

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



**“EVALUACIÓN DE EQUIPOS CRÍTICOS USADOS EN EL
MANEJO DE CRUDO, SEGÚN NORMAS DE DISEÑO PARA SU
OPERACIÓN SEGURA EN EL ÁREA DE MOVIMIENTO DE
CRUDOS DE LA REFINERÍA DE PUERTO LA CRUZ”**

REALIZADO POR:

VANESSA DE LOS ÁNGELES GUERRA LEÓN

**TRABAJO DE GRADO PRESENTADO ANTE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE
COMO REQUISITO PARCIAL PARA OPTAR AL TÍTULO DE:**

INGENIERO DE PETRÓLEO

BARCELONA, MAYO DE 2011

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



**“EVALUACIÓN DE EQUIPOS CRÍTICOS USADOS EN EL
MANEJO DE CRUDO, SEGÚN NORMAS DE DISEÑO PARA SU
OPERACIÓN SEGURA EN EL ÁREA DE MOVIMIENTO DE
CRUDOS DE LA REFINERÍA DE PUERTO LA CRUZ”**

ASESORES

ING. RAYDA PATIÑO (MSc)

Asesor Académico

ING. CESAR FLORES

Asesor Industrial

BARCELONA, MAYO DE 2011

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



**“EVALUACIÓN DE EQUIPOS CRÍTICOS USADOS EN EL
MANEJO DE CRUDO, SEGÚN NORMAS DE DISEÑO PARA SU
OPERACIÓN SEGURA EN EL ÁREA DE MOVIMIENTO DE
CRUDOS DE LA REFINERÍA DE PUERTO LA CRUZ”.**

El jurado hace constar que asignó a esta tesis la calificación de:

ING. JOSÉ RONDÓN (MSc).

Jurado Principal

ING. OLY GUERRA (MSc).

Jurado Principal

ING. RAYDA PATIÑO (MSc).

Asesor Académico

BARCELONA, MAYO DE 2011

RESOLUCIÓN

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

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

DEDICATORIA

A Dios, la Virgen del Valle y todos mis Ángeles protectores, por siempre iluminarme en mis días más oscuros, dándome la fortaleza, amor, salud y Fé, para volver a levantarme y no decaer. Con Dios todo sin el nada.

A mi **Madre Hermosa**, por haberme dado el ser que hoy soy, eres mi vida gran mujer, sin ti no lo hubiese podido lograr, nuestro amor es de los grandes, de aquellos que muy poco se encuentran, sincero, sencillo y eterno. Tus sacrificios son invalorable. Solo Dios sabe cuánto soy capaz de amarte, eres mi razón de vivir. TE AMOOOOOOOOOOOOOOOOOO mi Nena Bellaaa.

A mi **Padre**, porque en vida me brindaste tu amor incondicional, enseñándome la gran fortaleza que puede tener un ser humano cuando se quiere vivir. Tú ejemplo y disciplina como profesional honorable siempre vivirá en mí. Hoy en día eres mi ángel Titito amado, siempre a mi lado aunque no te pueda ver. A ti y a mi bella madre les dedico cada logro y cada meta alcanzada. Finalmente tu Titita es Ingeniero, algún día tendré la dicha de celebrar junto a ti en el cielo mi bebé bello, mientras tanto voy a escribirte con nubes cinco palabras que digan, TITITO TE AMO, LO LOGRAMOS.

A mi **hermano José Luis**, porque me has demostrado lo orgulloso que estas de mí y todo el amor que me tienes, sobretodo en esta etapa de mi carrera. Un abrazo tuyo vale más que mil palabras. Te Amoooo Hermanito.

A mi **Marnita Diana**, por ser siempre mi principal ejemplo a seguir y sencillamente más que una hermana eres mi segunda madre. Nunca dudaste de mí y finalmente lo logré marnita. Te Amooo con Todas Las Células de Mi Cuerpo Bella.

A mi **Tutukis Alexander**, por estar conmigo en todo momento, a tu lado he aprendido a ver la vida de otra manera, una donde no importa las piedras que se nos atraviesen en el camino, con risas, alegría y muchooo amor todo se hace más sencillo. Sé que siempre estaremos juntos Tutukis, riéndonos y llorando de todas nuestras loqueras, sin duda alguna eres mi Mejor Amigo. Te Amooooo Infinitamente Hermano.

A mi **Pollito Hermoso**, más que un primo eres mi hermano del alma, he seguido tus pasos desde muy pequeña, eres un gran ser humano y estoy super orgullosa de ti mi vida. Te AMOOOO mi Pollito Bello.

A los niños de mis ojos, **Jorge Luis (Mi Renacuajo), Luis Alejandro (Mi Tukiis), Isabella (Mi Mordis Momosisima), Carlos Eduardo** y por supuesto a **Mi Garrapata Adrian**, por brindarme un amor tan puro, inocente y desinteresado desde el día que nacieron. Los Amo al Infinito y más Allá mis bebés hermosos.

Finalmente les dedico este logro, a **mis Mejores Amigas del Alma, María del Mar (Mi Ángel y BFF), María Sol (Hija Lenda) y Allison (Hija Pechocha)**, porque me han demostrado el verdadero significado de la palabra amistad, no existe obstáculo alguno que nos separe “Las 4x100pre”. **Carlitos de mi vida** no creas que me olvide de ti, amistad tan pura como la tuya nunca habré de encontrar. Los Amo Con Todo Mi Seer.

AGRADECIMIENTOS

Agradezco principalmente a **Dios y a la Virgen del Valle**, por estar siempre en mí con ese amor infinito, regalándome todas las herramientas necesarias para culminar esta etapa tan importante de mi carrera. Gracias a ustedes he aprendido a valorar cada minuto de vida que me dan, a pesar de los obstáculos y fracasos que se puedan presentar a lo largo del camino.

A mis **Padres**, por cada sacrificio y gesto de amor brindado, espero poder retribuir al menos un pedacito de todo lo han hecho por su bebecita, este logro es un comienzo de todo lo que se merecen. Mamita este triunfo es más tuyo que mío, ERES GRANDE MADRE AMADA. Titito, eres el ángel que ilumina mis días, siempre estás en mi mente y en mi corazón.

A mis **Hermanos (José Luis, Diana, Alexander y Pollito)**, porque me han demostrado un amor y apoyo fraternal e incondicional a lo largo de mi vida, se que en sus corazones siempre seré la “Nebritita consentida de la casa”. Los AMOOOO.

A mis **Sobrinos**, por alegrar mi vida con sus sonrisas y abrazos. En mi encontrarán más que una tía, sino una segunda madre. Son mi fuente de inspiración mis bebés amados.

A mis mejores amigas y amigos, **María del Mar, Javier; María Sol, Carlos; Allison y Daniel**, por esa amistad tan pura y bella, que ha vencido las barreras del

tiempo y la distancia, gracias por brindarme tantas alegrías y amor sobretodo en mis momentos más difíciles. Los Amaré por la eternidad.

Al resto de mis amigos, **Nano, Pierre; Andreina; Biticofo, Enrique y todos los demás loquitos de mi isla**, por tantos momentos felices y experiencias compartidas, haciendo cada retorno a mi hogar más bonito y alegre. Los quiero muchísimo.

A mis Tíos, Gerardo, Elisa; Sonia; Elizabeth, Edgar; Diana, mi Madrina Chechela, Mis cuñadas y cuñado Adriana, Mariana y Antonio, y el resto de mis tíos, primos y familia, por demostrarme tanto cariño, confianza y apoyo. Los Adorooo.

A mis eternos Roomies, **María Alejandra; Franciana, Pepeto, Sadara, Jesús y la Sra. Liris**, por haberme ofrecido el calor de hogar que tanto extraño de mi isla, lejos de mi familia durante estos últimos cinco años. Por eso y todo el apoyo se les quiere un mundo.

A las amigas, amigos y compañeros que me regaló la universidad, **Ana, Paola; Oriana; Amelia; Sharon, Braulio; Moisés, Pedrito, El Negrilis; Millán; Rhonny, Eduin; Franklin, Simón, Beltrán; Sandra; Maidelys; Fátima Guillermo; José Gregorio; Antonio, Gaby, Mohamad, Ricardo; Rosmairis, Pedro Ledezma** y todos aquellos que compartieron conmigo durante estos últimos cinco años, cada uno de ustedes aportó un granito de arena lleno de fortaleza, cariño, sabiduría y profesionalismo que llevare y recordare por el resto de mis vida, mis colegas queridísimos.

A mis amigos y compañeros bellísimos de pasantía en la Refinería de Puerto La Cruz, **Melly; Miguel; Cristinita; Lalito; Nathaly, Yanny, Daniel, Colina; Edixon;**

Gerson, Oswaldo, María Eugenia y Marianna, porque juntos luchamos y nos apoyamos en tan bonita etapa como culminación de nuestras carreras y primera experiencia como profesionales. Espero tener la oportunidad de volver a trabajar con ustedes, los quiero un mundo colegas.

A mi Tutor Industrial **Cesar Flores**, gracias por su colaboración, tiempo, dedicación y todas las enseñanzas impartidas para el desarrollo de este tema.

A mi Tutora y Profesora **Rayda Patiño**, por todo el cariño, consejos, motivación, confianza y enseñanzas. Gran mujer, madre y profesional sin duda todo un ejemplo a seguir.

A los ingenieros, **Eulogio, Ramón, Luis, David, Sr. Victor Guevara y demás personal del Departamento de Procesos y Movimiento de Crudos y Productos de la Refinería de Puerto La Cruz**, por todo el cariño, consejos, herramientas y asesoramiento necesario para la culminación de esta etapa.

Y a ti **Coso**, por haberme brindado tu amistad y cariño durante estos últimos años, haciendo tu casa un segundo hogar para todos e impartiendo tus conocimientos como preparador 24-7. Formas parte especial de mi corazón. Te Adorooo Mi Nenito Bello.

A la **Universidad de Oriente**, la cual es mi universidad de mi amada, me regalo grandes amigos, el amor y me enseñó a crecer y a madurar como ser humano, gracias por hacer de mí toda una profesional.

Vanessa de los A. Guerra León.

RESUMEN

En este proyecto se evaluaron los equipos críticos involucrados en el manejo y almacenamiento de crudos del Área de Almacenaje de Guaraguao perteneciente a la Refinería de Puerto La Cruz, determinando las variables máximas y mínimas de operación segura de acuerdo a normas de diseño. Se realizó la descripción del estado actual del sistema, mediante el levantamiento de información de campo, de las características de los fluidos de trabajo y de diseño de los equipos, con el fin de identificar posibles limitaciones o desviaciones presentes en el mismo con respecto a las condiciones máximas y mínimas permisibles según la normativa en estudio. Se establecieron las variables y rangos de operación, mediante el uso de data operacional y una hoja de cálculos hidráulicos respaldada por los resultados obtenidos a través del simulador PIPEPHASE, para luego realizar las comparaciones respectivas determinando de esta manera, si las condiciones de operación se encuentran dentro de los valores críticos permisibles de operación segura. También se procedió a la predicción de posibles consecuencias a la integridad mecánica de los equipos, la seguridad del personal y del ambiente causada por operaciones desviadas de los límites seguros. Finalizada la evaluación en equipos estáticos, rotativos y líneas de proceso se apreció que estos se encuentran operando dentro de los límites de operación segura, por lo que no hubo necesidad de proponer mejoras que solventaran desviaciones presentes. Excluyendo a las variables de flujo de los Tanques 250x3/6, en los cuales no se puede afirmar su funcionamiento con seguridad por carecer de información relacionada con las capacidades de alivio y venteo de sus dispositivos de seguridad, mediante las cuales es posible determinar las tasas máximas de vaciado y de llenado.

CONTENIDO

RESOLUCIÓN	iv
DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTOS	vii
RESUMEN.....	x
CONTENIDO	xi
LISTA DE FIGURAS	xvi
LISTA DE TABLAS	xvii
CAPÍTULO I. INTRODUCCIÓN	19
1.1. Planteamiento del problema	19
1.2. Objetivos.	21
1.2.1. General.	21
1.2.2. Específicos.	21
CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO	22
2.1. Antecedentes.	22
2.2. Petroleos de Venezuela.	23
2.2.1 Refinería de Puerto la Cruz.....	24
2.3. Resumen de conocimientos previos.	27
2.3.1. Límites de Operación Segura.....	27
2.3.1.1. Límites Operacionales y Consecuencias de Desviación (LOCD).....	27
2.3.1.2. Variables de Operación para las Cuales hay que Definir Límites de Proceso.....	27
2.3.1.3. Límites de Operación Máximos y Mínimos.....	27
2.3.1.4. Rango de Operación.....	29
2.3.1.5. Valor Típico.	30

2.3.1.6. Consecuencias de Desviación (CD).....	30
2.3.1.7. Equipo Crítico.....	31
2.3.1.8. Sistemas de Alivio y Venteo.....	31
2.3.2. Temperatura y Presión de Diseño en Equipos Críticos.....	31
2.3.2.1. Temperatura de Diseño.....	31
2.3.2.2. Temperatura de Operación Mínima.....	32
2.3.2.3. Temperatura Crítica de Exposición (TCE).....	32
2.3.2.4. Presión de Diseño.....	33
2.3.2.5. Presión de Trabajo Máxima Permisible (PTMP).....	33
2.3.3. Crudo.....	33
2.3.4 Generalidades sobre Fluidos.....	34
2.3.4.1 Definición de Fluido.....	34
2.3.4.2. Propiedades Físicas de los Fluidos.....	34
2.3.4.3. Regímenes de Flujo de Fluidos en Tuberías.....	38
2.3.4.4. Número de Reynolds (Re).....	39
2.3.4.5. Velocidad Media de Flujo.....	40
2.3.4.6. Velocidad de Operación.....	41
2.3.4.7. Velocidad Máxima de Diseño.....	41
2.3.4.8. Ecuación de Continuidad.....	42
2.3.4.9. Ecuación de Bernoulli.....	43
2.3.4.10. Caída de Presión Total Por Sección de Flujo Constante:.....	46
2.3.4.11. Factor de Fricción (f).....	49
2.3.4.12. Coeficiente de Resistencia (K).....	50
2.3.5. Generalidades sobre Bombas.....	50
2.3.5.1. Clasificación de las Bombas.....	51
2.3.5.2. Aspectos Generales para el Estudio de Bombas Centrífugas.....	51
2.3.5.3. Presión de Succión.....	53
2.3.5.4. Presión Máxima de Succión.....	53
2.3.5.5. Presión de Descarga.....	55

2.3.5.6. Presión Máxima de Descarga.....	56
2.3.5.7. Columna de Succión Positiva Neta Disponible (NPSHD).....	58
2.3.5.8. Columna de Succión Positiva Neta Requerida (NPSH _R).....	59
2.3.5.9. Bombas Rotativas.	60
2.3.6. Generalidades sobre Tanques de Almacenaje.....	60
2.3.6.1. Tanques de Almacenamiento Atmosférico.	60
2.3.6.2. Temperatura de las Corrientes Enviadas a Almacenaje.....	63
2.3.7. Simulador de Flujo de Fluidos Pipephase Version 9.1 de SIMSCI.....	65
CAPÍTULO III. DESARROLLO DEL TRABAJO.....	67
3.1. Identificación de las limitaciones y desviaciones presentes en los equipos críticos de movimiento de crudos de la refinería de Puerto la Cruz en cuanto a las condiciones máximas y mínimas de seguridad de operaciones.....	67
3.1.1 Descripción de las Condiciones Actuales en el Sistema del Área de Almacenaje de Crudos de Guaraguao.....	67
3.1.2. Definición de los Valores Máximos y Mínimos de Operación Segura en Equipos Críticos.	82
3.1.2.1. Equipos Estáticos.	83
3.1.2.2. Equipos Rotativos.	87
3.1.2.3 Líneas de Proceso.....	92
3.2. Clasificación de los rangos y variables de operación segura (flujo, presión, temperatura, nivel, etc.) mediante la aplicación de normas de diseño.....	95
3.2.1. Elaboración de una Hoja de Cálculos.	95
3.2.2. Determinación de Variables de Operación a través del Simulador PIPEPHASE SIMSCI Versión 9.1.....	114
3.2.2.1. Datos de Entrada en PIPEPHASE SIMSCI Versión 9.1.	114
3.3. Deducción de las consecuencias de operación en los equipos críticos de variable fuera del rango de operación segura.....	116

3.4. Proposición de modificaciones para mejoras en el sistema de movimiento de crudos de la refinería de Puerto la Cruz con el propósito de adaptarlo a las nuevas exigencias seguras de operación.	117
CAPÍTULO IV. DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	118
4.1. Discusión de Resultados.	118
4.1.1. Identificación de las Limitaciones y Desviaciones Presentes en los Equipos Críticos de Movimiento de Crudos de la Refinería de Puerto La Cruz en Cuanto a las Condiciones Máximas y Mínimas de Seguridad de Operaciones.....	118
4.1.1.1. Descripción de las Condiciones Actuales en el Sistema del Área de Almacenaje de Crudos de Guaragao (Patio de Refinería).....	118
4.1.1.2. Definición de los Valores Máximos y Mínimos de Operación Segura en Equipos Críticos.	122
4.1.2. Clasificación de los Rangos y Variables de Operación Segura (Flujo, Presión, Temperatura, Nivel, etc.) Mediante la Aplicación de Normas de Diseño.	126
4.1.2.1. Equipos Estáticos.	128
4.1.2.2. Equipos Rotativos.	129
4.1.2.3. Líneas de Proceso.....	131
4.1.2.4. Comparación de los Límites Máximos y Mínimos de Acuerdo a Normas de Diseño con las Variables de Operación Actuales.	132
4.1.3. Dedución de las Consecuencias de Operación en los Equipos Críticos de Variables Fuera del Rango de Operación Segura.....	137
4.1.4. Proposición de Modificaciones para Mejoras en el Sistema de Movimiento de Crudos de la Refinería de Puerto La Cruz con el Propósito de Adaptarlo a las Nuevas Exigencias Seguras de Operación.....	140
4.2. Conclusiones.	140
4.3. Recomendaciones.....	141

BIBLIOGRAFÍA	143
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO	146

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 Ubicación de la Refinería de Puerto la Cruz.	25
Figura 2.2. Sistema en Flujo Estacionario. ^[12]	43
Figura 2.3. Balance de Energía Mecánica para Dos Puntos de un Fluido. ^[12]	44
Figura 2.4. Curvas Características de una Bomba Centrífuga. ^[15]	52
Figura 2.5. Componentes de un Tanque de Techo Cónico. ^[17]	62
Figura 2.6. Tanque de Techo Flotante Externo. ^[17]	62
Figura 2.7. Tanque de Techo Cónico Fijo con Cubierta Interna. ^[17]	63
Figura 3.1. Diagrama del Sistema de Movimiento y Almacenamiento de Crudos en el Área de Guaraguao de la Refinería de Puerto La Cruz.	1
Figura 3.2. Datos de Entrada.....	98
Figura 3.3. Cálculos de Pérdidas por Fricción y Accesorios.	99
Figura 3.4. Resultados Finales.....	100
Figura 3.5. Representación Esquemática para el Cálculo de las Condiciones de Operación de la Bomba P-3.	101
Figura 3.6. Determinación de la Presión en Tanques de Almacenamiento.	111
Figura 4.1. Estado Actual de las Bombas de Transferencia.....	119
Figura 4.2. a) Bomba P-701 C. b) Bomba P-701 D del sistema OSAMCO.	119
Figura 4.3. Bombas P-701 A y B del Sistema OSAMCO a la espera de su reparación y reinstalación.	120

LISTA DE TABLAS

Tabla 3.1. Baterías que conforman los Tanques 97xXX.....	68
Tabla 3.2. Valores de Presión y Caudal para las Diferentes Troncales en la Planchada.....	77
Tabla 3.3. Características de Diseño de las Bombas de Crudo del Área de Almacenaje de Guaraguao.....	78
Tabla 3.4. Flujos Típicos y Presiones de Operación Actual de las Bombas de Crudo del Área de Almacenaje de Guaraguao.....	79
Tabla 3.5. Características de Diseño de las Líneas de Transporte de Crudos del Área de Almacenaje de Guaraguao.....	1
Tabla 3.6. Características de Diseño y Operación de los Tanques de Crudos de Patio de Almacenaje de Crudo del Área de Guaraguao.....	81
Tabla 3.7. Cotas de los Equipos en el Área de Guaraguao y Terminal Marino.....	97
Tabla 3.8. Condiciones de Operación del Crudo Mesa 30 Empleadas en los Cálculos Hidráulicos.....	101
Tabla 3.9. Cálculo de Pérdidas por Accesorios en el Tramo 2.....	106
Tabla 3.10 Pérdidas por Reducción en el Tramo 2.....	107
Tabla 3.11. Pérdidas por Expansión en el Tramo 2.....	108
Tabla 3.12. Resultados de Pérdidas Totales por Fricción en el Tramo 2 del Lado de Succión.....	108
Tabla 3.13. Resultados de las Pérdidas por Fricción y Accesorios de los Tramos 1, 3 y 4 del Lado de Succión.....	109
Tabla 3.14. Resultados de las Pérdidas por Fricción y Accesorios de los Tramos del Lado de Descarga.....	112
Tabla 3.15. Pérdidas Totales en el Lado de Descarga.....	113

Tabla 4.1. Comparación entre las Presiones de Descarga Estimadas por la Hoja de Cálculos y las Obtenidas por el Simulador PIPHASE.	127
Tabla 4.2. Resumen de los Resultados Comparativos de los Límites Máximos y Mínimos de Acuerdo a Normas de Diseño con las Variables de Operación Actuales.....	137
Tabla 4.3 Resumen de las Consecuencias Operacionales Desviadas de los Rangos de Operación Segura en Equipos Críticos.....	138

CAPÍTULO I.

INTRODUCCIÓN

1.1. Planteamiento del problema

La Refinería de Puerto La Cruz es uno de los centros de procesamiento y manejo de crudo más importantes de PDVSA e integra un circuito de manufactura del petróleo extraído en los campos de los estados Monagas, Guárico, Delta Amacuro y Anzoátegui, el cual llega a sus instalaciones a través de seis líneas troncales provenientes de los Patios de Tanques Oficina (PTO), Anaco (PTA) y Travieso (PTT), con una capacidad total de procesamiento de crudos de 200 MBD. La misma tiene como finalidad principal proveer la demanda de combustible del mercado interno SUR-ORIENTAL. Consta dentro de su estructura de dos zonas de recibo y entrega de crudos y productos llamadas Terminal de Almacenamiento y Embarque El Chaure (TAECH) y Terminal de Almacenamiento y Embarque Guaraguao (TAEG), este último es donde se efectúa la recepción, almacenaje y entrega de los crudos a los siete muelles que conforman el Terminal Marino para su comercio, cabotaje y exportación.

Dentro de los aspectos claves de PDVSA en el mercado está la capacidad de innovar, mejorar y renovar los procesos de explotación, producción y refinación del crudo en el país, lo que es conocido como tecnología y avance de la industria petrolera, simultáneamente busca la compatibilidad y actualización con las normas internacionales y estándares dirigido a identificar, y controlar los posibles riesgos e impactos en la integridad y seguridad de las operaciones. Por consiguiente las características en servicio del sistema de manejo, almacenamiento y transporte de crudos de la Refinería de Puerto La Cruz se modifican en el sentido de que aumentan las exigencias operacionales en todos los equipos involucrados en el mismo,

generando el requerimiento de ajustes operativos, nuevos registros de actualización y la adaptación a los requisitos de las normas actuales, logrando garantizar los mejores estándares de seguridad; por lo tanto se ha encontrado la necesidad de realizar una evaluación del estado de los equipos críticos usados en el manejo de crudos, según normas de diseño para su operación segura y actualización en el Área de Guaraguao de la Refinería de Puerto La Cruz.

A fin de establecer las condiciones seguras de operación, se requiere realizar una verificación de los límites (mínimos y máximos) de operación segura del sistema, tomando en cuenta sus características de diseño, data operacional, normativa nacional e internacional. Inicialmente se estudiarán las variables del proceso (flujo, presión, temperatura y composición) en los diversos equipos (tanques de almacenamiento atmosférico, líneas de flujo, bombas centrífugas y mezcladores estáticos) que conforman el área, mediante una hoja de cálculo en Microsoft Excel usando como respaldo el simulador PIPEPHASE. Luego se identificarán aquellas que se encuentran fuera de los límites seguros de operación, estableciendo las consecuencias de los mismos en función de las condiciones de operación presente, para finalmente realizar la propuesta de arreglos y soluciones que permitan adaptarlos a los estándares de seguridad establecidos por la empresa y el mundo, lo cual generaría mejoras a la confiabilidad operacional del sistema, de personal y el ambiente en la actualidad y en el futuro.

La importancia de la actualización del sistema y del establecimiento de los límites de operación segura, es que a través de éstos se muestran las condiciones bajo las cuales los parámetros de operación no representan un riesgo para el personal, ambiente e instalaciones de la Refinería. Sirviendo como guía en la toma de decisiones en cuanto al control del proceso, operación, emergencias, arranques y paradas del sistema, así como también, evitar la ocurrencia o reducir los posibles

accidentes menores o mayores originados por una operación desviada de los límites de operación segura.

1.2. Objetivos.

1.2.1. General.

Evaluar los equipos críticos usados en el manejo de crudos, según normas de diseño para su operación segura en el Área de Movimiento de Crudos de la Refinería de Puerto La Cruz.

1.2.2. Específicos.

1. Identificar limitaciones y desviaciones presentes en los equipos críticos de movimiento de crudos de la Refinería de Puerto La Cruz en cuanto a las condiciones máximas y mínimas de seguridad de operaciones.
2. Clasificar los rangos y variables de operación segura (flujo, presión, temperatura, nivel, etc.) mediante la aplicación de normas de diseño.
3. Deducir las consecuencias de operación en los equipos críticos de variable fuera del rango de operación segura.
4. Proponer modificaciones para mejoras en el sistema de movimiento de crudos de la Refinería de Puerto La Cruz con el propósito de adaptarlo a las nuevas exigencias seguras de operación.

CAPÍTULO II.

