entre los cuales se incluyen Word, Excel y Power Point fotocopiadoras, impresoras, escáner, etc. Se contó con material bibliográfico, informes técnicos.

3.6.3 Financieros

La empresa Petróleos de Venezuela S. A. Unidad Producción Piritál, Distrito Norte mediante la Gerencia de Producción , estuvo a cargo de los gastos que generaron el desarrollo del proyecto, entre ellos; todo el material de oficina, computadoras, equipos de seguridad, transporte, programas de simulación de procesos, etc.

3.7 PROCEDIMIENTO METODOLÓGICO

✓ Etapa I: Describir el Proceso de Separación Crudo-Gas en la Estación de Flujo Amana

Se recopiló información teórica, que permitió comprender el proceso del sistema en estudio, y la determinación de las causas y consecuencias de los problemas operacionales en dicho sistema. Una vez obtenida y asimilada toda la documentación teórica referente al proceso y funcionamiento del proceso de separación gas-líquido, se procedió a realizar visitas de campo con la finalidad de identificar el diagrama estructural del proceso, es decir, establecer el recorrido que cumple el fluido desde que entra al sistema de recolección hasta que cada uno de los fluidos llega a su destino. Posteriormente se procedió a conocer las características de las segregaciones manejadas por la estación a si como los componentes que la conforman además se procedió a tomar datos operacionales de presión de los múltiples de producción, temperaturas de las segregaciones, para luego dar inicio a la descripción del proceso de separación que se lleva a cabo. Una vez conocido todo el proceso que se lleva a cabo en la estación, se enfatizó en el área de los trenes de separación para conocer cuáles son las variables que intervienen en el proceso logrando así las causas de la deficiencia actual de los equipos para establecer las condiciones actuales de los mismo.

✓ Etapa II: Identificar las Variables que Intervienen en el Proceso de Separación Crudo-Gas

En esta etapa fue necesario conocer las características de diseño de los trenes de separación de la estación de Flujo Amana al igual que las condiciones operacionales actuales para luego establecer una serie de condiciones basadas en la normativas PDVSA que permitirán determinar cuáles son las variables que influyen en la eficiencia de separación gas-liquido, logrando verificar la capacidad del mismo para

cumplir con los requerimientos de años futuros (Apéndice A.2: Proyecto MIAS Carito y el Portafolio de Oportunidades Santa-Bárbara) y a su vez establecer las causas que pudieran ocasionar disminución en la eficiencia de separación:

- ✓ Los flujos volumétricos actuales manejados por cada separador son datos proporcionados directamente del programa CENTINELA.
- ✓ Para la evaluación de los separadores se consideró la Norma 90616.1.027 de PDVSA, la cual considera:
 - ✓ Un tiempo de retención de 3 minutos para crudos con gravedades API entre 25 y 40.
 - ✓ Un nivel máximo de líquido igual a 50% de la altura total del recipiente.
 - ✓ Velocidades permisibles en la boquillas de $V=60/(\rho_{\text{fase}})^{1/2}$ para las boquillas de alimentación y de gas; y $V=3$ pie/s para las boquillas de líquido.

Para la evaluación de las boquillas de los separadores se consideró la Norma 90616.1.027 y la Norma MDP-03-S-03 de PDVSA, la cual considera como determinar las boquillas tanto de entrada como de salida de los separadores dependiendo de su caudal de entrada, y de las características y propiedades de los fluidos.

✓ **Etapas III: Analizar Mediante Simulación Hidráulica y de Procesos el Comportamiento de la Separación Crudo-Gas**

El cumplimiento de este objetivo inicialmente se calcularon las capacidades de los separadores, tiempo de residencia, diámetro y velocidades en las boquillas tanto de entrada como de salida bajo las presimisas establecidas en la etapa II, una vez determinadas estas variables se realizó una comparación de las variables calculadas con las condiciones actuales

Una vez que se logro verificar que los trenes de separación de la estación estaban dentro de los rangos adecuado de operación, se revisó el manejo de crudo y gas, con la finalidad de estimar el funcionamiento óptimo de los trenes de separación. Para ello se hizo un balance de masa realizado por el programa CENTINELA. Cabe destacar que este programa realiza simulaciones de procesos que determinan la expansión de los fluidos cuando ocurren los cambios de presiones entre los niveles de separación de cada separador

✓ **Balance de Masa**

Para realiza realizar este balance fue necesario identificar los pozos que fluyen a la estación de Flujo Amana para lograr así recopilar información y datos referentes la producción de la estación tales como:

- ✓ **Producción de Gas y Crudo de Cada Pozo Productor:** Información de la producción de gas, crudo, porcentaje de agua, temperatura y gravedad API. Proveniente de las pruebas de producción realizadas a cada uno de los pozos. (APENDICE A.3)
- ✓ **Alineación de Pozos en Cada Múltiple:** se revisó la alineación de los pozos en cada uno de los múltiples de producción por cada nivel de presión (1200, 500 y 60) Lpca asociados a la Estación de Flujo Amana, a fin asegurarse que los múltiples se encontraban alineados a los niveles de presión correspondiente.
- ✓ **Producción Total de Gas y Crudo de la Estación:** se obtuvo de los reportes diarios de producción, en los cuales se registra la producción de las segregaciones Santa Bárbara y Mesa.

Una vez recolectada toda la información de los pozos (producción de gas y crudo de cada pozo productor), se estimó los valores de crudo y gas que maneja cada múltiple de la estación. Ésta información es utilizada en el diagrama (balance de masa), en éste se visualizan todos los valores calculados de crudo y gas que salen de cada múltiple y son dirigidos hacia los trenes de producción (separador), luego a la salida de cada separador se visualiza la cantidad de gas que se separa en ese nivel de presión, también se presenta el valor de crudo que sigue hacia el próximo separador y así sucesivamente hasta salir del separador de 60 Lpca.

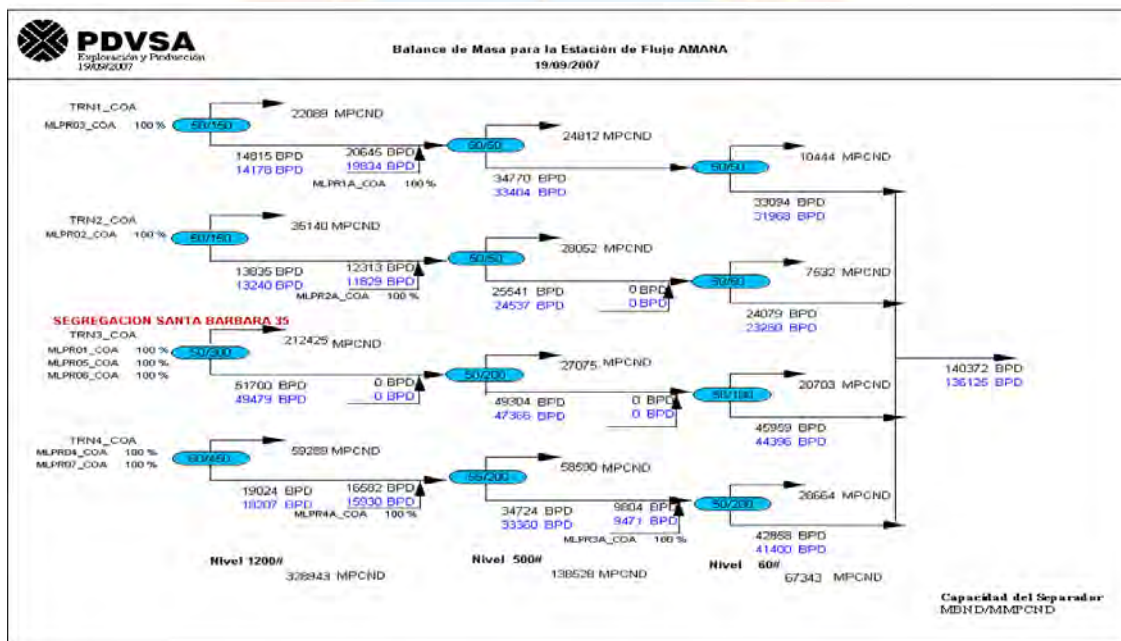


Figura 3.1 Balance de Masa a Condiciones Normales de Operación.

Fuente: Autor

✓ Evaluación de los Separadores

En esta parte se verificaron los valores de tiempo de residencia actuales manejados por cada separador, de acuerdo a los datos recopilados de niveles de líquido y condiciones de operación en cada equipo. Para esto se emplearon todas las fórmulas mostradas en el Apéndice B.1, excepto las referidas al cálculo de caudal

volumétrico, ya que éste representa un dato más, para las operaciones respectivas de cálculo de tiempo de residencia.

Es importante destacar que se realizaron cálculos para verificar las capacidades de dimensionamiento de los separadores según la normativa (90616.1.027 PDVSA) así definir la capacidad de procesamiento actual y futura. Dichos cálculos se llevaron a cabo a través de la hoja de cálculo de separadores horizontales.

Adicionalmente se determinó velocidades de líquido y gas a la entrada y salida del equipo de separación, con la finalidad de compararlas con las velocidades permisibles establecidas por las Normas PDVSA 90616.1.027 y MDP-03-03, para establecer la verificación del diámetro de boquillas de acuerdo al caudal manejado en condiciones actuales y futuras.

En la segunda etapa para el cumplimiento de este objetivo se logró estimar los diámetros de las boquillas de los separadores para el caudal que se manejará en los años 2014 y 2016 donde se espera la mayor producción de la segregación Mesa-30, según el proyecto MIAS y el Portafolio de Oportunidades de Santa-Bárbara;

✓ **Evaluación de los diámetros**

Con el uso de hojas de cálculos y las ecuaciones de la norma PDVSA 90616.1.027 y MDP-03-03, además de los cálculos de flujo volumétrico por boquillas, con el objetivo de verificar algún tipo de limitación de capacidad por diámetro de boquillas. Para esto se tomó como base de datos los diámetros de boquillas existentes de los separadores, se determinaron las capacidades de los separadores que permitirán definir el tamaño de las boquillas tanto de entrada como de salida, logrando así mayor efectividad de separación. Todos estos cálculos de velocidades y diámetros en las boquillas se llevaron a cabo empleando la hoja de

cálculo para boquillas (Apéndice C.3.2), que utiliza las ecuaciones mostradas en el Apéndice B.2

✓ **Etapa IV: Proponer Alternativas para Optimizar el Proceso de Separación Crudo-Gas de la Estación de Flujo Amana.**

Una vez verificado los caudales, capacidades y tiempo de retención de los separadores, fue necesario establecer mejoras en el proceso de separación gas-líquido de la misma, así como los cambios requeridos en la configuración del sistema. Además se realizaron mediante simulaciones de procesos realizadas en HYSYS 3.2 el cálculo de la eficiencia de separación de los separadores tomado el flujo másico de los componentes más livianos de la mezcla de hidrocarburos (C1, C2 y C3) en fase líquida tanto de las corrientes de entrada de cada separador como de las corrientes de salida de líquido.

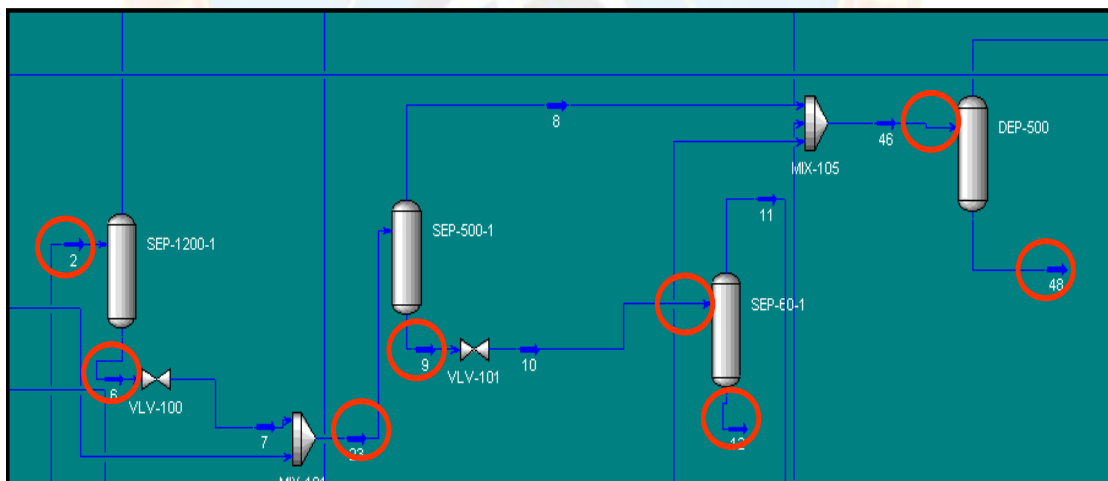


Figura 3.2 Imagen del Software HYSYS versión 3.2 del Tren 1

Fuente: Autor

Con el uso del Simulador HYSYS versión 3.2 se logró determinar la eficiencia de separación de cada uno de los separadores, la eficiencia de separación de cada componente se calculó a través de la ecuación:

$$\% \text{Eficiencia} = \frac{\text{Lbs / hr entrada} - \text{Lbs / hr salida}}{\text{lbs / hr entrada}} \quad \text{Ecuación. 3.1}$$

Con el cálculo de la eficiencia se logró determinar el estado del sistema de separación, se establecieron posibles soluciones con la finalidad de obtener la optimización del sistema de separación gas-liquido y poder garantizar un alto nivel de eficiencia. La solución planteada se realizó de acuerdo al estudio de parámetros como: factibilidad operacional (flexibilidad operacional), estructuramiento físico requerido y proporción de mantenimiento. Esta propuesta fue debido a que en la Estación de Flujo Santa-Bárbara posee esta nueva tecnología (separadores ciclónicos) y se demostró que la eficiencia de separación es mucho mayor que la separación actual de la Estación Amana, otro factor que favorece a esta propuesta es la disponibilidad de los equipos (separador horizontal) existentes debido a que en estos es factible un cambio de internos sin afectar las condiciones externas del mismo ni el paro de la producción.

CAPITULO IV

ANALISIS DE LOS RESULTADOS

4.1 DESCRIBIR EL PROCESO DE SEPARACIÓN CRUDO-GAS EN LA ESTACIÓN DE FLUJO AMANA.

El Distrito Punta de Mata se encuentra ubicado al Noreste del estado Monagas, se encuentra dividido para efectos de su explotación en las Unidades de Producción Carito y Pirital, la Estación de flujo NMEF-4 pertenece a la U.P Pirital se encuentra ubicada en el municipio Ezequiel Zamora en el Centro Operativo Amana (C.O.A), La Estación de Flujo Amana se encargada de recibir dos segregaciones Mesa-30 y Santa Bárbara-35 con las siguientes características:

Tabla 4.1 Características de las Segregaciones Manejadas por la Estación

	CAMPO MULATA (MESA-30)	CAMPO SANTA BARBARA (SB-35)
Producción (MBD)	96910	41451
% A y S	0,98	2,63
Temperatura (°F)	108,65	106,5
Gravedad A.P.I	33	39,20

La Estación Amana maneja un total de gas de 556 MMPCND de la siguiente manera; 382 MMPCND a nivel de 1200 Lpca, 128 MMPCND a nivel de 500 Lpca y 46 MMPCND a nivel de 60 Lpca. Estos campos poseen un tipo de fluido multifasico por lo que es hace necesario realizar un proceso de separación de ellos, los pozos que

Se seleccionen para la producción general fluyen a los trenes de separación a través de los múltiples producción por medio de líneas de 6”, en tres niveles de presión; 1200, 500 y 60 Lpca. En los múltiples se pueden desviar cualquier pozo a producción general o prueba, a través de sus cabezales, en la actualidad se dispone de los siguientes múltiples:

Tabla 4.2 Múltiples de Producción General de la Estación Amana

<i>PRESION</i> (Lpca)	<i>MÚLTIPLE</i>	<i>PUESTOS</i>	<i>POZOS ACTIVOS</i>
1200	1	10	9
	2	10	7
	3	10	7
	4	10	2
	5	10	10
	6	10	10
	7	10	8
500	1 ^a	10	9
	2 ^a	10	10
	4 ^a	15	11
60	3 ^a	10	7

A los múltiples de producción de la Estación de flujo Amana entra el flujo bifásico (líquido y gas), proveniente del campo Mulata (MESA-30), 62 pozos de los cuales 24 fluyen a nivel de 1200 Lpca por medio los múltiples, 2,3 y 7, 12 pozos fluyen a nivel de 500 Lpca por los múltiples 4A, 2A, 1A; y 7 pozos a nivel de 60 Lpca, que llegan al múltiple 3A. Por otro lado los pozos del Campo Santa Barbara (SB-35) presentan una gravedad API de 42°, y fluyen 29 pozos de 1200 Lpca por los

múltiples 1,5 y 6. Estos fluidos son llevados a los trenes de separación constituidos por separadores horizontales con las siguientes capacidades:

Tabla 4.3 Capacidades de los Separadores de los Trenes de Producción

<i>TREN</i>	<i>SEPARADOR (Lpca)</i>	<i>CAPACIDAD DE GAS (MMPCD)</i>	<i>CAPACIDAD DE CRUDO (MBNPD)</i>
<i>1</i>	1200	150	50
	500	50	50
	60	50	50
<i>2</i>	1200	150	50
	500	50	50
	60	50	50
<i>3</i>	1200	300	50
	500	200	50
	60	100	50
<i>4</i>	1200	450	60
	500	200	55
	60	200	50

El flujo proveniente de los múltiples 2 y 3 de 1200 Lpca de la segregación Mesa-30 es llevado a él separador de 1200 Lpca del tren N°2. Los múltiples 4A, 2A, y 1A envían el fluido a los separadores de 500 Lpca de los trenes de producción 2, 3 y 1, el flujo que viene del múltiple 3A, de 60 Lpca es enviado al tren 2 y tren 3. La segregación de Santa Barbara-35 es enviada de los múltiples 1, 5, 6 para ser recibida por el separador de 1200 Lpca, del tren de separación N° 4. (VER APENDICE E)

Una vez eliminado la mayor cantidad de líquido posible de la corriente de gas, entra a la sección de acumulación de líquido que está definido por el nivel de líquido en el separador y el tiempo de residencia del líquido en la cámara de acumulación, además para evitar posibles cambios en la corriente de líquido se encuentran en los

separadores rompe vórtices y rompe olas. Todo este proceso se realiza mediante etapas sucesivas (sistema de cascada) que va de alta presión (1200 Lpca), media presión (500 Lpca) a baja presión (60 Lpca), en cada separador se logra separar aproximadamente 85 % del gas y el otro 15% es enviado conjuntamente con el crudo al otro nivel de separación.

