

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



**EVALUACIÓN DE LOS LÍMITES DE OPERACIÓN SEGURA DEL  
SISTEMA DE NAFTAS Y GASOLINAS DE LA REFINERIA DE PUERTO  
LA CRUZ**

REALIZADO POR:

***Br. Aniliana Sabina Sanabria Antonucci***

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

**INGENIERO QUÍMICO**

Puerto la Cruz, octubre de 2010

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



**EVALUACIÓN DE LOS LÍMITES DE OPERACIÓN SEGURA DEL  
SISTEMA DE NAFTAS Y GASOLINAS DE LA REFINERIA DE PUERTO  
LA CRUZ**

Revisado y aprobado por:

---

Ing. Quím. Hernán R. Raven C., M. Sc

**Asesor Académico**

---

Ing. Quím. José Gómez

**Asesor Industrial**

Puerto la Cruz, octubre de 2010.

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



**EVALUACIÓN DE LOS LÍMITES DE OPERACIÓN SEGURA DEL  
SISTEMA DE NAFTAS Y GASOLINAS DE LA REFINERIA DE PUERTO  
LA CRUZ**

Jurado:

---

Ing. Quím. Hernán R. Raven C., M. Sc.

**Asesor Académico**

---

Ing. Quím. Arturo Rodulfo., M. Sc

**Jurado Principal**

---

Ing. Quím. Yuvi Moreno

**Jurado Principal**

Puerto la Cruz, octubre de 2010

## **RESOLUCIÓN**

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

## **DEDICATORIA**

A mis padres: Williams Sanabria Anna Antonucci de Sanabria, por la formación, apoyo moral y total que me dieron a lo largo de mi vida; porque sin ellos no hubiera sido posible este logro.

A mi tía Silene Sanabria, por brindarme su atención y su amor a lo largo de mi vida.

A mis hermanos Guillermo y Andrés por estar y ayudarme en los momentos más difíciles, por su afecto y buenos augurios.

## **AGRADECIMIENTOS**

A mis padres, hermanos y tíos, por su apoyo incondicional en el transcurso de mi vida.

A Juan Carlos Poblador Villalobos, por todo el cariño y ayuda prestada durante la elaboración de este trabajo así como también en gran parte de mi carrera.

A la Universidad de Oriente y los profesores del departamento de ingeniería química, por darme la formación necesaria para poder cumplir con mi meta.

Al Profesor Hernán Raven, por brindarme sus conocimientos y prestarme su ayuda y atención incondicional.

A los profesores Yuvi Moreno y Arturo Rodulfo, por servir de guía en la elaboración de este trabajo.

A mis amigos: Cariana, Annelys, Fergie, Lorena, Marybeth, Vilmarys, Danilo, Antonio y el resto... Por estar en las buenas y malas.

**GRACIAS A TODOS**

## RESUMEN

Con el objetivo de realizar la evaluación de los límites de operación segura del sistema de naftas y gasolinas de la refinería de Puerto la Cruz se estudiaron los equipos y procesos asociados al sistema en las áreas de Guaraguao, El Chaure y Terminal Marino, lo cual permitió conocer los equipos que han sido integrados y las modificaciones realizadas a raíz de la incorporación de las nuevas unidades de procesos, y de esta forma se pudo delimitar los equipos con los que se procedió a trabajar y recolectar la información operacional de éstos, adicionalmente se pudo visualizar que las modificaciones realizadas fueron de gran impacto para el sistema y se requieren de nuevos equipos operacionales. También se establecieron los valores máximos, normales y mínimos de operación de las variables del sistema, mediante la aplicación de las normas de diseño PDVSA referentes a los equipos estudiados conjuntamente con cálculos hidráulicos, para así comparar los límites con los valores operacionales y poder identificar cuales equipos están operando fuera de sus límites establecidos, obteniéndose que las bombas GA-1S-10/1-10/2-10 y P-1M/2M se encuentran operando fuera de su límite con relación al flujo máximo y las bombas de succión del mezclador de gasolinas (G-2823A/B, G-2821A/B, G-2826, G-2824, G-2832, G-2833) sólo deben operar en serie en conjunto con las bombas G-2834A/B para que puedan trabajar de forma eficiente sin arriesgar su integridad mecánica, en cuanto a las líneas de proceso se determino que actualmente operan cerca del valor de velocidad de erosión límite y con relación a los tanques la mayoría se encuentran operando por debajo del nivel mínimo establecido, adicionalmente se realizo el análisis de las consecuencias ocasionadas por la operación de los equipos fuera de sus límites establecidos donde se determino que las fallas mecánicas que han tenido las bombas (rupturas de sellos y juntas, cavitación, entre otras) pueden estar siendo

ocasionado por la operación de estas por encima de su flujo máximo, en cuanto a las fugas que han presentado las líneas de proceso, éstas se pueden deber a la acumulación de sedimentos causada por la operación continua cerca de la velocidad de erosión trayendo como consecuencia corrosión de la línea, también se estableció que el operar los tanques por debajo de su valor mínimo ocasionan graves daños en los techos, afectan la calidad de los productos y causan cavitación en las bombas, en general la operación continua de cualquier equipo fuera de sus límites de operación afectan principalmente la integridad mecánica del equipo, la calidad del producto y la seguridad del personal y el ambiente.



## CONTENIDO

RESOLUCIÓN .....	iv
DEDICATORIA .....	v
AGRADECIMIENTOS .....	vi
RESUMEN .....	vii
CONTENIDO .....	ix
LISTA DE TABLAS .....	xiii
LISTA DE FIGURAS .....	xvi
CAPÍTULO I .....	18
EL PROBLEMA.....	18
1.1 Petróleos de Venezuela (PDVSA) .....	18
1.2 Refinería Puerto la Cruz .....	20
1.3 Planteamiento del Problema .....	22
1.4 Objetivos .....	24
1.4.1 Objetivo General .....	24
1.4.2 Objetivos Específicos .....	24
CAPÍTULO II.....	26
FUNDAMENTOS TEORICOS.....	26
2.1 Antecedentes .....	26
2.2 Generalidades del Sistema de Producción de las Naftas y Gasolinas en la Refinería de Puerto la Cruz .....	28
2.2.1 Unidades de Producción de las Naftas .....	28
2.2.2 Manejo de las Naftas Y Gasolinas .....	33
2.3 Límites de Operación Segura.....	35
2.3.1 Límites Operacionales y Consecuencias de Desviación (LOCD) .....	35
2.3.2 Variables de Operación para las Cuales hay que Definir Límites de Proceso .....	35
2.3.3 Límites de Operación Máximos y Mínimos.....	35

2.3.4 Rango de Operación .....	36
2.3.5 Valor Típico .....	36
2.3.6 Consecuencias de Desviación (CD).....	36
2.3.7 Sistemas de Alivio y Venteo .....	37
2.3.8 Equipos Críticos .....	37
2.3.9 Tuberías .....	37
2.3.10 Presión de Trabajo Máxima Permisible (PTMP).....	38
2.3.11 Temperatura de Diseño.....	38
2.4 Propiedades Físicas de los Fluidos .....	38
2.4.1 Densidad .....	38
2.4.2 Peso Específico.....	38
2.4.3 Gravedad Específica .....	39
2.4.4 Viscosidad Cinemática .....	39
2.4.5 Presión de Vapor de Almacenaje .....	40
2.5 Análisis Hidráulico en Tuberías.....	41
2.5.1 Flujo en Tuberías: Laminar y Turbulento.....	41
2.5.2 Teorema de Bernoulli .....	43
2.5.3 Factor de Fricción.....	45
2.5.4 Pérdidas por Fricción .....	46
2.5.5 Contribución del $\Delta P$ Friccional (Pérdida por Fricción).....	48
2.5.6 Contribución de $\Delta P$ de Elevación (Pérdida de Carga Hidrostática).....	49
2.5.7 Contribución de $\Delta P$ de Aceleración (Pérdida de Energía Cinética) .....	49
2.6 Bombas.....	50
2.6.1 Bombas Centrifugas.....	50
2.6.2 Presión de Succión .....	52
2.6.3 Presión Máxima de Succión.....	53
2.6.4 Presión de descarga .....	54
2.6.5 Presión Máxima de Descarga .....	55
2.6.6 Cabezal de la Bomba .....	56

2.6.7 Cabezal Neto de Succión Positiva (NPSH) .....	57
2.6.8 Requerimientos de Energía .....	59
2.6.9 Eficiencia .....	60
2.6.10 Flujo Mínimo de Bombeo.....	61
2.7 Líneas de Procesos .....	63
2.7.1 Presión Máxima.....	64
2.7.2 Velocidad de Erosión .....	64
2.8 Tanques Atmosféricos para Almacenamiento de Hidrocarburos.....	67
2.8.1 Tipos de Tanques Atmosféricos .....	67
2.8.2 Regulaciones Ambientales para Tanques de Almacenamiento .....	68
CAPITULO III .....	69
DESARROLLO DEL TRABAJO .....	69
3.1 Estudio de los Equipos y Procesos Asociados a los Sistema de Naftas y Gasolinas, Manejados en Las Áreas de Guaraguao, el Chaure y Terminal Marino.....	69
3.1.1 Estudio de los Equipos Asociados al Sistema.....	69
3.1.2 Estudios de los Procesos Asociados al Sistema .....	78
3.2 Establecimiento de los Valores Máximos, Normales y Mínimos de Operación de las Variables del Sistema.....	83
3.2.1 Propiedades Físicas .....	83
3.2.2 Análisis Hidráulico del Sistema .....	86
3.2.3 Condiciones de Operación de la Bomba .....	101
3.2.4 Definición de los Valores Máximos y Mínimos de Operación .....	107
3.3 Análisis de las Consecuencias Ocasionadas por las Desviaciones Operacionales de las Variables de Proceso .....	114
CAPÍTULO IV.....	116
DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	116

4.1 Estudio de los Equipos y Procesos Asociados a los Sistemas de Naftas y Gasolinas, Manejados en las Áreas de Guaraguao, El Chaure y Terminal Marino .....	116
4.2 Establecimiento de los Valores Máximos, Normales y Mínimos de Operación de las Variables del Sistema.....	121
4.2.1 Valores Máximos, Normales y Mínimos para las Bombas del Sistema .....	122
4.2.2 Valores Máximos, Normales y Mínimos para las Líneas del Sistema.....	131
4.2.3 Valores Máximos, Normales y Mínimos para los Tanques del Sistema .....	133
4.2.4 Valores Máximos, Normales y Mínimos para el Mezclador de Gasolina.....	134
4.3 Análisis de las Consecuencias Ocasionadas por las Desviaciones Operacionales de las Variables de Proceso .....	136
4.3.1 Análisis de las Consecuencias Ocasionadas por las Desviaciones Operacionales de las Variables de Procesos para las Bombas .....	136
4.3.2 Análisis de las Consecuencias Ocasionadas por las Desviaciones Operacionales de las Variables de Procesos para las Líneas de Proceso.....	139
4.3.3 Análisis de las Consecuencias Ocasionadas por las Desviaciones Operacionales de las Variables de Procesos para los Tanques.....	140
4.3.4 Análisis de las Consecuencias Ocasionadas por las Desviaciones Operacionales de las Variables de Procesos para el Mezclador de Gasolina .....	141
4.4 Conclusiones .....	141
4.5 Recomendaciones .....	143
BIBLIOGRAFÍA.....	145
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO....	148

## LISTA DE TABLAS

<b>Tabla 1.</b> Accesorios y su relación de K correspondiente. ....	48
<b>Tabla 2.</b> Presión máxima para accesorios de acero al carbón. (ASME ANSI B16.5, 1996).....	65
<b>Tabla 3.</b> Características de operación de las bombas.....	70
<b>Tabla 4.</b> Características de las líneas de succión para la transferencia de DPN. ....	76
<b>Tabla 5.</b> Características de diseño y operación de los tanques. ....	77
<b>Tabla 6.</b> Propiedades fisicoquímicas promedios calculadas a partir de los reportes de calidad promedio trimestrales de las distintas naftas y gasolinas.....	84
<b>Tabla 7.</b> Diferencias de elevación y distancia desde los tanques de succión hasta las bombas GA-1-10/1S-10/2-10, involucrados en las distintas transferencias. ....	87
<b>Tabla 8.</b> Diferencias de elevación y distancia desde las bombas GA-1-10/1S-10/2-10 hasta los tanques de descarga, involucrados en las distintas transferencias. ....	88
<b>Tabla 9.</b> Diferencias de elevación y distancia desde los tanques de succión y descarga hasta las bombas P-1M/2M, involucrados en las distintas transferencias. ....	89
<b>Tabla 10.</b> Características de las líneas succión-descarga de la transferencia de reformado hacia El Chaure. ....	92
<b>Tabla 11.</b> Características de las líneas succión-descarga de la transferencia de reformado hacia El Chaure. ....	93
<b>Tabla 12.</b> Diferencia de elevación entre el tanque 80x23 y la bomba. ....	94
<b>Tabla 13.</b> Diferencias de elevación y distancia desde los tanques de succión hasta las bombas del mezclador, involucrados en las distintas transferencias. ....	96

<b>Tabla 14.</b> Diferencias de elevación y distancia desde las bombas del mezclador de hasta los tanques de descarga, involucrados en las distintas transferencias. ....	96
<b>Tabla 15.</b> Cálculo del cabezal estático máximo y mínimo para la transferencia de reformado desde el tanque 80x23 hasta el tanque 80x39. ....	106
<b>Tabla 16.</b> Tramos de tuberías nuevos en el sistema de naftas y gasolinas. ....	118
<b>Tabla 17.</b> Tanques modificados para ser introducidos al sistema de naftas y gasolinas. ....	120
<b>Tabla 18.</b> Tabla de límites operacionales y consecuencias de las desviaciones para las bombas. ....	124
<b>Tabla 19.</b> Cabezales estáticos y cargas totales máximos y mínimos de bombeo desde el tanque 80x27 hacia el tanque 35x4. ....	125
<b>Tabla 20.</b> Presiones de succión y descarga para distintos flujos en la transferencia de DPN desde el tanque 80x11 hasta muelle #3. ....	128
<b>Tabla 21.</b> Presiones de succión y descarga, para distintos flujos en la transferencia de reformado desde el tanque 80x23 al tanque 80x39. ...	128
<b>Tabla 22.</b> NPSH calculados para las transferencias evaluadas desde los tanques 80x11 y 80x23 vs. NPSHreq de las bombas GA-1-10/1S-10/2-10 para distintos flujos. ....	129
<b>Tabla 23.</b> NPSHdisponible calculados para la transferencia evaluada desde el tanque 80x37 y NPSHreq de las bombas P-1M/2M para distintos flujos. ....	131
<b>Tabla 24.</b> Tabla de límites operacionales y consecuencias de las desviaciones para las líneas de proceso del área de Guaraguao. ....	132
<b>Tabla 25.</b> Tabla de límites operacionales y consecuencias de las desviaciones para los tanques. ....	135
<b>Tabla 26.</b> Condiciones operacionales del mezclador de gasolinas. ....	135
<b>Tabla 27.</b> Límites operacionales actuales para las bombas del sistema (PDVSA, 2001) ....	138

<b>Tabla 28.</b> Comparación de los valores límites actuales y obtenidos para las bombas GA-1-10/1S-10/2-10. ....	139
<b>Tabla 29.</b> Flujos máximos por diseño calculado y límite actual para la línea descarga naranja a muelle 12"x10" .....	140

## LISTA DE FIGURAS

<b>Figura 1.</b> Ubicación geográfica de la refinería de Puerto la Cruz.....	20
<b>Figura 2.</b> Estructura organizacional de la refinería de Puerto la Cruz. ....	21
<b>Figura 3.</b> Diagrama del manejo del sistema de naftas y gasolinas en la refinería de Puerto la Cruz.....	34
<b>Figura 4.</b> Regímenes de flujo y perfiles de velocidad. Arriba: flujo laminar. Abajo: flujo turbulento. ....	42
<b>Figura 5.</b> Curvas características de una bomba centrífuga. (McNaughton, 1990).....	53
<b>Figura 6.</b> Relación (Chart) en función de la constante KM. (Karassik, 2001).....	63
<b>Figura 7.</b> Flujo mínimo continuo para bombas de proceso. (Karassik, 2001).....	64
<b>Figura 8.</b> Velocidad limite de diseño vs densidad del fluido. (Osorio, 2001) .....	66
<b>Figura 9.</b> Líneas de succión y descarga de la fosa de bombas área de Guaraguao.....	72
<b>Figura 10.</b> Líneas de succión del mezclador de gasolina del área de Guaraguao.....	73
<b>Figura 11.</b> Líneas de descarga del mezclador de gasolina del área de Guaraguao.....	74
<b>Figura 12.</b> Líneas de succión y descarga del múltiple norte de El Chaure. ....	75
<b>Figura 13.</b> Sistema de manejo actual de DPN y RTB. ....	80
<b>Figura 14.</b> Sistema de manejo de nafta hidrotratada y reformado. ....	81
<b>Figura 15.</b> Sistema de manejo de nafta SR-3 y reformado en El Chaure. ....	83
<b>Figura 16.</b> Relación viscosidad – temperatura, para agua y líquidos derivados del petróleo.....	86



<b>Figura 17.</b> Sistema de bombeo del reformado desde el tanque 80x23 hasta las bombas GA-1-10/1S-10/2-10.....	94
<b>Figura 18.</b> .....	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>
<b>Figura 19.</b> Despliegue de consola- mezclador de gasolina.....	99
<b>Figura 20.</b> Despliegue de consola- cabezal de mezcla.....	99
<b>Figura 21.</b> Tanque 80x23 para el cálculo de la presión en la entrada de la tubería de succión.....	102
<b>Figura 22.</b> Sistema de bombeo de reformado desde el tanque 80x23 hasta el 80x39.....	105
<b>Figura 23.</b> Líneas de succión gris, alquilato y blanca y conexión del tramo etanol, hasta el mezclador de gasolinas y la fosa de bombas.....	118
<b>Figura 24.</b> Sistema de manejo de reformado hasta El Chaure.....	119
<b>Figura 25.</b> Curva característica de diseño para las bombas GA-1S-10/1-10/2-10 vs curva característica de operación para la carga de reformado desde el tanque 80x23 hacia el tanque 80x39.....	123
<b>Figura 26.</b> Curva característica de diseño para las bombas G-2823A/B vs curva característica de operación para la carga de gasolina natural desde el tanque 80x27 hacia el tanque 35x4.....	126
<b>Figura 27.</b> Curva característica de diseño para las bombas G-2834A/B vs curvas característica de operación para la carga de gasolina natural desde el tanque 80x27 hacia el tanque 35x4.....	127
<b>Figura 28.</b> Curva de funcionamiento de NPSH requerido para las bombas GA-1S-10/1-10/2-10 vs curva de NPSH disponible para el sistema de DPN desde el tanque 80x11 y de reformado desde el tanque 80x23....	130

# **CAPÍTULO I**

## **EL PROBLEMA**

### **1.1 Petróleos de Venezuela (PDVSA)**

Petróleos de Venezuela, S.A. es la corporación estatal, que se encarga de la exploración, producción, manufactura, transporte y mercadeo de los hidrocarburos, de manera eficiente, rentable, segura, transparente y comprometida con la protección ambiental, con el fin último de motorizar el desarrollo armónico del país, afianzar el uso soberano de los recursos, potenciar el desarrollo endógeno y propiciar una existencia digna y provechosa para el pueblo venezolano, propietario de la riqueza del subsuelo nacional y único dueño de esta empresa operadora.

A través del decreto presidencial número 1.123 del 30 de agosto de 1975, nació el 1° de enero de 1976 Petróleos de Venezuela S.A. como la empresa encargada de asumir las funciones de planificación, coordinación y supervisión de la industria petrolera nacional al concluir el proceso de reversión de las concesiones de hidrocarburos a las compañías extranjeras que operaban en territorio venezolano.

Durante el primer año de operación, PDVSA inició sus acciones con 14 filiales (finalmente serían tres: Lagoven, Maraven y Corpoven) que absorbieron las actividades de las concesionarias que estaban en Venezuela.

En 1997, se inició un proceso de reestructuración en el cual se reformuló el papel de PDVSA y se consolidó una nueva estructura operativa basada en unidades funcionales, conformada con la unificación

de las empresas CORPOVEN, MARAVEN y LAGOVEN. En julio de ese mismo año, en el marco del Primer Congreso Ejecutivo de PDVSA y sus empresas filiales, la alta dirección de la empresa asumió el compromiso con la transformación.

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. Área encargada de la separación, mejoramiento y obtención de productos o derivados del petróleo a través de plantas de procesamiento y refinerías.

- Distribución y comercialización. Área encargada de colocar los productos obtenidos (crudo y derivados) en los diferentes mercados internacionales.

- Gas. Con unas reservas probadas de 147 billones de pies cúbicos, Venezuela es una de las potencias mundiales del sector de hidrocarburos gaseosos.

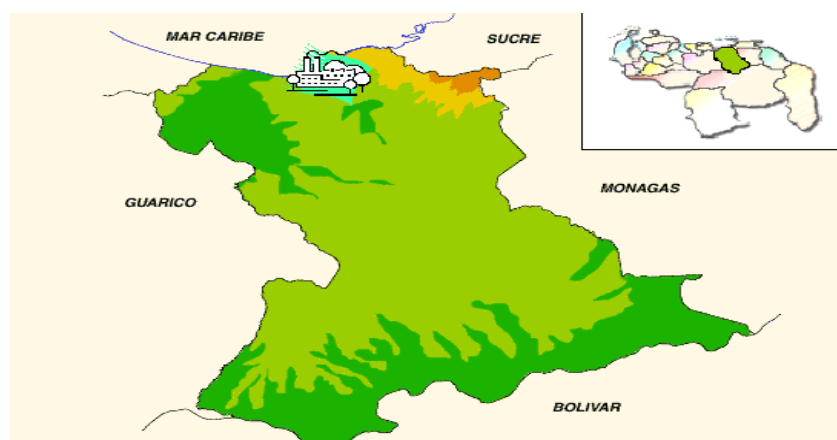
Actualmente PDVSA se encuentra entre las empresas líderes en el negocio de refinación, lleva a cabo actividades en materia de exploración y producción de petróleo, gas, bitumen y crudo pesado de la faja Petrolífera del Orinoco, además de realizar tareas de investigación y desarrollos tecnológicos, educación y adiestramiento en sectores vinculados con la industria energética (PDVSA 2007).

## 1.2 Refinería Puerto la Cruz

La refinería Puerto la Cruz es una refinería de petróleo de Venezuela bajo administración de la estatal PDVSA. Tiene una capacidad nominal para refinar 200.000 barriles diarios de petróleo. La refinería Puerto la Cruz trabaja con el petróleo extraído en los estados Anzoátegui y Monagas al oriente del país.

Su construcción se inicia en 1948 comenzando operaciones en 1950 con una capacidad de refinación de 44.000 barriles diarios ampliando progresivamente la capacidad y plantas hasta el 2000 cuando se amplía su capacidad hasta los actuales 200.000 barriles diarios, de los cuales se obtienen: 73 mil barriles de gasolina y nafta, 12 mil barriles de kerosene-jet, 43 mil barriles de gasoil, 73 mil barriles de residual.

Se encuentra ubicada en la costa nororiental del país al este de la ciudad de Puerto La Cruz en el estado Anzoátegui (figura 1.1); tiene facilidades de acceso desde el Mar Caribe y está conectada por oleoductos con los campos de producción de Oriente. La conforman las instalaciones de Puerto la Cruz, El Chaure y San Roque (a 40 km de Anaco, vecina a la población de Santa Ana, edo Anzoátegui).

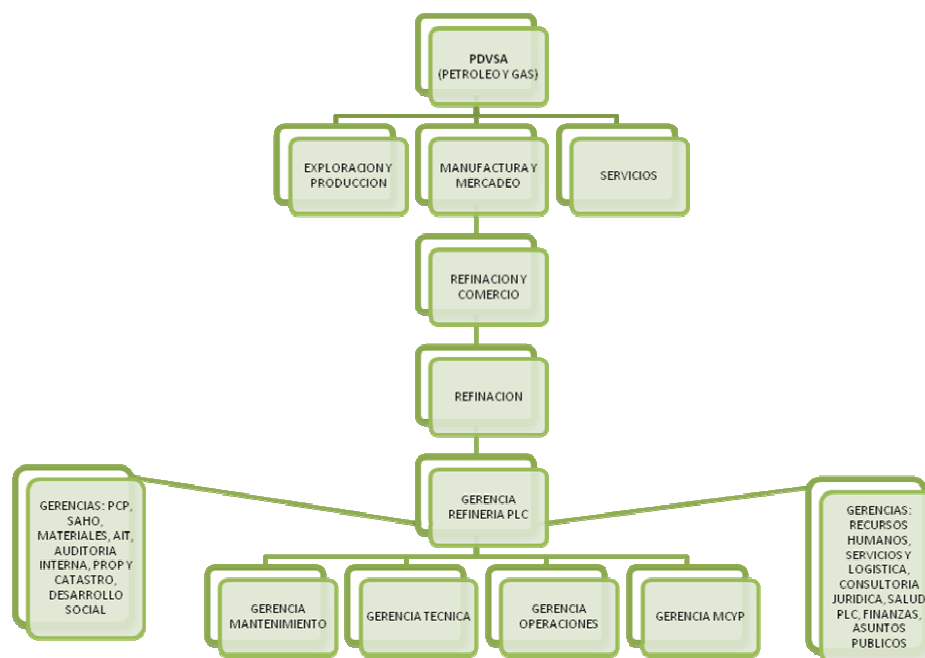


**Figura 1.** Ubicación geográfica de la refinería de Puerto la Cruz.

Por su ubicación estratégica, la Refinería Puerto la Cruz cumple tres roles principales:

- Suplir la demanda del mercado interno de la región sur-oriental del país.
- Colocación de los productos excedentes en el mercado de exportación.
- Manejo y distribución de la producción de crudos del oriente del país hacia los mercados de exportación y a las otras filiales.

La refinería de Puerto la Cruz presenta la siguiente estructura organizacional (figura. 1.2).



**Figura 2.** Estructura organizacional de la refinería de Puerto la Cruz.

Entre las gerencias que conforman la estructura organizativa de la Refinería de Puerto la Cruz se encuentra la Gerencia de Movimientos de Crudos y Productos, encargada del movimiento de hidrocarburos (crudos y productos) a escala nacional e internacional. Esta gerencia tiene como función las operaciones de manejo de hidrocarburos, satisfaciendo los requerimientos de calidad de sus clientes, permitiéndole competir con terminales de altos estándares, generando dividendos para la corporación (PDVSA 2007).

### **1.3 Planteamiento del Problema**

La refinería de Puerto la Cruz está ubicada en la costa nor-oriental del país, al este de la ciudad de Puerto la Cruz, en el estado Anzoátegui. Tiene facilidades de acceso desde el mar Caribe y está conectada por oleoductos con los campos de producción del Oriente. La conforman las instalaciones de Puerto la Cruz, El Chaure y San Roque con una capacidad para procesar 190 MBD (miles de barriles por día) de crudo, de los cuales 45% corresponde a crudo pesado, para producir gasolina de alto octanaje, kerosén/jet, diesel y residuales. Tiene como objetivos satisfacer la demanda del mercado interno de la región suroriental del país y exportar los excedentes hacia los mercados internacionales y otras filiales (PDVSA, 2007).

El manejo del sistema de naftas y gasolinas en la refinería de Puerto la Cruz es llevado a cabo a través de tres áreas operativas: Guaraguao, El Chaure y Terminal Marino, en las cuales se reciben, almacenan, y despachan los diversos productos que conforman el sistema, todo esto con el fin de obtener todos los componentes necesarios en las mezclas de gasolinas para abastecer al mercado local (oriente y sur- oriente del país).