MARCO TEÓRICO

2.1. Antecedentes.

González, determinó las variables máximas y mínimas de operación segura de los equipos involucrados en transporte y almacenaje de crudo de la Refinería de Puerto La Cruz y El Chaure, así como también, las posibles consecuencias a la integridad mecánica de los equipos, la seguridad del personal y al ambiente causadas por operaciones desviadas de límites seguros. Posteriormente se definieron las variables máximas y mínimas de operación mediante la aplicación de normas de diseño de PDVSA entre otras referente a los equipos estudiados conjuntamente con los cálculos hidráulicos. En este estudio se concluyó que los equipos evaluados se encontraron operando dentro de los límites seguros. ^[1]

Osorio, evaluó los equipos críticos involucrados en el manejo y almacenamiento de crudos y productos del Terminal Marino Guaraguao, mediante el uso de normas de diseño que determinan las condiciones máximas y mínimas seguras a las que pueden operar dichos equipos. Posteriormente se llevó a cabo el establecimiento de las variables y rangos de operación mediante el uso de los datos operacionales. Encontrando que todos los equipos operaban dentro de los límites seguros de operación excluyendo a los tanques. ^[2]

Santaella, ejecutó una evaluación del manejo de crudo en las líneas de flujo tanto de recibo como de entrega, pertenecientes al Terminal Marino y tanques del patio de carga del área de Guaraguao, debido a que se encontraba en la necesidad de identificar las condiciones de flujo de los diferentes crudos manejados a través de dicho sistema. Estudió del comportamiento dinámico de los fluidos en este sistema

mediante cálculos hidráulicos permitiendo determinar variables como caudales máximos, presiones de trabajo máximas permisibles y caídas de presión en las diferentes líneas de flujo con lo que se identificaron los posibles problemas asociados al movimiento, almacenaje y entrega de crudo. Finalmente se identificó que las condiciones de presión se encontraban dentro de los límites máximos permisibles de trabajo. [3]

Cova, evaluó los sistemas de alivio de movimiento de crudo en líneas de procesos del área de Patio de Tanques de La Refinería de Puerto La Cruz y Refinería el Chaure. La evaluación se ejecutó mediante el estudio de los requerimientos de alivio de venteo de los tanques de almacenamiento tanto de presión como de vacío, así como también el requerimiento de alivio térmico de estos en función de la capacidad del tanque detectando deficiencias y propuso soluciones a las mismas de modo que el sistema de alivio se adecuara a las condiciones de operación en la recepción, almacenaje y entrega de crudo según las normas API y PDVSA. [4]

2.2. Petroleos de Venezuela.

PDVSA es la empresa estatal venezolana que se dedica a la exploración, explotación, producción, recolección, transporte y tratamiento de hidrocarburos venezolanos, para su posterior procesamiento en refinerías. Adicionalmente, cubre las actividades de la industria petroquímica, donde se procesan parte de los productos obtenidos en refinación, y también la comercialización de los productos de refinación y petroquímica, y los hidrocarburos no procesados. Esta empresa creada el 1 de enero de 1976 fue catalogada en 2005 como la tercera empresa petrolera a nivel mundial y clasificada por la revista internacional Fortune como la empresa número 35 entre las 500 más grandes del mundo. Actualmente PDVSA es la petrolera con mayores reservas petrolíferas del mundo, alcanzando una suma total de 3,1 billones de barriles.

PDVSA está dividida en cuatro unidades de trabajo, según las funciones que realiza cada una:

- ✓ Exploración y Producción: área encargada de la evaluación, exploración, certificación y perforación de yacimientos de petróleo. Siendo el primer eslabón de la cadena, cubre además la perforación y construcción de los pozos petrolíferos.
- ✓ Refinación: se encarga de la separación, mejoramiento y obtención de productos o derivados del petróleo a través de plantas de procesamiento y refinerías.
- ✓ Distribución y comercialización: tiene como tarea colocar los productos obtenidos (Crudo y derivados) en los diferentes mercados internacionales.
- ✓ Gas: con unas reservas probadas por 147 billones de pies cúbicos, Venezuela es una de las potencias mundiales del sector de hidrocarburos gaseosos.

El Sistema de Refinación de PDVSA está conformado por el Centro de Refinación Paraguaná (estado Falcón), considerado el más grande del mundo con 940 MBD, las refinerías Puerto La Cruz (estado Anzoátegui) de 200 MBD y El Palito (estado Carabobo) de 130 MBD; así como, otras 16 refinerías propias o con participación, localizadas en Estados Unidos, Europa y el Caribe.

2.2.1 Refinería de Puerto la Cruz.

La Refinería de Puerto La Cruz, abarca tres áreas operacionales: Puerto La Cruz, El Chaure y San Roque, ubicadas en el NORTE y CENTRO del Estado Anzoátegui respectivamente (**Figura 2.1**), con una capacidad total de procesamiento de crudos de 200 MBD, de los cuales se obtienen 73 MB de gasolina y nafta, 12 MB de kerosene-jet, 43 MB de diesel y 73 MB de residual, insumos y requeridos para la mezcla de combustibles comercializados en los mercados interno y de exportación.



Figura 2.1 Ubicación de la Refinería de Puerto la Cruz.

El manejo de estos ingentes volúmenes de producción requiere de 129 tanques de almacenamiento con capacidad para 13,5 MB de crudo y productos, que son despachados a otras partes del país y al extranjero por el Terminal Marino de Guaraguao, el cual admite en sus siete muelles un promedio de 55 buques mensuales, que pueden transportar 20,2 MB mensuales.

La Refinería de Puerto La Cruz tiene como finalidad principal abastecer la demanda de combustible del mercado interno sur-oriental, exporta los productos excedentes dentro de la empresa, tales como la nafta, residual, bunkers, crudos, entre otros, así como manejar la producción de crudos en el oriente del país. Está distribuida de la siguiente manera: unidades de procesos, unidades de tratamiento y recuperación de azufre, servicios industriales y planta de Hidroprocesos. Además de estas unidades, consta de dos zonas de recibo y entrega de crudos y productos llamadas Terminal de Almacenamiento y Embarque El Chaure (TAECH) y Terminal de Almacenamiento y Embarque Guaraguao (TAEG), este último se subdivide en Patio de Tanques Refinería y Patio de Tanques Cerro de Carga donde se efectúa la recepción, almacenaje y entrega del crudo de las cinco troncales T-51, T-52, T-53, T-54 Mesa y T-54 Santa Bárbara, que reciben crudo Merey, Mesa Oficina, Anaco Wax,

Mesa 30 y Santa Bárbara respectivamente. Luego de esto, parte de este crudo pasa a los siete muelles que conforman el Terminal Marino.

La Refinería de Puerto La Cruz inicia su construcción en el año 1948 por medio de la empresa VENEGREF, para 1950 se inicia el funcionamiento de la planta con la unidad de destilación atmosférica DA-1 para procesar 44 MBD luego en 1957 se instala la unidad de destilación atmosférica DA-2, con capacidad para procesar 65 MBD y la unidad de destilación y desintegración catalítica con capacidad de 9 MBD. La unidad de Alquilación se pone en funcionamiento en el año 1962, modificando el patrón de refinación, teniendo esta unidad una capacidad de procesamiento de 2,4 MBD.

Las plantas de control ambiental, la unidad despojadora de aguas agrias, el sistema de tratamiento de gases, la unidad de neutralización de afluentes ácidos y la unidad recuperadora de azufre, inician su construcción en el año 1985. El sistema de tratamiento de gases (STG) para remover los gases combustibles y los compuestos sulfurosos para convertirlos en azufre líquido elemental inicia su servicio en 1988.

Años más tarde se inician los tratamientos de efluentes de procesos, conocida como planta STEP, con una capacidad de procesar diariamente de 7 mil metros cúbicos de aguas industriales. Dos años más tarde se crea la Gerencia de Seguridad de los Procesos (GSP). En el año 2001 se inicia la construcción del proyecto de Valorización de Corrientes (Valcor).

2.3. Resumen de conocimientos previos.

2.3.1. Límites de Operación Segura.

2.3.1.1. Límites Operacionales y Consecuencias de Desviación (LOCD).

Son listados de valores en donde se especifican las variables máximas, mínimas, típicas y rangos de operación características de un proceso, así como también, las consecuencias de operaciones desviadas de sus parámetros máximos y mínimos.

Los LOCD's se establecen para recipientes, torres, reactores, intercambiadores, hornos, equipos rotativos (bombas y compresores) y líneas de proceso. Se considera cualquier equipo que aparezca en los diagramas de flujo de procesos (DFP's) y/o de tubería e instrumentación (DTI's), exceptuando la instrumentación y las válvulas de seguridad. ^[5]

2.3.1.2. Variables de Operación para las Cuales hay que Definir Límites de Proceso.

Son aquellas que se usan para controlar o caracterizar el proceso, tales como presión, temperatura, flujo, nivel, composición, velocidad u otras. En general, son todas aquellas variables que se monitoreen, que se midan. ^[5]

2.3.1.3. Límites de Operación Máximos y Mínimos.

Listado de valores máximos y mínimos que pueden tomar los parámetros característicos del proceso, en cuyos rangos y bajo condiciones normales de

operación no representan un riesgo para las personas, el ambiente y/o la instalación. Se establece en función de evitar los peligros de proceso y/o de mantener la integridad física de los equipos. No se refiere necesariamente a los valores asociados a la operación económica de la unidad o a la producción de productos en calidad.

Sobrepasar este valor en la operación puede resultar en un incidente catastrófico o en una disminución de la seguridad para el personal, la instalación o el ambiente. Su propósito es promover en el operador las acciones necesarias para regresar el proceso a sus límites de operación segura.

Usualmente se establece como este valor el del diseño mecánico del equipo, aunque se puede tomar un valor superior a éste, siempre que se demuestre documentalmente que por análisis de ingeniería y por inspección el equipo es capaz de soportar ese valor.^[5]

Los límites superiores o máximos de operación se señalan con la siguiente nomenclatura:

- * **T_{máx}**: Temperatura Máxima.
- * **P_{máx}**: Presión Máxima.
- * **F_{máx}**: Flujo Máximo.
- * **L_{máx}**: Nivel Máximo.
- * **O_{máx}**: Otra variable en su Límite Máximo de Operación. Puede corresponder a la concentración máxima de un determinado componente por el efecto de corrosión o velocidad máxima de fluido por el efecto de erosión, etc.

Y por el contrario los límites inferiores o mínimos de operación se señalan con la siguiente nomenclatura:

- * **Tmín:** Temperatura Mínima.
- * **Pmín:** Presión Mínima.
- * **Fmín:** Flujo Mínimo.
- * **Lmín:** Nivel Mínimo.

Los límites máximos y mínimos se definen por lo general para las variables de temperatura y presión. Estos valores pueden no definirse para algunas variables cuando:

- ✓ No representan ningún peligro.
- ✓ Su valor es limitado por otras variables.
- ✓ Cuando su valor no es medido ni controlado.

2.3.1.4. Rango de Operación.

Es aquel en el cual la variable se mantiene estable y cumple las metas de calidad, seguridad y ambientales. Fuera de él las metas no se cumplen y ocurren perturbaciones al proceso. Pueden venir definidas por las alarmas absolutas del proceso (por ejemplo: alarma de alta temperatura, de mínima relación de reciclado, etc.).^[5]

La nomenclatura para los rangos de operación en estudio es la siguiente:

- * **p1:** Rango bajo de presión de operación.
- * **p2:** Rango alto de presión de operación.
- * **t1:** Rango bajo de temperatura de operación.
- * **t2:** Rango alto de temperatura de operación.
- * **f1:** Rango bajo de flujo de operación.

- * **f2:** Rango alto de flujo de operación.
- * **I1:** Rango bajo de nivel de operación.
- * **I2:** Rango alto de nivel de operación.

2.3.1.5. Valor Típico.

Es un valor representativo de la operación normal en estado estacionario. Generalmente viene dado por el punto de ajuste (“Set Point”).^[5]

2.3.1.6. Consecuencias de Desviación (CD).

Efectos o eventos potenciales que pueden ocurrir cuando se excede un valor máximo, un valor mínimo o un rango de operación.

No todas las variables que se muestren en las tablas LOCD’s necesitan mostrar su CD. Estas no se muestran siempre que no haya peligros o consecuencias, o cuando los efectos sean comúnmente entendidos, como en el caso de sobrepresiones.

Las CD’s se pueden referir a asuntos de integridad mecánica (por ejemplo: “causa daño de los sellos mecánicos de la bomba al sobrepasar la presión máxima de trabajo permisible”) u operacionales (por ejemplo: “causa desbordamiento de crudo en tanque de almacenaje al violar el nivel máximo permitido de operación”).

Las consecuencias que se definan al excederse los límites mecánicos deben ser concretas y específicas sobre los efectos inmediatos, y no se debe especular sobre los efectos secundarios (como por ejemplo, referirse a posibles explosiones ante violación del límite máximo de presión).^[5]

2.3.1.7. Equipo Crítico.

Son todos aquellos equipos de procesos que según las condiciones operacionales de temperatura, presión y nivel, y de acuerdo al tipo de servicio que prestan (manejo de productos químicos, tóxicos o inflamables), por una falla en la integridad mecánica pueden causar condiciones inseguras que afectan la integridad del proceso y ponen en situación de peligro al personal que labora en el entorno de las instalaciones en el que el mismo se encuentra. ^[5]

2.3.1.8. Sistemas de Alivio y Venteo.

Sistemas de despresurización existentes en las instalaciones, diseñados para reducir en forma rápida y controlada la presión de los equipos y sistemas operacionales. ^[5]

2.3.2. Temperatura y Presión de Diseño en Equipos Críticos.

2.3.2.1. Temperatura de Diseño.

Es la temperatura del metal que representa las condiciones coincidentes más severas de presión y temperatura. Esta temperatura es utilizada para el diseño mecánico de equipos y tuberías. Esta temperatura de diseño debe ser al menos 10°C (18°F) superior a la temperatura de operación máxima.

El incremento de temperatura utilizado para cubrir las variaciones de operación para temperaturas de diseño hasta 400°C (752°F) no tiene restricciones cuando el material es acero. La relación entre el esfuerzo permisible y la temperatura de diseño es lineal para el acero y el incremento de costo es aproximadamente lineal dentro de este rango de temperatura. En este rango de temperatura se agrega normalmente un

incremento de 28°C (50°F) a la temperatura de operación a fin de establecer la temperatura de diseño, cuando no se tiene una temperatura de operación máxima superior a la de operación normal. [6]

2.3.2.2. Temperatura de Operación Mínima.

Es la temperatura más baja del fluido del proceso prevista para las desviaciones esperadas de la operación normal. Esto incluye arranque, despresurización, parada, operaciones alternadas, requerimientos de control, flexibilidad operacional y perturbaciones del proceso. La condición causante de la mínima temperatura de operación debe ser establecida en los documentos de diseño. Cuando las temperaturas de operación mínimas están por encima de la temperatura ambiente mínima, “la más baja temperatura promedio de un día”, establecida por la localización del proyecto, debería ser usada como la temperatura de diseño mínimo a menos que se establezca el uso de una temperatura más alta. En general para climas calientes es económicamente aceptable utilizar la temperatura más baja promedio de un día (de 16°C (61°F) a 21°C (70°F)), como la temperatura crítica de exposición. [6]

2.3.2.3. Temperatura Crítica de Exposición (TCE).

Es la mínima temperatura de metal a la cual un componente estará sujeto, para una presión mayor al 25 por ciento de la presión de diseño. Esto normalmente ocurre en los arranques y está basado en las condiciones mínimas del ambiente, a menos que ocurra una temperatura de operación más baja. La TCE debe ser al menos tan baja como la temperatura de operación mínima.

En general, las consideraciones explicadas anteriormente para la determinación de la temperatura de diseño y de temperatura de exposición crítica para equipos, aplican en igual forma para las tuberías o líneas de proceso. [6]

2.3.2.4. Presión de Diseño.

Es la máxima presión, interna o externa, a ser utilizada para determinar el espesor mínimo de tuberías, recipientes u otros equipos. Para condiciones de vacío parcial o total, la presión externa es la máxima diferencia de presión entre la atmosférica y la presión interna existente en los equipos. De no ser especificado de otra forma, la presión de diseño es la que se especifica en el tope del recipiente. La presión de diseño especificada para equipos y tuberías esta normalmente basada en la presión de operación máxima y la presión fijada en el sistema de alivio de presión. La presión de diseño generalmente se selecciona como el mayor valor numérico de los siguientes casos: 110% de la presión máxima de operación, o la presión de operación más 172 KPa (25 psig). Esta regla aplica cuando existe una válvula de alivio de seguridad convencional.^[6]

2.3.2.5. Presión de Trabajo Máxima Permisible (PTMP).

Es la máxima presión manométrica permisible en el tope de un recipiente colocado en su posición de operación, a una temperatura establecida. Esta presión se basa en cálculos que usan el espesor nominal, excluyendo la tolerancia por corrosión y el espesor requerido para satisfacer cargas diferentes a las de presión para cada elemento de un recipiente. La PTMP no se determina normalmente para recipientes nuevos, pero se usa en recipientes que van a ser redimensionados o en estudios relacionados con usos alternos del equipo.^[6]

2.3.3. Crudo.

La forma natural con la que un producto es extraído de su reservorio a través de un pozo de petróleo es llamado petróleo crudo. Este es a menudo negro, pero puede ser de una amplia gama de colores, incluyendo amarillo (claro), dependiendo del

contenido de la mezcla de hidrocarburos. El petróleo crudo es una mezcla compleja de químicos orgánicos, hidrocarburos en su mayoría. ^[7]

2.3.4 Generalidades sobre Fluidos.

2.3.4.1 Definición de Fluido.

Un fluido es una sustancia que se deforma continuamente cuando se somete a una tensión de cortadura, por muy pequeña que sea esta. Todos los fluidos son compresibles en cierto grado y ofrecen poca resistencia a los cambios de forma. ^[8]

2.3.4.2. Propiedades Físicas de los Fluidos.

En el flujo de fluidos las propiedades y definiciones básicas más importantes son:

✓ Densidad.

Es una relación de masa por unidad de volumen como por ejemplo g/cm^3 o lb/pe^3 , y universalmente se le identifica con la letra griega ρ . La densidad de los fluidos varía con la temperatura, en cambio su variación con respecto a la presión es despreciable a menos que se trabaje a altas presiones. ^[8]

✓ Viscosidades.

Expresa la facilidad que tiene un fluido para fluir cuando se le aplica una fuerza externa. ^[9]

a. Viscosidad Absoluta o Dinámica (μ).

El coeficiente de la viscosidad absoluta, o simplemente viscosidad absoluta de un fluido es una medida de su resistencia al deslizamiento a sufrir deformaciones internas.^[9]

Unidades:

Métricas: $\mu = \text{Pa} \cdot \text{s}$ o kg/m^2

Inglesas: Poise o Centipoise “cP” (10^{-2} Poise)

Nota: La relación entre Pa. s o cP

1 Pa. s = 1 kg/(m.s)= 10^3

1 cP = 10^{-3} Pa. s

b. Viscosidad Cinemática (ν).

Se define como el cociente entre la viscosidad absoluta y la densidad.^[9]

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} = \frac{\mu \text{ (centipoise)}}{\rho \text{ (gramo / cm}^3\text{)}} \quad (\text{Ec.2.1})$$

Sistema	Unidades	Equivalencias
S.I.	m/seg	
C.G.S.	1 stoke(St) = 100 cSt (centistoke)	1 m ² /seg = 10 ⁴ St = 10 ⁶ cSt

✓ **Peso Específico (γ).**

Es el peso de una sustancia por unidad de volumen. [8]

$$\gamma = \frac{m \cdot g}{v} = \rho \cdot g \quad (\text{Ec.2.2})$$

Donde:

	Unidades Métricas	Unidades Inglesas
g: Gravedad	9,8 m/s ²	32,2 pie/s ²
m: Masa	Kg	Lb
v : Volumen	m ³	pie ³

✓ **Gravedad Específica (Ge.)**

Es una relación entre la densidad de la sustancia considerada y la densidad de una sustancia de referencia. Para los líquidos y sólidos, la referencia es el agua a 60°F. [8]

$$Ge = \frac{\gamma_{fluido}}{\gamma_{agua}} \quad (\text{Ec.2.3})$$

Donde:

		Unidades Métricas	Unidades Inglesas
γ_{agua} :	Peso específico del	1000 kg/m ³	62,37 lb/pie ³
	Agua		
γ_{fluido} :	Peso específico del	kg/m ³	lb/pie ³
	Fluido		

✓ Gravedad API (°API.)

El sistema API, desarrollado por el “American Petroleum Institute” es una escala empírica para expresar las gravedades específicas en grados, comenzando con 10° API para la gravedad específica del agua @ 60 °F = 1.000. [7]

✓ Clasificación de los Crudos de Acuerdo a su °API.

Para efectos de fiscalización, el Ministerio del Poder Popular para la Energía y Petróleo (MENPET) clasifica los crudos del modo siguiente, atendiendo a su °API:

- ✓ **Condensados Naturales:** a (60 °F) es igual o mayor de 50 °API.
- ✓ **Petróleos Livianos:** a (60 °F) entre 30,0 y 49,9 °API.
- ✓ **Petróleos Medianos:** a (60 °F) entre 22,0 y 29,9 °API.
- ✓ **Petróleos Pesados:** a (60 °F) entre 14,0 y 21,9 °API.
- ✓ **Petróleos Extra Pesados:** a (60 °F) son iguales o menores de 13,9 °API. [7]

✓ Presión.

Se define como la fuerza ejercida (kgf.m/s² ó lbf.pie/s²) por unidad de área (m² ó pie²) resultando kPa en unidades métricas y psig en unidades inglesas respectivamente. La

presión de un fluido se transmite con igual intensidad en todas las direcciones y siempre en forma normal a la superficie. [9]

✓ **Presión Hidrostática.**

La presión hidrostática de un líquido almacenado en un tanque, puede determinarse conociendo la altura y densidad del líquido, cuando mayor es la densidad o altura, mayor será la presión hidrostática en el fondo del tanque. La presión hidrostática en el fondo de un tanque depende de la altura del líquido y no de la cantidad almacenada. La ecuación básica de la presión hidrostática se define como: [8]

$$P_h = \gamma \cdot h \quad (\text{Ec.2.4})$$

Donde:

	Unidades Métricas	Unidades Inglesas
γ :gravedad específica fluido	Adimensional	Adimensional
h: Altura del fluido	M	Pie

✓ **Flujo Volumétrico.**

El flujo volumétrico, conocido también como caudal, es la cantidad de volumen de líquido que atraviesa una sección transversal determinada en una unidad de tiempo. [8]

2.3.4.3. Regímenes de Flujo de Fluidos en Tuberías.

El régimen de flujo en una tubería, depende del diámetro de la tubería, de la densidad y viscosidad del fluido, así como la velocidad del flujo.

Existen dos tipos de flujo en una tubería dependiendo de la velocidad del fluido dentro de la tubería, el laminar y el turbulento. [8]

✓ **Flujo Laminar.**

Caracterizado por el movimiento suave de las capas de fluido desplazándose una sobre otra sin mezclarse, la velocidad en un punto dado es constante y sigue un perfil parabólico. [8]

✓ **Flujo Turbulento.**

Se caracteriza por el intercambio y mezcla de fluido en dirección radial de una parte de fluido a otra. Se presenta cuando la velocidad promedio es muy grande. En este tipo de flujo no existen líneas hidrodinámicas bien definidas, se está continuamente mezclando el fluido en el tubo. La velocidad del fluido a lo largo del tubo es casi igual en el centro como cerca de la pared.

Los tipos de flujo laminar y turbulento fueron demostrados primeramente por Reynolds, que tras experimentos con diferentes fluidos y tamaños de tubos, introdujo una expresión que ahora se conoce como el número de Reynolds. [8]

2.3.4.4. Número de Reynolds (Re).

Es el valor numérico de una combinación adimensional de las siguientes variables: diámetro de tubería, densidad, viscosidad y velocidad de flujo, puede considerarse como la relación de las fuerzas dinámicas de los fluidos respecto a los esfuerzos de deformación ocasionados por la viscosidad. El número de Reynolds para una tubería cilíndrica o circular es: [9]

$$Re = 123,9 \frac{d \cdot V \cdot \rho}{\mu} \quad (\text{Ec. 2.5})$$

Donde:

	Unidades Métricas	Unidades Inglesas
d: Diámetro interno	M	Pulg
V: Velocidad promedio del fluido	m/s	pie/s
ρ : Densidad del fluido	kg/m ³	lb/pie ³
μ : viscosidad del fluido	Pa.s.	cps.

El tipo de flujo se determina calculando el Número de Reynolds.

- * Si $Re < 2.000$, el flujo es laminar.
- * Si $Re > 4.000$, el flujo es turbulento
- * La zona intermedia ($2.000 \leq Re \leq 4.000$) es una región de transición.

2.3.4.5. Velocidad Media de Flujo

Se refiere a la velocidad media o promedio de cierta sección transversal dada por la ecuación de continuidad para un flujo estacionario. [8]

$$V = \frac{q}{A} \quad (\text{Ec.2.6})$$

Donde:

	Unidades Métricas	Unidades Inglesas
V: Velocidad del fluido	m/s	pie/s
q: Velocidad volumétrica de flujo (caudal)	m ³ /s	pie ³ /s
A: Área	m ²	pie ² .

2.3.4.6. Velocidad de Operación.

Comprende el rango de velocidades a las cuales puede operar la línea en condiciones normales. ^[5]

2.3.4.7. Velocidad Máxima de Diseño.

Cuando se diseña una tubería se debe tener en cuenta las velocidades del fluido a través de la misma ya que una excesiva velocidad puede traer como consecuencia daños en la tubería por efecto de la erosión. El diseñador debería estar enterado de las condiciones siguientes que pueden incrementar la erosión e imponer límites de velocidad en el diseño:

- ✓ Ambiente corrosivo donde los productos de corrosión forman una costra de sólidos desmenuzables.
- ✓ Metal blando (Ej.: plomo o cobre).
- ✓ Presencia de sólidos abrasivos en el fluido de procesos.
- ✓ Gran número de accesorios de tuberías con el consecuente alto nivel de turbulencia.

Para la estimación de las velocidades tolerables en tuberías de acero al carbono, se recomiendan las siguientes ecuaciones de acuerdo a la frecuencia de operación de la tubería y la densidad del fluido. ^[20]

Para operación continua:

$$V. \text{ diseño} = \frac{100}{\sqrt{\rho}} \quad (\text{Ec.2.7})$$

Para operación intermitente:

$$V. \text{ diseño} = \frac{125}{\sqrt{\rho}} \quad (\text{Ec.2.8})$$

La velocidad tolerable de erosión viene dada por:

$$V. \text{ diseño} = \frac{160}{\sqrt{\rho}} \quad (\text{Ec.2.9})$$

	Unidades Métricas	Unidades Inglesas
V. diseño: Velocidad máxima de diseño	m/s	pie/s
ρ : Densidad del fluido	kg/m ³	lb/pie ³

2.3.4.8. Ecuación de Continuidad.

La ecuación de continuidad es la expresión matemática de la ley de la conservación de la materia según la cual, la masa total de todas las sustancias que intervienen en un proceso permanece constante solo recibe transformaciones. Para propósitos generales de ingeniería, esta ley se puede escribir como:

$$\text{Masa que entra} = \text{masa que sale} + \text{masa que se acumula} \quad (\text{Ec.2.10})$$

El término de acumulación puede ser positivo o negativo dependiendo de la situación física. En estado estacionario, este término es cero. ^[12]

Para un sistema de flujo en estado estacionario como el mostrado en la **Figura 2.2** el flujo másico que entra debe ser igual al flujo másico que sale.

