

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



**“EVALUACIÓN DE LAS CAPACIDADES DE LOS EQUIPOS PARA EL
MANEJO DE LOS FLUIDOS RECIBIDOS EN LA ESTACIÓN DE
DESCARGA GUARA-14, UP LIVIANO-MEDIANO DE PDVSA. DISTRITO
SAN TOMÉ”**

Realizado por:

ZULIMAR CAROLINA PEREZ PARAVAVIRE

Trabajo de grado presentado ante la Universidad de Oriente como requisito parcial
para optar al título de:
Ingeniero de Petróleo

PUERTO LA CRUZ, OCTUBRE DE 2011

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



**“EVALUACIÓN DE LAS CAPACIDADES DE LOS EQUIPOS PARA EL
MANEJO DE LOS FLUIDOS RECIBIDOS EN LA ESTACIÓN DE
DESCARGA GUARA-14, UP LIVIANO-MEDIANO DE PDVSA. DISTRITO
SAN TOMÉ”**

Realizado por:

ZULIMAR CAROLINA PEREZ PARAVAVIRE

ASESORES

Prof. Oly Guerra L, M. Sc.
Asesor Académico

Ing. Luis Lara
Asesor Industrial

PUERTO LA CRUZ, OCTUBRE DE 2011

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



**“EVALUACIÓN DE LAS CAPACIDADES DE LOS EQUIPOS PARA EL
MANEJO DE LOS FLUIDOS RECIBIDOS EN LA ESTACIÓN DE
DESCARGA GUARA-14, UP LIVIANO-MEDIANO DE PDVSA. DISTRITO
SAN TOMÉ”**

JURADO CALIFICADOR

Prof. Oly Guerra L, M. Sc.

Asesor Académico

Prof. Rayda Patiño, M. Sc.

Jurado Principal

Prof. Jairo Uricare, Esp.

Jurado Principal

PUERTO LA CRUZ, OCTUBRE DE 2011

RESOLUCIÓN

De acuerdo con el artículo 41 del Reglamento de Trabajos de Grado de la Universidad de Oriente:

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

DEDICATORIA

Primeramente a DIOS por estar siempre delante de mí guiándome en cada uno de mis pasos y apartando todo obstáculo de mis caminos y por darme fe, amor, fuerzas, confianza y constancia para lograr cada una de mis metas; pues siempre ha estado a mi lado, jamás me ha dejado sola y siempre me dice: Mira que te mando que esfuerces y seas valiente; no temas, ni desmayes, porque JEHOVÁ tu DIOS estará contigo en dondequiera quevallas (Josué 1:9). Te dedico mi carrera, mi trabajo, así como también te dedico mi vida, porque todo lo puedo en Cristo que me fortalece (filipense 4:13).

A mi hija: zulianny E. Deyan Pérez por ser el motivo más lindo que Dios me ha dado para seguir adelante y por siempre estar allí, esperándome con una sonrisa y un te quiero.

A mis padres: Migdalia J Paravavire y Fran R. Pérez por ayudarme y apoyarme cuando más los he necesitado, por brindarme su confianza y motivación en todo momento y sobre todo por ser los padres más valiosos que Dios me ha regalado.

A mis Abuelos: Ramón celestino Y, Cruz MaríaParavavire por apoyarme, brindarme su amor y por formar parte de mi vida. Abuelita, gracias por sus oraciones ya que estas siempre estuvieron presentes y me siento muy feliz con ustedes porque Dios me ha dado el privilegio de tenerlos a mi lado.

A mis hermanos: Raíza P, Robín P, Alex P, Doris P y Fran Pérez por estar siempre pendientes de mí y brindarme su apoyo incondicional. Raíza, robín y Doris gracias mis hermanito por ayudarme con mi princesa en los momentos de mi ausencia y deseo que ustedes también puedan cumplir sus metas. Dios mediante.

AGRADECIMIENTO

A DIOS por permitirme alcanzar esta meta y poner gracias en mí para que todas las puertas que tocara me fueran abiertas y por mandar ángeles que me ayudaran en estos momentos tan importantes de mi vida.

A la Universidad de Oriente (UDO), por haberme recibido y brindarme la oportunidad de prepararme y así culminar en la casa más alta mis estudios de ingeniero.

A mi asesora Académica Oly Guerra por su gran apoyo en el desarrollo de este trabajo y por ser el instrumento más valioso que Dios ha utilizado para lograr esta meta. Gracias profesora que Dios la bendiga.

A mi asesor Luis Lara por haberme prestado gran colaboración durante el desarrollo de mis objetivos.

A la empresa PDVSA Exploración y Producción del Distrito San Tomé, en especial a la Unidad de Producción Liviano-Mediano y a todo el personal del departamento de producción por darme la oportunidad de realizar este trabajo de grado en sus instalaciones, por prestarme el apoyo y la asesoría técnica.

Al personal del departamento de Infraestructura por brindarme su apoyo y colaboración en especial al ingeniero JOSÉ ANCHETA por transmitirme sus grandes conocimientos referentes a mi tema con mucho profesionalismo.

A Rita Mejías por brindarme su apoyo, amor, dedicación, colaboración y por estar siempre pendiente durante el desarrollo de mi tema.

A Orlando Salazar por todo su apoyo, confianza, cariño, dedicación y paciencia y por su valioso tiempo dedicado.

Al ingeniero Andrés Ramírez, por su gran personalidad y por trasmitirme sus grandes conocimientos referentes a mi tema con mucho profesionalismo y dedicación por su espíritu colaborador y atento, “muchas gracias ángel enviado de Dios”

Al ingeniero Orlando González por brindarme su apoyo, confianza y sobre todo por su colaboración en la realización de este trabajo, por su personalidad de persona y por su valioso tiempo dedicado. “muchas gracias”

Al ingeniero César Silanopor su gran personalidad y por su valiosa colaboración y por brindarme su apoyo incondicional

A Said Corona por compartir sus conocimientos conmigo, ayudarme durante el desarrollo de mi trabajo, brindarme su amistad, cariño y confianza.” Muchas gracias por brindarme tu apoyo”

Gracias a todos los operadores y supervisores de Guara-14, que me brindaron su apoyo y ayuda de manera técnica y visual en el Área estudiada durante el desarrollo de mi trabajo de Grado.

Gracias a todo el personal de sala de control en especial a SANDRA REYNA que me brindaron su apoyo y su amistad de manera incondicional durante el desarrollo de mi trabajo de grado.

Zulimar Pérez

RESUMEN

Se presenta un estudio dirigido a evaluar las capacidades de los equipos (separadores, calentadores, tanque de lavado y tanques de almacenamientos) para el manejo de fluidos recibidos en la estación de descarga Guara-14, de la unidad de Producción Liviano-Mediano de PDVSA. Distrito San Tomé, esta estación tiene como función principal el tratamiento almacenamiento y bombeo de crudo hacia PTO.

Para lograr dicho estudio fue necesario hacer un inventario de todos los equipos que formaban este sistema a través de la observación directa, obteniéndose de esta manera planos de plantas los cuales fueron elaborados a través del software AUTO CAD 2010, se caracterizó el crudo de la estación de descarga Guara-14, donde se tomaron muestras de crudos y fueron llevadas al laboratorio de superintendencia de tratamiento y calidad de fluidos de San Tomé, obteniéndose resultados de gravedad API, viscosidad y porcentaje de agua y sedimento, se identificaron las tuberías de producción, diámetro, longitudes, reportes de producción y memoria descriptiva de donde se obtuvieron los volúmenes de crudo manejados en la estación, al igual que los parámetros de operación, algunos tomados directamente en el área, obteniéndose así, la evaluación de la hidráulica de las etapas de baja presión de la estación, mediante el simulador PIPEPHASE 8.0. Se determinaron las capacidades de los equipos de acuerdo al PDO (2010-2019) a través de las normas PDVSA, se propusieron mejoras de acuerdo a los resultados obtenidos de la simulación, normas PDVSA y de los datos que se recopilaban en campo.

Las válvulas de accionamientos mecánicos de descarga de líquido de los separadores E-105, E-958, y E-154 presentaron reportes de fallas periódicas de apertura y de cierre, lo cual se atribuye al deterioro y desactualización del mecanismo de dichas válvulas y fugas de gas en las conexiones de las válvulas. Los calentadores requieren 11.878.966,85MMBTHHR, para manejar un volumen de 17.535 BBPD de acuerdo a la mayor volumetría del portafolio de oportunidades (PDO) 2010-2019.

CONTENIDO

RESOLUCIÓN	iv
DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTO	vi
RESUMEN.....	viii
CONTENIDO	ix
LISTA DE TABLA.....	xiii
LISTA DE FIGURA	xv
CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN	17
1.1. Planteamiento del Problema.....	17
1.2. Objetivos	18
1.2.1. Objetivo General	18
1.2.2. Objetivos Específicos	19
CAPÍTULO 2. MARCO TEORICO.....	20
2.1. Antecedentes	20
2.2. Ubicación Geográfica del Distrito San Tomé	22
2.3. Unidad de Producción Liviano-Mediano (UP Liviano).....	23
2.4. Ubicación Geográfica de la Instalación (GED-14)	25
2.5. Descripción del Proceso	25
2.6. Los Fluidos y sus Propiedades	28
2.6.1. Petróleo.....	28
2.6.2. Densidad (ρ)	29
2.6.3. Olor.....	30
2.6.4. Punto de Ebullición	30
2.6.5. Viscosidad	30
2.6.6. Agua y Sedimentos.....	31
2.6.7. Gas natural.....	31

2.6.8. Gas libre.....	32
2.6.9. Gas en Solución.....	32
2.6.10. Vapores Condensables.....	32
2.7. Sistemas de producción.....	32
2.7.1. Cabezal de pozo.....	33
2.7.2. Línea de flujo.....	34
2.7.3. Múltiples de recolección.....	34
2.7.4. Válvula multipuerto.....	35
2.8. Estaciones de flujo	36
2.8.1. Elemento de una estación de flujo.....	37
2.8.2. Elementos de una Estación de Flujo.....	37
2.8.3. Funcionamiento de las estaciones de flujo	38
2.8.4. Clasificaciones de las estaciones de flujo.....	39
2.9. Separador.....	39
2.9.1. Tipos de Separadores.....	45
2.10. Estaciones de Descarga	48
2.11. Calentadores	49
2.11.1. Calentadores Directos.....	50
2.11.2. Calentadores Indirectos	52
2.12. Tanque de Lavado	53
2.13. Tanque de Almacenamiento.....	56
2.14. Las Bombas, tipos y características.....	57
2.15. Definiciones Básicas de Dinámica de Fluidos	60
2.16. Correlaciones de Flujo Multifásico Horizontal.....	65
2.17. Correlación de Beggs&Brill.....	66
2.18. Tipos de Correlaciones.....	66
2.19. Simulación de proceso	67
2.20. Pipephase.....	67
CAPÍTULO 3. DESARROLLO DEL PROYECTO.....	69

3.1. Elaboración de los planos de las etapas de baja presión de la estación de descarga Guara-14.....	69
3.2. Caracterización del crudo de la estación de descarga Guara-14.	69
3.3. Evaluación de la hidráulica de las etapas de baja presión de la estación de descarga Guara-14.....	70
3.3.1 Características de infraestructura	70
3.3.2. Definición de la Simulación	71
3.3.3. Construcción de las redes en el simulador	72
3.4. Determinar las capacidades de los equipos de acuerdo al PDO existente a través de las normas PDVSA en función a las dimensiones y propiedades de los fluidos.....	73
3.4.1. Capacidad de los Separadores Gas – Líquido	73
3.4.2. Capacidad de los Calentadores.....	96
3.4.3. Evaluación del Tanque de Lavado	106
3.4.4. Capacidad De Almacenamiento	112
3.5. Proponer mejoras de acuerdo a los resultados obtenidos de la simulación, las tablas PDVSA y de los datos recopilados en campo.	113
CAPÍTULO 4. DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	115
4.1. Elaboración de los planos de las etapas de baja presión de la estación de descarga Guara-14.....	115
4.2. Caracterización del crudo de la estación de descarga Guara-14	118
4.3. Evaluación de la hidráulica de las etapas de baja presión de la estación de descarga Guara-14.....	119
4.4. Determinación de las capacidades de los equipos de acuerdo al PDO existente a través de las tablas PDVSA en función de las dimensiones y de las propiedades de los fluidos	130
4.5. Propuestas de mejoras de acuerdo a los resultados obtenidos de la simulación, las normas PDVSA y de los datos recopilados en campo	144

CONCLUSIONES	146
RECOMENDACIONES	148
BIBLIOGRAFÍA	150
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO	154

LISTA DE TABLA

Tabla 2.1. Clasificación de los Crudos por rango de °API [7].....	29
Tabla 2.2. Clasificación de los Crudos por la base de su Composición [8].	29
Tabla 2.3. Tiempo de Retención según Thompson y Manning [15].....	44
Tabla 2.4. Tiempo de Retención según PDVSA [16]	44
Tabla 2.5. Valor de la constante K desarrollada por Souders y Brown para separadores verticales.....	45
Tabla 2.6. Consideraciones para el diseño y evaluación de tanques de lavado según PDVSA. ⁽²¹⁾	55
Tabla 3.1. Características del gas analizado y pruebas de laboratorio.....	71
Tabla 4.1. Presión y diámetros reales de la estación de descarga Guara-14.....	123
Tabla 4.2. Resultados de la simulación hidráulica de las tuberías del cabezal de salida de los separadores hasta la entrada de los calentadores de la estación de descarga Guara-14.....	123
Tabla 4.3. Presión real de los calentadores y de las líneas de entrada y salida de los calentadores de la estación de descarga Guara-14	125
Tabla 4.4. Resultados de la simulación hidráulica desde la tubería de entrada del primer calentador hasta la línea de entrada del tanque de lavado de la estación de descarga Guara-14.....	127
Tabla 4.5. Resultados de la simulación hidráulica desde la tubería de entrada del primer calentador hasta la línea de entrada del tanque de lavado de la estación de descarga Guara-14.....	130
Tabla 4.6. Cuadro comparativo de los valores de velocidades críticas y de operación de los separadores presente en la estación de descarga Guara-14, de acuerdo a la volumetría del PDO existente.....	131

Tabla 4.7. Cuadro comparativo de los valores de velocidades críticas y de operación de los separadores presente en la estación de descarga Guara-14, de acuerdo a la volumetría actual.....	132
Tabla 4.8. Cuadro comparativo de velocidades críticas o máximas permitidas, calculadas según la norma PDVSA MDP-03-S-03, y de los valores de velocidad real en las boquillas de entrada de mezcla, salida de líquido y salida de gas en los separadores gas-liquido.....	133
Tabla 4.9. Valores de Flujo volumétrico de gas y Flujo volumétrico de líquido a una eficiencia de 100%, 80% y 70% en los separadores instalados en la estación de descarga Guara-14.....	134
Tabla 4.10. Valores del calor específico disponible,Flujo volumétrico total y el calor específico requerido según volumetría actual y volumetría (2010-2019) en los calentadores instalados en la estación de descarga Guara-14	136
Tabla 4.11. Cuadro comparativo entre flujo volumétrico total, flujo volumétrico actual y flujo volumétrico de acuerdo al portafolio de oportunidades (PDO) en la estación de descarga Guara-14.....	137
Tabla 4.12. Valor de flujo de crudo disponible en los tanques de almacenamientos instalados en la estación de descarga Guara-14.	143

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1. Ubicación del Distrito San Tomé ^[5]	23
Figura 2.2. Organigrama de la Unidad de Producción Liviano-Mediano ^[5]	24
Figura 2.3. Ubicación del campo Guara Oeste ^[5]	25
Figura 2.4. Esquemático de la Estación de Descarga Guara-14 del Campo Guara Oeste.....	27
Figura 2.5. Cabezal de Pozo ^[11]	34
Figura 2.6. Múltiple de recolección ^[13]	35
Figura 2.8. Separador petróleo – gas [14].....	40
Figura 2.9. Separador Horizontal Bifásico ^[12]	46
Figura 2.10. Separador Vertical Bifásico [12].....	46
Figura 2.11. Separador Esférico Bifásico ^[12]	47
Figura 2.12. Esquema de una estación de descarga típica de la U.P.Extrapesado ^[13]	49
Figura 2.13. Calentador Directo Vertical ^[19]	52
Figura 2.14. Calentador Indirecto Horizontal ^[19]	53
Figura 2.15. Tanque de Lavado ^[15]	55
Figura 2.16. Tanque de Almacenamiento ^[20]	57
Figura 2.17. Clasificación de las bombas de desplazamiento ^[21]	59
Figura 2.18. Caída de Presión ^[16]	61
Figura 2.19 Representación Esquemática de una Simulación en PIPEPHASE. ^[23] ..	68
Figura 3.1. Tipo de Simulación.....	71
Figura 3.2. Red de baja presión en la estación GED-14	72
Figura 4.1. Estaciones de flujo Guara-14.....	117
Figura 4.3. Simulación de la situación actual de producción en la estación de descarga Guara-14, desde el área de los separadores hasta la entrada de los calentadores.....	121

Figura 4.4. Simulación de la situación actual de producción en la estación de descarga Guara-14 desde el área de los calentadores hasta la entrada del tanque de lavado	126
Figura 4.5. Simulación de la situación actual de producción en la estación de descarga Guara-14, desde la salida del tanque de lavado hasta los tanques de almacenamientos.	129
Figura 4.6. Tanque de lavado de la estación de descarga GED-14.....	139
Figura 4.7. Valor de la altura del colchón de crudo, flujo de crudo, altura del nivel de agua disponible, altura de agua máxima requerida, altura de agua mínima requerida, flujo de agua y velocidad de rebose del tanque de lavado instalado en la estación de descarga Guara-14.....	140
Figura 4.8. Representación esquemática de los niveles y alturas de trabajo referidas al tanque de lavado de la estación Guara-14.....	142

CAPÍTULO 1.

INTRODUCCIÓN

1.1. Planteamiento del Problema

La industria petrolera es el principal elemento que impulsa al incremento económico del país. Petróleos de Venezuela (PDVSA) cuenta con numerosas sedes a escala nacional; en el estado Anzoátegui se encuentra el Distrito San Tomé como el principal de la zona Sur, allí se ubica la unidad de producción Extra pesado, Pesado, Dación y Liviano-Mediano. La unidad de producción Liviano-Mediano comprende el Área 1 donde se encuentra los campos Guara Oeste, Limón y Yopales Central.

Actualmente el Campo Guara Oeste tiene una estación de descarga (Guara-14) que recibe fluidos provenientes de los pozos asociados a las estaciones de flujo GED-3, GEF-3, GEF-14, GEF-11, GEF-15 Y GTM-2 y otras estaciones de flujos que corresponden a PDVSA GAS tales como: GEF-13, GEF-4, GED-6, y GUEF-1 y de pozos individuales; separa el gas asociado al petróleo que fluye desde los pozos y tiene como función principal el tratamiento, almacenamiento y bombeo del petróleo hacia patio tanque oficina (PTO) y utiliza parte de este crudo como diluyente de su campo. La producción manejada en la estación de descarga Guara-14 es de 6.400 BNPD (barriles netos por día) aproximadamente, lo cual proviene de 76 pozos que producen mediante levantamiento artificial como: GAS LIF, BCP, BM y BES.

Desde julio del 2010 se le incorporaron nuevos pozos a la estación de descarga Guara-14 entre los cuales se encuentran el GS330 y GS331 con una producción de 1.361 BNPD (barriles netos por días) aproximadamente y otros pozos que serán incorporados como el GS332 y el GM101 entre otros para contribuir a aumentar la producción total de la unidad de producción liviano-mediano.

Este aumento en la producción puede ocasionar inconvenientes en los equipos de proceso (separadores, calentadores, tanque de lavado y tanque de almacenamiento) al momento de su separación, tratamiento y almacenamiento del crudo. Por tal motivo se planteó hacer una evaluación en cada uno de estos equipos, a fin de diagnosticar la operatividad de los mismos, por medio de las condiciones actuales de proceso y las condiciones críticas de diseño.

Por lo tanto, el propósito del presente trabajo será establecer un marco teórico, incluyendo un estudio detallado de los equipos así como de la infraestructura; identificando las tuberías de producción, longitudes y diámetros, análisis de los fluidos que manejan los equipos para llevar a cabo la evaluación hidráulica de la estación usando como herramienta el simulador PIPEPHASE, versión 8.0 que determinará las posibles restricciones presentes en el sistema instalado en la estación. Se determinarán también las capacidades de los equipos de acuerdo al PDO existente a través de las normas PDVSA en función de la dimensiones y de las propiedades de los fluidos. De acuerdo a los valores arrojados o a las fallas que presenten los equipos se procederá a proponer mejoras en la estación de descarga Guara-14.

1.2. Objetivos

1.2.1. Objetivo General

Evaluar las capacidades de los equipos para el manejo de fluidos recibidos en la estación de descarga Guara-14, up Liviano-Mediano de PDSA. Distrito San Tomé.

1.2.2. Objetivos Específicos

1. Elaborar los planos de las etapas de baja presión de la estación de descarga Guara-14, mediante el software AUTO CAD 2010.
2. Caracterizar el crudo de la estación de descarga Guara-14.
3. Evaluar la hidráulica de las etapas de baja presión de la estación de descarga Guara-14. Utilizando como herramienta el simulador PIPEPHASE.
4. Determinar las capacidades de los equipos de acuerdo al PDO existente a través de las normas PDVSA en función a las dimensiones y propiedades de los fluidos.
5. Proponer mejoras de acuerdo a los resultados obtenidos de la simulación, las normas PDVSA y de Datos Recopilados en Campo.

CAPÍTULO 2.

MARCO TEORICO

2.1. Antecedentes

Azocar, realizó un estudio que consistió en evaluar el sistema de separación de la estación de Descarga Guara-14, de la unidad de producción Liviano-Mediano, Distrito San Tomé.

Este proyecto permitió evaluar las condiciones de operación en la estación donde se observó a través de metodología de inspección, diagnóstico y análisis apropiados que la mayoría de los accesorios de los equipos presentaron obsolescencia, aunque los rangos de operación de variables como presión y temperatura en los separadores estuvieron dentro de los parámetros de diseño según las normas. El volumen de gas manejado excedió al volumen nominal de los separadores de producción general, las válvulas de acondicionamiento de líquido de los separadores presentaron reporte de fallas periódicas de apertura y de cierre, fuga de gas en las conexiones de las válvulas reguladoras de presión donde hubo arrastre de crudo. Se constató la presencia de impurezas (asfáltenos, arenas) que pudieran haber causado problemas operacionales por ahogamiento. Este estudio permitió plantear tres opciones para el mejoramiento del sistema de separación: automatización, incorporación de una tecnología ciclónica a los separadores ya instalados, y el rediseño o reestructuración de las instalaciones existentes. Técnicamente, las propuestas de automatización y de tecnología ciclónica resultaron ser más factible de aplicar, ambas al mismo nivel de valoración total^[1].

Núñez, realizó un estudio que consistió en una propuesta de mejoras operacionales a las redes de tuberías de los pozos asociados a la recolección de los fluidos (gas, petróleo y agua) de la estación Merey-9 en el Distrito San Tomé.

En este proyecto se determinó que la infraestructura existente manejaba eficientemente el flujo producido por la estación Merey-9, y por lo tanto soportaría el crecimiento planificado en el año 2003, y permitiendo medir la eficiencia de flujo de las líneas de recolección. Este trabajo de investigación sirvió como referencia metodológica para la realización de las evaluaciones del sistema de recolección de los fluidos^[2].

Olivero, empleó simuladores para evaluar la hidráulica de la red de recolección del crudo en el campo Bare Oeste, analizó y propuso la conversión de la estación, en un múltiple de recolección. El régimen de flujo predominante fue el estratificado, el cual es el recomendado en el diseño de ingeniería. Esta investigación permitió tomar como referencia un estudio consistente en el desarrollo de un modelo hidráulico utilizando como herramienta el PIPEPHASE 8,2 ya que estos resultados se consideraron altamente satisfactorios y demostraron que el modelo hidráulico desarrollado es una herramienta confiable para dicho estudio, además de que también permitieron identificar áreas de oportunidades para mejorar la operación del sistema^[3].

Hernández, realizó un estudio que consistió en la evaluación y elaboración de una propuesta de mejoramiento del sistema de recolección de crudo del Área Barinas del Norte a fin de generar una propuesta de adecuación del mismo.

Este proyecto permitió evaluar el sistema de recolección de crudo, basándose en la simulación de la red mediante el software Pipephase, en el cual se detectaron

cuellos de botella y otras fallas que no permitían aprovechar al máximo la capacidad de producción del campo en estudio^[4].

2.2. Ubicación Geográfica del Distrito San Tomé

El Distrito San Tomé comprende la mayor parte de los estados Anzoátegui y Guárico y se extiende hasta Casma-Soledad en el estado Monagas, con un área aproximada de 24.000 km². Este distrito está ubicado específicamente en el corazón de la Mesa de Guanipa al Sur del estado Anzoátegui (figura 2.1).

Recientemente el Distrito San Tomé pasó a formar parte de la división Faja del Orinoco, la cual abarca unos 700 Kilómetros de largo y arranca desde Tucupita, estado Delta Amacuro, atraviesa los estados Monagas y Anzoátegui, y cubre parte del estado Guárico. Tiene un ancho de 32 a 100 Kilómetros y su área abarca unos 53.720 Kilómetros cuadrados. Geológicamente es la parte sur de la cuenca de Maturín o de Oriente, y geográficamente se le ha dado el nombre de Orinoco porque en parte su límite sur corre a lo largo y cercano al principal río de Venezuela.

El interés por la faja renació en 1969 cuando el entonces ministro de Minas e Hidrocarburos encomendó a la antigua CVP la perforación de tres pozos estratigráficos en el área La Canoa, estado Anzoátegui y Monagas. Su objetivo principal fue determinar las posibilidades de producción de la pronunciada línea de domos del basamento enterrado en la parte sur de los estados Anzoátegui y Monagas.^[5]

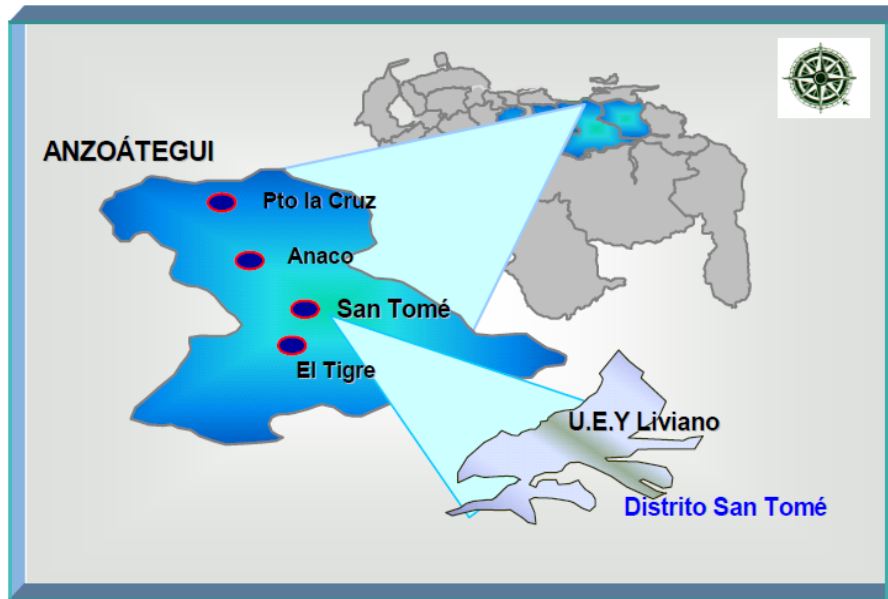


Figura 2.1. Ubicación del Distrito San Tomé^[5]

2.3. Unidad de Producción Liviano-Mediano (UP Liviano)

La UP Liviano-Mediano corresponde a la gerencia de operaciones, y su función principal es la extracción y manejo del crudo Liviano-Mediano del Distrito San Tomé.