Para mantener una operación eficiente de los equipos que conforman el sistema, éstos tienen establecidos ciertos límites de operación segura con el fin de garantizar que mientras los parámetros de temperatura, presión, flujo y composición se encuentren operando bajo estos valores, no representen un riesgo para el personal, el ambiente y/o las instalaciones de la refinería.

Debido a incidentes ocurridos durante las operaciones diarias que se llevan a cabo, relacionadas al sistema, la empresa se ve en la necesidad de reevaluar los límites operacionales de los equipos que lo conforman. Tales límites tuvieron su última evaluación en el año 2001 y desde la fecha se le han hecho diversas modificaciones al sistema introduciendo nuevas unidades de proceso lo que conlleva al aumento del inventario de productos manejado en la refinería y por lo tanto la introducción de nuevos tanques al sistema y rediseño de las líneas proceso.

Un incidente ocurrido en las instalaciones de la refinería relacionado a los límites operacionales fue una fuga de producto CAO (componente de alto octanaje) por la línea 12" descarga naranja, donde una de las causas que se le dio al evento fue la operación continua de los equipos estáticos y dinámicos fuera de los rangos normales de operación que permiten aumentar la velocidad de erosión de las paredes de la tubería, teniendo como consecuencias finales emisiones contaminantes al ambiente y retraso en la operación de recibo del producto. Este ejemplo es un hecho común que ocurre en las líneas de procesos. Otros equipos afectados por fallas en sus rangos de trabajo son los tanques, donde al excederse de su límite máximo de operación ocurren derrames de producto por los venteos y cuando es el caso de pasar el límite mínimo se puede afectar la calidad del producto debido al arrastre de impurezas del fondo del tanque así como también perturbar el funcionamiento de las bombas debido a la pérdida del nivel de succión de estas lo que origina

consecuencias como cavitación, ruptura de juntas de expansión, daño potencial en los sellos mecánicos, entre otras, sacando fuera de servicio el equipo y a su vez comprometiendo la producción y compromisos de la empresa.

Para evitar que dichas consecuencias e incidentes ocurran, se requiere de una evaluación exhaustiva de los límites operacionales de todos los equipos que conforman el sistema, cumpliendo con las normas y criterios para la determinación de los límites de operación segura establecidos por PDVSA, de manera de poder identificar cuales requieren de nuevos cálculos.

La evaluación de los límites de operación segura tiene la finalidad de obtener mejoras a nivel de la seguridad operacional que permitan cumplir con las condiciones actuales y de futuros escenarios que podrían presentarse, mejorar el manejo y control de inventarios de las naftas y gasolinas, resguardar la integridad mecánica del sistema garantizando así la vida útil y el buen funcionamiento de los equipos, prevenir derrames de producto que afecten el medio ambiente y la economía de la empresa.

## **1.4 Objetivos**

### **1.4.1 Objetivo General**

Evaluar los límites de operación segura para el sistema de naftas y gasolina de la refinería de Puerto la Cruz.

### **1.4.2 Objetivos Específicos**

1. Estudiar los equipos y procesos asociados al sistema de naftas y gasolinas, manejo en las áreas de Guaraguao, El Chaure y Terminal Marino.



**2.** Establecer los valores máximos, normales y mínimos de operación de las variables del sistema.

**3.** Analizar las consecuencias ocasionadas por las desviaciones operacionales de las variables de proceso.

## **CAPÍTULO II**

### **FUNDAMENTOS TEORICOS**

#### **2.1 Antecedentes**

Briceño (2005), evaluó las condiciones de operación segura de la planta de tratamiento de agua potable – río Neverí, torres de enfriamiento y generación de vapor de la refinería de Puerto la Cruz. Para ello determinó los valores máximos y mínimos típicos y rangos de operación de las variables de flujo, temperatura, presión y nivel en los equipos estáticos y rotativos, de donde analizó las consecuencias derivadas de la operación de las variables fuera de los valores establecidos.

Moreno (2002), evaluó la información de seguridad de los procesos para las unidades de destilación atmosférica DA-2, DA-3 y la unidad redestilación de gasolina 051 en la refinaría de Puerto la Cruz. La finalidad de este trabajo fue establecer los rangos de operación de los equipos asociados a las unidades de destilación atmosféricas DA-2, DA-3 y la unidad de redestilación de gasolina para la elaboración de los manuales requeridos en cada planta sobre los riesgos asociados a las instalaciones y operaciones de estas.

González (2001), evaluó las condiciones máximas y mínimas permisibles de operación de los equipos involucrados en el sistema de transporte y almacenaje de crudos y productos en la refinería de Puerto la Cruz y El Chaure, evaluación que se realizo con el fin de definir las variables máximas y mínimas de operación mediante la aplicación de normas de diseño PDVSA e internacionales referentes a los equipos estudiados conjuntamente con cálculos hidráulicos para el sistema de crudos del área de Puerto la Cruz y el Chaure.

Arias (2001), realizó una evaluación de las condiciones de operación segura de la planta de craqueo catalítico fluidizado de la refinería Puerto la Cruz, con el propósito de establecer límites de seguridad utilizando como parámetro de comparación los valores de diseño, y el análisis de las consecuencias derivada de la operación fuera de los límites establecidos obteniéndose un manual completo de Información de Seguridad de los Procesos (ISP).

Reyes (2001), evaluó los límites de operación segura en la planta de servicios industriales de la refinería Puerto la Cruz. Éste trabajo consistió en el estudio de los equipos estáticos y equipos rotativos, determinándose las condiciones de operación actual, así como también, los valores máximos y mínimos a los que trabajan los equipos para que funcionaran sin riesgo de causar daño a su integridad mecánica y a las personas que laboran en la planta, llegando a la conclusión de que todos los equipos están operando dentro de los rangos establecidos como seguros.

Los diferentes trabajos de investigación citados anteriormente sobre la evaluación de los límites de operación segura proporcionan la información sobre la metodología a seguir para la elaboración de la presente investigación, debido a que en todos se determinan valores de operación para distintos equipos de procesos así como también se establecen los límites operacionales de estos y se analizan las consecuencias derivadas a trabajar por fuera de dichos valores. Tomando en cuenta que se diferencian de la investigación actual en que esta evaluación se realizó para los equipos pertenecientes al sistema de manejo de las naftas y gasolinas de la refinería Puerto la Cruz, mientras que los demás se realizaron para unidades proceso específicas a excepción de Gonzáles quien también trabajó con un sistema de manejo pero de crudos. Otra diferencia es que este trabajo se plantea como una

actualización ya que se están evaluando las modificaciones realizadas en los últimos tiempos al sistema.

## **2.2 Generalidades del Sistema de Producción de las Naftas y Gasolinas en la Refinería de Puerto la Cruz**

### **2.2.1 Unidades de Producción de las Naftas**

#### **2.2.1.1 Unidad de Destilación Atmosférica DA-1**

La unidad de destilación atmosférica DA-1 fue diseñada para procesar 44 MBD de crudo con una gravedad promedio de 30 °API. Sin embargo, debido a las mejoras realizadas en la unidad, se aumentó su capacidad nominal a 80 MBD. Los crudos que conforman la alimentación típica a la planta son: Mesa de 30 °API, Santa Bárbara de 39 °API y Merrey de 16 °API. Actualmente se procesan 80,5 MBD de crudo Mesa 39 °API.

El crudo se precalienta hasta 440°F en el tren de intercambiadores de calor antes de entrar a los hornos, de donde emerge alrededor de 735 °F – 740 °F. El crudo parcialmente vaporizado pasa a la columna de destilación DA-1 donde ocurre la separación física de cada una de las fracciones, de acuerdo al punto de ebullición de las mismas (PDVSA, 2007).

Los productos de esta unidad se distribuyen de la siguiente manera:

- Gases de tope. Actualmente es consumido en su totalidad como gas combustible en los hornos de la unidad.
- Gasolinas. Se envía a la unidad 03 (torres 051 y 052) para su fraccionamiento en nafta liviana (DPN) y nafta pesada (RTB).

- Nafta. Se envía a la fraccionadora de naftas DA-8 para obtener mezclas de nafta liviana y nafta pesada.

- Jet. Es enviado a la planta de tratamiento para su comercialización como combustible de aviación.

- Diesel pesado. Se envía a la unidad hidrotratadora de diesel.

- Gasóleo. Se utiliza en su totalidad como parte de la alimentación a la unidad de FCC.

- Residual. Se comercializa como fuel oil 400 SSF con destino al mercado de exportación.

#### **2.2.1.2 Unidad de Destilación Atmosférica DA-2**

La unidad de destilación atmosférica DA-2 está diseñada para procesar una carga de 90 MBD de crudo Merey con un rango de gravedades de 15,5 - 16,5 °API. En la planta también se procesan los crudos: Mesa Monagas y Guafita, cada uno de 30 °API (carga: 30 MBD) y una mezcla de Mesa – Merey denominada Leona de 22 – 24 °API (carga: 45 MBD). Actualmente se procesan 72 MBD de crudo 100% Merey 16 °API. El crudo se precalienta hasta un rango de temperatura de 490 – 505 °F en el tren de intercambiadores de calor antes de entrar a un horno, de donde emerge en un rango de 670 – 700 °F.

El crudo parcialmente vaporizado pasa a una columna de destilación donde ocurre la separación física de cada una de las fracciones, según el punto de ebullición de éstas (PDVSA, 2007).

Los productos de esta unidad se distribuyen de la siguiente forma:

- Gasolina. Se envía a la unidad 03 (torres 051 y 052) para su fraccionamiento en nafta liviana (DPN) y nafta pesada (RTB), las cuales son enviadas al sistema de mezclas para producir gasolina de motor y naftas de exportación.

- Destilado. Se incorpora al sistema de diesel de mercado interno y de exportación.

- Residual. Residual largo o residual para exportación.

### **2.2.1.3 Unidad de Destilación Atmosférica DA-3**

La DA-3 está ubicada en la refinería El Chaure, a orillas de la bahía de Bergantín, a 5 km de Puerto la Cruz. Su diseño original fue para procesar 40 MBD de crudo mediano y pesado entre 22 y 30 °API. En el año 1968 se hicieron modificaciones para procesar crudo liviano y extra liviano (32 – 42 °API). Actualmente se procesa crudo Anaco Wax y/o Santa Bárbara de 36 y 42 °API respectivamente y se le incorpora residuo desparafinado de la refinería San Roque (PDVSA, 2007).

Los productos de esta unidad son:

- Gasolina. Se envía a la torre estabilizadora donde se separa el gas de la gasolina estabilizada para su incorporación a las fraccionadoras de gasolina para obtener nafta liviana y nafta pesada.

- Diesel pesado. Se incorpora al sistema de diesel de mercado interno y/o a la unidad hidrotadora de diesel o para mezclas de combustibles.

- Residuo de bajo azufre. Se envía al mercado de exportación y/o cabotaje y como complemento de la carga a la unidad FCC.

#### **2.2.1.4 Unidad 03 (051/052): Fraccionamiento de Nafta**

La unidad de fraccionamiento de nafta consiste en dos columnas que operan en paralelo, separador 051 y separador 052, con capacidades de procesamiento de 12.600 y 18.900 barriles por día, respectivamente. La alimentación es dividida entre el separador 051 y el separador 052, con 60% de carga al 052 y 40% al 051.

La unidad de fraccionamiento de nafta está diseñada para operar como una sección de pre fraccionamiento. Un corte de nafta desbutanizada en todo su rango de ebullición, proveniente de las unidades de destilación atmosférica de crudo, es fraccionado en dos cortes muy cercanos a su rango de ebullición. La fracción liviana (nafta despentanizada, DPN), compuesta por la mezcla del producto de tope de los separadores 051/052 es enviada a almacenaje para elaboración de gasolina de 91 octanos y para exportación, y contiene benceno y componentes de parafina liviana; el corte de nafta pesada (nafta del fondo de la torre despentanizadora, RTB), compuesta por la mezcla del producto de fondo de los separadores 051/052 es enviado a la unidad reformación (Platformer) para convertirla en tolueno y aromáticos pesados (reformado) para usarla como material de mezcla de la gasolina de alto octanaje (PDVSA, 2007).

#### **2.2.1.5 Unidad de Craqueo Catalítico (FCC)**

La unidad de craqueo catalítico, procesa actualmente una mezcla formada por gasóleo atmosférico proveniente de la unidad de destilación DA-1, residual de crudo Anaco Wax y/o Santa Bárbara proveniente de la unidad de destilación atmosférica DA-3 y VGO foráneo. Los productos

principales de la reacción de craqueo catalítico son: gas seco, olefinas, gasolina, aceite catalítico liviano, aceite catalítico pesado y aceite decantado (PDVSA, 2007).

#### **2.2.1.6 Unidad de Alquilación**

En la unidad de alquilación se combinan las olefinas provenientes de la unidad de craqueo catalítico con isobutano en presencia de ácido fluorhídrico (HF) como catalizador, para producir una mezcla de compuestos parafínicos altamente ramificados denominado alquilato, el cual posee altos octanajes RON y MON (PDVSA, 2007).

#### **2.2.1.7 Unidad de Hidrotratamiento de Naftas**

Diseñada para procesar una carga máxima de 35 MBD de nafta pesada (RTB) proveniente de la unidad de fraccionamiento de nafta y unidad DA-1. El proceso de hidrotratamiento es un proceso de refinación catalítica, el cual, con la ayuda del catalizador y una corriente de gas rica en hidrógeno, busca descomponer los compuestos azufrados, nitrogenados, oxigenados y halogenados, satura las olefinas y remueve los metales presentes en la corriente de nafta (PDVSA, 2007).

#### **2.2.1.8 Unidad de Reformación (CCR)**

La unidad de reformación por regeneración catalítica continua está diseñada para una alimentación de 35 MBD de nafta tratada proveniente de la unidad de hidrotratamiento de naftas y tiene como propósito incrementar el octanaje de las naftas por medio de la promoción catalítica de un grupo de reacciones químicas, tendentes a la reformación de la estructura molecular de los componentes hacia la producción de aromáticos desde naftenos y parafina. Al producto principal se le conoce como reformado, el cual es utilizado como componente en la preparación



de gasolinas y los productos secundarios son el hidrógeno, gases de refinería y butanos (PDVSA, 2007).

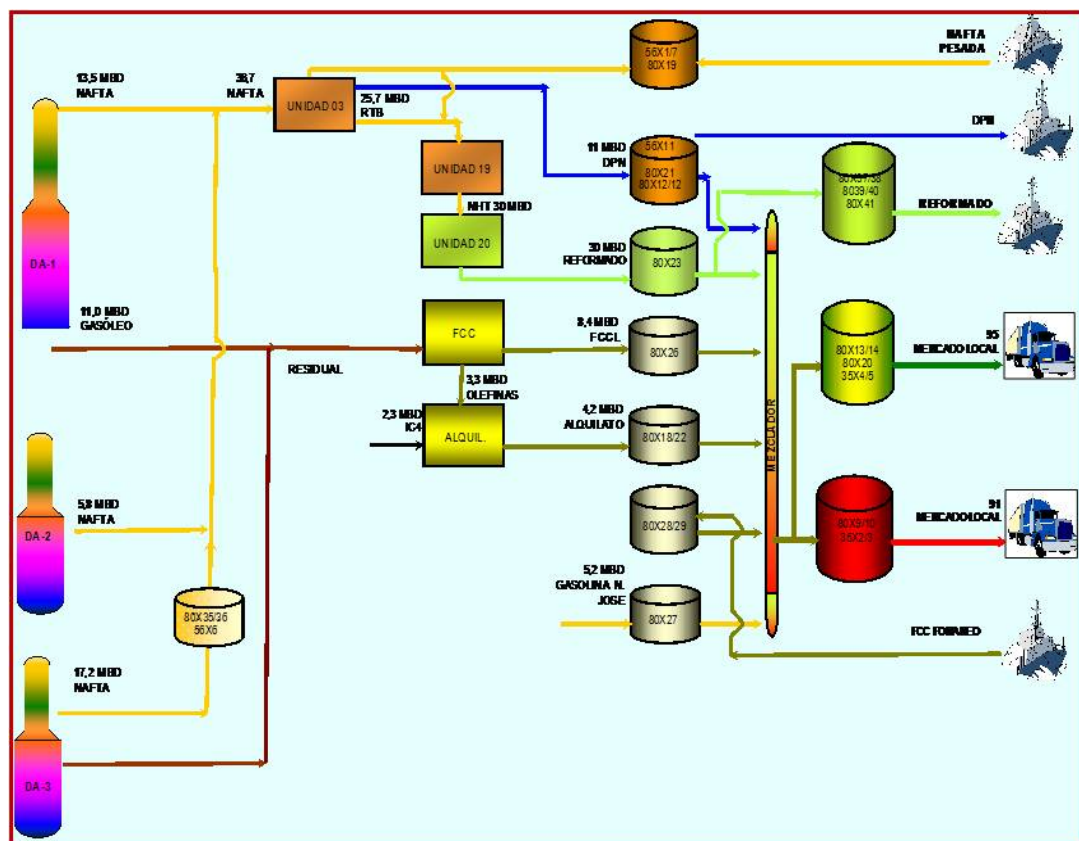
### **2.2.2 Manejo de las Naftas Y Gasolinas**

Una de las diferentes clases de productos más importantes del proceso de refinación son las naftas, las cuales son utilizadas en la preparación de las gasolinas del mercado local, mejoramiento de crudo y exportación. Estos productos son producidos en las torres destiladoras atmosféricas. Se componen principalmente de parafinas, naftenos y derivados aromáticos, su rango de ebullición oscila entre los 100°F y los 350°F y son enviadas a la unidad de fraccionamiento donde son separadas en cortes livianos y pesados, denominados nafta liviana (nafta despentanizada, DPN) y nafta pesada (nafta de fondo de la torre despentanizadora, RTB) las cuales son almacenadas en los tanques del área de Guaraguao para luego ser usadas como producto de exportación y componente de la gasolina siendo este el caso del DPN y alimentación de la unidad de hidrotreatmento de nafta para el RTB. En éste último proceso se obtiene como producto una nafta hidrotatada la cual alimenta a la unidad de reformación para obtener reformado, el cual es un producto de mayor calidad en cuanto a octanaje y el bajo contenido de impurezas. Este reformado es almacenado, usado en la mezcla de gasolinas y se envían a otras refinerías por vía cabotaje o despacho interno de 90 a 100 Mbbl.

Adicional a estos procesos también se tiene la unidad de fraccionamiento catalítico de la cual se obtiene una nafta FCC y olefinas siendo éstas últimas la alimentación de la unidad de alquilación de la cual se obtiene como producto final alquilato donde este componente y la nafta FCC también conforman el inventario de componentes para las mezclas de gasolinas.

Sumándose a los productos obtenidos de las distintas unidades también se traen vía cabotaje otros componentes los cuales son almacenados y usados como alimentación de los procesos y para complementar la mezcla de gasolinas. Entre estos está el CAO (componente de alto octanaje), nafta Amuay (nafta pesada), nafta FCC foránea y alquilato. También se recibe gasolina natural vía poliducto desde la planta de fraccionamiento del criogénico (PDVSA, 2007).

En la figura 2.1 se encuentra representado el esquema de manejo y almacenamiento del sistema de naftas y gasolinas de la refinería de Puerto la Cruz.



**Figura 3.** Diagrama del manejo del sistema de naftas y gasolinas en la refinería de Puerto la Cruz.

## **2.3 Límites de Operación Segura**

### **2.3.1 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 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) y/o de tubería e instrumentación (DTI), exceptuando la instrumentación y las válvulas de seguridad (Osorio, 2001).

### **2.3.2 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 (Osorio, 2001).

### **2.3.3 Límites de Operación Máximos y Mínimos**

Es un 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 establecen en función de evitar los peligros de proceso y/o mantener la integridad física de los equipos. No se refieren 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 este valor (Osorio, 2001).

#### **2.3.4 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 (por ejemplo: alarma de alta temperatura, de mínima relación de recicló, etc.) (Osorio, 2001).

#### **2.3.5 Valor Típico**

Es un valor representativo de la operación normal en estado estacionario. Generalmente viene dado por el punto de ajuste (Set Point) (Osorio, 2001).

#### **2.3.6 Consecuencias de Desviación (CD)**

Son 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 encuentran en las tablas LOCD 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 se pueden referir a asuntos de integridad mecánica (por ejemplo: causa daño a los sellos mecánicos de la bomba al sobrepasar la presión óptima 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) (Osorio, 2001).

### **2.3.7 Sistemas de Alivio y Venteo**

Son los sistemas de despresurización existentes en las instalaciones, diseñados para reducir en forma rápida y controlada la presión de los equipos y sistemas operacionales (Osorio, 2001).

### **2.3.8 Equipos Críticos**

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 manejan productos químicos, tóxicos o inflamables, que 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 él mismo se encuentra (Osorio, 2001).

### **2.3.9 Tuberías**

Son sistemas que constan de tubos, bridas, pernos, empaaduras, válvulas, accesorios, juntas de expansión, tensores, juntas giratorias, elementos para soportar tuberías, y aparatos que sirven para mezclar, separar, amortiguar, distribuir, medir y controlar el flujo (Osorio, 2001).

### **2.3.10 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 excluyendo el espesor requerido para satisfacer cargas diferentes a las de presión para cada elemento de un recipiente (Osorio, 2001).

### **2.3.11 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 superior a la temperatura de operación y a la temperatura de operación máxima/mínima (Osorio, 2001).

## **2.4 Propiedades Físicas de los Fluidos**

La solución de cualquier problema de fluidos requiere previo conocimiento de las propiedades físicas del fluido en cuestión (Crane, 1992).

### **2.4.1 Densidad**

La densidad de una sustancia se define como la relación entre su masa y su volumen. Normalmente sus unidades son  $\text{g/cm}^3$ ,  $\text{kg/m}^3$  y  $\text{lb/pe}^3$ .

### **2.4.2 Peso Específico**

Es el peso por unidad de volumen de un fluido, y se denota con la letra " $\gamma$ "; sus unidades son:  $\text{kgf/m}^3$ ,  $\text{N/m}^3$  y  $\text{lb/pe}^3$ .

### 2.4.3 Gravedad Específica

La gravedad específica (S) es una medida relativa de la densidad. La gravedad específica de un líquido es la relación entre su densidad a una temperatura determinada y la densidad del agua a temperatura estándar (60 °F).

$$S = \frac{\rho(T)}{\rho(\text{H}_2\text{O a } 60^\circ\text{F})} \quad (\text{Ec. 2.1})$$

Un hidrómetro puede ser utilizado para medir directamente la gravedad específica de los líquidos. Una de las escalas hidrométricas comunes es la escala API, la cual es utilizada para los aceites. La relación entre la escala API y la gravedad específica se muestra a continuación:

$$S = 141, \frac{5}{131,5 + \text{API}^2} \quad (\text{Ec. 2.2})$$

Usando los gráficos mostrados en el anexo A se pueden obtener la gravedad específica a la temperatura de operación y con la densidad del agua a temperatura estándar se despeja la ecuación 2.1 para obtener la densidad a la temperatura de operación del sistema.

$$\rho(T) = S(T) \times \rho(\text{H}_2\text{O a } 60^\circ\text{F}) \quad (\text{Ec. 2.3})$$

### 2.4.4 Viscosidad Cinemática

La viscosidad cinemática  $\nu$  se define como el cociente entre la viscosidad dinámica y la densidad:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (\text{Ec. 2.4})$$

Sus unidades se expresan en: m<sup>2</sup>/s y pie<sup>2</sup>/s.

### 2.4.5 Presión de Vapor de Almacenaje

Es la presión de vapor generada en la superficie de un líquido almacenado a una temperatura determinada (American Petroleum Institute, 1997).

La presión de vapor verdadera de fluidos almacenados en tanques de techo flotante se determina a través de la siguiente ecuación:

$$P_v = \exp \left[ A - \left( \frac{B}{T_s + 459,6} \right) \right] \quad (\text{Ec. 2.5})$$

Donde:

Unidades

$P_v$ : presión de vapor verdadera a la temperatura atmosférica promedio Psia

$T_s$ : temperatura de almacenaje promedio °F

A: constante en la ecuación de presión de vapor

B: constante en la ecuación de presión de vapor °R

Las constantes A y B dependen del hidrocarburo a almacenar, por lo tanto, para productos refinados del petróleo (naftas y gasolinas) estas constantes pueden ser estimadas por las siguientes ecuaciones:

$$A = 15,64 - 1,854 \times S^{0,5} - (0,8742 - 0,3280 \times S^{0,5}) \times \ln(RVP) \quad (\text{Ec. 2.6})$$

$$B = 8,742 - 1,042 \times S^{0,5} - (1,049 - 179,4 \times S^{0,5}) \times \ln(RVP) \quad (\text{Ec. 2.7})$$



Donde

Unidades

RVP= presión de vapor Reid Psia  
 S= pendiente de la destilación ASTM D-86 al 10% en  $\square$ F/%V  
 volumen evaporado  
 A= constante en la ecuación de presión de vapor  
 B= constante en la ecuación de presión de vapor  $\square$ R

La pendiente de la destilación ASTM D-86 al 10% de volumen evaporado se calcula con la siguiente ecuación:

$$S = \frac{T_{15} - T_5}{10} \quad (\text{Ec. 2.8})$$

Donde:

S= pendiente de la destilación ASTM D-86 al 10% en volumen evaporado  $\square$ F/%V  
 T<sub>5</sub> y T<sub>15</sub>= temperatura a la cual el 5% y 15% en volumen es evaporado respectivamente  $\square$ F

## 2.5 Análisis Hidráulico en Tuberías

### 2.5.1 Flujo en Tuberías: Laminar y Turbulento

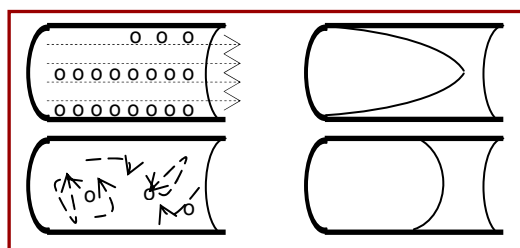
El régimen de flujo existente depende del diámetro de la tubería, de la densidad y la viscosidad del fluido y de la velocidad del flujo. Luego, el régimen de flujo se caracteriza por el número de Reynolds, término adimensional que relaciona las fuerzas dinámicas de la masa del fluido respecto a los esfuerzos de deformación ocasionados por la viscosidad (Crane, 1992).

$$Re = \frac{D \times v \times \rho}{\mu} \quad (\text{Ec. 2.9})$$

Donde:

	Unidades internacionales	Unidades inglesas
D: diámetro interno	m	pie
$v$ : velocidad del fluido	m/s	pie/s
$\rho$ : densidad del fluido	kg/m <sup>3</sup>	lb/pie <sup>3</sup>
$\mu$ : viscosidad del fluido	Pa.s/m <sup>2</sup>	lb/(pie.s)

Usualmente, el flujo en tuberías se considera como laminar si el número de Reynolds es menor que 2.100 y turbulento si el número de Reynolds es superior a 4.000. Entre estos dos valores está la zona denominada zona crítica en donde el régimen de flujo es impredecible, pudiendo ser laminar, turbulento o de transición, dependiendo de muchas condiciones con posibilidad de variación (PDVSA, 1992). En la figura 2.2 se visualizan los dos tipos de regímenes de flujo.