El gas obtenido en los separadores es enviado a los depuradores, a sus respectivos niveles de presión, para eliminar las pequeñas cantidades de líquidos (crudo+agua) que se encuentran en la corriente de gas. El gas de alta presión 1200 Lpca, es enviado al cabezal de descarga de gas conectado al gasoducto C.O.T-MUSCAR, el gas separado a nivel de 500 Lpca y 60 Lpca es enviado a planta compresora C.O.A/C.O.T. Al finalizar la etapa de separación el crudo de los trenes N°1 y N°2 son enviado a los enfriadores debido a las altas temperaturas que posee el crudo de la segregación Mesa-30 del campo Mulata, mientras que el crudo separado de los trenes N°3 y N°4, es enviado a los tanque para su estabilización. En la estación existen cuatro (4) tanques de almacenamiento de crudo con una capacidad de 10.000. MBNP, de los cuales actualmente el tanque N°1 y N°3 son para la segregación Mesa-30 mientras que el N°4 para Santa Barbara-35, quedando el tanque N°2 disponible sólo para estabilización del crudo, los vapores liberados durante el almacenamiento del crudo son recuperados mediante un sistema llamado REVA (Recuperadora de Vapor) el cual consta de 6 unidades que logran comprimir el gas a nivel de 60 Lpca, logrando recuperar 15 MMPCND a su máxima eficiencia.

El bombeo del crudo desde los tanque de almacenamiento se realiza mediante cinco (5) bombas capaces de transferir 225 MBNPD, a los tanques del Centro de Almacenamiento y Transporte de Crudo el Tejero (C.A.T.C.T.) antes de la salida a C.A.T.C.T el crudo pasa por dos contadores de flujo másico que contabiliza el bombeo diario.

4.2 IDENTIFICAR LAS VARIABLES QUE INTERVIENEN EN EL PROCESO SEPARACIÓN CRUDO-GAS EN LA ESTACIÓN DE FLUJO AMANA

El estudio de la situación actual y futura del funcionamiento del sistema de separación gas-líquido de la estación de flujo Amana se desarrolló mediante tablas y gráficas que muestran el comportamiento y características de ciertas variables de operación, como caudal de gas separado, velocidad de cada fase, líquido y gas a la entrada y salida de los separadores, tiempo de residencia del líquido en el separador que influyen en el proceso de separación. Este estudio se hace necesario debido a que para el año 2014 contempla para la segregación Mesa-30 que fluye a la estación amana una producción máxima de 130 MBNPD y 1230 MMPCND de gas, para la segregación Santa Bárbara 35 en el año 2015 la producción será de 30 MBNPD y 230 MMPCND, para un total de procesamiento de la Estación de 160 MBPD y 1560 MMPCND.

A continuación se presentan los resultados del estudio de las condiciones actuales de operación del sistema de separación

Tabla 4.4 Características de diseño de los separadores de la Estación C.O.A

<i>TREN</i>	<i>NIVEL DE PRESION</i>	<i>PRESION MAX. DE OPER.(L.P.C)</i>	<i>TEMP. MAX. DE OPER.(°F)</i>	<i>LONG. (C/C) (PIES)</i>	<i>DIÁMETRO. (PLG)</i>
<i>1</i>	ALTA	1300	275	35	91
	MEDIA	550	300	30	94
	BAJA	110	300	30	91
<i>2</i>	ALTA	1300	275	35	91
	MEDIA	550	300	30	94
	BAJA	110	300	30	91
<i>3</i>	ALTA	1300	250	35	91
	MEDIA	550	250	30	94
	BAJA	130	250	30	94
<i>4</i>	ALTA	1300	220	35	90
	MEDIA	600	220	30	90
	BAJA	130	220	30	90

Con los resultados del balance de masa obtenido por el CENTINELA se obtuvieron el flujo de entrada y de salida cada uno de los separadores de los trenes de producción, además las capacidades que manejan los separadores están dentro de las capacidades nominales de los trenes de producción de la Estación de Flujo Amana tal como se muestra a continuación:

Tabla 4.5 Manejo actual de gas y crudo de la Estación de Flujo Amana.

TREN	SEPARADOR (Lpca)	MANEJO ACTUAL		CAPACIDAD NOMINAL	
		DE GAS (MPCND)	DE CRUDO (BND)	GAS (MMPCND)	CRUDO (BND)
1	1200	22089	14178	150	50000
	500	24812	33404	50	
	60	10444	31968	50	
2	1200	35140	13240	150	
	500	28052	24537	50	
	60	7532	23260	50	
3	1200	212425	49479	300	
	500	27075	47366	200	
	60	20703	44396	100	
4	1200	59289	18207	450	
	500	58590	33360	200	
	60	28664	41400	200	

4.2.1 Tiempo de Residencia Actual del Fluido en los Separadores

El Tiempo de Residencia (tR) 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, debido a que él 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 4.6 Tiempo de Retención de Líquido.

<i>°API</i>	<i>t_R (min.)</i>
API < 25	5
25 < API < 40	3
API > 40	1,5

En la estación de flujo Amana existe condiciones que ocasionan arrastre de líquido continuo a nivel de los depuradores provocado por el inadecuado tiempo de retención, esto se debe a que los operadores de la estación manejan el nivel de líquido de acuerdo a la experiencia y al nivel normal de líquido que se observa en el visor de nivel, éste ajusta la válvula de descarga para que se active cuando se alcance dicha altura de líquido. De tal manera que muchas veces no se puede llevar un control del tiempo de residencia manejado en los separadores.

En la Estación de Flujo Amana se manejan dos segregaciones, Mesa-30 y Santa Barbara-35, aplicando la normativa de PDVSA se debe establecer un tiempo de residencia de 3 minutos para las dos segregaciones existentes en la estación que permita un óptimo proceso de separación de las fases.

4.2.2 Diámetros y Velocidades del Fluido, en las Boquillas de los Separadores

Otra variable que influye en la eficiencia de separación es el tamaño de las boquillas tanto de entrada como de salida del separador, las cuales tienen una

importancia fundamental en la hidráulica de estos equipos, no solo por la caída de presión debido al incremento del flujo, sino también por la importancia que tiene la velocidad de entrada y salida del fluido en el separador para garantizar una buena operación del mismo.

Tabla 4.7 Velocidad máxima permisible en las Boquillas (PDVSA)

VELOCIDAD V(pie/s)	
ENTRADA	$\frac{60}{(\rho g)^{0.5}}$
SALIDA GAS	$\frac{60}{(\rho g)^{0.5}}$
SALIDA LIQUIDO	3.3

- ✓ El tamaño de la boquilla de entrada se basa en el caudal volumétrico normal (caudal líquido + caudal gas) + 10%.
- ✓ El tamaño de la boquilla de salida de gas se basa en el caudal normal
- ✓ El tamaño de salida de líquido se basa en el caudal normal + 10% de su valor
- ✓ La selección de la boquilla se hace con el valor obtenido y se aproxima por encima o por debajo del tamaño de la boquilla estándar más cercano.

4.3 ANALIZAR EL COMPORTAMIENTO DE LA SEPARACIÓN CRUDO-GAS, MEDIANTE SIMULACIÓN HIDRÁULICA Y DE PROCESOS

Luego de determinar las variables que afectan el proceso de separación crudo-gas de la Estación de Flujo Amana se evaluaron cada una de ellas mediante hojas de

cálculo y simuladores que permiten la optimización del funcionamiento de la estación:

4.3.1 Capacidades Actuales y Capacidades Nominales de los Separadores

El chequeo de la capacidad de los separadores se basó en estudiar, de acuerdo a los criterios establecidos (Normativa PDVSA 90616.1.027) y las características de dimensionamiento existentes, el flujo volumétrico a procesar en los trenes. Además cabe destacar que la capacidad de procesamiento, de un tren de producción es igual a la capacidad del último separador, debido a que el líquido obligatoriamente debe pasar por este separador.

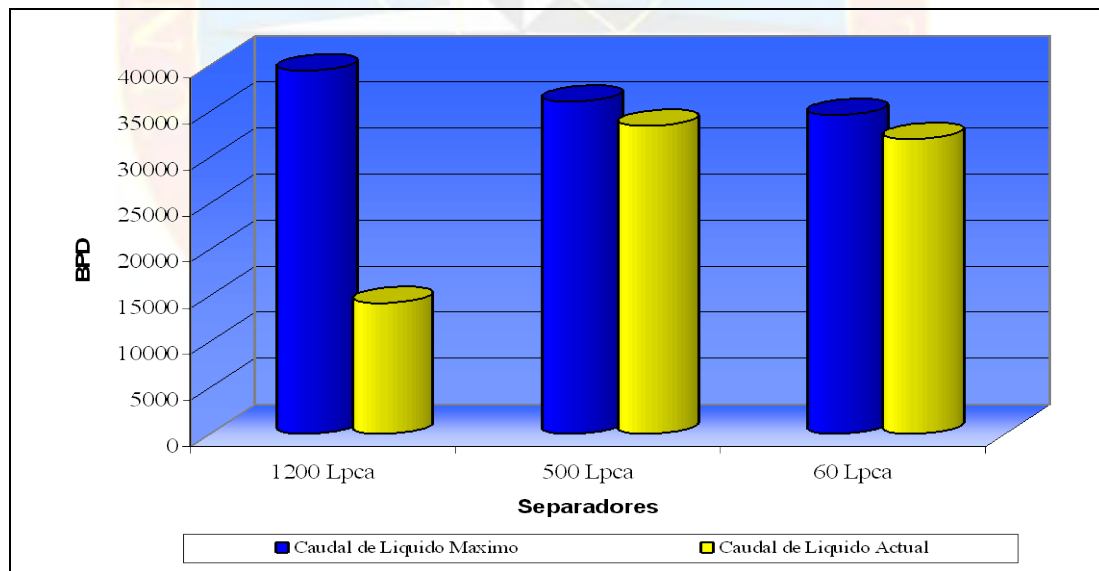
Los resultados se muestran por Trenes de Separación, con la finalidad de estudiar los separadores individualmente:

Tren 1: se realizó el cálculo para los separadores de este tren de producción, el cual muestra una disminución de su capacidad de procesamiento de líquido, estableciéndose una capacidad de procesamiento de líquido de 34.578 BND y una capacidad de procesamiento de gas de 344 MMPCND, con respecto a la capacidad de diseño, por lo que se deduce que dichos separadores no fueron diseñados para operar a su capacidad nominal bajo estas condiciones actuales (presión y temperatura), es decir, actualmente tanto la temperatura como las presiones a los tres niveles de operación aumentado con respecto a las condiciones iniciales, las cuales son factores determinante de la eficiencia del proceso de separación crudo-gas de la estación.

Tabla 4.8 Capacidad de procesamiento de los Separadores del Tren 1

TREN 1	<i>Separador S-10</i> <i>1200 Lpca</i>		<i>Separador S-11</i> <i>500 Lpca</i>		<i>Separador S-12</i> <i>60 Lpca</i>	
	Diseño	Tretencion = 3 min.	Diseño	Tretencion = 3 min	Diseño	Tretencion = 3 min
Gas Maximo (MMPCND)	150	344	50	210	50	76
Líquido Maximo (MBND)	50	39.400	50	36.036	50	34.578
Longitud del Sep. L(pie)	35		30		30	
Diámetro D _{sep} (pie)	7,58		7,83		7,67	
L / D _{sep}	4,61		3,83		3,91	

Es importante comparar los valores de los flujos volumétricos actuales con las nuevas capacidades establecidas bajo las condiciones actuales de procesamiento del crudo y gas.

**Gráfico 4.1 Caudal Máximo Líquido Vs. Caudal Condiciones Normales**

Se pudo apreciar que las capacidades volumétricas del gas en todos los separadores fueron mayores que la manejada actualmente tal como se muestra en la figura, por lo tanto no presenta inconvenientes en el proceso de separación crudo-gas de la Estación.

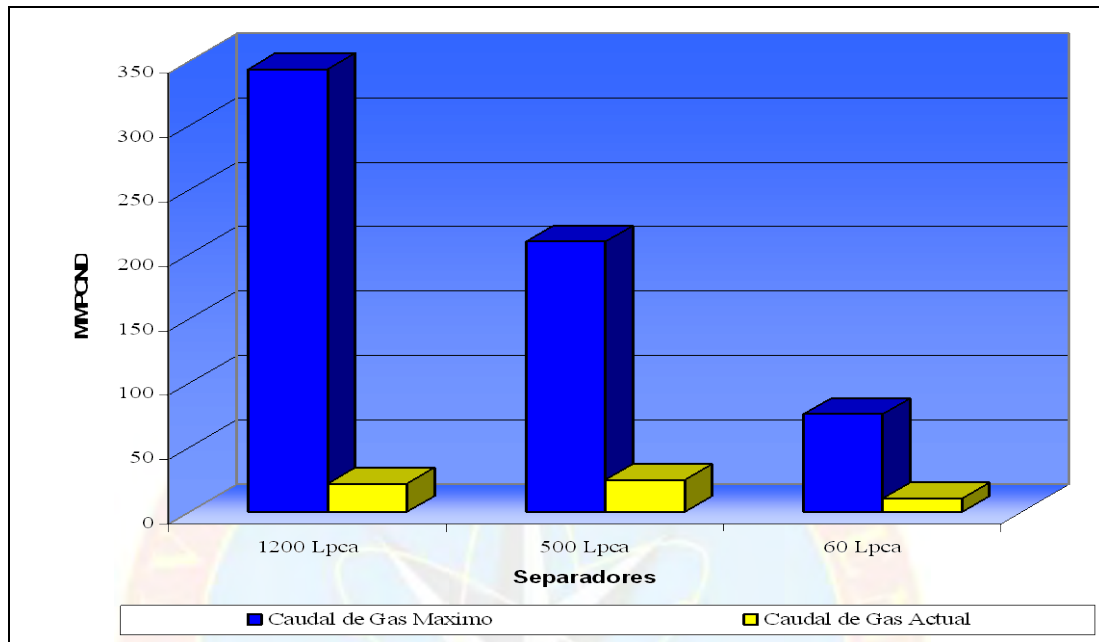


Gráfico 4.2 Caudal Máximo Gas Vs. Caudal Condiciones Normales

Tren 2: Como se aprecia en la Tabla 4.4 las características de diseño del tren 1 son las mismas que el tren 2 por lo tanto las capacidades volumétricas de procesamiento calculadas tanto de gas como de líquido son las mismas (ver tabla 4.9), como se puede observar en las gráficas el tren de separación 2 no presenta problemas en cuanto al procesamiento de líquido y gas tomando en cuenta que se estableció un tiempo de residencia de 3 minutos, por lo que se adapta a las condiciones de operación normales de la estación, como se observó el cada uno de los separadores que conforman este tren son capaces de almacenar una mayor cantidad de líquido es por ello que este tren permitiría aumentar su capacidad actual, permitiendo la incorporación de nuevos pozos a su entrada o aliviar las cargas excesivas que poseen los otros trenes de separación mediante el desvío de pozos a los múltiples respectivos de alimentación del tren de separación 2 .