La UP Liviano-Mediano tiene su base estructural en una superintendencia de producción la cual tiene a su cargo tres departamentos que son: Área 1, que incluye los campos Guara Oeste, Yopales central y Ostra; Área 2 que comprende los campos Yopales Norte, Budare, Socororo y Guárico Occidental; Área 3 que comprende los campos Oritupano y Las Piedritas, y control de producción que se encarga de la parte administrativa de la unidad (figura 2.2)

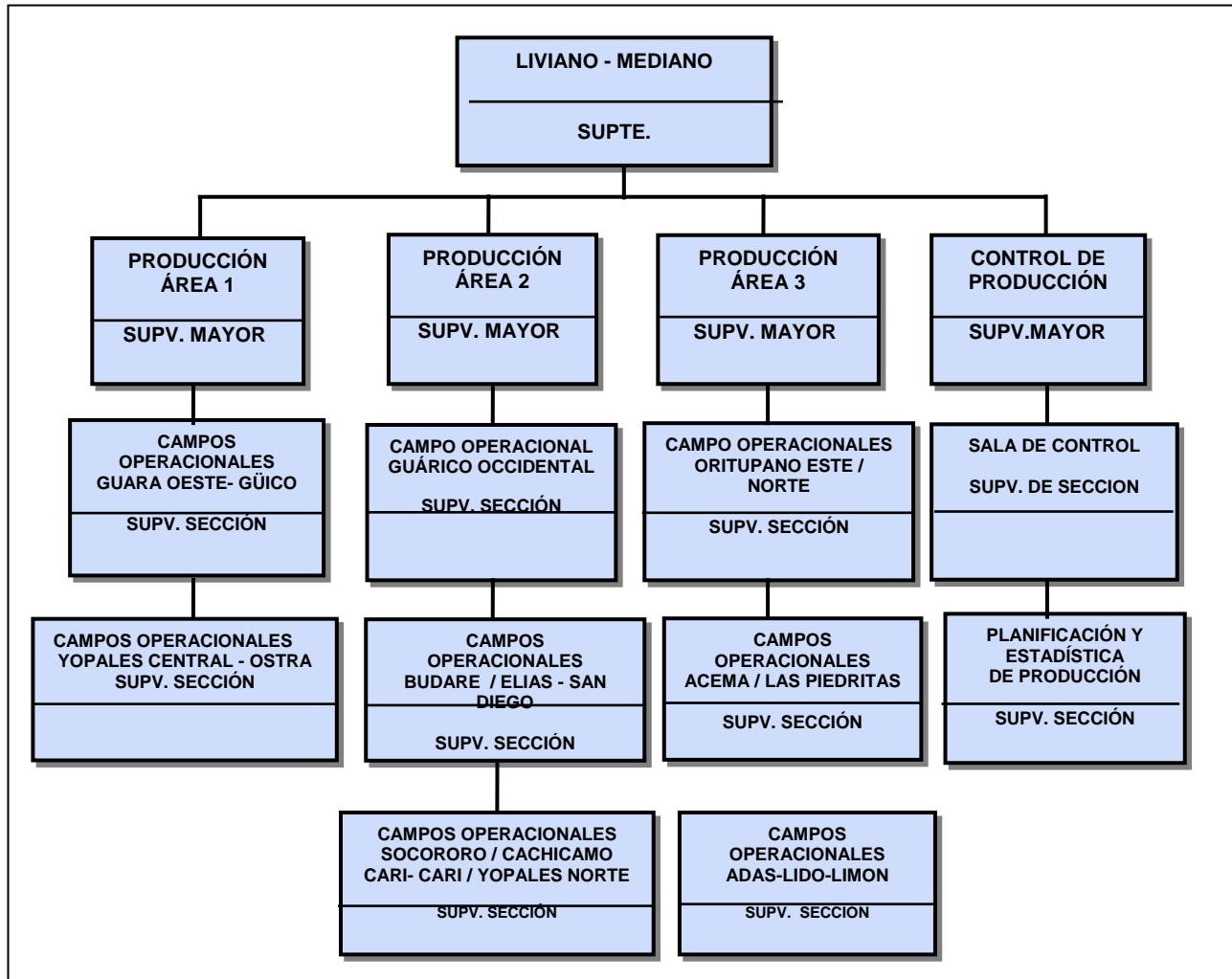


Figura 2.2. Organigrama de la Unidad de Producción Liviano-Mediano ^[5]

La UP Liviano-Mediano se encarga del proceso de extracción y manejo de crudos Liviano y Mediano que se genera en el Distrito San Tomé, en donde se controla la volumetría alcanzada y esperada como producción diaria.

Entre los objetivos fundamentales de esta gerencia está alcanzar un nivel óptimo en el crudo extraído y tratado actualmente, con un promedio de producción de 15.400BNPD (barriles netos por día).^[5]

2.4. Ubicación Geográfica de la Instalación (GED-14)

La estación Guara-14, está ubicada en el Municipio Freites del estado Anzoátegui, en la Mesa de Guanipa, a 10 minutos (7,2km) de la oficina principal de San Tomé.(Figura 2.3)

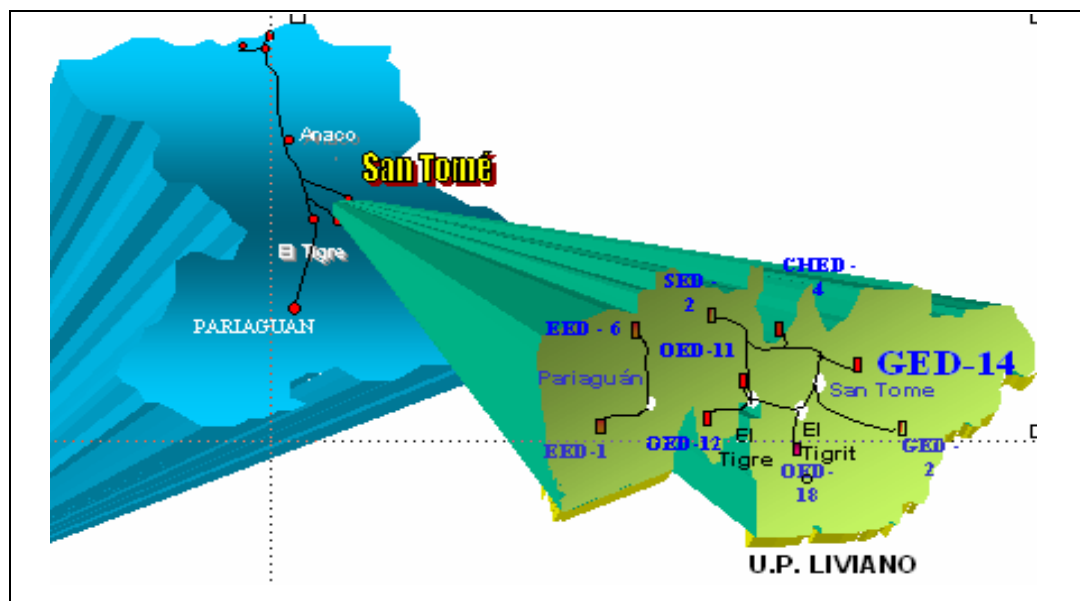


Figura 2.3. Ubicación del campo Guara Oeste^[5]

2.5. Descripción del Proceso

La estación está conformada por un tubo recolector o ciempiés, sistema de separación, sistema de calentamiento y deshidratación, sistema de almacenamiento, sistema de bombeo de crudo y sistema de inyección de agua salada (figura 2.4).

El crudo recibido en la estación proviene de los pozos productores del área de Guara Oeste con una gravedad entre 15y 23 °API, los cuales son extraídos mediante levantamiento artificial como: GAS LIF, BCP,BM y BES. El crudo llega por una línea general que sustituye al múltiple, el cual está conformado por tres líneas que vienen desde el último pozo hasta la estación, recolectando todos los demás pozos y que son: una línea general de 10", una línea de prueba de 6" y una para diluyente de 6". Seguidamente el crudo es separado del gas mediante el sistema de separación de la estación, compuesto por un tren de tres separadores verticales de producción general y un separador vertical de prueba. El gas separado es utilizado como combustible. Luego la emulsión continúa su curso hacia el sistema de calentadores, donde se le suministra calor hasta una temperatura entre 175°F Y 200°F. Posteriormente es enviado a un tanque de lavado de 13.700 bbl, donde el agua es separada del crudo por diferencia de densidades. El crudo bajo especificaciones (0.4% de agua máximo) es almacenado en los tanques de almacenamiento y de allí es transferido hacia Patio de Tanques Oficina (PTO).

El agua proveniente del proceso de deshidratación es transferida a dos tanques de almacenamiento de agua salada de 4500c/u de la planta de inyección de agua salada (PIAS) y de allí son inyectados a los pozos inyectores GG-120, GG-140, GG-141, GG-135.

La instalación consta de los siguientes sub-sistemas:

- Un tanque de lavado de 13.700Bbbl.
- Un tanque de prueba de 4500bl.
- Dos tanques de almacenamiento de 10.000bbl c/u.
- Tres tanques de almacenamiento de 4.500bbl c/u.
- Dos tanques de almacenamiento de agua salada de 1500 bbl c/u.
- 5 calentadores de 3 MMBTU.
- Una fosa de emergencia de 15.000 BBL.

- Dos tanques de inyección de químico anti-escala a los calentadores.
- Tres separadores verticales de gas (producción general).
- Un separador vertical de gas (para pruebas).
- Cinco bombas recíprocas con motores eléctricos (oleoductos).
- Tres bombas con motores eléctricos (PIAS).
- Una fosa para depósito de agua salada

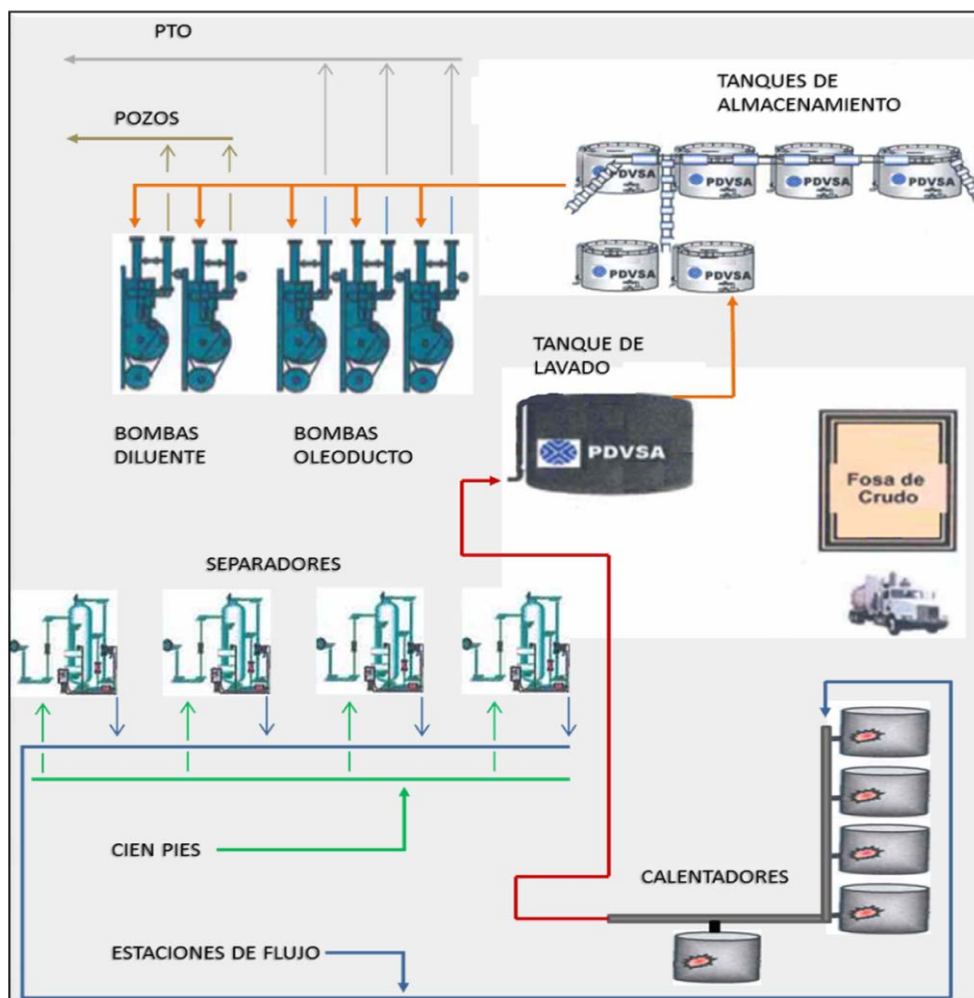


Figura 2.4. Esquemático de la Estación de Descarga Guara-14 del Campo Guara Oeste

2.6. Los Fluidos y sus Propiedades

2.6.1. Petróleo

El petróleo es una sustancia oleosa de color muy oscuro compuesta de hidrógeno y carbono, y se le llama hidrocarburo. Puede hallarse en estado líquido o en estado gaseoso. En estado líquido es llamado aceite "crudo", y en estado gaseoso, gas natural. Su origen es de tipo orgánico y sedimentario. Se formó como resultado de un complejo proceso físico-químicos en el interior de la tierra, que, debido a la presión y las altas temperaturas, se van descomponiendo las materias orgánicas que estaban formadas especialmente por fitoplancton y el zooplancton marinos, así como por materia vegetal y animal, que se fueron depositando en el pasado en lechos de los grandes lagos, mares y océanos. A esto se unieron rocas y mantos de sedimentos. A través del tiempo se transformó esta sedimentación en petróleo y gas natural.

Existen diferentes tipos de crudos que van desde los extrapesados hasta los condensados. Generalmente los hidrocarburos líquidos se clasifican en condensados y petróleos crudos, dependiendo de la gravedad específica (o gravedad API) de cada uno. Esta clasificación da idea de la viscosidad, pero no aporta información específica de las otras características y composición. Sin embargo, la gravedad API la utiliza el mundo petrolero para catalogar los crudos y establecer los correspondientes precios, tomando en cuenta otros factores, como contenido de metales o azufre, sal, corrosividad o rendimiento específico de determinado producto a partir del crudo particular^[6].

Se denominan condensados a aquellos hidrocarburos que se encuentran en estado gaseoso a condiciones del yacimiento y se transforman en líquido durante el proceso de producción de los pozos (condensación retrógrada). Su gravedad está por encima de 40,2 °API. El término petróleo crudo se refiere al hidrocarburo no

refinado. Su rango varía hasta 40,2 °API y su color va del amarillo al negro. La clasificación de los crudos por rango de grados API que utiliza el Ministerio de Energía y Minas de Venezuela se muestra en la tabla 2.1.

Tabla 2.1 Clasificación de los Crudos por rango de °API [7]

CRUDO	RANGO DE °API
Liviano	30,0 - 40,2
Mediano	22,0 – 29,9
Pesado	10,0 – 21,9
Extrapesado	≤ 9,9

Otra modalidad que se utiliza para clasificar los crudos es la base de la composición de cada crudo, pudiendo ser catalogados como de base parafínica, nafténica y mixta o intermedia, de acuerdo a la naturaleza de los hidrocarburos que contienen como se muestra en la tabla 2.2.

Tabla 2.2. Clasificación de los Crudos por la base de su Composición [8].

Crudos de Composición	Contiene	Produce
Parafínica	Material Parafínico y muy poco o ninguno asfáltico.	Parafina, cera, otros lubricantes de alta calidad, gasolina de bajo octanaje.
Nafténica o Asfáltica	Material Asfáltico engrandes proporciones y poca o ninguna parafina.	Aceites lubricantes
Mixta o Intermedia	Material Asfáltico,Parafínico, Aromático.	Kerosén

2.6.2. Densidad (ρ)

Es una relación de masa por unidad de volumen como por ejemplo gr/cm^3 , lbm/ft^3 o lbm/Bbls , y se le identifica con la letra griega Rho (ρ). Para líquidos, a menos que sea a altas presiones, la variación de la densidad con esta variable es despreciable. Las variaciones a la temperatura deben ser consideradas. Para gases y vapores la densidad es función de la temperatura y la presión.

Las densidades utilizadas como referencia son: la del agua a $15,5\text{ }^\circ\text{C}$ ($60\text{ }^\circ\text{F}$) y la del aire a $15,5\text{ }^\circ\text{C}$ ($60\text{ }^\circ\text{F}$) y $101,3529\text{ kPaabs}$ ($14,7\text{ psia}$). [6]

2.6.3. Olor

El crudo al contener azufre presenta un olor fuerte y repugnante, como huevo podrido. Si contiene sulfuro de hidrógeno, los vapores son tóxicos, irritantes y hasta mortíferos. En general el olor de los crudos es aromático como el de la gasolina, del querosén u otros derivados. [6]

2.6.4. Punto de Ebullición

En un crudo, el punto de ebullición no es constante, debido a sus constituyentes, pues varía algo menos que la temperatura atmosférica hasta la temperatura igual o por encima de $300\text{ }^\circ\text{C}$. [6]

2.6.5. Viscosidad

La viscosidad (o viscosidad dinámica) es una de las características más importantes de los hidrocarburos en los aspectos operacionales de producción, transporte, refinación y petroquímica. La viscosidad, que indica la resistencia que opone el crudo al flujo interno, se obtiene por varios métodos y se le designa por

diversas denominaciones. El poise o centipoise (0,01poise) se define como la fuerza requerida en dinas para mover un plano de un centímetro cuadrado de área, sobre otro de igual área, separado un centímetro de distancia entre sí, y con el espacio relleno del líquido investigado, para obtener un desplazamiento de un centímetro en un segundo. También se utilizan unidades como Kg / mts. ylbm/pies.seg, en el sistema internacional ingles respectivamente. Los valores de viscosidad de los crudos en el yacimiento pueden tener desde 0.2 hasta 1000Cp. Es muy importante el efecto de la temperatura sobre la viscosidad del crudo en el yacimiento o en la superficie, especialmente concerniente a crudos pesados y extrapesados. ^[6]

2.6.6. Agua y Sedimentos

Generalmente el petróleo que se explota en cualquier pozo sale contaminado con agua y materias extrañas, cuyas cantidades varían desde 1 a 99%. Este porcentaje es lo que en otras palabras significa sedimentos básicos y agua. El agua a la cual se refiere este porcentaje es el agua combinada con el petróleo y no el agua libre. Para determinar la cantidad de agua y sedimentos presentes en muestras de crudo se utiliza el método de centrifugación; en este método se requiere la adición de un solvente. ^[9]

2.6.7. Gas natural

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos en estado gaseoso en proporciones variables de elementos de naturaleza orgánica e inorgánica de fácil expansión y compresión. El metano (CH₄), es su principal constituyente, además contiene etano, propano, butano, pentano, hexano, pequeñas cantidades de compuestos pesados (C₇₊), diluyentes que reducen su poder calorífico (CO₂) e impurezas como sulfuro de hidrogeno(H₂S).

Su origen y entrapamiento es semejante al del petróleo, la diferencia radica en que las condiciones de su formación fueron a presión y temperatura más severas que las del petróleo. ^[10]

2.6.8. Gas libre

El gas libre es un hidrocarburo que existe en la fase gaseosa a presión y temperatura de operación. El gas libre puede referirse a cualquier gas a cualquier presión que no esté en solución o mantenido mecánicamente en el hidrocarburo líquido.

2.6.9. Gas en Solución

Es el gas que está en solución con el petróleo a condiciones de yacimiento y cuando pasa a condiciones atmosférica se separa de la fase líquida. También es conocida como gas húmedo por la presencia de hidrocarburo líquido en su composición. ^[10]

2.6.10. Vapores Condensables

Estos hidrocarburos existen como vapor a ciertas condiciones de presión y temperatura y como líquido a otras condiciones. En la fase de vapor, ellos asumen las características de un gas. En la fase de vapor, los vapores condensables varían en gravedad específica de 0.55 a 4.91 (aire =1), y viscosidad de 0.006 a 0.011 cp a condiciones estándar.

2.7. Sistemas de producción

Un sistema de producción está formado por el yacimiento, el pozo y las facilidades de superficie. El yacimiento es una o varias unidades de flujo del subsuelo creado e interconectado por la naturaleza, mientras que el pozo y las facilidades de superficie son infraestructuras construidas por el hombre para la extracción, control, medición, tratamiento y transporte de los fluidos hidrocarburos extraídos de los yacimientos.

El conjunto de componentes o facilidades de superficie que forma parte del sistema de producción, es el que permiten el manejo de la mezcla de hidrocarburo desde que se extrae del yacimiento hasta que se realizan las operaciones de comercialización del petróleo y del gas.

Todo proceso de producción se basa en la separación de los tres fluidos principales que se obtienen en un pozo (agua, petróleo y gas), para que cumplan con los requisitos para la venta:

- El petróleo debe pasar por una serie de procesos, de deshidratación, refinación, entre otros, para que cumpla con todas las especificaciones para su comercialización.

- El gas debe seguir sus normas de procesamiento, refinación hasta cumplir las especificaciones de comercialización, y almacenamiento, así como también para ser utilizado en los procesos de producción petrolera.

- El agua tiene que recibir tratamiento para que cumpla con las normas ambientales. Entre las facilidades de superficie más comunes en la Industria petrolera, se tienen las siguientes:^[11]

2.7.1. Cabezal de pozo

Un cabezal es un sistema de control en superficie. El cabezal está conformado por instrumentos que mantienen el control del pozo y a su vez, permiten la llegada y direccionamiento de los hidrocarburos, así como se observa en la figura 2.5



Figura 2.5. Cabezal de Pozo ^[11]

2.7.2. Línea de flujo

Las líneas de flujo se refieren a la tubería que conecta el cabezal de un pozo con su respectiva estación de flujo. La longitud de las líneas de flujo es un parámetro de importancia, en algunos casos las líneas de flujo poseen varios kilómetros de longitud. ^[12]

2.7.3. Múltiples de recolección

Están formados por dos o más tubos, en forma horizontal, paralelos uno con respecto al otro y conectados a las líneas de flujo provenientes de los pozos. Figura 2.6. Tienen la función de recibir el fluido de los pozos, para enviarlo a las estaciones procesadoras. ^[13]



Figura 2.6. Múltiple de recolección ^[13]

2.7.4. Válvula multipuerto

La Válvula selectora Multipuerto (VMP) consiste de un cuerpo sólido con ocho (08) entradas y dos (02) salidas común para producción y la otra seleccionable para prueba. Con esta configuración puede recibir el flujo de hasta siete líneas provenientes de pozos, ya que una de las entradas queda reservada para reajuste del sello en campo, y para poder tener todos los pozos fluyendo simultáneamente por el cabezal de producción, manteniendo libre la línea de prueba. De esta manera conectada y usando su sistema de selección y posicionamiento, se puede alinear individualmente cada una de las entradas con la salida de prueba mientras las seis entradas restantes combinan su flujo por la salida del grupo o mantener las siete entradas conectadas a la línea común de producción, alineando el rotor selector con el puerto ciego.^[13]

Algunos de los beneficios directos que se obtienen de la aplicación de la VMP en sustitución del múltiple convencional son:

- Facilidad de operación al reducirse la prueba a la manipulación de una sola válvula.
- Menor impacto ambiental al ser una instalación compacta (menor área intervenida).
- Facilidad de automatizar. figura 2.7



Figura 2.7. Válvula Multipuerto^[13]

2.8. Estaciones de flujo

Se basa en un conjunto de equipos que se interrelacionan para recopilar la producción de diferentes pozos de un área determinada, separar la fase líquida de la gaseosa del fluido multifásico provenientes de los pozos productores, medir la producción de petróleo, gas y agua de cada pozo y almacenar temporalmente el crudo y luego ser bombeado a las estaciones de descarga para deshidratación.^[13]

2.8.1. Elemento de una estación de flujo

Son instalaciones / infraestructura de producción de la industria petrolera, encargadas de recibir la producción original de los pozos de producción. En estas estaciones el crudo proveniente de los pozos productores es tratado en una primera instancia separando parte del gas contenido en el crudo mediante equipos separadores.^[13]

Las funciones principales de las estaciones de flujo son las siguientes:

- Recopilar la producción de diferentes pozos de un área determinada.
- Separar la fase líquida de la gaseosa del fluido multifásico proveniente de los pozos productores.
- Medir la producción de fluido de cada pozo.
- Almacenar temporalmente el crudo, y luego ser bombeado a las estaciones de descarga, para separar el crudo del agua^[13]

2.8.2. Elementos de una Estación de Flujo

➤ Separadores convencionales: un separador convencional es un recipiente que se usa para separar una mezcla de componentes en dos o más corrientes por lo menos, una líquida y una gaseosa. Por lo general las corrientes líquidas contienen muy poco gas y las corrientes gaseosas presentan muy poco líquido en su contenido.

➤ Depuradores: la función básica de un depurador es remover pequeñas cantidades de líquido de una mezcla gaseosa. Su diseño se fundamenta en la primera

sección de separación, donde predominan los elementos de impacto para remover partículas. El líquido puede estar íntimamente mezclado con el gas o en forma libre.^[14]

➤ Tanques de estabilización de crudo: son utilizados para almacenar productos de alta volatilidad que no pueden ser almacenados en tanques de alta presión. Su forma puede ser cilíndrica con piso plano y techo en forma de domo.^[14]

➤ Tanques de almacenamiento de crudo: Son recipientes equipados para almacenar productos a la presión atmosférica. Los tanques para almacenamiento de crudo pueden ser construidos en dos estilos básicos: de techo cónico y de techo flotante. Los tanques de techo cónico tienen un techo fijo sobre la superficie del líquido a almacenar y son completamente cerrados; usualmente contienen una concentración de vapores entre la superficie del líquido y el techo del tanque. En los tanques de techo flotante, este techo flota sobre la superficie del líquido minimizando así las pérdidas por evaporación.^[14]

2.8.3. Funcionamiento de las estaciones de flujo

El líquido (petróleo y agua) y gas asociado, proveniente de los pozos, llega a la estación de flujo a un cabezal (múltiple) o cañón de producción general. El gas sale por el tope de los separadores y va al depurador, donde deja los residuos de crudo que pudieran haber quedado en la separación. El gas limpio es enviado por las tuberías de recolección a las plantas de Compresión o Miniplantas.^[14]

El líquido sale de los separadores y va a los tanques de recolección, desde donde es succionado y enviado por las bombas a los patios de tanques, a través del Sistema de Recolección de Crudo (líneas de bombeo) correspondiente.

Los volúmenes de líquido y gas de cada pozo son medidos en un separador (con características e instrumentos especiales), con instrumentos medidores de flujo y/o tanques de medida. [14]

También se utiliza, dependiendo del tipo de crudo, la inyección de química antiespumante (mezcla de silicón más gasoil) en el cabezal de producción o en los separadores, con el propósito de minimizar la formación de espuma, que afecta el proceso de separación líquido – gas y crea problemas de alto nivel en los tanques de recolección e ineficiencia en las bombas de las estaciones. [14]

2.8.4. Clasificaciones de las estaciones de flujo

Se clasifican según su presión a manejar en: estaciones de alta presión, estaciones de media presión y estaciones de baja presión.

Presentan la misma función solo que, por ejemplo, las de alta presión poseen tres etapas de separación que lleva de alta, media y baja presión. Las estaciones de flujo de baja presión poseen una sola etapa de separación. [15]

2.9. Separador

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

El propósito de un separador líquido–gas es separar corrientes mezcladas de líquido y gas de forma tal que se minimice el arrastre de pequeñas gotas de líquido en la corriente de gas. La separación gas–líquido se basa principalmente en las diferencias de densidad de las fases. Un separador también puede llamarse extractor

o tambor. Esta terminología es empleada sin importar la forma que posea dicho equipo.[14]

La principal función de los separadores de petróleo y gas es la de separar la mezcla en dos corrientes: una líquida y otra gaseosa; sin embargo, existen equipos que adicionalmente separan el agua del petróleo por lo que se comportan como separadores trifásicos si tales cantidades son considerables. Figura 2.8

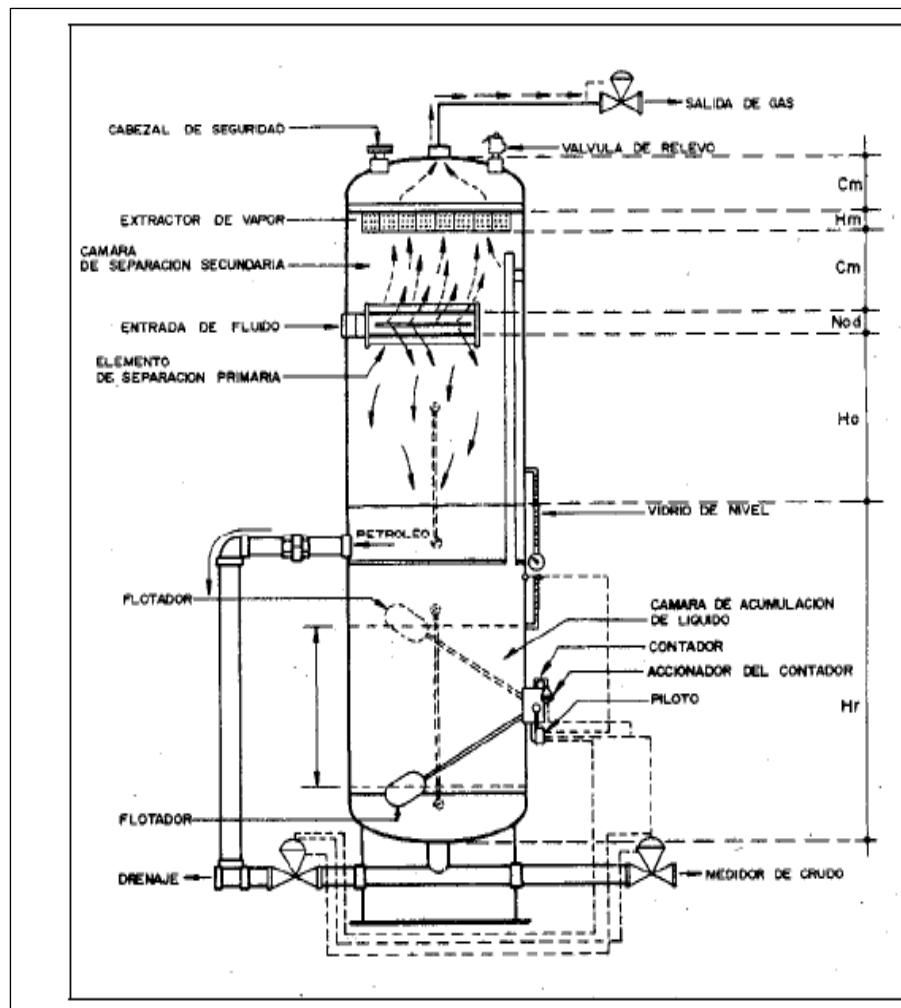


Figura 2.8. Separador petróleo – gas [14]

La presión de operación para los separadores puede variar ampliamente. En la mayoría de los campos petroleros la presión puede alcanzar valores inferiores a los 60 psig. En operaciones de alta presión en donde no es práctica su reducción inmediata, pues no se optimizarían las cadenas de compresión del mismo, el intervalo de presiones puede estar entre 800 y 1200 psig y la reducción de la presión debe ser hecha en etapas.