**Figura 4.** Regímenes de flujo y perfiles de velocidad. Arriba: flujo laminar.  
Abajo: flujo turbulento.

Para obtener el número de Reynolds también se puede usar alguna de las siguientes ecuaciones, las cuales provienen de la ecuación 2.9. (PDVSA, 1992).

$$Re = F_1 \times \frac{d \times v \times \rho}{\mu} \quad (\text{Ec. 2.10})$$

$$Re = F_2 \times \frac{Q \times \rho}{d \times \mu} \quad (\text{Ec. 2.11})$$

$$Re = F_3 \times \frac{w}{\mu \times d} \quad (\text{Ec. 2.12})$$

Donde:	Unidades internacionales	Unidades inglesas
d: diámetro interno	mm	Pulg
Q: caudal de flujo volumétrico	dm <sup>3</sup> /s	Gpm
v : velocidad del fluido	m/s	pie/s
w: caudal de flujo másico	kg/s	lbm/h
ρ: densidad	kg/m <sup>3</sup>	lb/pie <sup>3</sup>
μ: viscosidad del fluido	Pa.s/m <sup>2</sup>	lb/ (pie.s)
F <sub>1</sub> : factor que depende de las unidades usadas	10 <sup>-3</sup>	123,9
F <sub>2</sub> : factor que depende de las unidades usadas	1,27	50,6
F <sub>3</sub> : factor que depende de las unidades usadas	1,27x10 <sup>-3</sup>	6,31

### 2.5.2 Teorema de Bernoulli

El teorema de Bernoulli es una forma de expresión de la aplicación de la ley de la conservación de la energía al flujo de fluidos de 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.

$$Z + \frac{F_4 \times P}{\rho} \times \frac{g_c}{g} + \frac{v^2}{2g} = H \quad (\text{Ec. 2.13})$$

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 en una tubería.

La ecuación básica para el cálculo de caída de presión para líquidos en tuberías y accesorios es la ecuación de Bernoulli generalizada, la cual asume densidad constante, puede escribirse de la siguiente manera (PDVSA,1994):

$$-\frac{F_f \times \Delta p}{\rho} = \frac{\alpha \times \Delta(v^2)}{g_c} + \frac{g \times \Delta Z}{g_c} + F \quad (\text{Ec. 2.14})$$

Es decir

Cambio de presión = cambio de energía cinética + cambio de altura + pérdida por fricción

Donde:	Unidades internacionales	Unidades inglesas
F: fricción o pérdida de cabezal	kPa.m <sup>3</sup> /kg	pie.lbf/lbm
g: aceleración de la gravedad	m/s <sup>2</sup>	pie/s <sup>2</sup>
g <sub>c</sub> : constante dimensional	1x10 <sup>3</sup>	32,174
	kg/(kPa.m.s <sup>2</sup> )	(lb.pie)/(lbf.s <sup>2</sup> )
ΔP: cambio de presión	kPa	Psia
v : velocidad del fluido	m/s	pie/s
ΔZ : elevación	m	Pie
ρ: densidad	kg/m <sup>3</sup>	lb/pie <sup>3</sup>
α: constante dependiente del perfil de velocidad (α = 1,1 para flujo turbulento,		

$\alpha = 2,0$  para flujo laminar)

$F_4$ : factor que depende de las unidades usadas 1 144

Todas las fórmulas prácticas para el flujo de fluidos se derivan del teorema de Bernoulli, con modificación para tener en cuenta las pérdidas debidas al rozamiento.

### 2.5.3 Factor de Fricción

Este término sin dimensiones refleja la resistencia ofrecida por las paredes del tubo al movimiento del fluido. Este factor debe ser determinado experimentalmente u obtenido mediante fórmulas empíricas.

Si el flujo es laminar ( $Re < 2.100$ ), el factor de fricción puede determinarse a partir de la ecuación:

$$f = \frac{64}{Re} \quad (\text{Ec. 2.15})$$

Si el flujo es turbulento ( $Re > 4.000$ ), el factor de fricción puede determinarse por la ecuación empírica de Colebrook (PDVSA, 1994):

$$f = 4 \times \left[ -3,6 \times \log \left[ \left( 6, \frac{9}{Re} \right) + \left( \frac{\epsilon/d}{3}, 7 \right)^{1,11} \right] \right]^{-2} \quad (\text{Ec. 2.16})$$

Donde  $\epsilon/d$  representa la rugosidad relativa de las paredes internas de la tubería (sin dimensiones).

El valor del factor de fricción también se puede hallar usando la figura A.1.3 diagrama de Moody.

Si el Re está comprendido entre 2.100 y 4.000 (flujo en transición), se recomienda utilizar esta ecuación para determinar el valor del factor de fricción (PDVSA, 1996).

#### 2.5.4 Pérdidas por Fricción

Las pérdidas por fricción en un sistema de tuberías es un parámetro que interviene en los cálculos de un sistema de bombeo, e incluye las pérdidas a la entrada y salida del recipiente, válvulas, equipos y accesorios.

Las pérdidas totales por fricción vienen dadas por la siguiente ecuación:

$$h_f = h_L + h_a \quad (\text{Ec. 2.17})$$

Donde:	Unidades internacionales	Unidades inglesas
$h_f$ = pérdidas totales	m	Pie
$h_L$ = pérdidas por longitud de tubería	m	Pie
$h_a$ = pérdidas por accesorios	m	Pie

• Pérdidas por longitud de tubería. Para determinar las pérdidas locales en tramos rectos se usa la siguiente ecuación (PDVSA, 1994).

$$h_L = f \times \frac{L}{D} \times \frac{v^2}{2 \times g} \quad (\text{Ec. 2.18})$$

Donde:	Unidades internacionales	Unidades inglesas
$h_L$ : pérdidas por longitud de	m	pie

tubería		
L: longitud del tramo	m	Pie
D: diámetro	m	pie
f: factor de fricción		
g: aceleración de la gravedad	m/s <sup>2</sup>	pie/s <sup>2</sup>
v: velocidad del fluido	m/s	pie/s

• Pérdidas por accesorios. Las pérdidas menores o secundarias (pérdidas por accesorios) son aquellas producidas por los accesorios que necesariamente se deben colocar en las tuberías, para que estas puedan realizar funciones específicas, tales como (PDVSA, 1994):

- Desviaciones en 90° y 45°.
- Corte de flujo (válvulas)
- Regulación de presión o caudal (válvulas de regulación, placas orificio, etc.)
- Purificación del fluido (filtros, retenedores, etc.)
- División de flujo, etc.

Las pérdidas por accesorio se calculan a partir de la siguiente ecuación:

$$h_a = K_t \times \frac{v^2}{2 \times g} \quad (\text{Ec. 2.19})$$

La constante  $K_t$  relaciona las pérdidas por accesorios que existen en la tubería. Cada accesorio tiene un  $K$  determinado que depende del factor de fricción. Algunas relaciones para el cálculo de  $K$  en diferentes accesorios son (Crane, 1992).

**Tabla 1.** Accesorios y su relación de K correspondiente.

Accesorio	K
Codo estándar 90°	30xf
Codo estándar 45°	16xf
Conexión estándar "T" flujo directo	20xf
Conexión estándar "T" flujo desviado a 90°	60xf
Válvula de compuerta	8xf
Válvula check	50xf
Válvula de globo	340xf

El valor de  $K_t$  será la sumatoria de los K de los distintos accesorios.

### 2.5.5 Contribución del $\Delta P$ Friccional (Pérdida por Fricción)

El gradiente de presión friccional es una función del esfuerzo de corte en la pared de la tubería,  $\tau$ , y del diámetro interno de tubería, D (PDVSA, 1994).

$$\Delta p_{\text{fricción}} = \frac{\rho \times g \times h_f}{F_4 \times g_c} \quad (\text{Ec. 2.20})$$

Donde:	Unidades internacionales	Unidades inglesas
$\Delta p$ : caída de presión debido a la fricción	kPa	Psi
$h_f$ : pérdidas totales por fricción	m	Pie
g: aceleración de la gravedad	$\text{m/s}^2$	$\text{pie/s}^2$
$g_c$ : constante dimensional	$1 \times 10^3$	32,174
$\rho$ : densidad	$\text{kg}/(\text{kPa} \cdot \text{m} \cdot \text{s}^2)$	$(\text{lb} \cdot \text{pie})/(\text{lb} \cdot \text{s}^2)$
$F_4$ : factor que depende de las unidades usadas	$\text{kg}/\text{m}^3$	$\text{lb}/\text{pie}^3$
	1	144



### 2.5.6 Contribución de $\Delta P$ de Elevación (Pérdida de Carga Hidrostática)

Siempre que haya un cambio en la elevación o inclinación de la tubería con respecto al plano horizontal, los efectos gravitacionales producirán un cambio en la presión (PDVSA, 1994).

$$\Delta P_{\text{elevación}} = \frac{\rho(z_2 - z_1)}{F_4} \quad (\text{Ec. 2.21})$$

Donde:	Unidades internacionales	Unidades inglesas
$\Delta p$ : caída de presión debido a la elevación	kPa	Psi
$z_2$ y $z_1$ : elevación del punto 1 y 2 respecto al punto de referencia	m	Pie
$\rho$ : densidad	kg/m <sup>3</sup>	lb/pie <sup>3</sup>
$F_4$ : factor que depende de las unidades usadas	1	144

### 2.5.7 Contribución de $\Delta P$ de Aceleración (Pérdida de Energía Cinética)

Cuando exista cambio en la sección transversal del fluido, va a existir una contribución de pérdida de presión por cambio de energía cinética. Este efecto puede ser expresado en términos de la velocidad de masa, la cual es constante, y del gradiente de velocidad del fluido. Para la mayoría de los casos de flujo de líquido, así como para los flujos de vapor a bajas velocidades ( $V < 200$  pies/s) y  $\Delta P$  bajas ( $\Delta P < 10\%$  de la presión conocida), se puede asumir que la velocidad de fluido es constante o casi constante, dentro de la precisión esperada en la mayoría de cálculos de flujo de fluidos ( $\pm 15\%$ ). El término de aceleración se convierte en insignificante en tales casos (PDVSA, 1994).

$$\Delta P_{\text{cinético}} = F_5 \times \rho \times (v_2^2 - v_1^2) \quad (\text{Ec. 2. 22})$$

Donde:	Unidades internacionales	Unidades inglesas
$\Delta p$ : caída de presión debido a la elevación	kPa	Psi
$v_2$ y $v_1$ : velocidad del fluido en los puntos 1 y 2 respecto al punto de referencia	m/s	pie/s
$\rho$ : densidad	kg/m <sup>3</sup>	lb/pie <sup>3</sup>
$F_5$ : factor que depende de las unidades usadas	$5 \times 10^{-4}$	$1,08 \times 10^{-4}$

## 2.6 Bombas

Son máquinas que absorben energía mecánica que puede provenir de un motor eléctrico, térmico, etc., y la transforma en energía que la transfiere a un fluido como energía hidráulica la cual permite que el fluido pueda ser transportado de un lugar a otro, a un mismo nivel y/o a diferentes niveles y/o a diferentes velocidades (PDVSA, 1997).

### 2.6.1 Bombas Centrifugas

El objetivo básico de una bomba centrífuga en cualquier sistema de manejo de fluido es el de añadir energía al fluido, y ya que es una máquina dinámica, la bomba depende completamente de cambios de relaciones con la velocidad para proporcionar la energía. Las bombas centrífugas comprenden una clase muy amplia de bombas en las que la generación de presión se logra con la conversión del cabezal de velocidad en cabezal estático. El movimiento rotativo de uno o más impulsores comunica energía al fluido en la forma de un incremento de velocidad que

se convierte en cabezal estático útil en la sección de difusión del cuerpo. No hay válvulas en las bombas de tipo centrífugo; el flujo es uniforme y libre de pulsaciones de baja frecuencia. Como este tipo de bomba opera convirtiendo el cabezal de velocidad en cabezal estático, una bomba que opera a velocidad fija desarrollará el mismo cabezal teórico en metros (pies) de fluido bombeado, independientemente de su densidad. Sin embargo, la presión en kPa (psi) (correspondiente al cabezal desarrollado) depende de la densidad del fluido (PDVSA, 1997).

### **2.6.1.1 Curvas Características de Bombeo**

Las curvas características definen el funcionamiento de una bomba centrífuga. Entre ellas se tienen:

- H (cabezal o altura) vs Q (caudal).
- $\eta$  (eficiencia) vs Q (caudal).
- P (potencia mecánica) vs Q (caudal).
- $NPSH_r$  vs Q (caudal).

Estas curvas se obtienen por métodos experimentales en bancos de pruebas para tales fines y deben ser suministradas por el fabricante.

En la figura 2.3 se pueden observar con detalle las curvas características de una bomba centrífuga.

El punto de funcionamiento debe seleccionarse para la mayor eficiencia, en este caso, para un caudal y un cabezal determinado; sin embargo también se puede seleccionar su funcionamiento para cabezales variables en la zona recomendada en donde la eficiencia varía un poco. Una bomba centrífuga puede funcionar en todos los puntos a lo largo de su curva H vs Q y para cada punto tendrá un valor de cabezal a un caudal

determinado. A medida que el caudal aumenta el cabezal aportado por la bomba disminuye. Lo ideal es tomar en cuenta la eficiencia y seleccionar su funcionamiento en el punto donde ésta es máxima. Para un punto seleccionado se tendrá entonces un valor de cabezal, caudal, eficiencia, NPSH<sub>r</sub> y potencia.

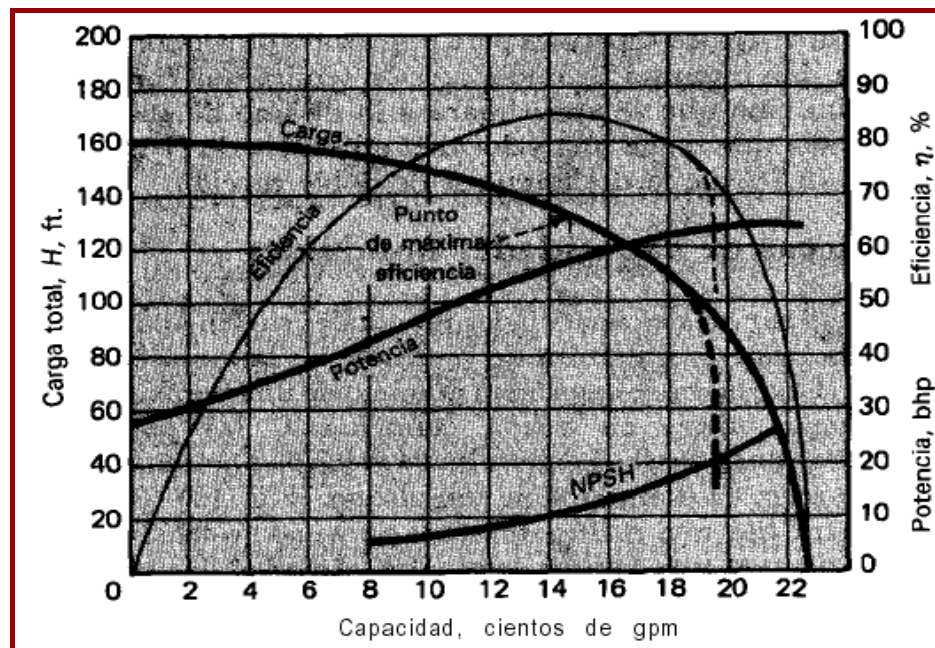
### 2.6.2 Presión de Succión

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 (PDVSA, 1996).

$$P_1 = P_0(\text{recipiente}) + \Delta p(\text{recipiente} - \text{bomba}) \quad (\text{Ec. 2. 23})$$

Donde:	Unidades internacionales	Unidades inglesas
P <sub>1</sub> : presión de succión de la bomba	kPa	Psia
P <sub>0</sub> : presión en el recipiente de succión	kPa	Psia
Δp: diferencia de presión entre el nivel de referencia del liquido en el recipiente de succión y la entrada de la bomba (a su nivel de referencia)	kPa	Psi

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 psia). Esto es aplicable para casos tales como el de succionar desde tanques que tienen líneas de succión muy largas.



**Figura 5.** Curvas características de una bomba centrífuga (McNaughton, 1990).

### 2.6.3 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 del recipiente desde el cual succiona la bomba (para los casos donde no se dispone de la válvula de seguridad, será definida por la presión de diseño del recipiente), 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, se debe utilizar el “alto nivel de líquido” de diseño para el recipiente.

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

máxima de succión ocurre cuando el flujo a través de la bomba es cero, con la válvula en la descarga cerrada (PDVSA, 1996).

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

$$P_{1\max} = P_{0\max}(\text{recipiente}) + \frac{\rho \times g \times \Delta H_{\max}}{F_4 \times g_c} \quad (\text{Ec. 2.24})$$

Donde:	Unidades internacionales	Unidades inglesas
$P_{1\max}$ : presión máxima de succión de la bomba	kPa	psia
$P_{0\max}$ : presión de operación máxima del recipiente de succión	kPa	psia
$\Delta H_{\max}$ : diferencia de altura entre el nivel de liquido alto del recipiente y el nivel de referencia de la bomba	m	pie
$g$ : aceleración de la gravedad	$\text{m/s}^2$	$\text{pie/s}^2$
$g_c$ : constante dimensional	$1 \times 10^3$	32,174
$\rho$ : densidad	$\text{kg/m}^3$	$\text{lb/pie}^3$
$F_4$ : factor que depende de las unidades usadas	1	144

#### 2.6.4 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 perdidas dinámicas del circuito

(fricción + aceleración cuando no sean despreciables) y la caída de presión de la válvula de control (PDVSA, 1996).

La presión de descarga se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$P_2 = P_0(\text{recipiente}) + \frac{\rho \times g}{F_4 \times g_c} \times (\Delta H + H_f) \quad (\text{Ec. 2.25})$$

Donde:	Unidades internacionales	Unidades inglesas
$P_2$ : presión de descarga	kPa	psia
$P_0$ : presión de operación del recipiente de descarga	kPa	psia
$\Delta H$ : diferencia de altura entre el nivel de líquido alto del recipiente y el nivel de referencia de la bomba	m	pie
$H_f$ : pérdidas por fricción en el tramo de descarga	m	pie
$g$ : aceleración de la gravedad	$m/s^2$	$pie/s^2$
$g_c$ : constante dimensional	$1 \times 10^3$	32,174
	$kg/(kPa \cdot m \cdot s^2)$	$(lb \cdot pie)/(lbf \cdot s^2)$
$\rho$ : densidad	$kg/m^3$	$lb/pie^3$
$F_4$ : factor que depende de las unidades usadas	1	144

### 2.6.5 Presión Máxima de Descarga

Es la máxima presión de succión posible a ser encontrada, más la presión diferencial máxima que la bomba es capaz de desarrollar cuando se opera a la condición especificada de velocidad, gravedad específica, y temperatura de bombeo con el impulsor suministrado.

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 ocurre 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 flujos en unidades de cabezal líquido. 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. Esto tiende a ocurrir con bombas de caudal alto de flujo debido a las características de impulsores de alta velocidad específica que se utilizan (PDVSA, 1996).

$$P_{2max} = P_{1max} + 1,2 \times (P_2 - P_1) \quad (\text{Ec. 2.26})$$

Donde:	Unidades internacionales	Unidades inglesas
$P_{2max}$ : presión máxima de descarga de la bomba	kPa	psia
$P_{1max}$ : presión máxima de succión de la bomba	kPa	psia
$P_2$ : presión normal de descarga	kPa	psia
$P_1$ : presión normal de succión	kPa	psia

### 2.6.6 Cabezal de la Bomba

Es la cantidad de energía que la bomba debe ser capaz de suministrar a cada unidad de masa del líquido. Por conversión en presión se define como requerimiento de cabezal porque las unidades de energía de entrada son equivalentes a las de una columna de líquido.



El cálculo de energía que requiere el fluido, se desarrolla por medio de la ecuación de Bernoulli (McNaughton, 1990):

$$H_{sist} = F_4 \times \frac{g_c}{g} \times \left( \frac{P_2}{\rho_2} - \frac{P_1}{\rho_1} \right) + (z_2 - z_1) + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \times g} + H_{ftotal} \quad (\text{Ec. 2. 27})$$

Donde:

	Unidades internacionales	Unidades inglesas
$H_{sist}$ : cabezal total	m	pie
$H_{ftotal}$ : perdidas por fricción totales del sistema	m	pie
$P_2, P_1$ : presión en el punto 2 y el punto 1, respectivamente	kPa	psia
$v_2$ y $v_1$ : velocidad en el punto 2 y el punto1, respectivamente	pie/s	pie/s
$z_2, z_1$ : altura en el punto 2 y el punto1, respectivamente	m	pie
$g$ : aceleración de la gravedad	m/s <sup>2</sup>	pie/s <sup>2</sup>
$g_c$ : constante dimensional	1x10 <sup>3</sup> kg/(kPa.m.s <sup>2</sup> )	32,174 (lb.pie)/(lbf.s <sup>2</sup> )
$\rho$ : densidad	kg/m <sup>3</sup>	lb/pie <sup>3</sup>
$F_4$ : factor que depende de las unidades usadas	1	144

### 2.6.7 Cabezal Neto de Succión Positiva (NPSH)

La fuerza tendiente a eliminar la cavitación es el margen por el que la presión estática local del líquido excede la presión de vapor del líquido a la temperatura en cuestión. Cuando es convertido en términos de cabezal de líquido, este margen de presión es definido como el cabezal

neto de succión positiva, comúnmente denominado NPSH (PDVSA, 1997).

### 2.6.7.1 Cabezal Neto de Succión Positiva Disponibles (NSPHd)

Se define como 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 del líquido bombeado. El  $NPSH_D$  resulta de las condiciones existentes en la fuente de donde proviene el líquido y de los cambios de presión y temperatura a lo largo de la línea de succión. Cuando se selecciona un modelo específico de bomba y se diseña su base, el NPSH disponible se puede corregir al valor existente según la ubicación real de la línea central de la bomba o de la brida de succión, para establecer la comparación con los requerimientos de NPSH de la bomba particular.

El cálculo de  $NPSH_d$  requiere la determinación de la presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo, y una cuidadosa estimación de la presión de succión existente al nivel de referencia de la bomba. La expresión matemática para el  $NPSH_D$  es (PDVSA, 1997):

$$NPSH_{d\min} = \frac{F_4 \times g_c}{\rho \times g} \times (P_0 - P_v) + \Delta Z - H_f \quad (\text{Ec. 2. 28})$$

Donde:	Unidades internacionales	Unidades inglesas
$NPSH_{d\min}$ cabezal de succión positiva neta disponible	m	pie
$P_0$ : presión del recipiente de succión	kPa	psia
$P_v$ : presión de vapor del líquido	kPa	psia
$\rho$ : densidad del fluido	pie/s	pie/s
$g$ : aceleración de la gravedad	m/s <sup>2</sup>	pie/s <sup>2</sup>

$g_c$ : constante dimensional	$1 \times 10^3$ kg/(kPa.m.s <sup>2</sup> )	32,174 (lb.pie)/(lbf.s <sup>2</sup> )
$F_4$ : factor que depende de las unidades usadas	1	144
$\Delta Z$ : diferencia de elevación mínima entre el líquido del recipiente y el eje central de la bomba	m	pie
$H_f$ : pérdidas por fricción	m	pie

### 2.6.7.2 Cabezal Neto de Succión Positiva Requerido (NSPHr)

Se refiere al NPSH que se requiere en la brida de entrada de la bomba, o en la línea central del impulsor, según haya sido señalado por el constructor, para una operación satisfactoria a las condiciones nominales especificadas. Éste representa el cabezal necesario para que el líquido fluya sin vaporizarse desde la entrada de la bomba a un punto en el ojo del impulsor donde los álabes comienzan a impartir energía al líquido. Ésta es una característica individual de cada bomba y está determinada por la prueba del suplidor. Es una función del diseño del impulsor, el cuerpo de la bomba y la velocidad empleada (PDVSA, 1990).

### 2.6.8 Requerimientos de Energía

Los requerimientos de energía de una bomba se calculan como sigue (PDVSA, 1996):

La potencia hidráulica está definida como la potencia desarrollada por la bomba para un determinado servicio.

$$PH = \frac{Q \times \rho \times H}{F_7} \times \frac{g}{g_c} \quad (\text{Ec. 2.29})$$

Donde:	Unidades internacionales	Unidades inglesas
PH= potencia hidráulica	kW	HP
Q= flujo volumétrico	m <sup>3</sup> /s	gpm
H= cabezal	m	pie
g= aceleración de la gravedad	m/s <sup>2</sup>	pie/s <sup>2</sup>
g <sub>c</sub> = constante adimensional	1x10 <sup>3</sup>	32,174
ρ = densidad	kg/m <sup>3</sup>	lb/pie <sup>3</sup>
F <sub>7</sub> = factor que depende de las unidades usadas	1x10 <sup>3</sup>	246.873

Por otra parte se tiene la potencia al freno, la cual generalmente es suministrada por el fabricante en las curvas características de las bombas, se obtiene mediante la siguiente ecuación:

$$PF = \frac{PH}{E_o} \quad (\text{Ec. 2.30})$$

Donde:	Unidades internacionales	Unidades inglesas
PF= potencia de freno	kW	HP
PH= potencia hidráulica	m <sup>3</sup>	pie <sup>3</sup>
E <sub>o</sub> = eficiencia global, incluyendo pérdidas hidráulicas y mecánicas		

### 2.6.9 Eficiencia

La eficiencia global de la bomba incluye dos categorías de pérdida: hidráulica y mecánica. Las pérdidas mecánicas son causadas por la fricción en los cojinetes y en el sello del eje y son muy pequeñas con respecto a las pérdidas hidráulicas. Las pérdidas hidráulicas son causadas por turbulencia, fricción del revestimiento y del disco, y

deslizamiento o fugas internas desde la zona de descarga de la bomba hacia la zona de succión.

Las pérdidas hidráulicas son una parte tan grande de las pérdidas totales que las eficiencias hidráulica y global se pueden intercambiar para propósitos de diseño de servicio de bombas (PDVSA, 1996).

### 2.6.10 Flujo Mínimo de Bombeo

Las bombas deben ser diseñadas para un flujo mínimo determinado para evitar el fenómeno de la cavitación, recalentamiento del fluido bombeado y otras consecuencias derivadas de la operación por debajo del mencionado parámetro. Éste se determina por medio de un criterio de diseño gráfico donde se relaciona la velocidad específica de succión de una bomba con los requerimientos de energía (potencia al freno, potencia hidráulica y eficiencia).

El método se desarrolla de la siguiente manera:

En la hoja de especificaciones de la bomba aparecen registrados sus valores de diseño, dentro de los cuales se encuentran la altura neta de succión positiva requerida y la disponible. Con estos valores se determina la relación (Osorio, 2001):

$$\text{Chart} = \frac{\text{NPSH}_{d\text{minu}}}{\text{NPSH}_r} \quad (\text{Ec. 2.31})$$

Donde:

Chart: relación entre los cabezales netos de succión en el punto de mejor eficiencia de la bomba, BEP (adimensional).