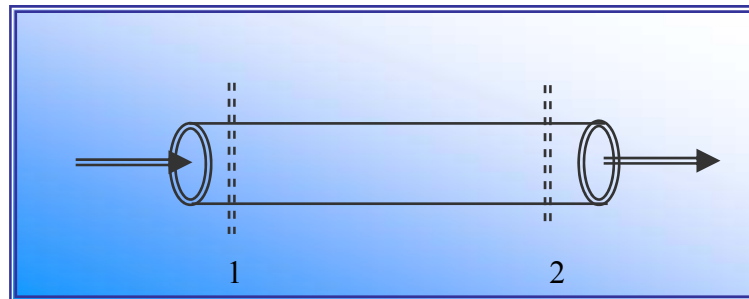


Figura 2.2. Sistema en Flujo Estacionario. ^[12]

2.3.4.9. Ecuación de Bernoulli.

El Teorema de Bernoulli es una forma de expresión de la aplicación de ley de la conservación de la energía al flujo de fluidos en una tubería. La energía total en un punto cualquiera por encima de un plano horizontal arbitrario fijado como referencia, es igual a la suma de la altura geométrica, la altura debida a la presión y la altura debida a la velocidad, es decir: ^[12]

$$Z + \frac{F_2 \cdot P}{\rho} \cdot \frac{g_c}{g} + \frac{V^2}{2g} = H \quad (\text{Ec.2.11})$$

Donde:

	Unidades Métricas	Unidades Inglesas
Z: Altura con respecto a un punto de referencia	M	Pie
P: presión manométrica	kPa	psig=lb/pulg ²
ρ : Densidad del fluido	kg/m ³	lb/pie ³
V: Velocidad promedio de flujo	m/s	pie/s
G: Constante gravitacional	9,8 m/s ²	32,2 pie/s ²
F ₂ : Factor de conversión	1	144
H: Cabezal total	M	Pie

Si las pérdidas por rozamiento se desprecian y no se aporta o se toma ninguna energía del sistema de tuberías (bombas o turbinas), la altura total H en la ecuación anterior permanecerá constante para cualquier punto del fluido. Sin embargo, en la realidad existen pérdidas o incrementos de energía que deben incluirse en la ecuación de Bernoulli. Por lo tanto, el balance de energía puede escribirse para dos puntos del fluido, según se indica en el ejemplo de la **Figura.2.3**.

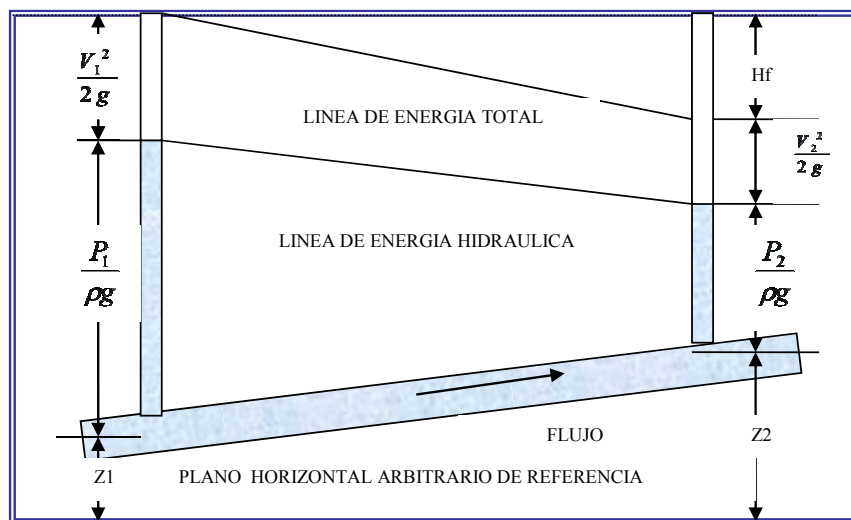


Figura 2.3. Balance de Energía Mecánica para Dos Puntos de un Fluido. ^[12]

Nótese que la pérdida por rozamiento en la tubería desde el punto uno al punto dos (h_L) se expresa como la pérdida de altura en metros de fluido (Pies de Fluido). La ecuación puede escribirse de la siguiente manera:

$$-\frac{F_2 \cdot \Delta P}{\rho} \cdot \frac{gc}{g} = \frac{\Delta V^2}{2 \cdot g} + \Delta Z + H_F \quad (\text{Ec.2.12})$$

	Unidades Métricas	Unidades Inglesas
H _F : Fricción o Perdidas de Cabezal	m	Pie
g: Aceleración de la Gravedad	m/s ²	pie/s ²
g _c : Constante adimensional	10 ³ kg/kPa m s ²	32,2 lb pie/ lbf s ²
ΔP: Cambio de presión	kPa	psig=lbf/pulg ²
V: Velocidad del Fluido	m/s	pie/s
ΔZ: Elevación	m	Pie
ρ: Densidad	kg/m ³	lb/pie ³
F ₂ : Factor de conversión de Unidades	1	144

Todas las formulas prácticas para el flujo de fluidos se derivan del Teorema de Bernoulli, en el manual de diseño de proceso de la empresa PDVSA se encuentran algunas de estas ecuaciones:

Caída de Presión por Fricción:

$$(\Delta P)_f = 5,18 \times 10^{-3} \frac{f L V^2 \rho}{d} \quad (\text{Ec.2.13})$$

Donde:

	Unidades
(ΔP) _f : Pérdida de presión debido a la Fricción	Psig
d: Diámetro Interno	Pulg
V: Velocidad promedio del fluido	pie/s
ρ: Densidad del fluido	lb/pie ³

L: Longitud de la Tubería

Pie

f : Factor de Fricción

Adimensional

Cambio Global de la Energía Cinética:

$$(\Delta P)_k = 1,08 \times 10^{-4} \rho (V_2^2 - V_1^2) \quad (\text{Ec.2.14})$$

Donde:

$(\Delta P)_k$: Pérdida de presión debido al cambio de energía cinética (psig).

V_1, V_2 : Velocidades corriente abajo y corriente arriba (pie/s).

ρ : Densidad del fluido (lb/pie³).

Cambio Global por Elevación:

$$(\Delta P)_e = \frac{1}{144} \rho (Z_2 - Z_1) \quad (\text{Ec.2.15})$$

Donde:

$(\Delta P)_e$: Pérdida de presión debido al cambio de energía elevación (psig).

Z_1 y Z_2 : Elevación al comienzo y al final de la tubería (pie).

ρ : Densidad del fluido (lb/pie³).

2.3.4.10. Caída de Presión Total Por Sección de Flujo Constante:

$$(\Delta P)_t = (\Delta P)_f + (\Delta P)_k + (\Delta P)_e \quad (\text{Ec.2.16})$$

$(\Delta P)_t$: Pérdida de presión total (psig).

✓ **Pérdida de Presión en Válvulas y Accesorios.**

Cuando un fluido se desplaza uniformemente por una tubería recta, larga y diámetro constante, la configuración del fluido indicada por la velocidad sobre el diámetro de la tubería adopta una forma característica. Cualquier obstáculo en la tubería cambia la dirección de la corriente en forma parcial o total, altera la configuración característica de flujo y causan pérdidas por fricción adicionales. En una tubería corta con muchos accesorios, las pérdidas por fricción en dichos accesorios pueden ser mayores que en la tubería recta. La pérdida por fricción en accesorios y tuberías está dada por la siguiente ecuación:^[13]

$$h_f = K \cdot \frac{v^2}{2g} \quad (\text{Ec.2.17})$$

Donde:

	Unidades Métricas	Unidades Inglesas
K: Coeficiente de resistencia	Adimensional	Adimensional
V: Velocidad Promedio del fluido	m/s	pie/s
g: Aceleración de gravedad	9,81 m/s ²	32,2 pie/s ²

✓ **Pérdidas por Fricción en Expansiones y Reducciones de Tuberías.**

Las pérdidas por fricción superficial en los flujos por tuberías rectas se calculan usando el factor de fricción de Fanning. Sin embargo, si la velocidad del fluido cambia se producen pérdidas por fricción adicionales. Esto se debe a la turbulencia adicional que se desarrolla por causa de remolinos y otros factores. A continuación se analizan los métodos para estimar estas pérdidas.^[13]

a. Pérdidas por Ensanchamiento.

Si el corte transversal de una tubería aumenta de manera muy poco gradual, son pocos o ningunas las pérdidas adicionales que se produce. Si el cambio es repentino, se producen pérdidas adicionales debido a los remolinos formados por la corriente que se expande en la sección ensanchada. ^[13]

Esta pérdida se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \frac{v_1^2}{2\alpha} \quad (\text{Ec.2.18})$$

Donde:

	Unidades Métricas	Unidades Inglesas
A_1 : Área transversal de entrada	m^2	pie^2
A_2 : Área de salida	m^2	pie^2
V_1 : Velocidad promedio de entrada	m/s	pie/s
α : 1 Para flujo Turbulento	Adimensional	Adimensional
α : 1/2 Para flujo Laminar	Adimensional	Adimensional

b. Pérdidas por Reducción.

Cuando el corte transversal de la tubería se reduce bruscamente, la corriente no puede fluir en forma normal en las esquinas de la contracción y los remolinos causados provocan perdidas por fricción adicionales. Para flujo turbulento esta ecuación es: ^[13]

$$h_{red} = 0,55 \left(1 - \left[\frac{A_2}{A_1}\right]\right) \frac{V_2^2}{2\alpha} \quad (\text{Ec.2.19})$$

Donde:

	Unidades Métricas	Unidades Inglesas
A_1 : Área transversal de entrada	m^2	pie^2
A_2 : Área de salida	m^2	pie^2
V_2 : Velocidad promedio de salida	m/s	pie^2
α : 1 Para flujo Turbulento	Adimensional	Adimensional
α : 1/2 Para flujo Laminar	Adimensional	Adimensional

2.3.4.11. Factor de Fricción (f).

Es un factor empírico en la ecuación de Fanning para caídas de presión en tuberías rectas. Este factor es función del número de Reynolds y la rugosidad relativa de la pared ε/d . Para una determinada clase de material la rugosidad es relativamente independiente del diámetro d la línea, así que en el diagrama de f vs. Re , d frecuentemente se reemplaza por ε/d como un parámetro .el factor de fricción de Fanning no debe ser confundido con el factor de fricción Darcy el cual es cuatro veces más grande. ^[11]

Si el flujo es laminar ($Re < 2.000$), el factor de fricción puede determinarse a partir de la ecuación:

$$f = \frac{16}{Re} \quad (\text{Ec.2.20})$$

Si el número de Reynolds < 4.000 el flujo es turbulento

$$f = \left[-3,6 \log \left[\left(\frac{6,9}{\text{Re}} \right) + \left(\frac{\varepsilon/d}{3,7} \right)^{1,11} \right] \right]^{-2} \quad (\text{Ec.2.21})$$

* Si el valor de Re está comprendido entre 2.000 y 4.000 (flujo de transición), se recomienda utilizar la ecuación (2.20) para determinar el factor de fricción.

* ε representa la rugosidad absoluta de las paredes internas de la tubería en mm o pulgadas. ^[11]

2.3.4.12. Coeficiente de Resistencia (K).

Es un coeficiente empírico en la ecuación de pérdida por fricción para válvulas y accesorios. Este expresa el número de cabezales de velocidad que se pierden debido a la fricción cuando un fluido fluye a través de uno de estos elementos. Viene definido por la siguiente ecuación 2.16, donde para una longitud de tubería dada, la ecuación de Darcy expresa la pérdida por fricción debido al flujo de la siguiente manera: ^[13]

$$h_L = \left(f \frac{L}{d} \right) \cdot \frac{v^2}{2g} \quad (\text{Ec.2.22})$$

$$\text{Por consiguiente, } K = \left(f \frac{L}{d} \right), \quad (\text{Ec.2.23})$$

Donde la relación (L/d) es la longitud equivalente en diámetros de tubería recta.

2.3.5. Generalidades sobre Bombas.

La mayoría de los procesos de la industria petroquímica incluyen la transferencia de líquidos de un valor de presión o de energía estática a otro. La bomba es el medio mecánico para obtener esta transferencia y por ello es parte esencial de

todos los procesos, ya que sirven para transportar un líquido venciendo efectos opuestos como: fricción en tuberías y accesorios. ^[14]

2.3.5.1. Clasificación de las Bombas.

Las bombas se pueden clasificar en dos tipos generales: dinámicas y desplazamiento positivo, las bombas dinámicas, como lo son las centrífugas, son aquellas en que se aplica la energía al líquido que se bombea con un impulsor o una hélice que gira en un eje y operan desarrollando una velocidad de líquido alta, convirtiendo la velocidad en presión en un pasaje de difusión de flujo y al mismo tiempo permitir un caudal de flujo alto en relación con el tamaño físico de la bomba. En las bombas de desplazamiento positivo se aplica energía al líquido dentro de un volumen fijo de desplazamiento, tal como una carcasa o un cilindro, con el movimiento rotatorio de engranaje, tornillos o alábalas o con pistones o émbolos de movimiento alternativo. ^[14]

2.3.5.2. Aspectos Generales para el Estudio de Bombas Centrífugas.

En las bombas centrífugas se acostumbra a expresar la altura de la bomba en términos de altura diferencial de columna del líquido (m ó pie), lo cual se debe a que la altura del nivel del líquido desarrollada por una bomba centrífuga depende de la velocidad del líquido a la entrada del impulsor y a la salida del mismo, por lo cual, es independiente de la gravedad específica del fluido manejado.

✓ Curva Característica de Bombas.

Para una velocidad de rotación dada, la bomba centrífuga es capaz de manejar una capacidad de flujo desde cero hasta un máximo que depende del diseño, tamaño y condiciones de succión presentes. El cabezal total desarrollado por la bomba, la

potencia requerida para moverla y la eficiencia resultante varían con la capacidad de flujo. La interrelación de estas variables, se presenta en la **Figura 2.4** y se le conoce comúnmente como curvas características de la bomba. Estas curvas también se pueden presentar por separado, o involucrar otra variable importante como ejemplo la velocidad de operación cuando la bomba sea accionada por un motor de velocidad variable o cuando, las condiciones de succión sean críticas, el cabezal de succión neto requerido $NPSH_R$ versus Caudal volumétrico.

La curva de capacidad de columna, conocida como H-Q (**Figura 2.4**) muestra la relación entre la capacidad y la columna o cabezal total de la bomba, y esta a su vez puede ser creciente, decreciente con gran inclinación o casi horizontal, dependiendo del tipo de impulsor y su diseño.^[15]

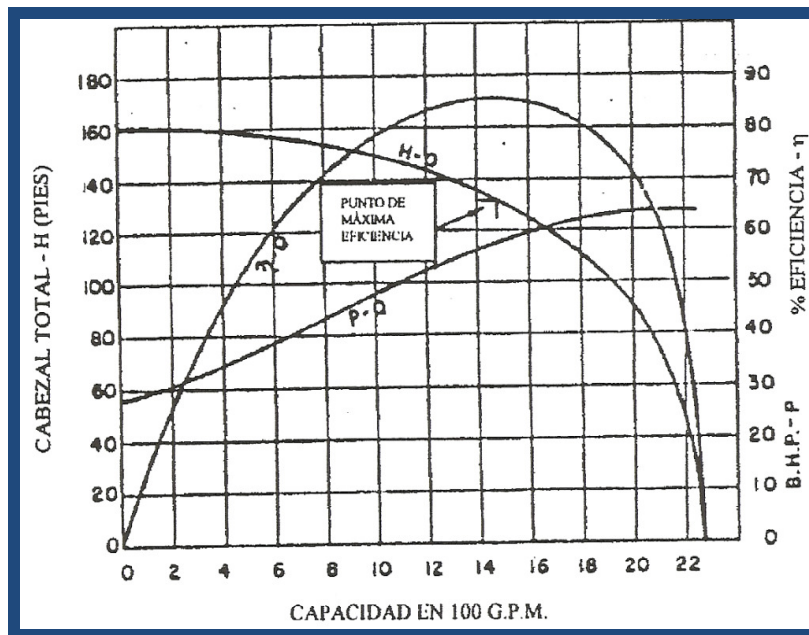


Figura 2.4. Curvas Características de una Bomba Centrífuga.^[15]

2.3.5.3. Presión de Succión.

La presión de succión de la bomba se calcula a partir de la presión de operación del recipiente de succión, y calculando la diferencia total de presión entre el nivel de referencia en el recipiente y el nivel de referencia de la bomba. ^[10]

$$P_1 = P_o(\text{recipiente}) + \Delta P(\text{recipiente} - \text{bomba}) \quad (\text{Ec 2.24})$$

Donde:

	Unidades Métricas	Unidades Inglesas
P1: Presión de succión de la bomba	kPa	Psig
Po: Presión en el recipiente de succión	kPa	Psig
ΔP : Diferencial de presión entre el nivel de referencia del líquido y la entrada de la bomba (a su nivel de referencia).	kPa	Psig

Con la excepción de las bombas que succionan de equipos de vacío, la presión de succión de las bombas no debería ser diseñada para estar muy por debajo de la presión atmosférica. A presiones reducidas la filtración de aire al interior de la línea y/o la vaporización de gases disueltos podrían causar problemas. La presión de succión mínima recomendada es de 83 kPa absolutos (12 lpca). Esto es aplicable para casos tales como el de succionar desde tanques que tienen líneas de succión muy largas. ^[16]

2.3.5.4. Presión Máxima de Succión.

Es la presión de succión más alta a la cual la bomba es sometida durante la operación. Este valor se obtiene sumando la presión de ajuste de la válvula de seguridad (si existe alguna) del recipiente desde el cual succiona la bomba, la caída

de presión desde la válvula de seguridad al punto donde se mantiene el nivel de líquido y el máximo cabezal estático de líquido en la succión. Al calcular el cabezal estático, utilizar el “alto nivel de líquido” de diseño para el recipiente. ^[10]

La caída de presión por fricción en la línea de succión no se considera en este cálculo debido a que se asume que la condición de máxima succión ocurre cuando el flujo a través de la bomba es cero, con la válvula en la descarga cerrada.

La presión máxima de succión se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$P_{1m\acute{a}x} = P_{Om\acute{a}x}(\text{recipiente}) + \frac{\rho_c \times g \times \Delta H_{m\acute{a}x}}{F_3 \times g_c} \quad (\text{Ec. 2.25})$$

Donde:

	Unidades Métricas	Unidades Inglesas
$P_{1m\acute{a}x}$: Presión de succión máxima	kPa	Psig
$P_{Om\acute{a}x}$: Presión de operación máxima del recipiente de succión	kPa	Psig
$\Delta H_{m\acute{a}x}$: Diferencia de altura entre el nivel de líquido alto del recipiente y el nivel de referencia de la bomba (600mm= 2pie).	m	Pie
g : Aceleración de gravedad	9,8 m/s ²	32,2pie/s ²
g_c : Constante dimensional	10 ³ kg/kPa.m.s ²	32,2lbpie/lb _f .s ²
ρ_c : Densidad del líquido bombeado a condiciones de operación	kg/m ³	lb/pie ³
F_3 : Factor que depende de las unidades usadas	1	144

2.3.5.5. Presión de Descarga.

La presión de descarga de la bomba se calcula a partir de la presión de operación del recipiente de descarga, el cual es el recipiente de destino del fluido bombeado, recipiente de presión controlada o abierto a la atmósfera aguas abajo de la bomba. A la presión del recipiente de descarga debe adicionársele la diferencia de altura entre la bomba y el recipiente expresada en presión, las pérdidas dinámicas del circuito (fricción + aceleración cuando no sean despreciables) y la caída de presión de la válvula de control. Las pérdidas dinámicas incluyen las caídas de presión de líneas, intercambiadores, orificios de restricción y cualquier otro elemento entre la bomba y el recipiente de descarga y deberán ser calculadas mediante balances de energía mecánica entre el punto de descarga de la bomba y el punto de entrega. ^[10]

La presión de descarga se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$P_2 = P_o(\text{recipiente}) + \frac{\rho c \times g \times}{F_3 \times gc} (\Delta H + H_F) \quad (\text{Ec.2.26})$$

Donde:

	Unidades Métricas	Unidades Inglesas
P ₂ : Presión de descarga	kPa	Psig
P _o : Presión de operación del recipiente de descarga.	kPa	Psig
ΔH: diferencia de altura entre la bomba y el recipiente ambos en su nivel de referencia.	M	pie
H _F : Pérdidas por fricción	M	Pie
g: Aceleración de gravedad	9,8 m/s ²	32,2pie/s ²

g_c : Constante dimensional	$10^3 \text{ kg/kPa.m.s}^2$	$32,2 \text{ lb.pie/lb}_f\text{s}^2$
ρ_c : Densidad del líquido bombeado a condiciones de operación	kg/m^3	lb/pie^3
F_3 : Factor que depende de las unidades usadas	1	144

2.3.5.6. Presión Máxima de Descarga.

Esta presión se utiliza para determinar la presión de diseño y es la suma de la presión de succión Máxima y la presión diferencial Máxima. La Máxima presión diferencial para las bombas centrífugas normalmente ocurren a flujo cero (Shut Off) y se asume que es 120% del diferencial nominal basado en la Máxima densidad absoluta prevista para el fluido. La presión diferencial máxima también puede ser determinada mediante la curva característica de la bomba en el punto cero de flujo en unidades de cabezal de líquido. ^[10]

Si se encuentra que el diferencial máximo es mayor de 120% del diferencial nominal (lo cual es particularmente predominante en bombas de múltiples etapas y de altos caudales de flujo) para la bomba seleccionada, entonces las presiones Máximas de descarga y de diseño deberían ser incrementadas de acuerdo a esto. Lo anterior tiende a ocurrir con bombas de caudal alto de flujo debido a las características de impulsores de alta velocidad específica que se utilizan.

La Máxima presión de descarga de una bomba de desplazamiento positivo está determinada por el ajuste de la Válvula de seguridad de la descarga. ^[10]

La presión máxima de descarga para bombas centrífugas se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$P_{2m\acute{a}x} = P_{1m\acute{a}x} + 1,2(P_2 - P_1) \quad (\text{Ec. 2.27})$$

Donde:

	Unidades Métricas	Unidades Inglesas
$P_{2m\acute{a}x}$: Presión máxima de descarga de la bomba	KPa	Psig
$P_{1m\acute{a}x}$: Presión máxima de succión de la bomba.	KPa	Psig
P_2 : Presión normal de descarga.	KPa	Psig
P_1 : Presión normal de succión	KPa	Psig

1,2: representa el 120% de la caída la presión a través de la bomba en condiciones operativas.

También es posible hallar la máxima presión de descarga en función del cabezal total a la condición de cero flujo (el cabezal a cero flujo se ubica en la curva de la bomba) con la siguiente ecuación:

$$P_{2m\acute{a}x} = P_{1m\acute{a}x} + \left[\frac{\rho_c * g * \Delta H(\text{shut-off})}{F_2 * g_c} \right] \quad (\text{Ec. 2.28})$$

Donde:

	Unidades Métricas	Unidades Inglesas
$P_{2m\acute{a}x}$: Presión de descarga máxima	kPa	Psig
$P_{1m\acute{a}x}$: Presión de succión máxima	kPa	Psig
$\Delta H(\text{shut-off})$: Cabezal total de condición a cero flujo	M	pie
g : Aceleración de gravedad	9,8 m/s ²	32,2pie/s ²
g_c : Constante dimensional	10 ³ kg/kPa.m.s ²	32,2lb.pie/lb _f .s ²

ρ_c : Densidad del líquido bombeado a condiciones de operación	kg/m ³	lb/pie ³
F_2 : Factor que depende de las unidades usadas	1	144

2.3.5.7. Columna de Succión Positiva Neta Disponible (NPSHD).

Es el margen, entre la presión actual al nivel de referencia de la bomba y la presión de vapor a la temperatura de bombeo del líquido, convertido a cabezal de líquido bombeado. ^[15]

El NPSH resulta de las condiciones existentes en la fuente donde proviene el líquido y de los cambios presión y temperatura a lo largo de la línea de succión. La expresión matemática para el NPSH disponible es:

1. Para nivel de líquido por debajo de la línea central de la bomba:

$$NPSH_D = \frac{F_2 \times (P_S - P_V)}{\rho_c} \times \frac{g_c}{g} - \Delta Z - H_F \quad (\text{Ec. 2.29})$$

2. Para nivel de líquido por encima de la línea central de la bomba:

$$NPSH_D = \frac{F_2 \times (P_S - P_V)}{\rho_c} \times \frac{g_c}{g} + \Delta Z - H_F \quad (\text{Ec. 2.30})$$

Donde:

	Unidades Métricas	Unidades Inglesas
$NPSH_D$: Columna de succión positiva neta disponible	M	Pie
P_S : Presión sobre la superficie del líquido	kPa absoluta	Psia

P_V : presión de vapor del líquido	kPa absoluta	Psia
H_F : Pérdidas por fricción	M	Pie
g: Aceleración de gravedad	9,8 m/s ²	32,2pie/s ²
g_c : Constante dimensional	10 ³ kg/kPa.m.s ²	32,2lb.pie/lb _f .s ²
ρ_c : Densidad del líquido bombeado a condiciones de operación	kg/m ³	lb/pie ³
ΔZ : Diferencia de altura entre el nivel del líquido en el recipiente y el nivel de referencia de la bomba	M	Pie
F_3 : Factor que depende de las unidades usadas	1	144

2.3.5.8. Columna de Succión Positiva Neta Requerida (NPSH_R).

Es la energía, en pie de carga de líquido que se necesita en la succión de la bomba por arriba de la presión de vapor a fin de que la bomba entregue una capacidad dada a una velocidad dada. ^[14]

Esta es una función del diseño de la bomba y varía de una marca de la bomba a otra, y entre diferentes modelos de una sola marca, así como la capacidad y velocidad de una bomba dada. Luego, aun cuando la NPSH disponible es fácil de calcular para unas condiciones conocidas, las requeridas para una bomba particular pueden obtenerse del fabricante. ^[14]

2.3.5.9. Bombas Rotativas.

Las bombas rotativas pueden ser consideradas como bombas de desplazamiento positivo. El desplazamiento del líquido se produce debido a la rotación de uno o más elementos dentro de una carcasa, tales como tornillos, engranajes y álabes. Estos tipos de bombas, están limitadas a servicios con fluidos muy viscosos para ser manejados económicamente por bombas centrífugas o de otro tipo, tales como aceites combustibles pesados, lubricantes, grasas, crudos pesados, asfaltos, además que son aptas para manejar fluidos con cantidades apreciables de sólidos duros o abrasivos.^[10]

2.3.6. Generalidades sobre Tanques de Almacenaje.

Los tanques son depósitos de acero inoxidable, empleados en la industria petroquímica para el almacenamiento de crudos y sus derivados que resultan de los procesos de producción y refinación. Actualmente en la industria se mantienen en uso dos tipos de tanques: atmosféricos y presurizados. Los primeros son usados para almacenar hidrocarburos a presión atmosférica y los segundos para almacenaje de hidrocarburos a altas presiones.^[17]

2.3.6.1. Tanques de Almacenamiento Atmosférico.

Los Parámetros de funcionamiento y/o variables de diseño son:

- ✓ Composición y características del fluido que desea almacenar.
- ✓ Temperatura de almacenamiento
- ✓ Presión de almacenamiento.