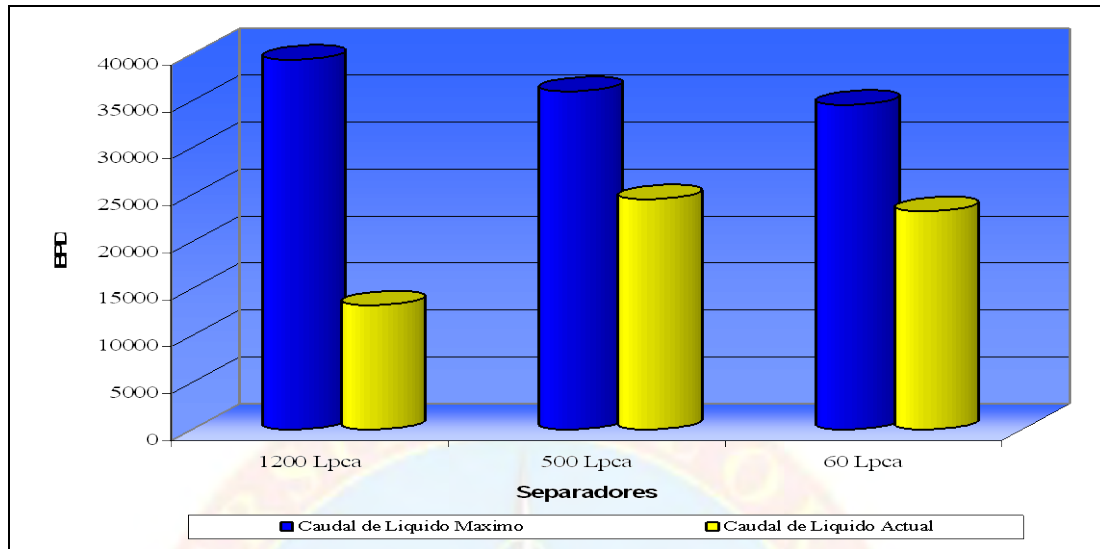


Gráfico 4.3 Caudal Máximo Líquido Vs. Caudal Condiciones Normales

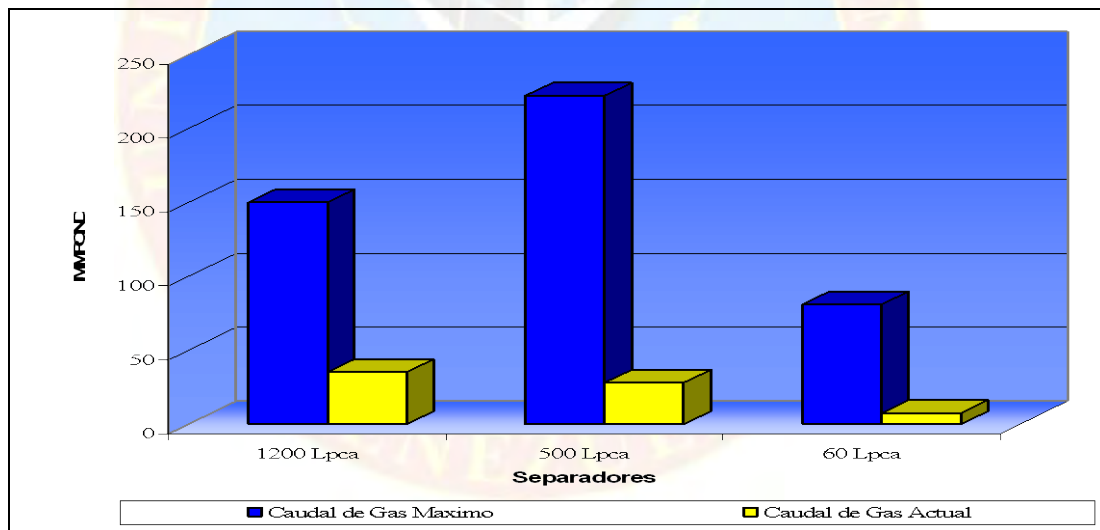


Gráfico 4.4 Caudal Máximo Gas Vs. Caudal Condiciones Normales

Tren 3: Como se observa en la gráfica 4.4, los valores de caudales volumétrico de líquido que recibe el tren de separación 3, son mucho mayores a las capacidades máxima de operación calculado para un tiempo de residencia de 3 minutos, estableciendo este tren como crítico debido a que se encuentra operando fuera de las

especificaciones establecidas en la norma PDVSA, por lo que afecta la eficiencia de operación del equipo, ocasionando arrastre de líquido en la corriente gas esto a causa del poco tiempo de procesamiento de los fluidos en los separadores.

Por otro lado en lo que respecta a la capacidad volumétrica de gas calculada es mayor a la capacidad manejada por lo que el flujo de gas no representa problemas de operacionales que afecten el proceso de separación de la estación.

Tabla 4.9 Capacidad de procesamiento de los Separadores del Tren 3

TREN 3	<i>Separador S-07</i> 1200 Lpca		<i>Separador S-08</i> 500 Lpca		<i>Separador S-09</i> 60 Lpca	
	Diseño	Tretencion = 3 min.	Diseño	Tretencion = 3 min.	Diseño	Tretencion = 3 min.
Gas Maximo (MMPCND)	300	371	200	215	100	80
Líquido Maximo (MBND)	50	39.400	50	36.036	50	36.036
Longitud del Sep. L(pie)	35		30		30	
Diámetro D _{sep} (pie)	7,58		7,83		7,83	
/ D _{sep}	4,62		3,83		3,83	

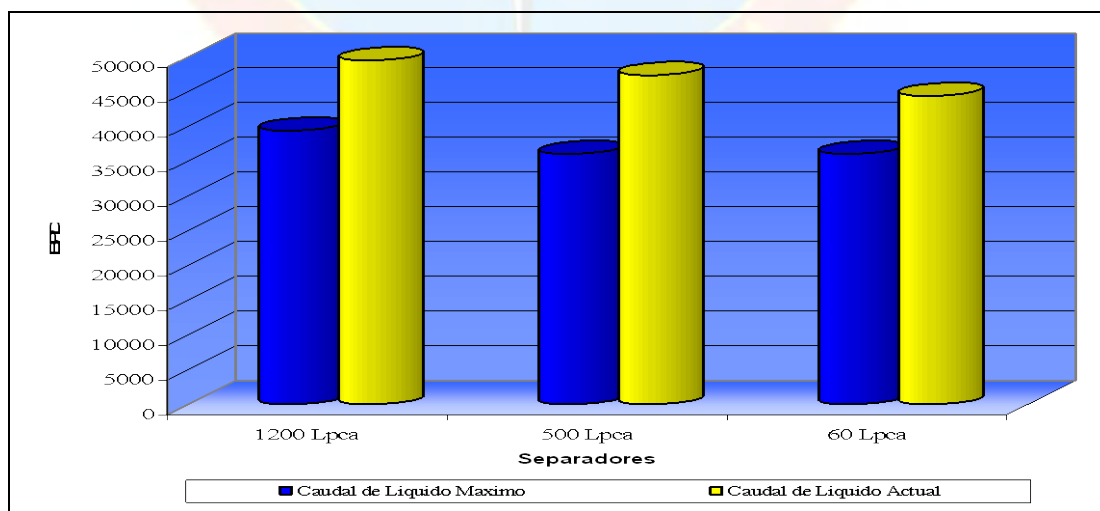


Gráfico 4.5 Caudal Máximo Líquido Vs. Caudal Condiciones Normales Tren 3

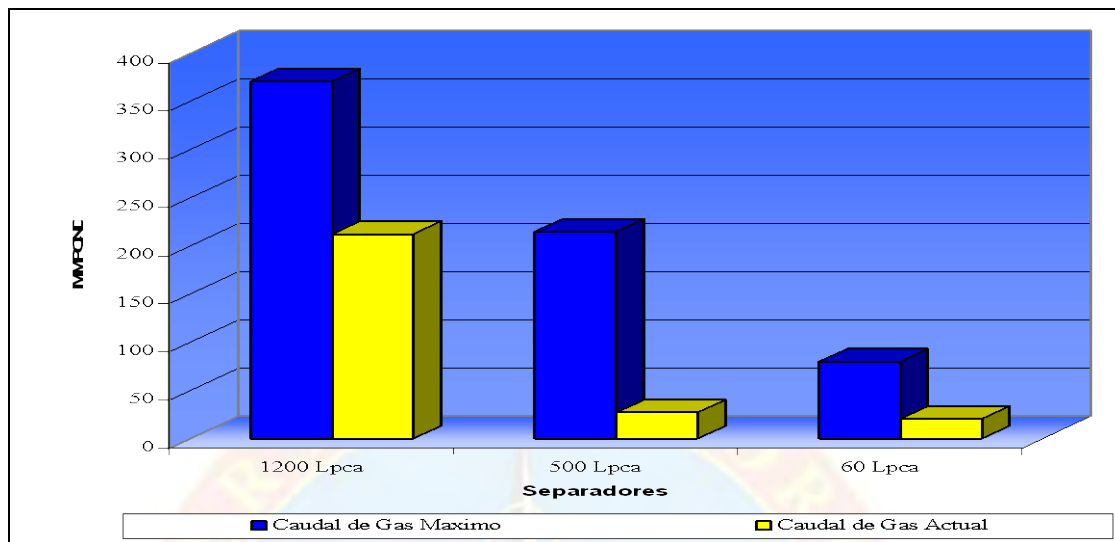


Gráfico 4.6 Caudal Máximo Gas Vs. Caudal Condiciones Normales Tren3

Tren 4: El separador de 1200 Lpca se adapta a los requerimientos actuales, por lo que es posible un aumento en el tiempo de residencia que permita optimizar la separación de las fases presentes, por otro lado tanto el separador de 500 Lpca y de 60 Lpca se encuentra operando fuera de especificaciones de la norma de PDVSA, debido a que el flujo volumétrico de líquido es mayor al calculado por norma, generando consecuencia inmediatas, disminución de la efectividad de separación debido a los continuos arrastre en la corriente de líquido o en el gas, por no estar dentro de los establecido por la norma PDVSA.

Tabla 4.10 Capacidad de procesamiento de los Separadores del Tren 4

TREN 4	<i>Separador S-13</i> 1200 Lpca		<i>Separador S-14</i> 500 Lpca		<i>Separador S-15</i> 60 Lpca	
	Diseño	Tretencion = 3 min.	Diseño	Tretencion = 3 min.	Diseño	Tretencion = 3 min.
Gas Maximo (MMPCND)	450	398	200	255	200	94
Líquido Maximo (MBND)	60	42.777	55	36.023	50	36.023
Longitud del Sep. L(pie)	38		32		32	
Diámetro D _{sep} (pie)	7,50		7,50		7,83	
L / D _{sep}	5,06		4,26		4,09	

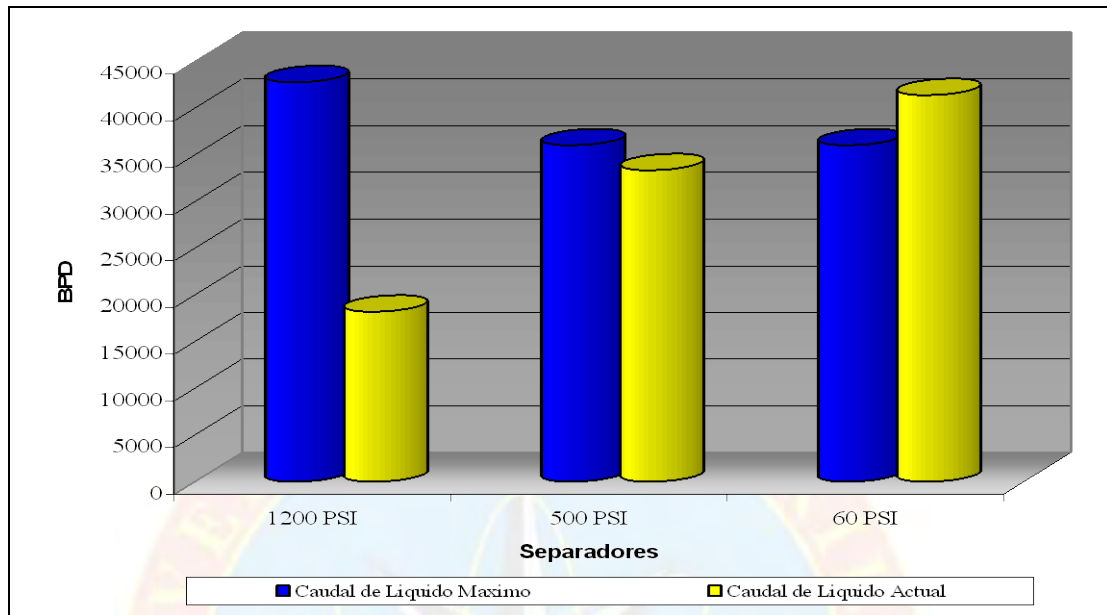


Gráfico 4.7 Caudal Máximo Liquido Vs. Caudal Condiciones Normales Tren 4

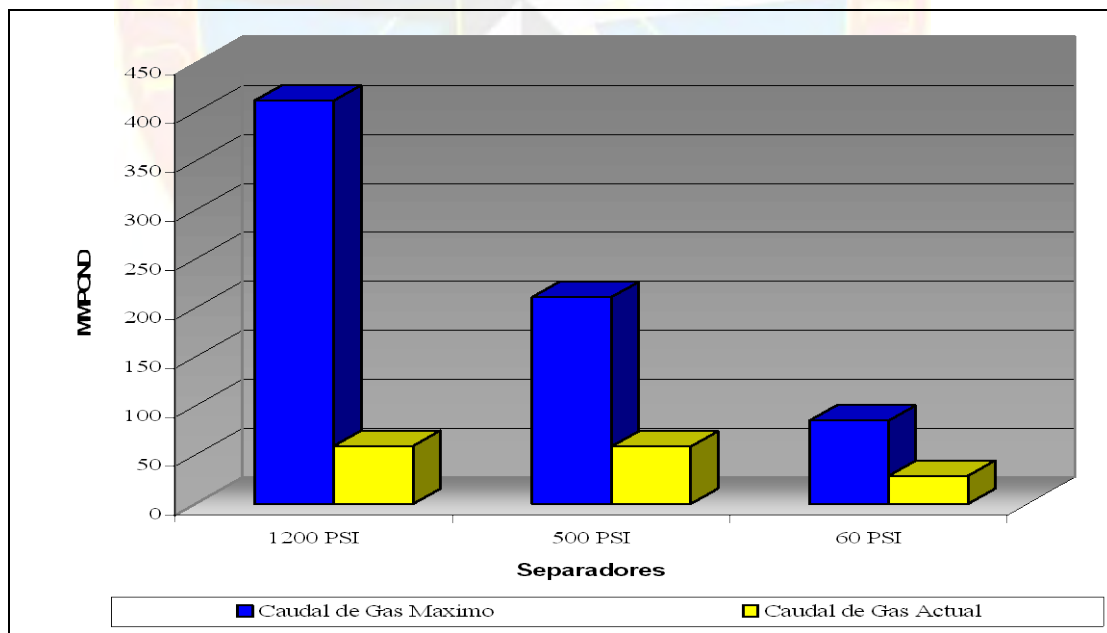


Gráfico 4.8 Caudal Máximo Gas Vs. Caudal Condiciones Normales Tren 4

Completado el chequeo de las capacidades de los separadores se pudo observar que el tren 3 y el tren 4 son las que presenta mayores limitaciones con respecto a su capacidad de procesamiento, adicionalmente se pudo conocer la capacidad máxima de procesamiento del sistema de separación general de la estación es de 141215 BND de liquido y 1497 MMPCND, adaptado a un tiempo de residencia de 3 minutos, lo cual la mayor parte de los separadores no cumplen con esta especificación, estos separadores no cumplen los 3 minutos establecidos por la norma de PDVSA logrando así aumento de la capacidad de los trenes de separación pero disminuye proporcionalmente la eficiencia de separación de los fluidos presente en la estación.