Con este valor se corta la figura 2.4, correspondiente a hidrocarburos y se lee el valor de la constante  $K_M$  con la cual se determina el flujo mínimo usando la siguiente ecuación (Osorio, 2001):

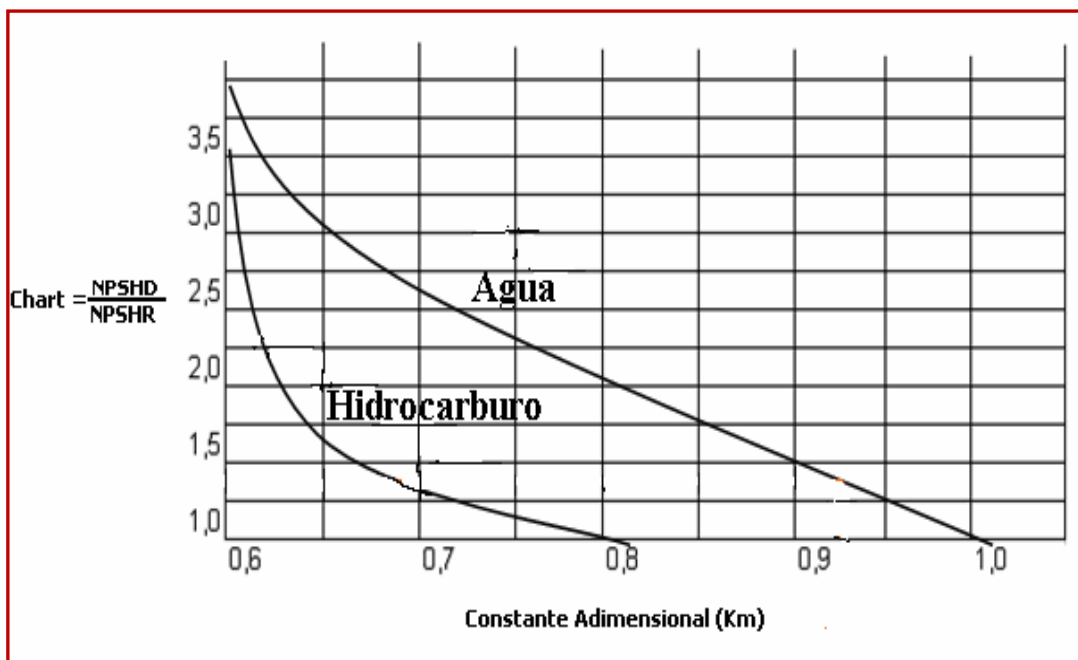
$$F_{\min} = K_M \times BEP \times Q \quad (\text{Ec. 2.32})$$

Donde:	Unidades internacionales	Unidades inglesas
$F_{\min}$ = flujo mínimo	$\text{dm}^3/\text{s}$	gpm
BEP= fracción del flujo de diseño o de mayor eficiencia		
Q= flujo de diseño o de mejor eficiencia	$\text{dm}^3/\text{s}$	gpm

Para determinar el porcentaje de flujo de mayor eficiencia se usa la figura 2.5, para la cual se hace necesario el cálculo de la velocidad específica de succión (NSS) por (Karassik, 2001):

$$NSS = \frac{N \times Q^{1/2}}{NPSH_r^{0,75}} \quad (\text{Ec. 2.33})$$

Donde:	Unidades
NSS= velocidad específica de succión	rpm
N= velocidad de rotación	rpm
Q= flujo máximo según especificaciones de la bomba	gpm
$H_r$ = cabezal neto de succión positivo requerido para la capacidad máxima de eficiencia	pie

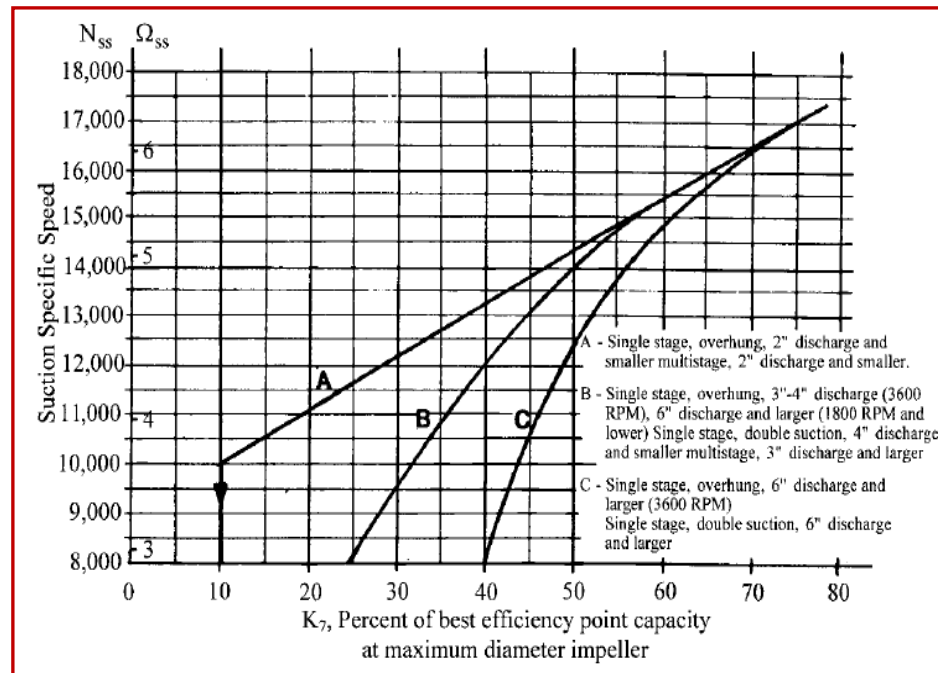


**Figura 6.** Relación (Chart) en función de la constante  $KM$  (Karassik, 2001).

## 2.7 Líneas de Procesos

En las industrias de refinación los fluidos son sometidos a numerosos procesos y operaciones químicas y físicas, las cuales permiten la separación u obtención de los distintos productos deseados. Las tuberías de sección circular son el medio de transporte más frecuente, debido a que esta forma ofrece no solo mayor resistencia estructural sino también permite el flujo de fluidos de un lugar a otro en forma continua o discontinua, sin producir algún impacto sobre el ambiente.

El diseño, la fabricación y la construcción de sistemas de tuberías están regulados por códigos, de acuerdo a su uso; entre los principales códigos aplicables a tuberías de crudos y sus derivados en la industria petrolera están las normas ASME/ANSI B16.5 y B31.3.



**Figura 7.** Flujo mínimo continuo para bombas de proceso (Karassik, 2001).

### 2.7.1 Presión Máxima

La presión máxima a través de líneas de tuberías es considerada como la máxima de diseño del accesorio crítico de la línea (brida) o accesorio bridado, relacionando la clasificación (rating) o clase (class) de la tubería y la temperatura de operación, mediante la norma ANSI B16.5. En la tabla 2.2 se presentan las presiones máximas para accesorios de acero al carbón.

### 2.7.2 Velocidad de Erosión

Cuando se diseña una tubería se debe tener en cuenta la velocidad 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 debe estar enterado de las condiciones siguientes que pueden



incrementar la erosión e imponer límites de velocidad en el diseño (PDVSA, 1996):

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

**Tabla 2.** Presión máxima para accesorios de acero al carbón (ASME ANSI B16.5, 1996).

WORKING PRESSURES BY CLASSES, psig							
Class Temp., °F	150	300	400	600	900	1500	2500
-20 to 100	285	740	990	1480	2220	3705	6170
200	260	675	900	1350	2025	3375	5625
300	230	655	875	1315	1970	3280	5470
400	200	635	845	1270	1900	3170	5280
500	170	600	800	1200	1795	2995	4990
600	140	550	730	1095	1640	2735	4560
650	125	535	715	1075	1610	2685	4475
700	110	535	710	1065	1600	2665	4440
750	95	505	670	1010	1510	2520	4200
800	80	410	550	825	1235	2060	3430
850	65	270	355	535	805	1340	2230
900	50	170	230	345	515	860	1430
950	35	105	140	205	310	515	860
1000	20	50	70	105	155	260	430

La velocidad límite de erosión, es el parámetro inicial utilizado en el área industrial para establecer las condiciones máximas de flujo en una línea de proceso. En la figura 2.6 se muestran las velocidades de erosión en función de la densidad del fluido, tanto para flujos continuos como intermitentes describiéndose para cada caso una ecuación característica (PDVSA, 1996):

$$V_{\text{erosión}} = \frac{160}{\sqrt{\rho}} \quad (\text{Ec. 2.34})$$

La velocidad de servicio intermitente:

$$V_{\text{erosión}} = \frac{125}{\sqrt{\rho}} \quad (\text{Ec. 2.35})$$

La velocidad de servicio continuo:

$$V_{\text{erosión}} = \frac{100}{\sqrt{\rho}} \quad (\text{Ec. 2.36})$$

Donde:	Unidades
$V_{\text{erosión}}$ = velocidad de erosión	pie/s
$\rho$ = densidad	lb/pie <sup>3</sup>

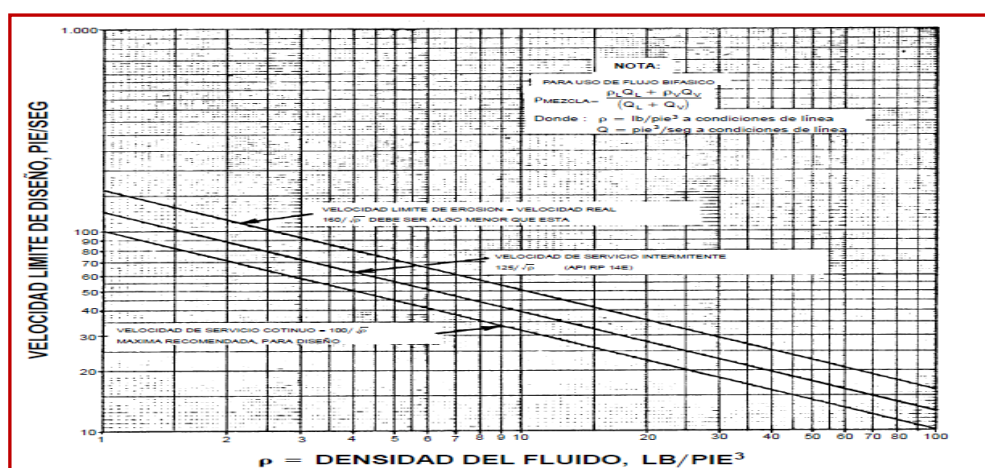


Figura 8. Velocidad límite de diseño vs densidad del fluido (Osorio, 2001).

## **2.8 Tanques Atmosféricos para Almacenamiento de Hidrocarburos**

Los tanques de almacenamiento atmosféricos son de gran importancia para la industria petrolera, porque ellos forman parte fundamental en los procesos de producción y transporte de crudos y sus derivados, y son de interés estratégico, ya que permiten definir la flexibilidad operacional de los procesos. Estos tanques son diseñados de acuerdo a la norma API-650 y pueden ser de techo fijo o flotante, dependiendo la selección, de uno u otro, de la presión de vapor y el punto de inflamación de los productos a ser almacenados, tomando como aspectos fundamentales la emisión de mermas y la seguridad contra incendios.

### **2.8.1 Tipos de Tanques Atmosféricos**

De acuerdo al tipo de construcción del techo del tanque, estos pueden dividirse en: tanques de techo fijo, tanques de techo flotante, tanques de techo fijo con cubierta interna flotante y los tanques con domo geodésico de aluminio con cubierta interna flotante. Dependiendo de la volatilidad del hidrocarburo almacenado, cada tipo presentan ventajas y desventajas desde el punto de vista operacional, económico y de seguridad.

Los tanques de techo fijo se caracterizan por poseer un techo cónico fijo el cual descansa sobre soportes internos y en el mismo borde de la coraza del tanque. Estos tanques no son recomendables actualmente para el almacenaje de hidrocarburos debido a las altas pérdidas por evaporación que se generan a consecuencia de las operaciones de parada, vaciado y llenado del tanque.

Los tanques de techo flotante (ya sean internos o externos) poseen un techo móvil el cual descansa en la superficie del líquido almacenado

impidiendo de esta forma la formación de vapores en la superficie de la misma. Están equipados con unos sellos entre el borde del techo y la coraza interna del tanque a fin de minimizar las pérdidas por evaporación y el riesgo de incendio (American Petroleum Institute, 1997).

### **2.8.2 Regulaciones Ambientales para Tanques de Almacenamiento**

Debido a la contaminación ambiental ocasionada por las pérdidas por evaporación en los tanques de almacenamiento, la Ley Penal de Ambiente según el decreto N° 638, establece que las empresas que utilicen compuestos orgánicos volátiles, incluyendo solventes de presión de vapor mayor de 76 mm Hg a 25°C, que posean tanques de capacidad superior a 150 m<sup>3</sup> para almacenar estos compuestos, deberán adoptar las siguientes medidas (Ley penal de ambiente, 1995):

- Si la presión de vapor es menor o igual a 76 mm Hg, el tanque de almacenamiento estará equipado con un respiradero de conservación.
  
- Entre 77 y 570 mm Hg, estarán equipados con un techo flotante.
  
- Para presiones mayores de 570 mm Hg, contarán con un sistema de recuperación de vapor.

## **CAPITULO III**

### **DESARROLLO DEL TRABAJO**

#### **3.1 Estudio de los Equipos y Procesos Asociados a los Sistema de Naftas y Gasolinas, Manejados en Las Áreas de Guaraguao, el Chaure y Terminal Marino**

##### **3.1.1 Estudio de los Equipos Asociados al Sistema**

Para poder llevar a cabo esta fase se delimitaron los equipos pertenecientes al sistema para luego recolectar los datos de diseño “data sheet”, sus curvas operacionales y datos operacionales. Entre los equipos a estudiar están:

##### **3.1.1.1 Bombas**

Se obtuvo información referente a los sistemas de bombeos de las áreas, teniéndose que para el área de Guaraguao existen tres bombas para la transferencia interna de producto, ocho para succión de los compuestos del mezclador de gasolinas y dos para descarga de la mezcla de gasolina hacia los tanques correspondientes, y en el área de El Chaure se encuentran dos bombas las cuales sirven para enviar producto a Guaraguao y muelle. En la tabla 3.1 se observan algunas características operacionales de las bombas y en el anexo B.1 se muestran las especificaciones de diseño referente a las bombas con las que se va a trabajar.

**Tabla 3.** Características de operación de las bombas.

Bomba	Ubicación	Caudal (bbl/h)	Temperatura de operación	NPSH <sub>r</sub> (pies)
GA-1-10/1S-10/2-10	Fosa de bombas (Guaraguao)	2.500-3.500	90 °F	14
G-2823 A/B	Succión del mezclador de gasolina (Guaraguao)	1.200-2.200		18
G-2821 A/B		800-2.200		15
G-2824		900-1.200		12
G-2826		450-1.650		10
G-2832		450-1.650		10
G-2833		600-1.650		12
G-2834 A/B	Descarga del mezclador de gasolinas (Guaraguao)	2.500/5.000		26
P-1M/2M	Múltiple norte (El Chaure)	3.500-4.100		21

### 3.1.1.2 Líneas de Proceso

Las líneas a estudiar fueron las relacionadas a la succión y descargas de las bombas. El área de Guaraguao cuenta con el mayor número de líneas debido a la cantidad de componentes con los que se trabajan. En la figura 3.1 se puede observar las líneas de succión y descarga de la fosa de bombas de Guaraguao, y en las figuras 3.2 y 3.3 las líneas referentes a la succión y descarga del mezclador de gasolinas, así como también se pueden identificar los tanques desde los cuales se succionan y descargan cada componente, y los nuevos tramos de tubería.

Para El Chaure sólo se tomó en cuenta las líneas: nafta El Chaure que se conecta en muelle #3 con la línea que envía reformado desde Guaraguao, las succiones de las bombas del múltiple norte desde cada tanque y la descarga a muelle #6 por la cual se envía el reformado. En la figura 3.4 se pueden observar las líneas mencionadas.

El sistema de naftas y gasolinas en el área del Terminal Marino solo comprende las líneas de recibo y despacho de los compuestos; todas están vienen desde Guaraguao hasta muelle #3 y desde el múltiple norte hasta muelle #3 y 6, siendo estas observadas en las figuras 3.1 y 3.4.

De todas las líneas se recolectó la información referente a las características de diseño de las tuberías con la ayuda de los diagramas de instrumentación, isométricos, planos de planta y recorridos de las áreas. En la tabla 3.2 se puede observar la información recolectada en el caso de los tramos de succión tanto de las bombas de la fosa de bombas como las del mezclador de gasolinas para la transferencia de DPN desde los tanques 56x11 y 80x21; el resto de las tablas para las succiones y descarga de los distintos producto se pueden observar en el anexo B.2.

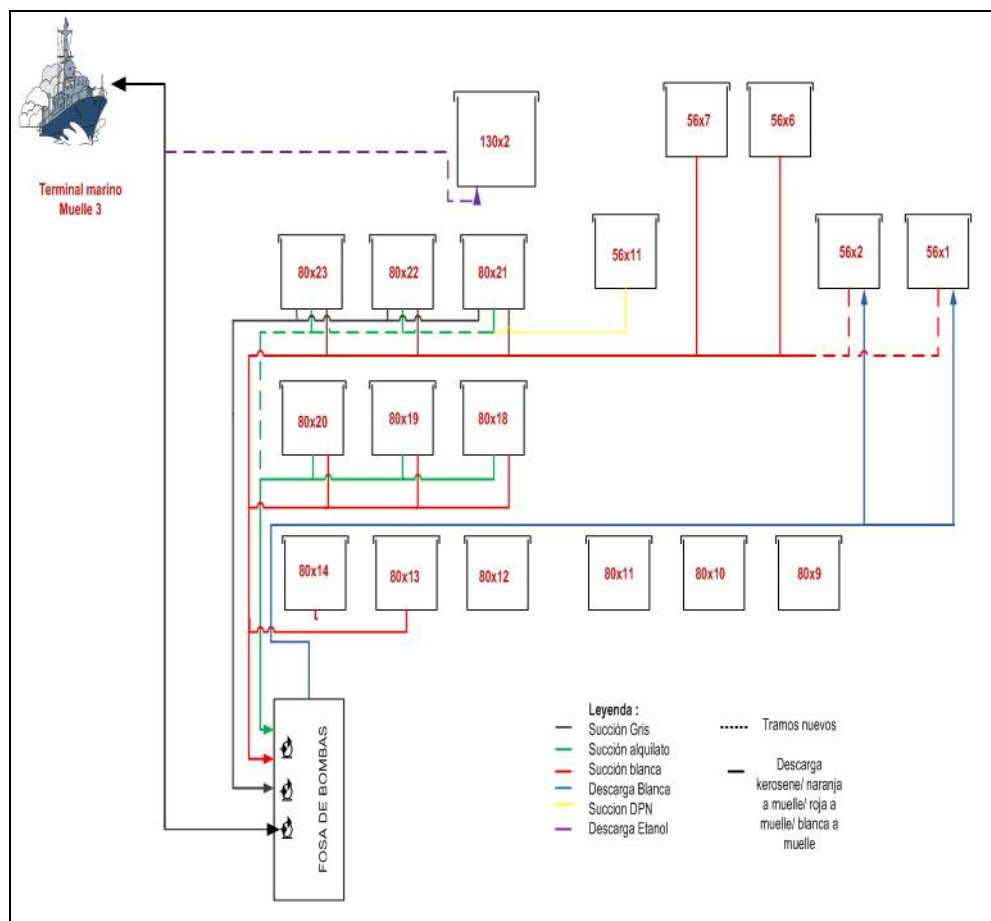
### **3.1.1.3 Tanques**

El sistema cuenta con un total de treinta y dos tanques, entre las áreas de Guaraguao y el Chaure, de los cuales tres pertenecían anteriormente a otro sistema, diez manejan un compuesto diferente y el resto permanece igual.

En la tabla 3.3 se pueden observar los datos referentes a las características de diseños de los tanques, alarmas de nivel, cota en pies con respecto al nivel del mar, entre otras características operacionales, además se señalan los cambios de servicios realizados, y en el anexo B.3 se muestra para el resto de los tanques. Todos estos datos son necesarios para la determinación de los valores máximos, normales y mínimos de operación.

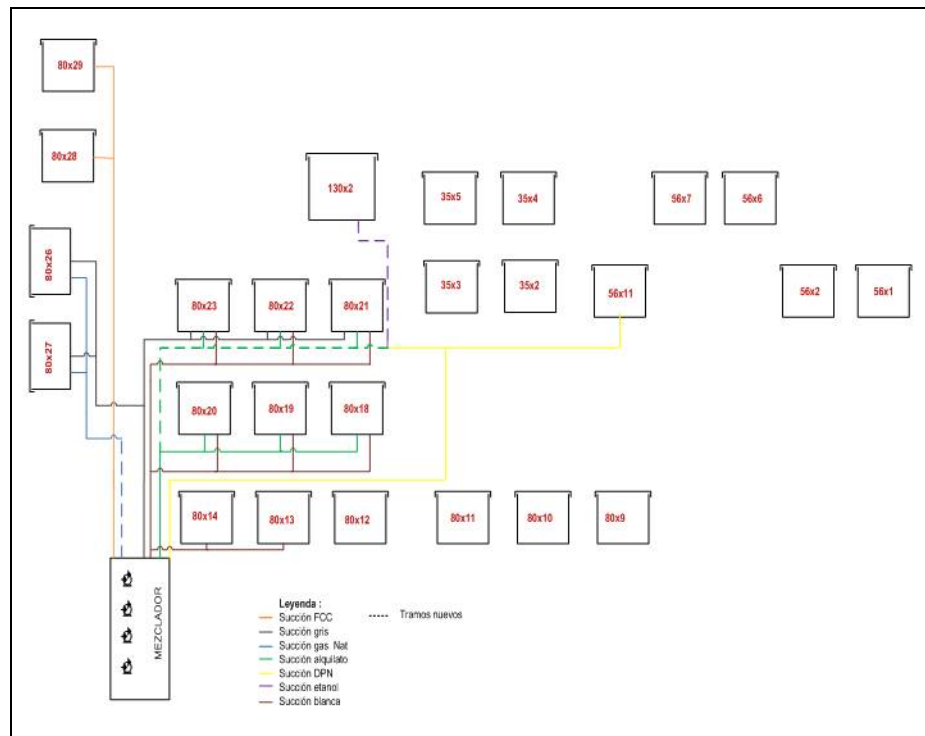
### 3.1.1.4 Mezclador de Gasolina

Una vez succionados los compuestos para la mezcla de gasolinas, las bombas los descargan hacia el cabezal de mezclado pasando previamente por un filtro y una válvula de control por medio de la cual se regula el flujo dependiendo del tipo y la cantidad de gasolina a preparar. A partir de las bombas que descargan al mezclador se pudieron obtener valores de flujos operacionales y otros datos por medio de los planos, pero no se pudo conseguir la hoja de especificaciones de diseño del mezclador estático de gasolina.

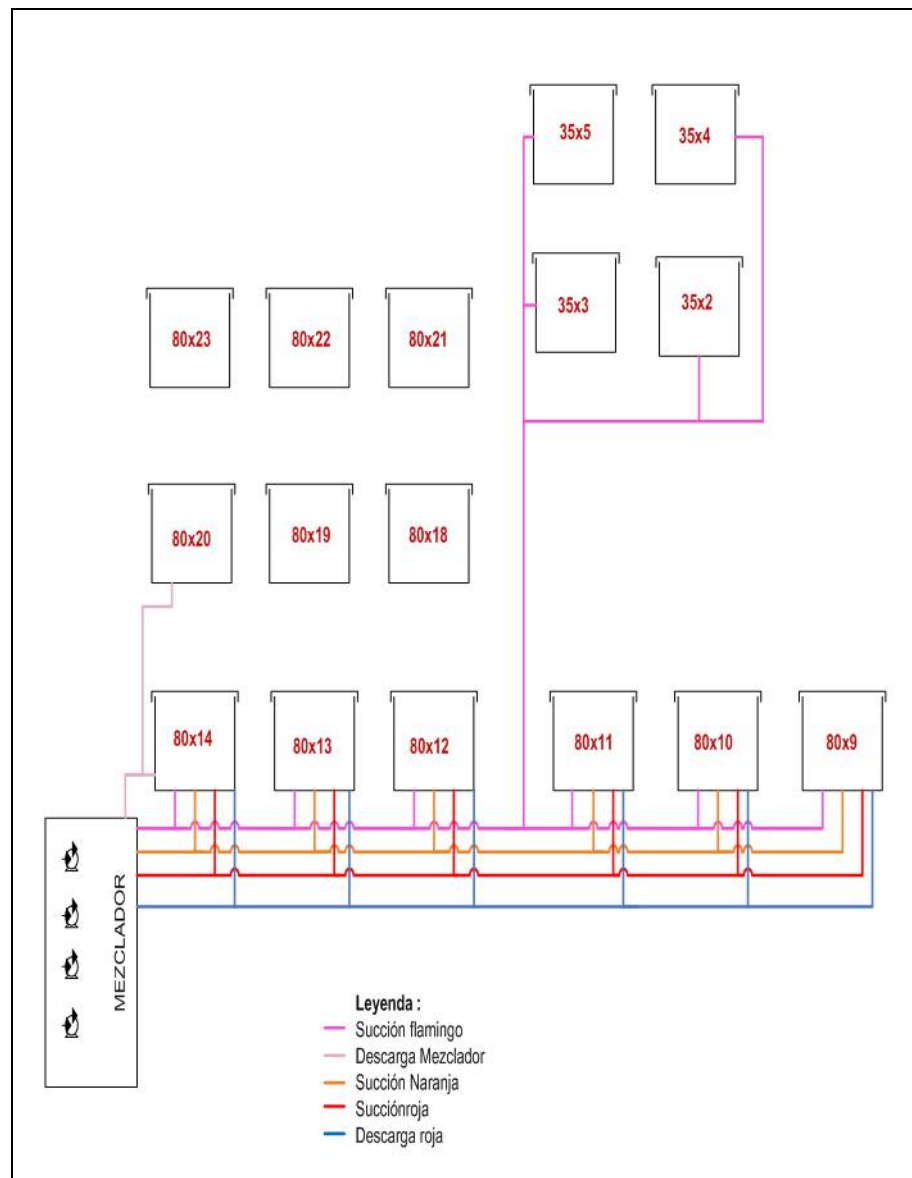


**Figura 9.** Líneas de succión y descarga de la fosa de bombas área de Guaraguao.

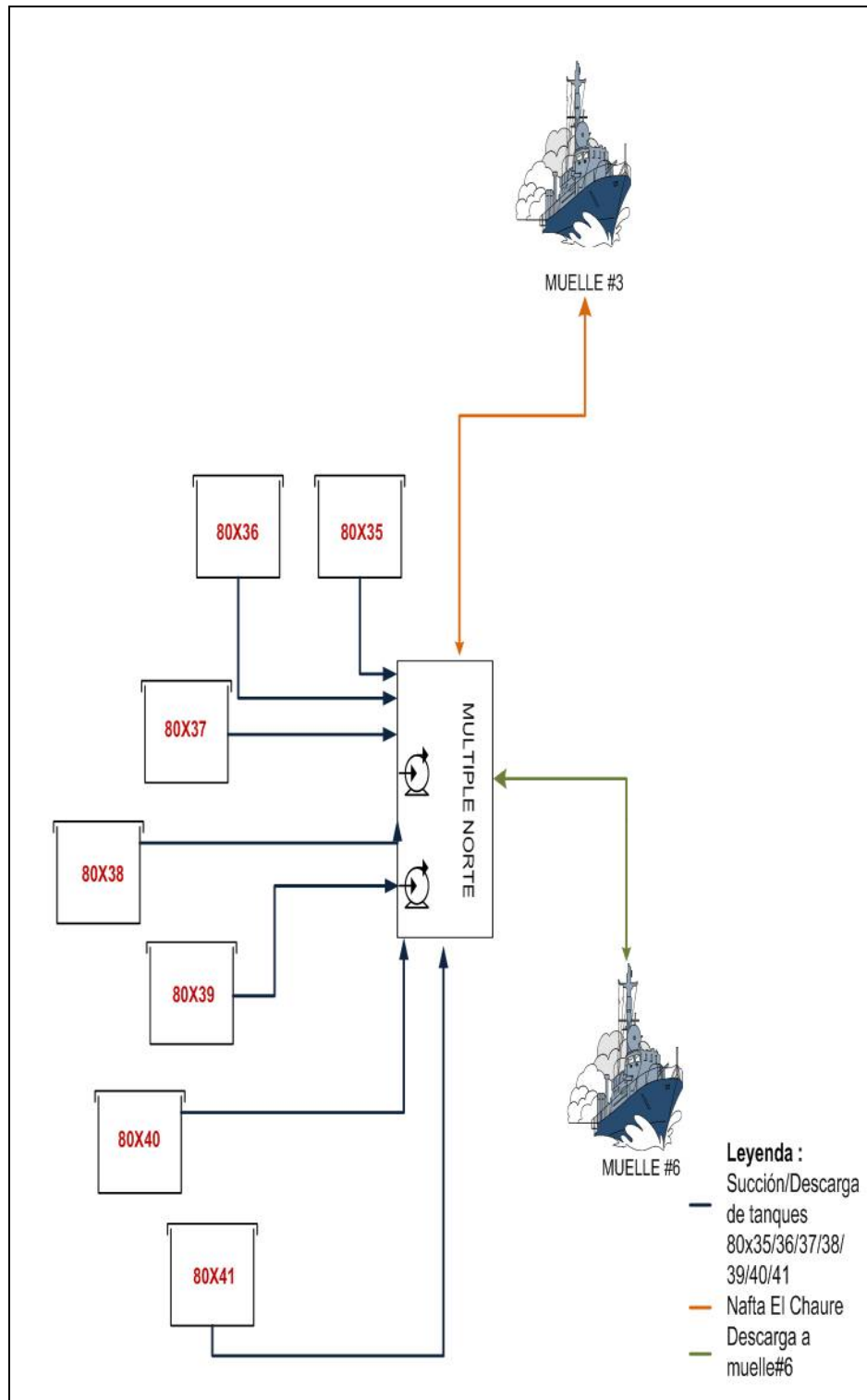




**Figura 10.** Líneas de succión del mezclador de gasolina del área de Guaragua.



**Figura 11.** Líneas de descarga del mezclador de gasolina del área de Guaragua.



**Figura 12.** Líneas de succión y descarga del múltiple norte de El Chaure.

**Tabla 4.** Características de las líneas de succión para la transferencia de DPN.

Tramos desde tanque 56x11/80x21 hasta las bombas GA-1-10/1S-10/2-10							
Tramo	LINEA	DESDE	HASTA	DIAMETRO (pulg)	LONGITUD (m)	LONGITUD (pie)	ACCESORIOS
1	Succ. DPN	Tanque 56x11	Tanque 80x21	16	263	863	Codo 90°: 4
							Válvula compuerta: 3
							T desviada: 2
							T directa: 1
2	Succ. Alquilato	Tanque 80x21	Bombas GA-1-10/ GA-1S-10/ GA-2-10	16	580	1.902	Codo 90°: 10
							Válvula compuerta: 5
							T desviada: 4
							T directa: 4
Tramos desde tanque 56x11 hasta las bombas del mezclador de gasolinas							
Tramo	LINEA	DESDE	HASTA	DIAMETRO (pulg)	LONGITUD (m)	LONGITUD (pie)	ACCESORIOS
1	Succ. DPN	Tanque 56x11	Esquina tanque 35x4	16	212	695	Codo 90°: 4
							Válvula compuerta: 4
							T desviada: 2
							Reducción 16"x10"
2	Succ. DPN	Esquina tanque 35x4	Frente al Tanque 80x19	10	532	1.745	Codo 90°: 12
							Codo 45°: 1
							Válvula compuerta: 3
							T desviada: 3
							T directa: 1
							Expansión: 10"x16"
3	Succ. DPN	Frente al Tanque 80x19	Esquina tanque 80x14	16	580	1.902	Codo 90°: 10
							Válvula compuerta: 5
							T desviada: 4
							T directa: 4
							Reducción: 16"x14"
4	Succ. DPN	Esquina tanque 80x14	Bombas del mezclador	14	67	220	Codo 90°: 8
							Válvula compuerta: 1
							T desviada: 1
							T directa: 1