Entre los principales principios de operación de los separadores están: la gravedad, la fuerza centrífuga, el momentum, la coalescencia, el efecto de las placas deflectoras del equipo separador, entre otros. El tamaño y volumen del separador puede variar de acuerdo a las necesidades de operación de la planta.^[10]

a) Funciones que debe cumplir un Separador

Un separador bien diseñado hace posible una separación de los gases libres y de los diferentes líquidos. Por lo tanto, el separador debe cumplir con las siguientes funciones:

- Permitir una primera separación entre los hidrocarburos esencialmente líquidos y los esencialmente gaseosos.
- Refinar aún más el proceso, mediante la recolección de partículas líquidas atrapadas en la fase gaseosa.
- Liberar parte de la fracción gaseosa que aún pueda permanecer en la fase líquida.
- Descargar separadamente las fases líquida y gaseosa, así evitar que se puedan volver a mezclar parcial o totalmente.^[15]

b) Factores que deben considerarse durante el diseño

Cuando se diseña un separador es necesario tomar en cuenta ciertos factores y propiedades asociados con los fluidos a ser procesados. Entre estos factores están los siguientes:

- Las tasas de flujo mínimo, máximo y promedio de líquido y gas.
- La temperatura y presión de operación del separador.
- Las propiedades físicas de los fluidos, tales como: densidad, viscosidad y corrosividad.
- La presión de diseño del separador.
- El número de fases que debe manejar el separador. Por ejemplo, líquido – gas (separador bifásico) o crudo-agua-gas (separador trifásico).
- Las impurezas que pueden estar presentes en los fluidos, tales como: arena, parafina y otras.
- La tendencia de los fluidos a formar espumas y el efecto de tales espumas en el fluido corriente abajo.
- Las variaciones transitorias que pueden tenerse en la tasa de alimentación al separador.^[14]

c) Factores mecánicos que deben tomarse en cuenta en el diseño de un separador

Distribución de las principales secciones de un separador

➤ Primera sección de separación: Comprende la entrada de los fluidos al separador. Esta sección permite absorber la cantidad de movimiento de los fluidos de alimentación. En ella también se controla el cambio abrupto de la corriente, lo que produce una separación inicial.

➤ Sección de las fuerzas gravitacionales: Las gotas de líquido que contiene el gas son separadas al máximo. Este proceso se realiza mediante el principio de asentamiento por gravedad. En algunos casos, en esta sección se usan tabiques con el fin de controlar la formación de espumas y la turbulencia.

➤ Sección de extracción de neblina: Aquí se separan las minúsculas partículas de líquido que aún contiene el gas, después de haber pasado por las dos secciones anteriores.^[14]

➤ Sección de acumulación de líquido: Los líquidos separados en las secciones anteriores se acumulan en la parte inferior del separador. Por lo tanto, se requiere de un tiempo mínimo de retención que permita llevar a cabo el proceso de separación. También se necesita un volumen mínimo de alimentación, especialmente cuando el flujo es intermitente. Esta sección posee controles de nivel para manejar los volúmenes de líquido obtenidos durante la operación de separación.^[14]

El tiempo de retención mínimo se define como el tiempo que debe permanecer el líquido en el separador, para que las burbujas de gas que aún queden en éste, sean separadas de la fase líquida. Thompson y Manning aconsejan los siguientes estimados

de tiempo de retención, dependiendo de la gravedad API del crudo que se está procesando. Tabla 2.3

Tabla 2.3. Tiempo de Retención según Thompson y Manning [15]

Gravedad del Crudo (°API)	Tiempo de Retención del Líquido (min)
>35	1
20-30	1 a 2
10-20	2 a 4

En PDVSA, se recomienda seleccionar el tiempo de residencia del líquido dentro del separador según la tabla 2.4

Tabla 2.4. Tiempo de Retención según PDVSA [16]

Gravedad del Crudo (°API)	Tiempo de Retención del Líquido (min)
>26	1
20-25	2
16-20	3
10-15	4

Además de esto se debe considerar el valor de la constante K, acerca o aleja las predicciones del funcionamiento real del sistema de separación. Este valor constante K desarrollado por Souders y Brown varía de acuerdo al tipo de separador a utilizar; en este caso, se utilizó la constante permitida por norma PDVSA 90616.1.027, cuya selección se basa en la relación de las tasas máxicas (wl/wg). Los valores de dicha constante son utilizados en unidades del sistema inglés, tal como se muestra en la tabla 2.5

Tabla 2.5. Valor de la constante K desarrollada por Souders y Brown para separadores verticales.

Wl/Wg	K(Pie/s)
$Wl/Wl \leq 0,1$	0,35
$0,1 \leq Wl/Wg \leq 1,0$	0,25
$Wl/Wg \geq 1$	0,20

2.9.1. Tipos de Separadores

a.- Según su Función

➤ Separadores de Producción: Son separadores que reciben los fluidos provenientes de la línea general del múltiple de producción general.

➤ Separadores de Prueba: Son aquellos separadores que reciben la producción de un solo pozo con el objeto de medirla. Los separadores de prueba se conectan a un solo pozo, se les instala un instrumento medidor de gas en la tubería de salida del gas y un sistema de medición para crudo; estos instrumentos miden el flujo de gas, de crudo y de agua producido por el pozo. ^[16]

b.- Según su Forma:

➤ Cilíndricos: Son los más comúnmente usados, y por lo tanto fueron los que se Estudiaron. Su posición puede ser vertical u horizontal. ^[16]

➤ Separadores Horizontales: Se usa frecuentemente en los casos que se tenga una alta relación de gas-petróleo, cuando el crudo sea espumoso y cuando exista presencia de emulsiones, permite una mayor superficie de contacto entre la interfase gas/líquido, proporcionando mayor eficiencia al proceso de separación. ^[16] figura 2.9

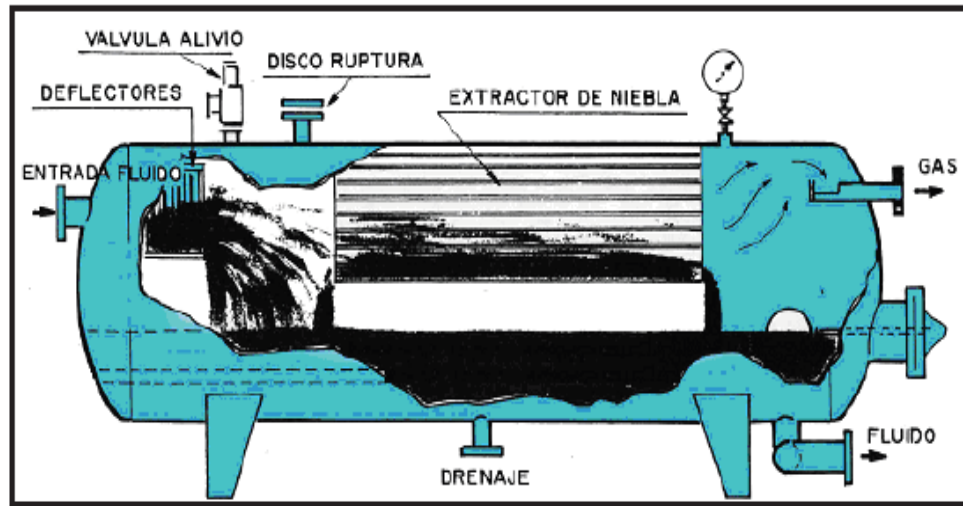


Figura 2.9. Separador Horizontal Bifásico [12]

➤ Separadores Verticales: Son los más usados; históricamente ha sido el equipo instalado en tierra ya que ocupa menos espacio. El control de nivel es menos crítico debido a su mayor altura, menor manejo de partículas sólidas y mayor facilidad de incrementar su capacidad debido a su forma constructiva. Figura 2.10

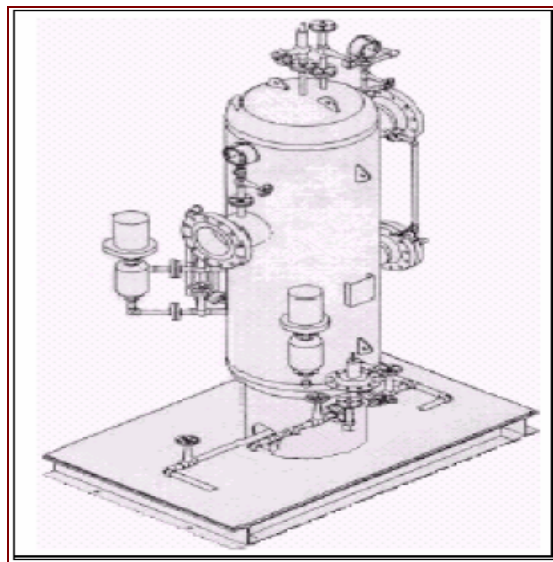


Figura 2.10. Separador Vertical Bifásico [12]

➤ Esféricos: Su uso es limitado a aplicaciones especiales; son excelentes para altas presiones y bajo volumen de líquido; son compactos y de fácil manejo. figura 2.11.



Figura 2.11. Separador Esférico Bifásico^[12]

c.- Según las Fases que Separa:

➤ Separadores Bifásicos: Dispositivo mecánico que se emplea en la separación de un fluido en sus fases líquida y gaseosa, en el cual no se pretende aislar el agua del petróleo y viceversa.

➤ Separadores Trifásicos: Recipiente que, por lo general se coloca horizontal y se utiliza para separar el agua libre, el petróleo y el gas.^[16]

d.- Según la presión de operación en tres tipos:

➤ Separadores de baja: Son aquellos separadores cuya presión de trabajo oscila entre 60 y 125 psig.

➤ Separadores de media: Son aquellos separadores que trabajan a presiones en un rango de 125 y 600 psig.

➤ Separadores de alta: Son aquellos separadores que trabajan a presiones en un rango de 600 y 1.200 psig.^[16]

2.10. Estaciones de Descarga

Es el punto donde el petróleo es medido antes de bombearse al patio de tanques. Estas estaciones reciben crudo de las estaciones de flujo y de pozos individuales, para ser tratado y enviado al patio de almacenamiento; en las estaciones de descarga se encuentran las siguientes áreas para el tratado del crudo:

➤ **Área de separación**: su función es separar el crudo del gas contenido en el fluido y así llevarlo a una planta compresora^[17]

➤ **Área de calentamiento**: consta de calentadores y hornos, su función es calentar el crudo para acelerar la deshidratación del crudo.^[13]

➤ **Área de deshidratación**: consta de tanques de lavado, su función es deshidratar el crudo del agua, por el principio de diferenciación de densidades.^[9]

➤ **Área de almacenamiento**: posee tanques de almacenamiento y su función es almacenar el crudo, listo para su transferencia a los patios de tanque.^[13] figura 2.12

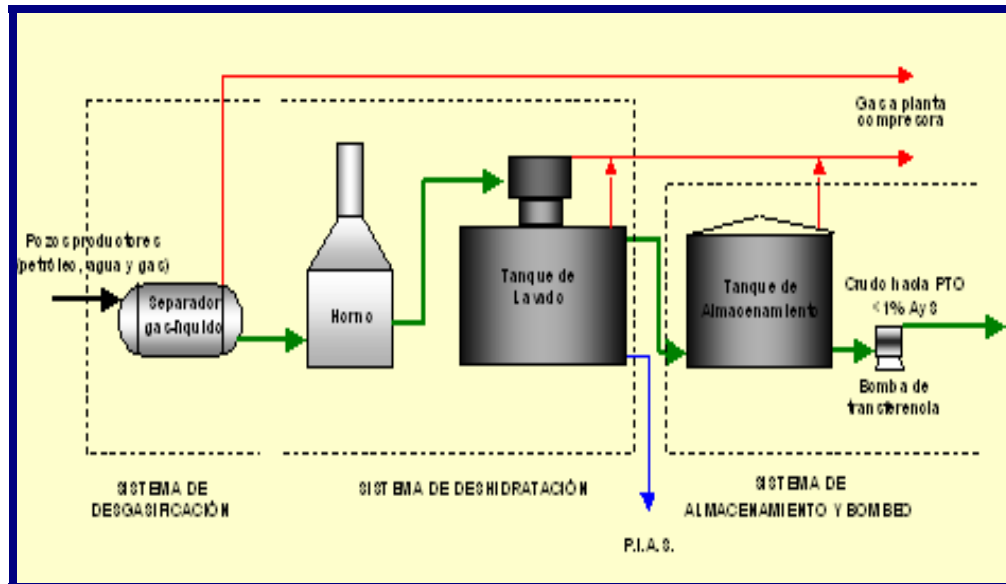


Figura 2.12. Esquema de una estación de descarga típica de la U.P. Extrapesado ^[13]

2.11. Calentadores

Se define como un equipo donde se genera calor que se obtiene de la combustión de combustibles, generalmente líquidos o gaseosos, con el oxígeno del aire; usualmente se suministra aire en exceso. En ellos los gases que resultan de la combustión ocupan la mayor parte del volumen de calentamiento. Este contiene varias cámaras formadas por una serie de tuberías con serpentines y por cuyo interior circula el fluido que se desea calentar con el calor que genera la combustión. Por el interior de la caja circula el fuego generado por los quemadores, el cual es transmitido al crudo que la rodea. Este proceso se realiza en dos o tres etapas. Luego el crudo con el agua caliente es desplazado hasta el tanque de lavado. Aquí también el gas que se suministra por la parte superior del calentador impulsa a la mezcla hasta el tanque de lavado. Este proceso se hace con la finalidad de facilitar la extracción del agua contenida en el petróleo.

Las funciones del calentador son:

- Calentar la emulsión hasta el punto requerido para conseguir la fácil separación petróleo-agua.
- Eliminar la mayor parte del gas de la emulsión.
- Separar cantidades apreciables de agua libre, si se encuentran.

Por lo general se emplean de dos clases: calentadores directos y calentadores indirectos.^[18]

2.11.1. Calentadores Directos

Existen varios tipos de calentadores directos en el campo. En el calentador de tipo directo, la emulsión está en contacto directo con el elemento calentador. Por regla general, este tipo se usa para emulsiones no corrosivas, de una presión relativamente baja. Cuando se emplean bajo condiciones adecuadas, los calentadores directos son del tipo más eficientes, calentando, por una determinada diferencia de temperatura, más barriles de emulsión por unidad de volumen de gas quemado. Los más utilizados son los calentadores de fuego directo con cajas de fuego de tipo vertical^[19].

➤ *Componentes básicos de un Calentador de crudo a fuego directo*

Los calentadores de crudo de tipo fuego directo están conformados por una serie de elementos (figura 2.13), cada uno de los cuales posee una determinada función.

- Cuerpo del calentador: está constituido por una estructura metálica cuyas dimensiones dependen del diseño realizado por las empresas fabricantes. Pueden ser horizontales y verticales.
- Caja de fuego: es un tubo en forma de “U” donde se produce la combustión del gas natural que genera el calor para incrementar la temperatura del crudo.
- Válvula de venteo de gas: permite controlar el venteo del gas contenido en la parte interna superior del cuerpo del calentador, con lo cual se logra mantener el nivel de líquido de crudo sometido a tratamiento.
- Termoválvula: es el equipo regulador del paso de gas combustible en función de la temperatura alcanzada por el crudo dentro del cuerpo del calentador.
- Elemento sensor de temperatura: se encarga de transmitirle a la termoválvula la temperatura real del crudo durante el proceso de calentamiento.
- Piloto: salida mínima del gas utilizada durante la etapa de encendido del quemador principal. Permanece encendido ya que posee suministro independiente de gas, esto es con el fin que al apagarse el termostato se reinicie el servicio con total normalidad.
- Quemador: equipo de salida del gas que se mezcla con el aire y produce la llama principal en el interior de la caja de fuego.
- Válvula de seguridad: elemento primario encargado de liberar sobrepresiones.
- Disco de ruptura o resistencia: elemento de respaldo en caso de falla de la válvula de seguridad y se produzca sobrepresión dentro del equipo.
- Depurador de gas: recipiente cilíndrico cuya función es eliminar los líquidos, residuos e impurezas contenidas en el gas que será utilizado como combustible de los pilotos y quemadores.
- Chimenea: está situada en la parte más alta del calentador y su función es canalizar los productos de la combustión.

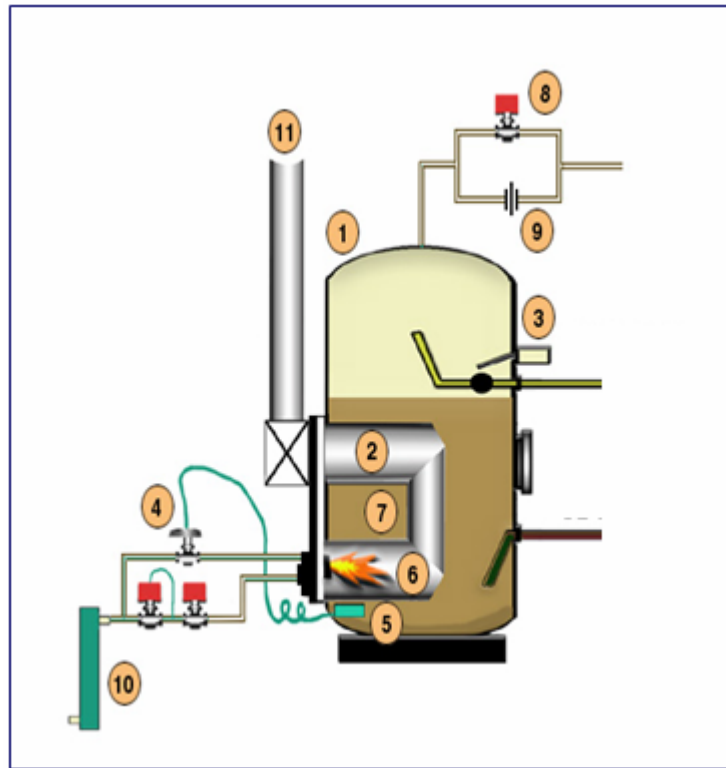


Figura 2.13. Calentador Directo Vertical ^[19]

2.11.2. Calentadores Indirectos

El calentador indirecto tiene tres partes principales:

- a) El cuerpo o carcasa
- b) La cámara de combustión, o fogón.
- c) El conjunto de tubos de flujo.

La cámara de combustión y el conjunto de tubos de flujo pueden ser contruidos integralmente con el cuerpo, pero generalmente pueden desarmarse para facilitar su limpieza, inspección o reemplazo cuando sea necesario. El calor de la cámara de combustión se transfiere indirectamente a la emulsión.

El calentador indirecto es menos peligroso que el calentador directo porque el fuego no toca los tubos de flujo. El conjunto de tubos de flujo no está sujeto al calor directo, de manera que la temperatura más alta de cualquier tubo no puede ser mayor que la temperatura del baño de agua que lo rodea. Como la temperatura del baño de agua se controla termostáticamente. La temperatura uniforme, relativamente baja del baño de agua también reduce al mínimo los depósitos de sal, cal y de costras. Las fallas en los tubos son menos frecuentes que con el calentamiento directo, puesto que muchos de los efectos de deterioro se mantienen a un mínimo. El petróleo no está en contacto directo con las llamas de la cámara de combustión en caso de que ocurriera tal falla.^[19] figura 2.14

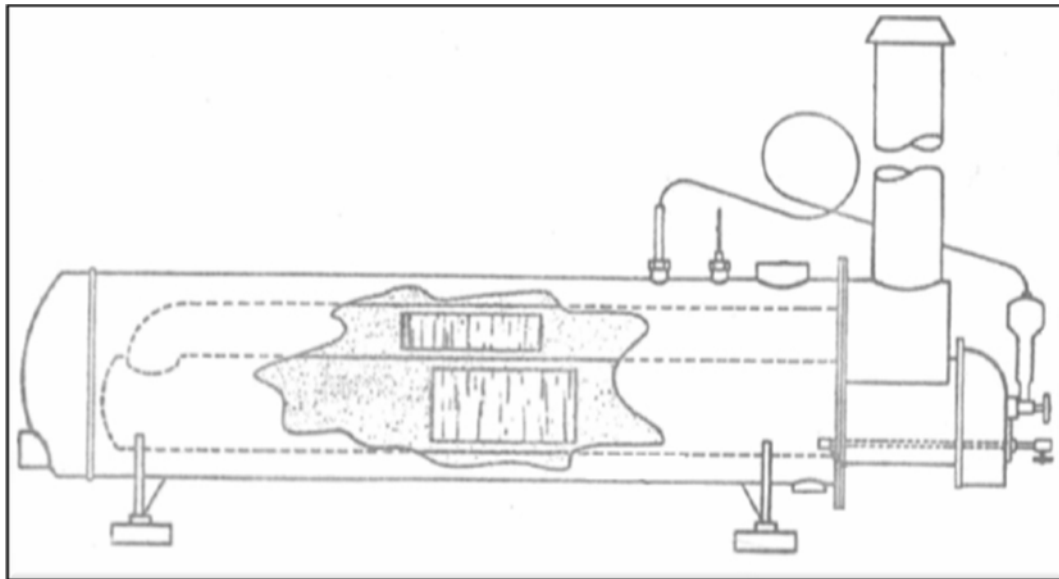


Figura 2.14. Calentador Indirecto Horizontal^[19]

2.12. Tanque de Lavado

En estos equipos se separa el petróleo y el agua, se trata mecánicamente la posible emulsión agua-petróleo, mediante un simple asentamiento (proceso de decantación) se deja a la fuerza de gravedad actuar entre el petróleo y el agua en

virtud de sus diferentes densidades, por lo que, siendo el agua más pesada que el petróleo, se asienta en el fondo del tanque. Para que el asentamiento o separación por gravedad sea efectivo, la emulsión debe haber sido rota con ayuda de calor, inyección de productos químicos solubles en petróleo y auxiliares mecánicos dentro del tanque (deflectores) necesarios para acelerar la separación.

La cantidad de gas que se libera en un tanque de lavado es relativamente pequeña, debido al proceso de separación gas-líquido en separadores convencionales antes de entrar al tanque de lavado. Uno de los parámetros más importantes en el análisis de un tanque de lavado, es el tiempo de retención. Este se define como el tiempo que debe pasar la emulsión en el tanque, para que el petróleo y el agua se separen adecuadamente. Usualmente se requiere que el petróleo a su salida del tanque de lavado posea un promedio de agua igual o inferior a 1%. Los tiempos de retención más comunes varían entre 4 y 36 horas.

En general, el tiempo total de asentamiento necesario para una separación eficaz de ambos fluidos, dependerá de algunas variables como: viscosidad del petróleo, densidad tanto del petróleo como del agua, cantidad de agitación en el equipo de decantación, tasa del fluido que entra en el equipo y tamaño de las partículas de agua. Figura 2.15.

El tanque de lavado tiene el siguiente propósito:

- a) Eliminar el agua libre que proviene de los pozos.
- b) Tiene una función de lavado, la cual tiene lugar en la capa de agua ya que atrapa en su colchón las gotas de agua que se encuentran en suspensión con el crudo, eliminándolas conjuntamente con el agua libre.

c) Tiene una función de asentamiento, la cual se realiza en la capa emulsionada al caer las gotas, debido al proceso mecánico aplicado, en el recorrido dentro del tanque ^[20]

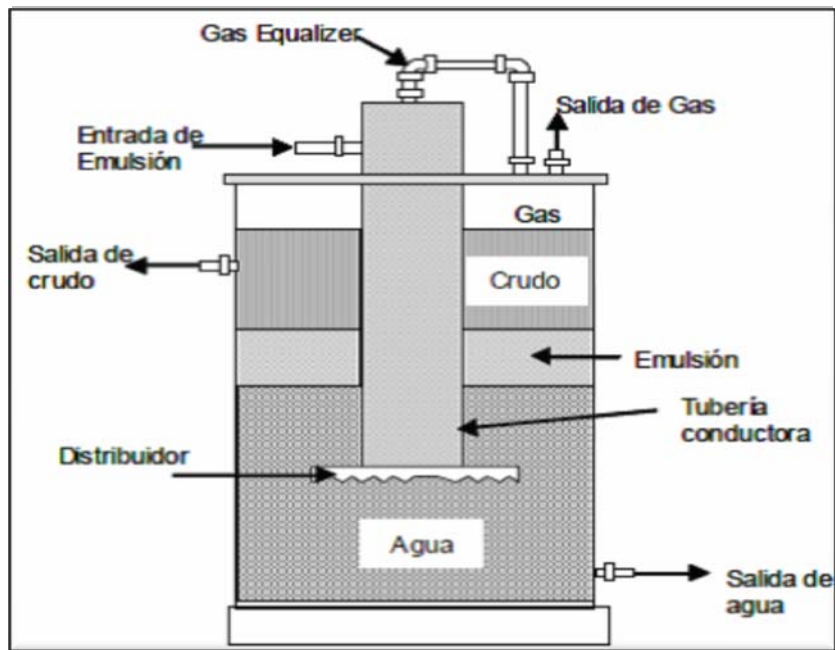


Figura 2.15. Tanque de Lavado ^[15]

Para el diseño y evaluación de tanques de lavados se muestra en la tabla 2.6 algunas consideraciones que se deben cumplir según normas PDVSA.

Tabla 2.6. Consideraciones para el diseño y evaluación de tanques de lavado según PDVSA. ⁽²¹⁾

Consideraciones que se deben seguir al Evaluar o Diseñar un tanque de lavado	
ALTURA DE AGUA ACEPTABLE	Altura nivel agua disponible > Altura agua-máxima requerida.
VELOCIDAD DE REBOSE ACEPTABLE	Velocidad de rebose 8,5



2.13. Tanque de Almacenamiento

➤ ***Función:***

Los tanques de almacenaje para petróleo son depósitos destinados al almacenamiento del fluido proveniente generalmente de los pozos. Las capacidades más utilizadas varían entre 500 y 150.000 barriles nominales.

➤ ***Tipos de Tanques:***

Los tanques más usados en instalaciones de superficie de producción petrolera pueden clasificarse según su función en:

- Tanques para almacenar crudo sucio o limpio.
- Tanques para probar pozos.

En la clasificación anterior no se incluyen los tanques de lavado, ya que su diseño es especial, y su propósito no es almacenar crudo.

Por otra parte los tanques de almacenamiento, poseen válvulas de vacío-venteo, cuyo objetivo es permitir la entrada de gases atmosféricos en acciones de vaciado y garantizar la salida de gases del interior del tanque durante operaciones de llenado. Esta función evita la deformación de los tanques de almacenamiento debido a esfuerzos generados por el desplazamiento de los fluidos. Figura 2.16.

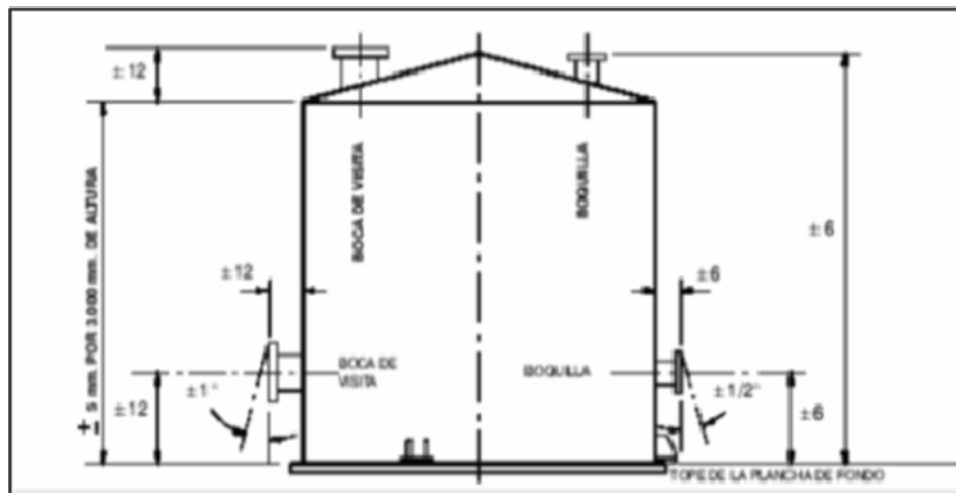


Figura 2.16. Tanque de Almacenamiento ^[20]

2.14. Las Bombas, tipos y características

El bombeo puede definirse como la adición de energía a un fluido para moverse de un punto a otro. Una bomba es un transformador de energía. Recibe la energía mecánica, que puede proceder de un motor eléctrico, térmico, etc., y la convierte en energía que un fluido adquiere en forma de presión, de posición o de velocidad.

Las bombas pueden clasificarse sobre la base de las aplicaciones a que están destinadas, los materiales con que se construyen, o los líquidos que mueven. Otra forma de clasificarlas se basa en el principio por el cual se agrega energía al fluido, el medio por el cual se implementa este principio y finalmente delinea la geometría específicas comúnmente empleadas. Esta clasificación se relaciona por lo tanto, con las bombas mismas y no se relaciona con ninguna consideración externa a la bomba o aún con los materiales con que pueden estar construidas. Tomando en cuenta esta última clasificación, todas las bombas pueden dividirse en dos grandes categorías. ^[22]

➤ ***Dinámicas (Turbomáquinas)***

El intercambio de energía es debido al cambio de momento de cinético del fluido al cual se le añade energía continuamente para incrementar las velocidades del fluido dentro de la máquina para luego transformarlo en presión. Las características principales es que pueden manejar grandes caudales y moderadas presiones.^[23]

➤ ***De Desplazamiento Positivo***

El intercambio de energía es por variación del volumen, las características principales es que pueden manejar moderados caudales y altas presiones. Adicionalmente pueden manejar flujos intermitente o continuo.