Estos tanques se diseñan y se construyen con el fin de almacenar productos a presión atmosférica. Generalmente los diseños de estos tanques se hacen en un rango que comprende desde presión atmosférica hasta 0,5 psig. Ellos se clasifican según el tipo de techo usado en los tres tipos siguientes: de techo fijo, de techo flotante externo y, de techo flotante interno.^[17]

✓ **Tipos de Tanques de Almacenamiento Atmosférico.**

a. Tanques de Techo Fijo.

Este tipo de tanque consiste básicamente en una cáscara de acero cilíndrica con un techo fijado permanentemente. Pueden variar su diseño en cónico o tipo domo, y pueden ser de venteo libre o estar equipados con venteo de presión de vacío, el cual tiene como propósito evitar la liberación de vapores cuando se producen pequeños cambios en la temperatura, presión, o nivel del líquido. (**Figura 2.5**).

De lo actuales diseños, el tanque de techo fijo es el menos costoso de construir y es considerado como el equipo menos aceptable para almacenar compuestos orgánicos líquidos.^[17]

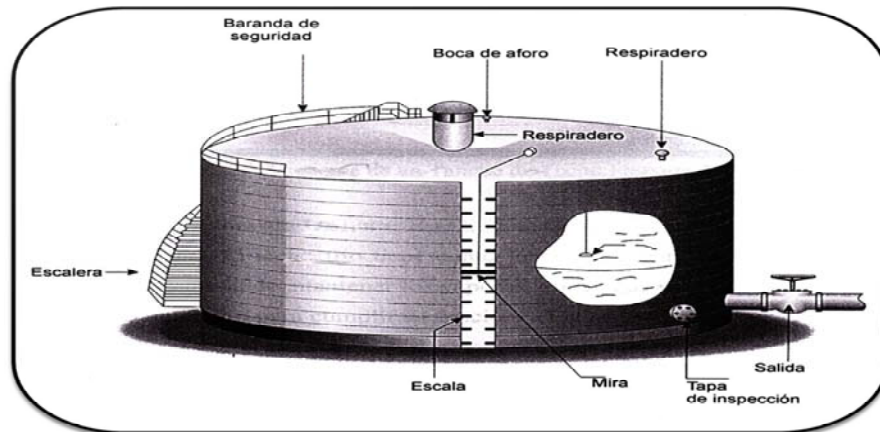


Figura 2.5. Componentes de un Tanque de Techo Cónico. ^[17]

b. Tanques de Techo Flotante Externo.

Un tanque de techo flotante externo consiste de una cáscara cilíndrica de acero con un techo que flota en la superficie del líquido almacenado. El techo flotante consiste de una cubierta, accesorios y un sistema de sello del aro. Las cubiertas flotantes actualmente utilizadas son de acero soldado y de dos tipos: pontón (**Figura 2.6**) o doble cubierta. ^[17]

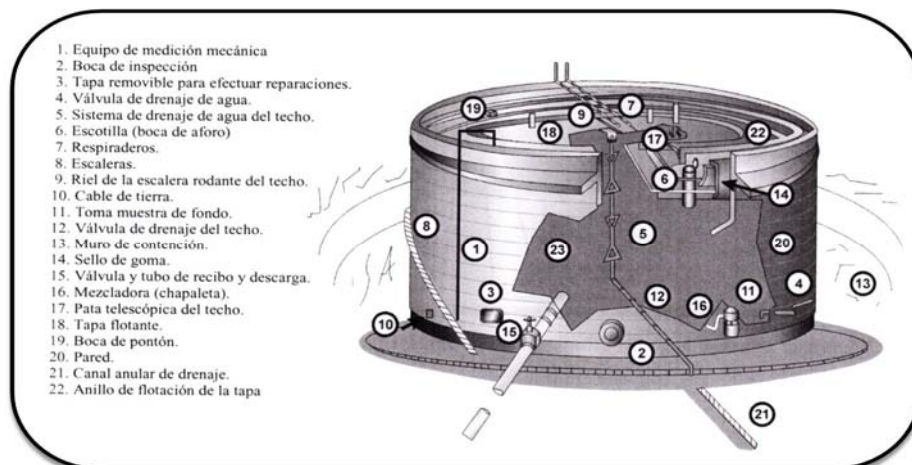


Figura 2.6. Tanque de Techo Flotante Externo. ^[17]

c. Tanques de Techo Flotante Interno.

Este tipo de tanque contiene un techo flotante bajo el tradicional techo fijo. El techo fijo tiene como función la protección del efecto ambiental mientras el techo flotante la de mantener los vapores, por lo que no tiene que ser tan resistente ni robusto, sólo lo necesario para cumplir su función. **(Figura 2.7).**

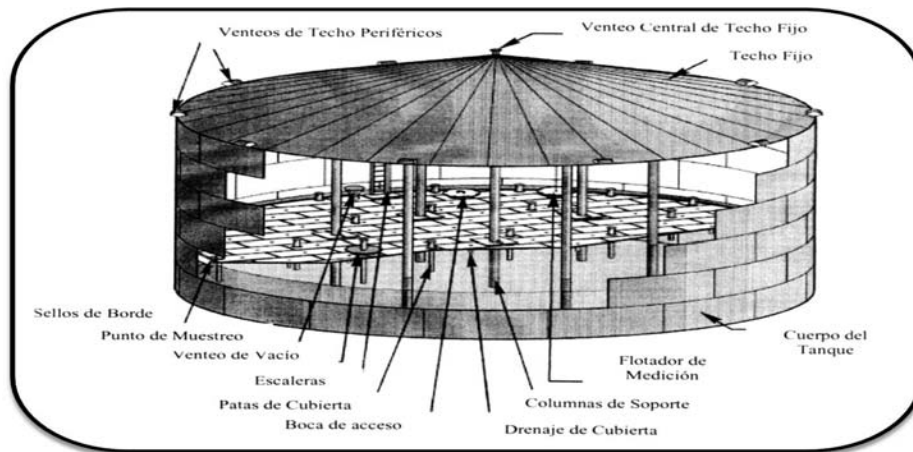


Figura 2.7. Tanque de Techo Cónico Fijo con Cubierta Interna. ^[17]

El tanque de techo fijo normalmente almacena crudos y productos poco volátiles. Los tanques de techo flotante externos e internos se usan para minimizar las mermas o pérdidas por evaporación. ^[17]

2.3.6.2. Temperatura de las Corrientes Enviadas a Almacenaje.

La temperatura máxima de una corriente enviada a un almacenaje abierto a la atmósfera, se establece generalmente de acuerdo a criterios de seguridad:

“Una corriente enviada a un tanque situado a nivel del mar y abierto a la atmósfera, no debería exceder la temperatura a la cual su presión de vapor verdadera sea 89.6 kPa absolutos. (13 psig). Para las corrientes pesadas cuya presión de vapor verdadera es difícil de determinar, la temperatura máxima a almacenaje debería ser el

valor más bajo entre 28°C (50°F) por debajo del punto inicial de ebullición ASTM y 8°C (15°F) por debajo del punto de inflamación mínimo”. [18]

La temperatura de almacenaje de un hidrocarburo puede ser hallada por medio de la siguiente expresión:

$$T_s = \frac{B}{A - \ln P} - 459,6 \quad (\text{Ec. 2.31})$$

Donde:

	Unidades
Ts: Temperatura promedio de almacenaje	°F
A: Constante adimensional	
B: Constante adimensional	
P: Presión de vapor verdadera a la temperatura promedio de almacenaje	Psia

Las constantes A y B dependen del hidrocarburo a almacenar, de modo que para el almacenamiento de crudos estas pueden ser estimadas por medio de las siguientes ecuaciones:

$$A = 12,82 - 0,9672 \times \ln(RVP) \quad (\text{Ec. 2.32})$$

$$B = 7261 - 1216 \times \ln(RVP) \quad (\text{Ec. 2.33})$$

Donde:

	Unidades
RVP: Presión de Vapor Reid para el hidrocarburo almacenado	Psig

La presión de vapor verdadera de un hidrocarburo, es la presión de vapor generada en la superficie del líquido almacenado a una temperatura determinada.

2.3.7. Simulador de Flujo de Fluidos Pipephase Version 9.1 de SIMSCI.

Pipephase es un programa de simulación hidráulica el cual permite diseñar, analizar y optimizar grandes cantidades de sistemas de flujo para fluidos tanto compresibles como incompresibles. ^[19]

a. Aplicaciones Más Relevantes:

- * Dimensionamiento de líneas de flujo y tuberías de producción en nuevos diseños.
- * Determinación de la capacidad máxima en tuberías.
- * Simulación de sistemas de recolección y transmisión.
- * Determinación de los requerimientos de bombeo, compresión, calentamiento o enfriamiento a través del pronóstico de los perfiles de presión, temperatura, velocidad de flujo y tasas de distribución en sistemas de expansión.
- * Análisis de mecanismos de producción “gaslift” y recuperación secundaria como inyección de gas y agua.

b. Tipos de Simulación.

Los tipos de simulación indican cuales algoritmos serán usados para resolver la simulación. Las opciones son:

- * Modelos de Redes: Se debe seleccionar modelos de redes si el sistema que se quiere simular es una distribución, conjunto o sistema de flujo de lazos con una o más uniones, o si el sistema es un link sencillo pero se desea que Pipephase calcule la presión en la fuente en un link sencillo.
- * Análisis de Gaslift: Se debe seleccionar análisis gaslift si se desea la optimización individual del análisis de una sarta gaslift. Esta opción es sólo para crudos.

- * Generación de Tablas PVT: Se debe seleccionar la generación de tablas PVT si se desea que Pipephase genere un archivo de datos PVT para ser usado en una corrida posterior. Usando las tablas PVT se incrementa la velocidad de simulación al permitirle al Pipephase acceder a los cálculos de mejoramiento flash.

c. Modelos de Fluidos.

Un modelo de fluidos no composicional puede ser definido como un promedio de las gravedades a las condiciones de un tanque de almacenamiento. Un modelo de fluido es composicional cuando puede definirse en términos de sus componentes individuales directamente o a través de una matriz de datos. Hay 7 tipos de fluidos en Pipephase:^[19]

- * Crudo.
- * Composicional.
- * Composicional/crudo.
- * Condensado de gas.
- * Líquido.
- * Gas.
- * Vapor.

CAPÍTULO III.

DESARROLLO DEL TRABAJO

3.1. Identificación de las limitaciones y desviaciones presentes en los equipos críticos de movimiento de crudos de la refinería de Puerto la Cruz en cuanto a las condiciones máximas y mínimas de seguridad de operaciones.

3.1.1 Descripción de las Condiciones Actuales en el Sistema del Área de Almacenaje de Crudos de Guaraguao.

Para realizar la identificación de las limitaciones y desviaciones presentes en los equipos críticos de movimiento de crudos de la Refinería de Puerto La Cruz en el Área de Almacenaje de Guaraguao primero se determinaron las características actuales del sistema en estudio, mediante la clasificación de los componentes del mismo, en cuanto a la especificación de los fluidos y los equipos críticos a estudiar, de igual forma se procedió a la delimitación geográfica del área (conocida también como definición de los límites de batería).

Los fluidos estudiados se muestran a continuación junto con su gravedad API promedio correspondiente:

- ✓ Crudo Merey (16 °API).
- ✓ Crudo Mesa 30 (30,9°API).
- ✓ Mesa Oficina (37,9 °API).
- ✓ Crudo Santa Barbara (40,6°API).
- ✓ Crudo Anaco Wax (47,7°API).

Los equipos críticos para el estudio de sus variables máximas y mínimas fueron clasificados en tres grupos como se muestran a continuación:

Equipos Estáticos:

Tanques de Almacenaje:

✓ Tanques de Patio de Refinería:

El patio de tanques de Refinería, consta de 20 tanques de la serie 97xx de techo fijo con cubierta interna flotante, con una capacidad nominal de 90 MB cada uno, con dimensiones de 120 pies de diámetro por 48 pies de altura, de los cuales actualmente 18 son para almacenaje de crudo y los dos restante, es decir los 97x1 y 2 están dispuestos para el almacenaje de agua contra incendios. Actualmente, los tanques 97 x 3 y 97x4 se encuentran destinados para el almacenaje de SLOP de diferentes áreas de la Refinería y las descargas de las válvulas de alivio de presión de la troncales (Múltiple 2). Estos tanques se encuentran organizados en baterías, como se muestra en la **Tabla 3.1**.

Tabla 3.1. Baterías que conforman los Tanques 97xXX.

BATERÍA	TANQUES	MÚLTIPLE SERVIDOR
Batería 1	97x1-97x4	Múltiple 3
Batería 2	97x5-97x7	Múltiple 3
Batería 3	97x8-97x10	Múltiple 2
Batería 4	97x11-97x14	Múltiple 2
Batería 5	97x15-97x17	Múltiple 1
Batería 6	97x18-97x20	Múltiple 1

✓ Tanques OSAMCO:

El sistema OSAMCO (Optimización de Sistema de Almacenamiento de Crudo Oriente), está constituido por ocho tanques (250x3/6/7/8/9/10/11/12) con una capacidad nominal de 285.MB. Los tanques 250x3 y 250x6 tienen dimensiones de 180 pies de diámetro con 58 y 56 pies de altura respectivamente, mientras que el resto mide 206 pies de diámetro por 48 pies de altura.

Equipos Rotativos:

Bombas Centrífugas:

✓ Estación de Bombas de Transferencias:

Se encuentra ubicada entre los tanques 97x1 y el 97x8. Está conformada por siete bombas centrífugas verticales (P-1/2/3/4/5/6/7). Cinco bombas (P-1, P-2, P-3, P-4 y P-5) con una capacidad promedio de 4.500 BPH de crudo pesado y 7.215 BPH para crudo liviano. Las bombas P-6 y P-7 poseen una capacidad de 5.000 BPH para crudo pesado y 8.000 BPH para crudo liviano.

✓ Estación de Bombas OSAMCO:

El crudo almacenado en los ocho tanques de OSAMCO es manejado por una estación de bombeo de cinco bombas centrífugas verticales P-701A/B/C/D/E. Cada bomba tiene una capacidad de bombeo de 10.000 BPH de crudo pesado y 15.000 BPH de crudo liviano. Esta estación está diseñada para operar hasta cuatro bombas simultáneamente manteniendo una de reserva para cualquier contingencia.

Bombas Rotativas:

✓ Estación de Bombas Merey B-1/2/3/4:

La estación de bombas Merey está constituida por cuatro bombas de tipo tornillo con una capacidad promedio de 1785 BPH cada una. Estas

succionan de los tanques 97x8, 97x9 y 97x10 y transfieren la dieta correspondiente a la unidad de Destilación Atmosférica 2(DA-2).

Líneas de Proceso:

Incluyen todas las líneas o tuberías responsables del transporte de crudos presentes en el Área de Almacenaje de Crudos de Guaraguao. Este proceso de manejo y transporte de crudos por parte de las tuberías en el sistema de estudio se puede visualizar en la **Figura 3.1**, incluyendo de igual forma cada uno de los equipos críticos que conforman el sistema y se encuentran interconectados a través de éstas. A continuación se describe el proceso.

En el perímetro de la Refinería, se encuentra la Planchada, la cual es el primer punto de chequeo de las troncales y su vez la entrada de las mismas al Sistema de Almacenaje de Crudos. Esta estación es operada a control remoto por los despachadores de crudo en el Centro de Despacho de Petróleo, monitoreándose permanentemente las siguientes variables:

- ✓ Presión
- ✓ Flujo
- ✓ Gravedad API para los diferentes flujos.

A su llegada a la Refinería, estas troncales pasan al sistema de distribución y almacenamiento de crudo mediante una serie de interconexiones y válvulas denominados múltiples a los cuales se conectan las líneas de succión y recibo de 20 pulgadas y 14 pulgadas respectivamente. Estas líneas de succión y recibo permiten la recepción del crudo proveniente de las troncales hacia los tanques de Patio de Refinería y a tanques del Sistema OSAMCO.

El recibo de crudo a los tanques 97x15 al 20 se realiza a través de dos líneas de recibo y dos de succión las cuales se interconectan al Múltiple 1 mediante un cabezal de 16 pulgadas de diámetro con los cabezales de succión-recibo de 30 pulgadas de diámetro de dichos tanques. De las cuatro líneas mencionadas, dos de succión y una de recibo se conectan con el Múltiple 7.1 permitiendo de esta manera la recepción del crudo a los tanques del Sistema OSAMCO mediante estas líneas.

Para la recepción de crudo a los tanques 97x11 al 14 se dispone de dos líneas de succión y una de recibo que interconecta el Múltiple 2 (a través de un cabezal de 16 pulgadas de diámetro) con los cabezales de succión-recibo de 30 pulgadas de dichos tanques. Estas líneas se conectan con Múltiple 7.1 permitiendo de esta manera el recibo de crudo a los tanques del sistema OSAMCO. Posee una conexión exclusiva para el recibo directo de la troncal 51 por la línea de 20 pulgadas de diámetro a los tanques 97x8 al 97x10(Batería 3). La troncal T-52 actualmente llega hasta este múltiple. Desde el Múltiple N°2 se envía el crudo (Anaco Wax T-53) al patio de tanques El Chaure por una línea de 12 pulgadas de diámetro y otra de 16 pulgadas de diámetro.

El recibo de crudo de las troncales a los tanques 97x 3 al 97x 7, se realiza a través del Múltiple 3. A este múltiple se interconectan cuatro líneas de las cuales dos son de succión y las restantes de recibo. La línea de 14 pulgadas, además de tener la facilidad para el recibo de las troncales en el Múltiple 3, también permite la descarga de las aguas aceitosas proveniente de la Jaula King Kong.

El recibo de crudo a los tanques del sistema OSAMCO, se realiza a través de dos líneas de 24 pulgadas de diámetro (Recibo N° 1 y 2) finalizando en los cabezales succión-recibo de los tanques OSAMCO. La línea de recibo N°1 está conectada a las troncales en el Múltiple 2.1 (ubicado entre el Múltiple 2 y 3). La línea de recibo N°2 está conectada a cuatro líneas que corresponde a las líneas de succión y recibo de los

tanques 97x11 al 97x 14 y 97x18 al 97x 20 en el Múltiple 7.1. Es posible realizar el recibo de crudos a tanques del sistema OSAMCO haciendo uso de las líneas de succión de las bombas del mismo sistema a través de un cabezal de 24 pulgadas de diámetro que se interconecta con el recibo N° 2 con las succiones mediante las válvulas MV- 216/217.

Las siete bombas que conforman la estación de Bombas de Transferencia poseen dos cabezales de succión de 26 pulgadas de diámetro a los cuales están conectadas las líneas de succión N°1 y N° 2 de las baterías 1, 2, 3, 4,5 y 6 de los tanques de la serie 97xx. A través de esta estación es posible realizar las siguientes operaciones

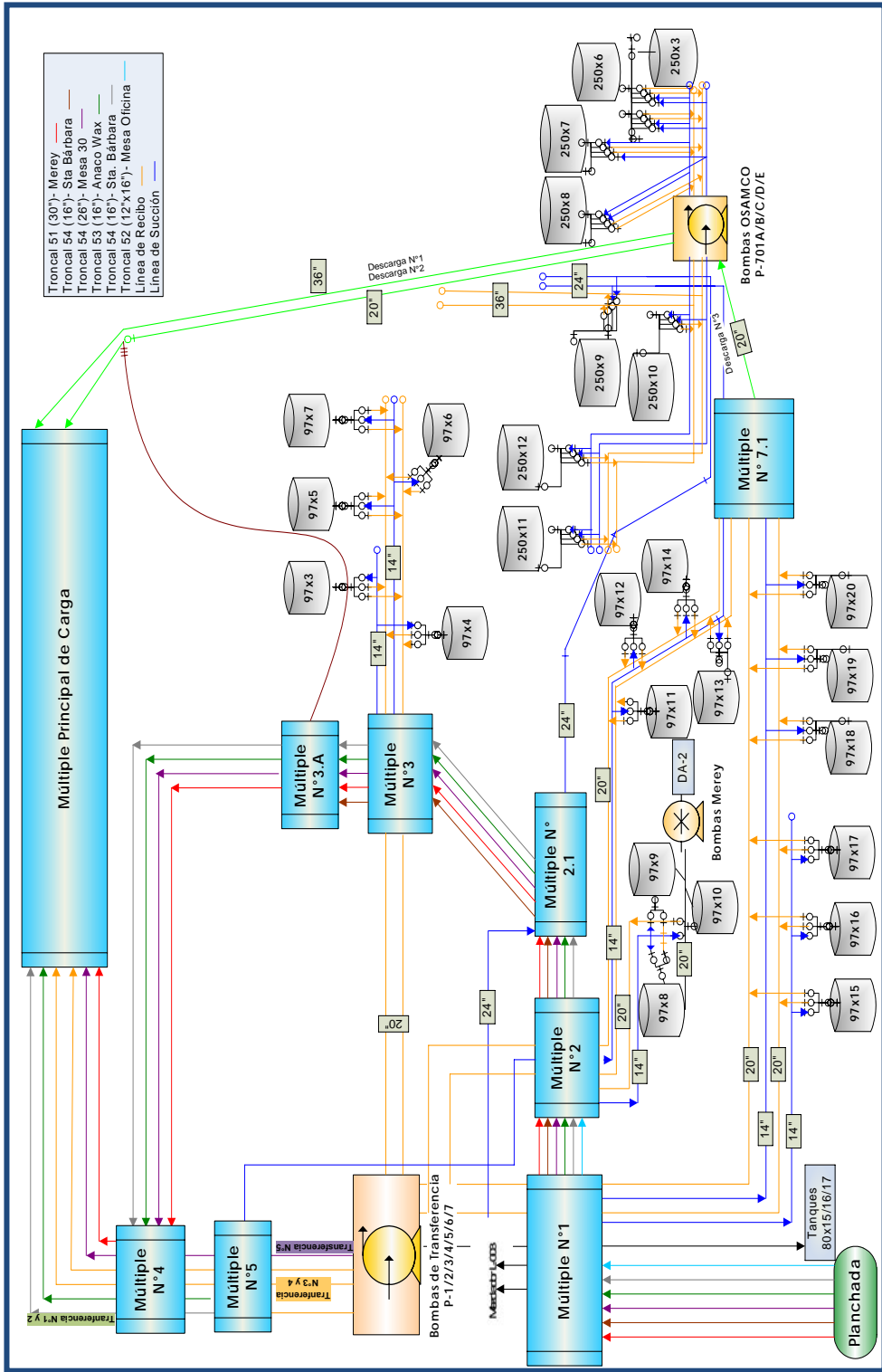
- ✓ Transferencia entre los tanques del Patio de Refinería y de allí al Área de Carga.
- ✓ Transferencia desde los tanques del Patio de Refinería a Tanques OSAMCO y de allí al Área de Carga.
- ✓ Transferencia a los tanque de alimentación a la DA-1 (80x15/17) y DA-3 (150x3-150x10).

La estación de Bombas de OSAMCO posee dos cabezales de succión de 36 pulgadas conectado a los múltiples de recibo/succión de los tanques de OSAMCO lo cual permite succionar hasta un máximo de 45.000 BPH de crudo pesado con 3 bombas en operación y dos en espera. De igual forma opera mediante tres líneas de transferencia o descarga: La descarga N°1 va al Múltiple Principal de Carga, la descarga N° 2 se conecta a la troncal 54 Línea Nueva y la descarga N°3 permite la transferencia desde los tanques OSAMCO al Patio de Tanque de la Refinería a través de la tubería de recibo/succión que llega al Múltiple 7.1. Con las mismas se realizan las siguientes operaciones:

- ✓ Transferencia entre tanques de sistema OSAMCO y de estos a tanques del Área de Carga.
- ✓ Transferencia desde los tanques del sistema OSAMCO a los muelles de embarque.
- ✓ Transferencia desde los tanques del Sistema OSAMCO a tanques del Área de almacenamiento pertenecientes a la serie 97XXX y de allí al Área de Carga.

Las cuatro bombas tipo de tipo tornillo que constituyen la estación de Bombas Merey, succionan de la batería 3 de tanques pertenecientes a la serie 97XXX (97x8/10) y transfieren la dieta correspondiente a la unidad de Destilación Atmosférica 2 (DA-2). Posee un único cabezal de succión y un único cabezal de descarga.

Figura 3.1. Diagrama del Sistema de Movimiento y Almacenamiento de Crudos en el Área de Guaraguao de la Refinería de Puerto La Cruz.



Para establecer los límites de batería en el área de estudio que comprende el manejo y almacenamiento de crudos en la Refinería de Puerto La Cruz, se definieron ciertos puntos de acuerdo a la segregación manejada y operaciones realizadas, todas estas especificadas de la siguiente manera:

Área de Guaraguao:

- ✓ Recibo de crudo de Troncales (Planchada) a la Refinería de Puerto La Cruz.
- ✓ Recibo y entrega de crudos en los Muelles de Terminal Marino Guaraguao y Área de carga (Múltiple Principal de Carga).
- ✓ Entrega de Crudo a las plantas de Destilación DA-1 y DA-2.

Posteriormente se procedió a la recolección y complementación de información técnica en relación con las propiedades de los crudos manejados, información de diseño de los equipos en estudio y toda la data operacional actual disponible. La información de diseño de los equipos incluye, la hoja de datos de los mismos, las curvas de pruebas de las bombas y manuales de operaciones.

En el **Apéndice A** se encuentran especificadas las propiedades fisicoquímicas más importantes de los crudos que se almacenan actualmente dentro del área de estudio, a fin de llevar a cabo la determinación de los cálculos hidráulicos en los sistemas de bombeo y de tuberías. Entre las propiedades fisicoquímicas se encuentran Gravedad API, Viscosidad, RVP (Presión de Vapor Reid) y densidad absoluta.