**Tabla 5.** Características de diseño y operación de los tanques.

Tk	Área	Serv. anterior	Serv. actual	Cota (pies)	Tipo de tech	Dimensiones (pies)		Nivel de operación (pies)		Cap. Nominal (Mbbbl)	Alarmas (pies)	
						H	Di	Máx.	Mín.		A-A	B-B
80x14	Gua	GSP	G-95	52	F	40	120	36	3	80	37	5
80x13	Gua	G. Pop	G-95	53	F	40	120	36	3	80	37	5
80x12	Gua	G. Pop	G-95	49	F	40	120	36	3	80	37	4
80x11	Gua	G. Opt	DPN	52	D	40	120	36	3	80	37	4
80x10	Gua	G. Opt	G-91	53	F	40	120	36	3	80	37	4
80x9	Gua	G. Opt	G-91	54	F	40	120	36	3	80	37	4
80x20	Gua	GSP	DPN	56	F	40	120	36	6	80	37	4
80x19	Gua	RTB	RTB	56	F	40	120	36	3	80	37	5
80x18	Gua	Alquilato	Alquilato	57	F	40	120	36	3	80	37	4
80x23	Gua	FCC	Reformado	61	F	40	120	36	3	80	37	4
80x22	Gua	FCC	Reformado/ Alquilato	62	F	40	120	36	3	80	37	4

80x 21	Gua	Alquilato	DPN	65	F	40	120	36	3	80	37	4
-----------	-----	-----------	-----	----	---	----	-----	----	---	----	----	---

Leyenda:            Tk: tanque                    H: altura                    Di: diámetro  
                           F: flotante                    C: cónico                    D: domo geodésico  
                           A-A: alarma alto-alto                    B-B: alarma bajo-bajo

### 3.1.2 Estudios de los Procesos Asociados al Sistema

En esta etapa se usó de referencia la actual descripción de procesos y con la ayuda de planos, filosofías operacionales, diagramas de flujo, entre otros, se procedió a la identificación de las modificaciones realizadas al sistema en las distintas áreas operacionales, sabiendo que las principales modificaciones fueron a partir del proyecto VALCOR por la introducción de las nuevas unidades de procesos.

#### 3.1.2.1 Modificaciones del Sistema en el Área de Guaraguao

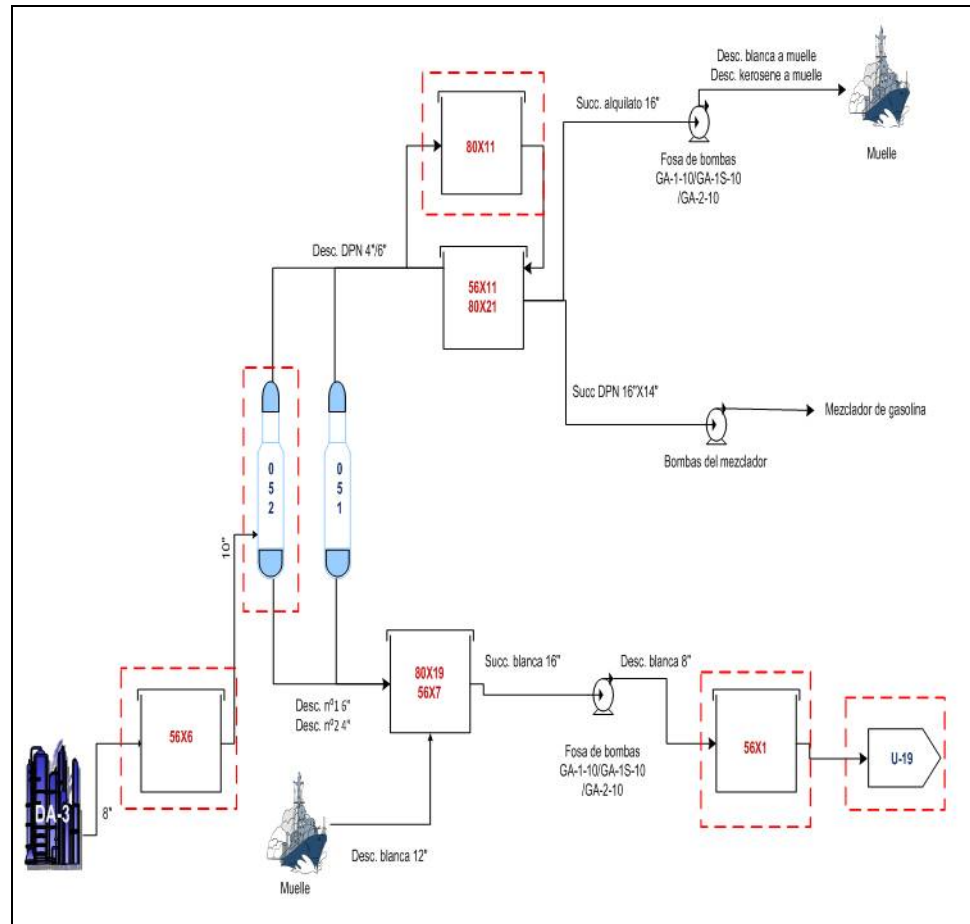
La unidad 03 de redestilación de nafta sólo tenía la torre de fraccionamiento 051, actualmente también se encuentra operando la torre 052 la cual es alimentada con las naftas producidas por la DA-3 desde el tanque 56x6, dicho tanque pertenecía al sistema pero manejaba RTB y fue modificado para poder recibir las naftas SR-3.

Con la incorporación de esta nueva torre crece el inventario de DPN y RTB. La descarga de DPN era realizada por una línea de 4" a la cual se le sumo una línea de descarga DPN 6" hacia los tanques de almacenamiento 56x11, 80x21 y 80x11. Este último anteriormente era usado para la preparación de gasolinas. Para la succión de este producto hacia el mezclador de gasolina o transferencia hacia muelle se continúan usando la succión alquilato 16", existiendo la posibilidad de usar la

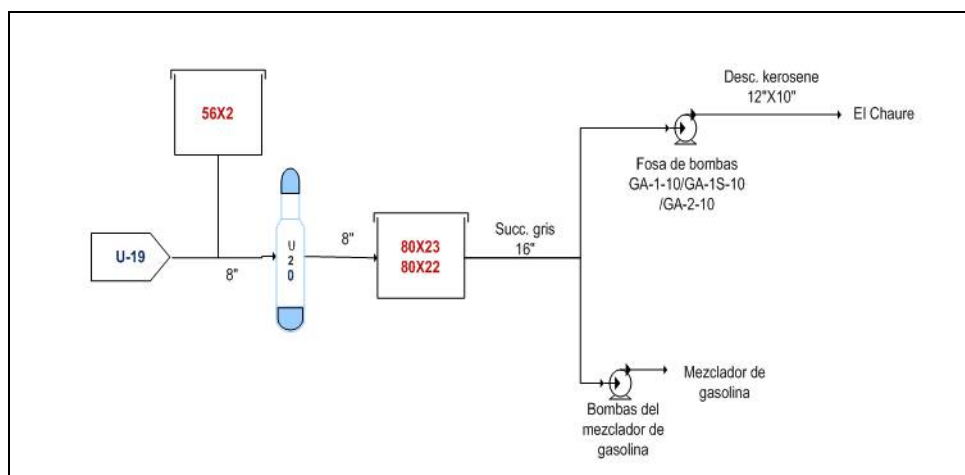
succión DPN 16"x14" para el mezclador de gasolina. Para ambos casos sólo se succionan los tanques 80x21 y 56x11, a medida que éstos son succionados se gravita el DPN desde el 80x11 hacia ellos de manera de poder completar la carga del producto.

A pesar del aumento del inventario de RTB causado por la nueva torre de redestilación también se recibe una nafta pesada foránea debido a que con la incorporación de las unidades de hidrotreatmento de naftas (NHT, U-19) y reformación catalítica continua (CCR, U-20) la necesidad de RTB aumentó, siendo este producto usado anteriormente para el mezclado de gasolinas y enviado vía cabotaje, actualmente sólo es usado para alimentar la planta NHT. A este sistema se le agregaron dos tanques el 56x7 y 56x1, de donde el 80x19 (ya perteneciente al sistema) recibe el RTB y la nafta pesada desde muelle y lo envía por gravedad al 56x7, donde se almacena el producto, luego a través de la succión blanca de 16" y la descarga blanca de 8" y usando las bombas de la fosa de bombas de Guaraguao (GA-1-10/ 1S-10/ 2-10) se transfiere el producto desde estos tanques hacia el 56x1 el cual alimenta la unidad de NHT como se observa en la figura 3.5, donde se encuentran señaladas equipos y unidades nuevas en el sistema.

La nafta hidrotatada alimenta directamente la unidad CCR, teniendo el tanque 56x2 como respaldo en caso de haber alguna falla. El reformado obtenido de la CCR es descargado por una línea de 8" en los tanques 80x23 y 80x22 donde es almacenado. Este compuesto es succionado a través de la línea de succión gris de 16" hacia el mezclador o hacia las bombas de la fosa de bombas de Guaraguao para transferencia hacia El Chaure por medio de la línea kerosene de 12"x10" hasta muelle #3 donde se conecta con la línea nafta El Chaure de 16". Todo este proceso se muestra en la figura 3.6.



**Figura 13.** Sistema de manejo actual de DPN y RTB.





**Figura 14.** Sistema de manejo de nafta hidrotratada y reformado.

Actualmente también se maneja CAO, el cual es traído vía cabotaje y es recibido por las líneas de descarga naranja y roja de 12"x10" desde muelle #3 o muelle #1 y se conectan en Guaraguao con la descarga etanol de 12" para almacenar en el tanque 130x2, el cual pertenecía a residual y fue modificado con un techo de domo geodésico para poder pertenecer al sistema; adicional a éste, en caso de ser requerido, también se pueden usar el tanque 80X11 y 80x21. El CAO solo es usado para el mezclador de gasolinas de donde es succionado usando el tramo de línea etanol de 12" la cual se conecta con las líneas alquilato, gris o blanca, dependiendo de la disponibilidad de éstas, en caso de necesitar almacenarlo en los otros tanques se transfiere por gravedad desde el 130x2 usando la conexión de la línea etanol de 12" con la alquilato 16" para el 80x21 y en caso del 80x11 desde la alquilato se conecta con la línea de succión flamingo 16".

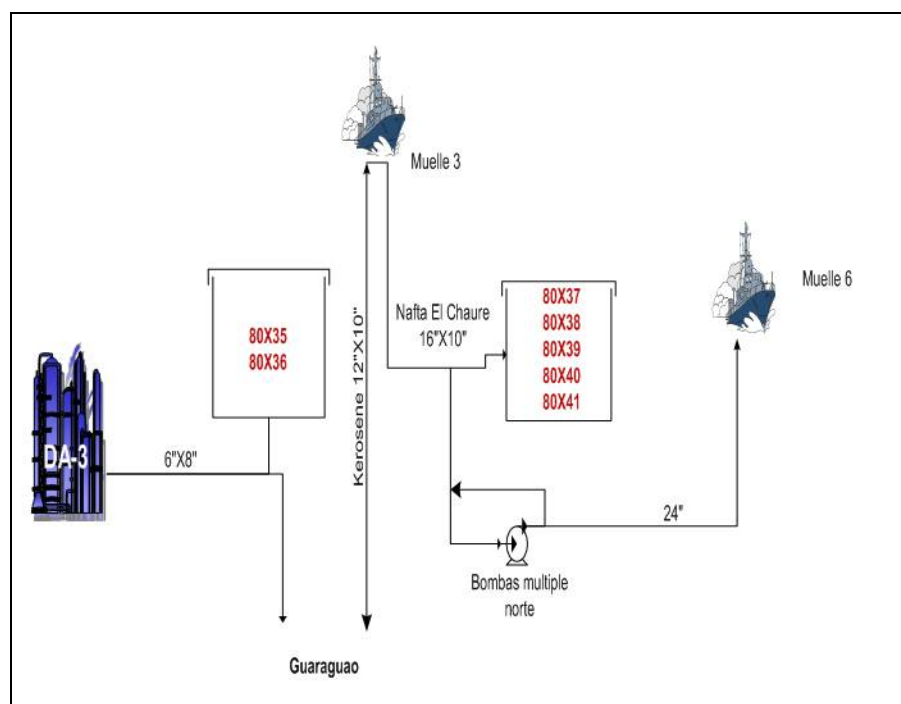
**3.1.2.3 Modificaciones del Sistema en el Área de El Chaure**

En esta área solo se almacenaba la nafta SR-3 pero debido a que ahora se consume más de éste compuesto por la incorporación de la nueva torre de redestilación y a la necesidad de espacios para almacenar el reformado, la mayoría de los tanques ahora son usados para el nuevo producto. El Chaure tiene un total de siete tanques destinados al sistema de naftas y gasolinas, de los cuales dos son para la nafta SR-3 y cinco para reformado.

La nafta SR-3 es descargada por una línea de 6"x8" hacia los tanques 80x35 y 80x36; la misma línea continua hacia Guaraguao.

El reformado es traído desde Guaraguao por la línea kerosene 12"x10" la cual llega hasta el muelle #3 donde se conecta con la línea de nafta El Chaure 16"x10" y está a su vez se conecta en el múltiple norte con las líneas de succión - descarga de los tanques 80x37, 80x38, 80x39, 80x40 y 80x41. Para succionar éstos tanques en caso de que se requiera envío de reformado o SR-3 hasta Guaraguao se usan las bombas ubicadas en el múltiple norte a través de la misma línea de nafta El Chaure. En el caso de despacho a muelle el envío se hace por gravedad debido a la gran altura que presentan estos tanques respecto al nivel del mar, usando la misma línea de nafta El Chaure para muelle #3 y una línea de 24" que descarga hasta muelle #6. Todo este proceso se puede observar en la figura 3.7.

Cabe destacar que todas las líneas usadas ya pertenecían al sistema y la única modificación llevada a cabo fue el cambio de servicio de los tanques 80x37, 80x38, 80x39, 80x40 y 80x41, para el manejo de reformado.



**Figura 15.** Sistema de manejo de nafta SR-3 y reformado en El Chaure.

### **3.2 Establecimiento de los Valores Máximos, Normales y Mínimos de Operación de las Variables del Sistema**

Para poder llevar a cabo esta fase fue necesaria la información recolectada en la etapa anterior sobre las características de diseño y operacionales de los equipos.

En el establecimiento de los valores máximos, normales y mínimos de operación se tomaron los valores de diseño correspondientes a las variables de control de proceso (flujo, temperatura, presión, nivel, NPSH), de acuerdo a la aplicación de cada equipo, las cuales, forman parte de la información requerida para la elaboración de las tablas de límites de operación segura.

A continuación se desarrollan los pasos seguidos para la determinación de los valores de operación.

#### **3.2.1 Propiedades Físicas**

Para poder realizar los cálculos hidráulicos del sistema fue necesaria la determinación de las propiedades físicas de los compuestos, para lo cual se consiguieron las propiedades fisicoquímicas a partir del Sistema de Laboratorio de PDVSA de donde se obtuvieron varios reportes de calidades promedios trimestrales para distintas naftas mostrados en el anexo A.2, de donde luego se obtuvieron los promedios de cada propiedad a usar para la realización de los cálculos (gravedad API, gravedad específica, presión de vapor Reid (RVP), entre otros), los cuales se muestran en la tabla 3.4.

**Tabla 6.** Propiedades fisicoquímicas promedios calculadas a partir de los reportes de calidad promedio trimestrales de las distintas naftas y gasolinas.

<b>Propiedades fisicoquímicas</b>	
Gravedad API	55 API
Gravedad específica (60°F)	0,7585
RVP	8 psia
10% Vol (ASTMD-86)	209,84 °F
20% Vol (ASTMD-86)	233,6 °F
30% Vol (ASTMD-86)	248 °F

### 3.2.1.1 Densidad

Teniendo el valor de la gravedad específica para las naftas a 60 F mostrado en la tabla 3.4, se entro a la figura A.1.1 y se pudo leer un valor de gravedad específica a 90 F de 0,7429. Usando la ecuación 2.3 y sustituyendo el valor leído de gravedad específica se tiene:

$$\rho (90^{\circ}\text{F}) = S \times \rho(\text{H}_2\text{O a } 60^{\circ}\text{ F}) = 0,7429 \times 62,4 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

$$\rho (90^{\circ}\text{F}) = 46,357 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

### 3.2.1.2 Viscosidad

Para determinar la viscosidad del fluido se hizo uso de la figura 3.8, donde con la temperatura de operación de 90°F y la curva para gasolinas se obtuvo una viscosidad de 0,533 cP.

### 3.2.1.3 Presión de Vapor

Para poder obtener el valor de la presión de vapor se debe conseguir la pendiente de la curva de destilación ASTM D-86 al 10% en volumen evaporado (S), a través de la ecuación 2.8, donde se sustituye los valores de  $T_{15}$  y  $T_5$ , los cuales se obtuvieron a partir de un proceso iterativo de los valores de temperatura a 10% y 20% mostrados en la tabla 3.4. Teniéndose:

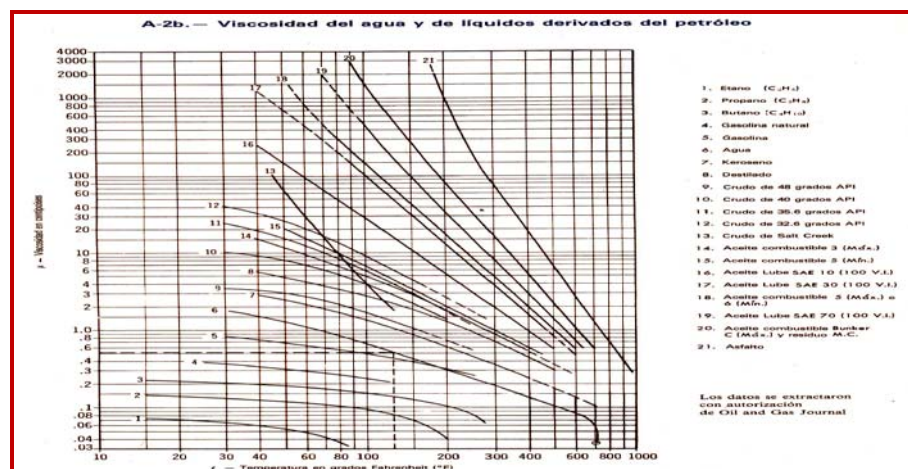
$$S = \frac{T_{15} - T_5}{10} = \frac{220,94^{\circ}\text{F} - 201,86^{\circ}\text{F}}{10} = \frac{1,908^{\circ}\text{F}}{\%V}$$

Sustituyendo S en las ecuaciones 2.6 y 2.7 se obtiene:

$$A=12,2033$$

$$B=5.336,6452$$

$$P_v = \exp \left[ 12,2033 - \left( 5.336, \frac{6452}{90 + 459,6} \right) \right] = 7,0107 \text{ psia}$$



**Figura 16.** Relación viscosidad – temperatura, para agua y líquidos derivados del petróleo.

### **3.2.2 Análisis Hidráulico del Sistema**

En esta etapa se llevaron a cabo los cálculos hidráulicos necesarios para obtener los valores que no son posibles medir y son importantes para la determinación de los rangos de operación. Para ello se trabajó tomando en cuenta las siguientes consideraciones: masa de entrada igual a la de salida, flujo isotérmico, estado estacionario, densidad y viscosidad constante y tuberías de acero comercial, usando las ecuaciones del capítulo 2 para análisis hidráulico.

Para la realización de los cálculos hidráulicos se tomaron en cuenta dos operaciones principales de bombeo, la realizada por las bombas de la fosa de bombas de Guaraguao y el múltiple norte de El Chaure, y por las bombas del mezclador de gasolin. Seleccionando para cada operación las condiciones más críticas: en la succión, el tanque de menor cota y en la descarga, el tanque de mayor cota y con la máxima longitud desde la descarga de la bomba.

A continuación se describen las operaciones realizadas por las bombas estudiadas y los cálculos correspondientes.

#### **3.2.2.1 Operaciones de las Bombas de la Fosa de Bombas de Guaraguao y Múltiple Norte de El Chaure**

En este caso se evaluaron las bombas de la fosa de bombas de Guaraguao (GA-1-10/GA-1S-10/GA-2-10) y las bombas del múltiple norte de El Chaure (P1M/P2M).

Para el área de Guaraguao se tiene que las características de las bombas GA-1-10, GA-1S-10 y GA-2-10, son iguales como se puede ver en las hojas de especificaciones de diseño mostradas en el anexo B.1 y además realizan las mismas operaciones y la diferencia de distancia y accesorios entre estas es despreciable por lo que el estudio realizado se asumió igual para todas las bombas. Estas bombas realizan tres operaciones importantes como lo son: transferencia de RTB desde los tanques 80x19 y 56x7 hasta el 56x1, transferencia a muelle de DPN desde los tanques 80x11, 80x21 y 56x11 y por último envió de reformado hacia El Chaure desde los tanques 80x22 y 80x23.

Los cálculos hidráulicos se realizaron en base a las transferencias con las condiciones más críticas en cuanto a la succión y descarga. En las tablas 3.5 y 3.6 se pueden observar las diferencias de distancia y elevación de las succiones y descargas con respecto a las bombas, pudiéndose observar que en el área de Guaraguao no hay una sola transferencia que cumpla las dos características críticas al mismo tiempo, por lo que se eligió la transferencia DPN desde el tanque 80x11 a muelle #3 y de reformado desde el tanque 80x23 hasta el tanque 80x39 en El Chaure, donde la primera cumple con la característica crítica en la succión (11,5 pie de diferencial de elevación respecto a la succión de la bomba) y la segunda en la descarga (129,5 pie de diferencial de elevación respecto a la descarga de las bombas y 11.582 pie de distancia del tramo de descarga).

**Tabla 7.** Diferencias de elevación y distancia desde los tanques de succión hasta las bombas GA-1-10/1S-10/2-10, involucrados en las distintas transferencias.

Transferencia	Succión	Diferencia de elevación a la succión de la bomba (pie)	Distancia del tramo de succión a la succión de la bomba (pie)
---------------	---------	--	---

RTB	Tanque 80x19	15,5	1.178
	Tanque 56x7	24,5	3.730
DPN	Tanque 56x11	25,5	2.670
	Tanque 80x21	24,5	1.902

**Tabla 7.** Diferencias de elevación y distancia desde los tanques de succión hasta las bombas GA-1-10/1S-10/2-10, involucrados en las distintas transferencias (continuación).

Transferencia	Succión	Diferencia de elevación a la succión de la bomba (pie)	Distancia del tramo de succión a la succión de la bomba (pie)
DPN	Tanque 80x11	11,5	1.091
Reformado	Tanque 80x23	20,5	1.365
	Tanque 80x22	21,5	1.571

**Tabla 8.** Diferencias de elevación y distancia desde las bombas GA-1-10/1S-10/2-10 hasta los tanques de descarga, involucrados en las distintas transferencias.

Transferencia	Descarga	Diferencia de elevación a la descarga de la bomba (pie)	Distancia del tramo de descarga de la bomba (pie)
RTB	Tanque 56x1	22,5	4.238
DPN	Muelle #3	40,5	3.853
Reformado	Tanque 80x37	92,5	11.569
	Tanque 80x38	102,5	11.579
	Tanque 80x39	129,5	11.582
	Tanque 80x40	112,5	11.589
	Tanque 80x41	128,5	11.605

Con respecto a las bombas del múltiple norte al igual que las bombas anteriores realizan las mismas funciones entre sí y tienen iguales características, por lo que se evaluaron de manera similar que las bombas de Guaraguao, es decir los cálculos hidráulicos se consideran iguales para ambas bombas (P-1M/2M).