4.3.2 Evaluación del Tiempo de Residencia Actual del Fluido en los Separadores

El cálculo del tiempo de residencia en los separadores se estimó basándose en los datos campos; en los caudales de entrada y en el volumen manejado de liquido de cada separador, los cuales fueron datos recopilados tanto de la simulación de procesos realizada en el centinela como las realizadas en hojas de cálculos. Para el cálculo del tiempo de residencia del líquido se utiliza la siguiente ecuación:

$$t_{rl} = \frac{V_l}{Q_l} \quad \text{Ecuación, 4.1}$$

Donde:

V_l :Volumen de líquido, Bls

Q_l :Caudal de líquido, Bls/días

En la Estación de Flujo Amana se manejan dos segregaciones, Mesa-30 y Santa Bárbara -35, aplicado la normativa de PDVSA se establece un tiempo de residencia para crudos livianos y medianos, el tiempo de retención es alrededor de tres minutos

(3 minutos). Sin embargo, cuando existen problemas de emulsiones, los tiempos de retención deben ser mayores. Las normas PDVSA para el cálculo de separadores tienen advertencias específicas sobre esta materia. A continuación se muestra en tablas y gráficas los tiempos de residencia calculados para cada uno de los separadores de la Estación de Flujo Amana.

Tabla 4.11 Tiempo de Residencia de los Separadores

<i>Tiempo de Residencia o Retención</i>					
<i>Tren</i>	<i>Nivel de Presión</i>	<i>Separador</i>	<i>Caudal de Entrada de Líquido (BPD)</i>	<i>Tiempo de Residencia Calculado (min.)</i>	<i>Tiempo de Residencia Basado en Norma PDVSA min.</i>
1	1200	S-10	14178	1,89	3
	500	S-11	33404	0,67	3
	60	S-12	31968	0,32	3
2	1200	S-04	13240	1,28	3
	500	S-05	24537	0,65	3
	60	S-06	23260	0,45	3
3	1200	S-07	49479	0,26	3
	500	S-08	47366	0,60	3
	60	S-09	44396	0,17	3
4	1200	S-13	18207	0,89	3
	500	S-14	33360	0,34	3
	60	S-15	41400	0,13	3

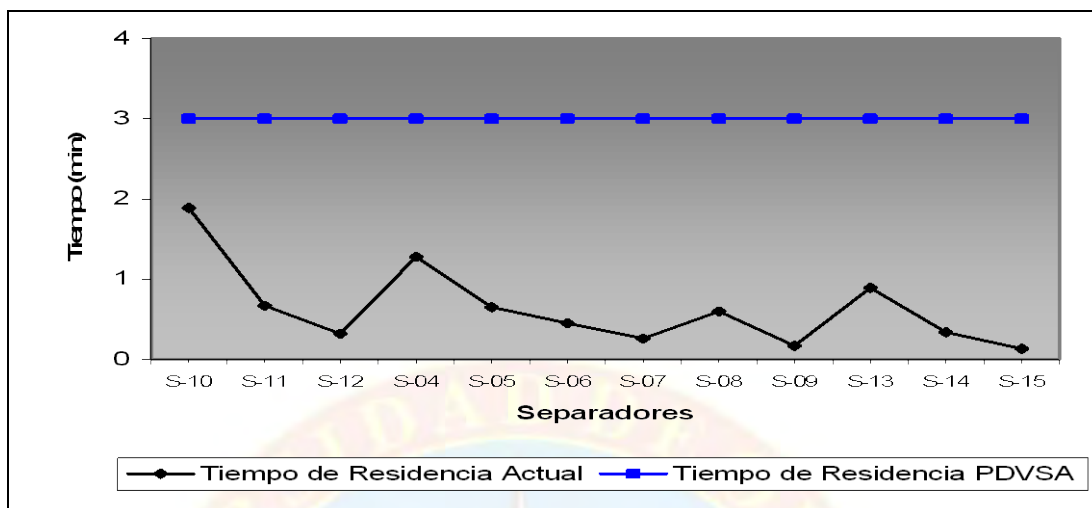


Gráfico 4.9 Tiempo de Residencia Calculado en los Separadores

Como se observa en la grafica los tiempo de residencia de los separadores se encuentra por debajo de los tiempos establecidos por la norma PDVSA 90616.1.027 lo que indica que los separadores se encuentran operando fuera de especificaciones, trayendo como consecuencia un grado de incertidumbre bastante grande, respecto a la eficiencia de la separación y una fuerte tendencia a crear un arrastre de gas en la corriente de líquido y/o un arrastre de líquido en la corriente de gas. Estos valores bajos de tiempo de retención se tornan críticos cuando se producen en los separadores de baja (como sucede en este caso), debido a que como no se tienen separadores posteriores para eliminar el gas del crudo, se crea otra etapa de separación llevada a cabo en el tanque, lo cual implica cierta ineficiencia en la separación.

4.3.3 Diámetros y Velocidades del Fluido, en las Boquillas de los Separadores

La evaluación de los tamaños de las boquillas de entrada de fluido, salida de gas y salida de líquido en los separadores es de vital importancia en la hidráulica de los equipos. No solo por la caída de presión debido al incremento del flujo, sino por

las velocidades de entrada y salida del fluido que definen la eficiencia de separación, es por ello que los diámetros de las boquillas de los separadores deben ser definidos de acuerdo a las velocidades máximas establecidas por la norma PDVSA logrando así una buena operación del mismo.

El chequeo de las velocidades y boquillas de los trenes de separación se realizó primeramente para las condiciones actuales y el funcionamiento normal de la estación que constituye el sistema de separación crudo-gas, los resultados se presenta por trenes de separación.

TREN 1

La evaluación de los separadores que conforman el tren 1 (S-10, S-11 y S-12), permitió conocer que las velocidades generadas en la entrada de fluido como en la salida de gas de los tres trenes cumplen con los valores de velocidad permisible establecidas por la Norma de PDVSA MDP S-03-03, por lo tanto los diámetros de las boquillas son los adecuados para manejar el caudal actual. Por el contrario las boquillas de salida de liquido de los tres trenes de separación son muy pequeñas para el flujo de liquido manejado actualmente porque las velocidades producidas son mucho mayor a las velocidades establecidas en la normativa de PDVSA, ocasionando una alta caída de presión en el sistema, la cual tiende a generar problemas de operación en las válvulas aguas abajo del separador, todo esto ocasionan la inclusión de pequeñas burbujas de gas en la corriente de liquido, es decir, arrastre de gas en la corriente de liquido, afectando los equipos aguas abajo de los separadores.

Tabla 4.12 Velocidades en las Boquillas de los Separadores del Tren 1

TREN 1				
	CAUDAL	DIAMETRO	VELOCIDAD	V_{MAX} PDVSA
	Q_{actual}(pie³/s)	D(pulg)	V(pie/s)	V(pie/s)
SEPARADOR S-10 NIVEL 1200				
ENTRADA	4,06	12	5,17	15,19
SALIDA GAS	3,14	12	4,00	28,48
SALIDA LIQUIDO	0,92	4	10,56	3,000
SEPARADOR S-11 NIVEL 500				
ENTRADA	10,56	16	7,57	16,95
SALIDA GAS	8,39	16	6,01	43,69
SALIDA LIQUIDO	2,17	4	24,88	3,000
SEPARADOR S-12 NIVEL 60				
ENTRADA	21,22	20	9,73	25,25
SALIDA GAS	19,14	20	8,77	90,61
SALIDA LIQUIDO	2,08	6	10,58	3,000

Por otro lado se verificaron las capacidades volumétricas de líquido procesable de acuerdo a las velocidades y diámetros actuales del tren de separación, dando como resultado que la capacidad de procesamiento es mayor que la capacidad actual de procesamiento por lo tanto los diámetro y las velocidades no es un factor que interviene en la restricción de procesamiento, es decir este tren puede manejar la capacidad actual sin deficiencia alguna.

TREN 2

La evaluación de los diámetros y velocidades de acuerdo a la Normativa de PDVSA para este tren de separación arrojo como resultado los siguientes:

Tabla 4.13 Velocidades en las Boquillas de los Separadores del Tren 2

TREN 2				
	CAUDAL	DIAMETRO	VELOCIDAD	V _{MAX} PDVSA
	Q _{actual} (pie ³ /s)	D(pulg)	V(pie/s)	V(pie/s)
SEPARADOR S-04 NIVEL 1200				
ENTRADA	6,01	12	7,65	17,79
SALIDA GAS	5,15	12	6,55	28,89
SALIDA LIQUIDO	0,86	4	9,86	3,000
SEPARADOR S-05 NIVEL 500				
ENTRADA	10,86	16	7,78	19,43
SALIDA GAS	9,27	16	6,64	42,99
SALIDA LIQUIDO	1,59	4	18,27	3,000
SEPARADOR S-06 NIVEL 60				
ENTRADA	14,93	20	6,84	24,83
SALIDA GAS	13,42	20	6,15	89,33
SALIDA LIQUIDO	1,51	6	7,70	3,000

Al igual que el tren 1 las velocidades y diámetro de entrada de alimentación y salida de gas no presentan restricción alguna en el procesamiento de crudo y gas de la estación de flujo, por el contrario y al igual que el tren 1 los diámetros de salida de líquido no son los adecuados para manejar el caudal actual debido a que son muy pequeño y por lo tanto presenta una restricción en el proceso de separación crudo-gas, se debe tomar en cuenta que los diámetros de las tubería del separador deben ser un poco mayor que las boquillas con la finalidad de disminuir las perdidas por efectos de la entrada y salida de los fluidos en caso contrario no se debe utilizar diámetros muy grande a la salida de liquido porque facilita la formación de remolinos.

Tabla 4.14 Velocidades en las Boquillas de los Separadores del Tren 3

TREN 3				
	CAUDAL	DIAMETRO	VELOCIDAD	V_{MAX} PDVSA
	Q_{actual}(pie³/s)	D(pulg)	V(pie/s)	V(pie/s)
SEPARADOR S-07 NIVEL 1200				
ENTRADA	29,89	20	13,7	18,73
SALIDA GAS	26,67	20	12,23	26,75
SALIDA LIQUIDO	3,22	8	9,21	3,000
SEPARADOR S-08 NIVEL 500				
ENTRADA	11,78	20	5,40	15,24
SALIDA GAS	8,7	16	6,23	42,38
SALIDA LIQUIDO	3,08	8	8,82	3,000
SEPARADOR S-09 NIVEL 60				
ENTRADA	40,19	20	18,42	29,05
SALIDA GAS	37,31	24	11,88	89,85
SALIDA LIQUIDO	2,89	8	8,27	3,000

Como se puede notar en la tabla 4.15, en el separador de alta presión (1200 Lpca) de media (500 Lpca) y de baja presión (60 Lpca), se encuentra tanto las entrada de flujo como la salida de gas en óptimas condiciones para manejar el caudal actual de liquido y gas, caso contrario ocurre con la boquilla de salida de liquido la cual es muy pequeña para el caudal actual por eso se nota que la velocidades son mayores a las velocidades permisibles por la norma PDVSA, todo esto ocasiona problemas aguas abajo del separador específicamente en la válvulas de control y los tanques de almacenamiento de crudo, debido a que puede existir sobre presión de los tanques que puede llegar a causar rupturas de los mismos.

Tabla 4.15 Velocidades en las Boquillas de los Separadores del Tren 4

TREN 4				
	CAUDAL $Q_{\text{actual}}(\text{pie}^3/\text{s})$	DIAMETRO $D(\text{pulg})$	VELOCIDAD $V(\text{pie}/\text{s})$	V_{MAX} PDVSA $V(\text{pie}/\text{s})$
SEPARADOR S-13 NIVEL 1200				
ENTRADA	9,36	30	1,91	18,27
SALIDA GAS	8,18	20	3,75	28,04
SALIDA LIQUIDO	1,18	16	0,85	3,000
SEPARADOR S-14 NIVEL 500				
ENTRADA	20,58	24	6,55	21,93
SALIDA GAS	18,42	20	8,44	41,92
SALIDA LIQUIDO	2,17	16	1,55	3,000
SEPARADOR S-15 NIVEL 60				
ENTRADA	54,05	20	24,78	34,1
SALIDA GAS	51,36	20	23,54	84,59
SALIDA LIQUIDO	2,69	12	3,43	3,000

Después de chequear las velocidades y diámetros del sistema de separación de la estación se logró conocer que la estación no posee restricción alguna con respecto al caudal de entrada de los trenes de separación de la estación considerando el caudal máximo de entrada de cada uno de los separadores, caso contrario ocurre con los diámetros de salida de cada uno de los trenes excepto los separadores de alta y media presión del tren 4, que posee todos los diámetros tanto de salida como de entrada acorde con los caudales manejado actualmente.

En el proyecto de “Modelaje Integral del Activo al Soberano Campo Carito” (MIAS Carito, VER APENDICE A.2) se prevee un aumento de 130 MMPCND de

gas a 1200 Lpca, por encima de la capacidad nominal de los separadores de 1200 Lpca que manejan la segregación Mesa-30, debido a esto se hace necesario calcular las futuras velocidades y diámetro en la entrada de liquido y en la salida de gas con la finalidad de solucionar los futuros problemas operacionales que pueda presentar la Estación de Flujo Amana.

El MIAS pronosticó que el máximo volumen de crudo se dará en el año 2015 con un total de 130 MBPD, y del gas total de la Estación de Flujo Amana para la segregación Mesa 30 para el año 2016, este volumen de gas estará distribuido de la siguiente manera: 875 MMPCND (72%) a 1200 Lpca, 200 MMPCND (17%) a 500 Lpca y 153 MMPCND (11%) a 60 Lpca aproximadamente. Con el fin de determinar las velocidades permitidas en las boquillas se utilizaron las ecuaciones de la Norma de PDVSA MDP-03-S-03.

Para el caso de la producción esperada a nivel de 1200 Lpca es de 875 MMPCND, lo que significa que cada separador que maneja la segregación Mesa-30 (3) debe manejar por lo menos 50 MBPD y 300 MMPCND, En la tabla siguiente se muestra las velocidades y los diámetro requerido para manejar dicho volúmenes.

Tabla 4.16 Diámetro Requerido Para El Tren 1, 2 Y 4 De 1200 Lpca

	Capacidades	λ	ρ (Lb/pie ³)	Vb (Pie/s)	A (Pie ²)	Diámetro (pulg)
Boquilla de Entrada	50 MBPD	0,074	7,866	21,39	2,26	22
Boquilla de Salida de Gas	300 MMPCND	-	4,81	27,36	1,63	18≈20

Los separadores de 1200 Lpca de los trenes 1 y 2 actualmente poseen un diámetro de boquilla de entrada de 12 pulg. Y la salida de gas de 12 pulg. Cabe mencionar que el separador del tren 4, que maneja también la segregación Mesa –30 es capaz de recibir la producción pronosticada para el año 2015 debido a que este separador por poseer mayor diámetro tanto en la entrada (30 pulgadas) como salida (20 pulgadas), por lo tanto mayor capacidad de manejo de crudo y gas, tal como se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 4.17 Diámetros Tren 4 de 1200 Lpca

	Capacidades	λ	ρ (Lb/pie ³)	Vb (Pie/s)	A (Pie ²)	Diámetro (pulg)
Boquilla de Entrada	50 MBPD	0,064	7,465	21,96	2,53	22
Boquilla de Salida de Gas	350 MMPCND	-	4,81	27,36	1,90	20
Boquilla de Entrada	65 MBPD	0,065	7,492	21,92	3,26	26
Boquilla de Salida de Gas	450 MMPCND	-	4,81	27,36	2,44	22

En el caso de la producción esperada a nivel de 500 Lpca es de 200 MMPCND, lo que significa que cada separador que maneja la segregación Mesa-30 (3) debe manejar por lo menos 80 MMPCND, En la tabla siguiente se muestran las velocidades y los diámetros requeridos para manejar dicho volúmenes.