Las bombas de desplazamiento positivo se dividen esencialmente en dos tipos, reciprocantes y rotativas, dependiendo de la naturaleza del movimiento de los miembros que producen la presión. Cada una de estas clasificaciones mayores pueden, a su vez, subdividirse en varios tipos específicos de importancia, como se muestra en la figura 2.17

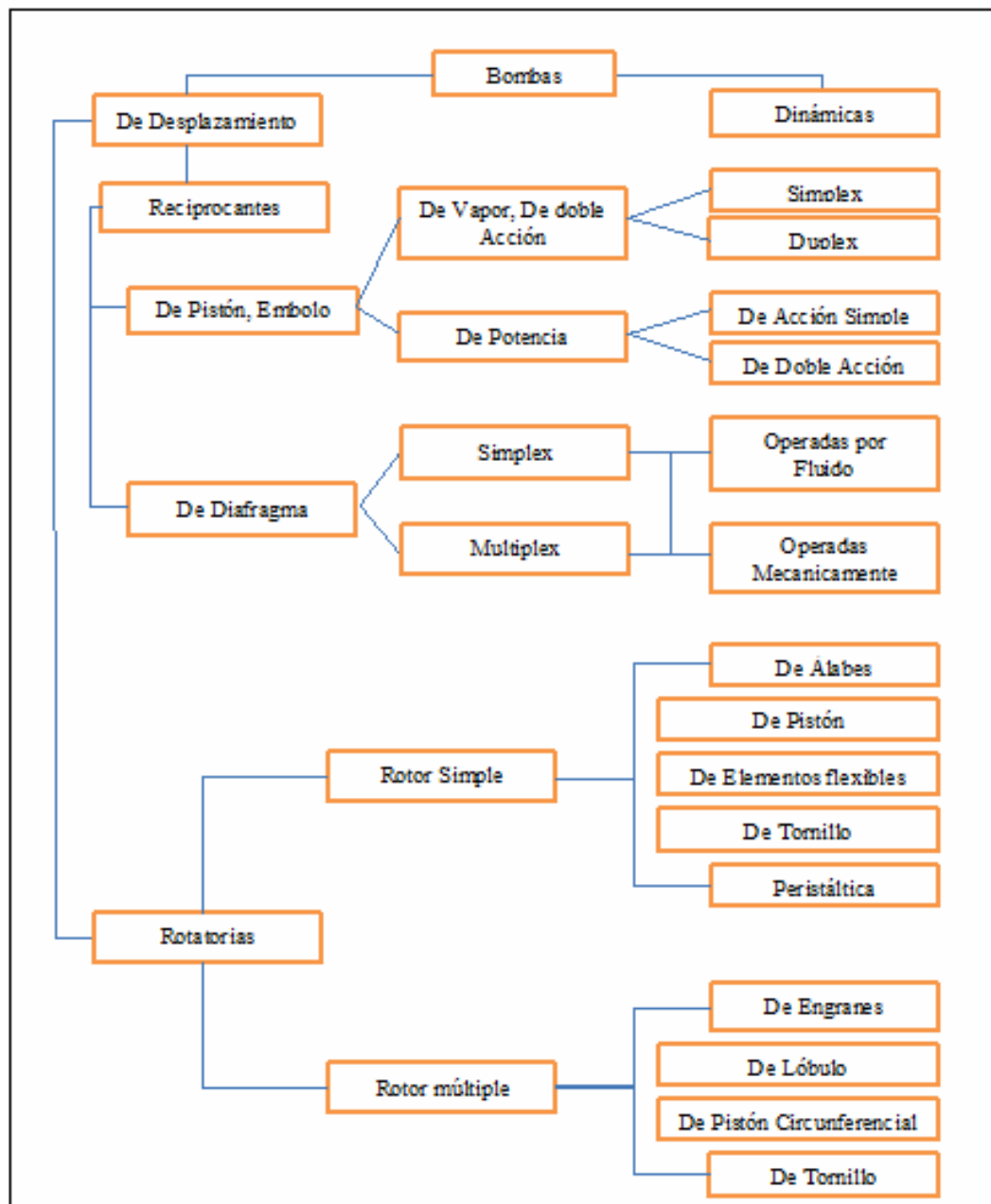


Figura 2.17. Clasificación de las bombas de desplazamiento ^[21]

➤ ***Tipo Recíprocante***

Las bombas recíprocantes son unidades de desplazamiento positivo que descargan una capacidad de líquido durante el movimiento del pistón o émbolo a través de la distancia de carrera. El pistón puede ser accionado mediante vapor, motor de combustión o por un motor eléctrico.^[21]

➤ ***Tipo Tornillo***

Las bombas rotativas de tornillo son unidades de desplazamiento positivo, en el cual el flujo a través de los elementos de bombeo es verdaderamente axial en lugar de lanzar el líquido como en una bomba centrífuga este tipo de bomba lo atrapa, lo empuja contra la caja fija en forma muy similar a como lo hace el pistón de una bomba recíprocante^[21].

2.15. Definiciones Básicas de Dinámica de Fluidos

➤ ***Velocidad Erosional (Velocidad Límite)***

Líneas de flujo, múltiples de producción, procesos de cabezales de pozos y otras líneas que transportan gas y líquido en flujo bifásico deben diseñarse primeramente con base en la velocidad erosional del fluido. Por experiencia es conocido que la pérdida de espesor de la pared ocurre por un proceso de erosión/corrosión.

Este proceso es acelerado por las altas velocidades del fluido, presencia de arena, contaminantes corrosivos tales como CO₂, H₂S, y de accesorios que perturban la trayectoria de la corriente como los codos.

➤ **Caída de Presión (Δp)**

El gradiente de presión en cualquier punto en una tubería está compuesto por:
Los efectos de la aceleración.

- Los efectos de la posición.
- Los efectos debidos a la fricción.

Dependiendo del sistema en estudio, el ingeniero de procesos juzga la importancia de la contribución de estos efectos y puede despreciar los términos de menor peso.

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{Total} = \left(\frac{dP}{dL}\right)_{Aceleración} + \left(\frac{dP}{dL}\right)_{Posición} + \left(\frac{dP}{dL}\right)_{Fricción} \quad (\text{Ec. 2.1})$$

Si se colocan los manómetros en una tubería como lo indica la figura 2.18 en el punto 2 indicara una presión menor que en el punto 1.

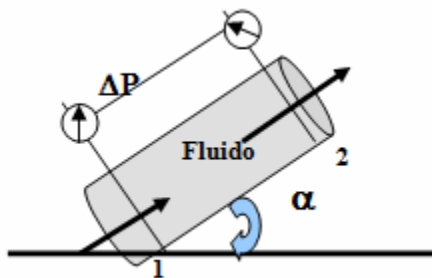


Figura 2.18. Caída de Presión ^[16]

➤ **Efectos de la Aceleración sobre la Caída de Presión ΔP**

Para cualquier fluido fluyendo en estado estacionario en tuberías o ductos de sección transversal invariable, el producto ρv es constante. Los cambios en la

densidad (ρ) debido a los efectos de la temperatura y/o la presión se compensan por ajustes en la velocidad (v).

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{\text{Aceleración}} = \left(\rho v \frac{dv}{dL}\right) \quad (\text{Ec. 2.2})$$

Para el flujo de líquidos, la velocidad es aproximadamente constante y el término de aceleración se considera entonces despreciable. En los fluidos compresibles, el cambio en la densidad ocasiona variaciones en la velocidad y el término de la aceleración debe ser considerado. La experiencia ha demostrado que para fluidos compresibles los efectos de la aceleración se pueden despreciar sí:

$$V < 200 \text{ pie/s} \text{ y } \Delta P \leq 10\% \text{ de la presión conocida.}$$

➤ ***Efectos de la Posición sobre la Caída de Presión ΔP***

La elevación o inclinación de la tubería con respecto al plano horizontal produce cambios en la elevación por influencia gravitatoria.

$$\left(\frac{dP}{dL}\right)_{\text{Posición}} = \frac{g}{gc} \rho \text{sen } \alpha \quad (\text{Ec. 2.3})$$

Donde:

α : Ángulo de inclinación con respecto al plano horizontal.

ρ : Densidad del fluido.

➤ **Efectos Debido a Fricción sobre la Caída de Presión ΔP**

La fricción de las partículas del fluido con las paredes de la tubería ocasionando una pérdida de energía, esta energía se traduce en una caída de presión en la dirección del flujo. Los fluidos son transportados en tuberías durante su producción, procesamiento transporte o utilización.

La pérdida de presión debida a fricción mediante una fórmula sencilla, válida para cualquier fluido o régimen de flujo. Esta ecuación general se conoce universalmente como la fórmula de Darcy:

$$(\Delta P)_{Fricción} = \frac{\rho f L v^2}{2 D g} \quad (\text{Ec. 2.4})$$

Donde:

ΔP : Caída de presión debida a la fricción (lbm/pie*s²).

f : Factor de fricción de Darcy (adimensional).

L : Longitud de la tubería (pie).

D : Diámetro interno de la tubería (pie).

g : Aceleración de la gravedad en (pie/s²).

V : Velocidad (pie/s).

➤ **Factor de Fricción**

Refleja la resistencia ofrecida por las paredes del tubo al movimiento del fluido. Este factor debe ser determinado experimentalmente o mediante la aplicación de fórmulas empíricas.

El ingeniero debe ser muy cuidadoso al seleccionar la fuente para la obtención de este parámetro motivado a que:

- Existen gráficas que solo son aplicables para tubos lisos. Se ha determinado que para tuberías comerciales el factor de fricción es 20-30% mayor.
- El factor de fricción de Darcy o de Moody es cuatro veces el factor de fricción de Fanning. Crane en sus Technicalpaper N° 410 reporta valores del factor de fricción de Darcy mientras que, las prácticas de diseño de PDVSA reportan valores del factor de fricción de Fanning.

$$f = 4 f' \quad (\text{Ec. 2.5})$$

Donde:

f' : factor de fricción de fanning

f : Factor de fricción de Darcy

- Para flujo laminar el factor de fricción es independiente de la aspereza o rugosidad de la tubería. Para flujo turbulento, el cual es el caso frecuente en la industria, el factor de fricción es dependiente de la rugosidad del material.
- Existen gráficas o tablas que solo son válidas para el flujo completamente turbulento.

➤ *Rugosidad Relativa*

Coficiente entre la rugosidad absoluta ϵ y el diámetro interno de la tubería D . La rugosidad relativa para materiales de tuberías comerciales es prácticamente independiente del diámetro, lo que quiere decir que la rugosidad de la pared tendrá un efecto mayor sobre el factor de fricción en tuberías de diámetros pequeños.^[15]

➤ ***Longitud Equivalente***

Longitud de tubería recta que daría la misma caída de presión que una válvula o un accesorio del mismo diámetro nominal bajo las mismas condiciones de flujo. Cuando se transporta un fluido en estado estacionario por una tubería de diámetro uniforme, se origina un patrón de distribución de velocidad en el interior de dicha tubería. Cualquier impedimento en el sistema que ocasione el cambio de dirección de toda la corriente o parte de ella, alterará el patrón de flujo y creará turbulencia la cual, causa una pérdida de energía mayor que la normalmente se pierde si no existiese la restricción. ^[20]

2.16. Correlaciones de Flujo Multifásico Horizontal

El flujo multifásico en líneas es un problema difícil de modelar matemáticamente; no obstante varias correlaciones empíricas han aparecido en la literatura en los últimos años, donde el cálculo se lleva a cabo considerando el sistema compuesto por dos pseudo-componentes denotados como petróleo y gas, cada uno de ellos tiene una composición fija. Se considera que el gas se disuelve y que la misma disminuye al bajar la presión. Las propiedades físicas de los fluidos dependen de presión y temperatura y se considera que el gradiente de temperatura es lineal, o sea que el flujo es isotérmico.

Las caídas de presión en flujo multifásico horizontal, pueden llegar a ser de 5 a 10 veces mayores, que las ocurridas en flujo monofásico, esto se debe a que la fase gaseosa se desliza sobre la líquida, separadas ambas por una interfase que puede ser lisa o irregular dependiendo del régimen de flujo existente.

2.17. Correlación de Beggs&Brill

La correlación original de Beggs&Brill es usada para la predicción de pérdidas de presión y de holdup (fracción del segmento de tubería que está siendo ocupado por la fase líquida fluyente) del líquido. Esta correlación fue desarrollada en el estudio de flujo bifásico en tuberías horizontales e inclinadas. La correlación es basada en un mapa de regímenes de flujo, como si el flujo fuese totalmente horizontal. Un holdup horizontal es calculado por las correlaciones, y luego es corregido para el ángulo de inclinación de la tubería.

Este método fue publicado por primera vez en 1973, se han hecho algunas modificaciones hasta la actualidad. Ha sido ampliamente usado para predicciones en flujo vertical y horizontal, ya que considera ángulos de inclinación de tubería que van desde 0 hasta 90°.

2.18. Tipos de Correlaciones

Las correlaciones que se pueden usar son las siguientes:

- Sistemas monofásicos:Moody.
- Pozos de petróleo verticales:Hagedorn and Brown.
- Pozos con alto grado de desviación:Hagedorn and Brown, Duns&Ros,Olga-S.
- Pozos de gas o condensados:Hagedorn and Brown.
- Para flujo horizontal o inclinado (líneas de superficie):Beggs and Brill.
- Correlación de Hagedorn and Brown : El trabajo de Hagedorn and Brown se basó en un estudio previamente presentado, sin embargo, variables de viscosidad y holdup son estudiadas en esta sección. La determinación del valor de holdup representa un problema en el pozo. No puede ser determinado directamente.

2.19. Simulación de proceso

Es una técnica para evaluar un proceso, en base al cálculo de balance de materia y energía, en donde ocurren transformaciones físicas, químicas y energéticas.

Un simulador de procesos es un paquete informático que permite calcular propiedades físicas, químicas y termodinámicas de un proceso a través de la aplicación de modelos matemáticos. De acuerdo al tipo, estructura y uso que tengan, los simuladores se clasifican: según el tipo en: específicos y generales; por su estructura en: fijos y variables.

Los simuladores específicos, son desarrollados para representar un proceso en particular o parte de él; mientras que los simuladores generales representan una gran variedad de procesos, por lo que son flexibles y de mayor aplicación. En cambio en los simuladores de estructura fija, el programa ejecutivo es exactamente el mismo sin importar qué está simulando; mientras que en los de estructura variable, el programa ejecutivo es codificado automáticamente para cada proceso.

En cuanto a su uso se clasifican como de régimen estacionario, dinámico, de diseño, de evaluación económica y de control. Siendo los de mayor uso los simuladores de régimen estacionarios debido a la simplicidad en su formulación matemática y su estabilidad numérica.^[23]

2.20. Pipephase

PIPEPHASE de Simsci (SimulationSciences Inc.) es un simulador de fluidos de gran alcance, de estado estacionario multifásico, para predecir, presiones, temperaturas, acumulaciones de líquido en pozos, líneas de flujo y sistemas de distribución. De gran utilidad al momento de diseñar nuevos sistemas, supervisar

sistemas actuales y prevenir o solucionar problemas; en este simulador no se visualizan los equipos y accesorios empleados en la simulación, sino que éstos se encuentran inmersos en los denominados Link o tramo. Los datos de estos equipos y accesorios, se obtienen del levantamiento en campo de la red hidráulica del sistema a estudiar, representado esquemáticamente por los Planos.

En la figura 2.19 se muestra un diagrama esquemático simple de una simulación en PIPEPHASE, donde se destacan los términos básicos empleados en el mismo.

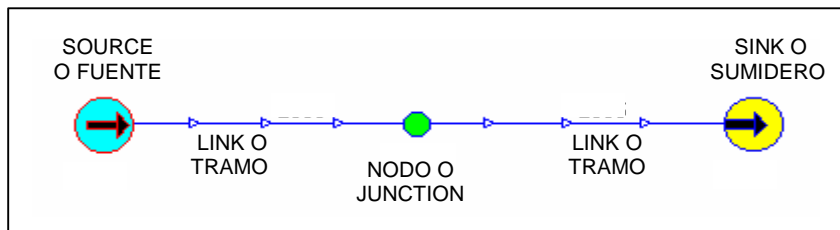


Figura 2.19 Representación Esquemática de una Simulación en PIPEPHASE. ^[23]

- **LINK:** Representa un tramo largo de tubería entre dos nodos. Un link está formado por uno o más elementos, tales como tuberías, equipos de proceso (bombas, válvulas, separadores, etc.) y accesorios.
- **SOURCE (Fuente):** Representa el inicio de la simulación. Es un extremo que forma parte de la red, de donde parte el fluido. También se considera un nodo fuente.
- **SINK (Destino):** Es el (los) extremo (s) de la red o, donde el fluido culmina su recorrido. También se considera nodo destino.
- **JUNCTION (Nodo):** Es la conexión entre los equipos que conforman un sistema de tubería (Link).^[23]

CAPÍTULO 3.

DESARROLLO DEL PROYECTO

3.1. Elaboración de los planos de las etapas de baja presión de la estación de descarga Guara-14

Para el desarrollo de este objetivo consistió en la recolección de información referente a la estación de descarga correspondiente (GED_14), en cuanto a los siguientes aspectos: inspecciones en el área de trabajo con el fin de hacer una evaluación minuciosa del sistema, realizándose el inventario de equipos y así registrar y actualizar los datos que contemplan el área de estudio, para lo cual fue necesario realizar levantamientos de longitudes de tuberías, cambios de direcciones y sentidos de flujo, dimensiones de accesorios, trayectorias, etc. Comprendió la recopilación y estudio de material bibliográfico relacionado con el tema a desarrollar, contenido en manuales de PDVSA, proyectos relacionados con el mismo, informes técnicos entre otros; con la finalidad de obtener los parámetros operacionales del funcionamiento necesarios, para así lograr con la elaboración de los planos de plantas.

Una vez obtenidos estos datos se procedió a elaborar los planos de acuerdo al procedimiento de ingeniería y diseño de normas técnicas vigente en PDVSA (PDVSA L-TPD-104.3), luego estos fueron digitalizados mediante la aplicación del Software Auto CAD 2010. Ver anexo I

3.2. Caracterización del crudo de la estación de descarga Guara-14.

Para el desarrollo de este objetivo se procedió tomar muestras del crudo en los separadores, calentadores y tanque de lavado de la estación de descarga Guara-14 y

fueron llevadas al laboratorio de superintendencia de tratamiento y calidad de fluidos de San Tomé obteniendo como resultado la viscosidad a dos temperaturas, gravedad API y % de agua y sedimentos.

3.3. Evaluación de la hidráulica de las etapas de baja presión de la estación de descarga Guara-14

Para obtener el presente objetivo se utilizaron los planos elaborados mediante el levantamiento de tuberías, así como también fue necesario estudiar el sistema de recolección a través de inspecciones visuales en el campo Guara Oeste, es decir, tomar o recopilar información referida a variables de operación de proceso como:

Datos de procesos:

- Presión y temperatura del proceso: obtenidas en campo.
- Caudal de líquido: obtenidas del historial de pruebas de pozos.

3.3.1 Características de infraestructura

Longitud, diámetro, accesorios y Schedule (calibre) de las tuberías: obtenidas en el levantamiento de campo, apoyándose en los planos de planta de la estación de descarga Guara-14, y análisis de laboratorio (Tabla 3.1).

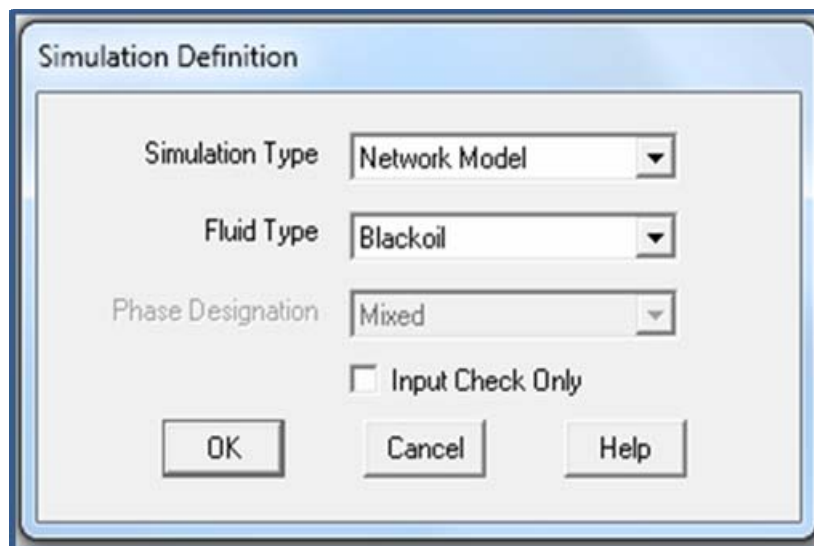
Posteriormente se analizarán a través del simulador PIPEPHASE Versión 8.0, las ecuaciones de Beggs&Brill-Moody y Xiao definiendo el caudal de líquido (crudo) aportado por los pozos y para determinar las caídas de presión del sistema como tal. El simulador determina la presión de línea a nivel de pozo o red de tubería, se compara con la presión obtenida en campo para ver cuál de esta es la más que se ajusta a la realidad.

Tabla 3.1. Características del gas analizado y pruebas de laboratorio

BAJA PRESIÓN		UNIDADES
Gravedad API	17,45	° API
Viscosidad a 100° F (μ_{T1})	120	CPS
Viscosidad a 175° F (μ_{T2})	89	CPS

3.3.2. Definición de la Simulación

Se definieron el tipo de simulación, tipo de fluido y fase correspondiente a la condiciones del fluido analizado. Para la selección del tipo de simulación se consideró como la más acorde la del Modelo de Red (Network Model) por lo complejo del sistema de conexiones presente en la estación y el tipo de fluido Crudo (Black oil), debido a que se está considerando como estudio el cabezal de descarga por el fondo de los separadores. Figura 3.1

**Figura 3.1.** Tipo de Simulación.

3.3.3. Construcción de las redes en el simulador

Se representaron los planos en la hoja de trabajo del simulador con una simbología sencilla en lo referente a los componentes y accesorios encontrados en el sistema con el que se está evaluando y que es de uso común en la industria. Como ejemplo se muestra en la figura 3.2 la red correspondiente a la etapa de baja presión, ya que estos separadores tienen una presión de trabajo que oscilan entre 65 y 125 Psig.

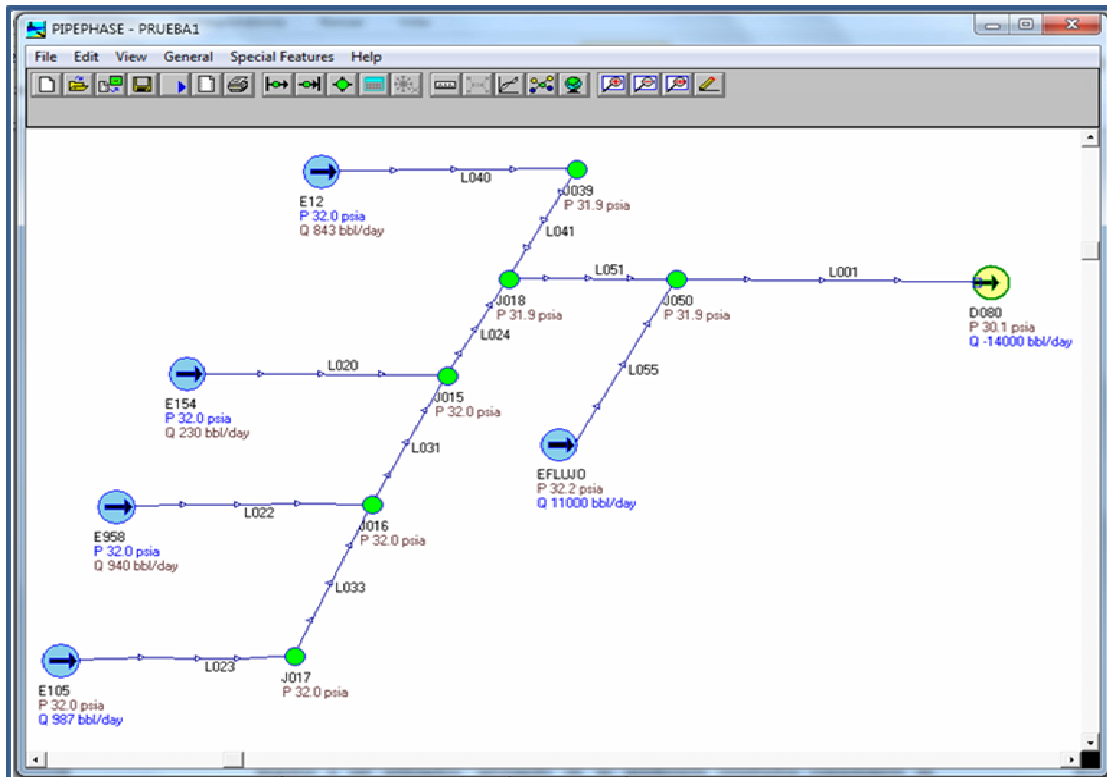


Figura 3.2. Red de baja presión en la estación GED-14

3.4. Determinar las capacidades de los equipos de acuerdo al PDO existente a través de las normas PDVSA en función a las dimensiones y propiedades de los fluidos

En esta etapa del proyecto fue necesario conocer algunas propiedades de los fluidos mediante análisis de laboratorio y dimensiones de los equipos de estudio, presiones y temperaturas de operaciones para determinar las capacidades de los equipos involucrados (Separadores, Calentadores, Tanque de Lavado y Tanques de almacenamiento)

El caudal volumétrico de gas y de líquido manejado por los separadores de la estación GED-14, se consideraron de acuerdo a la mayor volumetría del portafolio de oportunidades (PDO) 2010-2019(anexo A1.1) y a la volumetría actual que fueron obtenidos de los reportes de prueba de pozo (anexo A.1).

Para el desarrollo de este objetivo se consideró las normas PDVSA MDP-03-S-01, PDVSA MDP-03-S-03, PDVSA 90616.1.027, PDVSA MDP- 05-F-01 y PDVSA MDP-F-05-02, tomando en cuenta algunas consideraciones y premisas generales indicadas en documentos de referencia de Ampliación de la estación de descarga Bared – 5 (Documento N° B050653001IP11601 y N° B055953001IP10601).

3.4.1. Capacidad de los Separadores Gas – Líquido

La capacidad de separación actual de la estación de descarga guara-14 (GED-14), está dada por cuatro separadores verticales (E-105, E-958, E-154, E-12), fabricados por la empresa Fabrimonca C.A.

Los datos aquí reportados son los indicados por la Sala de Control de la Estación de Descarga Guara- 14 y los medidos en Situ, a la fecha del día 09.12.10. Con relación a las propiedades del gas manejado en la estación, estos son los reportados por los Análisis de Caracterización Fisicoquímica proporcionados por la Coordinación de Gas de la Superintendencia de Ingeniería de Producción del Distrito San Tomé.

Para la siguiente muestra se utilizaron los datos del separador E-105 y la mayor volumetría de líquido y gas comprendida en el portafolio de oportunidades (PDO) 2010-2019.

➤ ***Datos de Separadores:***

Grados °API=17,45

%Agua y Sedimento=24%

Presión de operación=65psig

Presión de Diseño=159psig

Temperatura de Operación=100°F

Densidad del Agua=62,43 lb/pie³

Caudal Volumétrico del Líquido a condiciones estándar= 4.182BBPD

Caudal Volumétrico del Gas a condiciones estándar = 8.899MPCED

Temperatura a condición Normal=60°F

Presión a condición Normal=14,7psig

Longitud: 14.83 pies

Temperatura de operación (T_{oper}): 100 °F (560 °R)

Presión de operación (P_{oper}): 65 psi

➤ **Cálculo de la densidad relativa (γ_{\square})**

Para una gravedad específica de 17,45 °API

$$\gamma_{\square} = \frac{141,5}{(131,5 + \text{°API})} \quad (\text{Ec.3.1})$$

Sustituyendo valores en la ecuación 3.1, se obtiene:

$$\gamma_{\square} = \frac{141,5}{(131,5 + 17,45)} = 0,95$$

➤ **Densidad del líquido**

$$\rho_l = \rho_{H_2O} * \gamma_{\square} \quad (\text{Ec.3.2})$$

ρ_l = Densidad del líquido lb/pie³

ρ_{H_2O} = Densidad del agua lb/pie³

γ_{\square} = Densidad relativa

Sustituyendo valores en la ecuación 3.2, se obtiene:

$$\rho_l = 62,43 \text{ lb/pie}^3 * 0,95 = 59,3 \text{ lb/pie}^3$$

➤ **Factor de compresibilidad del gas Z**

Para determinar este parámetro, se determinaron los valores de presiones y temperaturas pseudocríticas del gas de salida de cada separador a través de la ecuación 3.3 y 3.4 respectivamente, los cuales se obtuvieron de análisis cromatográficos (anexo G).

$$P_{sr} = \frac{P_o}{P_{sc}} \text{ (Ec.3.3)}$$

$$T_{sr} = \frac{T_o}{T_{sc}} \quad Z \quad \text{(Ec.3.4)}$$

P_{sr} = Presión pseudoreducida (Psia)

P_o = Presión de operación (psia)

P_{sc} = Presión pseudocrítica (psia)

T_{sr} = Temperatura pseudoreducida (°R)

T_o = Temperatura de operación (°R)

Sustituyendo valores en la ecuación 3.3 y 3,4, se obtiene:

$$P_{sr} = (65+14,7)/(665+14,7) = 0,12$$

$$T_{sr} = 560/340 = 1,44$$

Interceptando estos valores de presión y temperaturas reducidas en la gráfica del factor de compresibilidad (anexo L), se lee el valor:

$$Z = 0,99$$

➤ **Densidad del gas (ρ_g)**

Para la determinación de la densidad del gas en el separador, se utiliza la Ecuación de estado para los Gases Reales:

$$p.v = n.z.R.T \text{ (Ec.3.5)}$$

Despejando y sustituyendo relaciones, se tiene que:

$$\rho_g = \frac{P \cdot Mg}{Z \cdot R \cdot T} \quad \text{(Ec.3.6)}$$

P: Presión del sistema, psia

R: Constante de los gases; 10,732 psi.ft³/lbmol.°R

T: Temperatura del sistema, °R

Mg: Peso molecular del gas, lb/lbmol

Sustituyendo valores en la ecuación 3.6, se obtiene:

$$\begin{aligned} & \rho_g \\ = & \\ & (65 + 14,7) \text{ psia} * 20,59 \frac{\text{lb}}{\text{lbmol}} \frac{1}{10,73 \left(\frac{\text{psia} * \text{pies}^3}{^\circ\text{R} * \text{lbmol}} * 560^\circ\text{R} * 0,99 \right)} \\ & = 0,28 \text{ lb/pies}^3 \end{aligned}$$

➤ **Caudal volumétrico del líquido en condiciones de operación (Q_{lco})**

$$Q_{lco} = Q_{lcN} \times f_c \text{ (Ec.3.7)}$$

Q_{lco} = Caudal del líquido en condiciones de operación (pies³/s)

Q_{lcN} = Caudal del líquido en condiciones estándar de presión y temperatura (BBPD)

f_c = Factor de conversión de BBPD a (pies³/s)

Para convertir el caudal volumétrico del líquido de las condiciones estándar de presión y temperatura a las condiciones de operación, se utilizaron los siguientes factores de conversión para llevarlos de BBPD a pies³/s.