Estas bombas transfieren reformado hasta Guaraguao y en caso de ser requerido, nafta SR-3. En la tabla 3.7 se pueden observar las diferencias de elevación y distancia de los tanques de succión y descarga con respecto a las bombas del múltiple norte para la transferencia de reformado.

**Tabla 9.** Diferencias de elevación y distancia desde los tanques de succión y descarga hasta las bombas P-1M/2M, involucrados en las distintas transferencias.

Transferencia	Succión	Diferencia de elevación a la succión de la bomba (pie)	Distancia del tramo de succión de la bomba (pie)	Descarga	Diferencia de elevación a la descarga de la bomba (pie)	Distancia del tramo de descarga de la bomba (pie)
Reformado	Tanque 80x37	111.8	694	Tanque 80x23	39,5	10.877
	Tanque 80x38	121.8	537			
	Tanque 80x39	148.8	705			
	Tanque 80x40	131.8	738			
	Tanque 80x41	147.8	788			

De acuerdo con la tabla 3.7 se seleccionó la transferencia de reformado desde el tanque 80x37 hacia el tanque 80x23. Para los cálculos relacionados con estas bombas se tomaron los datos correspondientes al área de estudio, los cuales se encuentran en el anexo B.3.

A continuación se presenta una muestra de los cálculos hidráulicos realizados tomando en consideración la transferencia de reformado desde el tanque 80x23 hacia el tanque 80x39 y con la información recogida en la

etapa anterior sobre las características operacionales y de diseño de los equipos involucrados, se realizó el siguiente análisis hidráulico:

En la tabla 3.8 se observan las características de las líneas de succión - descarga desde el tanque 80x23 hasta las bombas de Guaraguao y desde éstas hasta el tanque 80x39 en El Chaure. El resto de las tablas se encuentran en el anexo B.2.

Para los cálculos a la succión y descarga de las bombas se tomaron diferentes valores de flujo desde 500 gpm hasta 3.500 gpm.

Tomando como ejemplo el tramo de succión de 16 pulg desde el tanque 80x23 en para un flujo de operación de 2.000 gpm, se tiene:

$$v = \frac{Q}{A} \quad (\text{Ec. 3.1})$$

Donde el área transversal de una tubería de 16 pulg y cédula 40 (schedule 40) obtenida de la tabla A.1.1, es igual 1,2272 pie<sup>2</sup>.

$$v = \frac{2.000 \text{ gpm} \times \frac{1 \text{ pie}^3}{448,83 \text{ gpm}}}{1,2272 \text{ pie}^2} = 3.6311 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

Haciendo uso de la ecuación 2.10 se calcula el número de Reynolds:

$$Re = 123,9 \times \frac{15 \text{ pulg} \times 3,6311 \frac{\text{pie}}{\text{s}} \times 46,357 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}}{0,533 \text{ cP}} = 586.783$$

Con este valor y la rugosidad relativa para paredes lisas se entra en la figura A.1.4 diagrama de Moody o se hace uso de la ecuación 2.16

obteniéndose un valor de  $f = 0,014247$  . Con la ecuación 2.18 se calcula el valor de las pérdidas locales en tramos rectos de tubería:

$$h_L = 0,014247 \times \frac{1,365 \text{ pie}}{1,25 \text{ pie}} \times \frac{(3,6311 \text{ pie/s})^2}{2 \times 32,2 \frac{\text{pie}}{\text{s}^2}} = 3,1852 \text{ pie}$$

En la tabla 2.1 se encuentran los valores de K para cada accesorio, tomando en cuenta el número de accesorios, se tiene:

$$\text{Codo } 90^\circ : k = 16 \times 30 \times f = 16 \times 30 \times 0,014247 = 6,8386$$

$$\text{Válvula compuerta: } k = 2 \times 8 \times f = 2 \times 8 \times 0,014247 = 0,2280$$

$$\text{T desviada: } k = 2 \times 60 \times f = 2 \times 60 \times 0,014247 = 1,7096$$

$$\text{T directa: } k = 5 \times 20 \times f = 5 \times 20 \times 0,014247 = 1,4247$$

$$\text{Entrada de tubería: } k = 0,78$$

Teniendo un K total de:

$$K_t = 10,9811$$

Sustituyendo en la ecuación 2.19, resulta:

$$h_a = 10,9811 \times \frac{(3,6311 \text{ pie/s})^2}{2 \times 32,2 \frac{\text{pie}}{\text{s}^2}} = 2,2481 \text{ pie}$$

**Tabla 10.** Características de las líneas succión-descarga de la transferencia de reformado hacia El Chaure.

Tramos desde tanque 56x11/80x21 hasta las bombas GA-1-10/1S-10/2-10							
Tramo	Línea	Desde	Hasta	Diámetro (pulg)	Longitud (m)	Longitud (pie)	Accesorios
1	Succ. Gris	Tanque 80x23	Bombas GA-1-10/ GA-1S-10/ GA-2-10	16	416	1.365	Codo 90 : 16
							Válvula compuerta: 2
							T desviada: 2
							T directa: 5
Tramos desde tanque 56x11 hasta las bombas del mezclador de gasolinas							
Tramo	Línea	Desde	Hasta	Diámetro (pulg)	Longitud (m)	Longitud (pie)	Accesorios
1	Desc. kerosene a muelle	Bombas GA-1-10/ GA-1S-10/ GA-2-10	Sector bomba Kopa	12	2.231	7.320	Codo 90 : 6
							Codo 45 : 3
							Válvula compuerta: 2
							T directa: 6
							Curva escuadra 15 : 3
							Curva escuadra 30 : 1
							Reducción 12"x10"
2	Desc. kerosene a muelle	Sector bomba kopa	Muelle 3	10	1.622	5.320	Codo 90 : 9
							Codo 45 : 7
							Válvula compuerta: 3
							Válvula bola: 1
							T directa: 4
							Curva escuadra 15 : 12
							Curva escuadra 30 : 1
							Expansión 10"x16"
3	Nafta El Chaure	Muelle 3	Multiple norte	16	2.141	7.024	Codo 90 □: 16
							Codo 45 □: 10
							Válvula compuerta: 2

							T desviada: 3
							Reducción 16"x12"

**Tabla 11.** Características de las líneas succión-descarga de la transferencia de reformado hacia El Chaure.

Tramos desde tanque 56x11 hasta las bombas del mezclador de gasolinas							
Tramo	Línea	Desde	Hasta	Diámetro (pulg)	Longitud (m)	Longitud (pie)	Accesorios
4	Desc. tanque 80x39	Múltiple norte	Tanque 80x39	12	211	692	Codo 90°: 3
							Codo 45°: 4
							Válvula compuerta: 2
							Curva escuadra 15°: 4
							T desviada: 2

Para obtener las pérdidas totales del tramo se sustituye en la ecuación 2.17:

$$h_f = 3,1852 \text{ pie} + 2,2481 \text{ pie} = 5,4333 \text{ pie}$$

Con esto se pudo obtener las caídas de presión de la tubería, las cuales se calculan sustituyendo en las ecuaciones 2.20, 2.21 y 2.22:

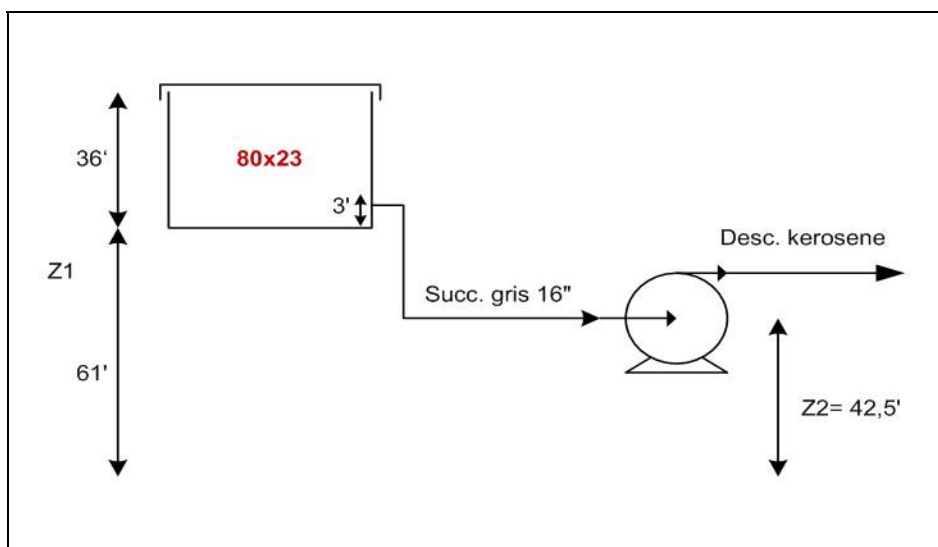
Caída de presión por fricción:

$$\Delta p_{\text{fricción}} = \frac{46,357 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \times 32,2 \frac{\text{pie}}{\text{s}^2} \times 5,4333 \text{ pie}}{144 \times 32,2 \frac{\text{lb} \times \text{pie}}{\text{lbf} \times \text{s}^2}} = 1,7498 \text{ psi}$$

Caída de presión por elevación:

El siguiente diagrama (figura 3.9), muestra la operación de succión del reformado a través de la línea de succión gris y las alturas a las cuales se encuentran los equipos con respecto al nivel del mar así como también el nivel máximo de operación del tanque. En la tabla 3.9 se muestran las

diferencias de alturas máximas y mínimas que se pueden alcanzar en esta sección del sistema de bombeo.



**Figura 17.** Sistema de bombeo del reformado desde el tanque 80x23 hasta las bombas GA-1-10/1S-10/2-10.

**Tabla 12.** Diferencia de elevación entre el tanque 80x23 y la bomba.

Nivel de elevación máximo del tanque	Nivel de elevación mínimo del tanque	Nivel de elevación de la bomba	Diferencia de altura máxima	Diferencia de altura mínima
$61' + 36' = 97'$	$61' + 3' = 64'$	$40,5' + 2' = 42,5'$	54,5'	21,5'

Los niveles máximos y mínimos de operación del tanque se obtuvieron de las características de operación de los tanques, a los cuales se les sumo sus respectivas cotas o elevaciones respecto al nivel del mar. En cuanto al nivel de elevación de la bomba se calculó sumando la cota de la fosa de bombas más 2 pies de elevación de la línea de succión, de

acuerdo a las normas de diseño. Todo esto para poder obtener la caída de presión causada por la diferencia de elevación.

$$\Delta p_{\text{elevación máx}} = \frac{46,375 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \times 54,5 \text{ pie}}{144} = 17,5517 \text{ psi}$$

$$\Delta p_{\text{elevación mín}} = \frac{46,375 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \times 21,5 \text{ pie}}{144} = 6,9240 \text{ psi}$$

#### Caída de presión por aceleración:

En este caso no se considera debido a que no hay cambios de diámetros en las tuberías y para el resto de los cálculos los cambios son muy pequeños por lo que se desprecia las pérdidas por aceleración.

De igual forma se realizaron los cálculos para la transferencia de DPN a muelle #3 y de reformado con las bombas de El Chaure usando los datos recogidos para cada área.

### **3.2.2.2 Operaciones de las Bombas del Mezclador de Gasolinas**

Según la filosofía operacional las bombas del mezclador de gasolina manejan uno o varios productos principales pero operacionalmente ellas pueden manejar cualquier producto debido a que las interconexiones en las succiones lo permiten y de esta forma existe una mayor flexibilidad operacional.

Igual que en la etapa anterior para la realización de los cálculos hidráulicos se seleccionaron las condiciones más críticas de operación; para la succión se selecciono el tanque 80x27 el cual maneja gasolina natural. Está selección se hizo en base a la tabla 3.10 donde se puede

observar que es el tanque con menor elevación respecto a las bombas del mezclador de gasolinas y para la descarga se tomó el tanque 35x4, el cual tiene mayor diferencia de elevación y se encuentra más alejado como se puede ver en la tabla 3.11.

**Tabla 13.** Diferencias de elevación y distancia desde los tanques de succión hasta las bombas del mezclador, involucrados en las distintas transferencias.

Transferencia	Succión	Diferencia de elevación a la succión (pies)	Distancia del tramo de succión (pies)
Alquilato	Tanque 80x18	11,5	1.200
DPN	Tanque 56x11	20,5	2.434
	Tanque 80x21	19,5	1.745
Reformado	Tanque 80x23	15,5	1.201
	Tanque 80x22	16,5	1.406
FCC local	Tanque 80x26	13,5	2.208
Gasolina natural	Tanque 80x27	8,5	1.923
FCC foránea	Tanque 80x28	19,5	2.182
	Tanque 80x29	26,5	2.487
CAO	Tanque 130x2	26,5	2.178

**Tabla 14.** Diferencias de elevación y distancia desde las bombas del mezclador de hasta los tanques de descarga, involucrados en las distintas transferencias.

Transferencia	Descarga	Diferencia de elevación a la descarga	Distancia del tramo de descarga
Gasolina 91	Tanque 80x9	8,5	1.371
	Tanque 80x10	7,5	1.166
	Tanque 35x2	20,5	2.259
	Tanque 35x3	19,5	1.902
Gasolina 95	Tanque 80x14	6,5	378
	Tanque 80x13	7,5	583
	Tanque 80x12	3,5	788
	Tanque 80x20	10,5	820
	Tanque 35x4	21,5	2.442
	Tanque 35x5	20,5	2.067



También se tomó en cuenta que operacionalmente cada componente para la mezcla de gasolina es succionado secuencialmente es decir uno por uno pudiéndose usar una o más bombas.

Para el análisis hidráulico de los tramos de succión se realizó de la misma forma que para las bombas de la fosa de bombas, pero en la descarga hubo que tomar en cuenta que el flujo pasa por un filtro para luego caer en el cabezal de mezclado. A continuación en las figuras 3.10 y 3.11, se presentan despliegues de las pantallas de la consola de control donde se puede observar la entrada y salida del cabezal de mezcla, viéndose que a la salida se encuentran las bombas booster (G-2834A/B) y luego otro filtro para después descargar en las líneas pertinentes dependiendo del tipo de gasolinas a preparar (91 ó 95 octanos) y el tanque hacia donde van.

Normalmente operan sin las bombas booster por lo que se evaluó el sistema en dos modalidades una sin las bombas booster y otra con las bombas booster, considerando que la caída de presión por diseño en los filtros es de 15 psi y para el mezclador estático es de 10 psi.

Sin las bombas booster (G-2834A/B). Dado a que las bombas que succionan el mezclador de gasolina (G-2823 A/B, G-2821 A/B, G-2824, G-2826, G-2832, G-2833) se encuentran una lado de la otra y se va a estudiar una sola transferencia, se asumió que los cálculos hidráulicos realizados van a ser iguales para todas las bombas.

Usándose un flujo de 1.500 gpm y siguiendo los mismos pasos de la sección 3.2.2.1, con los datos operacionales observados en las tablas del anexo B para las líneas de succión se obtuvo:

$$h_f = 2,8650 \text{ pie}$$

$$\Delta p_{\text{fricción}} = 0,9223 \text{ psi}$$

$$\Delta p_{\text{elevación máx}} = 13,6828 \text{ psi}$$

$$\Delta p_{\text{elevación mín}} = 3,7061 \text{ psi}$$

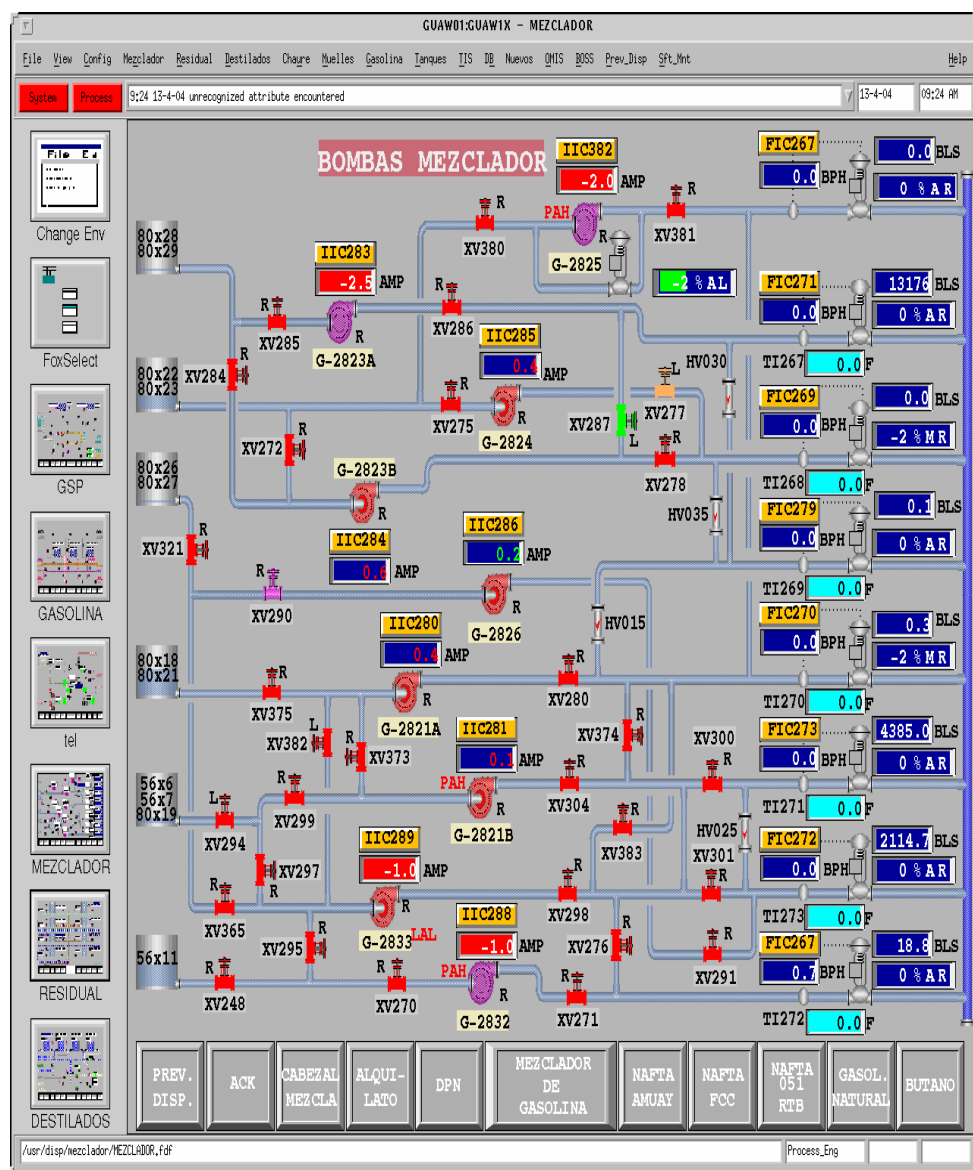


Figura 18. Despliegue de consola- mezclador de gasolina.

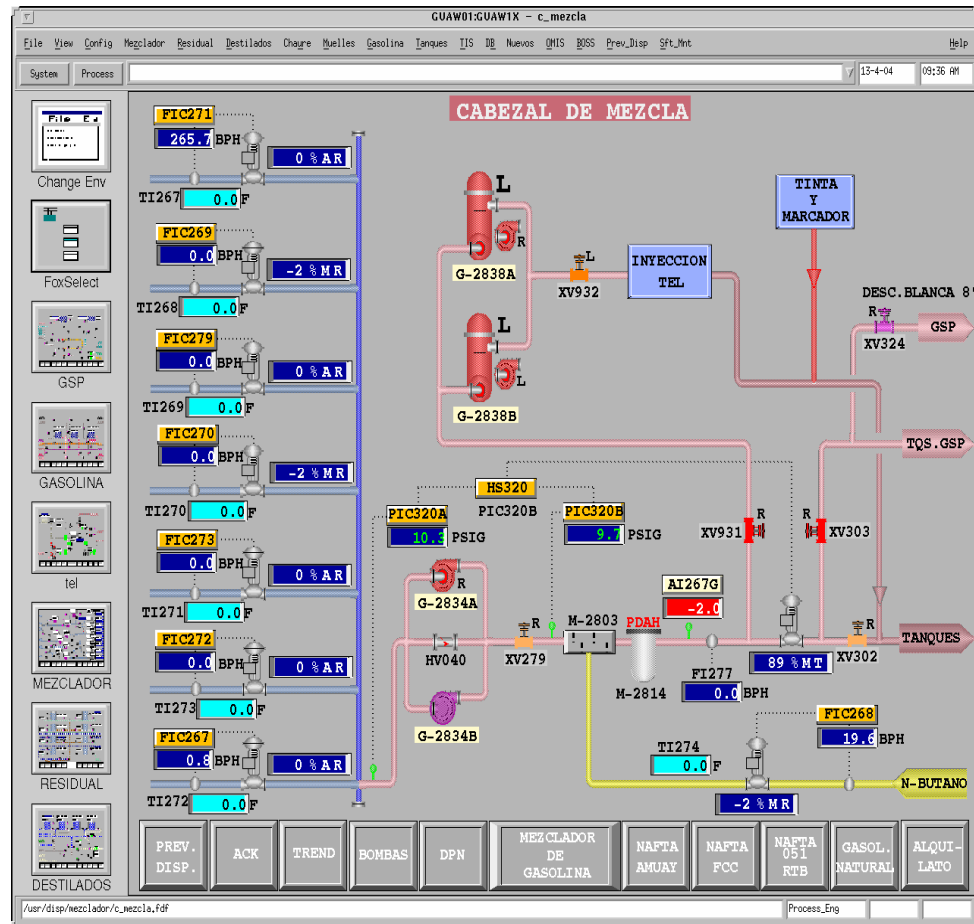


Figura 19. Despliegue de consola- cabezal de mezcla.

En el caso de la descarga se estimaron las pérdidas por fricción del tramo desde la salida de la bomba hasta el último filtro ( $h_{1ftotal}$ ), tomando las consideraciones de diseño de los equipos y las características mecánicas de estos tramos de líneas. También se realizó el análisis hidráulico para el tramo de succión flamingo desde la salida del mezclador hasta el cabezal del tanque 35x4 ( $h_1(fsucc.flaminfo)$ ).

Para obtener las pérdidas por fricción totales se partió de la ecuación 2.17, donde se suman los diferentes tipos de pérdidas teniéndose:

$$h_{fd} = h_{fsuccflaminfo} + h_{ftramo1} + (\Delta_{pmezclador} + \Delta_{pfiltro}) \times \frac{F_4 \times g_c}{\rho \times g} \quad (\text{Ec. 3.2})$$

Donde:	Unidades internacionales	Unidades inglesas
$h_{fd}$ : pérdidas totales desde la descarga de la bomba hasta el tanque 35x4	m	pie
$h_{fsuccflaminfo}$ : perdidas desde salida del mezclador hasta tanque 35x4	m	pie
$h_{ftramo1}$ : perdidas del tramo de tubería desde salida de la bomba hasta la entrada al mezclador	m	pie
$\Delta_{pmezclador} \cdot \Delta_{pfiltro}$ : Caídas de presión de diseño del mezclador (10 psi) y el filtro (15 psi), respectivamente.	kPa	psi
$g$ : aceleración de la gravedad	$m/s^2$	$pie/s^2$
$g_c$ : constante dimensional	$1 \times 10^3$ $kg/(kPa \cdot m \cdot s^2)$	32,2 $lb \cdot pie/l$ $bf \cdot s^2$
$\rho$ : densidad	$kg/m^3$	$lb/pie^3$
$F_4$ : factor que depende de las unidades usadas	1	144
$g$ : aceleración de la gravedad	$m/s^2$	$pie/s^2$
$g_c$ : constante dimensional	$1 \times 10^3$ $kg/(kPa \cdot m \cdot s^2)$	

$$h_{fd} = 4,3191 \text{ pie} + 7,2751 \text{ pie} + (10 \text{ psi} + 2 \times 15 \text{ psi}) \times \frac{144}{46,357 \text{ lb}/\text{pie}^3}$$

$$h_{fd} = 135,8473 \text{ pie}$$

• Con las bombas booster (G-2834A/B). Para realizar el análisis hidráulico incluyendo estas bombas, el sistema se evaluó como un sistema de bombas en serie donde la succión del circuito estará dada por la succión de las bombas de succión del mezclador y la descarga será de las bombas G-2834A/B, tomando en cuenta los flujos en función de la

capacidad de estas bombas. Entonces la succión del sistema permanece igual y se procede a calcular la descarga.

En la descarga se tomaron las pérdidas por fricción para el tramo de tubería hasta el tanque receptor más la caída de presión originada por el filtro que se encuentra a la salida de las bombas booster quedando:

$$h_{fd} = h_{f\text{tramo de tubería}} + (\Delta p_{\text{filtro}}) \times \frac{F_4}{\rho} \quad (\text{Ec. 3.3})$$

$h_{f\text{tramo de tubería}}$  = pérdidas por fricción en el tramo de tubería desde la salida del filtro hasta el tanque receptor (pie, m).

Sustituyendo para un flujo de 1.500 gpm se tiene:

$$h_{fd} = 4,3191 \text{ pie} + (15 \text{ psi}) \times \frac{144}{46,357 \text{ lb/pie}^3}$$

$$h_{fd} = 50,914 \text{ pie}$$

Todos los valores obtenidos a partir del análisis hidráulico realizado para las distintas transferencias se encuentran en el anexo C y fueron usados para determinar las condiciones operacionales de las bombas como se muestran a continuación.

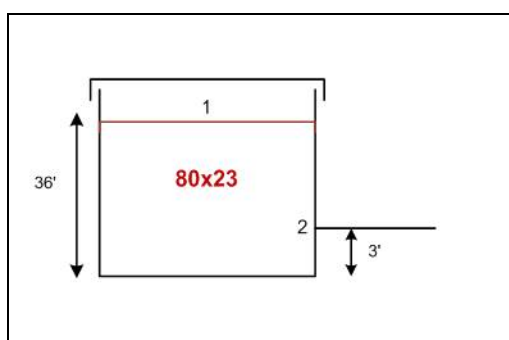
### 3.2.3 Condiciones de Operación de la Bomba

A partir del análisis hidráulico realizado en la etapa anterior se procedió con el cálculo de las condiciones operacionales de las bombas, como lo son: presión de succión y descarga, NPSH y cabezal total, entre otros, para tener así todos los valores de operación bajo los cuales trabajan las bombas.

### 3.2.3.1 Presiones de Succión y Descarga

Debido a que la mayoría de las bombas no presentaban manómetros o éstos no eran confiables para la toma de las presiones de succión y descarga de las bombas, se optó por calcularlos a partir del análisis hidráulico realizado a los tramos de tuberías.

Antes de realizar el cálculo de las presiones de succión y descarga de las bombas es necesario conocer la presión a la entrada de la tubería de succión y a la salida de la tubería de descarga, las cuales se van a obtener a través de la ecuación de Bernoulli aplicada para dos puntos, tomando en consideración la figura 3.12 donde se muestra el tanque 80x23, señalándose los puntos 1 y 2 los cuales representan la superficie del fluido y la entrada de la tubería de succión, respectivamente.