Tabla 4.18 Diámetros Requerido para el Tren 1, 2 de 500 Lpca

	<i>Capacidades</i>	λ	ρ (Lb/pie ³)	Vb (Pie/s)	A (Pie ²)	<i>Diámetro</i> (pulg)
<i>Boquilla de Entrada</i>	50 MBPD	0,061	4,856	27,23	2,16	20
<i>Boquilla de Salida de Gas</i>	150 MMPCND	-	2,09	41,50	1,33	16

Los diámetros que poseen actualmente los trenes 1 y 2 a nivel de 500 Lpca son de 16 pulg. a entrada de flujo y 16 pulg a la salida de gas , para el año 2015 la capacidad actual se limita a 50 MBPD y 80 MMPCND para poder elevar las capacidades a las capacidades nominales actuales es necesario realizar los cambios de boquillas a los mostrados en la tabla 4.19

Tabla 4.19 Diámetro Requerido para el Tren 4 de 500 Lpca

	<i>Capacidades</i>	λ	ρ (Lb/pie ³)	<i>Vb</i> (Pie/s)	<i>Area</i> (Pie ²)	<i>Diámetro</i> (pulg)
<i>Boquilla de Entrada</i>	50 MBPD	0,046	4,196	29,29	2,64	22
<i>Boquilla de Salida de Gas</i>	200 MMPCND	-	2,09	41,50	1,78	18,05 \approx 20
<i>Boquilla de Entrada</i>	55 MBPD	0,043	4,028	29,89	3,09	24
<i>Boquilla de Salida de Gas</i>	240 MMPCND	-	2,09	41,50	2,13	20

Actualmente el separador de 500 Lpca del tren 4 posee diámetro en la boquilla de entrada de 24 pulgadas y 20 pulgadas en la salida de gas, por lo tanto es posible que este separador maneje la producción esperada para los siguientes años, además por poseer diámetros adecuados puede manejar mayor cantidad de crudo y gas de la esperada tal como se muestra en la tabla.

A nivel de 60 Lpca la producción esperada tal como muestra el proyecto MIAS es de 153 MMPCND, lo que significa que cada separador debe manejar por lo menos 50 MMPCND, caso que actualmente no es posible debido a que las condiciones actuales de los separadores de producción de los trenes 1, 2 y 4 de la Estación se encuentran en condiciones críticas de operación de acuerdo a la evaluación de las capacidades realizada anteriormente, lo cual permitió establecer que estos separadores para un tiempo de residencia de 3 minutos establecido por la norma MDP-03-S-01, su capacidad de manejo es menor a 50 MBND.

Tabla 4.20 Diámetro Requerido para el Tren 1, 2 y 4 de 60 Lpca

	<i>Capacidades</i>	λ	ρ (Lb/pie ³)	<i>Vb</i> (Pie/s)	<i>Area</i> (Pie ²)	<i>Diámetro</i> (pulg)
<i>Boquilla de Entrada</i>	50 MBPD	0,049	2,917	35,13	2,08	20
<i>Boquilla de Salida de Gas</i>	40 MMPCND	-	0,57	79,47	0,88	14
<i>Boquilla de Entrada</i>	50 MBPD	0,020	1,537	48,39	3,67	26
<i>Boquilla de Salida de Gas</i>	100 MMPCND	-	0,57	79,47	2,19	20

Los diámetros que posee actualmente el tren 1, 2 y 4 a nivel de 60 Lpca limitan la capacidad del mismo a 50 MBPD y 40 MMPCND, es decir, no son suficientes para lograr cubrir la capacidad que alcanzara la estación en el año 2015 con el fin de lograr elevar las capacidades del mismo a las capacidades futuras esperadas de procesamiento de crudo-gas, es necesario e indispensable el cambio de diámetro de las boquillas existentes.

Como ya se ha mencionado antes la segregación Santa Barbara- 35 de acuerdo al Portafolio de Oportunidades 2005-2024, se estima que manejará un máximo de 30 MBPD de crudo y 230 MMPCND de gas de los cuales 188 MMPCND será a nivel de 1200 Lpca, 28 MMPCND para 500 Lpca y 12 MMPCND a nivel de 60 Lpca. Se calcularon las nuevas capacidades del separador de 1200 y 500 Lpca en función del tamaño de las boquillas.

Tabla 4.21 Diámetro Requerido Para El Tren 3 De 1200 Lpca

	Capacidades	λ	ρ (Lb/pie ³)	Vb (Pie/s)	Area (Pie ²)	Diámetro (pulg)
Boquilla de Entrada	50 MBPD	0,158	11,251	17,89	1,27	16
Boquilla de Salida de Gas	130 MMPCND	-	5,09	26,59	0,71	12
Boquilla de Entrada	50 MBPD	0,075	8,022	21,18	2,24	20
Boquilla de Salida de Gas	300 MMPCND	-	5,09	26,59	1,65	20

Como se puede observar en la tabla anterior existe cierta restricción de procesamiento de las capacidades futuras pronosticadas por el portafolio de oportunidades de la segregación Santa Bárbara que maneja la Estación de Flujo Amana, en este sentido se puede observar que los diámetros adecuados para manejar las capacidades futuras son de 22 pulg para la entrada de alimentación del separador, y para la salida de gas de 20 pulg de diámetro logrando así incrementar las capacidades del separador de alta presión (1200 Lpca)

Tabla 4.22 Diámetro Requerido Para El Tren 3 De 500 Lpca

	Capacidades	λ	ρ (Lb/pie ³)	Vb (Pie/s)	Area (Pie ²)	Diámetro (pulg)
Boquilla de Entrada	50 MBPD	0,116	7,245	22,29	1,38	16
Boquilla de Salida de Gas	75 MMPCND	-	2,21	40,36	0,67	12
Boquilla de Entrada	50 MBPD	0,062	4,88	27,15	2,14	20
Boquilla de Salida de Gas	150 MMPCND	-	2,21	40,36	1,35	16

Anteriormente a nivel de 500 Lpca se estima que la producción de gas sea de 28 MMPCND, además se debe tomar en cuenta que los yacimientos pierden presión por lo que será necesario bajar pozos de nivel, es decir, de 1200 Lpca a nivel de 500 Lpca y 60 Lpca, en este sentido es necesario aumentar la capacidad de los separadores de 500 Lpca a las capacidades que posee actualmente y para ello es necesario realizar cambios de boquillas.

Tabla 4.23 Diámetro Requerido para el Tren 3 de 60 Lpca

<i>S-10; S-11; S-12; S-04; S-05; S-06; S-13; S-14; S15</i>	<i>Capacidades</i>	λ	ρ (Lb/pie ³)	<i>Vb</i> (Pie/s)	<i>Area</i> (Pie ²)	<i>Diámetro</i> (pulg)
<i>Boquilla de Entrada</i>	50 MBPD	0,033	2,161	40,82	2,65	20
<i>Boquilla de Salida de Gas</i>	60 MMPCND	-	0,57	79,47	1,31	14
<i>Boquilla de Entrada</i>	50 MBPD	0,014	1,219	54,34	4,87	30
<i>Boquilla de Salida de Gas</i>	150 MMPCND	-	0,57	79,47	3,28	20

Las capacidades total de los trenes de producción es la capacidad del ultimo tren, debido a que obligatoriamente debe pasar por este tren toda la producción del mismo, bajo su características actuales no es posible procesar la producción esperada en el año 2015 es por ello que se deben aumentar los diámetros mostrados en la tabla anterior con la finalidad de obtener una eficiente separación de las fases, además como se estima mantener las capacidades de procesamiento de crudo de los separadores en 50 MBNPD se debe mencionar que los diámetros de las boquillas de salida de liquido fueron para todos los trenes 16 pulg.

4.4 ESTABLECIMIENTO DE PROPUESTA PARA MEJORAS EN EL PROCESO DE SEPARACION CRUDO-GAS

De acuerdo a la Norma establecida por PDVSA para el diseño de separadores horizontales bifásicos (MDP-S-03-03) y, al diagnóstico realizado sobre el funcionamiento del sistema de separación general, además del aumento de la producción futura Crudo-Gas que se prevee en el MIAS Carito y en el portafolio de oportunidades de la Estación de Flujo Amaná se establece para lograr la optimización del mismo lo siguiente:

- ✓ El tiempo de residencia se ajustará a un valor de 3 minutos, tomando en cuenta que el crudo presenta una gravedad API de 33° y 40° además de la alta tendencia a la formación de espuma. También es necesario tomar en cuenta que el nivel normal de líquido será un máximo de 50% del diámetro del separador. De esta manera, se proporcionaría al fluido entrante al separador el tiempo adecuado para que ocurra la separación de las fases líquida y gaseosa.
- ✓ Cambio de boquillas en los separadores que presentan restricciones por diámetros. Esto con la finalidad de disminuir los efectos causados en el sistema de separación, debido a las altas velocidades generadas en el fluido a la entrada y salida del separador.

Es importante resaltar que, el cambio de boquillas, conjuntamente con las condiciones establecidas previamente, permite mejorar, más no optimizar el proceso de separación general, debido a que si tenemos restricciones por dimensionamiento en los separadores, que no son posibles de minimizar con un simple cambio de boquillas. No obstante, su desarrollo se hace indispensable, puesto que para ampliar la capacidad de procesamiento del sistema, es necesario adaptar los orificios de entrada y salida del separador a los volúmenes procesados y requeridos a los años donde se encuentra la mayor producción de hidrocarburos. En base a lo establecido

en la norma MDP-03-S-03 en los casos donde el diámetro de la tubería es mayor que el diámetro de la boquilla calculada se consideró el diámetro de la boquilla igual al de la tubería. Además, en los casos en los que el diámetro de la boquilla existente sea mayor al diámetro de la boquilla calculada se considera el diámetro de la boquilla existente se establece la combinación de esta propuesta con cada una de las otras para lograr la optimización.

Tabla 4.24 Boquillas Separadores Tren 1 Segregación Mesa-30

M-30 NIVEL 1200 Lpca			
	Diámetro de Boquilla Existente (pulgadas)	Diámetro de Boquilla Calculada (pulgadas)	Diámetro de Boquilla Seleccionada (pulgadas)
Entrada	12	20	20
Salida de Gas	12	20	20
Salida de Líquido	4	16	16
M-30 NIVEL 500 Lpca			
Entrada	16	20	20
Salida de Gas	16	16	16
Salida de Líquido	4	16	16
M-30 NIVEL 60 Lpca			
Entrada	20	30	30
Salida de Gas	20	20	20
Salida de Líquido	6	16	16

Como se muestra en la tabla, los diámetros de las boquillas seleccionadas para lograr mejorar el proceso de separación de la estación de flujo Amana específicamente del tren 1 (ver apéndice D; boquillas seleccionadas para los trenes 2,3 y 4), es decir, que con los diámetros seleccionado se pudiera aumentar tanto la capacidad de procesamiento de líquido y gas de cada uno de los separadores como aumentar la eficiencia de separación de los fluidos manejado por la estación. Desde

el punto de vista operacional, la ejecución del cambio de boquillas es necesario la paralización de producción mientras se realice el reemplazo por lo que se debe desviar esta hacia los trenes de separación.

Esta opción permitiría disminuir las altas velocidades de flujo en el separador y en las tuberías, logrando cumplir con la Normativa PDVSA, y permitiendo además minimizar el arrastre, tanto en la corriente de gas como en la corriente de líquido por efecto de tamaño inadecuado de las boquillas. Adicionalmente al minimizar el arrastre de gas en la corriente de líquido se descartaría el efecto de una fuerte tendencia de erosión acelerada en el arreglo de válvulas colocado entre trenes, debido a que no se tendría liberación brusca de gas en las mismas por efecto de caídas de presiones.

Con la el uso del simulador HYSYS versión 3.2 se logró conocer las eficiencias actuales de los separadores que posee hoy en día la Estación de Flujo Amana, La eficiencia de separación óptima es calculada con los flujos máscicos de los componentes mas livianos (C1, C2 y C3) en las corrientes de entrada y salida de cada separador en la fase líquida ya que estos componentes se encuentran disueltos y al experimentar cambios en la presión pueden pasar a la zona de gas libre. La eficiencia de separación de cada equipo fue calculada ponderando la eficiencia de separación de cada componente y se utilizó la siguiente ecuación:

$$\% \text{Eficiencia} = \frac{\text{lbs/hr entrada} - \text{Lbs/hr salida}}{\text{lbs/hr entrada}} \quad \text{Ecuación 4.2}$$

En base a los resultados obtenidos (ver apéndice A.4) las eficiencias de separación óptima de las fases gas –líquido según la ley de Stoke de los equipos evaluados varía de 49 a 100%, promediando las eficiencias de los equipos evaluados la eficiencia de separación global es 85.5%. Sin embargo la experiencia operacional

para equipos de separación con internos ciclónicos indica que se pueden lograr eficiencias hasta del 98%.

4.4.1 Incorporación de Internos Ciclónicos

Consiste en el reemplazo de los internos convencionales por internos ciclónicos tales como; ciclones de admisión, platos perforados y ciclones demisters de salida en los Trenes de Separación General, con la finalidad de aumentar la capacidad de procesamiento del Sistema de Separación, Esta nueva tecnología que permite mayor eficiencia de separación y mayor caudal de procesamiento de líquido y gas, dirigida a la aplicación del sistema de separación logrando mejorar el proceso de separación

TABLA 4.25, Resultados de la Incorporación de Internos Ciclónicos.

<i>Separador</i>	<i>Presión (Lpca)</i>	<i>Capacidad Max. de Líquido (BPD)</i>	<i>Capacidad Max. de Gas (MMPCD)</i>
S-10	1200	55,000	350
S-11	500	55,000	177
S-12	60	55,000	114
S-04	1200	55,000	460
S-05	500	55,000	177
S-06	60	55,000	114
S-07	1200	55,000	320
S-08	500	55,000	199
S-09	60	55,000	125
S-13	1200	55,000	620
S-14	500	55,000	312
S-15	60	55,000	94

Como se observa en la tabla anterior las capacidades calculadas son las capacidades necesarias para el procesamiento de fluido esperada para el año 2015 según el proyecto MIAS Carito y el portafolio de oportunidades Santa-Bárbara. Además la incorporación de esta nueva tecnología, su primordial intención es obtener instalaciones nuevas y minimizar el arrastre de fluido no deseado en las líneas de flujo aguas abajo del separador, disminuyendo en gran proporción las labores de mantenimiento, debido a que no se producen en mayor frecuencia desgaste en los accesorios por efecto de erosión del fluido arrastrado.

Esta propuesta permitiría que al sistema de separación crudo-gas de la estación mayor eficiencia en el proceso a la obtenida actualmente. Su principio de operación permite obtener una buena separación en la sección primaria del separador, dejando una cantidad mínima de flujo que separar por efecto de gravedad (sección secundaria), razón por lo cual el tiempo de retención en este tipo de separadores es menor al requerido en recipientes convencionales. La acción de las mismas fuerzas de rotación y el arreglo de los tubos (semi-sumergidos en el líquido) evita el arrastre de gas o líquido aguas abajo del separador, el cual representa un problema de gran magnitud en esta estación. Adicionalmente, el efecto de la espuma en los separadores, el cual es común para el tipo de crudo manejado en esta estación; es eliminado por la acción de la misma fuerza centrífuga y el arreglo de los tubos.

Además, su aplicación no requiere de gran modificación del sistema existente, los internos ciclónicos van ubicados dentro de los separadores existentes, su conexión no implica la instalación de algún equipo fuera del recipiente, excepto los cambios de diámetro de boquillas necesarios para evitar tipos de problemas como los mencionados.

Adicionalmente, en vista de la disminución de la eficiencia e integridad mecánica de los equipos, es necesario la incorporación de un sistema desarenador que permita la eliminación total o parcial de las arenas de la corriente de la producción proveniente de cada uno de los pozos asociado a la Estación de Flujo Amana, este

equipo no es más que un separador ciclónico gas-liquido. Este equipo desarenador será colocado a la salida de cada uno de los múltiples de producción de la estación, su capacidad depende del manejo de cada uno de los múltiples de producción, donde ocurrirá una separación inicial eliminando la mayor cantidad de sólidos en el fluido multifásico.



CAPITULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1 CONCLUSIONES

- ✓ La estación de flujo Amana maneja una producción de 134.0 MBPD de crudo lo que representa la mayor producción del distrito y 540 MMPCND de gas asociadas a los campos Pirital y Santa Bárbara.
- ✓ La Evaluación del Tiempo de Residencia calculado en los separadores reflejó valores menores a 3 minutos, en la mayoría de los recipientes, indicando que los mismos se encuentran operando fuera de especificaciones, según la Norma PDVSA 90616.1.027
- ✓ Los cálculos de velocidad y dimensiones de las boquillas de los separadores, reflejaron restricciones de diámetro en las mismas, a tal punto que ocasionan disminución de la eficiencia de proceso en el sistema de separación Gas-Líquido.
- ✓ Actualmente las boquillas de salida de crudo de los separadores que conforman los trenes de separación 1,2, 3 presentan restricciones de flujo a la salida de líquido.
- ✓ La alternativa de Incorporación de Internos Ciclónicos representa la alternativa más viable, desde el punto de vista técnico, para el Sistema de Separación General.