En el **Apéndice B** se encuentra condensada la información de diseño de los sistemas de bombeo (hojas de datos y curvas de pruebas) y mezcladores estáticos.

Por otra parte para el desarrollo de esta etapa se recopiló la data operacional actual (presión, flujo, temperatura y niveles) relacionada al sistema de crudos mediante visitas de campo en conjunto con la información proporcionada por los

operadores en el Despacho de Petróleo ejecutando de esta manera la identificación de los equipos en estudio. A continuación en la **Tabla 3.2** se reportan algunas variables típicas de operación en la Planchada de llegada de las troncales a la Refinería en el Múltiple 1.

Tabla 3.2. Valores de Presión y Caudal para las Diferentes Troncales en la Planchada.

Troncal	Diamétero (pulg)	Crudo	Rangos de Caudal (BPH)	Caudal Típico (BPH)	Presiones (psig)		
					Bajo	Alto	Alto Alto
51	30	Merey	3.000-14.000	6.000	30	215	230
52	12x16	Mesa Oficina	150-250	200	5	70	90
53	16	Anaco Wax	1.200-3.500	1.500	7	90	100
54	16	Santa Bárbara	3.000-12.000	6.000	20	70	130
54	16	Santa Bárbara	3.000-12.000	6.000	20	70	130
54	26	Mesa 30	6.000-20.000	16.000	30	170	180

También se obtuvo información sobre las condiciones de operación y características de los sistemas de bombeo presentes en el Área de Almacenaje de Guaragua. En las **Tabla 3.3** y **3.4** se muestran las características de diseño y

operación respectivamente referente a las bombas para el servicio de crudos en el Patio de Almacenaje de Crudos de Guaraguao.

Tabla 3.3. Características de Diseño de las Bombas de Crudo del Área de Almacenaje de Guaraguao.

Bomba	P-1/2/3/4/5	P-7/8	P-701 A/B/C/D/E	B-1/2/3/4
Tipo	Centrífuga Vertical	Centrífuga Vertical	Centrífuga Vertical	Tornillo
Marca	Byron Jackson	Goulds Pumps	Goulds Pumps	Warren Pumps Inc.
Ubicación	Estación de Bombas de Transferencia	Estación de Bombas de Transferencia	Estación de Bombas OSAMCO	Estación de Bombas Merey
Temperatura (°F)	90	90	90	90
Caudal (BPH)	7.000	7.071	11.000	1.785
Velocidad (RPM)	1.800	1.800	1.180	870
Potencia del Motor (HP)	500	600	1.250	100
NPSHreq (pies)	33	33	21,6	12,1

Tabla 3.4. Flujos Típicos y Presiones de Operación Actual de las Bombas de Crudo del Área de Almacenaje de Guaraguao.

Bomba	Caudal Típico (BPH)	Presión (psig)
Sistema OSAMCO (P-701 A/B/C/D/E)	10.000-15.000	90-150
Sistema de Transferencia (P-1/2/3/34/5)	6.000-7000	89-130
Sistema de Transferencia (P-6/7)	7.000-8.500	89-140
Sistema Merrey (B-1/2/3/4)	3.000	101

Para el estudio de las líneas de proceso, se realizó la recolección de la información mediante visitas de campo, uso de los planos topográficos digitales de la Refinería de Puerto La Cruz y del Manual de Seguridad de los Procesos de Movimiento de Crudos, identificando de esta manera diámetros, longitudes (con el uso del odómetro y planos digitales) y características mecánicas de diseño de dichas líneas, además de contabilizar los accesorios que se encuentran presentes a lo largo de las mismas en cuanto a las seleccionadas para el estudio de cálculos hidráulicos. En la **Tabla 3.5** se muestra un listado de las líneas de transporte de crudos del Patio de Almacenaje de Crudos de Guaraguao señalando la descripción y ruta de la línea, diámetro, longitudes y rating mínimo de los accesorios presentes. Debido al número de líneas presentes, en el **Apéndice C** se muestra el resto de la información recolectada para las líneas de transporte de crudos de esta área.

Tabla 3.5. Características de Diseño de las Líneas de Transporte de Crudos del Área de Almacenaje de Guaragua.

N°	DESCRIPCIÓN	DESDE	HASTA	DIÁMETRO (pulg)	LONGITUD (pies)				RATING	SERVICIO
					ISP 2001	Piano digital RPLC	Odómetro (Campo)			
1	Succión N°1 de tanques 97x15/16/17/18/19/20	Válvula MV-3061 (B.Transferencia)	Múltiple 7.1	20	4.230	3.530	--	150	Crudo	
2	Succión N°2 de tanques 97x15/16/17/18/19/20	Válvula MV-3060 (B.Transferencia)	Múltiple 7.1	20	4.230	3.530	--	150	Crudo	
3	Recibo tanques 97x15/16/17	Multiple N°1	Cabezal succión-recibo TQ 97x17	14	2.000	2.021	--	150	Crudo	
4	Recibo tanques 97x18/19/20	Multiple N°1	Multiple N°7.1	14	3.970	3.438	--	150	Crudo	
5	Recibo tanque 97x15	Cabezal succión-recibo TQ 97x15	Pie de Tanque	30	275	263	234	150	Crudo	
6	Recibo tanque 97x16	Cabezal succión-recibo TQ 97x16	Pie de Tanque	30	171	170	--	150	Crudo	
7	Recibo tanque 97x17	Cabezal succión-recibo TQ 97x17	Pie de Tanque	30	177	170	158	150	Crudo	

Paralelamente se recolecto información referente a las características de diseño de los tanques de almacenaje de crudos así como también servicios actuales, alarmas de nivel y cota con respecto al nivel del mar (**Tabla 3.6**) información de gran utilidad para la realización de los cálculos hidráulicos.

Tabla 3.6. Características de Diseño y Operación de los Tanques de Crudos de Patio de Almacenaje de Crudo del Área de Guaragua.

N°	Cota (pies)	N° de Agitadores	Tipo De Techo	Servicio/ Segregación	Dimensiones (pies)		Máximo nivel de oper. (pies)	Mínimo nivel de oper. (pies)	Cap. Nominal (MB)	Volumen de Oper. (MB)	Alarmas de Nivel (pies)			
					h	D					Alto Alto	Alto	Bajo	Bajo Bajo
97x3	26	N	C*	Slop	48	120	44	7	96	86	43	42	8	5
97x4	29	2	C*	Slop	48	120	44	7	96	86	43	42	8	5
97x5	32	N	C*	(-)	48	120	44	7	96	86	43	42	8	5
97x6	36	2	C*	Crudo/	49	121	44	7	96	86	43	42	8	5
				Sta.Barbara										
97x7	40	N	C*	Crudo/	50	122	44	7	96	86	43	42	8	5
				Sta.Barbara										
97x8	26	2	C*	Crudo/	51	123	44	10	96	86	43	42	11	10
				Merey(DA-2)										
97x9	29	N	C*	Crudo/	52	124	44	10	96	86	43	42	11	10
				Merey(DA-2)										
97x10	32	N	C*	Crudo/	48	120	44	10	96	86	43	42	11	10
				Merey(DA-2)										
97x11	35	N	C*	Crudo/	48	120	44	7	96	86	43	42	8	5
				Anaco Wax										
97x12	39	N	C*	Crudo/	48	120	44	7	96	86	43	42	8	5
				Anaco Wax										
97x13	41	N	C*	(-)	48	120	44	7	96	86	43	42	8	5
97x14	46	N	C*	Crudo/	48	120	44	7	97	86	43	42	8	5
				Anaco Wax										
97x15	31	N	F	Crudo/	48	120	44	7	97	86	43	42	8	5
				Mesa Oficina										
97x16	37	N	F	Crudo/	48	120	44	7	97	86	43	42	8	5
				Mesa Oficina										
97x17	41	N	F	Crudo/	48	120	44	7	97	86	43	42	8	5
				Mesa Oficina										
97x18	46	2	F	Crudo/	48	120	44	7	97	86	43	42	8	5
				Mesa 30										
97x19	49	N	F	Crudo/	48	120	44	7	97	86	43	42	8	5
				Mesa 30										
97x20	54	2	F	Crudo/	48	120	44	7	97	86	43	42	8	5
				Mesa 30										

Tabla 3.6. Características de Diseño y Operación de los Tanques de Crudos de Patio de Almacenaje de Crudo del Área de Guaraguao (Continuación).

N°	Cota (pies)	N° de Agitadores	Tipo De Techo	Servicio/ Segregación	Dimensiones (pies)		Máximo nivel de oper. (pies)	Mínimo nivel de oper. (pies)	Cap. Nominal (MB)	Volumen de Oper. (MB)	Alarmas de Nivel (pies)			
					h	D					Alto Alto	Alto	Bajo	Bajo Bajo
250x3	99	3	C*	Crudo/	58	180	51	7	241	230	53	52	7	2
				Residual DA-2										
250x6	108	3	C*	Crudo/	55	180	51	7	239	229	53	52	7	2
				Residual DA-2										
250x7	98	2	F	Crudo/	48	206	43	10	282	282	44	43	10	7
				Merey Desalado										
250x8	95	2	F	Crudo/	48	206	43	7	282	254	44	43	7	2
				Mesa 30										
250x9	85	2	F	Crudo/	48	206	43	7	282	254	44	43	7	2
				Mesa 30										
250x10	91	2	F	Crudo/	48	206	43	10	282	254	44	43	10	7
				Merey Desalado										
250x11	98	2	F	Crudo/	48	206	43	7	282	254	44	43	7	2
				Mesa 30										
250x12	95	2	F	Crudo/	48	206	43	10	282	254	44	43	10	7
				Merey Desalado										
80x15	59	N	F	Crudo/	48	120	35	14	79	70	35	-	-	14
				Mesa 30 (DA-1)										
80x16	58	N	F	Crudo/	48	120	35	14	80	70	35	-	-	14
				Mesa 30 (DA-1)										
80x17	58	N	F	Crudo/	48	120	35	14	78	70	35	-	-	14
				Mesa 30 (DA-1)										

NOTA F: Techo Flotante (-): Tanques actualmente fuera de servicio
C: Techo Cónico h: altura
C*: Techo Cónico con cubierta interna flotante D: diámetro

3.1.2. Definición de los Valores Máximos y Mínimos de Operación Segura en Equipos Críticos.

En conjunto, con la descripción actual del sistema, y datos de operación y diseño recolectados en la etapa anteriormente descrita, se definieron las condiciones máximas y mínimas en equipos críticos de Movimiento de Crudo del Área de Almacenaje de Guaraguao de la Refinería de Puerto La Cruz de acuerdo a las normas

de diseño PDVSA, API y ANSI. Lo cual se realizó paralelamente a la clasificación y definición de los rangos y variables típicos de operación segura, y finalmente lograr identificar las limitaciones y desviaciones que puedan existir en los equipos críticos que conforman el sistema, fuera de las condiciones máximas y mínimas de seguridad de operaciones pautadas por las normas de diseño en estudio.

3.1.2.1. Equipos Estáticos.

*** Tanques de Almacenaje.**

Para el caso de tanques de almacenaje se definieron como variables máximas y mínimas: flujo, presión, temperatura y nivel.

✓ Flujo:

Para la determinación de los flujos de vaciado y de llenado en tanques se requiere de información relacionada con las capacidades de alivio y venteo de los dispositivos de seguridad ubicados en los tanques, debido a que estos determinan el máximo flujo de llenado y vaciado en los mismos. Esto se rige según las normas del *American Petroleum Institute* (norma API 2000) a través de curvas empíricas que relacionan la capacidad del tanque con la capacidad total de venteo del mismo permitiendo hallar los flujos de vaciado y llenado en tanques atmosféricos. Cabe destacar que esta norma aplica únicamente para tanques que poseen techos fijos, debido a que los tanques de techo flotante poseen válvulas de venteo que son accionadas automáticamente, las cuales vienen incorporadas en los techos de los tanques, es decir, que son diseñadas por sus fabricantes. Esto se explica debido a que los tanques de techo fijo, en este caso techo cónico, al estar vacíos están contenidos de aire, al ser llenados por el líquido a almacenar, éste comenzará a ocupar el

volumen de aire y simultáneamente éste último empezará a comprimirse (si no encuentra por donde escapar) y se creará una sobrepresión en dicho tanque.

El flujo mínimo de llenado en tanques no fue estimado debido a que no representa peligro alguno para la integridad mecánica del equipo.

✓ **Presión:**

Los valores máximos y mínimos de presión en tanques fueron definidos de acuerdo a la norma API 2000 y normas de diseño PDVSA. En relación a las normas antes mencionadas los tanques de techo cónico han sido diseñados para resistir una presión interna máxima de 0,3psig o 8,3112pulg.agua por encima de la presión atmosférica, y una presión interna mínima en el vaciado de -0,1psig o -2,7696pulg.agua por debajo de la presión atmosférica. Los tanques de techo flotante han sido diseñados para soportar como presión máxima y mínima, la presión atmosférica.

✓ **Temperatura:**

Según a las normas de diseño PDVSA se estableció como máxima temperatura de almacenamiento en tanques la norma más restrictiva:

- * Para corrientes livianas, no debería exceder la temperatura a la cual su presión de vapor verdadera sea 89.6kPa.abs. (13psia). Para las corrientes pesadas, la temperatura máxima a almacenaje debería ser el valor más bajo entre 28°C (50°F) por debajo del punto inicial de ebullición ASTM y 8°C (15°F) por debajo del punto de inflamación mínimo. (Sección 2.3.6.2).

Para la muestra de cálculos se seleccionó la transferencia de Crudo Mesa 30 desde el Tanque 97x20 hasta el Tanque 80x15 ambos ubicados en el Patio de Refinería, a través de la bomba P-3 perteneciente a la Estación de Bombas de Transferencia.

Cálculo de la Temperatura Máxima de Corrientes de Almacenaje.

En el caso del Crudo Mesa 30 almacenado en el Tanque 97x20 se tiene una Presión de Vapor Reid de 1,1psig (**Tabla A.1 del Apéndice A**).

La Temperatura Máxima de Corrientes de Almacenaje conjuntamente con la Norma API 2000 para el cálculo de Presión de Vapor Verdadera (PVV) de almacenaje se calcula, haciendo uso de las ecuaciones 2.32 y 2.33, como se muestra a continuación:

$$A = 12,82 - 0,9672 \times \ln(RVP)$$

$$A = 12,82 - 0,9672 \times \ln(1,1)$$

$$A = 12,7278$$

$$B = 7261 - 1216 \times \ln(RVP)$$

$$B = 7261 - 1216 \times \ln(1,1)$$

$$B = 7389,1183$$

Introduciendo los valores de las constantes A y B junto con la Presión de Vapor Verdadera a la temperatura de operación igual 0,9psia (**Tabla A.1 del Apéndice A**), en la ecuación 2.31 se tiene:

$$T_s = \frac{B}{A - \ln P} - 459,6$$

$$T_s = \frac{7389,1183}{12,7278 - \ln(0,9)} - 459,6$$

$$T_s = 116,1825^{\text{D}F} \approx 116^{\text{D}F}$$

* La temperatura de operación normal más un margen de 50 °F (Sección 2.3.2.1).

Cálculo de la Temperatura Máxima de Diseño.

$$T_{m\acute{a}x} = T_{operaci\acute{o}n} + 50^{\text{D}F}$$

$$T_{m\acute{a}x} = 90^{\text{D}F} + 50^{\text{D}F}$$

$$T_{m\acute{a}x} = 140^{\text{D}F}$$

Comparando la temperatura calculada anteriormente con la fijada con la Norma PDVSA, se observa que la más restringente es la Temperatura Máxima de Corrientes de Almacenaje con un valor de 116 °F. De la misma forma se determinó la Temperatura Máxima para el resto de los Tanques de Almacenaje situados en el Patio de Refinería del Área de Guaraguao (**Tabla D.1 del Apéndice D**).

Como temperatura mínima de almacenamiento se tomo la Norma PDVSA (Sección 2.3.2.3) respecto a la temperatura crítica de exposición, la cual para climas calientes s la temperatura promedio más baja del día, específicamente en la ciudad de Puerto La Cruz es de 70°F.

✓ Nivel:

Los niveles críticos de operación para tanques de almacenaje se especificaron como alarmas de nivel alto-alto y bajo-bajo para las condiciones máximas y mínimas de nivel respectivamente.

3.1.2.2. Equipos Rotativos.

Las condiciones máximas y mínimas de operación en equipos de bombeo se determinaron considerando la hoja de datos de diseño, normas vigentes de PDVSA y a nivel internacional en lo respecta a su diseño, así como también, la evaluación del NPSH (cabezal neto de succión positiva) en el sistema. Las variables máximas y mínimas consideradas se describen a continuación:

✓ Flujo:

El flujo máximo de los sistemas de bombeo quedo determinado por el diseño de la bomba, indicado por la hoja de datos del equipo (**Figuras B.1 a B.4 del Apéndice B**), determinando así el flujo máximo con el que puede trabajar el mismo.

El flujo mínimo de bombeo para bombas centrífugas se fijó a partir de unas gráficas y procedimiento establecido por el INTEVEP. Dichas gráficas son presentadas en el **Apéndice B (Figuras B.9 y B.10)**.

Cálculo del Flujo Mínimo de Bombeo.

Los datos necesarios para el cálculo del flujo mínimo de bombeo se tomaron de las **Figuras B.1 y B.5**.

- * Tipo: Centrífuga Vertical Multietapa.
- * Caudal en el punto de máxima eficiencia: 4.300 GPM.
- * Servicio: Crudo Mesa 30.
- * Velocidad: 1.800 RPM.
- * NPSHD: 53,89pie.
- * NPSHR: 33pie.

Como primer paso se determina la Velocidad Específica de Succión (N_{ss}), mediante la ecuación 3.1:

$$N_{ss} = \frac{RPM \times (\sqrt{Q})}{NPSH_{req}^{0,75}} \quad (\text{Ec. 3.1})$$

$$N_{ss} = \frac{1.800 \times \sqrt{4.300}}{33^{0,75}}$$

$$N_{ss} = 8.572,7720$$

Luego con el valor de N_{ss} se intercepta la curva B de la **Figura B.9** contenida en el **Apéndice B** y se baja para obtener el porcentaje de capacidad en el punto de máxima eficiencia (%BEP), y resulta un valor igual a 27%

A continuación se procedió a determinar la relación $NPSHD/NPSHR$ el cual es igual a 1,63. Con este valor se intercepta la curva para hidrocarburos de la **Figura B.10** del **Apéndice B** y se baja hasta obtener K_M valor correspondiente al Factor de Corrección para el flujo mínimo en bombas centrifugas, siendo éste igual a 0,71.

Como último paso se determinó el flujo mínimo de bombeo mediante la ecuación 3.2:

$$Q_{mín} = Q_{BEP} \times \%Q_{BEP} \times K_M \quad (\text{Ec.3.2})$$

$$Q_{mín} = 4.300 \times 0,27 \times 0,71$$

$$Q_{mín} = 824,31 \text{ GPM}$$

$$Q_{mín} = 824,31 \text{ GPM} \approx 1.200 \text{ BPH}$$

✓ **Presión de Succión:**

La máxima presión de succión se halló mediante la ecuación 2.25 tomando en cuenta el cabezal máximo estático presente en el sistema.

Cálculo de la Presión Máxima de Succión.

Considerando el nivel máximo del tanque de succión y condiciones a cero flujo. Se tomó como nivel máximo de operación el señalado en la **Tabla 3.6**, así como las cotas sobre el nivel del mar (Ver **Tabla 3.8**).

- * Escenario: descarga bloqueada.
- * Caudal: 0 BPH.
- * Presión en el tope del Tanque: 0 psig.
- * Nivel máximo del Tanque: 44 pie.
- * Cota del Tanque: 54 pie.
- * Cota de la bomba: 20,27 pie.

Aplicando la ecuación 2.25:

$$P_{1máx} = P_{Omáx}(\text{recipiente}) + \frac{\rho c \times g \times \Delta H_{máx}}{F_3 \times gc}$$

$$P_{1máx} = 0 + \frac{54,81 \times 32,2 \times (44 + 54 - 20,27)}{144 \times 32,2}$$

$$P_{1máx} = 29,5859 \text{ psig}$$

La presión mínima de succión recomendada es de 83 kPa absolutos (12 psia). Esto es aplicable para casos tales como el de succionar desde tanques que tienen líneas de succión muy largas (Sección 2.3.5.3).

✓ Presión de Descarga:

La máxima presión de descarga para bombas centrífugas se determinó mediante la ecuación 2.28 y la curva característica de la bomba (Ver **Apéndice B**), en el caso de no disponer la curva característica de la bomba esta se determinó mediante la

ecuación 2.27. La Máxima presión de descarga de una bomba de desplazamiento positivo (Sistema de Bombas Merey) está determinada por el ajuste de la Válvula de seguridad de la descarga en la cual se toma en cuenta la presión máxima permisible de trabajo de la tubería de descarga (Sección 2.3.5.6).

Cálculo de la Presión Máxima de Descarga.

La Máxima Presión de Descarga se calculó haciendo uso de la Máxima Presión de Succión determinada anteriormente y tomando el máximo cabezal desarrollado por la bomba a cero flujos a partir de la curva característica del equipo (**Figura B.5 del Apéndice B**).

De la curva característica de la bomba P-3 perteneciente al Sistema de Transferencia, se obtuvo que a cero flujo el cabezal desarrollado es 450 pie. Haciendo uso de la ecuación 2.28 se obtuvo:

$$P_{2m\acute{a}x} = P_{1m\acute{a}x} + \left[\frac{\rho_c * g * \Delta H (shut - off)}{F_2 * g_c} \right]$$

$$P_{2m\acute{a}x} = 29,5859 + \left[\frac{54,81 * 32,2 * 450}{144 * 32,2} \right]$$

$$P_{2m\acute{a}x} = 200,8672 \text{ psig}$$

La mínima presión de descarga se toma como aquel valor que hace posible el normal desarrollo de las operaciones.

✓ **Temperatura:**

Las temperaturas máximas y mínimas se definieron de acuerdo a las normas de diseño PDVSA referente a equipos de bombeo. La temperatura máxima es la que

normalmente controla la bomba y siempre se especifica más un margen de 50 °F. (Sección 2.3.2.1).

La temperatura mínima se estableció tomando en cuenta la temperatura crítica de exposición para climas calientes 70 °F (Sección 2.3.2.3).

✓ **NPSH (Cabezal Neto de Succión Positiva):**

Especificada como variable restrictiva en el funcionamiento en los equipos de bombeo el NPSH mínimo que se pueda generar en un determinado sistema, considerando el mínimo nivel de succión y el máximo flujo de bombeo (flujo nominal) para la bomba en estudio.

Cálculo del NPSHD mínimo.

El NPSHD mínimo en el sistema se determinó para las condiciones de flujo de diseño, máxima pérdida por fricción y mínimo nivel de operación del Tanque 97x20(recipiente de succión) almacenando crudo Mesa 30 succionado del mismo a través de la bomba P-3.

- * Nivel mínimo del Tanque 97x20: 7 pie (**Tabla 3.6**)
- * Flujo Nominal de la bomba P-3: 7.071BPH (**Tabla 3.3**)

Aplicando la ecuación 2.30 se obtiene que para cuando el nivel de líquido por se encuentra por encima de la línea central de la bomba (2 pie):

$$NPSH_D = \frac{F_2 \times (P_s - P_v)}{\rho_c} \times \frac{g_c}{g} + \Delta Z - H_F$$

Siendo ΔZ la diferencia de altura entre el nivel mínimo del líquido en el recipiente de succión y el nivel de referencia de la bomba (38,73pie), P_s la presión

absoluta que existe sobre la superficie del líquido en el recipiente de succión igual a 14,7psia y Pv la Presión de Vapor a 90°F. De la **Tabla A.1 del Apéndice A** se obtuvo que para el Crudo Mesa 30 la Presión de Vapor a condiciones de operación es igual a 0.9 psia. Por último Hf representa a las pérdidas por fricción generadas en el Lado de Succión a condición de flujo nominal y nivel mínimo en el Tanque 97x20, este dato fue obtenido a través de la Hoja de Cálculos dando como resultado un valor de 21,0917 pie.

$$NPSH_D = \frac{144 \times (14,7 \text{ psia} - 0,9 \text{ psia})}{54,81 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}} \times \frac{32,2}{32,2} + 38,73 \text{ pie} - 21,0917 \text{ pie}$$

$$NPSH_D = 53,8945 \text{ pie}$$

Los valores máximos y mínimos establecidas para los sistemas de bombeo ubicadas en el Patio de Refinería se encuentra reportados en la **Tabla D.2 del Apéndice D**.

3.1.2.3 Líneas de Proceso.

✓ Flujo:

El flujo máximo de operación se determinó tomando en cuenta las normas de diseño de PDVSA relacionadas con las velocidades de erosión tolerables permisibles en tuberías de acero carbono haciendo uso como parámetro restrictivo la densidad del fluido a la temperatura de operación. Mediante la ecuación 2.9, se determinó la velocidad de erosión tolerable establecida para el servicio intermitente que aparece en la **Figura C.1 del Anexo C**. Después de determinar la velocidad de erosión tolerable

se multiplico por el área transversal de la tubería obteniéndose el flujo de erosión tolerable en una tubería en particular. Con los valores obtenidos correspondientes al flujo de erosión tolerable se procede a calcular el flujo máximo pero considerando solo el 90% del área transversal de la tubería esto como factor de seguridad, porque se considera que el flujo no ocupa totalmente el área de la misma. En el caso de que una misma línea de proceso se empleará para el transporte de diferentes crudos, se determinó el flujo máximo para los fluidos de mayor y menor densidad (condiciones críticas).

Cálculo del Flujo Máximo de Operación.

Para el cálculo en tuberías o líneas de proceso se tomó como muestra la Línea Succión-Recibo de 30 pulgadas que se conecta al cabezal succión-recibo del Tanque 97x20 hasta el pie de tanque del mismo.

Se tomaron en cuenta las siguientes consideraciones:

- * Tubería limpia de acero comercial.
- * Servicio Intermitente o No Continuo.
- * Temperatura de la línea igual a la del fluido (90°F).
- * Fluido de trabajo: Crudo Merey 16 (condición más crítica de mayor densidad).
- * Densidad: 59,87 lb/pie³ (**Tabla A.1 del Apéndice A**).