Factor de conversión de días a segundo = 86.400

Factor de conversión de bbl a pies³ = 5,615

Sustituyendo valores en la ecuación 3.7, se obtiene:

$$Q_{lco} = 4.182 \frac{\text{bbl}}{\text{dia}} \times \frac{1 \text{ dia}}{86400 \text{ s}} \times \frac{5,615 \text{ pies}^3}{\text{bbl}} = 0,272 \frac{\text{pies}^3}{\text{s}}$$

➤ **Caudal volumétrico de gas en condiciones de operación (Q_{gco})**

$$Q_{gco} = Q_{gN} \times Z \left(\frac{P_N}{P_O} \right) \times \left(\frac{T_O}{T_N} \right) \times f_c \quad \text{(Ec.3.8)}$$

Q_{gco} = Caudal de gas a condiciones de operación (pies³/s)

Q_{gN} = Caudal del gas a condiciones estándar de presión y temperatura (MMPCED)

F_c = Factor de conversión de MMPCED a (pies³/s)

Para convertir el caudal volumétrico de gas que está a condiciones estándar de presión y temperatura a las condiciones de operación se utilizó los siguientes factores de conversión para llevarlos de MMPCED a pies³/s

Factor de conversión de días a segundo = 86.400

Factor de conversión de MMPCED a pies³/dia = 1.10^6

Sustituyendo estos valores en la ecuación 3.8 se obtuvo el caudal a las condiciones de operación de la siguiente manera:

$$Q_{gco} = 8.899 \text{ MMPCED} \times 0.99 \times \frac{14.7 \text{ psia}}{79.7 \text{ psia}} \times \frac{560^\circ \text{R}}{520^\circ \text{R}} \times \frac{1.10^6 \frac{\text{pies}^3}{\text{dia}}}{1 \text{ MMPCED}} \times \frac{1 \text{ dia}}{86400 \text{ s}} = 20.25 \frac{\text{pies}^3}{\text{s}}$$

➤ *Flujo másico de líquido (Wl)*

El flujo másico del líquido se obtuvo a través de la ecuación 3.9

$$Wl = Q_{lco} * \rho_l \text{ (Ec. 3.9)}$$

Wl = flujo másico del líquido (lb/s)

ρ_l = Densidad del líquido (lb/ pies³)

Para la relación entre la masa de líquido y la masa de gas necesaria para obtener el valor de constante K, se calculó el flujo másico introduciendo los valores en la ecuación 3.9 de la siguiente forma:

$$W_l = 0,27 \times 59,25 \frac{\text{pies}^3}{\text{s}} = 15,99 \frac{\text{lb}}{\text{s}}$$

➤ **Flujo másico de gas (wg)**

El flujo másico de gas se determinó a través de la ecuación 3.10

$$W_g = Q_{gco} \cdot \rho_g \text{ (Ec.3.10)}$$

W_g = flujo másico de gas (lb/s)

ρ_g = Densidad del gas (lb/pies³)

De la misma manera como se calculó el flujo másico de líquido, se determinó el flujo másico de gas introduciendo los valores en la ecuación 3.10 de la siguiente forma:

$$W_g = 20,25 \frac{\text{pies}^3}{\text{s}} \times 0,28 \frac{\text{lb}}{\text{pies}^3} = 5,67 \frac{\text{lb}}{\text{s}}$$

➤ **Valor de la constante K desarrollado por Souders y Brown.**

El valor de dicha constante ^[14] se calculó mediante la relación entre el flujo másico del líquido (w_l) y flujo másico del gas (w_g), con la ecuación reflejada en la tabla 2.5 expresada de la siguiente manera:

$$\frac{wl}{wg} = \frac{15,99}{5,67} = 2,82$$

De acuerdo a lo considerado en la tabla 2.5

$$\frac{wl}{wg} > 1,0 \quad K=0,20$$

➤ *Cálculo de la velocidad máxima permisible de gas (vc)*

La velocidad crítica de diseño permitió saber si la velocidad superficial de vapor era lo suficientemente baja, o disminuirla si es necesario para prevenir un arrastre excesivo.

A partir de la siguiente expresión se puede calcular la velocidad crítica:

$$V_c = k \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \quad (\text{Ec.3.11})$$

Vc: velocidad crítica del gas, pie/s

El valor de la constante K utilizada en la ecuación 3.11 para el sistema ingles proviene de la expresión:

$$V_t = \frac{4gDp(1 - (g))}{3(gCd)} \quad (\text{Ec. 3.12})$$

Donde:

$$K = (4gD(g/3CD))^{1/2} \cdot \frac{\text{Pies}}{s} \quad (\text{Ec.3.13})$$

V_f =velocidad de asentamiento libre

g = aceleración de gravedad

D_p = diámetro de la partícula

ρ_l = Densidad del líquido

ρ_g = Densidad del gas

CD = coeficiente de arrastre

El valor de la constante K , acerca o aleja las predicciones del funcionamiento real del sistema de separación. Este valor constante K desarrollado por Souders y Brown varía de acuerdo al tipo de separador a utilizar; en este caso, se utilizó la constante permitida por norma PDVSA 90616.1.027, cuya selección se basa en la relación de la tasa másica (w_l/w_g). Los valores de dicha constante son utilizados en unidad del sistema inglés, tal como se muestra en la tabla 2.5

Sustituyendo los siguientes valores en la ecuación 3.11

$$K = 0,20$$

$$\rho_l = 59,3 \text{ lb/pie}^3$$

$$\rho_g = 0,28 \text{ lb/pies}^3$$

Se obtiene que la velocidad crítica del gas es:

$$V_c = 0,20 \sqrt{\frac{59,25 \frac{lb}{pies^3} - 0,28 \frac{lb}{pies^3}}{0,28 \frac{lb}{pies^3}}} = 2,90 \approx 3 \frac{pies}{s}$$

➤ **Cálculo del área seccional transversal**

El área seccional se calculó a través de la siguiente ecuación

$$A_{st} = \frac{\pi \times D^2}{4} \quad (\text{Ec.3.14})$$

A_{st} = Área seccional transversal (pies)²

D_i = diámetro interno (pies)

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.14, se obtiene:

$$A_{st} = \frac{\pi \times D^2}{4} = \frac{\pi \times (4 \text{ pies})^2}{4} = 12,57 \text{ pies}^2$$

Dónde:

$$P = \pi \times D \quad D = \frac{12,8 \text{ pies}}{\pi} = 4,07 \text{ pies} \approx 4 \text{ pies}$$

➤ **Cálculo de la velocidad del gas a condiciones de operación**

Con los valores del caudal en condiciones de operación se determinaron las velocidades de operación del gas en cada separador, para ser comparadas con los valores críticos de diseño de cada separador, recién calculados. Esto se obtuvo a través de la ecuación 3.15.

$$V_{opgas} = \frac{Q_{gasco}}{A_{st}} \quad (\text{Ec.3.15})$$

V_{opgas} = velocidad del gas a condiciones de operación (pie/s)

Q_{gasco} = Caudal de gas a condiciones de operación (pies³/s)

A_{st} = Área seccional transversal (pies)²

Sustituyendo valores en la ecuación 3.15, se obtiene:

$$V_{opgas} = \frac{20,25 \text{pies}^3/\text{s}}{12,57 \text{pies}^2} = 1,61 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

Una vez calculadas el área y las velocidades de gas a las condiciones críticas y de operación, se verifico si existe arrastre por exceso de velocidad del gas dentro del separador mediante la diferencia entre los valores de dichas velocidades del gas.

$V_{op} - V_c = 0$ Arrastre cero (0)

$V_{op} - V_c > 0$ Ocorre arrastre

$V_{op} - V_c < 0$ No ocurre arrastre.

➤ *Flujo volumétrico de la mezcla*

Los valores de los caudales de líquido y caudales de gas, se obtuvieron de la volumetría del portafolio de oportunidad (PDO) 2010-2019. Se obtuvo a través de la ecuación 3.16.

$$Q_m = Q_l + Q_g \quad (\text{EC.3.16})$$

$Q_m =$ Flujo volumétrico de la mezcla pies^3/s

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.16, se obtiene:

$$Q_m = \frac{0,27 \text{ pies}^3}{\text{s}} + 20,25 \text{ pies}^3/\text{s} = 20,52 \text{ pies}^3/\text{s}$$

➤ *Fracción de líquido en la corriente de alimentación*

$$X_l = \frac{Q_l}{Q_m} \text{ (Ec.3.17)}$$

$X_l =$ fracción de líquido

La fracción de líquido se determinó a partir de los valores obtenidos del flujo volumétrico de líquido y del flujo volumétrico de la mezcla con la ecuación 3.17, de donde se tiene que:

$$X_l = \frac{0,2718}{20,5217} = 0,0132$$

➤ *Densidad de la mezcla*

$$\rho_m = (1-X_l) * \rho_g + X_l \rho_l \quad \text{(Ec.3.18)}$$

$\rho_m =$ Densidad de la mezcla (lb/pies^3)

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.18, se obtiene:

$$\rho_m = (1 - 0,0132) \times \left(0,28 \frac{\text{lb}}{\text{pies}^3} \right) + 0,0132 \times \left(59,25 \frac{\text{lb}}{\text{pies}^3} \right) = 1,058 \frac{\text{lb}}{\text{pies}^3}$$

➤ *Cálculos de las velocidades reales (operación) y máximas (o críticas) establecidas por la norma PDVSA MDP 03-S-03[19]*

El cálculo de estas velocidades se realizó para comparar las velocidades de operación del fluido presente en los separadores y las velocidades máximas permitidas, establecidas en las normas de diseño [19], y a través de ello, determinar si los separadores cumplen con los parámetros establecidos.

➤ *Velocidad de la mezcla bifásica establecida por normas PDVSA MDP-03-S-03*

La velocidad de mezcla bifásica establecida por dicha normativa en la boquilla de entrada de los separadores, es la máxima velocidad permitida o velocidad crítica en dicha boquilla de entrada, y se determinó a través de la ecuación 3.19.

$$V_{\text{en}} = \frac{60}{\sqrt{\rho_m}} \quad (\text{Ec.3.19})$$

V_{en} = velocidad de líquido en la boquilla de entrada de mezcla establecida por esta norma (pies/s).

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.19, se obtiene:

$$V_{\text{en}} = \frac{60}{\sqrt{1,05}} = 58,55 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

➤ **Velocidad real de la mezcla bifásica en la boquilla de entrada**

La velocidad real de la mezcla que entra al separador debe ser menor o igual a la velocidad máxima establecida por la norma, calculada con la ecuación 3.19, y se obtuvo por medio de la ecuación 3.20,

$$V_{\text{erea}} = \frac{4 * Q_m}{\pi (d_{be} * f_c)^2} \quad (\text{Ec.3.20})$$

V_{erea} = velocidad real de la entrada de la mezcla (pies /s)

d_{be} = Diámetro real de la boquilla de entrada (pulg)

f_c = factor de conversión de pulgadas a pies= 12

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.20, se obtiene:

$$V_{\text{erea}} = \frac{4 * 20,5 \text{pies}^3/\text{s}}{\pi \left(6 \text{pulg} \times \frac{1}{12 \text{pulg}} \right)^2} = 104,50 \text{pies}/\text{s}$$

➤ **Velocidad de gas en la boquilla de salida, establecida por norma PDVSA MDP-03-S-03**

La velocidad real del gas en la boquilla de salida debe ser menor o igual al valor obtenido por la ecuación 3.21, según la norma PDVSA MDP-03-S-03[19]

$$V_{\text{sgas}} = \frac{60}{\sqrt{\rho_g}} \quad (\text{Ec.3.21})$$

V_{sgas} = velocidad de gas en la boquilla de salida establecida por norma (pies/s)

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.21, se obtiene

$$V_{sgas} = \frac{60}{\sqrt{0,28 \frac{lb}{pies^3}}} = 113,39 \frac{pies}{s}$$

➤ *Velocidad real en la boquilla de salida de gas del separador*

$$V_{gasreal} = \frac{4 * Q_{gco}}{\pi * (db_{sg} * Fc)^2} \quad (Ec.3.22)$$

$V_{gasreal}$ = velocidad en la boquilla de salida del gas en el separador (pies/s)

db_{sg} = Diámetro real de la boquilla de salida del gas (pulg)

Fc = Factor de conversión de pulgadas a pies = 12

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.22, se obtiene

$$V_{gasreal} = \frac{4 * 20,25 \frac{pies^3}{s}}{\pi * \left(4 * \frac{1 \text{ pies}}{12 \text{ pulg}}\right)^2} = 232,05 \frac{pies}{s}$$

➤ *Cálculo de la velocidad real en la boquilla de salida del líquido*

La velocidad real de líquido en la boquilla de salida del separador fue calculado mediante la ecuación 3.23

$$V_{\text{liqreal}} = \frac{4 \cdot Q_{\text{lco}}}{\pi \cdot (\text{dbrsl} \cdot Fc)^2} \quad (\text{Ec.3.23})$$

V_{gasreal} = velocidad real del líquido en la boquilla de salida de líquido (pies/s)

dbrsl = Diámetro real medido de la boquilla de salida de líquido (pulg)

Fc = Factor de conversión de pulgadas a pies = 12

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.23, se obtiene:

$$V_{\text{liqreal}} = \frac{4 \times 0,27 \frac{\text{pies}^3}{\text{s}}}{\pi \times \left(4 \text{ pulg} \times \frac{1 \text{ pies}}{12 \text{ pulg}} \right)^2} = 3,09 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

Según normativa PDVSA MDP-03-S-03 la velocidad de salida del líquido debe ser:

$$V_{\text{sln}} = 1 \frac{\text{m}}{\text{s}} \quad V_{\text{sln}} = 3 \frac{\text{pies}}{\text{s}}$$

➤ *Cálculos de las capacidades de los equipos de separación líquido- vapor establecidas por la norma PDVSA MDP 03-S-03.*

El cálculo de las capacidades de los separadores se realizó para comprobar si estos están aptos para manejar la volumetría del portafolio de oportunidad (PDO) 2010-2019 o si estas presentando algún inconveniente con el volumen actual. [19]

➤ ***Cálculo del nivel Alto – Alto del líquido en el separador (NAAL)***

$$NAAL = hbe - dbe \text{ (Ec.3.24)}$$

hbe = altura de la boquilla de entrada (pies)

dbe = Diámetro de la boquilla de entrada (pies)

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.24, se obtiene:

$$NAAL = 7,21\text{pies} - 0,5\text{pies} = 6,71\text{pies}$$

➤ ***Cálculo del nivel Bajo-Bajo del líquido en el separador***

$$NBBL = (hbslíq + dbslíq + 0.75) \quad (\text{E.3.25})$$

$hbslíq$ = Altura de la boquilla de la salida del líquido (pies)

$dbslíq$ = Diámetro de la boquilla de salida del líquido (pies)

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.25, se obtiene:

$$NBBL = 1\text{pies} + 0,33\text{pies} + 0,75 = 2,08\text{pies}$$

➤ ***Cálculo de la temperatura absoluta***

$$T_{\text{abs}} = T_o + 460^{\circ}\text{R} \quad (\text{Ec.3.26})$$

T_{abs} = Temperatura absoluta ($^{\circ}\text{R}$)

T_o = temperatura de operación ($^{\circ}\text{F}$)

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.26, se obtiene:

$$T_{\text{abs}} = 100^{\circ}\text{f} + 460^{\circ}\text{R} = 560^{\circ}\text{R}$$

➤ *Cálculo de la presión absoluta*

$$P_{\text{abs}} = P_o + 14,7 \text{ psia} \quad (\text{Ec.3.27})$$

P_{abs} = presión absoluta (psia)

P_o = presión de operación (psig)

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.27, se obtiene:

$$P_{\text{abs}} = 65\text{psig} + 14,7\text{psia} = 79,7\text{psia}$$

➤ *Cálculo del volumen ocupado por el líquido (agua + crudo)*

$$V_{\text{ocuplíq}} = (\text{NAAL} - \text{NBBL}) * A_{\text{st}} \quad (\text{Ec.3.28})$$

$V_{\text{ocuplíq}}$ = volumen ocupado por el líquido (pies^3)

A_{st} = Área seccional transversal (pies^2)

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.28, se obtiene:

$$V_{\text{ocupliq}} = (6,71\text{pies} - 2,08\text{pies}) \times 12,57\text{pies}^2 = 58,1991\text{pies}^3$$

Luego se utiliza el siguiente factor de conversión (FC= 5,64583) de la siguiente manera:

$$V_{\text{ocupliq}} = \frac{58,199\text{pies}^3}{5,64583} = 10,31\text{Bl}$$

➤ *Cálculo del flujo volumétrico de gas a condiciones de operación*

$$F_{\text{vgasop}} = V_{\text{Disño}} * A_{\text{st}} \text{ (Ec.3.29)}$$

F_{vgasop} = flujo volumétrico de gas a condiciones de operación (pies³/s)

$V_{\text{Disño}}$ = velocidad de diseño (pies/s)

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.29, se obtiene:

$$F_{\text{vgasop}} = 3\text{pies/s} \times 12,57\text{pies}^2 = 37,71\text{pies}^3/\text{s}$$

$$F_{\text{vgasop}} = \frac{(P_{\text{abs}} * F_{\text{vgop}})}{(Z * T_{\text{abs}} * 10,73)} = \quad (\text{lbmol/s})$$

(Ec.3.30)

Luego para convertir el flujo volumétrico de gas que está en (pies³/s) a (lbmol/s) se utilizó la ecuación 3.30 de la siguiente manera:

$$F_{\text{vgasop}} = \frac{79,7 \text{ psia} \times 37,7 \text{ pies}^3/\text{s}}{(0,99 \times 560 \cdot R \times 10,7 \text{ psia} \times \text{pies}^3/\cdot R \times \text{Lbmol})} = 0,50 \text{ Lbmol/s}$$

Una vez obtenido el F_{vgasop} en (lbmol/s) se utilizaron los siguientes factores de conversión para llevarlos a MMPCSD.

Factor de conversión scf./mol = 379,5

Factor de conversión de segundos a horas = 86.400

$$F_{\text{vgasop}} = \frac{0,50 \text{ Lbmol/s} \times 379,5 \times 86400}{1000000} = 16,39 \text{ MMPCS/D}$$

➤ *Cálculo del flujo volumétrico de líquido.*

$$F_{\text{vliq}} = \frac{\text{Vocupliq}}{\text{Tr} \times 60} \quad (\text{Ec.3.31})$$

F_{vliq} = Flujo volumétrico del líquido (pies³/s)

Vocupliq = volumen ocupado por el líquido (pies³)

Tr = Tiempo de retención del líquido (min)

Para realizar el cálculo del flujo volumétrico del líquido se usó la ecuación 3.31 de la siguiente forma:

$$F_{\text{vliq}} = \frac{58,199 \text{ pies}^3 \times 1 \text{ min}}{5 \text{ min} \times 60 \text{ s}} = 0,194 \text{ pies}^3/\text{s}$$

Luego para convertir el F_{vliq} a BBPD se usó el siguiente factor de conversión (FC= 15388,497) de la siguiente manera

$$F_{vliq} = 0,194 \frac{\text{pies}^3}{\text{s}} \times 15388,497 = 2985,37\text{BBPD}$$

Una vez obtenido estos parámetros se procedió a determinar las capacidades de los separadores de la siguiente manera:

➤ ***Capacidad de separador***

Eficiencia 100%

➤ ***Cálculo del flujo volumétrico de gas del flujo volumétrico del líquido a la eficiencia del 100%.***

A esta capacidad aun los equipos se encuentran trabajando a condiciones de diseño, estos no se ven afectados por el tiempo, y trabajan el 100% de su vida útil.

➤ ***Cálculo del flujo volumétrico de gas a la eficiencia del 100%.***

$$F_{v\text{gas}} = 16,39\text{MMPCSD}$$

➤ ***Cálculo del flujo volumétrico del líquido a la eficiencia del 100%.***

$$F_{vliq} = 2985,37\text{BPD}$$

Eficiencia 80%

➤ ***Cálculo del flujo volumétrico de gas a la eficiencia del 80%.***

$$F_{\text{vgas}} = F_{\text{vgas}} \text{EF} 100\% * 0,8 \text{ (Ec.3.32)}$$

$$F_{\text{vgas}} \text{EF} 100\% = \text{Flujo volumétrico del gas a la eficiencia del 100\%}$$

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.32, se obtiene:

$$F_{\text{vgas}} = 16,39 \text{ MMPCSD} \times 0,8 = 13,112 \text{ MMPCSD}$$

➤ ***Cálculo del flujo volumétrico del líquido a la eficiencia del 80%***

$$F_{\text{vliq}} = F_{\text{vliq}} \text{EF. } 100\% * 0,8 \quad \text{(Ec.3.33)}$$

$$F_{\text{vliq}} \text{EF. } 100\% = \text{Flujo volumétrico del líquido a la eficiencia del 100\%}$$

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.33, se obtiene:

$$F_{\text{vliq}} = 2985,37 \text{ BPD} \times 0,8 = 2388,29 \text{ BPD}$$

Eficiencia 70%

➤ ***Cálculo del flujo volumétrico de gas a la eficiencia del 70%.***

$$F_{\text{vgas}} = F_{\text{vgas}} \text{EF. } 100\% * 0,7 \text{ (Ec.3.34)}$$

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.34, se obtiene:

$$F_{\text{vgas}} = 16,39 \text{ MMPCSD} \times 0,7 = 11,47 \text{ MMPCSD}$$

➤ *Cálculo del flujo volumétrico del líquido a la eficiencia del 70%*

$$F_{\text{vliq}} = F_{\text{vliq}} \text{ EF. } 100\% * 0,7 \quad (\text{Ec.3.35})$$

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.35, se obtiene:

$$F_{\text{vliq}} = 2985,37 \text{ BPD} \times 0,7 = 2089,759 \text{ BPD}$$

Los resultados obtenidos de los separadores (E-105, E-958, E-154 Y E-12) se muestran en la tabla C1, C2, C3 y C4 anexo C.

3.4.2. Capacidad de los Calentadores

La capacidad calorífica actual de la estación de descarga guara-14 (GED-14), está dada por cinco calentadores verticales, 1, 2, 3, 4,5 de 3 MMBTUH cada uno.

➤ *Datos de Calentadores*

Gravedad °API: 22,94

$C_{\text{p agua salada}}$: 1,001 Btu/lb. °F

$C_{\text{p crudo}}$: 0,51 Btu/lb. °F

ρ_{agua} : 62,428 lb/pie³

T_1 : 100 °F (Temperatura promedio del fluido a la entrada de los calentadores)

T_2 : 170 °F (Temperatura promedio del fluido a la salida de los calentadores)

Capacidad calorífica de los calentadores 1, 2, 3, 4,5: 3 MMBTUH

Para ello se determinaron los siguientes parámetros

➤ **Cálculo de la fracción de crudo**

$$X_{\text{crud}} = (1 - X_{\text{agua}}) \quad (\text{Ec.3.36})$$

X_{crud} = Fracción del crudo

X_{agua} = Fracción del agua

La fracción del crudo fue calculado mediante la ecuación 3.36 de la siguiente manera:

$$X_{\text{crud}} = (1 - 0,38) = 0,62$$

➤ **Cálculo densidad relativa (γ_{\square})**

Para realizar el cálculo de la gravedad específica del crudo para una gravedad API= 22,94 se usó la ecuación 3.1

$$\gamma_{\square} = \frac{141,5}{131,5 + 22,94} = 0,92$$

➤ **Cálculo de la densidad del crudo**

Para realizar el cálculo de la densidad del crudo se usó la ecuación 3.2

$$\rho_{\text{crud}} = \frac{0,92 \times 62,43 \text{ lb}}{\text{pies}^3} = 57,43 \text{ lb}/\text{pie}^3$$

➤ *Cálculo de la capacidad calórica de mezcla*

$$C_{pmez} = X_{crud} * C_{pcrud} + X_{agua} * C_{pagua} \text{ (Ec.3.37)}$$

C_{pmez} = Capacidad calórica de la mezcla (Btu/lb°f)

X_{crud} = Fracción del crudo

C_{pcrud} = capacidad calórica del crudo (Btu/lb°f)

X_{agua} = Fracción del agua

C_{pagua} = capacidad calórica del agua (Btu/lb°f)

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.37, se obtiene:

$$C_{pmez} = \frac{0,62 \times 0,51 \text{ Btu}}{\text{lb}^\circ\text{f}} + \frac{0,38 \times 1,001 \text{ Btu}}{\text{lb}^\circ\text{f}} = 0,70 \text{ Btu}/\text{lb}^\circ\text{f}$$

➤ *Capacidad*

➤ *Cálculo del calor específico aprovechable*

$$Q_{\text{espAprov}} = \frac{Q_{\text{calent}} * E_f}{100} \text{ (Ec.3.38)}$$

Q_{espAprov} = Calor específico aprovechable (MMBTUH)

Q_{calent} = Capacidad calórica del calentador (MMBTUH)

E_f = Eficiencia del calentador

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.38, se obtiene:

$$Q_{\text{espAprov}} = \frac{15000000 \text{ BTUH} \times 75}{100} = 11250000,00 \text{ BTUR}$$

➤ *Cálculo del flujo másico total*

$$F_{m_{total}} = \frac{Q_{espAprov}}{C_{pmez} * (T2 - T1)} \quad (Ec.3.39)$$

$F_{m_{total}}$ = Flujo másico total (lb/hr)

$Q_{espAprov}$ = Calor específico aprovechable (MMBTUH)

C_{pmez} = Capacidad calórica de la mezcla (Btu/lb^of)

$T2$ = Temperatura de salida (°F)

$T1$ = Temperatura de entrada (°F)

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.39, se obtiene:

$$F_{m_{total}} = \frac{11250000,00BTU}{0,70Btu/lb \times (170 - 100)^{\circ}f} = 230.719,06lb/hr$$

➤ *Cálculo del flujo volumétrico total*

El flujo másico total fue calculado mediante la ecuación 3.40

$$F_{V_{total}} = \frac{F_{m_{total}}}{\rho_{crud}} \quad (Ec.3.40)$$

$F_{V_{total}}$ = Flujo volumétrico total (pies³/hr)

$F_{m_{total}}$ = Flujo másico total (lb/hr)

ρ_{crud} = Densidad del crudo (lb/pies³)

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.40, se obtiene:

$$F_{V_{total}} = \frac{230.719,06 \frac{lb}{hr}}{57,43 \frac{lb}{pie^3}} = 4.017,54 \text{ pie}^3/hr$$

Luego para convertir el $F_{V_{total}}$ de (pies³/hr) a BBPD se utilizó la siguiente ecuación

$$F_{V_{total}} = \frac{F_{vtotal} * 24}{(0,1336 * 42)} \quad (\text{Ec.3.41})$$

Sustituyendo los siguientes valores en la ecuación 3.41

$$F_{V_{total}} = \frac{4.017,54 \text{ pies}^3/hr}{}$$

Se obtiene que el flujo volumétrico total es:

$$F_{V_{total}} = \frac{4.017,54 \text{ pies}^3/hr * 24}{(0,1336 * 42)} = 17.183,64 \text{ BBPD}$$

➤ *Balance actual*

Se hizo un balance actual considerando el flujo manejado por la estación Guara-14, lo cual es de 14000BBPD.