5.2 RECOMENDACIONES

- ✓ Activar un plan de mantenimiento años al sistema de separación de la Estación de Flujo Amana.
- ✓ Elaborar propuestas de ingeniería que permitan minimizar el manejo de arena en los sistemas de las instalaciones.
- ✓ Realizar el análisis de oportunidades de mejora en la instalación para que se optimicen los procesos de reparación y disminuyan los costos asociados
- ✓ Mejorar el volumen de inyección de desmulsificante para mejorar la separación de las fases líquido-gas en los separadores de la Estación.
- ✓ Llevar a cabo los cambios de boquillas necesarios para minimizar y/o evitar los problemas causados por limitaciones de tamaño en las mismas.
- ✓ Desarrollar el proceso de redistribución de flujo a los trenes de separación, de acuerdo a la propuesta establecida.

BIBLIOGRAFIA

- ARIAS, F. (2004), “El Proyecto de Investigación”. Cuarta Edición. Editorial Episteme. Caracas. Venezuela.
- AÑORGA, N. (2003) “Evaluación de las Condiciones Operacionales de los Separadores Utilizando Técnicas Nucleares en la Estación de Flujo Amaná del Distrito Punta de Mata.” (Tesis de Grado) Universidad de Oriente. Núcleo Monagas.
- Gil, P. (2003) “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”. (Tesis de Grado) Universidad de Oriente. Núcleo Monagas.
- EGUIS, M. (2002). “Optimización del tratamiento químico en los separadores de producción en las estaciones de flujo del Distrito Punta de Mata”. Tesis de Grado para optar al título de Ingeniero de Petróleo. Universidad de Oriente. Núcleo de Monagas.
- MARTÍNEZ M. (1998) “Diseño Conceptual de Separadores” Ingenieros Consultores, S.R.L, Maracaibo-Venezuela
- MARTÍNEZ, M. (1998). Ingeniería de Gas, principios y aplicaciones. (2^{da} Edición) EDILUZ. Caracas, Venezuela. Pp. 2, 46.
- Balestrini, M. (2002) “Como se elabora el proyecto de investigación”. Sexta Edición. Editorial
- PDVSA.(1996) MDP-02-FF-05 Manual de Diseño de Proceso Flujo Bifásico Líquido – Vapor

PDVSA.(1991) 90616.1.027 Manual de Diseño de Proceso Separadores Líquido-Vapor

PDVSA (1995) MDP-03-S-03 Procedimientos de Diseño Separadores líquido-vapor

PDVSA (1995) MDP-03-S-01 Manual de Diseño de Proceso Separadores Principios Básicos.



APENDICES

APÉNDICE A

CARACTERÍSTICAS ACTUALES DE OPERACIÓN

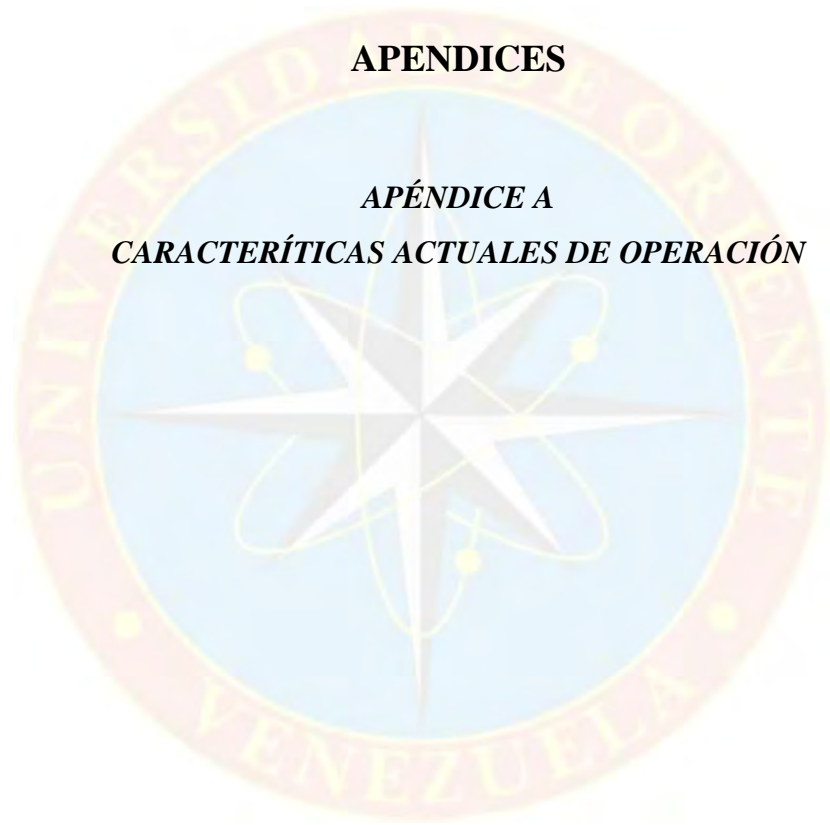



Tabla A.1 Datos de Presión y Temperatura

TRENES DE SEPARACIÓN		DATOS DE CAMPO (promedio)	
		P _{OPERACIÓN} (psig)	T _{OPERACION} (°F)
TREN 1	S-10	1290	148
	S-11	531	146
	S-12	84	131
TREN 2	S-04	1246	160
	S-05	542	151
	S-06	86	139
TREN3	S-07	1260	151
	S-08	555	141
	S-09	83	123
TREN 4	S-13	1270	125
	S-14	542	120
	S-15	84	115

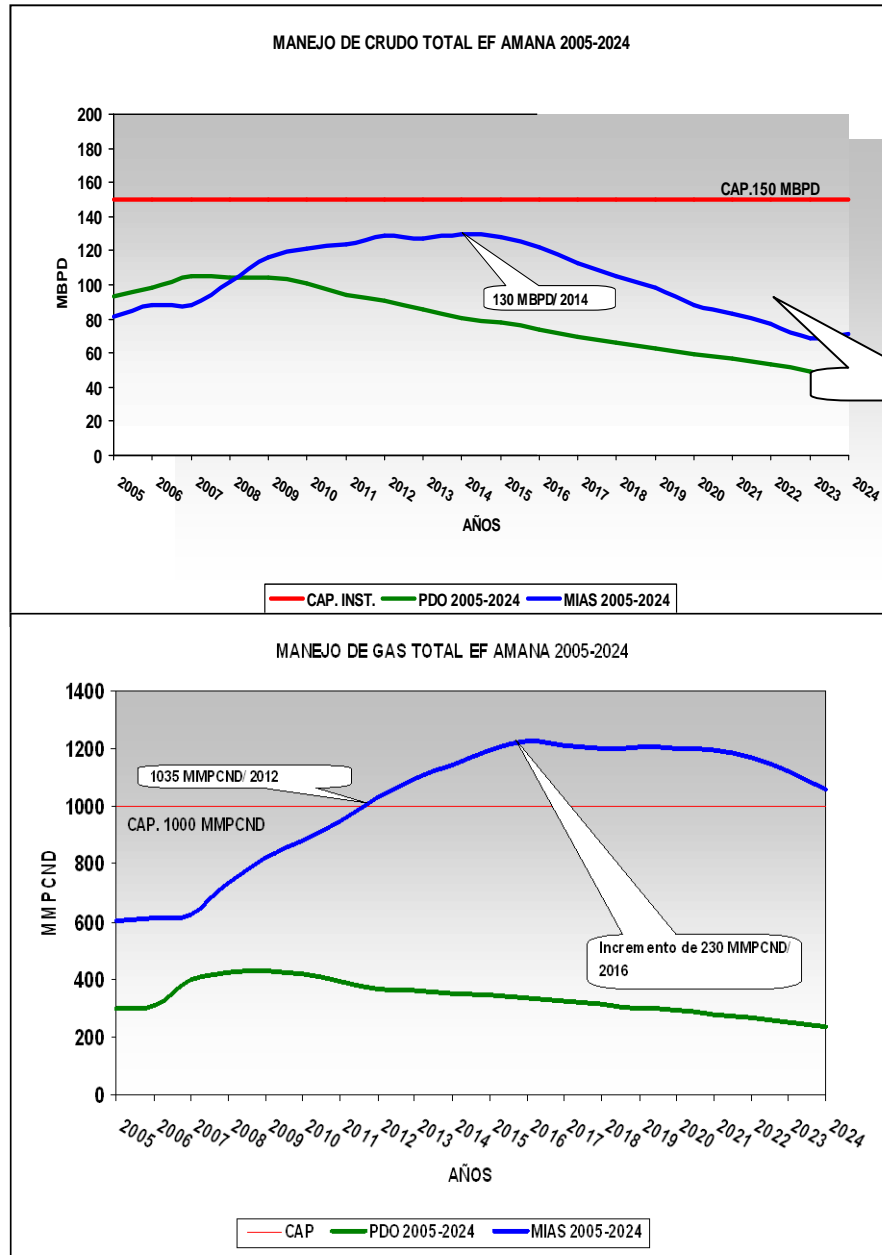
Tabla A.2 Datos de Dimensiones de los Separadores

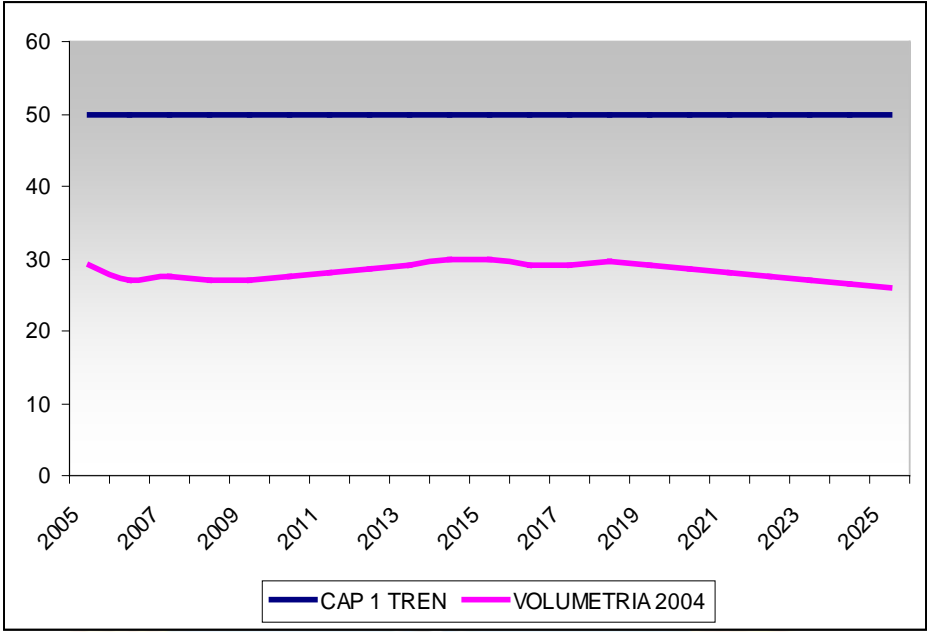
	SEPARADOR	LONGITUD (ft)	DIÁMETRO (ft)	DIÁMETRO DE BOQUILLAS (pulg)		
				ENTRADA	SALIDA CRUDO	SALIDA GAS
TREN 1	S-10	35	7,58	12	4	12
	S-11	30	7,83	16	4	16
	S-12	30	7,67	20	6	20
TREN 2	S-04	35	7,58	12	4	12
	S-05	30	7,83	16	4	16
	S-06	30	7,67	20	6	20
TREN 3	S-07	35	7,58	20	8	20
	S-08	30	7,83	20	8	16
	S-09	30	7,83	20	8	24
TREN 4	S-13	38	7,58	30	16	20
	S-14	32	7,58	24	16	20
	S-15	32	7,58	20	12	12

CROMATOGRAFÍAS DEL GAS

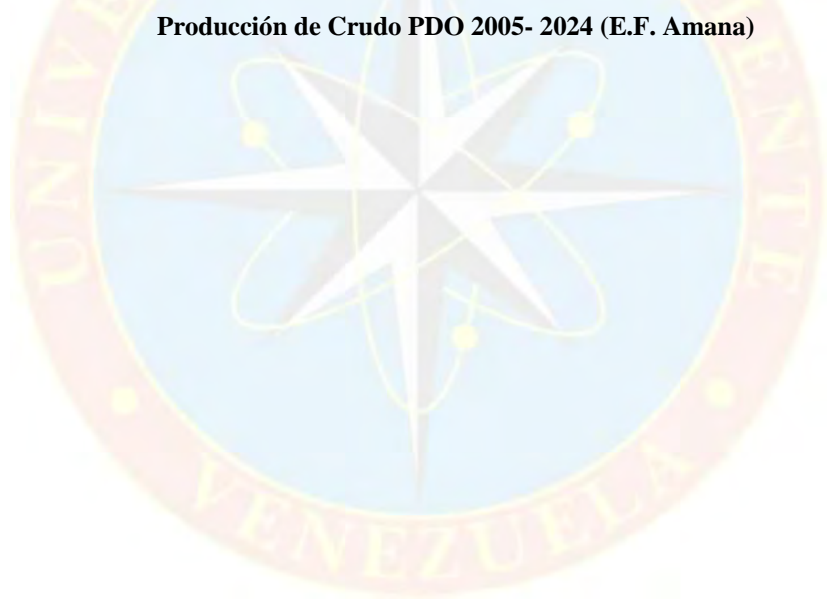
	GERENCIA DE COORDINACIÓN OPERACIONAL ORIENTE SUPERINTENDENCIA DE TRATAMIENTO Y CALIDAD DE CRUDO CENTRO DE ANALISIS PUNTA DE MATA PUNTA DE MATA EDO. MONAGAS			
INFORME DE ANALISIS CROMATOGRAFICOS DE GAS NATURAL				
N° DE INF:CG-2007-06-0077	CLIENTE: PDVSA	ATT: GUSTAVO ARIAS		
REQUERIDO POR:..... Gustavo Arias AREA O CAMPO:..... Estacion C.O.A LUGAR DE ANALISIS:..: CAPDM MUESTRA DE:..... Gas Natural	MODULO DE ENSAYO:..Cromatografias TÉCNICO RESPONSABLE:....E Salazar APROBADO POR:..C.J.Martinez FECHA DE MUESTREO:....13/06/07			
Componentes	Gas Salida Depur Estacion C.O.A Nivel # 1200 psi	Gas Salida Depur Estacion C.O.A Nivel # 500 psi	Gas Salida Depur Estacion C.O.A Nivel # 60 psi Sin Reva	Gas Descarga REVA C.O.A Nivel # 60 PSI
NITROGENO	0,092	0,062	0,037	0,163
METANO	81,893	79,884	63,359	21,837
CO2	6,216	6,220	7,154	5,816
ETANO	6,922	8,016	12,878	21,488
PROPANO	2,635	3,326	8,342	25,779
I-BUTANO	0,526	0,613	1,863	6,899
N-BUTANO	0,728	0,930	3,073	10,246
I-PENTANO	0,325	0,359	1,301	3,866
N-PENTANO	0,214	0,242	0,887	2,313
HEXANOS	0,200	0,184	0,662	1,152
HEPTANOS	0,170	0,108	0,343	0,404
OCTANOS	0,046	0,024	0,035	0,023
NONANOS	0,025	0,019	0,031	0,006
DECANOS	0,006	0,008	0,030	0,005
UNDECANOS +	0,001	0,004	0,005	0,003
GPM TOTAL	1,52	1,78	5,15	15,49
P. C. (Btu/pcs)	1102	1125	1384	2135
Grav. Esp. a 60°F	0,715	0,729	0,910	1,374
PM . Prom. a 60°F	20,70	21,11	26,36	39,80
Presión (Psig)	1226	475	81,2	88
Temperatura (°F)	144,7	135,1	123,0	*
Flujo (MMPcd)	*	99,4	40	*
Humedad (LB/MMCF)	*	*	*	*
H2S (ppm)	16	37	100	150
Hora	09:00 a.m.	09:16 a.m.	09:24 a.m.	09:35 a.m.
OBSERVACIONES...: Muestras tomadas a la salida de los depuradores 1200,500 y 60 psi de la estación Coa. .La muestra de 60 psi fue tomada ante de la mezcla con la descarga del reva				