Aplicando la ecuación 2.9 se tiene:

$$V.diseño = \frac{160}{\sqrt{\rho}}$$

$$V.diseño = \frac{160}{\sqrt{59,87}}$$

$$V.diseño = 20,6781 \text{ pie} / s$$

Luego se definió como flujo máximo de operación el 90% de flujo asociado a la Velocidad Límite de Erosión, de modo que se garantice la integridad mecánica de las

tuberías. Para la línea de 30 pulg se tiene un área transversal de 672 pulg² lo que equivale a 4,66 pie² (Ver datos de diseño para tuberías de 30pulg de acero comercial estándar en el **Apéndice C**), por lo tanto el flujo máximo de operación será:

$$Q_{m\acute{a}x} = 0,9 \times V_{dise\tilde{n}o} \times A$$

$$Q_{m\acute{a}x} = 0,9 \times 20,6781 \times 4,66$$

$$Q_{m\acute{a}x} = 86,7241 \frac{pie^3}{s} \times \frac{3.600s}{1hr} \times \frac{1Bl}{5,6146 pie^3}$$

$$Q_{m\acute{a}x} = 55.628,0757 BPH$$

El flujo mínimo de operación no se determinó dado que este no representa un peligro para la integridad mecánica de las líneas de proceso

✓ **Presión:**

La máxima presión de operación se determinó empleando la norma ANSI 16.5 (Ver **Apéndice C, Tabla C.4**) que toma en cuenta la información mecánica (rating) de las válvulas y accesorios, en conjunto con la definición de la presión de trabajo máxima permisible (PTMP) referentes al diseño de tuberías de acero comercial.

Cálculo de la Presión Máxima de Operación.

Para la línea succión-recibo de 30pulg de diámetro del Tanque 97x20 se tiene que el mínimo rating de sus accesorios es de clase 150 (Ver **Tabla C.4 del Apéndice C**) y el crudo Merey 16 tiene una temperatura de trabajo de 90°F, por lo tanto según la norma antes mencionada la Máxima Presión de Trabajo Permisible para los accesorios de clase 150 es de 285psig.

La presión mínima de operación no se definió debido a que no se manejan condiciones severas de vacío y por lo tanto esta variable no presentó relevancia para la integridad mecánica de la línea.

✓ **Temperatura:**

Las temperaturas máximas y mínimas de operación se definieron de acuerdo a las normas de diseño PDVSA (Secciones 2.3.2.1 y 2.3.2.3 respectivamente) referentes a temperaturas de diseño en equipos de procesos.

Las condiciones máximas y mínimas de flujo, presión y temperatura de las líneas de proceso estudiadas se reportan en la **Tabla D.3 del Apéndice D**.

3.2. Clasificación de los rangos y variables de operación segura (flujo, presión, temperatura, nivel, etc.) mediante la aplicación de normas de diseño.

Los rangos de operación y variables típicas fueron definidos mediante la revisión de la data operacional recopilada en campo y en la consola del Despacho de Petróleo e información de diseño (**Tablas 3.2 a 3.6**) para los equipos críticos (tanques de almacenamiento, mezcladores estáticos, sistemas de bombas y sistemas de tuberías), empleados en el manejo y almacenamiento de crudos

3.2.1. Elaboración de una Hoja de Cálculos.

Por otra parte se elaboró una hoja de cálculo (Excel) empleando las ecuaciones 2.1 a 2.9 y 2.13 a 2.30 e información técnica de literatura especializada referente al cálculo de caídas de presión en tuberías y equipos de bombeo así como también, las pérdidas de fricción, evaluación de NPSH disponible, velocidades de flujo y requerimientos de energía del sistema. En el **Apéndice C** se presenta información

técnica referente a cálculos hidráulicos la cual se utilizó como base para la elaboración de la hoja de cálculo.

Se hicieron las siguientes consideraciones en la realización de la hoja de cálculos:

- ✓ Masa constante.
- ✓ Estado estacionario.
- ✓ Flujo isotérmico.
- ✓ Viscosidad constante.
- ✓ Densidad constante.
- ✓ Tubería de acero comercial estándar.

Las operaciones específicas evaluadas fueron:

- ✓ Transferencia de crudos entre tanques del Patio de Refinería.
- ✓ Transferencia de crudos desde Patio de Refinería hacia Patio de Carga.
- ✓ Transferencia de crudos desde Patio de Refinería hacia Muelles en el Terminal Marino.

Las variables típicas evaluadas fueron. Flujo, presión velocidad, y aquellas asociadas al estudio de bombas.

En la evaluación de los equipos y líneas fueron considerados ciertos criterios para realizar los cálculos, estas consideraciones fueron las siguientes:

- ✓ La evaluación desde la base del tanque hasta las tuberías de succión o descarga se estima en dos (2) pies.
- ✓ Para bombas centrífugas verticales y rotativas, se considera como dos (2) pies desde el suelo hasta la línea central de la bomba. (API 610).

- ✓ Las longitudes de las líneas de proceso utilizadas para cálculos hidráulicos fueron las obtenidas del Plano Topográfico digital de la Refinería de Puerto La Cruz.
- ✓ La temperatura de operación oscila entre los 90 °F y 100 °F.
- ✓ Las operaciones de recibo, entrega y Transferencia a través de líneas de proceso fueron evaluadas para el crudo más liviano y el más pesado (Anaco Wax y Merey).
- ✓ Las cotas de los tanques se dan en el listado de tanque correspondientes al área en estudio (Ver **Tabla 3.6**), las cotas de los equipos se especifican a continuación en la **Tabla 3.7**:

Tabla 3.7. Cotas de los Equipos en el Área de Guaraguao y Terminal Marino.

Nº	Unidades y Equipos	Cotas (pies)
1	Múltiple 1	36
2	Múltiple 2	44
3	Múltiple 2.1	51
4	Múltiple 3	52
5	Múltiple 3.A	47
6	Múltiple 4	46
7	Múltiple 5	43
8	Múltiple 7.1	72
9	Múltiple Principal de Carga	49
10	Sistemas de Bombas de Transferencia	20,27
11	Sistemas de Bombas OSAMCO	82
12	Sistemas de Bombas Merey	40
13	Plataforma de Muelles	20

Las cotas están referidas al nivel del mar y fueron tomas de los Planos Topográficos de las distintas áreas y Manual de Seguridad de los Procesos.

La hoja de cálculo se estructuró de la siguiente manera: una primera parte de introducción de datos: presentación y condiciones de operación de la línea en estudio, y otra sección para la presentación de las propiedades del crudo (**Figura 3.2**).

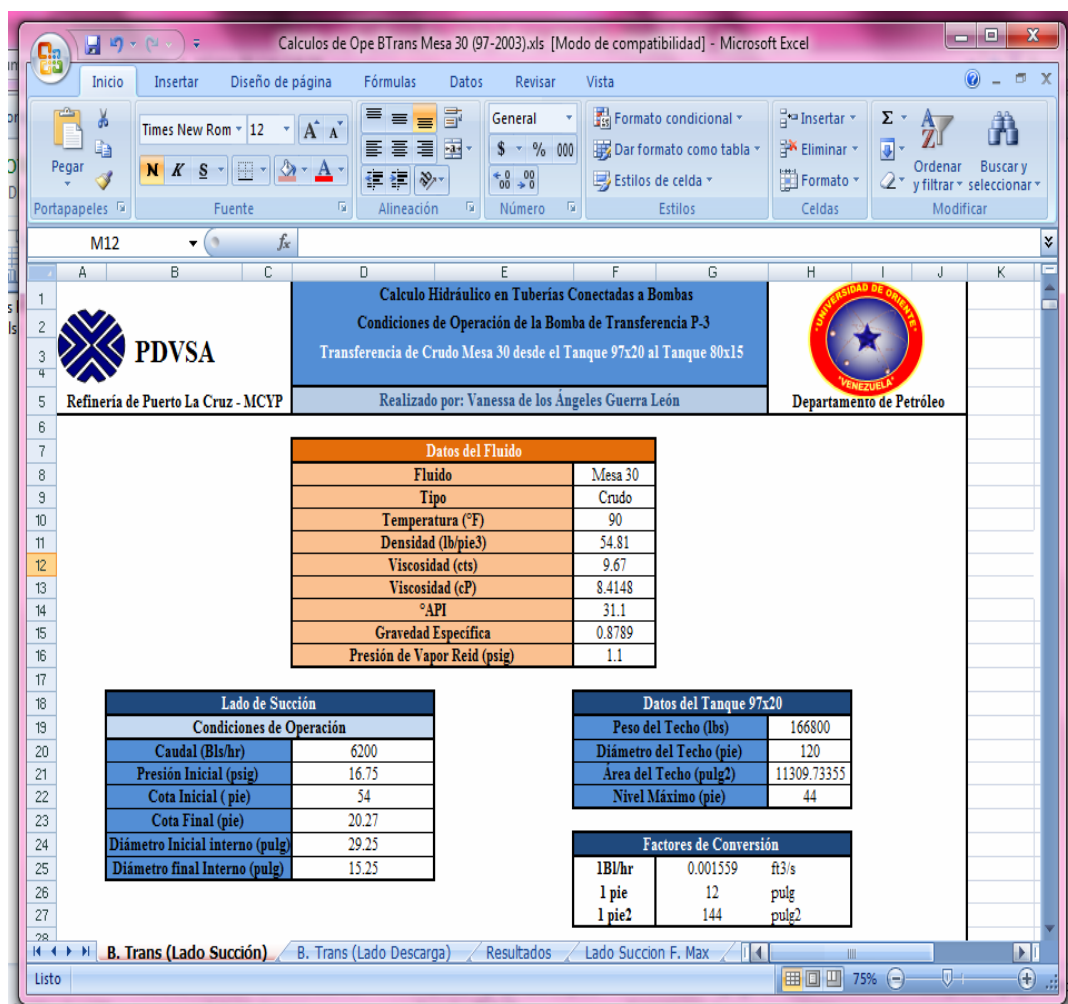


Figura 3.2. Datos de Entrada.

Una segunda parte para los cálculos de caída de presión por fricción de los accesorios presentes y en cada uno de los tramos de diámetro y flujo constante en que se divide la línea (**Figura. 3.3**)

Calculos de Ope BTrans Mesa 30 (97-2003).xls [Modo de compatibilidad] - Microsoft Excel

Inicio Insertar Diseño de página Fórmulas Datos Revisar Vista

Times New Rom 12 A A

Portapapeles Pegar Fuente Alineación Número Estilos Celdas Modificar

M53

TRAMO 2 Pérdidas por Tuberías (Lado de Succión)							
52	DESDE	Cabezal Succión- Recibo de tanque 97x20	Pérdidas por Accesorios				
53	HASTA	Expansión 20"x26"	Accesorios	n°	L/d	K	Perdidas (psig)
54	Caudal (pie ³ /s)	9.6658	Val. Compuerta	2	8	0.0386	0.01045
55	Diámetro Nominal (pulg)	20	Codo 135°	2	16	0.0773	0.02090
56	Diámetro Interno (pulg)	19.25	Codo 45°	1	30	0.1449	0.01959
57	Diámetro Interno (pie)	1.6042	Codo 90°	1	16	0.0773	0.01045
58	Área (pie ²)	2.0211	T. Flujo Desviado	0	60	0.2898	0.00000
59	Velocidad (pie/s)	4.7824	Entrada de Tubería	0	0.78	0.0038	0.00000
60	Número de Reynolds	74295.96655	Salida de Tubería	0	1	0.0048	0.00000
61	Rugosidad (pie)	0.00015	Total Pérdidas por Accesorios (psig)				
62	f/d	9.35065E-05					
63	Factor de Fricción (Fanning)	0.0048					
64	Longitud (pie)	3605					
65	Caída de Presión por fricción	5.87422					
66							
67							
68	Expansión		Reducción				
69	Diámetro Mayor (pulg)	25.25	Diámetro Mayor (pulg)	29.25			
70	Diámetro Menor (pulg)	19.25	Diámetro Menor (pulg)	19.25			
71	K	0.17538	K	0.28344			
72	Área (pie ²)	2.0211	Área (pie ²)	2.0209			
73	Velocidad (pie/s)	4.7824	Velocidad (pie/s)	4.7828			
74	Pérdida (psig)	0.02371	Pérdida (psig)	0.03832			
75							
76							
77	Pérdidas Totales en el Tramo 2 (psig)		5.99763				
78							

75% 75%

Lista B. Trans (Lado Succión) B. Trans (Lado Descarga) Resultados Lado Succión F. Max

Figura 3.3. Cálculos de Pérdidas por Fricción y Accesorios.

Y por último, una sección donde se presentan los resultados finales que incluyen la caída de presión total por fricción en la línea, la caída de presión debido al cambio de la energía cinética, la caída de presión debido al cambio global de

elevación y la caída de presión total de la línea (la sumatoria de las tres caídas de presión antes mencionadas), la evaluación de los caudales máximos, y variables de operación de los sistemas de bombeos estudio (**Figura 3.4**).

Calculos de Ope BTrans Mesa 30 (97-2003).xls [Modo de compatibilidad] - Microsoft Excel

Inicio Insertar Diseño de página Fórmulas Datos Revisar Vista

Portapapeles Pegar Fuente Alineación Número Estilos Celdas Modificar

N36

RESULTADOS FINALES

Evaluación de Perdidas Finales en el Lado de Succión

Caída de presión debido al cambio de elevación (psig)	-12.8385
Caída de presión debido al cambio de energía cinética (psig)	0.3192
Caída de presión por tubería (psig)	6.4300
Caída de Presión Total (psig)	-6.0893
Presión de Succión (psig)	22.8368

Evaluación de la Velocidad del fluido en los tramos (Lado Succión)

Tramos	Diametro (pulg)	Velocidad de Operación (pie/s)	Velocidad Máx (pie/s)	Velocidad de Erosión (pie/s)	Flujo Máx (Bls/hr)	RE	Régimen de Flujo
1	30	2.03641545	13.50734831	21.61175729	58139.6473	41409.008	Turbulento
2	20	4.78243359	13.50734831	21.61175729	25202.1647	63457.9616	Turbulento
3	26	2.77963423	13.50734831	21.61175729	43292.8275	48378.842	Turbulento
4	16	7.62027647	13.50734831	21.61175729	15819.9727	80102.67292	Turbulento

B. Trans (Lado Succión) B. Trans (Lado Descarga) Resultados Lado Succion F. Max

Listo 100%

Figura 3.4. Resultados Finales.

Cálculo de Presiones de Succión y Descarga para Sistemas de Bombeo.

En la **Figura 3.5** se muestra un diagrama del sistema de bombeo en estudio. Las condiciones de operación del crudo se muestran en la **Tabla 3.8**.

Tabla 3.8. Condiciones de Operación del Crudo Mesa 30 Empleadas en los Cálculos Hidráulicos.

Temperatura (°F)	90
Densidad (lb/pie ³)	54,81
Viscosidad (cts)	9,67
Viscosidad (cP)	8,4148
°API	30,9
Gravedad Específica a 90°F	0,8789
Presión de Vapor Reid (psig)	1,1
Presión de Vapor Verdadera a 90°F (psia)	0,9

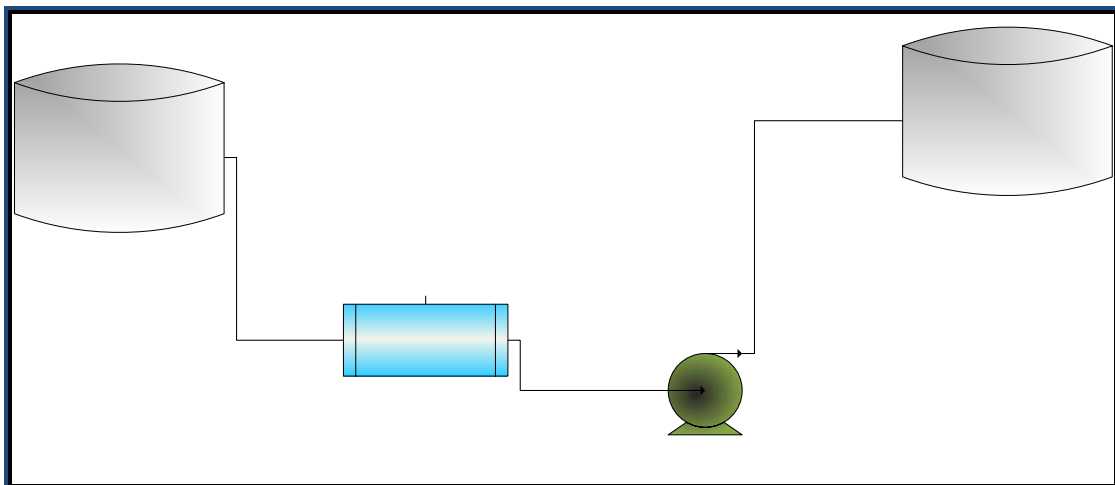


Figura 3.5. Representación Esquemática para el Cálculo de las Condiciones de Operación de la Bomba P-3.

Para los cálculos de las condiciones típicas de operación de la bomba P-3 se hizo uso de la hoja de cálculos en EXCEL, conjuntamente con los datos suministrados por la **Tabla 3.3**.

✓ **Presión de Succión:**

Determinación de las Pérdidas de Presión en el Tramo de Succión

Procedimiento:

Paso 1: Se idealiza el sistema como un conjunto tanques, bombas, tuberías y accesorios, dividiendo al mismo en secciones o tramos de diámetro constante.

Paso 2: Para un determinado diámetro o caudal de flujo, se calcula el número de Reynolds, mediante la ecuación 2.5.

Paso 3: Se calcula el factor de fricción (f) mediante las ecuaciones 2.20 y 2.21 dependiendo del régimen de flujo.

- * Si el valor de Re está comprendido entre 2.000 y 4.000 (flujo de transición), se recomienda utilizar la ecuación (2.21 para determinar el factor de fricción.
- * ε representa la rugosidad absoluta de las paredes internas de la tubería y se obtiene del **Apéndice C, Tabla C.2**.

Paso 4: Caída de Presión por Fricción

Calcular la caída de presión por fricción, para cada sección del sistema, usando las longitudes reales de las líneas, determinar las perdidas por accesorios y/o

reducciones y expansiones para luego totalizar las pérdidas por tubería, usando las ecuaciones 2.13, 2.16, 2.17, 2.18, 2.19 y 2.23.

Paso 5: Cambio Global de la Energía Cinética:

Para cada sección de flujo constante, verificar las secciones transversales de flujo al comienzo y al final. Si no son iguales, se calcula con la ecuación 2.14 el cambio de presión $(\Delta P)_k$ provocada por el cambio de energía cinética.

Paso 6: Cambio Global por Elevación:

Para cada sección de flujo constante, verificar la elevación al comienzo y al final. Si no son iguales, calcular con la ecuación 2.15 el cambio de presión resultante $(\Delta P)_e$.

Paso 7: Calcular la caída de presión total por sección de flujo constante a través de la ecuación 2.16.

De la **Tabla 3.8** se obtienen los datos correspondientes a la segregación a ser evaluada en este caso Mesa 30. Por otra parte de las **Tablas 3.4, 3.6 y 3.7** se obtuvieron otros datos de interés tales como:

- * Nivel Máximo del tanque 97x20: 44 pie
- * Caudal de operación de la bomba P-3 :6.200 BPH
- * Cota del tanque 97x20: 54 pie
- * Cota de la bomba P-3: 20.27 pie

A continuación se detallan los cálculos aplicando el procedimiento explicado anteriormente paso por paso:

Paso 1: Se dividió el sistema correspondiente al Lado de Succión, es decir desde el Tanque 97x20 (Punto 1) hasta el Bomba P-3 (Punto 2) en secciones o tramos de diámetro constante (**Figura 3.5**).

a) Tramo 1. Incluye el tanque 97x20x y su respectiva línea hasta el Cabezal succión-recibo del mismo.

Diámetro 30". Longitud: 242 pie - Línea Succión-Recibo del Tanque 97x20.

b) Tramo 2. Cabezal succión-recibo del tanque 97x20 hasta la expansión de 20"x26."

Diámetro 20." Longitud: 3605 pie – Succión N°2 del Sistema de Bombas de Transferencia

c) Tramo 3. Expansión de 20" x26" hasta Reducción de 26"x16".

Diámetro 26". Longitud: 144pies- Continuación de la Succión N°2 del Sistema de Bombas de Transferencia

d) Tramo 4: Reducción de 26"x16 hasta el cierre de Succión de la bomba P-3.

Diámetro 16". Longitud: 32.84pies- Línea de Succión de la bomba P-3.

Paso 2: Se tomó para la muestra de cálculos el Tramo 2 correspondiente a la Succión N°2 el Sistema de Bombas de Transferencia, debido a que presenta las condiciones completas en términos de accesorios de tuberías.

Cálculo del Número de Reynolds (Re):

Diámetro interno de la tubería: 19,25 pulgadas lo que es igual 1,6042 pie, obtenido de las Tablas de Acero Comercial (Ver **Apéndice C, Tabla C.3.**), Standard, se calcula el Área para determinar la Velocidad de Flujo y así poder obtener el Número de Reynolds.

$$A = \frac{\pi \cdot d^2}{4} = \frac{\pi \cdot 1,6042^2}{4} = 2,0211 \text{ pie}^2$$

$$Q = 6.200 \text{ bls/h} \cdot \frac{1 \text{ pie}^3}{0,1781 \text{ bls}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{3.600 \text{ s}} = 9,6658 \text{ pie}^3/\text{s}$$

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{9,6658 \text{ pie}^3 / \text{s}}{2,0211 \text{ pie}^2}$$

$$V = 4,7824 \text{ pie/s}$$

$$\text{Re} = 123,9 \frac{d \cdot V \cdot \rho}{\mu}$$

$$\text{Re} = 123,9 \frac{19,25 \cdot 4,7824 \cdot 54,81}{8,4989}$$

$\text{Re} = 74.295,96655 > 4.000 \rightarrow$ Régimen Turbulento.

Cálculo del Factor de Fricción:

ε representa la Rugosidad Absoluta de las paredes internas de la tubería se obtiene en la **Tabla C.2** presentada en el **Apéndice C**. Para el acero comercial $\varepsilon = 0,00015$ pie y usando el diámetro interno igual a 1,6042 pie.

$$f = \left[-3,6 \log \left[\left(\frac{6,9}{74.295,96655} \right) + \left(\frac{0,00015/1,6042}{3,7} \right)^{1,11} \right] \right]^{-2}$$

$$f = 0,0048$$

*** Caída de Presión por Fricción**

$$(\Delta P)_f = 5.18 \times 10^{-3} \frac{f L V^2 \rho}{d}$$

$$(\Delta P)_f = 5.18 \times 10^{-3} \frac{0,0048 \cdot 3605 \cdot (2,03)^2 \cdot 54,81}{19 \cdot 25}$$

$$(\Delta P)_f = 5.8742 \text{ psig}$$

*** Caída de Presión por Accesorios:**

Se tomaron en cuenta los accesorios presentes en la línea un mismo diámetro. De la hoja de cálculos se obtuvieron las siguientes pérdidas por accesorios (**Tabla 3.9**):

Tabla 3.9. Cálculo de Pérdidas por Accesorios en el Tramo 2.

Pérdidas por Accesorios				
Accesorios	Nº	L/d	K	Pérdidas (psig)
Val. Compuerta	2	8	0,0386	0,01045
Codo 135°	2	16	0,0773	0,02090
Codo 45°	1	30	0,1449	0,01959
Codo 90°	1	16	0,0773	0,01045
T. Flujo Desviado	0	60	0,2898	0,00000
Entrada de Tubería	0	0,78	0,0038	0,00000
Salida de Tubería	0	1	0,0048	0,00000
Total Pérdidas por Accesorios (psig)				0,06138

Este tramo posee una Reducción de 30''x20'' que parte de Cabezal Succión-Recibo del Tanque 97x20 y una Expansión de 20''x26'' que se encuentra a partir de la Válvula MV-3060 perteneciente a la Succión N°2. Las pérdidas obtenidas por reducción y expansión para este tramo se muestran en la **Tabla 3.10 y 3.11** respectivamente.

Reducción:

$$K = 0.5 \left(1 - \frac{d_1^2}{d_2^2} \right)$$

Tabla 3.10 Pérdidas por Reducción en el Tramo 2.

Reducción	
Diámetro Mayor (pulg)	29,2500
Diámetro Menor (pulg)	19,2500
K	0,2834
Área (pie ²)	2,0209
Velocidad (pie/s)	4,7828
Pérdida (psig)	0,0382

Expansión:

$$K = \left[1 - \frac{d_1^2}{d_2^2} \right]^2$$

Tabla 3.11. Pérdidas por Expansión en el Tramo 2.

Expansión	
Diámetro Mayor (pulg)	25,2500
Diámetro Menor (pulg)	19,2500
K	0,1753
Área (pie ²)	2,0211
Velocidad (pie/s)	4,7824
Pérdida (psig)	0,0237

* Pérdidas Totales por Fricción y Accesorios en el Tramo 2, se muestran en la **Tabla 3.12:**

Tabla 3.12. Resultados de Pérdidas Totales por Fricción en el Tramo 2 del Lado de Succión.

RESULTADOS DEL TRAMO 2	
Total de Pérdidas por Fricción (psig)	5,8742
Total de Pérdidas por Accesorios (psig)	0,0061
Total de Pérdidas por Reducción (psig)	0,0383
Total de Pérdidas por Expansión (psig)	0,0237
Pérdida Total del Tramo (psig)	5,9976

Aplicando el procedimiento anterior a los tramos 1,3 y 4 se obtuvieron los siguientes resultados (**Tabla 3.13**):

Tabla 3.13. Resultados de las Pérdidas por Fricción y Accesorios de los Tramos 1, 3 y 4 del Lado de Succión.

	TRAMO 1	TRAMO 3	TRAMO 4
Diámetro (pulg)	30	26	16
Longitud (pie)	242	144	32,84
Accesorios	2 codo 45°	3 Codos 45°	1 Valvula de 16"
	1 Válvula de 30"	Reduccion de 26"x16"	1 Salida de Tuberia
	1 Entrada de Tuberia		
Área (pie ²)	4,7465	3,4774	1,2684
Velocidad (pie/s)	2,0364	2,7796	7,6203
Re	48.481,2663	56.641,4794	93.783,43318
Factor de fricción	0,0053	0,0051	0,0046
ΔP Fricción (psig)	0,0507	0,0637	0,1648
ΔP Accesorios (psig)	0,0088	0,1299	0,0143
ΔP Total (psig)	0,0596	0,1935	0,1791

Sumando las pérdidas de cada tramo se obtienen las pérdidas totales por fricción en el Lado de Succión del sistema:

$$(\Delta P)_f \text{ del lado de Succión} = 6,4299 \text{ psig}$$

Cambio Global de la Energía Cinética:

De la hoja de cálculos se obtienen los valores de las velocidades en los puntos 1 y 2 del sistema en el Lado de Succión, es decir $V_1 = 2,4583$ pie/s y $V_2 = 7,6203$ pie/s para los diámetros de 30 pulg y 16 pulg respectivamente.

$$(\Delta P)_k = 1.08 \times 10^{-4} \rho (V_2^2 - V_1^2)$$

$$(\Delta P)_k = 1.08 \times 10^{-4} * 54,81 (7.6203^2 - 2,4583^2)$$

$$(\Delta P)_k = 0,3192 \text{ psig}$$

Cambio Global de Elevación:

Tomando en cuenta las cotas del Tanque 97x20 (54 pie) y de la Bomba P-3 (20,27pie) se realizó el cálculo de la caída de presión por elevación ya que corresponden a las alturas de los puntos 1 y 2 del sistema usando como referencia el nivel del mar.

$$(\Delta P)_e = \frac{1}{144} \rho (Z_2 - Z_1)$$

$$(\Delta P)_e = \frac{1}{144} 54..81(20.27 - 54)$$

$$(\Delta P)_e = -12,8385 \text{ psig}$$

Caída de Presión Total por Sección de Flujo Constante

$$(\Delta P)_T = (\Delta P)_f + (\Delta P)_k + (\Delta P)_e$$

$$(\Delta P)_T = -6,0893 \text{ psig}$$

Para obtener la Presión de Succión de la Bomba P-3, se debe determinar la presión en el punto inicial (Entrada de la tubería Recibo- Succión del Tanque 97x20 como se muestra en la **Figura 3.6**). Por hidrostática se obtiene la presión en la entrada de la tubería.