➤ *Cálculo del flujo volumétrico del crudo*

$$F_{v_{crud}} = F_{v_{tact}} * X_{crud} \quad (\text{E.3.42})$$

$F_{v_{crud}}$ = Flujo volumétrico del crudo (BNPD)

$F_{v_{tact}}$ = Flujo volumétrico total actual (BBNPD)

Para realizar el cálculo del flujo volumétrico del crudo se usó la ecuación 3.42

$$F_{v_{crud}} = 14000 \text{ BBPD} \times 0,62 = 8.680 \text{ BNPD}$$

Luego para convertir el $F_{v_{crud}}$ de BNPD a (pies^3/h) se utilizó la ecuación 3.43

$$F_{V_{Crud}} = F_{v_{crud}(\text{BNPD})} * (0,1336 * 42) / 24 \quad (\text{Ec.3.43})$$

$F_{v_{crud}(\text{BNPD})}$ = Flujo volumétrico del crudo en (BNPD)

Sustituyendo los siguientes valores en la ecuación 3.43,

$$F_{v_{crud}(\text{BNPD})} = 8.680 \text{ BNPD}$$

$$F_c = 0,1336$$

$$F_c = 42$$

$$F_c = 24$$

Se obtiene que el flujo volumétrico del crudo es:

$$F_{v_{crud}} = 8.680 \text{ BNPD} \times (0,1336 \times 42) / 24 = 2.029,38 \text{ pie}^3/\text{hr}$$

➤ ***Cálculo del flujo volumétrico del agua***

$$F_{V_{\text{agua}}} = F_{v_{\text{tact}}} * X_{\text{agua}} \text{ (Ec.3.44)}$$

$F_{V_{\text{agua}}}$ = Flujo volumétrico del agua (BAPD)

$F_{v_{\text{tact}}}$ = Flujo volumétrico total actual (BBNPD)

X_{agua} = Fracción del agua

Para realizar el cálculo del flujo volumétrico del agua se usó la ecuación 3.44

$$F_{V_{\text{agua}}} = 14000 \text{ BBPD} \times 0,38 = 5.320 \text{ BAPD}$$

Luego para convertir el $F_{V_{\text{agua}}}$ de BAPD a (pies³/h) se utilizó la ecuación 3.45,

$$F_{V_{\text{agua}}} = F_{V_{\text{agua(BAPD)}}} * (0,1336 * 42) / 24 \quad \text{(Ec.3.45)}$$

$F_{V_{\text{agua}}}$ = Flujo volumétrico del agua en (pies³/h)

$F_{V_{\text{agua(BAPD)}}}$ = Flujo volumétrico del agua en (BAPD)

Sustituyendo los siguientes valores en la ecuación 3.45

$$F_{V_{\text{agua(BAPD)}}} = 5.320 \text{ BAPD}$$

$$FC = 0,1336$$

$$FC = 42$$

$$FC = 24$$

Se obtiene que el flujo volumétrico del agua es:

$$FV_{\text{agua}} = 5.320 \text{ BAPD} \times (0,1336 \times 42) / 24 = 1.243,82 \text{ pie}^3/\text{h}$$

➤ ***Cálculo del flujo másico de crudo***

$$Fm_{\text{crud}} = FV_{\text{crud}(\text{pies}^3/\text{s})} * \rho_{\text{crud}} \text{ (Ec.3.46)}$$

Fm_{crud} = Flujo masico del crudo (lb/hr)

$FV_{\text{crud}(\text{pies}^3/\text{s})}$ = Flujo volumétrico del crudo en (pies³/s)

ρ_{crud} = Densidad del crudo (lb/pies³)

Para realizar el cálculo del flujo másico de crudo se usó la ecuación 3.46

$$Fm_{\text{crud}} = 2.029,38 \text{ pie}^3 / \text{hr} \times 57,43 \text{ lb/ pie}^3 = 116.543,47 \text{ lb/hr}$$

➤ ***Cálculo del flujo másico del agua***

$$Fm_{\text{agua}} = FV_{\text{agua}(\text{pies}^3/\text{hr})} * \rho_{\text{H}_2\text{O}} \text{ (Ec.3.47)}$$

Fm_{agua} = Flujo másico del agua (lb/hr)

FV_{agua} = Flujo volumétrico del agua en (pies³/hr)

$\rho_{\text{H}_2\text{O}}$ = Densidad del agua (lb/pies³)

Para realizar el cálculo del flujo másico de agua se usó la ecuación 3.47

$$Fm_{\text{agua}} = 1.243,82 \text{ pie}^3/\text{hr} \times 62,68 \text{ lb/pie}^3 = 77.962,04 \text{ lb/hr}$$

➤ ***Cálculo del flujo másico total***

$$Fm_{total} = Fm_{crud} + Fm_{agua} \text{ (Ec. 3.48)}$$

Fm_{total} = Flujo masico total (lb/hr)

Fm_{crud} = Flujo masico del crudo (lb/hr)

Fm_{agua} = Flujo másico del agua (lb/hr)

Para realizar el cálculo del flujo másico total se usó la ecuación 3.48

$$Fm_{total} = 116.543,47 \text{ lb/hr} + 77.962,04 \text{ lb/hr} = 194.505,50 \text{ lb/hr}$$

➤ ***Balance Energético***

➤ ***Cálculo del calor específico requerido***

$$Q_{espReq} = Fm_{total} * C_{pmez} * (T_2 - T_1) \quad \text{(Ec.3.49)}$$

Q_{espReq} = Calor específico requerido (MMBTUH)

C_{pmez} = Capacidad calórica de la mezcla (Btu/lb^of)

Para realizar el cálculo del calor específico requerido se usó la ecuación 3.49 de la siguiente manera:

$$Q_{espReq} = 194.505,50 \text{ lb/hr} \times 0,70 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^{\circ}\text{f}} * (170-100) \text{ }^{\circ}\text{f} = 9.484.205,07 \text{ BTUHR}$$

➤ *Cálculo de la capacidad calórica disponible*

$$Q_{\text{caldisp}} = \frac{Q_{\text{calnominal}} \cdot E_f}{100} \quad (\text{Ec. 3.50})$$

Q_{caldisp} = Capacidad calórica disponible (MMBTUH)

$Q_{\text{calnominal}}$ = Capacidad calórica nominal (MMBTUH)

E_f = eficiencia del calentador

Para realizar el cálculo de la capacidad calórica disponible se usó la ecuación 3.50

$$Q_{\text{calDisp}} = 15000000 \text{ BTUH} \times 75/100 = 11.250.000 \text{ BTUHR}$$

➤ *Cálculo del requerimiento energético*

$$R_{\text{energ}} = Q_{\text{espReq}} - Q_{\text{caldisp}} \quad (\text{Ec.3.51})$$

R_{energ} = Requerimiento energético (MMBTUH)

Q_{espReq} = Calor específico requerido (MMBTUH)

Para realizar el cálculo del requerimiento energético se usó la ecuación 3.51

$$R_{\text{energ}} = 9.484.205,07 \text{ BTUHR} - 11.250.000 \text{ BTUHR} = -1.765.794,93 \text{ BTUHR}$$

Estos resultados se muestran en el anexo E1, E2, E3 y E4.

3.4.3. Evaluación del Tanque de Lavado

En la estación de descarga Guara-14 se encuentra disponible un tanque de lavado que presenta las siguientes características

➤ *Datos de Tanque de lavado*

Altura de la salida del crudo: 11.58m

Altura máxima del agua= 1,83m

Altura mínima del agua= 0,61m

Diámetro del tanque = 14,63m

Diámetro del tubo central = 2,8m

Flujo de crudo agua = 14000BPD

Corte de agua = 45%

Tiempo de retención = 6 horas

Para ello se determinaron los siguientes parámetros

➤ *Cálculo del área transversal*

$$A_{\text{trasv}} = \frac{\pi}{4} \times (D_{\text{tanq}} - D_{\text{central}})^2 \quad (\text{Ec.3.52})$$

A_{trasv} = Área transversal (m²)

D_{tanq} = Diámetro del tanque (m)

D_{central} = Diámetro central del tanque (m)

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.52, se obtiene:

$$A_{\text{trasv}} = \frac{\pi}{4} \times (14,63\text{m} - 2,8\text{m})^2 = 161,95\text{m}^2$$

Luego para convertir A_{trasv} de m^2 a pies se usó el siguiente factor de conversión:
 $\text{FC} = 0,3048$ donde

$$A_{\text{trasv}} = 161,95\text{m}^2 \times \frac{1 \text{ pies}}{(0,3048\text{m})^2} = 1743,18 \text{ pies}$$

➤ *Cálculo del flujo de crudo*

$$F_{\text{crud}} = F_{\text{vtotal}} * (1 - X_{\text{agua}}/100) \text{ (Ec.3.53)}$$

F_{crud} = Flujo del crudo (BPD)

F_{vtotal} = Flujo volumétrico total (BBPD)

X_{agua} = Corte de agua (%)

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.53, se obtiene:

$$F_{\text{crud}} = 14000\text{BPD} \times (1 - 45/100) = 7700 \text{ BPD}$$

Luego para convertir F_{crud} de BPD a $\text{m}^3/\text{día}$ se usó el siguiente factor de conversión: $\text{FC} = 0,159$ donde

$$F_{\text{crud}} = 7700 \text{ BPD} \times \frac{0,159\text{m}^3}{\text{día}} = 1224,3 \text{ m}^3/\text{día}$$

➤ *Cálculo de la altura del colchón de crudo*

$$H_{cc} = F_{crud(m^3/d)} * (Tr / A_{trasv}) \quad (Ec.3. 54)$$

H_{cc} = Altura del colchón de crudo (m)

$F_{crud(m^3/d)}$ = Flujo de crudo (m³/día)

Tr = Tiempo de retención (días)

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.54, se obtiene:

$$H_{cc} = 1224,3 \text{ m}^3/\text{día} \times \frac{0,25 \text{ día}}{161,95 \text{ m}^2} = 1,89 \text{ m}$$

Luego para convertir A_{trasv} de m a pies se usó el siguiente factor de conversión:

FC= 0,3048 donde:

$$H_{cc} = 1,89 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pies}}{(0,3048 \text{ m})^2} = 6,2 \text{ pies}$$

➤ *Cálculo del flujo de agua*

$$F_{agua} = F_{voltotal} - F_{crud(BPD)} \quad (Ec.3.55)$$

F_{agua} = Flujo de agua (BPD)

$F_{voltotal}$ = Flujo volumétrico total (BBPD)

F_{crud} = Flujo del crudo (BPD)

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.55, se obtiene:

$$F_{\text{agua}} = 14000 \text{ BBPD} - 7700 \text{ BPD} = 6300 \text{ BPD}$$

Luego para convertir F_{agua} de BPD a m^3/dia se usó el siguiente factor de conversión: $FC = 0,159$ donde

$$F_{\text{agua}} = 6300 \text{ BPD} \times \frac{0,159 \frac{\text{m}^3}{\text{dia}}}{1 \text{ BPD}} = 1001,62 \text{ m}^3/\text{dia}$$

➤ *Cálculo de la altura del nivel de agua disponible*

$$H_{\text{naguadisp}} = h_{\text{salcrud}} - H_{\text{cc}} \text{ (Ec.3.56)}$$

$H_{\text{naguadisp}}$ = Altura del nivel de agua disponible (m)

h_{salcrud} = Altura de la salida del crudo (m)

H_{cc} = Altura del colchón de crudo (m)

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.56, se obtiene:

$$H_{\text{naguadisp}} = 11,58 \text{ m} - 1,89 \text{ m} = 9,69 \text{ m}$$

Luego para convertir $H_{\text{naguadisp}}$ de m a pies se usó el siguiente factor de conversión: $FC = 0,3048$ donde

$$H_{\text{naguadisp}} = 9,69 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pies}}{(0,3048 \text{ m})^2} = 31,79 \text{ pies}$$

➤ *Cálculo de la altura de agua máxima requerida*

$$H_{\text{aguamaxreq}} = \left(F_{\text{agua(m}^3/\text{día)}} * \left(\frac{Tr}{Atrasv} \right) + h_{\text{salmaxagua}} \right) \quad (\text{Ec. 3.57})$$

$H_{\text{aguamaxreq}}$ = Altura de agua máxima requerida (m)

$F_{\text{agua(m}^3/\text{día)}}$ = Flujo de agua (m³/día)

$h_{\text{salmaxagua}}$ = Altura de la salida máxima de agua (m)

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.57, se obtiene:

$$H_{\text{aguamaxreq}} = \left(\left(1001,62 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \right) * \left(0, \frac{25\text{día}}{161}, 95\text{m}^2 \right) + (1,83\text{m}) \right) = 3,38\text{m}$$

Luego para convertir $H_{\text{aguamaxreq}}$ de m a pies se usó el siguiente factor de conversión: FC= 0,3048 donde

$$H_{\text{aguamaxreq}} = 3,38 \text{ m} * \frac{1 \text{ pies}}{(0,3048 \text{ m})^2} = 11,08 \text{ pies}$$

➤ *Cálculo de la altura de agua mínima requerida*

$$H_{\text{aguaminreq}} = \left(F_{\text{agua(m}^3/\text{día)}} * \left(\frac{Tr}{Atrasv} \right) + h_{\text{salminagua}} \right) \quad (\text{Ec.3.58})$$

$H_{\text{aguaminreq}}$ = Altura de agua mínima requerida (m)

$h_{\text{salminagua}}$ = Altura de salida mínima de agua (m)

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.58, se obtiene:

$$H_{\text{aguaminreq}} = \left(\left(1001,62 \frac{\text{m}^3}{\text{día}} \right) \times \left(0, \frac{25 \text{ día}}{161}, 95 \text{ m}^2 \right) + (0,61 \text{ m}) \right) = 2,16 \text{ m}$$

Luego para convertir $H_{\text{aguaminreq}}$ de m a pies se usó el siguiente factor de conversión: FC= 0,3048 donde

$$H_{\text{aguamaxreq}} = 2,16 \text{ m} \times \frac{1 \text{ pies}}{(0,3048 \text{ m})^2} = 7,07 \text{ pies}$$

➤ *Velocidad de Rebose*

➤ *Cálculo de la velocidad de Rebose.*

$$V_{\text{reb}} = \left(\frac{F_{\text{crud}}}{A_{\text{trasv}}} \right) \text{ (Ec.3. 59)}$$

V_{reb} = Velocidad de rebose (BNPD/pie²)

F_{crud} = Flujo del crudo (BPD)

A_{trasv} = Area transversal (pies²)

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.59, se obtiene:

$$V_{\text{reb}} = \left(\frac{7700 \text{ BPD}}{1743,18 \text{ pie}^2} \right) = 4,42 \text{ BNPD/pie}^2$$

Estos resultados se muestran en el anexo F (F1, F2)

3.4.4. Capacidad De Almacenamiento

En la estación de descarga Guara-14 se encuentran disponible dos tanques de almacenamiento de 10000BPD y cuatro de 4500 BPD

➤ *Datos del Tanque de almacenamiento*

Altura total del tanque= 24 pies

Capacidad disponible= 10000Bls

Altura de succión = 2 pies

➤ *Cálculo de la altura de almacenamiento*

$$h_a = (h_t - h_s) \quad (\text{Ec.3.60})$$

h_a = Altura de almacenamiento (pies)

h_t = Altura total del tanque (pies)

h_s = Altura a la cual está ubicada la succión (pies)

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.60, se obtiene:

$$h_a = 22 \text{ pies}$$

➤ *Cálculo del factor del tanque*

$$A = \left(\frac{CD}{h_t} \right) \quad (\text{Ec. 3.61})$$

A = Factor del tanque (Bls/ pies)

CD= Capacidad de diseño (Bls)

ht = Altura total del tanque (pies)

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.61, se obtiene:

$$A = \left(\frac{10000 \text{ Bls}}{24 \text{ pies}} \right) = 416,66 \text{ Bls/pies}$$

➤ *Cálculo de la capacidad de almacenamiento*

$$Ca = (h_a \cdot A) \text{ (Ec. 3.62)}$$

Ca = Capacidad de almacenamiento (pies)

ha = Altura de almacenamiento (pies)

A = Factor del tanque (Bls/ pies)

Sustituyendo los valores de la ecuación 3.62, se obtiene:

$$Ca = 22 \text{ pies} \times 416,66 \text{ Bls/pie} = 9167 \text{ Bls}$$

Estos resultados se muestran en el anexo K (K1) al igual que la capacidad para los tanques 4.500Bls anexo K (K2)

3.5. Proponer mejoras de acuerdo a los resultados obtenidos de la simulación, las tablas PDVSA y de los datos recopilados en campo.

En esta etapa del proyecto fue necesario conocer los resultados obtenidos por el simulador pipephase 8.0, así como también las capacidades de los separadores,

calentadores, tanque de lavado y los tanques de almacenamiento, que se determinaron de acuerdo a la mayor volumetría del portafolio de oportunidades 2010-219 (PDO) a través de las normas PDVSA, a fin de determinar si los equipos están o no en capacidad de manejar el volumen de crudo recibido en la estación de descarga Guara-14. Además fue necesario recopilar datos de campo a través de observaciones directa, donde se realizaron mediciones del perímetro de los separadores, altura de los mismos. Esto se realizó debido a que la empresa no cuenta con los respectivos planos de diseño. Durante la inspección se pudo notar la falta de información en cuanto a los datos de fabricación de los equipos, lo que imposibilitó visualizar muchas de sus medidas de diseño a través de la simple observación, debido a que sus placas de identificación se encontraban ilegibles o ausentes, también se observó que el sistema de separación estudiado dispone de válvulas de accionamiento mecánico que abre y cierra mediante un flotador, cuya válvula ha presentado falla en varias oportunidades. También se observó que en la estación de descarga Guara-14 solo dispone de un tanque de lavado, dos tanques de almacenamiento de 10.000BPD y uno se encuentra fuera de operación y cuatro de 4500BPD tres de producción general de los cuales solo dos estaban en operación al momento de la inspección y uno de prueba

CAPÍTULO 4.

DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1. Elaboración de los planos de las etapas de baja presión de la estación de descarga Guara-14

Los objetivos planteados fueron logrados exitosamente en su totalidad, en esta estación Guara-14 descarga numerosas estaciones de flujo ya procesados por el sistema de separación líquido-vapor.

Elaborar los planos de los sistemas de la estación de descarga Guara-14, permitió conocer el proceso de funcionamiento de dicha estación, en primer lugar se tomó la información de operación de cada equipo a través de la observación directa, luego se realizó un inventario de todos los equipos que formaban este sistema como tal (anexos B1 a B5) allí se observaron cuatro separadores, tres de producción general y uno de prueba. Sin embargo estos, sólo tratan pequeños volúmenes de crudo (3.164 BBPD) aproximadamente y de gas (1.162 MPCED) anexo aproximadamente anexo A (A1.1), de los cuales sólo se encuentran en operación dos de producción general y el de prueba, al momento de la inspección estos presentaban ciertos problemas operacionales, las válvulas reguladoras de presión de los separadores presentaban fallas de fuga de gas en sus conexiones, donde se pudo observar el arrastre de crudo, las válvulas de accionamiento mecánico de descarga de líquidos de los separadores E-105, E-958 y E-154 presentaron reportes de fallas periódicas de apertura y de cierre, lo cual se atribuye al deterioro y desactualización del mecanismo de dichas válvulas, cinco calentadores los cuales cada uno se encontraba en condiciones operativa, al momento de la inspección, dos tanques de almacenamientos de 10.000Bls, el cual sólo uno se encuentra en operación, cuatro tanques de

almacenamiento de 4.500Bls tres de producción general, el cual solo dos se encuentra operativo y uno de prueba que está actualmente operativo y un tanque de lavado de 13.700Bls. Como parte de su funcionamiento se observó que la estación de descarga Guara-14 es un área compartida con PDVSA GAS como se muestra en la figura 4.1, en esta estación también fue necesario identificar las tuberías de producción, ya que no se contaban con planos actualizados, en la estación de descarga Guara-14 se conecta un ciempiés (tubería recolectoras) que alimenta los cabezales de entrada de los separadores, donde ocurre la separación gas líquido y una tubería de producción que viene de las estaciones de Flujos de PDVSA San Tomé (GED-3, GEF-3, GEF-14, GEF-11, GEF-15 y GTM-2) y PDVSA Gas (GEF-4, GED-6 Y GUEF-1) y se unen a un nodo (punto de intersección) de la tubería de producción que viene del cabezal de descarga de los separadores, donde estos líquidos (agua y crudo) se unen y van hacia los calentadores, tanque de lavados y tanques de almacenamiento, donde son succionados y enviado por las bombas a los patios de Tanques en tierra, a través del sistema de Recolección de crudo (líneas de bombeo) correspondiente. Conociéndose toda esta información se procedió a elaborar los planos de plantas figura 4.2, ya que esta es una forma de presentar como está estructurada un área de trabajo para así facilitar las labores de los operadores, supervisores e ingenieros. Una vez obtenido el plano se procedió a la aplicación del simulador PIPEPHASE, versión 8.0, para así poder determinar las posibles restricciones presentes en el sistema instalado en la estación.

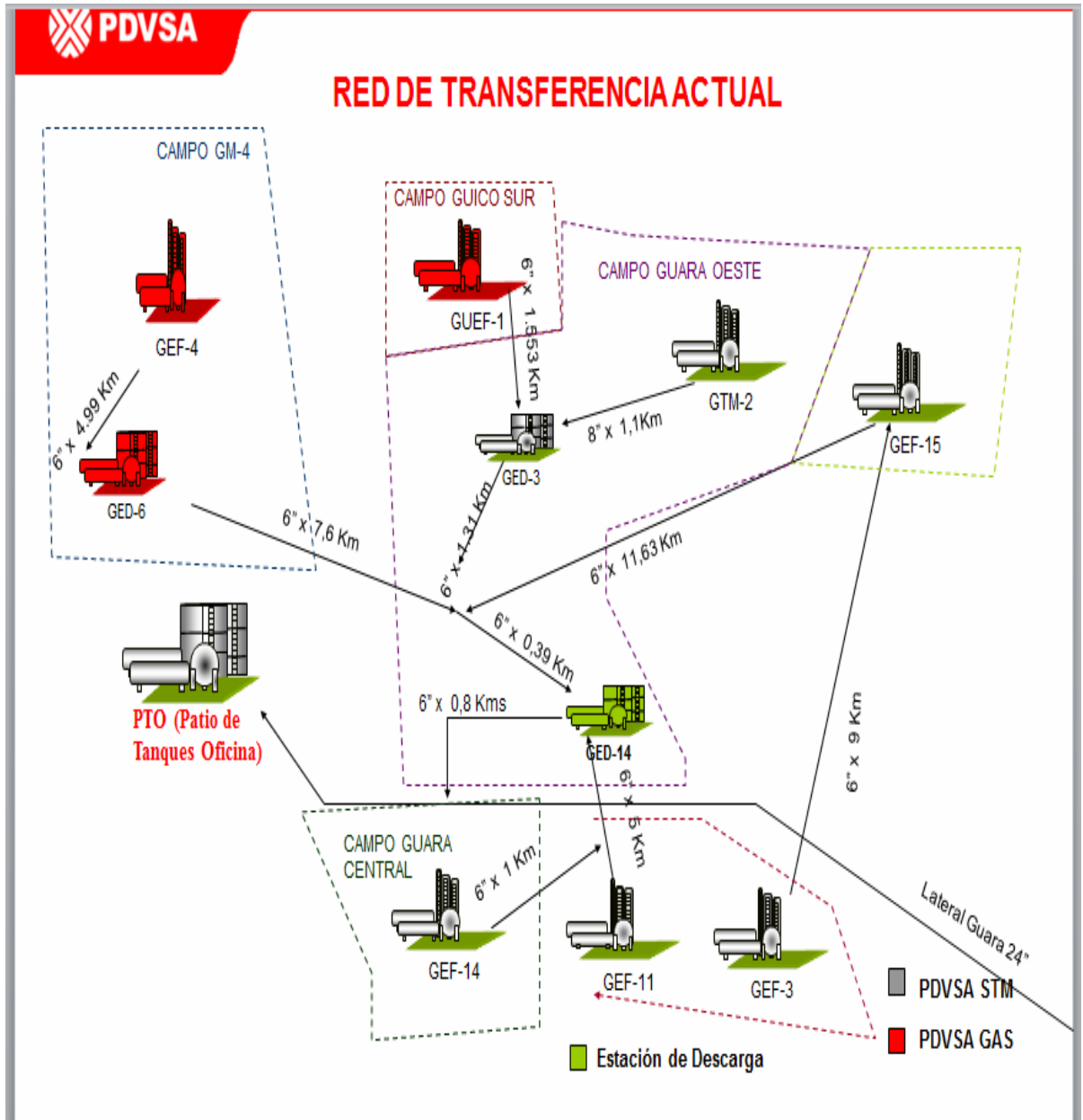


Figura 4.1. Estaciones de flujo Guara-14

4.2. Caracterización del crudo de la estación de descarga Guara-14

En el laboratorio de superintendencia de tratamiento y calidad de fluidos De San Tomé se efectuaron análisis de estos fluidos a muestras que provienen directamente de los pozos, estaciones de flujos y bombas, tales análisis radica en la caracterización de los diferentes tipos de crudos, lo cual es importante en el diseño de infraestructura y en la prevención de problemas en las instalaciones. A continuación se detallan brevemente la importancia de los resultados de los diferentes análisis:

CRUDOS:

➤ *Gravedad API*

Como resultado de este análisis se obtuvo un promedio en la gravedad API= 20,59, de acuerdo a la clasificación de los crudos se determinó que el crudo manejado por la estación es pesado. Este análisis es importante para clasificar los crudos, hacer estudios de transporte, tratamiento, contabilización para venta, etc.

➤ *Determinación de la viscosidad*

La determinación de la viscosidad de petróleo es importante para diseñar nuevas instalaciones, porque este parámetro influye de manera importante en el flujo de crudo.

Cuando se trata de sustancias químicas se realiza como parte del control de calidad de productos desemulsionantes, y en casos especiales, para poder elegir bombas u otros equipos para manejar diversos productos químicos.

De acuerdo a los resultados obtenidos la viscosidad a la temperatura de 100°F es de 175 CP y a la temperatura de 120 es de 89,1 CP (anexo H1)

➤ *Porcentaje de Agua y Sedimentos (AYS)*

Este análisis permitió conocer el contenido de agua y sedimentos de los crudos manejados en la estación de descarga Guara-14, como se puede observar en los (anexo H2 a H7).

Esta prueba es valiosa para el control de calidad del crudo, en cuanto a la determinación del AYS a los efectos de los procesos de deshidratación, venta y refinación. El promedio del % de agua y sedimento manejado en la estación de descarga Guara-14, antes del proceso de deshidratación es de 45% y después de tratado para luego ser enviado a patio tanque (PTO) y usado como diluyente del mismo campo es de 04%, información manejado por parte del departamento de superintendencia de PDVSA exploración y producción, Distrito San Tomé.

4.3. Evaluación de la hidráulica de las etapas de baja presión de la estación de descarga Guara-14

Para el desarrollo del presente objetivo se hizo necesario estudiar el sistema de funcionamiento de la estación de descarga Guara-14, por lo que fue necesario identificar las tuberías de producción a través de los planos de plantas elaborados en el primer objetivo, tomar o recopilar información referida a variables de operación como; datos de proceso, infraestructura y propiedades de transporte.

Posteriormente, se procedió a cargar estos datos en el simulador PIPEPHASE Versión 8.0 y se analizaron las ecuaciones Beggs&Brill – Moody y Xiao definiendo para fines de cálculo del simulador, y ver cual se ajusta más a los datos reales. El simulador determina las caídas de presión de líneas de tuberías considerando las

pérdidas de energía por efecto de válvulas, codos, fluido y otras restricciones que causan caídas de presiones adicionales en una tubería.

En tuberías horizontales, estas pérdidas de energías o caída de presión son causadas solamente por cambio en la energía cinética y por efecto de fricción.

La estación de descarga Guara-14, cuenta con área de separadores, área de calentadores, tanque de lavado y tanques de almacenamientos figura 4.2 planos de planta

Área de separadores, en esta área se encuentran cuatro separadores, que reciben fluido de los pozos a través de cien pies(tubería recolectora); pero como punto de estudio para la hidráulica de la estación se consideró la mezcla (agua y crudo) de la salida de los separadores hacia los cabezales de descarga del separador, para luego unirse con la mezcla(agua-crudo) proveniente de las estaciones de flujo mencionadas en el objetivo anterior figura 4.1, a través de un nodo(punto de intersección), y luego pasar al sistema de calentamiento, deshidratación y almacenamiento, para ser enviado a Patio Tanque (PTO).

Con miras a estudiar el comportamiento de la caída de presión de la estación de descarga Guara-14, se arrojó a través del pipephase una redes de tuberías, llevadas a cabo por medio de la correlación de Begg&Brill– Moody, aplicable su fundamento para la predicción de pérdidas de presión y aplica en tuberías horizontales e inclinadas y para flujo bifásico.