PROYECTO MIAS CARITO Y PORTAFOLIO DE OPORTUNIDADES





Producción de Crudo PDO 2005- 2024 (E.F. Amana)



EFICIENCIA DE SEPARACION

Tabla A.4.1 % de eficiencia separadores 1200 psig de los trenes 1, 2 y 4

	Lbs/hr Entrada	Lbs/hr Salida	%Eficiencia
Metano (C1)	4.5904E5	9965.1	97.8
Etano (C2)	77113	4792.8	93.8
Propano (C3)	50811	6519	87.2
Eficiencia Ponderada			92.9

Tabla A.4.2. % de eficiencia separadores 500 psig de los trenes 1, 2 y 4

	Lbs/hr Entrada	Lbs/hr Salida	%Eficiencia
Metano (C1)	1.05E5	4259.4	95.9
Etano (C2)	25341	3412.3	86.5
Propano (C3)	22035	6390.3	70.9
Eficiencia Ponderada			84.4

Tabla A.4.3. % de eficiencia separadores 60 psig de los trenes 1 y 2

	Lbs/hr Entrada	Lbs/hr Salida	%Eficiencia
Metano (C1)	4259.4	335.4	92.1
Etano (C2)	3412.3	924.37	72.9
Propano (C3)	6390.3	3369.6	47.3
Eficiencia Ponderada			70.8

Tabla A.4. 4. % de eficiencia separadores 60 psig del tren 4

	Lbs/hr Entrada	Lbs/hr Salida	%Eficiencia
Metano (C1)	1.4929E5	618.87	99.6
Etano (C2)	61517	1132	98.2
Propano (C3)	71703	3928.5	94.5
Eficiencia Ponderada			97.4%

Tabla A.4. 5. % de eficiencia separadores 1200 psig del tren 3

	Lbs/hr Entrada	Lbs/hr Salida	%Eficiencia
Metano (C1)	3.3688E5	69393	79.4
Etano (C2)	57326	13935	75.7
Propano (C3)	38296	11528	69.9
Eficiencia Ponderada			75%

Tabla A.4. 6. % de eficiencia separadores 500 psig del tren 3

	Lbs/hr Entrada	Lbs/hr Salida	%Eficiencia
Metano (C1)	69393	30397	56.2
Etano (C2)	13935	6967.2	50
Propano (C3)	11528	6897.5	40.2
Eficiencia Ponderada			48.8%

APÉNDICE B
ECUACIONES UTILIZADAS



ECUACIONES PARA EL CÁLCULO DE DIMENSIONAMIENTO DE LOS SEPARADORES

B.1.1 Gravedad Específica del crudo

$$\gamma_o = \frac{141,5}{131,5 + \text{°API}}$$

Donde:

γ_o : Gravedad Específica del crudo (Adimensional)

°API: Volatilidad del crudo (°API)

B.1.2 Densidad del crudo

$$\rho_o = \rho_w \cdot \gamma_o$$

Donde:

ρ_o : Densidad del crudo (lb/ft³)

γ_o : Gravedad Específica del crudo (Adimensional)

ρ_w : Densidad del agua (62,37 lb/ft³)

B.1.3 Densidad del Gas a Condiciones de Operación

$$\rho_g = \frac{PM \cdot P \cdot \gamma_g}{R \cdot Z \cdot (T + 460)}$$

Donde:

ρ_g : Densidad del Gas (lb/ft³)

PM: Peso molecular promedio del gas (Aire = 28.96)

P: Presión de operación (psia)

R: Constante empírica (R = 10,73)

Z: Factor de Compresibilidad del Gas (Adimensional)

T: Temperatura de operación (°F)

γ_g : Gravedad específica del Gas a Condiciones Normales

B.1.4 Relación Longitud-Diámetro

$$L/D = \frac{L_{sep}}{D_{sep}} \cdot (F_1)$$

Donde:

L_{sep} : Longitud del Separador (ft)

D_{sep} : Diámetro del Separador (pulg)

F₁ : Factor de Conversión (12 pulg / ft)

B.1.5 Constante de Souders y Brown (K)

$$K = \begin{cases} \text{Si } (2,5 \leq L/D \leq 4) \Rightarrow K = 0,4 \\ \text{Si } (4 < L/D \leq 6) \Rightarrow K = 0,5 \\ \text{Si } (L/D > 6) \Rightarrow K = 0,5 \cdot \left(\frac{L}{6 \cdot D} \right)^{0,5} \end{cases}$$

B.1.6 Velocidad Terminal o Crítica del Gas

$$V_{cg} = K \cdot \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}}$$

Donde:

V_{cg} : Velocidad Crítica del Gas (ft/s)

ρ_l : Densidad del Líquido (lb/ft³)

ρ_g : Densidad del Gas a condiciones de operación (lb/ft³)

K : Constante empírica de Souders y Brown

B.1.7 Área ocupada por el Líquido

$$A_l = \pi \cdot \frac{(h_l)^2}{4}$$

Donde:

A_l : Área ocupada por el Líquido (ft²)

h_l : Altura de Líquido (ft)

B.1.8 Área del Separador

$$A_{sep} = \pi \cdot \frac{(D_{sep})^2}{4}$$

Donde:

A_{sep} : Área del Separador (ft²)

D_{sep} : Diámetro interno del Separador (ft)

B.1.9 Área ocupada por el Gas

$$A_g = A_{sep} - A_l$$

Donde:

A_g : Área ocupada por el Gas (ft²)

A_{sep} : Área del Separador (ft²)

A_l : Área ocupada por el Líquido (ft²)

B.1.10 Caudal de Gas a Condiciones de Operación

$$Q_{g(C.O)} = A_g \cdot V_{cg}$$

Donde:

$Q_{g(C.O)}$: Caudal de Gas a condiciones de operación (ft³/s)

A_g : Área ocupada por el Gas (ft²)

V_{cg} : Velocidad Crítica del Gas (ft/s)

B.1.11 Caudal de Gas a Condiciones Normales

$$Q_{g(C.N)} = Q_{g(C.O)} \cdot \left(\frac{P + 14,7}{P_{(C.N)}} \right) \cdot \left(\frac{T_{(C.N)}}{T + 460} \right) \cdot \left(\frac{1}{Z} \right) \cdot F_2$$

Donde:

$Q_{g(C.N)}$: Caudal de Gas a condiciones normales(MMPCND)

$Q_{g(C.O)}$: Caudal de Gas a condiciones de operación (ft³/s)

P: Presión de operación (psig)

$P_{(C.N)}$: Presión a Condiciones Normales (14,7 psia)

$T_{(C.N)}$: Temperatura a Condiciones Normales (°R)

T: Temperatura de operación (°F)

Z: Factor de Compresibilidad del Gas (Adimensional)

$$F_2 : \text{Factor de Conversión} = \left(\frac{86400s}{1día} \right) \cdot \left(\frac{1MMPCN}{1 \times 10^6 ft^3} \right)$$

B.1.12 Volumen de Líquido

$$v_l = A_l \cdot L_{sep}$$

Donde:

v_l : Volumen de Líquido (ft^3)

A_l : Área ocupada por el Líquido (ft^2)

L_{sep} : Longitud del Separador (ft)

B.1.13 Caudal de Líquido a Condiciones de Operación

$$Q_{l(c.o)} = \frac{v_l}{t_r}$$

Donde:

$Q_{l(c.o)}$: Caudal de líquido en condiciones de operación(ft^3/s)

v_l : Volumen de Líquido (ft^3)

t_r : Tiempo de Retención (min)

B.1.14 Caudal de Líquido a Condiciones Normales

$$Q_{l(c.N)} = Q_{l(c.o)} \cdot \left(\frac{1440 \text{ min}}{1 \text{ día}} \right) \cdot \left(\frac{1 \text{ bbl}}{5,615 \text{ ft}^3} \right)$$

Donde:

$Q_{l(c.N)}$: Caudal de líquido en condiciones normales(BND)

$Q_{l(c.o)}$: Caudal de líquido en condiciones de operación(ft^3/s)

ECUACIONES PARA EL CÁLCULO DE LAS VELOCIDADES Y DIÁMETROS EN LAS BOQUILLAS A CONDICIONES ACTUALES.

B.2.1 Densidad del Gas a condiciones de operación

$$\rho_g = \frac{PM \cdot P \cdot \gamma_g}{R \cdot Z \cdot (T + 460)}$$

Donde:

ρ_g : Densidad del Gas (lb/ft³)

PM: Peso molecular promedio del gas (Aire = 28.96)

P: Presión de operación (psia)

R: Constante empírica (R = 10,73 psia·ft³·mol / Lb·°R)

Z: Factor de Compresibilidad del Gas (Adimensional)

T: Temperatura de operación (°F)

γ_g : Gravedad específica del Gas a Condiciones Normales

B.2.2 Flujo volumétrico de Gas a condiciones de operación

$$Q_{g(C.O)} = Q_{g(C.N)} \cdot Z \cdot \left(\frac{P_{(C.N)}}{P_{(C.O)}} \right) \cdot \left(\frac{T_{(C.O)} + 460}{T_{(C.N)}} \right) \cdot F_3$$

Donde:

$Q_{g(C.O)}$: Flujo Volumétrico de Gas a condiciones de operación (ft³/s)

$Q_{g(C.N)}$: Flujo Volumétrico de Gas a condiciones normales(MMPCND)

Z: Factor de Compresibilidad del Gas (Adimensional)

$P_{(C.N)}$: Presión a Condiciones Normales (14,7 psia)

$P_{(C.O)}$: Presión de operación (psia)

$T_{(C.O)}$: Temperatura de operación (°F)

$T_{(C.N)}$: Temperatura a Condiciones Normales (°R)

F_3 : Factor de Conversión = 1×10^6 (ft³/d) * (1 d/86400 s) = 11,57 ft³/s

B.2.3 Flujo másico del Gas a condiciones de operación

$$W_g = \rho_g \cdot Q_g$$

Donde:

W_g : Flujo másico del Gas (lb/s)

ρ_g : Densidad del Gas (lb/ft³)

Q_g : Flujo Volumétrico de Gas (ft³/s)

B.2.4 Flujo volumétrico de Líquido a condiciones de operación

$$Q_{L(C.O)} = Q_{L(C.N)} \cdot F_4$$

Donde:

$Q_{L(C.O)}$: Flujo volumétrico de líquido en condiciones de operación (ft³/s)

$Q_{L(C.N)}$: Flujo volumétrico de líquido en condiciones normales (BND)

F_4 : Factor de Conversión = $5.615 \text{ ft}^3 / 86400 \text{ s} = 6,49 \times 10^{-5} \text{ (ft}^3/\text{s)}$

B.2.5 Flujo Másico de líquido a condiciones de operación

$$W_L = \rho_L \cdot Q_L$$

Donde:

W_L : Flujo másico de líquido (lb/ft³)

ρ_L : Densidad del Líquido (lb/ft³)

Q_L : Flujo Volumétrico de Líquido (ft³/s)

B.2.6 Densidad Promedio de la Mezcla

$$\rho_m = \frac{W_L + W_g}{Q_L + Q_g}$$

Donde:

ρ_m : Densidad Promedio de la Mezcla (lb/ft³)

W_L : Flujo másico de líquido (lb/ft³)

W_g : Flujo másico del Gas (lb/s)

$Q_{L(C.O)}$: Flujo volumétrico de líquido (ft³/s)

Q_g : Flujo Volumétrico de Gas (ft³/s)

B.2.7 Velocidad del fluido en la boquilla de alimentación

$$Q = V \cdot A_{sep} \quad \therefore \quad A_{sep} = \frac{\pi(D_b)^2}{4}$$

Sustituyendo la fórmula de A_{sep} y despejando la velocidad se tiene:

$$V = \frac{4 \cdot (Q)}{\pi \cdot (D)^2}$$

$$V_m = \frac{4 \cdot (Q_l + Q_g)}{\pi \cdot (D_{bent} \cdot F_5)^2}$$

Donde:

V_m : Velocidad de la Mezcla a la entrada del separador (ft/s)

$(Q_l + Q_g) = Q_m$: Flujo volumétrico de la Mezcla (ft³/s)

D_{bent} : Diámetro de la boquilla de entrada (pulg)

$$F_5 : \text{Factor de Conversión} = \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ pulg}}$$

B.2.7.1 Velocidad Promedio de la Mezcla por Normativa PDVSA

$$V_m = \frac{60}{\sqrt{\rho_m}}$$

Donde:

V_m : Velocidad de la mezcla (ft/s)

ρ_m : Densidad promedio de la Mezcla (lb/ft³)

B.2.8. Velocidad del Gas a la salida del separador

$$V_g = \frac{4 \cdot (Q_g)}{\pi \cdot (D_{bg} \cdot F_5)^2}$$

Donde:

V_g : Velocidad del gas a la salida del separador(ft/s)

D_{bg} : Diámetro de la boquilla de gas (pulg)

$$F_5 : \text{Factor de Conversión} = \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ pulg}}$$

B.2.8.1 Velocidad permisible del Gas a la salida del separador

$$V_g = \frac{60}{\sqrt{\rho_g}}$$

Donde:

V_g : Velocidad permisible del gas de acuerdo a la Norma PDVSA (ft/s)

ρ_g : Densidad del Gas (lb/ft³)

B.2.9 Velocidad del Líquido a la salida del separador

$$V_l = \frac{4 \cdot (Q_l)}{\pi \cdot (D_{bl} \cdot F_5)^2}$$

Donde:

V_l : Velocidad del gas a la salida del separador(ft/s)

D_{bl} : Diámetro de la boquilla de gas (pulg)

$$F_5 : \text{Factor de Conversión} = \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ pulg}}$$

B.2.10 Diámetro de la Boquilla de Alimentación

$$Q = V \cdot A_{sep} \quad \therefore \quad A_{sep} = \frac{\pi (D_b)^2}{4}$$

Despejando D_b :

$$D_b = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot V}}$$

$$D_{bent} = F_5 \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot (Q_L + Q_g)}{\pi \cdot V_m}}$$

Donde:

D_{bent} : Diámetro de la boquilla de entrada (pulg)

Q_L : Flujo Volumétrico de Líquido (ft^3/s)

Q_g : Flujo Volumétrico de Gas (ft^3/s)

V_m : Velocidad de la mezcla (ft/s)

F_5 : Factor de Conversión de pies a pulgadas = 12 pulg/ft

B.2.11 Diámetro de la Boquilla de Gas

$$D_{bsg} = F_5 \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot Q_g}{\pi \cdot V_g}}$$

Donde:

D_{bsg} : Diámetro de la boquilla de Gas (pulg)

Q_g : Flujo Volumétrico de Gas (ft^3/s)

V_g : Velocidad del gas a la salida del separador (ft/s)

F_5 : Factor de Conversión de pies a pulgadas = 12 pulg/ft

B.2.12 Diámetro de la Boquilla de Líquido

$$D_{bsl} = F_5 \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot Q_L}{\pi \cdot V_L}}$$

Donde:

D_{bsl} : Diámetro de la boquilla de Líquido (pulg)

Q_L : Flujo Volumétrico de Líquido (ft^3/s)

V_L : Velocidad del Líquido a la salida del separador (3 ft/s)

**ECUACIONES PARA EL CÁLCULO DE LAS VELOCIDADES Y DIÁMETROS EN LAS
BOQUILLAS SEGÚN PROYECTO MIAS CARITO Y PORTAFOLIO DE OPORTUNIDADES
SANTA BARBARA.**

B.3.1 Velocidad de entrada.

$$V_{be} = \frac{60}{\sqrt{\rho_m}}$$

B.3.2 Velocidad de salida de Gas.

$$V_{bs} = \frac{60}{\sqrt{\rho_g}}$$

Donde:

V_{be}: Velocidad en la boquilla de entrada, en pies/s.

V_{bs}: Velocidad en la boquilla de salida del gas, en pies/s.

ρ_m: Densidad de la mezcla, en Lb/pies³.

ρ_g: Densidad del gas, en Lb/pies³.

B.3.3 Densidad de la Mezcla.

$$\lambda = \frac{Q_L}{(Q_L + Q_g)}$$

$$\rho_m = (1 - \lambda)\rho_g + \lambda\rho_l$$

Donde:

λ: Fracción volumétrica de líquido alimentado al tambor.

Q_L: Flujo volumétrico de líquido a P y T, en pies³/s.

Q_g: Flujo volumétrico del gas a P y T, en pies³/s.