**Figura 20.** Tanque 80x23 para el cálculo de la presión en la entrada de la tubería de succión.

Al aplicar la ecuación 2.13 para los punto 1 y 2, queda:

$$(Z_2 - Z_1) + \frac{g_c \times F_4}{g \times \rho} \times (P_2 - P_1) + \frac{(v_2^2 - v_1^2)}{2 \times g} + h_f = 0 \quad (\text{Ec. 3.4})$$

Donde:	Unidades internacionales	Unidades inglesas
$Z_2, Z_1$ : altura en los puntos 2 y 1 respectivamente.	m	pie
$P_2, P_1$ : presión en los puntos 2 y 1 respectivamente.	kPa	psia
$v_2, v_1$ : velocidad en los puntos 2 y 1 respectivamente.	m/s	pie/s
$h_f$ : pérdidas por fricción	m	pie
$g$ : aceleración de la gravedad	m/s <sup>2</sup>	pie/s <sup>2</sup>
$g_c$ : constante dimensional	1x10 <sup>3</sup> kg/(kPa.m.s <sup>2</sup> )	32,174 (lb.pie)/(lbf.s <sup>2</sup> )
$\rho$ : densidad	kg/m <sup>3</sup>	lb/pie <sup>3</sup>
$F_4$ : factor que depende de las unidades usadas	1	144

Para el punto 1 que sería la superficie del fluido se tiene que la altura es igual al nivel máximo del tanque ( $Z_1 = 36 \text{ pie}$ ), la presión es la presión atmosférica ( $P_1 = 14,7 \text{ psia}$ ) y no hay velocidad ( $v_1 = 0 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$ ). En el caso del punto 2, la altura será el mínimo nivel de succión del tanque ( $Z_2 = 3 \text{ pie}$ ), la presión no se conoce ( $P_2 = ?$ ) y la velocidad depende del caudal y el diámetro de la línea; en este ejemplo se trabajara con un caudal de 2.000 gpm. Por último en el tramo evaluado entre los puntos 1 y 2 no hay pérdidas por fricción debido a que no hay tubería ni accesorios ( $h_f = 0$ ).

Despejando la presión 2 de la ecuación 3.4, se tiene:

$$P_2 = \left( (Z_1 - Z_2) + \frac{(v_1^2 - v_2^2)}{2 \times g} - h_f \right) \times \frac{g \times \rho}{g_c \times F_4} + P_1 \quad (\text{Ec. 3.5})$$

$$P_2 = \left( (36 \text{ pie} - 3 \text{ pie}) - \frac{\left(3,6311 \frac{\text{pie}}{\text{s}}\right)^2}{2 \times 32,2 \frac{\text{pie}}{\text{s}^2}} \right) \times \frac{32,2 \frac{\text{pie}}{\text{s}^2} \times 46,357 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}}{32,2 \frac{\text{lb}_m \times \text{pie}}{\text{lb}_f \times \text{s}^2} \times 144} + 14,7 \text{ psia}$$

$$P_2 = 25,2576 \text{ psia}$$

El valor de de  $P_2$  obtenido va ser denotado como  $P_{0\text{ tk-80x23}}$ .

Con las caídas de presión obtenidas ( $\Delta P_{\text{fricción}} + \Delta P_{\text{elevación}}$ ) se pudo conocer la presión de succión de operación usando la ecuación 2.23.

$$P_1 = 25,2576 \text{ psia} + 1,7498 \text{ psi} + 6,924 \text{ psi} = 33,9314 \text{ psia}$$

Para el cálculo de la presión de descarga de la bomba se uso la ecuación 2.25, donde se tuvo que calcular previamente la presión a la salida de la tubería de descarga la cual se obtuvo de igual forma que para la entrada de la tubería de succión, pero en este caso para al tanque 80x39 obteniéndose un valor de 24,1934 psia.

$$P_2 = 24,1934 \text{ psia} + \frac{46,357 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \times 32,2 \frac{\text{pie}}{\text{s}^2}}{144 \times 32,2 \frac{\text{lb} \times \text{pie}}{\text{lbf} \times \text{s}^2}} \times (126,5 \text{ pie} + 185,9436 \text{ pie})$$

$$P_2 = 124,7764 \text{ psia}$$

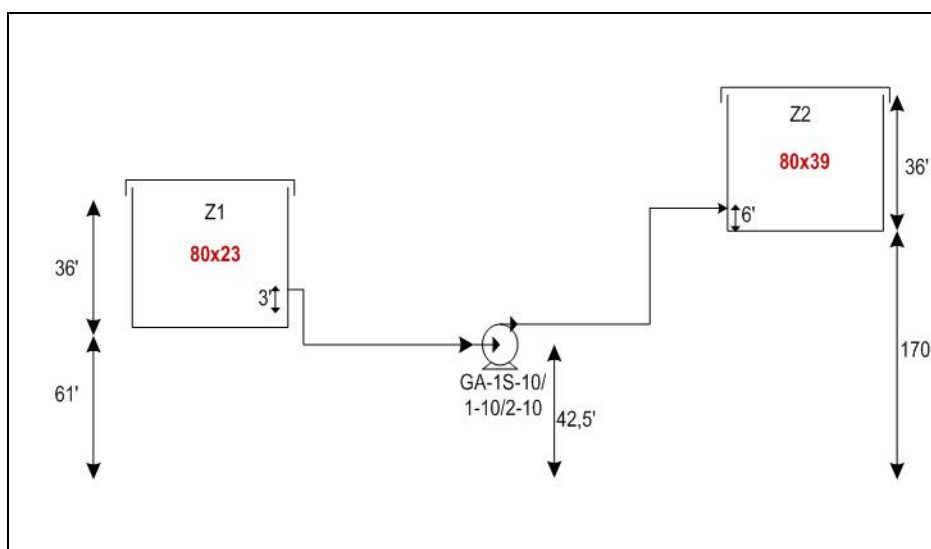
Los cálculos de presiones mostrados se hicieron de igual forma para las demás transferencias y sus resultados se muestran en el capítulo 4.

### 3.2.3.2 Cabezal Total de la Bomba

En esta etapa se obtuvo el valor del cabezal total del sistema en las distintas transferencias evaluadas para luego compararlas con la curva característica de cada bomba (H vs Q) graficando los valores obtenidos con los de diseño y de esta forma poder observar el comportamiento de la bomba con respecto a su cabezal.



En la figura 3.13 se puede observar el sistema de bombeo de reformado desde el tanque 80x23 siendo este el punto 1 hasta el punto 2 que sería el tanque 80x39.



**Figura 21.** Sistema de bombeo de reformado desde el tanque 80x23 hasta el 80x39.

Los puntos 1 y 2 se tomaron a la superficie del fluido por lo que las presiones se consideran iguales a la presión atmosférica y la velocidad es cero en ambos puntos, por lo que la ecuación 2.27 quedaría como:

$$H_{sist} = (Z_2 - Z_1) + H_{ftotal} \quad (\text{Ec. 3.6})$$

El valor de  $(Z_2 - Z_1)$  corresponde a la diferencia de elevación entre los puntos, también conocida como cabezal estático del sistema, donde se obtienen dos tipos de cabezal estático, uno máximo y otro mínimo los cuales representan las diferencias de elevación máxima y mínima del sistema. El cálculo de estos se observa en la tabla 3.12.

**Tabla 15.** Cálculo del cabezal estático máximo y mínimo para la transferencia de reformado desde el tanque 80x23 hasta el tanque 80x39.

Tanque de salida	Tanque receptor	Cabezal estático máximo (pie)	Cabezal estático mínimo (pie)
80x23	80x39	$Z_2 - Z_1 = (170+36) - (61+3) = 145$	$Z_2 - Z_1 = (170+6) - (61+36) = 79$

$H_{\text{ftotal}}$ : es la suma de las pérdidas por fricción tanto en la succión como en la descarga.

$$H_{\text{sist max}} = 145 \text{ pie} + 188,3769 \text{ pie} = 333,3769 \text{ pie}$$

$$H_{\text{sist min}} = 79 \text{ pie} + 188,3769 \text{ pie} = 270,3769 \text{ pie}$$

Luego se procedió a graficar los valores de cabezal de diseño de las bombas vs carga máxima y mínima para los distintos flujos como se muestra en el capítulo 4.

### 3.2.3.3 NPSH

Este valor se obtuvo a partir de la ecuación 2.28 sustituyéndose los valores de presión del recipiente de succión, presión de vapor, diferencia de elevación mínima entre el tanque y la bomba y las pérdidas por fricción a la succión calculadas a partir del análisis hidráulico del sistema. Para un caudal de 2.000 gpm se tiene:

$$NPSH_{d \text{ min}} = \frac{144 \times 32,2 \frac{\text{pie}}{\text{s}^2}}{46,357 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \times 32,2 \frac{\text{lb} \times \text{pie}}{\text{lbf} \times \text{s}^2}} \times (14,7 \text{ psia} - 7,0107 \text{ psia}) + 21,5 \text{ pie} - 5,4333 \text{ pie}$$

$$NPSH_{d \text{ min}} = 39,9522 \text{ pie}$$

Al igual que para el cabezal se procedió a graficar los distintos valores de  $NPSH_d$  y  $NPSH_{\text{req}}$  como se observa en el capítulo 4. El valor del NPSH disponible se obtuvo con el fin de determinar si en el rango de

funcionamiento del sistema las bombas estarían expuestas al fenómeno de la cavitación.

### 3.2.3.4 Requerimientos de Energía

En esta sección se obtiene la potencia hidráulica y potencia al freno de la bomba, para lo cual se usa la ecuación 2.29 y 2.30 respectivamente, donde se sustituye el valor del cabezal de diseño de la bomba (444 pie) y la capacidad (3.250 gpm), valores obtenidos de la hoja de especificaciones de diseño de la bomba y la curva de operación de diseño, mostrados en el anexo B.1.

$$PH = \frac{3.250 \text{ gpm} \times 46,357 \text{ lb/ pie}^3 \times 444 \text{ pie}}{246} \cdot 0.873$$

$$PH = 270,9618 \text{ HP}$$

Para obtener la potencia al freno de la bomba se utiliza la potencia hidráulica entre la eficiencia de la bomba:

$$PF = \frac{270,9618 \text{ Hp}}{0.81} = 334,5207 \text{ HP}$$

Estos resultados para las distintas bombas se presentan en el capítulo 4.

### 3.2.4 Definición de los Valores Máximos y Mínimos de Operación

La definición de los rangos de operación de las variables del sistema se llevo a cabo mediante la revisión de la data operacional y la evaluación hidráulica del sistema, tomando en consideración la normativa establecida por PDVSA.

### 3.2.4.1 Equipos Rotativos (Bombas)

Considerando la transferencia de reformado desde el tanque 80x23 hasta el tanque 80x39 y tomando los valores obtenidos a través del análisis hidráulico se tiene:

#### A- Temperatura

Temperatura de diseño. La temperatura de diseño se toma de las hojas de especificaciones de la bomba y debe ser al menos 18°F superior a la temperatura de operación máxima (PDVSA, 1995).

#### B- Presión de Succión

Presión de succión máxima. La presión en el recipiente más el cabezal estático al shut off. (PDVSA, 1997)

Haciendo uso de la ecuación 2.24 se tiene:

$$P_{1\max} = 25,3235 \text{ psia} + \frac{46,357 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \times 54,5 \text{ pie} \times 32,2 \frac{\text{pie}}{\text{s}^2}}{144 \times 32,2 \frac{\text{lb} \times \text{pie}}{\text{lbf} \times \text{s}^2}} = 42,8683 \text{ psia}$$

La  $P_{0\text{tk}-80\text{x}23 \text{ max}}$  se determino a un flujo de 0 gpm.

#### C- Presión de Descarga

Presión de descarga máxima: es la presión a flujo cero. Es la presión de succión máxima más el diferencial de presión operacional a flujo cero (shut off) el cual se puede asumir 120% del diferencial de presión a operación normal (PDVSA, 1997).

Tomando la ecuación 2.26, donde se suma la presión máxima de succión más el 120% del diferencial de presión para obtener la presión máxima de descarga, pero sustituyendo este diferencial de presión por el diferencial a flujo cero ya que se puede conocer a través del cabezal de diseño a flujo cero ( $H_{\text{shut off}}$ ), se tiene:

$$P_{2\text{max}} = P_{1\text{max}} + \Delta P_{\text{shutoff}} \quad (\text{Ec. 3.7})$$

Donde el  $\Delta P_{\text{shut off}}$  es el diferencial de presión a flujo cero, valor que depende del cabezal a flujo cero ( $H_{\text{shut off}}$ ).

$$P_{2\text{max}} = P_{1\text{max}} + \frac{\rho \times H_{\text{shutoff}} \times g}{F_4 \times g_c} \quad (\text{Ec. 3.8})$$

Se obtiene el  $H_{\text{shut off}}$  a partir de las curvas características de las bombas (anexo B.1), donde se lee el valor de cabezal cuando el flujo es igual a cero y se sustituye en la ecuación 3.8.

$$P_{2\text{max}} = 42,8683 \text{ psia} + \frac{46,357 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \times 550 \text{ pie} \times 32,2 \frac{\text{pie}}{\text{s}^2}}{144 \times 32,2 \frac{\text{lb} \times \text{pie}}{\text{lbf} \times \text{s}^2}} = 219,9263 \text{ psia}$$

#### D- NPSH

- NPSH requerido. Suministrado por el fabricante según API 610 (hoja de especificaciones anexo B.1).

- NSPH mínimo disponible. El NPSH disponible debe estar por lo menos 3 pie por encima del NPSH requerido. Éste se calculó usando el procedimiento mostrado en la etapa anterior pero para el flujo máximo de bombeo.

## E- Flujo

- Flujo máximo. El flujo se calcula con los requerimientos de energía (potencia al freno, potencia hidráulica y eficiencia). Este valor se toma de la hoja de especificaciones de la bomba y es la capacidad de la bomba (PDVSA, 1997).

- Flujo mínimo. Se determina con un criterio de diseño, gráfico que relaciona la velocidad específica de una bomba con el flujo de mejor eficiencia. Para la obtención de este valor se siguen los pasos descritos a continuación, tomando como ejemplo los datos de diseño de la bomba GA-1-10:

- Capacidad: 3.250 gpm.

- Velocidad del motor: 1.192 rpm.

- NPSH<sub>r</sub>: 14 pie.

- NPSH<sub>d</sub>: 21,2467 pie (valor obtenido usando la capacidad de la bomba para la transferencia desde el tanque 80x11).

Se obtiene el valor de Chart, siendo éste la relación de NPSH<sub>d</sub> con el NPSH<sub>req</sub> de la bomba; usando la ecuación 2.31, se tiene:

$$\text{Chart} = \frac{21,2467 \text{ pie}}{14 \text{ pie}} = 1,5176$$

Con este valor se entra a la figura 2.4 y se lee un valor de K<sub>M</sub>= 0,664.

Para determinar el porcentaje de flujo de mayor eficiencia se usa la figura 2.5, para la cual se hace necesario el cálculo de la velocidad específica de succión (NSS) por la ecuación 2.33:

$$NSS = \frac{1.192 \text{ RPM} \times 3.250 \text{ gpm}^{1/2}}{14 \text{ pie}^0},75 = 9.389,06 \text{ rpm}$$

En la figura 2.5 se entra con el valor de NSS obtenido y se corta la curva B, la cual es usada para procesos de etapa simple con impulsor voladizo y descargas de 6" o más grandes (velocidades de 1.800 rpm y más bajos), leyéndose un valor de %BEP= 29,31.

Sustituyendo en la ecuación 2.32, se tiene un flujo mínimo igual a:

$$F_{\min} = 0,664 \times 0,2931 \times 3.250 \text{ gpm} = 632,5098 \text{ gpm}$$

$$F_{\min} = 903,5854 \frac{\text{bbl}}{\text{h}}$$

### 3.2.4.2 Líneas de Procesos

#### A- Temperatura

El valor normal de las líneas de procesos para todas las naftas se obtuvo operacionalmente y es de 90 F. Según la norma PDVSA, la temperatura máxima de operación será 50°F por encima de la temperatura de operación. Y la temperatura mínima para climas calientes es económicamente aceptable utilizar la temperatura promedio más baja de un día (de 61°F a 70°F) (PDVSA, 1995).

#### B- Flujo

Flujo máximo: éste se obtiene a partir de la norma PDVSA referente a dimensionamiento de tuberías la cual establece que el flujo máximo en

una sección de tubería está dada por la velocidad de erosión a través de las líneas y se recomiendan velocidades comprendidas entre 50% y 60% de la velocidad límite de erosión (PDVSA, 1993).

La velocidad límite de erosión va depender de la densidad del fluido y de la frecuencia de operación de la tubería, en este caso el servicio es intermitente por lo que se sustituye el valor de la densidad en la ecuación 2.35:

$$V_{\text{erosión}} = \frac{125}{\sqrt{46,357 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}}} = 18,3591 \frac{\text{pie}}{\text{s}}$$

Teniendo que el flujo máximo recomendado es un 50% de la velocidad de erosión obtenida y considerando el tramo de succión gris de 16" con un área de 1,2272 pie<sup>2</sup>, se tiene:

$$Q_{\text{max}} = 0,50 \times V_{\text{erosión}} \times \text{área} \quad (\text{Ec. 3.9})$$

$$Q_{\text{max}} = 0,50 \times 18,3591 \frac{\text{pie}}{\text{s}} \times 1,2272 \text{ pie}^2 = 11,2651 \frac{\text{pie}^3}{\text{s}}$$

$$Q_{\text{max}} = 7,223,04 \frac{\text{bbl}}{\text{h}}$$

### C- Presión

La presión máxima considerando la norma ANSI B16.5, es la presión máxima de diseño de accesorios bridados, relacionando el rating y la temperatura. Teniendo la temperatura de operación del sistema y un rating de 150 se puede leer en la tabla 2.2 un valor de 285 psi para una temperatura de 90 °F. Dicho valor representa la presión máxima de diseño para todas las líneas del sistema.



### 3.2.4.3 Tanques

- Temperatura máxima. Este valor por ser tanques atmosféricos viene dado por la temperatura promedio más alta del día o la temperatura de operación y se le adicionan 50 °F, según criterios de diseño. Entonces para estos tanques la temperatura máxima de operación sería:

$$T_{\text{máx}} = T_{\text{op}} + 50^{\circ}\text{F} \quad (\text{Ec. 3.10})$$

$$T_{\text{máx}} = 90^{\circ}\text{F} + 50^{\circ}\text{F} = 140^{\circ}$$

- Temperatura mínima. Para climas calientes es económicamente aceptable utilizar la temperatura promedio más baja de un día (de 61°F a 70°F).

#### A. Temperatura

- Temperatura máxima. Este valor por ser tanques atmosféricos viene dado por la temperatura promedio más alta del día o la temperatura de operación y se le adicionan 50 °F, según criterios de diseño. Entonces para estos tanques la temperatura máxima de operación sería:

$$T_{\text{máx}} = T_{\text{op}} + 50^{\circ}\text{F} \quad (\text{Ec. 3.10})$$

$$T_{\text{máx}} = 90^{\circ}\text{F} + 50^{\circ}\text{F} = 140^{\circ}$$

- Temperatura mínima. Para climas calientes es económicamente aceptable utilizar la temperatura promedio más baja de un día (de 61°F a 70°F).

#### B. Flujo

Flujo máximo. Se determina por medio de un gráfico que relaciona el requerimiento de venteo con la capacidad del tanque para obtener el flujo

máximo de llenado y/o vaciado. Existen gráficos para vaciado y llenado de productos con flash point mayores y menores a 100°F.

### **C. Presión**

Según la norma para el llenado de tanques de techo cónico este es diseñado para una presión interna máxima de 1/3 psi por encima de la presión atmosférica y en el caso de vaciado este es diseñado para una presión de diseño interna mínima de 1/10 psi por debajo de la presión atmosférica. En el caso de tanques de techo flotante se definieron como presiones máximas y mínimas la presión atmosférica (0 psi).

### **D. Nivel**

- Nivel máximo: Nivel de alarma alto-alto.

- Nivel mínimo: Nivel de alarma bajo-bajo (al nivel de la tubería de succión y descarga para tanques de techo cónico y los soportes para el techo flotante).

#### **3.2.4.4 Mezcladores Estáticos**

Los límites máximos y mínimos están definidos por el diseño.

### **3.3 Análisis de las Consecuencias Ocasionadas por las Desviaciones Operacionales de las Variables de Proceso**

Esta etapa consistió en predecir las consecuencias que podrían ocurrir cuando se operan los diferentes equipos evaluados fuera de los límites de operación segura establecidos, tomando en cuenta la integridad mecánica de los equipos, el ambiente y la seguridad del personal.

Para ello se consideraron varias fuentes de información, entre estas, literatura especializada, incidentes anteriores y experiencia profesional. Las consecuencias ocasionadas por las desviaciones operacionales de las variables se pueden observar en las tablas de los límites operacionales en el capítulo 4.

## **CAPÍTULO IV**

### **DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

Esta sección tiene la finalidad de mostrar y discutir los resultados más importantes obtenidos en el desarrollo de la investigación realizada.

#### **4.1 Estudio de los Equipos y Procesos Asociados a los Sistemas de Naftas y Gasolinas, Manejados en las Áreas de Guaraguao, El Chaure y Terminal Marino**

El estudio de los equipos y procesos asociados a los sistemas de naftas y gasolinas fue una fase importante del proyecto ya que ayudó a conocer las áreas de trabajo así como también recolectar la información necesaria para el desarrollo de éste.

Esta etapa se enfocó en las modificaciones realizadas al sistema a partir de la incorporación de las nuevas unidades de procesos, determinando los impactos ocasionados en las operaciones de los distintos equipos.

En el caso de las bombas que operan actualmente se pudieron conocer las condiciones bajo las cuales trabajan y las diferentes transferencias que realizan así como también las líneas que utilizan. Cabe destacar que todas las bombas que se estudiaron siempre han pertenecido al sistema, es decir no hay bombas nuevas dentro de éste a pesar del incremento en el inventario de productos; esto trae problemas operacionales a la hora de enviar los cargamentos hacia muelle ya que

suelen ser insuficientes para poder cumplir con los tiempos de carga y cuando están siendo usadas para los cargamentos, los operadores se ven en la necesidad de utilizar las bombas del sistema de productos fuera de especificación (SLOP) para la transferencia de RTB ya que tienen la responsabilidad de mantener el nivel del tanque de alimentación a la planta NHT.

Las bombas que actualmente realizan las transferencias mencionadas son las GA-1-10/1S-10/2-10, bombas que regularmente son puestas fuera de servicio por rompimiento de los sellos mecánicos o de las juntas de expansión. Esto se debe a que para poder cumplir con los cargamentos las pueden estar operando por encima de sus límites operacionales.

Las líneas de procesos estudiadas se delimitaron según la succión-descarga de las bombas del sistema, mostrándose éstas en las figuras 3.1, 3.2, 3.3, 3.4; donde también se pueden ver las líneas o tramos de tuberías nuevos dentro del sistema, los cuales se resumen en la tabla 4.1.

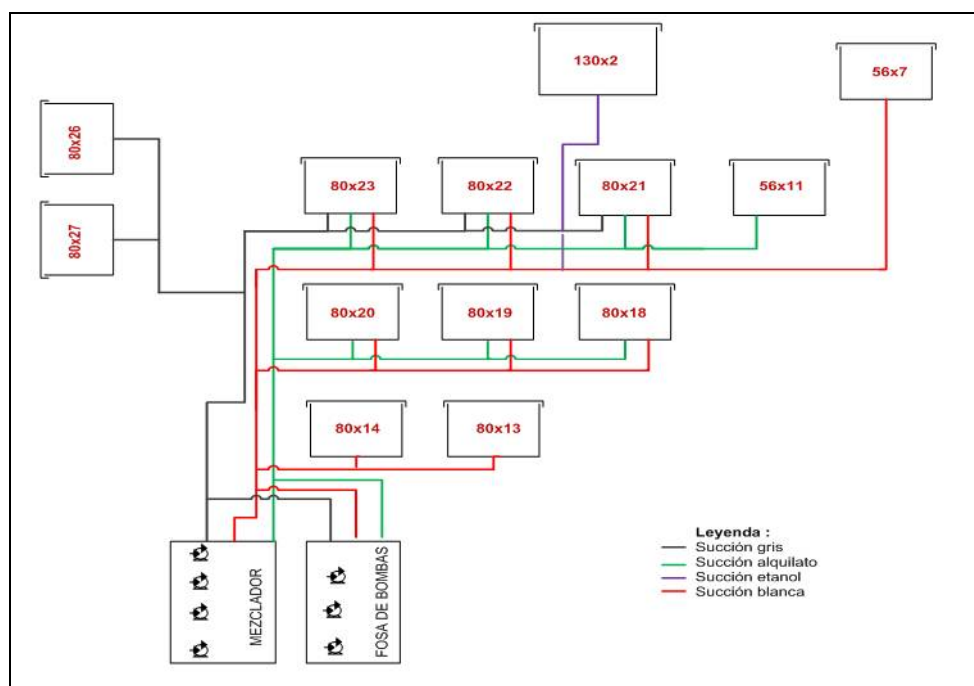
Los tramos de tuberías mostrados en la tabla 4.1 son conexiones agregadas a las líneas ya existentes para poder manejar los nuevos productos incorporados. Esto trajo como consecuencias la disminución de la flexibilidad operacional del sistema ya que se conectaron a tuberías que manejan múltiples productos.

Un ejemplo de esto es el tramo etanol 12" que va desde la succión del tanque 130x2 y se conecta con las líneas alquilato, gris y blanca, las cuales regularmente son usadas para transferencia de DPN, reformado y RTB, respectivamente, lo que trae problemas a la hora de transferir el CAO hacia el mezclador de gasolinas ya que son productos que se transfieren continuamente. En la figura 4.1 se observan los principales

tanques a los cuales conectan las líneas alquilerato, gris y blanca, así como también la conexión del tramo etanol de 12" a dichas líneas.

**Tabla 16.** Tramos de tuberías nuevos en el sistema de naftas y gasolinas.

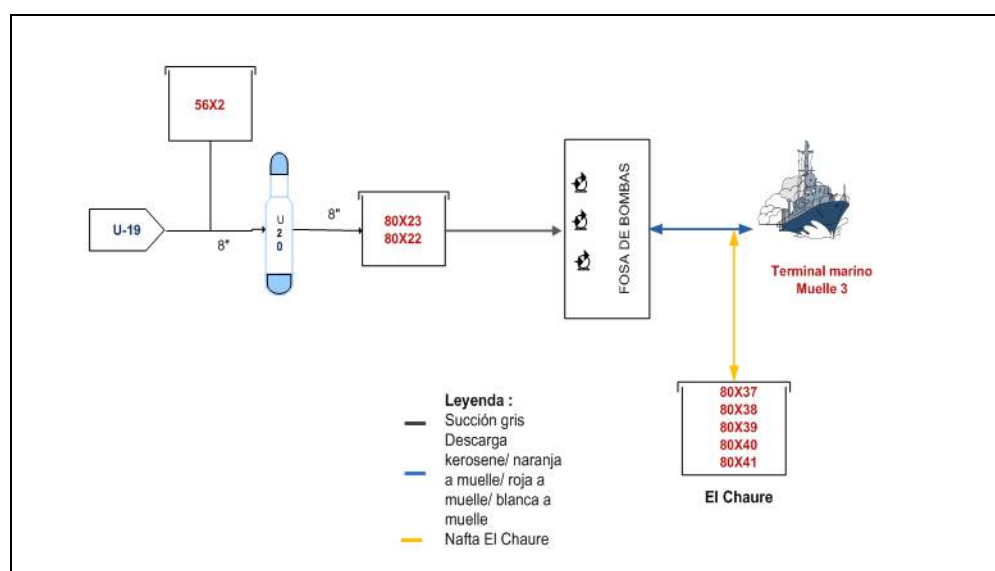
Línea	Servicio	Diámetro	Desde	Hasta
Succ. alquilerato	Alquilerato/DPN	16"	Esquina tanque 80x20	Tanque 80x21
Succ. blanca	RTB	16"	Esquina planta Merox	Tanque 56x2/56x1
Succ. blanca (o gasolina natural)	Gasolina natural	16"	Esquina tanque 80x20	Bombas del mezclador de gasolinas
Succ. gris	FCC local	16"	Esquina tanque 80x20	Bombas del mezclador de gasolinas
Desc. etanol	CAO	12"	Conexión línea de recibo roja y naranja desde muelle	Tanque 130x2
Succ. etanol	CAO	12"	Tanque 130x2	Frente al tanque 80x21



**Figura 22.** Líneas de succión gris, alquilerato y blanca y conexión del tramo etanol, hasta el mezclador de gasolinas y la fosa de bombas.