En la figura 4.3 se observa el comportamiento de las presiones a través de las redes de tuberías arrojadas por el simulador PIPEPHASE

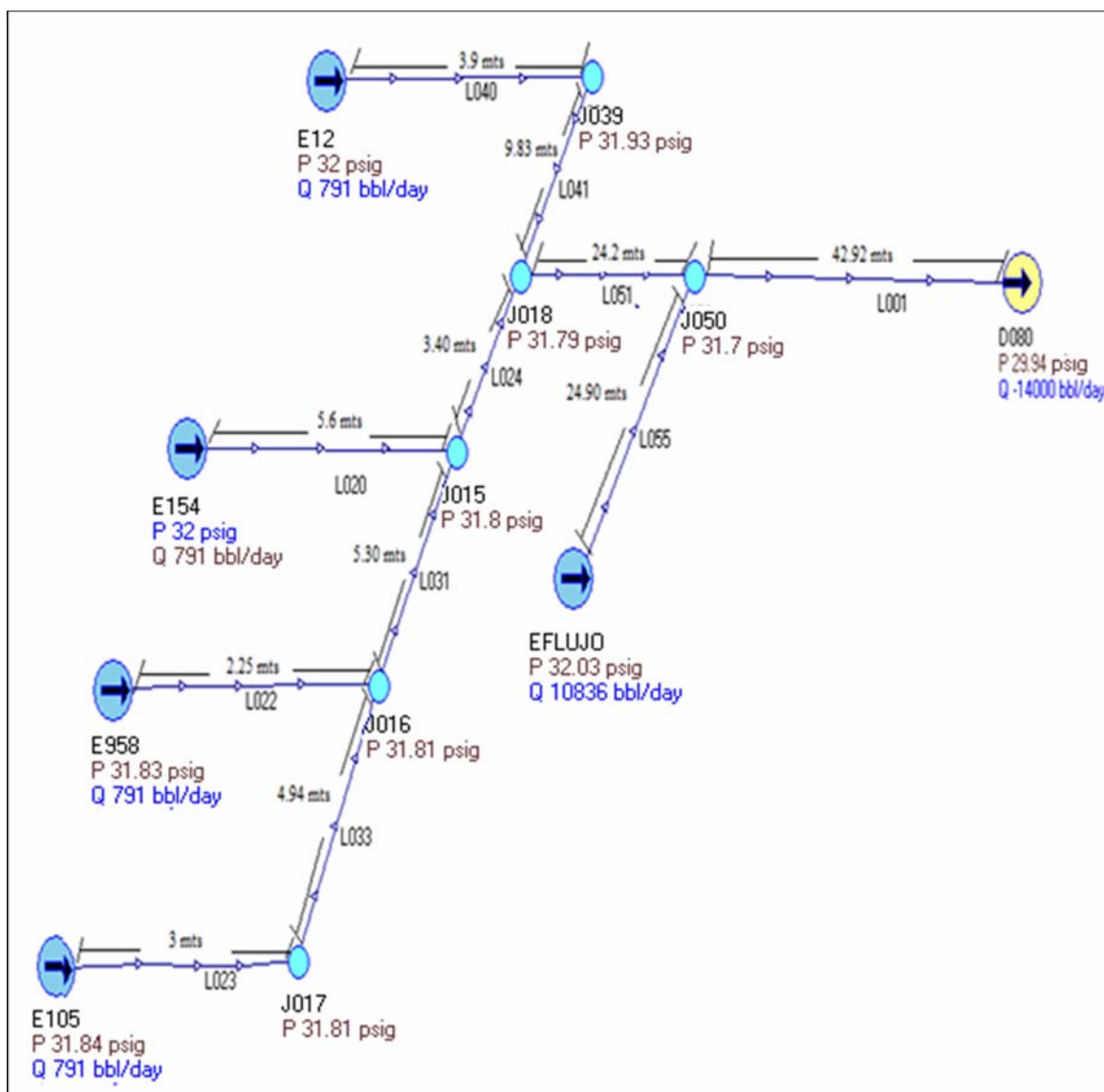


Figura 4.3. Simulación de la situación actual de producción en la estación de descarga Guara-14, desde el área de los separadores hasta la entrada de los calentadores

En la figura 4.3 se muestra el comportamiento de las presiones y el recorrido del fluido. En la estación de descarga Guara-14, se encuentra cuatro separadores (E-105, E-958, E-154 y E-12) y reciben 3164 BBPD de líquido de los pozos a través del cien pies (tuberías recolectoras). El sistema de separación el volumen de líquido se

distribuye hacia los cuatro separadores, donde ocurre el proceso de separación gas-petróleo.

Como ya antes mencionado el E-105, E-958, E-154 y E-12 son los cuatro separadores de la estación de descarga Guara-14, L023, L022, L020 y L040 son las líneas de salida de los separadores. Desde el E-105 el líquido (agua-crudo) se desplaza por la línea de salida (L023) hasta J017 (cabezal de descarga del separador) haciendo el recorrido por L033 (línea de cabezal de descarga) hasta J016, para unirse con el volumen de líquido (agua-crudo) que proviene de la salida del separador E-958, línea L022, uniéndose así con el volumen de líquido que sale del separador E-154, línea L020, en J015, recorriendo por L024 hasta J018 que es el nodo del cabezal de descarga (punto de unión de todo el líquido que sale de los separadores), por el L040 sale el líquido (agua-crudo) del E-12, entra al cabezal de descarga J039, hasta llegar a J018(nodo de descarga) por L041. En J018 se encuentra todo el volumen de líquido (agua-crudo) distribuido en los separadores (3164BBPD), este volumen se desplaza desde J018 por L051 a J050, unión de la mezcla de líquido de los separadores y la mezcla de líquido de las estaciones de flujo (punto de intersección), EFLUJO (estación de flujo) se une en J050 por L055, la estación de flujo tiene un volumen de mezcla de 10.836BBPD, de acuerdo a reportes de pruebas de pozos, la unión de esta mezcla (separadores y estación de flujo) continúan a los calentadores con un volumen total de 14.000BBPD. Al utilizar el modelo matemático de la correlación de Xiao se observó el mismo recorrido del flujo de fluido y comportamiento de presiones Anexo J (Fig. J1). El comportamiento de las presiones simuladas por la correlación Begg&Brill – Moody se muestra en la tabla 4.2, y la simulada por Xiao Anexo J2 (Tabla J2).

Datos de Proceso

Con la ayuda del personal técnico laboral de la estación de descarga Guara-14 se procedió a determinar las presiones reales de las líneas en campo, para luego compararlas con las presiones obtenidas a través del simulador PIPEPHASE 8.0.

Las presiones fueron medidas con un manómetro al momento de la inspección. En la tabla 4.1 se muestran las presiones reales de campo

Tabla 4.1. Presión y diámetros reales de la estación de descarga Guara-14

Salida de Separadores	Presión Real Campo (Psig)	Diámetro líneas (pulg)
L023	32	4
L022	32	4
L020	32	4
L040	32	4
L055	33	8
DO80	29	8

Tabla 4.2. Resultados de la simulación hidráulica de las tuberías del cabezal de salida de los separadores hasta la entrada de los calentadores de la estación de descarga Guara-14

Líneas de Tuberías	Crudo (Bpd)	Agua (BApd)	Nodo 1	Presión 1 (Psig)	Nodo 2	Presión 2 (Psig)
L001	10.640	3.360	J050	31.7	D080	29.9
L020	601.2	189,8	E-154	32	J015	31.8
L022	601.2	189,8	E-958	31.8	J016	31.8

L023	601.2	189,8	E-105	31.8	J017	31.8
L024	1.803,5	569,5	J015	31.8	J018	31.8
L031	1.202,3	379,7	J016	31.8	J015	31.8
L033	601.2	189,8	J017	31.8	J016	31.8
L040	601.2	189,8	E-12	32	J039	31.9
L041	601.2	189,8	J039	31.9	J018	31.8
L051	2.404,6	759,4	J018	31.8	J050	31.7
L055	8.235,4	2.600,6	EFLU	32	J050	31.7

En la tabla 4.2 se observa un comportamiento normal de las presiones en las líneas de las tuberías y en las líneas de los cabezales de descarga de los separadores hasta las líneas de entradas a los calentadores. En dicha tabla se muestra los valores obtenidos de presión simulada con la correlación Begg&Brill – Moody, al ser comparadas con las presiones reales de campo tabla 4.1, estas se ajustan a la realidad, ya que las presiones simuladas son muy próxima a los datos reales de campo, L023 32 Psig real, L023 31,8 Psig simulada, con una diferencia de 0,2. L022 32 Psig real, L022 31,8 Psig datos simulada, diferencia 0,2. L020 32 Psig real, L020 32 Psig simulada, diferencia 0. L040 32 Psig real, L040 32 simulada, diferencia 0. D080 29 Psig real, D080 29,9 Psig simulada, diferencia 0,9. Al ser evaluada por la correlación matemática de Xiao, se notó el mismo comportamiento, cuyo resultado se arrojan en el Anexo J2. Se puede decir que ambas correlaciones se ajustan al sistema real de la estación de descarga Guara-14. Este sistema no se ve afectado por caídas de presiones, ya que las longitudes de las tuberías son cortas como se muestra en la figura 4.3. L023 longitud 3 m, caída de presión 0,03 m. L033 longitud 4,94 m, caída de presión 0 m. L022 longitud 2.25 m, caída de presión 0,02 m. L031 longitud 5.30 m, caída de presión 0,01m. L020 longitud 5.6 m, caída de presión 0.2 m. L024

longitud 3.40 m, caída de presión 0.01 m. L040 longitud 3.9 m, caída de presión 0,07 m. L041 longitud 9.83 m, caída de presión 0,14 m. L051 longitud 24.2 m, caída de presión 0,09 m. L055 longitud 24.90 m, caída de presión 0.3 m. L001 longitud 42.92 m, caída de presión 1.76 m. Se trata de una estación de descarga donde el fluido bifásico evaluado es agua- crudo.

Área de los calentadores: en esta área se encuentran cinco calentadores (E-816, E8-15, E-851, E-921, y E-1114), que reciben el líquido (agua- crudo) de los separadores y de las estaciones de flujo, en la tabla 4.3 se muestran las presiones reales de las líneas de entrada a cada calentador y la presión de las líneas de salida del mismo, al igual que la presión del calentador.

Tabla 4.3. Presión real de los calentadores y de las líneas de entrada y salida de los calentadores de la estación de descarga Guara-14

Calentadores	Presión calentador (Psig)	Presión entrada(E) Calentador (Psig)	Presión salida (S) Calentador (Psig)
E-816	30	29	28,1
E-815	27,5	27	26
E-851	25,2	24	23,2
E-921	22,4	21	20,4
E-1114	19,5	19	18,5

Al igual que en el área de los separadores, se procedió a cargar los datos obtenidos en el simulador PIPEPHASE Versión8.0 y se analizaron las ecuaciones de Beggs&Briil – Moody, yXiao definiendo parafines de cálculo del simulador, el caudal de líquido (crudo) aportado por los separadores y las estaciones de flujo, de

esta manera estudiar el comportamiento de las presiones en esta área, como se muestra en la figura 4.4

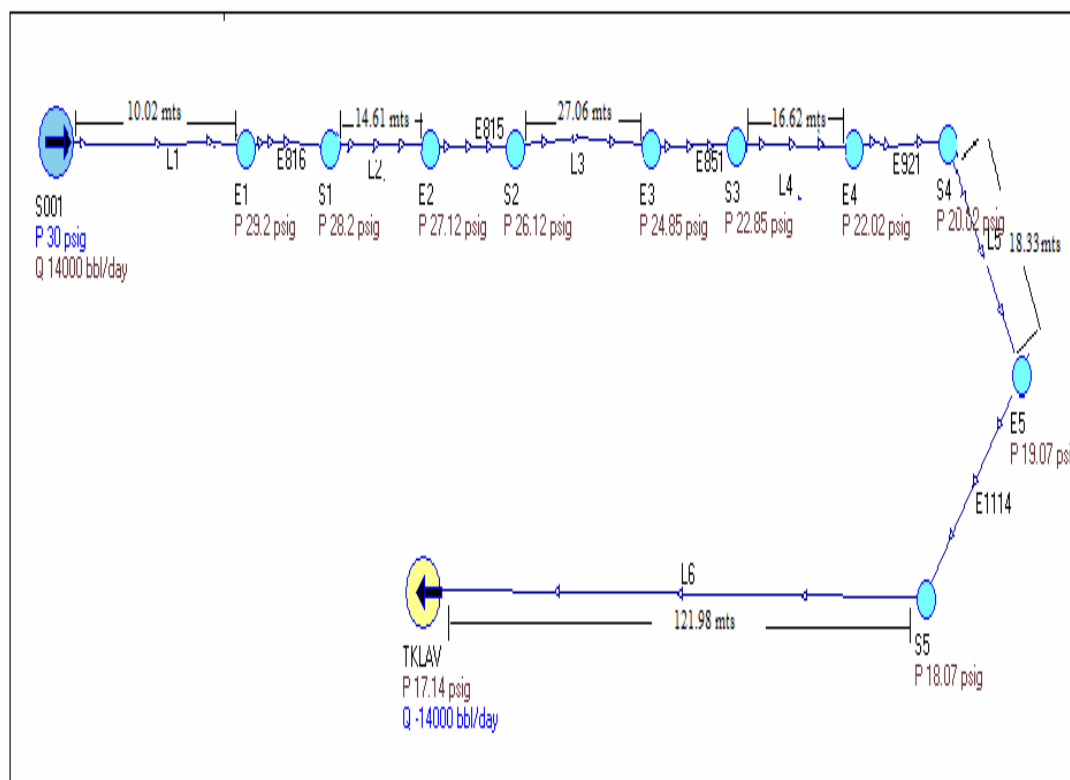


Figura 4.4. Simulación de la situación actual de producción en la estación de descarga Guara-14 desde el área de los calentadores hasta la entrada del tanque de lavado

En la figura 4.4 se muestra el comportamiento de las presiones obtenidas a través del simulador PIPEPHASE 8.0 por medio de la correlación de Begg&Brill – Moody. En este sistema se encuentran cinco calentadores (E-816, E-815, E-851, E-921 y E-1114), están en serie, es decir el volumen de líquido (agua- crudo) de 14.000BBPD proveniente de los separadores y estaciones de flujo, entra al primer calentador con una temperatura de 100 °F, haciendo todo el recorrido hasta llegar al último calentador donde es sometido a una temperatura de 170 °F. Este proceso se

hace con la finalidad de facilitar la extracción del agua contenida en el petróleo, ya que una de las funciones del calentador es: calentar la emulsión hasta el punto requerido para conseguir la fácil separación petróleo-agua.

En dicha figura se presenta los datos obtenidos por el simulador Pipephase 8.0, donde el S001 línea que se desplaza hacia la entrada de calentadores, E1 entrada del primer calentador, (E-816), S1 salida del primer calentador, L2 línea segundo calentador, E2 entrada al segundo calentador (E-815), S2 salida del segundo calentador, L3 línea tercerCalentador, E3 entrada al tercer calentador (E-851), S3 salida del tercer calentador, L4 línea cuarto calentador, E4 entrada cuarto calentador (E-921), S4 salida del cuarto calentador, L5 línea quinto calentador, E5 entrada quinto calentador (1114), S5salida quinto calentador. Al utilizar el modelo matemático de la correlación de Xiao se observó el mismo recorrido del flujo de fluido y comportamiento de presiones Anexo J (Fig. J3). El comportamiento de las presiones simuladas por la correlación Begg&Brill – Moody se muestra en la tabla 4.2, y la simulada por Xiao Anexo J4 (Tabla J4).

Tabla 4.4. Resultados de la simulación hidráulica desde la tubería de entrada del primer calentador hasta la línea de entrada del tanque de lavado de la estación de descarga Guara-14

Líneas y Calent	Crudo (Bpd)	Agua (BApd)	Nodo 1	Presión Entrada (Psig)	Nodo 2	Presión Salida (Psig)
E-1114	7700	6300	E5	19,1	S5	18,1
E-815	7700	6300	E2	27,1	S2	26,1
E-816	7700	6300	E1	29,2	S1	28,2
E-851	7700	6300	E3	24,8	S3	22,8
E-921	7700	6300	E4	22,0	S4	20,0
L1	7700	6300	S001	30,0	E1	29,2
L2	7700	6300	S1	28,2	E2	27,5

L3	7700	6300	S2	26,1	E3	24,8
L4	7700	6300	S3	22,8	E4	22,0
L5	7700	6300	S4	20,0	E5	19,1
L6	7700	6300	S5	18,1	TKLA	17,1

En la tabla 4.4 se observa un comportamiento normal de las presiones en las líneas de entrada de los calentadores y en las líneas de salida de los mismos. En dicha tabla se muestra los valores obtenidos de presión simulada con la correlación Begg&Brill – Moody, al ser comparadas con las presiones reales de campo tabla 4.3, estas se ajustan a la realidad, ya que las presiones simuladas son muy próxima a los datos reales de campo, E1 29 Psig real, E1 29.2 Psig simulada, diferencia 0.2 Psig. S1 28.1 Psig real, S1 28.2 Psig simulada, diferencia 0.1 Psig. E2 27 Psig real, E2 27.12 Psig simulada, diferencia 0.12 Psig. S2 26 Psig real, S2 26.12 Psig simulada, diferencia 0.12. E3 24 Psig real, E3 24.85 Psig simulada, diferencia 0.85Psig. S3 23.2 Psig real, S3 22.85 Psig simulada, diferencia 0.35 Psig. E4 21Psig real, E4 22.02 Psig simulada, diferencia 1.02 psig. S4 20.04 Psig real, S4 20.02 Psig simulada, diferencia 0.02 Psig. E5 19 Psig real, E5 19.07 Psig simulada, diferencia 0.7 Psig. S5 18.5 Psig real, S5 18.07 Psig simulada, diferencia 0.43 Psig. Al ser evaluada por la correlación matemática de Xiao, se notó el mismo comportamiento, cuyo resultado se muestra en el Anexo J4 (tabla J4). Ambas correlaciones se ajustan al sistema real de la estación de descarga Guara-14. Este sistema no se ve afectado por caídas de presiones, ya que las longitudes de las tuberías son cortas como se muestra en la figura 4.4. L1 longitud 10.02 m, caída de presión 0.8 m. L2 longitud 14.61 m, caída de presión 1.08 m. L3 longitud 27.06 m, caída de presión 1.27 m. L4 longitud 16.62 m, caída de presión 0.83 m. L5 longitud 18.33 m, caída de presión 0.95 m, L6 longitud 121.98 m, caída de presión 0.93m. A través del simulador PIPEPHASE 8.0, se determinó el volumen de crudo y el volumen de agua manejado por la estación de descarga Guara-14.

Por último se determinó la hidráulica desde el tanque de lavado hasta el tanque de almacenamiento E-10007, para ver su comportamiento a través del simulador PIPEPHASE por medio de correlación Begg&Brill – Moody Figura 4.5y Xiao Anexo J5 (figura J5).

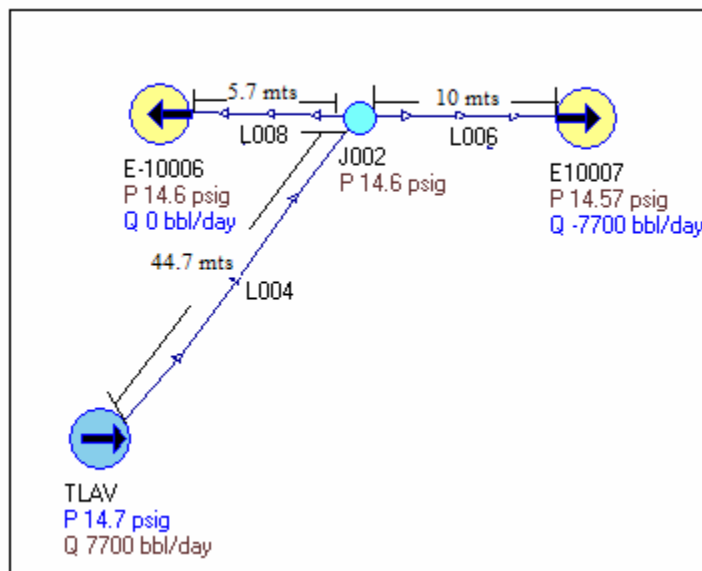


Figura 4.5. Simulación de la situación actual de producción en la estación de descarga Guara-14, desde la salida del tanque de lavado hasta los tanques de almacenamientos.

En la figura 4.5 se observa la presión simulada desde el tanque de lavado (TLAV) hasta el tanque de almacenamiento E-10007, el tanque de lavado tiene como función principal separar la emulsión agua y petróleo. Este proceso de lavado se basa en el principio de la gravedad diferencial, por rebose el crudo es enviado a los tanques de almacenamiento con un porcentaje de agua de 0,4% para luego ser enviado a Patio Tanque.

El E-10006 es otro tanque de almacenamiento que se encuentra en la estación de descarga Guara-14, con una capacidad de 10000Bls, al momento de la inspección este se encontraba en mantenimiento.

Tabla 4.5. Resultados de la simulación hidráulica desde la tubería de entrada del primer calentador hasta la línea de entrada del tanque de lavado de la estación de descarga Guara-14

Líneas y Calent	Crudo (Bpd)	Agua (BApd)	Nodo 1	Presión Entrada (Psig)	Nodo 2	Presión Salida (Psig)
L004	7.669,2	30,8	TLAV	14,7	J002	14,6
L006	7.669,2	30,8	J002	14,6	E-10007	14,6
L008	0	0	J002	14,6	E-10006	14,6

En la tabla 4.5 se observa el comportamiento de las presiones desde el tanque de lavado (TLAV), L004 con una longitud de 44.7 m, caída de presión de 0.1 m. L006 con una longitud de 10 m, caída de presión de 0.03 m. Al utilizar el modelo matemático de la correlación de Xiao se observó el mismo recorrido del flujo de fluido y comportamiento de presiones Anexo J (Fig. J3).

4.4. Determinación de las capacidades de los equipos de acuerdo al PDO existente a través de las tablas PDVSA en función de las dimensiones y de las propiedades de los fluidos

Para el desarrollo de este objetivo fue necesario conocer algunas propiedades de los fluidos mediante análisis de laboratorio y dimensiones de los equipos de estudio, así como presiones y temperaturas de operaciones; así como el caudal volumétrico de gas y de líquido manejado por los separadores de la estación GED-14, se consideraron de acuerdo al el portafolio de oportunidades(PDO)2010-2019 y a la volumetría actual obtenidos de los reportes de prueba de pozo para determinar las capacidades de los equipos involucrados, considerando el portafolio de oportunidades(PDO)2010-2019 a través de las normas PDVSA.

Para cumplir con este objetivo exitosamente se consideraron las normas, PDVSA MDP-03-S-01, PDVSA MDP-03-S-03, PDVSA 90616.1.027, PDVSA

MDP- 05-F-01 y PDVSA MDP-F-05-02, se utilizaron las ecuaciones indicadas en el capítulo 3 para separadores, calentadores, tanque de lavado y tanque de almacenamiento. Se realizó la evaluación de los equipos existentes asociados al área de separación, calentamiento, deshidratación y almacenamiento de crudo en la estación de Descarga Guara-14, que permitió conocer si los equipos instalados, contaban con las especificaciones necesarias para tratar el crudo eficazmente o si presentaban algunas fallas operacionales.

Posteriormente se procedió a determinar las velocidades críticas y de operación del gas dentro del equipo, considerándose tanto el volumen de crudo manejado actualmente por la estación con el de mayor volumetría del portafolio de oportunidad (PDO) existente. Se tomaron los valores de la constante “K” de acuerdo con lo estipulado en la norma PDVSA MDP-S-03-0116, tabla 2.5 para separadores verticales, para con ello calcular las velocidades críticas y de operación del gas en cada separador, tabla 4.5.

Tabla 4.6. Cuadro comparativo de los valores de velocidades críticas y de operación de los separadores presente en la estación de descarga Guara-14, de acuerdo a la volumetría del PDO existente.

ESTACIÓN	SEPARADOR °N	K	V _C (pies/s)	V _{rg} (pies/s)
GUARA-14	E-12	0,20	3,09	1,79
	E-154	0,25	3,96	1,93
	E-958	0,20	2,97	1,66
	E-105	0,20	2,92	1,61

K: constante de Souders y Brown, V_C: velocidad crítica (pies/s), V_{rg}: velocidad real del gas (pies/s).

Tabla 4.7. Cuadro comparativo de los valores de velocidades críticas y de operación de los separadores presente en la estación de descarga Guara-14, de acuerdo a la volumetría actual

ESTACIÓN	SEPARADOR °N	K	V _C (pies/s)	V _{rg} (pies/s)
GUARA-14	E-12	0,20	3,08	0,23
	E-154	0,20	3,16	0,43
	E-958	0,20	2,97	0,217
	E-105	0,20	2,90	0,21

K: constante de Souders y Brown, V_C: velocidad crítica (pies/s), V_{rg}: velocidad real del gas (pies/s)

En dichos cuadros comparativos se pueden observar según los cálculos realizados que los separadores de producción en general E-12, E-105, E-154 Y E-958 se encontraban dentro de las especificaciones, de acuerdo a las normas PDVSA MDP-S-03-01¹⁶, pues la velocidad real del gas en cada separador nunca supero la velocidad critica lo cual es indicativo de que este factor no tuvo influencia en las fallas de estos separadores.

También fue necesario realizar mediciones de los diámetros de cada boquilla por ser este otro factor importante que interviene en la velocidad del gas y líquido en los separadores, por lo que fue necesario conocer si las boquillas de entrada de mezcla, salida de gas y salida de líquido están dentro de los parámetros requerido por las normas de diseño establecidas, ya que un mal diseño de estas seria lo que ocasiona una mayor velocidad del flujo, permitiendo el arrastre de gasen líquido y del líquido en el gas, ocasionando así ciertos problema en los equipos.

Siguiendo la metodología del capítulo 3 se realizaron los cálculos de las velocidades crítica y de las velocidades real en las boquillas de entrada de mezcla, salida de líquido de los separadores instalado en la estación de descarga Guara-14, cuyos resultados se muestran de acuerdo al portafolio de oportunidades (PDO) existente en la tabla 4.5, y de acuerdo al volumen actual de líquido. En el anexo D (tabla D1).

Tabla 4.8. Cuadro comparativo de velocidades críticas o máximas permitidas, calculadas según la norma PDVSA MDP-03-S-03, y de los valores de velocidad real en las boquillas de entrada de mezcla, salida de líquido y salida de gas en los separadores gas-líquido

SEP °N	V_{em} (pies/s)	V_{sg} (pies/s)	V_{sl} (pies/s)	V_{ereal} (pies/s)	$V_{sgasrel}$ (pies/s)	V_{slreal} (pies/)
E-12	61,24	120,00	3	116,02	257,95	3,09
E-154	101,42	122,47	3	69,06	68,96	0,28
E-958	59,12	115,47	3	242,70	239,61	3,09
E-105	58,00	113,39	3	104,5	232,05	3,09

SEP: Separador,

V_{em} : velocidad en la boquilla de entrada establecida por normativa (pies/s),

V_{sg} : velocidad salida de gas establecida por normativa (pies/s),

V_{sl} : velocidad salida de líquido establecida por normativa (pies/s).

V_{ereal} : velocidad real en la boquilla de entrada (pies/s), $V_{sgasrel}$: velocidad real en la salida de gas (pies/s),

V_{slreal} : velocidad real en la salida del líquido (pies/s).

Para los valores de las velocidades máximas permitidas en las boquillas de entrada de mezcla y salida de gas de los separadores se consideró lo establecido en

las normas PDVSA MDP-03-S-03¹⁷ a través de las Ec.3.19 y Ec. 3.21 y una velocidad de 3pies³/s para la boquilla de salida de líquido así como también se calcularon las velocidades que realmente están presente en cada una de las boquillas a través de la Ec.3.20 y 3.22 (ver tabla 4.8); al ser comparadas ambas velocidades (real y máxima permitida) se pudo demostrar que las velocidades reales superan las velocidades establecidas por las normas PDVSA en los separadores E-12, E-958 Y E-105, lo que genera los recurrentes arrastres de gas en el líquido y del líquido en el gas presentes en el sistema de separación. Adicionalmente la falta de mantenimiento, ha podido generar taponamiento en dichas líneas, El separador E-154 fue el único que entra dentro de las especificaciones y con el tamaño adecuado, debido a su característica de diseño como un separador de prueba, pues solo recibe flujo de pozo que se vaya a medir.

Una vez evaluado el sistema de separación se procedió a determinar las capacidades de los separadores a través de las ecuaciones mostradas en el capítulo 3, del objetivo 3.4 correspondiente al 3.4.1 para separadores, a la eficiencia del 100%, 80% y 70% de acuerdo a la vida útil de los separadores, tabla 4.9

Tabla 4.9.Valores de Flujo volumétrico de gas y Flujo volumétrico de líquido a una eficiencia de 100%, 80% y 70% en los separadores instalados en la estación de descarga Guara-14

CAPACIDAD DE SEPARADORES	FLUJO VOLUMÉTRICO DE GAS(MPCSD)	FLUJO MÁSIKO DE LÍQUIDO(BPD)
EFICIENCIA 100%		
E-105	16,18	4.974,11
E-958	17,69	5.178,23
E-154	9,53	2.018,38
E-12	17,21	4.995,59

Total	60,63	17.166,32
EFICIENCIA 80%		
E-105	12,95	3.979,28
E-958	14,15	4.142,58
E-154	7,62	1.614,70
E-12	13,76	3.996,47
Total	48,48	13.733,03
EFICIENCIA 70%		
E-105	11,33	3.481,87
E-958	12,38	3.624,76
E-154	6,67	1.412,86
E-12	12,04	3.496,91
Total	42,42	12.016,40

En dicha tabla se puede observar de acuerdo a los cálculos realizados para un tiempo de residencia de 3 minutos según las normas PDVSA 90616.1.027 que los separadores de producción general E-12, E-105, E-154 y E-958 tienen una capacidad para manejar el flujo volumétrico tanto de líquido como de gas a la eficiencia de 100%, 80% y 70% , ya que actualmente la estación de descarga Guara – 14, maneja 1.162 MPCED de gas y 3.164 BBPD de líquido, y se incrementa de acuerdo a la mayor volumetría del portafolio de oportunidades 2010-2019 (PDO) a 4.182 BBPD de crudo y 8.899 MPCED de gas mostrado en el anexo A (tabla A2).