ρ_L: Densidad del líquido, en Lb/pies³.

ρ_g: Densidad del gas, en Lb/pies³.

B.3.4 Cálculo de Boquilla minino requerido.

$$Q = Vb * A$$

Donde:

Q: Flujo volumétrico a P y T, en pies³/s.

Vb: Velocidad máxima permitida en la boquilla, en pies/s.

A: Area, en pies².





APÉNDICE C
MUESTRA DE CÁLCULOS

CÁLCULO DIMENSIONAMIENTO DE LOS SEPARADORES

Los datos de propiedades de fluido, necesarios para estos cálculos se obtuvieron de las simulaciones de procesos hechas para cada caso.

C.1.1 Gravedad Específica del crudo

Datos:

$$^{\circ}\text{API} = 40$$

Sustituyendo este valor en la fórmula B.1.1 del Apéndice B se tiene:

$$\gamma_o = \frac{141,5}{131,5 + ^{\circ}\text{API}}$$

$$\boxed{\gamma_o = 0,86}$$

C.1.2 Densidad del crudo

Datos:

$$\rho_w = 62,34 \text{ lb/ft}^3$$

Sustituyendo este valor en la fórmula B.1.2 del Apéndice B se tiene:

$$\rho_o = 62,34 \text{ lb/ft}^3 (0,86)$$

$$\boxed{\rho_o = 53,68 \text{ lb/ft}^3}$$

C.1.3 Densidad del Gas a Condiciones de Operación

Tomando los datos de la tabla A.2 del Apéndice A para el Separador S-01, se tiene:

$$\rho_g = \frac{28,96 \text{ mol} \cdot (1290 + 14,7) \text{ psia} \cdot 0,86}{10,73 (\text{psia} \cdot \text{ft}^3 \cdot \text{mol/Lb} \cdot ^{\circ}\text{R}) \cdot 0,855 \cdot (148,75 + 460)^{\circ}\text{R}}$$

$$\boxed{\rho_g = 5,82 \text{ lb/ft}^3}$$

C.1.4 Relación Longitud-Diámetro

$$L/D = \frac{35 \text{ ft}}{7,58 \text{ ft}}$$

$$\boxed{L/D = 4,62}$$

C.1.5 Constante de Souders y Brown (K)

Tomando en cuenta lo establecido en la fórmula B.2.5 del Apéndice B, se tiene:

$$K = 0,5$$

C.1.6 Velocidad Terminal o Crítica del Gas

$$V_{cg} = 0,5 \cdot \sqrt{\frac{(53,65 - 5,82) \text{ Lb/ft}^3}{5,82 \text{ Lb/ft}^3}}$$

$$V_{cg} = 1,43 \text{ ft/s}$$

C.1.7 Área ocupada por el Líquido

Tomando los datos de Altura de líquido, como $D_{sep}/2$, para el Separador S-01, se tiene:

$$A_l = \pi \cdot \frac{(3,79 \text{ ft})^2}{4}$$

$$A_l = 13,167 \text{ ft}^2$$

C.1.8 Área del Separador

$$A_{sep} = \pi \cdot \frac{(7,58 \text{ ft})^2}{4}$$

$$A_{sep} = 45,125 \text{ ft}^2$$

C.1.9 Área ocupada por el Gas

$$A_g = 45,125 \text{ ft}^2 - 13,167 \text{ ft}^2$$

$$A_g = 31,96 \text{ ft}^2$$

C.1.10 Caudal de Gas a Condiciones de Operación

$$Q_{g(C.O)} = 31,96 \text{ ft}^2 \cdot 1,43 \text{ ft/s}$$

$$Q_{g(C.O)} = 45,83 \text{ ft}^3/\text{s}$$

C.1.11 Caudal de Gas manejable

$$Q_{g(C.N)} = 45,83 \text{ ft}^3/\text{s} \cdot \left(\frac{1290 + 14,7}{14,7} \right) \cdot \left(\frac{520}{148,75 + 460} \right) \cdot \left(\frac{1}{0,855} \right) \cdot \left(\frac{86400\text{s}}{1\text{día}} \right) \cdot \left(\frac{1\text{MMPCN}}{1 \times 10^6 \text{ ft}^3} \right)$$

$$Q_{g(C.N)} = 351\text{MMPCND}$$

C.1.12 Volumen de Líquido

$$v_l = 13,167 \text{ ft}^2 \cdot (35 \text{ ft})$$

$$v_l = 460,86 \text{ ft}^3$$

C.1.13 Caudal de Líquido a Condiciones de Operación

$$Q_{l(C.O)} = \frac{460,86 \text{ ft}^3}{3 \text{ min}}$$

$$Q_{l(C.O)} = 153,62 \text{ ft}^3 / \text{min}$$

C.1.14 Caudal de Líquido manejable

$$Q_{l(C.N)} = 153,62 \text{ ft}^3 / \text{min} \cdot \left(\frac{1440 \text{ min}}{1\text{día}} \right) \cdot \left(\frac{1\text{bbl}}{5,615 \text{ ft}^3} \right)$$

$$Q_{l(C.O)} = 39.396\text{BND}$$

VELOCIDADES DEL FLUIDO Y DIÁMETRO EN LAS BOQUILLAS

Para el cálculo de las velocidades y diámetros en las boquillas fue necesario calcular previamente ciertas variables como densidad, flujo másico, caudal, entre otros, las cuales se muestran a continuación.

C.2.1 Cálculo de la Densidad del Gas a condiciones de operación

Como ejemplo para los siguientes cálculos se tomarán los datos del separador S-10, caso actual.

Tabla de Datos

Propiedades de fluido	Operación
$\gamma_g = 0,72$	$P = 1290$ psig
$Z = 0,93$	$T = 148,75$ °F
$PM = 28,96$	$Q_l = 14180$ BND
$\rho_l = 53,65$ Lb/ft ³	$Q_g = 22,09$ MMPCND

$$\rho_{g(C.O)} = \frac{28,96 \text{ mol} \cdot (1290 + 14,7) \text{ psia} \cdot 0,72}{10,73 (\text{psia} \cdot \text{ft}^3 \cdot \text{mol} / \text{Lb} \cdot ^\circ R) \cdot 0,93 \cdot (148,75 + 460) ^\circ R}$$

$$\rho_{g(C.O)} = 4,4377 \text{ Lb} / \text{ft}^3$$

C.2.2 Cálculo del flujo volumétrico de Gas a condiciones de operación

$$Q_{g(C.O)} = 22,09 \text{ MMPCND} \cdot 0,93 \cdot \left(\frac{14,7 \text{ psi}}{1290 \text{ psi}} \right) \cdot \left(\frac{148,75 + 460 ^\circ R}{520 ^\circ R} \right) \cdot \left(\frac{1 \times 10^6 \text{ ft}^3 / D}{1 \text{ MMPCND}} \right) \cdot \left(\frac{1 D}{86400 \text{ s}} \right)$$

$$Q_{g(C.O)} = 3,14 \text{ ft}^3 / \text{s}$$

C.2.3 Cálculo del flujo másico de Gas a condiciones de operación

$$W_g = 4,437 \text{ Lb} / \text{ft}^3 \cdot (3,14 \text{ ft}^3 / \text{s})$$

$$W_g = 13,95 \text{ Lb} / \text{s}$$

C.2.4 Cálculo del flujo volumétrico de Líquido a condiciones de operación

$$Q_{l(C.O)} = 14180 \text{ BND} \cdot \left(\frac{1 D}{86400 \text{ s}} \right) \cdot \left(\frac{5,615 \text{ ft}^3}{1 \text{ bbl}} \right)$$

$$Q_{l(c.o)} = 0,92 \text{ ft}^3/\text{s}$$

C.2.5 Cálculo del flujo másico de Líquido a condiciones de operación

$$W_l = 53,65 \text{ Lb}/\text{ft}^3 \cdot (0,92 \text{ ft}^3/\text{s})$$

$$W_l = 49,43 \text{ Lb}/\text{s}$$

C.2.6 Cálculo de la densidad Promedio de la Mezcla

$$\rho_m = \frac{49,43 + 13,95(\text{Lb}/\text{s})}{0,92 + 3,14(\text{ft}^3/\text{s})}$$

$$\rho_m = 15,59 \text{ Lb}/\text{ft}^3$$

C.2.7 Cálculo de la Velocidad del Fluido en la Boquilla de alimentación

$$V_m = \frac{4 \cdot (3,14 + 0,92) \text{ ft}^3/\text{s}}{\pi \cdot \left(12 \text{ pulg} \cdot \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ pulg}} \right)^2}$$

$$V_m = 5,17 \text{ ft}/\text{s}$$

C.2.7.1 Cálculo de la Velocidad de la Mezcla por Normativa PDVSA

$$V_m = \frac{60}{\sqrt{15,59}}$$

$$V_m = 15,19 \text{ ft}/\text{s}$$

C.2.8 Cálculo de la Velocidad de salida del Gas

$$V_g = \frac{4 \cdot 3,14 \text{ ft}^3/\text{s}}{\pi \cdot \left(12 \text{ pulg} \cdot \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ pulg}} \right)^2}$$

$$V_g = 4,00 \text{ ft}/\text{s}$$

C.2.8.1 Cálculo de la Velocidad de Gas por Normativa PDVSA

$$V_g = \frac{60}{\sqrt{4,43}}$$

$$V_g = 28,48 \text{ ft/s}$$

C.2.9 Cálculo de la Velocidad de salida del Líquido

C.2.9.1 Velocidad de líquido en la Boquilla.

$$V_l = \frac{4 \cdot 0,92 \text{ ft}^3/\text{s}}{\pi \cdot \left(4 \text{ pulg} \cdot \frac{1 \text{ ft}}{12 \text{ pulg}}\right)^2}$$

$$V_{l(1)} = 10,56 \text{ ft/s}$$

C.2.10 Cálculo del Diámetro de la Boquilla de Alimentación

Los cálculos de Diámetros de boquillas se realizaron con los datos de caudal correspondiente y velocidad permisible por normativa para cada fase.

$$D_{bent} = \frac{12 \text{ pulg}}{1 \text{ ft}} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot (0,92 + 3,14) \text{ ft}^3/\text{s}}{\pi \cdot 15,19 \text{ ft/s}}}$$

$$D_{bent} = 7 \text{ pulg} \approx 8 \text{ pulg}$$

C.2.11 Cálculo del Diámetro de la Boquilla de Gas

$$D_{bg} = \frac{12 \text{ pulg}}{1 \text{ ft}} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot (3,14) \text{ ft}^3/\text{s}}{\pi \cdot 28,48 \text{ ft/s}}}$$

$$D_{bg} = 4,5 \text{ pulg} \approx 6 \text{ pulg}$$

C.2.12 Cálculo del Diámetro de la Boquilla de Líquido

$$D_{bl} = \frac{12 \text{ pulg}}{1 \text{ ft}} \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot (0,92) \text{ ft}^3/\text{s}}{\pi \cdot 3 \text{ ft/s}}}$$

$$D_{bl} = 7,50 \text{ pulg} \approx 8 \text{ pulg}$$

Cálculo de la Velocidad Erosional

Para el cálculo de Velocidad Erosional se tomarán como datos las densidades de líquido, gas y mezcla calculadas previamente, para el separador S-01, por las ecuaciones B.2.1 y B.2.6

C.2.13 Cálculo de la Velocidad Erosional del Líquido

$$V_l = \frac{100}{\sqrt{53,65}}$$

$$V_l = 13,65 \text{ ft/s}$$

C.2.14 Velocidad Erosional del Gas

$$V_g = \frac{100}{\sqrt{4,43}}$$

$$V_g = 47,47 \text{ ft/s}$$

C.2.14 Velocidad Erosional de la Mezcla

$$V_m = \frac{100}{\sqrt{15,59}}$$

$$V_m = 25,32 \text{ ft/s}$$

NOTA:

Los cálculos de velocidad y diámetros de boquillas para los demás separadores se realizaron con las Hojas de Cálculos respectivas del Apéndice C.4 (las cuales contienen las fórmulas anteriormente descritas del Apéndice B); con la finalidad de evitar cálculos manuales repetitivos.

**CÁLCULO DE LAS VELOCIDADES Y DIÁMETROS EN LAS BOQUILLAS SEGÚN
PROYECTO MIAS CARITO Y PORTAFOLIO DE OPORTUNIDADES SANTA BARBARA**

Tabla de Datos

Propiedades de fluido	Operación
$\rho_L = 46,07 \text{ Lb/ft}^3$ $\rho_G = 4,81 \text{ Lb/ft}^3$ $Z = 0,875$ $PM = 28,96$	$P = 1300 \text{ psig}$ $T = 160 \text{ }^\circ\text{F}$ $Q_l = 3,25 \text{ pie}^3/\text{seg}$ $Q_g = 40,63 \text{ pie}^3/\text{seg}$

C.3.1 Velocidad de entrada.

$$V_{be} = \frac{60}{\sqrt{7,86}}$$

$$\boxed{V_{be} = 21,39 \text{ ft/s}}$$

C.3.2 Velocidad de salida de Gas.

$$V_{bs} = \frac{60}{\sqrt{4,81}}$$

$$\boxed{V_{bs} = 27,36 \text{ ft/s}}$$

C.3.3 Densidad de la Mezcla.

$$\lambda = \frac{3,25}{(3,25 + 40,63)}$$

$$\boxed{\lambda = 0,074}$$

$$\rho_m = (1 - 0,074)4,81 + 0,074 * 46,07$$

$$\boxed{\rho_m = 7,866 \text{ Lb/ pie}^3}$$

C.3.4 Cálculo de Área de Liquido

$$A = \frac{(3,25 + 40,63) + 10\%}{21,39}$$

$$A = 2,26 \text{ pie}^2$$

C.3.5 Diámetro requerido de alimentación.

$$D = \left(\sqrt{\frac{2,26 \text{ pie}^2}{3.141516}} \right) * 24$$

$$D = 20,33 \text{ pulg} \approx 22 \text{ pulg}$$

C.3.6 Cálculo de Área de gas

$$A = \frac{(40,63 \text{ pie}^3 / \text{seg}) + 10\%}{27,36 \text{ pie} / \text{seg}}$$

$$A = 1,63 \text{ pie}^2$$

C.3.6 Diámetro requerido de alimentación.

$$D = \left(\sqrt{\frac{1,63 \text{ pie}^2}{3.141516}} \right) * 24$$

$$D = 17,31 \text{ pulg} \approx 20 \text{ pulg}$$

DIAMETROS DE BOQUILLAS SELECCIONADOS

Tabla D.1 Boquillas Separadores Tren 2 Segregación Mesa-30

M-30 NIVEL 1200 Lpca			
	Diámetro de Boquilla Existente (pulgadas)	Diámetro de Boquilla Calculada (pulgadas)	Diámetro Seleccionado (pulgadas)
Entrada	12	20	20
Salida de Gas	12	20	20
Salida de Líquido	4	16	16
M-30 NIVEL 500 Lpca			
Entrada	16	20	20
Salida de Gas	16	16	16
Salida de Líquido	4	16	16
M-30 NIVEL 60 Lpca			
Entrada	20	30	30
Salida de Gas	20	20	20
Salida de Líquido	6	16	16

Tabla D.2 Boquillas Separadores Tren 3 Segregación Santa Bárbara

STB NIVEL 1200 Lpca			
	Diámetro de Boquilla Existente (pulgadas)	Diámetro de Boquilla Calculada (pulgadas)	Diámetro Seleccionado (pulgadas)
Entrada	20	20	20
Salida de Gas	20	20	20
Salida de Líquido	8	16	16
STB NIVEL 500 Lpca			
Entrada	20	20	20
Salida de Gas	16	16	16
Salida de Líquido	8	16	16
STB NIVEL 60 Lpca			
Entrada	20	24	24
Salida de Gas	24	20	24
Salida de Líquido	8	16	16

Tabla D.3 Boquillas Separadores Tren 4 Segregación Mesa-30

M-30 NIVEL 1200 Lpca			
	Diámetro de Boquilla Existente (pulgadas)	Diámetro de Boquilla Calculada (pulgadas)	Diámetro Seleccionado (pulgadas)
Entrada	30	30	30
Salida de Gas	20	24	24
Salida de Líquido	16	16	16
M-30 NIVEL 500 Lpca			
Entrada	24	24	24
Salida de Gas	20	20	20
Salida de Líquido	16	16	16
M-30 NIVEL 60 Lpca			
Entrada	20	30	30
Salida de Gas	12	20	20
Salida de Líquido	12	16	16