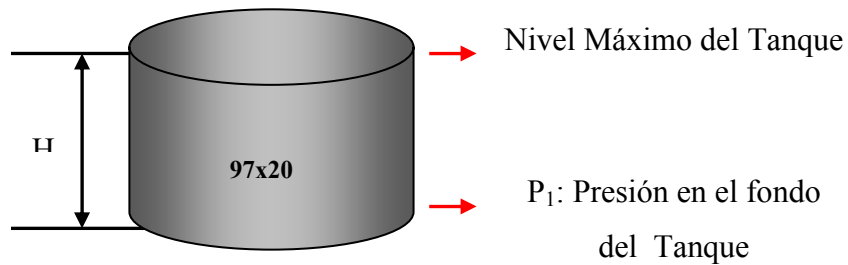


Figura 3.6. Determinación de la Presión en Tanques de Almacenamiento.

$$P_1 = \gamma \cdot H ,$$

Donde, H es el nivel máximo del tanque en pies y γ es el peso específico del crudo

γ Agua : 62.37 Lb/pie³

$$\gamma \text{ Mesa 30} = G_e \cdot \gamma \text{ Agua}$$

$$\gamma \text{ Mesa 30} = (0,8789) \cdot 62,37 \text{ lb/pie}^3$$

$$\gamma \text{ Mesa 30} = 54,81 \text{ lb/pie}^3$$

$$P_1 = (54,81 \text{ lb/pie}^3 \cdot 44 \text{ pie})$$

$$P_1 = 2387,88 \text{ lbs/pie}^2$$

$$P_1 = 2899,75 \text{ lbs/pie}^2 \cdot \frac{1 \text{ pie}^2}{144 \text{ pulg}^2}$$

$$P_1 = 16,58 \text{ lbs/pulg}^2$$

$$P_1 = 16,58 \text{ psig}$$

Por lo tanto la Presión de Succión es igual:

$$P_{\text{succión}} = P_1 - (\Delta P)_T$$

$$P_{\text{succión}} = 16,58 \text{ psig} - (-6,0893 \text{ psig})$$

$$P_{\text{succión}} = 23,8368 \text{ psig}$$

✓ **Presión de Descarga:**

Para la determinación de la Presión de Descarga de la bomba P-3, se procedió de la misma manera para la determinación de la Presión de Succión, siendo en este caso el Punto 1 del sistema la bomba P-3 y el Punto 2 el Tanque 80x15. Las pérdidas por fricción obtenidas en los tramos en que se dividió el Lado de Descarga del sistema se muestran en la **Tabla 3.14** los cuales fueron obtenidos de la Hoja de Cálculos:

Tabla 3.14. Resultados de las Pérdidas por Fricción y Accesorios de los Tramos del Lado de Descarga.

	TRAMO 1	TRAMO 2	TRAMO 3	TRAMO 4
Diámetro (pulg)	16	10	16	12
Longitud (pie)	49	126,58	3,658	144
Accesorios	1 codo 45°	1 Válvula de 10"	1 Codos 45°	2 Válvula de 12"
	Reducción de 16"x10"	3 Codos 45°	3 Codos 90°	1 Codos 90°
	1 Entrada de Tubería	Expansión de 10"x16"	Reducción de 16"x12"	1 Salida de Tubería
Área (pie ²)	1,2684	0,4667	1,2684	0,6903
Velocidad (pie/s)	7,6203	20,7122	7,6203	14,0025
Re	92.855,0956	153085,428	92855,0956	125870,241
Factor de fricción	0,0047	0,0044	0,0047	0,0045
ΔP Fricción (psig)	0,2463	7,2850	18,3936	3,1765
ΔP Accesorios (psig)	0,8504	2,0991	0,3885	0,1703
ΔP Total (psig)	1,0968	9,3841	18,7821	3,3469

De la misma manera en la **Tabla 3.15** se muestran los resultados de las pérdidas totales en el Lado de Descarga del sistema:

Tabla 3.15. Pérdidas Totales en el Lado de Descarga.

Caída de presión debido al cambio de elevación (psig)	101,7537
Caída de presión debido al cambio de energía cinética (psig)	0,8169
Caída de presión por tubería (psig)	32,6101
Caída de Presión Total (psig)	135,1807

Finalmente a través de la ecuación 2.26 y las pérdidas señaladas en la **Tabla 3.15** se obtiene la Presión de Descarga:

$$P_2 = P_o(\text{recipiente}) + \frac{\rho \times g \times}{F_3 \times gc} (\Delta H + H_f)$$

Siendo P_o la presión en el recipiente de descarga, en este caso el Tanque 80x15 con un nivel de crudo de 15 pies en el cual se encontraba en el momento de la descarga y tomando en cuenta la presión en la entrada de la tubería del tanque, por hidrostática se obtiene que $P_o(\text{recipiente})$ es igual a:

$$P_{o(\text{recipiente})} = \gamma \cdot H$$

Donde γ Mesa 30 = 54,81 lb/pie³ y H: 15 pie

$$P_{o(\text{recipiente})} = 54,81 \text{ lb/pie}^3 \cdot 15 \text{ pie} \frac{1 \text{ pie}^2}{144 \text{ pu}^2 \text{ lb}^2}$$

$$P_{o(\text{recipiente})} = 5,7 \text{ psig}$$

$$P_{2(\text{descarga})} = 5,7 \text{ psig} + 101,7537 \text{ psig} + 32,6101 \text{ psig} + 0,8169 \text{ psig}$$

$$P_{2(\text{descarga})} = 140,8900 \text{ psig}$$

3.2.2. Determinación de Variables de Operación a través del Simulador PIPEPHASE SIMSCI Versión 9.1.

Como respaldo de los resultados correspondientes a la evaluación hidráulica realizada a través de la hoja de cálculo se usó el simulador de flujo de fluidos PIPEPHASE SIMSCI Versión 9.1 mediante el cual se evaluaron las condiciones actuales de transporte de crudos en el Patio de Refinería Área de Guaraguao tomando en cuenta las mismas operaciones y criterios usados en la hoja de cálculos. Con el cual se obtuvieron valores cuantitativos de variables desconocidas tales como caídas de presión, presiones de descarga y succión de los sistemas de bombeo, entre otras.

3.2.2.1. Datos de Entrada en PIPEPHASE SIMSCI Versión 9.1.

Para realizar la simulación es necesario recopilar ciertos parámetros operacionales, características y propiedades del sistema de tuberías y del crudo que circula por cada línea respectiva. Estos últimos fueron hallados en las etapas anteriores. Los datos mínimos requeridos para realizar la simulación son los siguientes:

- * Definir la técnica de simulación; En este caso análisis no composicional (Fase líquida simple).
- * Propiedades físicas del hidrocarburo, específicamente la gravedad específica y viscosidad absoluta y/o relativa.
- * Características del sistema de tuberías (Diámetro, Schedule, longitud, cambio de elevación, accesorios, válvulas y equipos de bombeo presentes).
- * Temperatura de operación, (90 °F).
- * Establecer como valores fijos en la simulación dos de los siguientes parámetros: Presión a la entrada de la tubería, presión a la salida y/o flujo volumétrico. Para las simulaciones como parámetros fijos se usaron las

presiones en las entradas de las tuberías de los tanques y el caudal operacional manejado por las bombas.

Por último, se procedió a validar los resultados obtenidos en la hoja de cálculos con los del simulador PIPEPHASE, específicamente Presiones de Descarga en los sistemas de bombeo, estableciendo de igual forma el porcentaje de desviación que presentan cada uno de los valores obtenidos en la hoja de cálculos con respecto al valor simulado, logrando de esta manera determinar la validez o representatividad del resto de los valores de los cálculos hidráulicos, para poder así definir y clasificar las variables de operación desconocidas de los equipos críticos para luego comprobar así la existencia de equipos que se encuentren operando fuera de su condición de diseño de acuerdo a la comparación con los límites máximos y mínimos establecidos por las normas de diseño ya especificadas

Porcentaje de Error.

El porcentaje de desviación se obtiene con la siguiente ecuación:

$$\%Desviación = \left| \left(\frac{\text{Valor actual} - \text{Valor calculado}}{\text{Valor actual}} \right) \right| * 100$$

El porcentaje de desviación se calcula para determinar cuál lejos o cerca se encuentra el valor calculado por la Hoja de Cálculos de Excel con respecto al valor simulado. Este porcentaje se determinó tomando en cuenta los valores de presiones de descarga de los sistemas de bombeo, para el caso de la Bomba P3 del sistema de Bombas de Transferencia se tienen los siguientes valores:

- * Crudo: Mesa 30.
- * Caudal: 6.200 BPH.
- * Presión de Descarga (Excel): 140,8 psig.

* Presión de Descarga (Pipephase): 138,0 psig.

Sustituyendo estos valores en la ecuación de Porcentaje de Desviación se tiene:

$$\%Desviación = \left(\left| \frac{138,0 \text{ psig} - 140,8 \text{ psig}}{138,0 \text{ psig}} \right| \right) * 100 = 2,0290\%$$

Para el resto de los resultados de presiones de descarga se les calculó el margen de desviación (**Tabla 4.1**).

Las variables de operación relacionados con los equipos en estudio se muestran en las **Tablas D.1 a D.3** del **Apéndice D**.

3.3. Deducción de las consecuencias de operación en los equipos críticos de variable fuera del rango de operación segura.

Esta etapa consistió en la predicción de las consecuencias de las operaciones desviadas de los valores de operación segura en los equipos considerados en el estudio, tomando en cuenta aquellos casos que presenten algún peligro a la integridad mecánica de los equipos, al ambiente y la seguridad del personal que labora en el área de almacenaje de Guaragua. La determinación de las posibles consecuencias se realizó con apoyo de las recomendaciones emitidas por los fabricantes de los equipos, manuales de diseño, recomendaciones expuestas por el personal especializado en riesgo y mantenimiento de la Refinería de Puerto La Cruz y por último, la data registrada en referencia a las reparaciones de los equipos críticos presentes.

Las consecuencias generadas por operaciones desviadas se presentan en la **Tabla 4.3**.

3.4. Proposición de modificaciones para mejoras en el sistema de movimiento de crudos de la refinería de Puerto la Cruz con el propósito de adaptarlo a las nuevas exigencias seguras de operación.

Con los resultados obtenidos a través de los diversos cálculos, comparaciones realizadas y especificación de consecuencias. Se procedió a emitir posibles soluciones y modificaciones para solventar problemas que se puedan encontrar en el funcionamiento y operación del sistema de Movimiento de Crudos de la Refinería de Puerto La Cruz en caso de desvió de los límites permisibles, sirviendo así como refuerzo a su mejoramiento y cumplimiento de las nuevas exigencias seguras de operación.

CAPÍTULO IV.

DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1. Discusión de Resultados.

4.1.1. Identificación de las Limitaciones y Desviaciones Presentes en los Equipos Críticos de Movimiento de Crudos de la Refinería de Puerto La Cruz en Cuanto a las Condiciones Máximas y Mínimas de Seguridad de Operaciones

4.1.1.1. Descripción de las Condiciones Actuales en el Sistema del Área de Almacenaje de Crudos de Guaraguao (Patio de Refinería).

La evaluación de los equipos críticos usados en el manejo de crudos, según normas de diseño para su operación segura en el Área de Movimiento de Crudos del Patio de Refinería, requirió de una primera etapa, la cual consistió en identificar las condiciones actuales de este sistema, como por ejemplo los tipos de crudos o servicios que operan en el mismo, así como también, los equipos críticos que conforman el área en lo que se refiere a equipos estáticos (tanques de almacenaje y mezcladores), equipos rotativos (bombas centrífugas y rotativas) y líneas de proceso, todo lo anterior en conjunto con sus especificaciones de diseño y de operación actuales. Una vez realizada esta actividad conocida como un levantamiento de las zonas a estudiar, se observó la no operatividad y ausencia de ciertos equipos en el sistema evaluado, es decir, bombas pertenecientes a los sistemas de bombeos se presentan no operativas, específicamente se tiene, en el Sistema de Bombas de Transferencia, las bombas P-1, P-2 se encuentran en mantenimiento en el Taller Central de la Refinería debido a problemas con los sellos mecánicos y la P-5 por quema del motor eléctrico fue trasladada a un taller en la ciudad de Maracaibo para su

reparación. En la **Figura 4.1** se observa la ausencia actual de las bombas P-1/2/5 en este sistema.



Figura 4.1. Estado Actual de las Bombas de Transferencia.

En el Sistema de Bombas OSAMCO solo se encuentran operativas las bombas P-701C y P-701D (**Figura 4.2.a y b**), debido a que el resto a pesar de que también se encuentra en el sitio están a la espera para su reparación o traslado al Taller Central, por fallas en el sistema de arranque en la bomba P-701E y recalentamiento de las bombas P-701A Y P-701B.

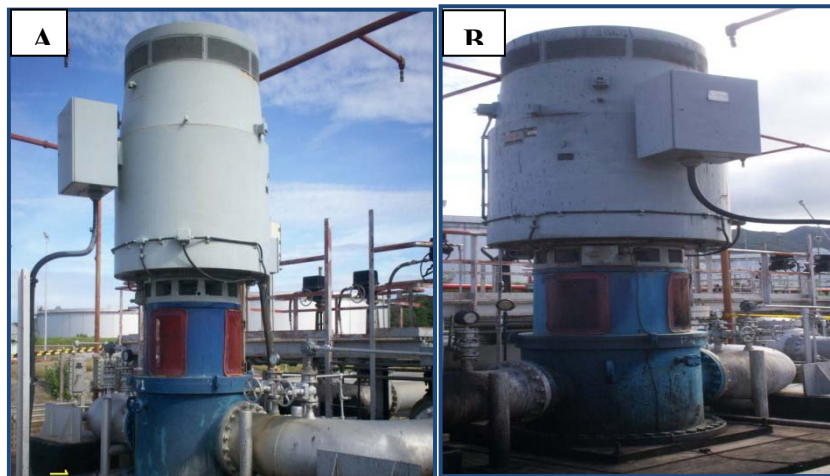


Figura 4.2. a) Bomba P-701 C. b) Bomba P-701 D del sistema OSAMCO.

Esto se puede atribuir a fallas y demoras en el sistema de mantenimiento, debido a que algunas de estas bombas se encuentran a la espera de su reparación (**Figura 4.3**), mientras que las otras no han sido reinstaladas luego de años de su mantenimiento.



Figura 4.3. Bombas P-701 A y B del Sistema OSAMCO a la espera de su reparación y reinstalación.

En relación a los flujos de operación de las troncales en su llegada a la Planchada en el Múltiple N°1, se observó un cambio con respecto a las tasas que se manejaban en los últimos 9 años, presentando que en la Troncal 52 la cual transporta Mesa Oficina ha disminuido considerablemente su operación dado a que los flujos que se reportan en la Refinería de Puerto La Cruz dependen directamente de la demanda con que se bombea este crudo desde el Patio de Tanques Oficina. Por otra parte la Troncal 54 (Mesa 30), presenta un flujo de recibo máximo operacional de 20.000BPH debido al desgaste de la línea por erosión ocasionado por el flujo máximo de diseño de 30.000BPH. Mientras que en las demás troncales se han mantenido los flujos típicos de operación, cómo es el caso de la Troncal 51 (Segregación Merey) y en la Troncal 53 (Anaco Wax), o aumentado tal cual se presenta en la Troncal-54 (Línea Nueva y Línea Blanca de Santa Bárbara). Este último aumento es debido a que

se presentó un cambio en las demandas actuales de la empresa, generando así un incremento en la producción desde sus inicios hasta la fecha que actualmente se encuentra en 200.000BD. A raíz de esto, también se creó un incremento en la recepción y entrega de crudos.

Aunado a esto se encontró diferencia en los servicios manejados en los tanques según el Manual de ISP del 2001 y los servicios que se manejan actualmente en la Refinería de Puerto la Cruz específicamente en Área de Almacenaje de Crudos de Guaraguao, reflejándose éstas en los tanques 97x5x7x12x13x14 y 250x3x6x7x8x9x10x12. Los tanques 97x5 y 97x13 que antes almacenaban crudo Santa Bárbara y crudo Anaco Wax ahora se encuentran fuera de servicio, el 97x7 para el 2001 almacenaba Slop ahora almacena crudo Santa Bárbara, los tanques 97x12 y 97x14 almacenaban Merey y Santa Bárbara ahora almacenan Anaco Wax, los tanques 250x3 y 250x6 almacenaban Merey y actualmente almacenan Residual de la DA-2, mientras que los tanques 250x7x8x10 anteriormente almacenaban Merey ahora almacenan Mezcla Merey Desalado al igual que el tanque 250x12 que en el pasado almacenaba crudo Anaco Wax. Cabe destacar que al cambiar el servicio del tanque, cambia la velocidad del fluido debido a la densidad de cada uno de ellos, y la velocidad del fluido modifica directamente los flujos de llenado y de vaciado, los cuales representan un parámetro que afecta a los condiciones de diseño de los tanques pudiendo causar daños en las partes internas de los mismo por sobrepresión o vacío excesivo. Estos cambios se deben de igual manera a las desviaciones en la demanda del mercado y los cambios de producción de la empresa. Con respecto al Mezclador L-003 ubicado en el Múltiple N°1, lleva años fuera de servicio, por lo que actualmente no es tomado en cuenta como parte del sistema operativo de movimiento de crudos en Área de Almacenaje de Guaraguao.

Por último, se encontraron discrepancias entre los accesorios instalados en campo y los reflejados en los Diagramas de Tuberías e Instrumentación así como

también la ausencia de planos isométricos pertenecientes al área de estudio. Cabe destacar que se hallaron errores de ciertos valores de longitudes encontradas en el listado de líneas de proceso del Área de Guaraguao en Manual de Seguridad de los Procesos de Movimiento de Crudos al momento de corroborar las mismas mediante el Plano Topográfico Digital de la Refinería de Puerto La Cruz y posteriormente en campo con el odómetro.

4.1.1.2. Definición de los Valores Máximos y Mínimos de Operación Segura en Equipos Críticos.

a. Equipos Estáticos.

*** Tanques de Almacenaje.**

En la **Tabla D.1** del **Apéndice D** se reportan las condiciones máximas y mínimas de flujo presión, flujo, temperatura y nivel de los tanques de atmosféricos del Patio de Refinería.

✓ Flujo:

Los valores máximos de flujo de llenado y vaciado, fueron aportados por las hojas de diseño del fabricante de los tanques. No fue posible determinar las condiciones máximas de flujo para las operaciones de llenado y vaciado de tanques de los tanques 250x3/6, debido a la falta de información o a lo obsoleto en que se encuentran los sistemas de alivio y venteo de estos tanques. Por esta razón, es necesario que se realice una evaluación de la capacidad de alivio y venteo de los tanques de almacenaje del Patio de Refinería.

✓ **Presión:**

Las condiciones máximas y mínimas de presión para tanques atmosféricos de techo cónico están regidas por la norma API 2000, que establece que la máxima (0,3psig o 8,3112pulg.agua) y la mínima (-0,1psig o -2,7696pulg.agua) presión de almacenamiento queda definida por la presión de ajuste de las válvulas de alivio y venteo, mientras que en los tanques de techo flotante o cónicos con cubiertas interna flotante, el dispositivo móvil del techo según normas de diseño PDVSA garantiza siempre una presión igual a la presión atmosférica (0psig o 0pulg.agua).

✓ **Temperatura:**

Las variables máximas y mínimas de temperatura se establecieron según normas de diseño PDVSA. La temperatura máxima se estableció como la temperatura de operación más 50°F (Sección 2.3.2.1) en conjunto se consideró la norma de corrientes de almacenaje tomando en cuenta el servicio especificado para aquellas que presenten valores menores a 140°F (Sección 2.3.6.2), restringiendo de esta manera el posible envío de un crudo con una alta presión de vapor riesgosa para la integridad del tanque y bombas de proceso o la seguridad personal y del ambiente. La temperatura mínima se definió como la temperatura crítica de exposición de 70 °F (Sección 2.3.2.3).

✓ **Nivel:**

Las condiciones máximas y mínimas de nivel se definieron como las alarmas alto-alto y bajo-bajo respectivamente. En los resultados obtenidos referentes a los niveles máximos, se puede observar que estos se mantienen siempre dos pies o más por debajo de la altura de diseño de los tanques, a fin de que si ocurre una

contingencia, se tenga tiempo de ir al campo y evitar así manualmente el desbordamiento del tanque.

b. Equipos Rotativos.

Las condiciones máximas y mínimas de flujo, presión, temperatura y NPSH disponible de los sistemas de bombeos en servicio en el Área de Almacenaje de Guaraguao fueron determinadas conforme a las normas PDVSA y se reportan en la **Tabla D.2 del Apéndice D**.

✓ Flujo:

El flujo máximo para todos los sistemas de bombeo se definió como el caudal nominal (de diseño) de la bomba. Mientras que el flujo mínimo solo fue determinado para las bombas centrífugas, mediante las curvas empíricas **B.9 y B.10 del Apéndice B** debido a que este método solo aplica para este tipo de bombas.

✓ Presión:

Las condiciones máximas de presión de succión y de descarga fueron determinadas acorde a las secciones 2.3.5.3 y 2.3.5.6 respectivamente, considerando las circunstancias más críticas a las que pueden ser sometidas las bombas de servicio. Se logró establecer la máxima presión de descarga, usando las curvas características para cada sistema, a excepción de las bombas pertenecientes al Sistema Merey, debido a que son de desplazamiento positivo, específicamente bombas tipo tornillo, para la cual la norma PDVSA establece que la máxima presión de descarga es restringida por la presión de trabajo máxima permisible (PTMP) de la tubería de descarga (285psig).

✓ **Temperatura:**

La temperatura máxima y mínima de trabajo de los equipos de bombeos quedo establecida por las normas de diseño PDVSA (temperatura de diseño en equipos y temperatura crítica de exposición, Secciones 2.3.2.1 y 2.3.2.3), debido a que en la hoja de diseño del fabricante no se reportaron condiciones máximas y mínimas de temperaturas.

✓ **NPSH disponible mínimo:**

El NPSH disponible se determinó mediante el uso de la hoja de cálculo, tomando en cuenta las condiciones de trabajo más críticas (menor nivel en el tanque y flujo nominal de la bomba) para los sistemas involucrados. Se supuso la condición mínima en el sistema para evaluar si la bomba se encontraba cavitando. Aunque la cavitación es apreciable fácilmente por las vibraciones que esta produce, nunca se debe descartar la posibilidad de que estas bombas estén operando en el umbral de cavitación.

c. Líneas de Proceso.

Las condiciones máximas y mínimas de flujo, presión y temperatura para las líneas de proceso del Área de Almacenaje de Crudos de Guaraguao fueron determinadas mediante el uso de normas PDVSA y ANSI 16.5, y se reportan en la **Tabla D.3 del Apéndice D.**

✓ **Flujo:**

El flujo máximo de operación en las líneas, depende del servicio de la misma, así como también, del diámetro de la sección transversal que posee. Cuando una tubería presenta varios servicios o maneja fluidos de diferentes gravedades, se establecen los flujos críticos a los fluidos de mayor y menor gravedad API, dado que estas líneas son utilizadas para transportar tanto fluidos pesados como livianos, en este caso las condiciones críticas se definieron para el crudo más liviano (Anaco Wax) y el más pesado (Merrey).

✓ **Presión:**

La presión máxima en la líneas de proceso se determinó mediante la aplicación de la norma ANSI 16.5 (Ver **Tabla C.4 del Apéndice C**), y se observa que su valor es de 285psig manométrica debido a que la clase o rating mínimo de los accesorios presentes es de 150.

✓ **Temperatura:**

Las condiciones máximas y mínimas de temperatura se establecieron por las normas PDVSA según lo especificado en las secciones 2.3.2.1 y 2.3.2.3 referente a la temperatura de diseño y la temperatura crítica de exposición respectivamente.

4.1.2. Clasificación de los Rangos y Variables de Operación Segura (Flujo, Presión, Temperatura, Nivel, etc.) Mediante la Aplicación de Normas de Diseño.

Para la clasificación de los rangos y variables típicas de operación de los equipos en estudio, se obtuvo la información a través de diversas fuentes, de datos de

operación o por cálculos hidráulicos. Antes de realizar la clasificación, se procedió a respaldar los valores procedentes de la hoja de cálculos con los obtenidos mediante el Simulador PIPEPHASE 9.1, para ello se tomaron en comparación las presiones de descarga para los sistemas de bombeos y poder determinar qué tan alejada o cercana es la desviación entre ellos. En la **Tabla 4.1**.se comparan las presiones de descarga calculadas por la hoja de cálculos y las obtenidas por el simulador, junto con el porcentaje de desviación que existe entre los mismos.

Tabla 4.1. Comparación entre las Presiones de Descarga Estimadas por la Hoja de Cálculos y las Obtenidas por el Simulador PIPEPHASE.