Posteriormente se procedió a determinar las capacidades de los calentadores a través de las ecuaciones mostradas en el capítulo 3, del objetivo 3.4 correspondiente al 3.4.2 para calentadores. En la estación de descarga Guara-14 estaban operando cinco calentadores con una capacidad calórica de 3MMBTUHR cada uno y con un total de 15MMBTUHR, de acuerdo a la volumetría actual en el sistema de

calentamiento se manejaban 14.000BBPD (anexo A1) de líquidos provenientes del sistema de separación y de las estaciones de flujos, también se consideró la mayor volumetría del portafolio de oportunidades 2010-2019 (PDO) correspondiente a 17.535 BBPD (anexo A2.2).

Se determinaron los valores del calor específico disponible, flujo volumétrico total a la eficiencia del 75% y el calor específico requerido de acuerdo a la volumetría actual y al portafolio de oportunidades tabla 4.10

Tabla 4.10. Valores del calor específico disponible, Flujo volumétrico total y el calor específico requerido según volumetría actual y volumetría (2010-2019) en los calentadores instalados en la estación de descarga Guara-14

CÁLCULO DE CAPACIDAD DE CALENTADORES		UNIDADES
Capacidad calórica disponible	11.250.000	MMBTUHR
Flujo Volumétrico Total (Q)	17.183,64	BBPD
Calor específico requerido (volumetría actual)	9.484.205,07	MMBTUHR
Calor específico requerido (volumetría 2010-2019)	11.878.966,85	MMBTUHR

Tabla 4.11. Cuadro comparativo entre flujo volumétrico total, flujo volumétrico actual y flujo volumétrico de acuerdo al portafolio de oportunidades (PDO) en la estación de descarga Guara-14

CAPACIDAD CALÓRICA (MMBTUHR)		FLUJO MÁXIMO (BBPD)
E-1152	3.000.000	17.183,64
E-1082	3.000.000	
E-1064	3.000.000	
E-1088	3.000.000	
E-1089	3.000.000	
TOTAL	15.000.000	17.83,64
Flujo volumétrico mezcla actual BBPD (Campo Guara Oeste PDVSA Distrito San Tomé)		14.000
Flujo volumétrico mezcla PDO(2010-2019) BBPD (Campo Guara Oeste PDVSA Distrito San Tomé)		17.535

De acuerdo a la tabla 4.10 y 4.11, según los cálculos realizados en la Ec. 3.41 a la eficiencia del 75% los calentadores tienen una capacidad para manejar un volumen de líquido total de 17.183,64 BBPD, comparándolo con la volumetría actual 14.000 BBPD (anexo A1), estos no presentan ningún problema de capacidad, pero al compararse con la mayor volumetría del portafolio de oportunidades (PDO) 2010-2019 de 17.535 BBPD (anexo A2.2), este volumen supera la volumetría manejada por el sistema de calentamiento por lo que se presentan ciertos problemas de capacidad con respecto al mayor volumen del portafolio de oportunidades (PDO). También se realizó un balance energético con respecto a la capacidad calórica disponible a través de la Ec. 3.50 y la capacidad calórica requerida mediante la Ec. 3.49, tanto para la volumetría actual de 14.000 y la mayor volumetría del portafolio de oportunidades 2010-2019 (PDO) anexo A (tabla A2.2), de acuerdo a los resultados obtenidos en la tabla 4.11 se observó que los calentadores tienen una capacidad calórica disponible

para el volumen de líquido actual , pero de acuerdo a la mayor volumetría del portafolio de oportunidades (PDO) anexo A(tabla A2.2) no cuenta con la capacidad calórica suficiente para dicho volumen de crudo, según los cálculos realizados en la Ec.3.51 se necesita un requerimiento energético de 11.878.966,85MMBTUHR, dispone de 11.250.000MMBTUHR, y difiere de 628.966,85MMBTUHR.

Siguiendo la metodología del capítulo 3 para evaluar tanques de lavado se estudió el sistema de operación del tanque de lavado con datos de altura de salida del crudo, altura de salida máxima del agua, altura de salida mínima del agua diámetro del tanque y diámetro del tubo central, todo esto se logró mediante la inspección en campo y con la ayuda del personal técnico que laboran en las instalaciones; el tiempo de retención del tanque fue aportado por el personal de la superintendencia de Tratamiento y Calidad de crudo.

Una vez obtenido estos datos se procedió a determinar el valor de la altura del colchón de crudo, flujo de crudo, altura del nivel de agua disponible, altura de agua máxima requerida, altura de agua mínimarequerida, flujo de agua y velocidad de rebose a través de las ecuaciones mostrada en el capítulo 3 del objetivo 3.4 que corresponde al 3.4.3 para evaluar tanque de lavado, figura4.7, para la volumetria del portafolio de oportunidades (PDO).

La estación de descarga dispone de un tanque de lavado (T-179-01) con una altura de 40pies y una capacidad de 13.500 Bls fig. 4.6



Figura 4.6. Tanque de lavado de la estación de descarga GED-14.


									
HOJA DE CALCULO PARA TANQUES DE LAVADO (EVALUACION Y DISEÑO)									
PROYECTO:	EVALUACION DE LAS CAPACIDADES DEL TANQUE DE LAVADO								
TAG DEL EQUIPO	T-175-01			ESTACION GUARA-14					
				FECHA:					
DATOS REQUERIDOS (introducir datos solo en las casillas azules)									
Altura salida de crudo	11,58	m	37,99	pie	Diametro tubo central	2,8	m	9,19	pie
Altura sal.max de agua	1,83	m	6,00	pie	Flujo crudo+agua	17.535	BPD	2787,84	m ³ /día
Altura sal.min de agua	0,61	m	2,00	pie	Corte de Agua	45	%		
Diametro del tanque	14,63	m	48,00	pie	Tiempo de retención	6	horas	0,25	días
					Area transversal	161,95	m ²	1743,18	pie ²
ALTURA DEL COLCHON DE CRUDO									
Altura colchon crudo	2,37	m	7,77	pie	Flujo crudo	9644,3	BPD	1533,31	m ³ /día
ALTURA DEL COLCHON DE AGUA									
Altura nivel agua disp.	9,21	m	30,23	pie	Flujo agua	7890,8	BPD	1254,53	m ³ /día
Altura agua-max.req.	3,77	m	12,36	pie	Altura agua-min.req.	2,55	m	8,36	pie
VELOCIDAD DE REBOSE									
Velocidad de rebose	5,53	BNPD/pie ²			Altura de agua Aceptable	CUMPLE			
					Velocidad de Rebose Aceptable	CUMPLE			

Figura 4.7. Valor de la altura del colchón de crudo, flujo de crudo, altura del nivel de agua disponible, altura de agua máxima requerida, altura de agua mínima requerida, flujo de agua y velocidad de rebose del tanque de lavado instalado en la estación de descarga Guara-14

En dicha figura se muestra la altura de agua máxima requerida y la altura de nivel de agua disponible, mediante la Ec. 3.57 y 3.56, la altura de agua es aceptable para la volumetría manejada a esas condiciones, esta cumple porque la altura de agua máxima requerida es menor a la altura de nivel de agua disponible.

Con la Ec.3.59 se determinó la velocidad de rebose, siendo esta menor a 8.5, cumpliendo así con las normas PDVSA MDP-F-05-02, con la Ec. 3.53 y 3.55 se determinó el flujo de crudo (9.644,3BPD) y el flujo de agua (7.890.8BPD), en este caso no hay problema de capacidad para deshidratar la mayor volumetría del PDO (2010-2019), considerando la volumetría actual 14.000BBPD, el flujo de crudo es de 7700BPD y el flujo de agua es de 6300BPD, tampoco presenta ningún inconveniente de capacidad en el anexo F (Fig. F1 y F2); debido que el tanque de lavado tiene una capacidad de diseño de 13.500BPD flujo de crudo y 9.000 BPD flujo de

En la figura 4.8 se puede observar de manera detallada una representación esquemática del funcionamiento del tanque de lavado, los niveles y alturas de trabajo referidas al tanque de lavado, el volumen de mezcla (agua- crudo) de entrada (17.535BBPD); y el volumen de flujo crudo (9.644,3BPD) y flujo de agua (7.890,8BPD) de salida con un promedio de deshidratación de 0.4%, para luego ser enviado hacia Patio Tanque (PTO), parte de este crudo se utiliza como diluyente de su mismo campo, y lo que sale de agua después del proceso de deshidratación es enviado hacia las pías.

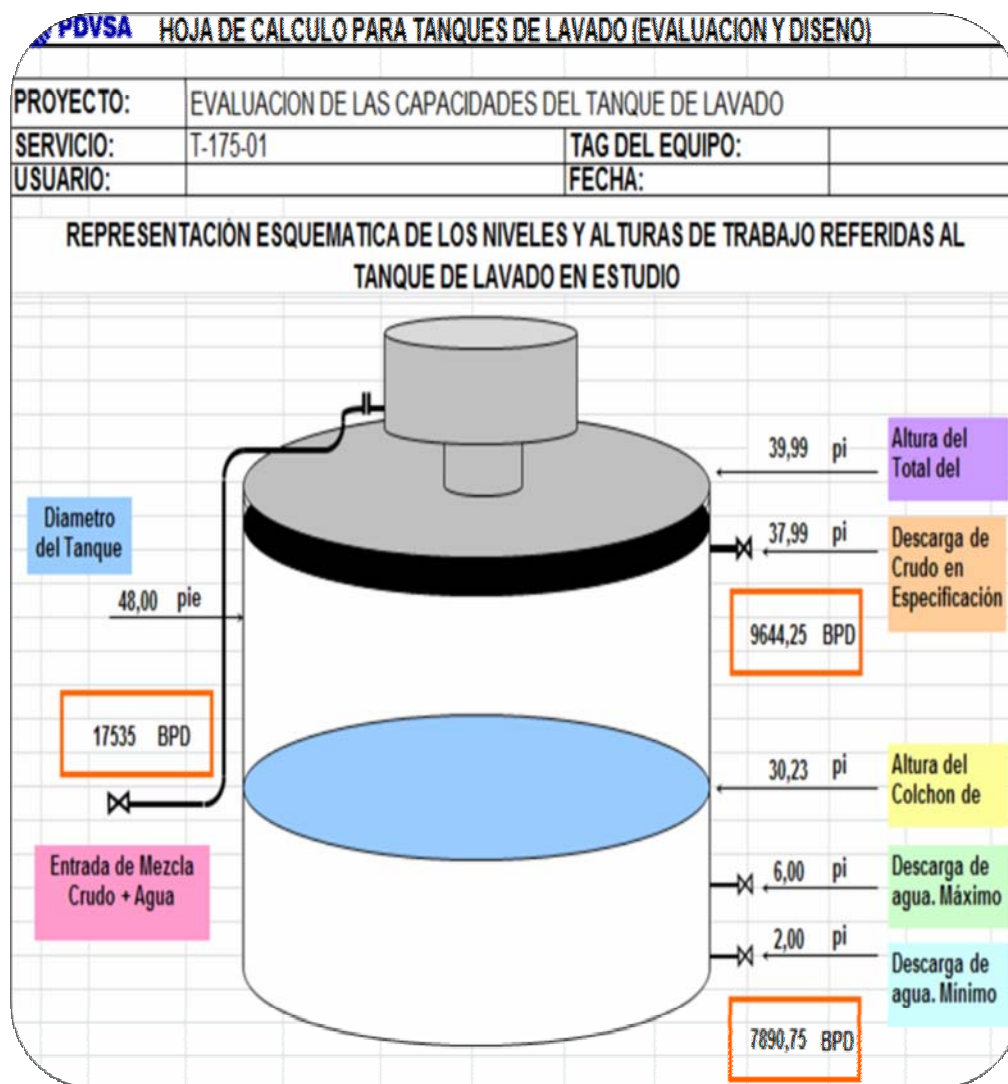


Figura 4.8. Representación esquemática de los niveles y alturas de trabajo referidas al tanque de lavado de la estación Guara-14

Posteriormente se procedió a determinar las capacidades de los tanques de Almacenamientos a través de las ecuaciones mostradas en el capítulo 3, del objetivo 3.4 correspondiente al 3.4.4 tanques de almacenamiento. Tabla 4.12.

En la estación de descarga Guara-14 estaban operando tres tanques de almacenamientos, los cuales tienen como función almacenar el crudo en especificación, del tanque de lavado recibe E-1007, mientras los otros dos (E-4505 y E-4504) están bombeando hacia PTO o al contrario.

Tabla 4.12. Valor de flujo de crudo disponible en los tanques de almacenamientos instalados en la estación de descarga Guara-14.

TANQUES DE ALMACENAMIENTOS	CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO (BLS)
E-1007	9.166,66
TOTAL	9.166,66
E-4505	4.125
E-4504	4.125
TOTAL	8.250

De acuerdo al volumen de crudo que se almacena actualmente que es aproximadamente 7700BPD, el E-1007 tiene capacidad para almacenar este volumen, al igual que el E- 4505 y E-4504, ya que estos están conectados entre sí y reciben juntos, mientras que el E-1007 está bombeando (tabla 4.12)

Considerando la mayor volumetría del portafolio de oportunidades 2010-2019 (PDO) requiere almacenar aproximadamente 9.644,3 BPD de crudo, por lo que se observa en la tabla 4.12 el E-1007 no tiene capacidad para almacenar ese volumen de

crudo, porque excede 477,64BPD la capacidad del tanque, mientras que los otros dos tanques (E-4505y E4504) tampoco tienen capacidad para almacenar ese volumen de crudo, excede 1.394,3 BPD de crudo, lo que ocasionaría ciertos problemas operacionales en la estación de descarga Guara-14.

4.5. Propuestas de mejoras de acuerdo a los resultados obtenidos de la simulación, las normas PDVSA y de los datos recopilados en campo

Una vez obtenidos estos resultados se pudo observar la deficiencia de información para utilizar la herramienta del PIPEPHASE 8.0, por lo que al momento de recopilar los datos los planos existentes no correspondían con los equipamiento reales de la estación de descarga Guara-14, en este caso es necesario actualizar los planos de tuberías de dicha estación.

En el área de los separadores se encontraban cuatro separadores, al momento de la inspección estos presentaban ciertos problemas operacionales, las válvulas de accionamiento mecánico de descarga de líquidos de los separadores E-105, E-958 y E-154 presentaron reportes de fallas periódica de apertura y de cierre, lo cual se atribuye al deterioro y desactualización del mecanismo de dichas válvulas, se debe implementar programas de mantenimiento preventivo, correctivo y periódico de todos los sistemas de control, dispositivos, válvulas e instrumentos, para evitar fallas durante el proceso de separación, reemplazar las válvulas de aperturas y de cierre deterioradas, por otras basadas en el accionamiento de su diafragma mediante pilotos neumáticos.

Al momento de recopilar datos de campo a través de observaciones directa, se pudo notar la falta de información en cuanto a los datos de fabricación de los equipos, lo que imposibilitó visualizar muchas de sus medidas de diseño a través de la simple observación, debido a que sus placas de identificación se encontraban

ilegibles o ausentes, se debe hacer un levantamiento de campo en los sistemas de separación para conocer sus valores de diseño, operacionalmente estos son de mayor utilidad en la empresa.

En el área de los calentadores se requiere de otro calentador para aumentar el flujo máximo de líquido, ya que actualmente la estación de descarga Guara-14, se encuentran cinco calentadores de 3.000.000 MMBTUH C/U y con una eficiencia al 75%, de acuerdo a los resultados obtenidos este tiene una capacidad para manejar 17.184 BBPD, donde para el 2015 acuerdo al PDO existente se requiere manejar un volumen de líquido de 17.535BBPD, por lo que es necesario instalar otro calentador.

En la estación de descarga Guara-14 solamente se cuenta con un tanque de lavado de acuerdo a los resultados obtenidos este tiene capacidad para manejar el volumetría actual 7.700BPD de flujo de crudo y 6.300 BPD de flujo de agua y la volumetría del portafolio de oportunidad (PDO)2010-20109, 9.644,25BPD de flujo de crudo y 7.890,75BPD de flujo de agua. El tanque de lavado tiene una capacidad de diseño de 13.500BPD de flujo de crudo y 9.000BPD de flujo de agua se recomienda otro tanque de lavado que tenga la facilidad de manejar líquido en el futuro de inmediato, así como otro tanque de almacenamiento.

CONCLUSIONES

1. los planos existentes no correspondían con los equipamientos reales de la estación de descarga Guara-14.

2. La estación de descarga Guara-14 no se ve afectada por caídas de presiones ya que las longitudes de las tuberías son cortas y se trata de una estación de descarga donde el fluido bifásico evaluado es agua- crudo.

3. Las correlaciones Begg&Brill – Moody y Xiao se ajustan al sistema real de la estación de descarga Guara-14.

4. Las válvulas de accionamiento mecánico de descargas de líquidos de los separadores E-105, E-958 Y E-154 presentaron reportes de fallas periódicas de apertura y de cierre, lo cual se atribuye al deterioro y desactualización del mecanismo de dichas válvulas.

5. La capacidad de gas total manejada a la eficiencia 100% en la estación de descarga Guara-14 por los separadores verticales E-105, E-958, E-154 y E-12 se estimó en **60,63MPCSD**.

6. La capacidad total de líquido manejada a la eficiencia 100% en la estación de descarga Guara-14 por los separadores verticales E-105, E-958, E-154 y E-12 se estimó en **17.166,32BPD**, para un tiempo de residencia según la norma PDVSA 90616.1.027 de 3 minutos.

7. Los equipos de separación tienen capacidad para manejar tanto el volumen de gas y líquido actual, así como también la mayor volumetría del portafolio de oportunidades (PDO) 2010-2019.

8. El flujo máximo para los calentadores 1, 2, 3,4 y 5 se estimó en **17.184 BBPD** respectivamente en condiciones de operación.

9. La capacidad calórica nominal de los calentadores es de **15.000.000MMBTUH** al 75% se estimó disponible **11.250.000MMBTUH**.

10. La evaluación de los calentadores se realizó con una eficiencia de 75% para garantizar el manejo de toda la producción esperada en la estación de descarga GED-14.

11. Los calentadores requieren **11.878.966,85MMBTHHR**, para manejar un volumen de **17.535 BBPD** de acuerdo a la mayor volumetría del portafolio de oportunidades (PDO) 2010-2019.

12. El tanque de lavado de la estación de descarga Guara -14 tiene capacidad para manejar el volumen de flujo actual y el volumen de flujo crítico estimado del portafolio de oportunidades (PDO) 2010.2019.

13. La capacidad total de almacenamiento de los tanques E-10007 / E-10006 / E-4505 / E-4504 / E-4503 / E-4502 se estimó en **17.416,66Bls.**

RECOMENDACIONES

1. Elaborar planos de tubería y planos de referencias de la estación de descarga Guara-14, de manera que se pueda tener acceso rápido a esta información y que pueda ser actualizada en forma sencilla, dejando un histórico de estos planos actualizados y firmados por el ingeniero de proyecto.

2. Realizar las modificaciones de los equipos de separación y de todos los sistemas encargados del tratamiento del crudo en la industria petrolera, haciendo las adaptaciones correspondientes a las normativas que rigen cada sistema, para así garantizar el funcionamiento adecuado de los equipos y un tratamiento del crudo que cumpla con las exigencias del mercado.

3. Crear una base de datos en donde se registren cada una de las fallas presentadas en las estaciones, y las modificaciones realizadas en sus respectivos equipos y accesorios.

4. Realizar de acuerdo a la normativa PDVSA MDP 03-S.01 mediciones periódicas de las pérdidas por arrastres, producidas por la falta de mantenimiento y desactualización de los sistemas de separación.

5. Instalar otro calentador con el fin de aumentar la capacidad calórica disponible el cual será indispensable para el manejo eficiente de la producción futura.

6. Se recomienda realizar un mantenimiento general y una evaluación detallada a los calentadores existentes, a fin de garantizar una mayor eficiencia y aumentar la capacidad para manejar mayor cantidad de flujo.

7. Se recomienda instalar medidores de flujo que permitan tener un control de la cantidad de crudo que ingresa a cada uno de los calentadores existentes.

BIBLIOGRAFÍA

1. Azocar R., **“Evaluación del sistema de separación de la Estación de Descarga Guara-14, perteneciente a la Unidad de Producción Liviano-Mediano, de PDVSA. Distrito San Tomé”**. Trabajo de Grado UDO, Ingeniería Química, Puerto la Cruz. (2010).
2. Núñez N., **“Propuesta de Mejoras Operacionales a las Redes de Tuberías de los Pozos Asociados a la Estación Merrey-9. Pesado PDVSA. Distrito San Tomé”**. Trabajo de Grado no publicado. Universidad de Oriente. Barcelona. (2009).
3. Olivero R., **“Análisis Hidráulico del Sistema de Recolección de Crudo del Campo Bare Oeste, Sector La Orleana de la U.P. extrapesado de PDVSA. Distrito San Tomé”**. Trabajo de Grado no publicado. Universidad de Oriente. Barcelona. (2007).
4. Hernández k., **“Evaluación y elaboración de propuesta de mejoramiento del sistema de recolección de crudo del Area Barinas del Norte”**. Trabajo de Grado no publicado. Universidad Santa María. Barinas. (2004).
5. Intranet.PDVSA.com, U&E Liviano-Mediano, PDVSA, San Tomé (2009)
6. Fondo Editorial del Centro Internacional de Educación y Desarrollo (FONCIED). **“EL POZO ILUSTRADO”** segunda edición, Editorial FONCIED. Caracas, Venezuela (1998)

7. Barberli, E., La Industria Venezolana de los Hidrocarburos Tomo I, Editorial CEPET, Caracas, 110 pp. (1991)
8. Barberli, E., El Pozo Ilustrado. Fondo Editorial del Centro Internacional de Educación y Desarrollo (FONCIED), Cuarta Edición. Caracas. (1998)
9. PDVSA., “Nota Técnica de Agua y Sedimentos” PDVSA E&P. San Tomé, Venezuela (2008).
10. Martínez M., “Ingeniería de Gas Principios y Aplicaciones” Editorial de la Universidad del Zulia, Venezuela, (1991)
11. CIED, PDVSA" Facilidades de producción". Adiestramiento técnico. (1995)
12. VALENZUELA, G., “Evaluación del sistema integral de flujo multifásico subsuelo-superficie de crudo pesado y extrapesado del campo Arcuna”. Tesis de Grado, Facultad de Ingeniería, Universidad Central de Venezuela. (2.002)
13. MANNYRON CONSULTORES Estaciones Recolectoras de Flujo. Adiestramiento técnico. (2.005)
14. PDVSA, Manual de Diseño de Proceso. Separación Física. Tambores Separadores, 29 pp. (1995)
15. Thompson, M., Oilfield Processing Volume Two: Crude Oil, 287 Editorial PennWell Books, Tulsa, Volumen II

16. Oliveira, B., “Desarrollo de una Metodología de cálculo que permita Diseñar o Evaluar los Separadores a ser Instalados en las Estaciones de Flujo”. Tesis de Grado, Facultad de Ingeniería, Universidad Central de Venezuela. (2003)
17. Manual de Ingeniería de diseño. “Separadores Líquido –Vapor” norma PDVSA N° 90616.027 (1991)
18. Busto, T., “Evaluación del Sistema de Manejo de Fluidos en Superficie para el Área Mayor de Socororo”. Tesis de Grado, Facultad de Ingeniería, Universidad Central de Venezuela. (2002)
19. Palacio, H., “Estudio Comparativo Técnico-Económico entre Bombas Multifásicas y Estaciones de Separación de Flujo Tradicionales”. Tesis de Grado, Facultad de Ingeniería, Universidad Central de Venezuela. (2003)
20. PDVSA MDP-03-S-01. Manual de Diseño de Proceso “Principios Básicos”. En línea: <http://www.intranet.pdvsa.com>.
21. Millán, J., “Diseño de un Sistema de Bombeo de Flujo Multifásico, para el manejo de Crudo Pesado Merey de 15,5 °API en el Campo Melones Oeste, Distrito San Tomé”. Tesis de Grado, Facultad de Ingeniería, Universidad de Oriente. (2002)
22. PDVSA MDP-03-S-03. Manual de Diseño de Proceso “Separadores Líquido – Vapor”. En línea: <http://www.intranet.pdvsa.com>.
23. Manual hidráulico de tuberías “**simulador PIPEPHASE**” U&E Liviano-Mediano, PDVSA, San Tomé (2008)

24. PDVSA MDP- 05-F-01. Manual de Diseño de Proceso “Calentadores: Principios Básicos”. En línea: <http://www.intranet.pdvsa.com>.

25. PDVSA MDP-F-05-02. Manual de Diseño de Proceso “Calentadores: Consideraciones de Diseño”. En línea: <http://www.intranet.pdvsa.com>.

26. CRANE. “Flujo de Fluidos en Válvulas, Accesorios y Tuberías”. Editorial Mc. Graw Hill. México, Febrero 1999. CEPET, PDVSA “Tratamiento de crudos y aguas efluente”. Adiestramiento Técnico. (2.004)

27. CEPET, PDVSA “Tratamiento de crudos y aguas efluente”. Adiestramiento Técnico. (2.004)

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

TÍTULO	EVALUACIÓN DE LAS CAPACIDADES DE LOS EQUIPOS PARA EL MANEJO DE LOS FLUIDOS RECIBIDOS EN LA ESTACIÓN DE DESCARGA GUARA-14, UP LIVIANO-MEDIANO DE PDVSA. DISTRITO SAN TOMÉ
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
Pérez Paravavire Zulimar Carolina	CVLAC: V- 17.955.684 E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:

PALABRAS O FRASES CLAVES:

Manejo de Fluidos

Estación de Flujo

Crudo Liviano

Distrito San Tomé

Viscosidad

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

ÁREA	SUBÁREA
INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS	INGENIERÍA DE PETRÓLEO

RESUMEN (ABSTRACT):

Se presenta un estudio dirigido a evaluar las capacidades de los equipos (separadores, calentadores, tanque de lavado y tanques de almacenamientos) para el manejo de fluidos recibidos en la estación de descarga Guara-14, de la unidad de Producción Liviano-Mediano de PDVSA. Distrito San Tomé, esta estación tiene como función principal el tratamiento almacenamiento y bombeo de crudo hacia PTO.

Para lograr dicho estudio fue necesario hacer un inventario de todos los equipos que formaban este sistema a través de la observación directa, obteniéndose de esta manera planos de plantas los cuales fueron elaborados a través del software AUTO CAD 2010, se caracterizó el crudo de la estación de descarga Guara-14, donde se tomaron muestras de crudos y fueron llevadas al laboratorio de superintendencia de tratamiento y calidad de fluidos de San Tomé, obteniéndose resultados de gravedad API, viscosidad y porcentaje de agua y sedimento, se identificaron las tuberías de producción, diámetro, longitudes, reportes de producción y memoria descriptiva de donde se obtuvieron los volúmenes de crudo manejados en la estación, al igual que los parámetros de operación, algunos tomados directamente en el área, obteniéndose así, la evaluación de la hidráulica de las etapas de baja presión de la estación, mediante el simulador PIPEPHASE 8.0. Se determinaron las capacidades de los equipos de acuerdo al PDO (2010-2019) a través de las normas PDVSA, se propusieron mejoras de acuerdo a los resultados obtenidos de la simulación, normas PDVSA y de los datos que se recopilaron en campo.

Las válvulas de accionamientos mecánicos de descarga de líquido de los separadores E-105, E-958, y E-154 presentaron reportes de fallas periódicas de apertura y de cierre, lo cual se atribuye al deterioro y desactualización del mecanismo de dichas válvulas y fugas de gas en las conexiones de las válvulas. Los calentadores requieren **11.878.966,85MMBTHHR**, para manejar un volumen de **17.535 BBPD** de acuerdo a la mayor volumetría del portafolio de oportunidades (PDO) 2010-2019.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

CONTRIBUIDORES

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL			
Prof. Oly Guerra L, M. Sc.	CA	AS X	TU	JU
	CVLAC:			
	E_MAIL			
	E_MAIL			
Prof. Rayda Patiño, M. Sc.	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:			
	E_MAIL			
	E_MAIL			
Prof. Jairo Uricare, Esp.	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:			
	E_MAIL			
	E_MAIL			
Ing. Luis Lara	CA	AS X	TU	JU
	CVLAC:			
	E_MAIL			
	E_MAIL			

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2011	10	07
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE: ESPAÑOL

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS. Evaluación de las Capacidades de los Equipos para el Manejo de los Fluidos Recibidos en la Estación de Descarga Guara-14.doc	Application/msword

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

ALCANCE

ESPACIAL: _____

TEMPORAL: _____

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero de Petróleo

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pregrado

ÁREA DE ESTUDIO:

Departamento de Ingeniería de Petróleo

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

DERECHOS

De acuerdo al artículo 41 del Reglamento de Trabajo de Grado:

“Los trabajos son propiedad exclusiva de la Universidad de Oriente, y solo podrán ser utilizados para otros fines con el consentimiento expreso del Consejo de Núcleo respectivo, quien participará al Consejo de Universidades”

AUTOR

Pérez Paravavire Zulimar Carolina

TUTOR

Prof. Oly Guerra, M.Sc.

JURADO

Prof. Rayda Patiño, M.Sc.

JURADO

Prof. Jairo Uricare, Esp.

POR LA SUBCOMISIÓN DE TESIS

Prof. Rayda Patiño