Sistema de Bombeo	Presión de Descarga (psig) Excel	Presión de Descarga (psig) Pipephase	% Desviación
Bombas de Transferencia P1/P2/P3/P4/P5	140,8	138	2,0290
Bombas de Transferencia P6/P7	126,1	120,3	4,8213
Bombas OSAMCO P-701A/B/C/D/E	153,7	154,9	0,7747
Bombas Merey B1/B2/B3/B4	104,5	99,2	5,3427

En la **Tabla 4.1** se puede observar que las presiones de descarga calculadas por ambos métodos son muy parecidas. A pesar de que los porcentajes de desviación se consideran bastante bajos, existen ligeras diferencias entre las presiones de descarga estimadas por la hoja de cálculos y las obtenidas con el Simulador, esto se puede atribuir, a que como datos de entrada de la bomba para la simulación se toman en

cuenta su eficiencia y la potencia al freno con la que trabaja el motor de la bomba, datos que fueron obtenidos a partir de cálculos hidráulicos para las variables de operación del equipo y Data Sheet del mismo (Ver **Figura B.1 a B.4** del **Apéndice B**). No obstante, se puede inducir que la sección de cálculos hidráulicos tanto en la hoja de cálculos como en la simulación, reportan valores confiables y representativos para las presiones de descarga y de igual manera para el resto de las variables de operación obtenidas.

4.1.2.1. Equipos Estáticos.

a. Tanques de Almacenaje.

Las condiciones de operación de flujo, presión, temperatura y nivel para los tanques de Patio de Refinería se reportan en la **Tabla D.1** del **Apéndice D**.

✓ Flujo:

Las variables tanto típicas como rangos de operación quedaron establecidos a partir de la información operacional obtenida en la consola del Despacho de Petróleo. Debido a que la mayoría de los tanques permiten diferentes operaciones de recibo y envío de crudos, muchas veces era imposible fijar un valor típico en cuanto a los flujos de llenado y de vaciado, por los que se tomó en cuenta, el recibo por troncales para el servicio especificado en casi todos los tanques, y de igual forma la descarga a través de los sistemas de bombeo en estudio.

✓ **Presión:**

Para los tanques de techo flotante o de techo cónico con cubierta interna flotante del Patio de Refinería, las condiciones de presión quedaron determinadas por el diseño de los mismos, puesto que el techo fue diseñado para mantener la presión atmosférica en la superficie del fluido almacenado.

✓ **Temperatura:**

Las condiciones de temperatura para almacenamiento en los tanques se tomaron del Manual de MCYP, ya que estas son las reportadas en la consola del Despacho de Petróleo.

✓ **Nivel:**

Las condiciones de nivel en tanques quedaron establecidas por los datos aportados en la consola del Despacho de Petróleo, conforme a las alarmas de nivel de operación actuales de los mismos (alto y bajo).

4.1.2.2. Equipos Rotativos.

Las condiciones típicas y rangos de operación de las bombas de proceso del Patio de Refinería se muestran en la **Tabla D.2** del **Apéndice D**.

✓ **Flujo:**

Las bombas estudiadas son de flujo constante (flujo de diseño), a pesar de esto las Bombas de Transferencia y las pertenecientes al Sistema OSAMCO manejan

diferentes fluidos y capacidades por efecto de la viscosidad. No obstante, actualmente los rangos y valores típicos de flujos de operación de estas bombas, se manejan independientemente del servicio con el que se encuentre trabajando, valores que fueron obtenidos por data operacional de la consola del Despacho de Petróleo.

✓ **Presión:**

Las condiciones de presión de succión fueron calculadas con la hoja de Excel, por no disponer de elementos de medición confiables. Las condiciones de presión de descarga fueron obtenidas por el Simulador PIPEPHASE, debido a que los resultados toman en cuenta ciertas condiciones de diseño y de operación de las bombas, por lo que muestran mayor precisión y son semejantes a las calculadas con la hoja de Excel. Lo anterior excluye a las Bombas Merey donde su presión de descarga fue obtenida de los elementos de medición (manómetro en la línea de descarga), ya que presentaron valores muy parecidos a los calculados por lo que resultan confiables.

Cabe destacar que las variables típicas de presión de succión y descarga, obtenidas mediante los cálculos hidráulicos, se realizaron tomando como base los caudales típicos de operación. Los rangos de presión no se definieron ya que las bombas estudiadas, manejan actualmente condiciones típicas y rangos de flujos de operación, donde las presiones se mantuvieron relativamente constantes, como es el caso de las Bombas de Transferencia y OSAMCO, lo anterior también aplica a las Bombas Merey, pero por la razón de que este sistema trabaja a flujo constante.

✓ **Temperatura:**

Las condiciones de temperatura de operación (típicas y rangos) se obtuvieron del Manual MCYP, las cuales son las mismas obtenidas en los tanques de almacenaje.

4.1.2.3. Líneas de Proceso.

Las condiciones de operación de flujo, presión y temperatura para las líneas de proceso se reportan en la **Tabla D.3 del Apéndice D.**

✓ Flujo:

Las condiciones de flujo para las líneas quedaron definidas por los valores obtenidos de la consola del Despacho de Petróleo o del Manual de MCYP, puesto que las líneas carecen de instrumentos de medición.

✓ Presión:

Las condiciones de presión en las líneas de proceso fueron establecidas por las reportadas en el Despacho de Petróleo, como es el caso de las líneas troncales a su llegada a la Planchada que se encuentra en el Múltiple N°1. Para el resto de las líneas fueron tomadas del Manual de MCYP o por valores obtenidos de los cálculos hidráulicos, debido a que estas líneas carecen de instrumentos de medición tanto en campo como en la sala de operaciones.

✓ Temperatura:

Las condiciones de temperatura quedaron definidas por el manual de operaciones MCYP, debido a que se carece de instrumentos de medición en las líneas de proceso.

4.1.2.4. Comparación de los Límites Máximos y Mínimos de Acuerdo a Normas de Diseño con las Variables de Operación Actuales.

Finalmente se realizó la comparación de las variables máximas y mínimas establecidas por las normas de diseño en estudio, con las variables típicas y rangos de operación actuales, a fin comprobar la existencia de equipos que se puedan encontrar, operando fuera de su condición de diseño.

a. Tanques de Almacenaje.

En la **Tabla D.1** del **Apéndice D** se pueden observar los valores comparativos de las variables de presión, nivel, temperatura y flujo.

✓ Nivel:

Las variables típicas y rangos de nivel se encuentran dentro de los valores máximos y mínimos permisibles, manteniendo siempre un margen de 1 a 4 pies de altura entre los mismos, a fin de dar oportunidad al operador de guardia, tomar acciones pertinentes en caso de peligro de derrame del hidrocarburo almacenado. Tanto los límites mínimos y rango mínimo de nivel, poseen diferentes valores dependiendo del tanque y su uso, como se puede observar en los grupos de tanques 97x8/9/10 y 250x7/10/12. Estos grupos de tanques presentan diferentes niveles mínimos, debido a que los tanques del primer almacenan la alimentación de la unidad DA-1(Mesa 30), por lo tanto, se mantiene un nivel superior a los 10 pies a fin de evitar posibles arrastres de sedimentos a la planta. Los tanques del segundo grupo almacenan Mezcla Merey Desalado, destinado para la exportación y no se necesita mantener control tan estricto sobre el nivel mínimo. Es importante destacar que los

tanques de techo fijo, a diferencia de los tanques de techo flotante, permiten operar a un nivel más bajo que los primeros, por no poseer techo flotante, no existe peligro que se dañe el piso del tanque con los soportes del techo.

✓ **Temperatura:**

Los valores operacionales de temperatura para los tanques de almacenamiento de crudo del Patio de Refinería, se encuentran dentro de los valores máximos y mínimos permisibles, aunque algunos equipos están operando a temperaturas cercanas al límite máximo, si se considera el mismo como la temperatura establecida por la norma de corrientes de almacenaje, en cuanto al servicio especificado con el que trabajan estos equipos. Lo anterior se puede observar en los siguientes grupos de tanques, 97x6/7 (almacenan crudo Santa Bárbara con una Temperatura Máx. de 104°F), 97x15/16/17 (almacenan crudo Mesa Oficina con una Temperatura Máx. de 101°F), 97x11/12/14 (almacenan crudo Anaco Wax con una Temperatura Máx. de 97°F), y los 97x18/19/20 al igual que los 250x8/9/11 y 80x15/16/17 (almacenan crudo Mesa 30 con una Temperatura Máx. de 116°F), siendo en este caso el rango máximo operacional igual 96 °F. Luego de analizar estos valores, se puede observar que los tanques pertenecientes al primero, segundo y tercer grupo son los que presentan menores valores de temperaturas máximas y más próximas al valor operacional máximo, esto se debe a que dichos fluidos poseen mayores valores de Presión de Vapor, por lo que se debe tomar en cuenta, los riesgos de envío y manejo de crudo con alta presión de vapor por aumentos en la temperatura exterior, que signifique un daño para la integridad del equipo, del sistema o del ambiente.

✓ **Flujo:**

Al comparar las condiciones de flujo de vaciado y llenado de los tanques se observó que los valores máximos permisibles de cada tanque son superiores a las condiciones actuales de operación. Esto excluye a los tanques 250x3/6, por lo que no se pudo obtener información de diseño en relación a las ratas máximas de vaciado y llenado de los mismos.

b. Bombas de Proceso.

Comparando las condiciones de operación actuales con los valores máximos de los equipos de bombeo (Ver **Tabla D.2** del **Apéndice D**), se puede observar, que las variables actuales de presión, flujo, temperatura y NPSH disponible de las bombas se encuentran dentro de los límites máximos y mínimos de operación permisibles.

✓ Presión:

Las presiones de succión y de descarga son inferiores a sus valores máximos, alejando cualquier posibilidad de daño a las partes internas de las bombas por sobrepresión.

✓ Flujo:

Los de operación de las bombas se encuentran cercanos o mayores a los valores de diseño, a pesar de esto no existen peligros ya que estas bombas pueden operar con capacidades por encima de su flujo nominal. Por otra parte se previene el fenómeno de recirculación en las bombas centrifugas, dado a que los valores de operación de flujo mínimo están alejados del mínimo permisible calculado.

✓ **Temperatura:**

Las condiciones actuales de temperatura están alejadas de los límites máximos y mínimos, descartándose la posibilidad de cualquier aumento en la presión de vapor del fluido y por lo tanto, cavitación de las bombas debido a esto.

✓ **NPSH:**

Las condiciones mínimas de NPSH disponible actuales de operación, son superiores a las requeridas y suficiente para operar a su flujo de diseño en todos los sistemas de bombeo, por lo que se descarta el riesgo de cavitación y como consecuencia daños a las partes internas del equipo.

c. Líneas de Proceso.

La comparación entre las condiciones actuales de operación y los valores máximos y mínimos permisibles se reportan en la **Tabla D.3 del Apéndice D.**

✓ **Presión:**

Las condiciones actuales de presión se encuentran entre los límites máximos permisibles de trabajo. A pesar de esto, para obtener los valores de presión máxima reales se deben tomar en cuenta el espesor mínimo actual incluyendo tolerancias por erosión y corrosión.

✓ **Flujo:**

Las variables de flujo actuales se encuentran operando por debajo de los valores de flujo máximo permisible, sin embargo, es posible que las interconexiones de 12 pulgadas de los cabezales de los tanques 97x15 al 20 presenten un flujo excesivo cuando se realizan recibos de las Troncales por las líneas de recibo de 14 pulgadas de diámetro.

✓ **Temperatura:**

Las temperaturas de operación actuales se encuentran dentro de los valores máximos y mínimos permisibles de trabajo pautado por las normas de diseño estudiadas.

Luego de haber realizado la descripción sistema en cuanto a sus condiciones actuales (tanto de diseño como de operación), y de establecer los límites máximos y mínimos permisibles, en conjunto con la clasificación de los rangos y variables de operación segura y posterior análisis comparativo, mediante la aplicación de normas de diseño para los equipos críticos que conforman el Área de Almacenaje de Crudo de Guaraguao de la Refinería de Puerto La Cruz. Se determinó que no existen limitaciones o desviaciones del sistema en cuanto a las condiciones máximas y mínimas de seguridad de operaciones. Lo anterior se puede observar en la **Tabla 4.2** donde se resume los resultados obtenidos a partir de las comparaciones realizadas en esta sección para cada equipo crítico en estudio con sus respectivas variables de operación.

Tabla 4.2. Resumen de los Resultados Comparativos de los Límites Máximos y Mínimos de Acuerdo a Normas de Diseño con las Variables de Operación Actuales.

EQUIPO	Variables				
	Presión	Flujo	Temperatura	Nivel	NPSH D
Tanques 97Xxx	✓	✓	✓	✓	-
Tanques 250x7/8/9/10/11/12	✓	✓	✓	✓	-
Tanques 250x 3/6	✓	?	✓	✓	-
Bombas de Transferencia	✓	✓	✓	-	✓
Bombas de OSAMCO	✓	✓	✓	-	✓
Bombas de Merey	✓	✓	✓	-	✓
Líneas de Proceso	✓	✓	✓	-	-
✓: Se encuentra dentro de los límites de operación segura. ✖: Se encuentra fuera de los límites de operación segura. ?: Variable no comprobada por falta de información.					

4.1.3. Deducción de las Consecuencias de Operación en los Equipos Críticos de Variables Fuera del Rango de Operación Segura.

Teniendo en cuenta la información obtenida por la literatura especializada, análisis de riesgo y experiencia profesional, se procedió a generar una serie de predicciones relacionadas con las posibles consecuencias a la integridad mecánica de los equipos y a la seguridad personal y del ambiente del Área de Almacenaje de Crudo de Guaraguao de la Refinería de Puerto La Cruz, producto de operaciones fuera de los límites seguros de operación. Estas consecuencias son de gran importancia, debido a que conjuntamente con las condiciones máximas y mínimas seguras de operación, permiten al personal que labora en las instalaciones, percatarse del peligro al cual estarían expuestos tanto ellos como los equipos y el ambiente, si se llegaran a violar cualquiera de los límites seguros de operación.

Estas consecuencias de operaciones desviadas se definieron para los equipos críticos estudiados, tomando en cuenta cada una de las variables de operación para la cual se definió una condición máxima o mínima de operación, a excepción de las variables que no representaban ningún peligro, por lo que no se hizo necesario fijar consecuencias. A continuación en la **Tabla 4.3** se resumen las posibles consecuencias acarreadas por operaciones desviadas de los límites seguros de operación.

Tabla 4.3 Resumen de las Consecuencias Operacionales Desviadas de los Rangos de Operación Segura en Equipos Críticos.

Equipo	Variable	Límite	Consecuencia
Tanques	Presión	Máximo	Posible deformación de la estructura del tanque.
			Potencial daño a la integridad mecánica del equipo.
		Mínimo	Posible deformación de la estructura del tanque.
			Potencial daño a la integridad mecánica del equipo.

Tabla 4.3 Resumen de las Consecuencias Operacionales Desviadas de los Rangos de Operación Segura en Equipos Críticos. (Continuación).

Equipo	Variable	Límite	Consecuencia
Tanques	Nivel	Máximo	Derrame del producto almacenado.
		Mínimo	Potencial daño a la integridad física de la base del tanque o al agitador del tanque.
		Operación Mínima	Arrastre de sedimentos.
	Temperatura	Máxima	Manejo riesgoso del producto.
		Mínima	No se aplica
	Flujo	Máximo de recibo	Sobrepresión
		Máximo de entrega	Vacío excesivo
Bombas	Presión	Máximo	Potencial daño a los sellos mecánicos y de las líneas de descarga y succión
		Mínimo	No se aplica.
	Flujo	Máximo	Potencial daño al motor de la bomba.
		Mínimo	Recalentamiento del fluido y recirculación.
	Temperatura	Máxima	Manejo riesgoso del producto.
	NPSH	Mínimo	Cavitación, desgaste acelerado.
Líneas de Proceso	Presión	Máximo	Potencial daño a la integridad mecánica de la línea.
		Mínimo	No se aplica
	Flujo	Máximo	Erosión de la línea.
		Mínimo	No se aplica
	Temperatura	Máxima	Riesgo de dilatación de la línea.
		Mínima	No se aplica.

4.1.4. Proposición de Modificaciones para Mejoras en el Sistema de Movimiento de Crudos de la Refinería de Puerto La Cruz con el Propósito de Adaptarlo a las Nuevas Exigencias Seguras de Operación.

A partir de los resultados obtenidos, comparaciones y análisis de consecuencias de desviación a los límites máximos y mínimos permisibles, de acuerdo a las normas de diseño en estudio, se determinó que el sistema de manejo de crudo en el Área de Almacenaje de Guaraguao de la Refinería de Puerto La Cruz, no presenta problemas en cuanto a su funcionamiento y operación, por lo que cumple con los estándares internacionales y nacionales actuales de seguridad. Conforme a esto, no se presentó la necesidad de emitir modificaciones y mejoras específicas que solventen posibles desviaciones encontradas en la presente evaluación.

4.2. Conclusiones.

1. La no operatividad de las bombas P-1/2/5 en el sistema de Bombas de Transferencia y P-701A/B/E en el sistema OSAMCO, disminuye la confiabilidad y operación segura del sistema de Movimiento de Crudos en la Refinería de Puerto La Cruz.
2. Los grupos de Tanques 97x6/7, 97x15/16/17 y 97x11/12/14 presentan valores operacionales de temperatura máxima cercanos al límite máximo, de acuerdo a la Norma de Corriente de Almacenaje.
3. La mayoría de los Tanques de Almacenaje de crudos pertenecientes al Área de Guaraguao, operan dentro de los límites de operación segura de acuerdo a normas de diseño.

4. Las Bombas del Sistema de Transferencia, se encuentran operando dentro de los límites de operación segura de acuerdo a normas de diseño.
5. Las Bombas del Sistema OSAMCO, se encuentran operando dentro de los límites de operación segura de acuerdo a normas de diseño.
6. Las Bombas del Sistema Merey, se encuentran operando dentro de los límites de operación segura de acuerdo a normas de diseño.
7. Las Líneas de Proceso de crudos del Área de Almacenaje de Guaraguao, se encuentran operando dentro de los límites de operación segura de acuerdo a normas de diseño.
8. No se presentaron desviaciones o limitaciones en el sistema de Movimiento de Crudos de la Refinería de Puerto La Cruz con respecto a los límites máximos y mínimos permisibles de seguridad de operaciones.
9. Los equipos críticos del Área de Almacenaje de Guaraguao, cumplen con los estándares nacionales e internacionales de seguridad actuales, en cuanto a su diseño y operación.

4.3. Recomendaciones.

- * Realizar planos reales del ruteo de las líneas de procesos e inventariar todos los accesorios presentes en éstas.
- * Ampliar la identificación de líneas con su correspondiente nombre a lo largo del recorrido de las mismas.

- * Notificar a la sala de dibujo de Ingeniería de Procesos cualquier cambio que se haga en las instalaciones, a fin de plasmarlos en los planos almacenados en la base de datos.
- * Instalar instrumentos de medición (presión, temperatura y flujo) o calibrar los mismos en los diferentes equipos del Área de Almacenaje de Crudos.
- * Mejorar el sistema de instrumentación y medición que permite monitorear el estado de flujo y presión de cada una de los troncales, facilitando así, la determinación de las condiciones máximas y mínimas de operación en cada una de éstas.
- * Actualizar planos isométricos del sistema de movimiento de crudos en el Área de Almacenaje de Guaraguao.
- * Realizar la reparación y reinstalación a cada una de las bombas que se encuentran ausentes y no operativas en los sistemas de bombeos de crudo del Área de Almacenaje de Guaraguao, con el fin de aumentar la confiabilidad del sistema.
- * Actualizar la información referente a los equipos de de alivio y venteo del sistema de manejo y almacenaje de crudos del Patio de Refinería.
- * Realizar una evaluación de la integridad mecánica de las líneas de proceso de crudo del Área de Almacenaje de Guaraguao, que involucre la determinación de las presiones máximas de trabajo a partir de los espesores mínimos actuales de las mismas incluyendo tolerancias mecánicas, por erosión y corrosión.

BIBLIOGRAFÍA

1. González, L. **“Evaluación de las Condiciones Máximas y Mínimas Permisibles de Operación de los Equipos Involucrados en el Sistema de Transporte y Almacenaje de Crudos y Productos de la Refinería de Puerto La Cruz y El Chaure”**. Tesis de Grado, Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui, Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas, Departamento de Química, Puerto La Cruz, Venezuela (2001).
2. Osorio, V. **“Evaluación de Equipos Críticos Usados en el Manejo de Crudos y Productos, Según Normas de Diseño para su Operación Segura en el Área del Terminal Marino Guaraguao de la Refinería de Puerto La Cruz”**. Tesis de Grado, Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui, Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas, Departamento de Química, Puerto La Cruz, Venezuela (2004).
3. Santaella, L. **“Evaluación del Manejo de Crudos en el Sistema de Transporte, Almacenamiento y Despacho del Terminal Marino Guaraguao PDVSA – Oriente”**. Tesis de Grado, Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui, Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas, Departamento de Petróleo, Puerto La Cruz, Venezuela (2005).
4. Cova, M. **“Evaluación de los Sistemas de Alivio del Área de Patio de Tanques del Cerro de Carga de la Refinería de Puerto La Cruz y Patio de Tanques del Cerro Bellorín de la Refinería El Chaure”**. Tesis de Grado, Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui, Escuela de Ingeniería y Ciencias Aplicadas, Departamento de Química, Puerto La Cruz, Venezuela (2008).

5. PDVSA. **“Manual de Información de Seguridad de los Procesos. Movimiento de Crudos y Productos, Sistema de Crudos”**, Venezuela (2001).
6. PDVSA MDP-01-DP-01. **“Manual de Diseño de Proceso. Temperatura y Presión de Diseño”**. Venezuela (1995).
7. Barberii, E. **“EL POZO ILUSTRADO”**, Editorial FONCIED. Venezuela (1998).
8. V. Streeter y E Wylie, **“Mecánica de los Fluidos”**, Segunda Edición, Editorial McGraw-Hill, España (1979).
9. Ronald V. Giles. **“Mecánica de los Fluidos e Hidráulica”**. Editorial McGRAW-Hill. México (1969).
10. PDVSA MDP-02-DP-06. **“Manual de Diseño de Proceso. Cálculo en Servicios de Bombeo”**. Venezuela (1997).
11. PDVSA L-TP 1.5. **“Procedimiento de Ingeniería. Cálculo Hidráulico en Tuberías”**. Venezuela (1994).
12. PDVSA. MDP-02-FF **“Manual de Diseño de Procesos. Flujo en Fase Líquida”**. Venezuela (1996).
13. H. Crane. **“Flujo de Fluidos en Válvulas, Accesorios y Tuberías”**, Editorial McGraw-Hill, México (1992).

14. T. Hicks, **“Bombas. Su Selección y Aplicación”**, Cuarta Edición. Editorial Continental, México (1965).
15. Magnaughton, K. **“Bombas, Selección, Uso y Mantenimiento”**. Editorial McGRAW-Hill. México (1995).
16. PDVSA, MDP-02-P-02. **“Manual de Diseño de Procesos. Bombas Principios Básicos”**, Venezuela (1997).
17. RODRÍGUEZ P. **“Evaluación de Mermas de Crudo y Productos Derivados en Tanques de Almacenamiento”**. PDVSA-CIED, Venezuela. Copyright, (2001).
18. PDVSA MDP-05-E-01. **“Manual de Diseño de Proceso. Transferencia de Calor Intercambiadores de Calor Principios Básicos”**, Venezuela (1995).
19. SIMSCI-ESSCOR, **“PIPEPHASE, User’s Guide”**, Simulation Sciences INC, Estados Unidos, (2008).
20. PDVSA 90616.1.024, **“Manual de Ingeniería de Diseño. Dimensionamiento de Tuberías de Procesos”**, (1993).

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

TÍTULO	EVALUACIÓN DE EQUIPOS CRÍTICOS USADOS EN EL MANEJO DE CRUDO, SEGÚN NORMAS DE DISEÑO PARA SU OPERACIÓN SEGURA EN EL ÁREA DE MOVIMIENTO DE CRUDOS DE LA REFINERÍA DE PUERTO LA CRUZ
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
Guerra León Vanessa de los Ángeles	CVLAC: V- 18.416.792 E MAIL: vanessaguerra32@hotmail.com
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:

PALABRAS O FRASES CLAVES:

EQUIPOS CRÍTICOS

MANEJO DE CRUDO

OPERACIÓN SEGURA

NORMAS DE DISEÑO

ALMACENAJE DE CRUDOS

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

ÁREA	SUBÁREA
INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS	INGENIERÍA DE PETRÓLEO

RESUMEN (ABSTRACT):

En este proyecto se evaluaron los equipos críticos involucrados en el manejo y almacenamiento de crudos del Área de Almacenaje de Guaraguao perteneciente a la Refinería de Puerto La Cruz, determinando las variables máximas y mínimas de operación segura de acuerdo a normas de diseño. Se realizó la descripción del estado actual del sistema, mediante el levantamiento de información de campo, de las características de los fluidos de trabajo y de diseño de los equipos, con el fin de identificar posibles limitaciones o desviaciones presentes en el mismo con respecto a las condiciones máximas y mínimas permisibles según la normativa en estudio. Se establecieron las variables y rangos de operación, mediante el uso de data operacional y una hoja de cálculos hidráulicos respaldada por los resultados obtenidos a través del simulador PIPEPHASE, para luego realizar las comparaciones respectivas determinando de esta manera, si las condiciones de operación se encuentran dentro de los valores críticos permisibles de operación segura. También se procedió a la predicción de posibles consecuencias a la integridad mecánica de los equipos, la seguridad del personal y del ambiente causada por operaciones desviadas de los límites seguros. Finalizada la evaluación en equipos estáticos, rotativos y líneas de proceso se apreció que estos se encuentran operando dentro de los límites de operación segura, por lo que no hubo necesidad de proponer mejoras que solventaran desviaciones presentes. Excluyendo a las variables de flujo de los Tanques 250x3/6, en los cuales no se puede afirmar su funcionamiento con seguridad por carecer de información relacionada con las capacidades de alivio y venteo de sus dispositivos de seguridad, mediante las cuales es posible determinar las tasas máximas de vaciado y de llenado.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

CONTRIBUIDORES

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL			
PATIÑO, RAYDA	CA	AS	TU X	JU
	CVLAC:	V- 11.833.699		
	E_MAIL	raydapatino@gmail.com		
	E_MAIL			
RONDÓN, JOSÉ	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:	V- 8.290.101		
	E_MAIL	rondonje@gmail.com		
	E_MAIL			
GUERRA, OLY	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:	V- 3.733.796		
	E_MAIL	olyguerra1@yahoo.com		
	E_MAIL			
FLORES, CESAR	CA	AS X	TU	JU
	CVLAC:			
	E_MAIL			
	E_MAIL			

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2011	05	27
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE: ESPAÑOL

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS. Evaluación de equipos críticos usados en el manejo de crudo, para su operación segura en la Refinería de Puerto la Cruz.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

Vanessa de los Ángeles Guerra León

TUTOR

Ing. Rayda Patiño

JURADO

Ing. José Rondón

JURADO

Ing. Oly Guerra

POR LA SUBCOMISIÓN DE TESIS

Prof. Rayda Patiño