Otro problema similar ocurre para la transferencia de reformado hacia El Chaure, para la cual se usa la línea de descarga kerosene hasta muelle #3 donde se conecta con la línea nafta El Chaure. A través de la misma línea kerosene también se reciben grandes cargamentos de nafta pesada desde muelle hacia Guaraguao, por lo que en el caso de que se presente un alto inventario en el tanque de reformado que recibe de planta y se esté transfiriendo nafta pesada se tendría que disminuir las cargas de las unidades NHT y CCR para evitar el rebose del tanque (figura 4.2).

Varias de las líneas que operan el sistema, principalmente las que conectan Guaraguao con Terminal Marino han presentado varios incidentes de fugas por ruptura de las líneas, debido al alto grado de corrosión que presentan, pudiendo atribuirse a la operación de la línea cerca de la velocidad límite de erosión, ya que son líneas usadas para cumplir con grandes cargamento y manejar múltiples componentes considerados como corrosivos.



**Figura 23.** Sistema de manejo de reformado hasta El Chaure.

En cuanto a los tanques se pudo conocer cuáles son nuevos dentro del sistema como es el caso de los tanques 130x2, 56x1 y 56x2, como se puede observar en la tabla 4.2, los cuales manejaban anteriormente residual y diesel respectivamente. En el caso del 130x2 se le realizó cambio de techo, antes este tanque tenía un techo cónico y ahora presenta un techo de domo geodésico con cobertura interna flotante, a los tanque 56x1 y 56x2 se les hizo colocación de techo flotante interno, sistema de atmosfera positiva usando nitrógeno (para evitar la formación de gomas y presencia de oxígeno en la nafta) y modernización del sistema de detección, combate y extinción de incendio, arreglos necesarios para que pudieran cumplir con la Ley Penal del Ambiente, decreto N 638. Para los tanques que ya pertenecían al sistema pero ahora manejan un compuesto diferente solo se les hizo las conexiones necesarias en los cabezales.

**Tabla 17.** Tanques modificados para ser introducidos al sistema de naftas y gasolinas.

Tanque	Servicio anterior	Servicio actual
56x1	Diesel	RTB
56x2	Diesel	NHT
130x2	Residual	CAO

A pesar de la introducción de los tanques mencionados, el sistema de igual forma se vio impactado con respecto a recipientes de almacenaje, un ejemplo de esto es el CAO el cual es recibido periódicamente en grandes cargamentos y a pesar de que el tanque 130x2 es el más grande del sistema no es suficiente por lo que se ven en la necesidad de usar el tanque 80x11, el cual a su vez es usado para DPN trayendo como consecuencia desviación de producto hacia el



sistema SLOP en caso de que hubiera retraso del buque de carga. El tanque 80x11 anteriormente era usado para la mezcla de gasolina de 91 octanos y al cambiarlo a DPN se generaron problemas en el despacho de gasolinas, ya que varios de los tanques que envían a llenadero son de poca capacidad e insuficientes para satisfacer la creciente demanda, lo que ha causado retrasos en entregas y también varios problemas con la calidad de los productos ya que suelen succionar más de lo debido causando arrastre de sedimentos.

Muchos de los tanques estudiados han presentado derrames a través de los alivios y venteos o en casos más extremos por las paredes externas del tanque, lo cual ocurre mayormente por fallas o descuidos operacionales. Otro caso es el tanque 80x12, el cual maneja gasolina de 95 octanos, y que fue puesto fuera de servicio debido a fallas mecánicas en el techo flotante ocasionando filtraciones del producto a través de él, hecho que pudo ocurrir debido a manejo incorrecto de los niveles operacionales del tanque.

A través de recorridos de las áreas y revisión de planos se pudo conocer las conexiones nuevas y las ya existentes de los diferentes tanques.

En el anexo B se encuentran los datos recogidos en esta etapa sobre bombas, tanques y líneas de procesos.

#### **4.2 Establecimiento de los Valores Máximos, Normales y Mínimos de Operación de las Variables del Sistema**

Esta etapa se llevo a cabo con la finalidad de determinar y comparar los valores máximos, normales y mínimos de operación de las variables del sistema, siendo los valores máximos y mínimos los determinados a

partir de las normas y criterio de diseño de PDVSA, considerados para garantizar la integridad mecánica de los equipos, así como también la seguridad de las personas que laboran en el área.

Los valores operacionales fueron los datos recolectados en los distintos equipos, para las diferentes variables consideradas: flujo, presión, temperatura, nivel y en el caso de las bombas el cabezal neto de succión positiva y cabezal total del sistema, los cuales se obtuvieron por medio de los cálculos mostrados en el capítulo 3.

A continuación se presenta la comparación de los valores máximos, normales y mínimos obtenidos para las bombas, líneas de procesos y tanques.

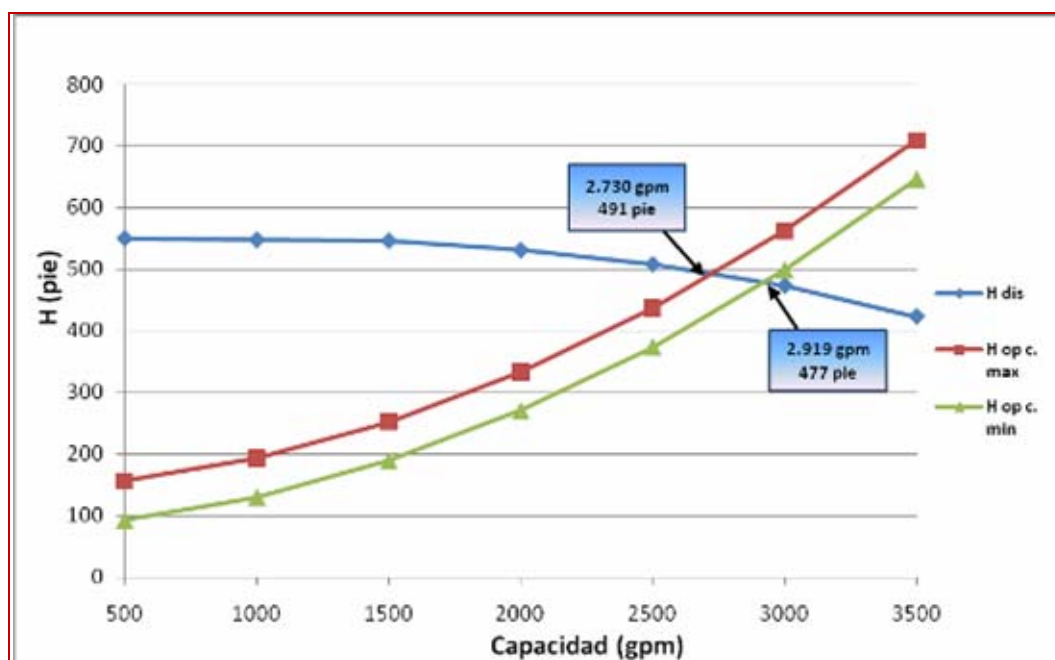
#### **4.2.1 Valores Máximos, Normales y Mínimos para las Bombas del Sistema**

Los flujos de operación de las bombas se tomaron operacionalmente y mediante filosofías y manuales operacionales, teniéndose que para las bombas GA-1S-10/1-10/2-10 se encuentran en un rango de operación de entre 2.500 bbl/h y 3.500 bbl/h (1.750 gpm y 2.450 gpm), dependiendo de la transferencia realizada, como se muestran en la tabla 4.3 de límites operacionales y consecuencias de desviación.

El flujo nominal o máximo para diseño se puede considerar igual a la capacidad de la bomba que en este caso es de 4.642 bbl/h (3.250 gpm) valor tomado de las hoja de especificaciones de diseño de las bombas (anexo B.1), pero adicionalmente se calcularon las cargas del sistema lo que permitió conocer el máximo flujo operacional que son capaces de manejar las bombas para llevar a cabo las transferencias estudiadas. Este valor viene representado por el corte de la curva característica de la

bomba (H vs Q) con la de operación del sistema obtenido para cabezal estático máximo y cabezal estático mínimo.

En la figura 4.3 se presentan las curvas para cabezal estático máximo y mínimo (Hop c. máx y Hop c. mín, respectivamente) en la transferencia más crítica (reformado desde el tanque 80x23 hasta 80x39) vs la curva de cabezal de diseño (H dis) para éstas bombas (GA-1S-10/1-10/2-10). Se observa que los cortes se dan a flujos de 3.900 bbl/h y 4.170 bbl/h (2.730 gpm y 2.919 gpm); comparando éstos valores con la capacidad de la bomba se observa que son más restrictivos por lo que ofrecen mayor garantía para la seguridad del equipo, tomándose como flujo máximo, el valor obtenido a cabezal estático máximo ya que es el menor.



**Figura 24.** Curva característica de diseño para las bombas GA-1S-10/1-10/2-10 vs curva característica de operación para la carga de reformado desde el tanque 80x23 hacia el tanque 80x39.

**Tabla 18.** Tabla de límites operacionales y consecuencias de las desviaciones para las bombas.

DISCRIPCIÓN		LÍNEAS OPERACIONALES Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES EN EL Área Análisis de Rendimiento de Gasajó																		
		EQUIPOS OPERACIONALES - BOMBAS																		
		NPS-H		PRESIÓN (PSI)				FLUJO (GPM)				TEMPERATURA (°F)				CARGA (ies)	RENDIMIENTO (A-F)	RENDIMIENTO (H-F)	% ERRORES	
				DESCARGA		SUCCIÓN		RINGUQUEACIÓN		DEBIDO		RINGUQUEACIÓN		DEBIDO						
Dip	Mh	Req	Típico	Práct	Típico	Práct	Típico	f1	f2	Frín	Frón	Típico	t1	t2	Debido					
Teg	GA1-D	212	14	13	13	19	23		250	350	994	3300	90	85	90	118	444	271	345	81
Servicio	CASDINA MEFAS																			
Rúete		c	a	c	c	c	c	b	b	b	c	a	b	b	b	d	a	c	c	a
Consecuencias de Desviaciones		NPS-H bajo o por debajo de la calificación		Carga Práct. de potencia de los sistemas reales				Fracc. de flujo de rotor Frín real de rotor de flujo				Tracc. de potencia de los sistemas reales y estado de equipo								
Teg	GA1-D	212	14	13	13	19	23		250	350	994	3300	90	85	90	118	444	271	345	81
Servicio	CASDINA MEFAS																			
Rúete		c	a	c	c	c	c	b	b	b	c	a	b	b	b	d	a	c	c	a
Consecuencias de Desviaciones		NPS-H bajo o por debajo de la calificación		Carga Práct. de potencia de los sistemas reales				Fracc. de flujo de rotor Frín real de rotor de flujo				Tracc. de potencia de los sistemas reales y estado de equipo								
Teg	GA2-D	212	14	13	13	19	23		250	350	994	3300	90	85	90	118	444	271	345	81
Servicio	CASDINA MEFAS																			
Rúete		c	a	c	c	c	c	b	b	b	c	a	b	b	b	d	a	c	c	a
Consecuencias de Desviaciones		NPS-H bajo o por debajo de la calificación		Carga Práct. de potencia de los sistemas reales				Fracc. de flujo de rotor Frín real de rotor de flujo				Tracc. de potencia de los sistemas reales y estado de equipo								
Teg	GA22A	247	18	71	71	15	24		120	220	115	2500 4200 [1]	90	85	90	118	1011	57	704	81
Servicio	MEFAS																			
Rúete		c	a	c	c	c	c	b	b	b	c	a	b	b	b	d	a	c	c	a
Consecuencias de Desviaciones		NPS-H bajo o por debajo de la calificación		Carga Práct. de potencia de los sistemas reales				Fracc. de flujo de rotor Frín real de rotor de flujo				Tracc. de potencia de los sistemas reales y estado de equipo								

Ntes  
[1] Caudal de la bomba en el estado de funcionamiento

Legenda: a) Rendimiento de bomba  
b) Información operacional  
c) Valor calculado  
d) Número de rotaciones de rotor

En cuanto al flujo mínimo éste se calculó siguiendo las normas de PDVSA y el procedimiento mostrado en el capítulo 3, dando un valor de 904 bbl/h (632,8 gpm) como se observa en la tabla 4.3.

De igual forma se graficaron los cabezales para el resto de las transferencias con sus respectivas bombas, obteniéndose un resultado similar para las bombas de El Chaure (P-1M/2M).

Ya que las bombas del mezclador de gasolina trabajan solas o en serie, en la tabla 4.4 se observan los valores obtenidos para la transferencia desde el tanque 80x27 hasta el 35x4 para ambas modalidades. En la figura 4.4 se tiene el funcionamiento de las bombas G-2823A/B cuando trabajan solas, observándose que la curva para cabezal máximo se encuentra por encima de la curva operacional de la bomba lo que significa que la bomba no es capaz de operar a cabezal estático máximo, y la curva de cabezal mínimo corta a un valor de 2.500 bbl/h (1.750 gpm) por lo que las bombas solo son capaces de trabajar a cabezal estático mínimo hasta este flujo.

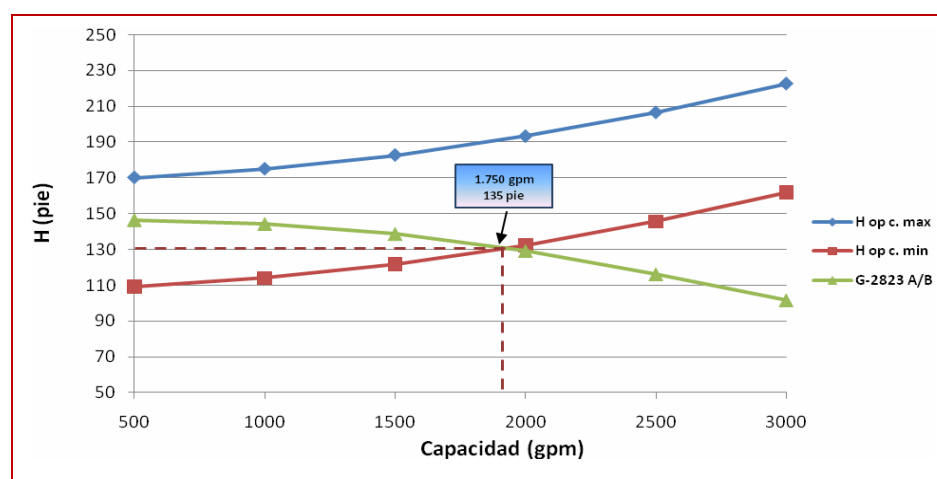
**Tabla 19.** Cabezales estáticos y cargas totales máximos y mínimos de bombeo desde el tanque 80x27 hacia el tanque 35x4.

Caudal (gpm)	Cabezal estático (pies)		Carga total (pies) sin bombas G-2834A/B		Carga total (pies) en serie con bombas G-2834A/B	
	Máximo	Mínimo	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima
500	44	-17	170,1004	109,1004	91,1557	30,1557
1.000			174,9739	113,9739	92,6140	31,6140
1.500			182,7123	121,7123	94,9140	33,9140
2.000			193,2963	132,2963	98,0569	37,0569
2.500			206,6633	145,6633	101,9890	40,9890
3.000			222,8529	161,8529	106,7540	45,7544
3.500			241,8446	180,8446	112,3350	51,3354

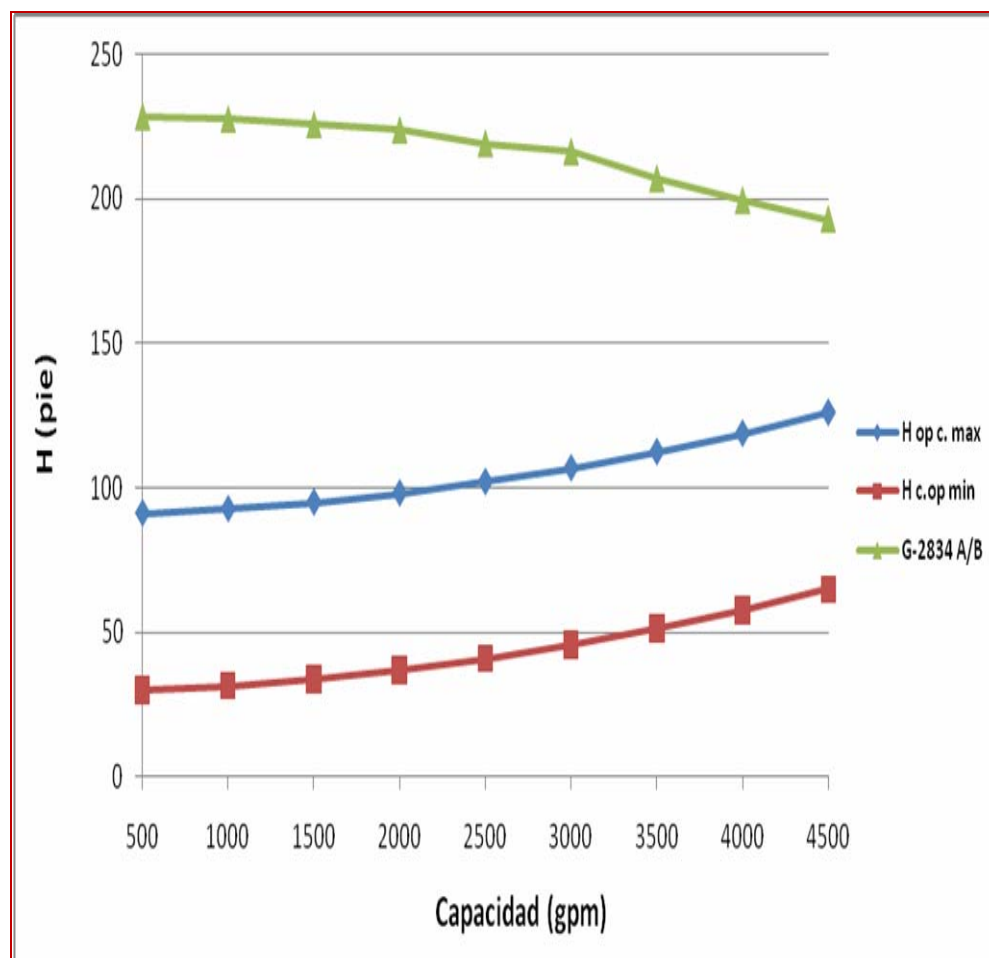
Para el caso de la operación del sistema en serie se tuvo que trabajar con la curva de cabezal de diseño de las bombas G-2834A/B ya que no se disponía de la curva característica de diseño para el sistema en serie, en la figura 4.5 se observa la curva de diseño junto con las curvas correspondientes a la carga total máxima y mínima calculadas para cuando las bombas trabajan en serie.

En la figura 4.5 se observa que las curvas se realizaron hasta un valor de 4.500 gpm, el cual es un flujo cercano a la capacidad de las bombas G-2834A/B. Las curvas para las cargas del sistema no llegan a cortar la curva de diseño de las bombas, lo que garantiza un trabajo eficiente del sistema mientras opere por debajo de la capacidad de estas bombas.

Todas las bombas de succión del mezclador de gasolinas se comportan de manera similar a las G-2823A/B, y sus tablas de resultados y graficas se pueden ver en el anexo C.



**Figura 195.** Curva característica de diseño para las bombas G-2823A/B vs curva característica de operación para la carga de gasolina natural desde el tanque 80x27 hacia el tanque 35x4.



**Figura 206.** Curva característica de diseño para las bombas G-2834A/B vs curvas característica de operación para la carga de gasolina natural desde el tanque 80x27 hacia el tanque 35x4.

Las presiones de succión y descarga se calcularon para diversos caudales como se muestra en las tablas 4.5 y 4.6, recordando que para las bombas GA-1S-10/1-10/2-10 se estudiaron dos transferencias diferentes, observándose que las condiciones más críticas tanto para la succión como la descarga corresponden a la transferencia de reformado ya que tiene los valores más altos de presiones.

**Tabla 20.** Presiones de succión y descarga para distintos flujos en la transferencia de DPN desde el tanque 80x11 hasta muelle #3.

Caudal (gpm)	P <sub>s</sub> (psia)	P <sub>d</sub> (psia)
500	29,5059	4,6988
1.000	29,9171	14,6276
1.500	30,5740	30,5567
2.000	31,4700	52,4321
2.500	32,6051	80,2497
3.000	33,9788	114,003
3.500	35,5907	153,688

Leyenda:

$\Delta p_{total}$ : caída de presión total en los tramos de succión.

P<sub>0 tk-80x11</sub>: presión en la entrada de la línea de succión del tanque 80x11.

P<sub>muelle#3</sub>: presión en el muelle#3.

P<sub>s</sub> y P<sub>d</sub>: presiones de succión y descarga de las bombas GA-1S-10/1-10/2-10.

**Tabla 21.** Presiones de succión y descarga, para distintos flujos en la transferencia de reformado desde el tanque 80x23 al tanque 80x39.

Caudal (gpm)	P <sub>s</sub> (psia)	P <sub>d</sub> (psia)
500	32,3745	72,6329
1.000	32,7043	84,1884
1.500	33,2244	102,7323
2.000	33,9314	128,1599
2.500	34,8239	160,4684
3.000	35,9012	199,6448
3.500	37,1628	245,6848

Leyenda:

$\Delta p_{total}$ : caída de presión total en los tramos de succión.

P<sub>0 tk-80x23</sub>: presión en la entrada de la línea de succión del tanque 80x23.

P<sub>0 tk-80x39</sub>: presión en la salida de la línea de descarga del tanque 80x39.



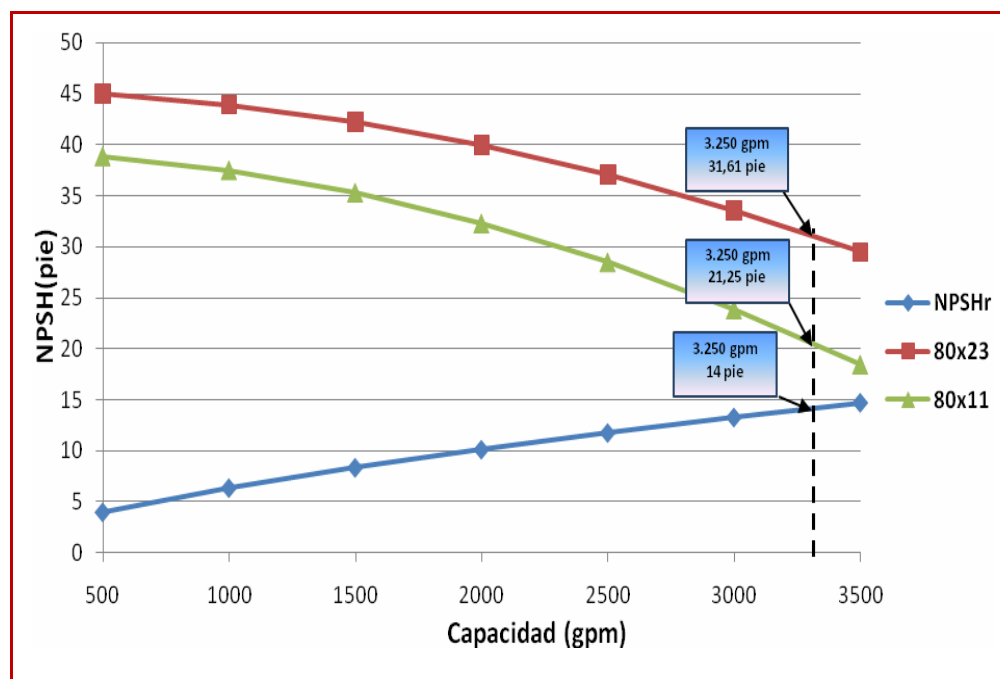
$P_s$  y  $P_d$ : presiones de succión y descarga de las bombas GA-1S-10/1-10/2-10.

Para llenar las tablas de los límites de operación se obtuvieron los valores de presión de succión y descarga típicos basándose en el rango de flujo operacional establecido (1.750 gpm y 2.450 gpm) obteniéndose los resultados mostrados en la tabla 4.3 para las bombas GA-1S-10/1-10/2-10 de límites de operación segura, donde la presión de succión es de 19 psi y la presión de descarga 150 psi, y las presiones máximas de succión y descarga calculadas por las normas fueron de 23 psi y 193 psi respectivamente. De igual forma se presenta para el resto de las bombas en el anexo D.

En cuanto al valor de NPSH mínimo disponible, éste cálculo se realizó para diversos flujos como se observa en la tabla 4.7, los cuales se procedió a graficar en la figura 4.6  $NPSH_{disponible}$  vs  $NPSH_{req}$ , donde se puede ver que para la capacidad de la bomba se trabaja con un NPSH por encima de los 3 pies con respecto al valor de diseño ( $NPSH_{req}$ ), para las dos transferencias evaluadas.

**Tabla 22.** NPSH calculados para las transferencias evaluadas desde los tanques 80x11 y 80x23 vs.  $NPSH_{req}$  de las bombas GA-1-10/1S-10/2-10 para distintos flujos.

Caudal (gpm)	NPSH disponible (pies)		NPSH <sub>req</sub> (pies)
	Tk-80x11	Tk-80x23	
500	38.8675	44.97847	4,0196
1.000	37.4946	43.91584	6,3808
1.500	35.2945	42.23699	8,3612
2.000	32.2881	39.95216	10,1288
2.500	28.475	37.06574	11,7535
3.000	23.8571	33.58001	13,2725
3.500	18.4354	29.49628	14,7090



**Figura 217.** Curva de funcionamiento de NPSH requerido para las bombas GA-1S-10/1-10/2-10 vs curva de NPSH disponible para el sistema de DPN desde el tanque 80x11 y de reformado desde el tanque 80x23.

Los NPSH calculados para las bombas de El Chaure (P-1M/2M) se encuentran en la tabla 4.8, observándose que los valores son bastante altos en comparación con el  $NPSH_{req}$ . Esto se debe a que éste valor depende principalmente de la altura de elevación mínima del tanque con respecto a la succión de la bomba y en este caso para cualquier tanque estudiado en esta área, la elevación es bastante alta en comparación con los tanques evaluados para las transferencias de las demás bombas. Esto no representa un peligro para la bomba pero por normas de diseño cuando el NPSH disponible que se calcula es mayor de 7,6 m (25 pie), un valor de 7,6 m (25 pie) mínimo se especifica, en vez del valor real (PDVSA, 1997).

Siguiendo la norma de diseño citada, en las tablas de límites de operación para éstas bombas se colocó un valor de 25 pie como  $NPSH_{min}$ .

**Tabla 23.**  $NPSH_{disponible}$  calculados para la transferencia evaluada desde el tanque 80x37 y  $NPSH_{req}$  de las bombas P-1M/2M para distintos flujos.

Caudal (gpm)	$NPSH_{disponible}$ (pies)	$NPSH_{req}$ (pies)
500	139,1041	16,67
1.000	137,2995	16,67
1.500	134,3841	16,67
2.000	130,4029	16,67
2.500	125,3479	20
3.000	119,2208	22,22
3.500	112,0226	28,89

Para el resto de las bombas los resultados de  $NPSH$  para distintos flujos de observan en el anexo C y en el anexo D sus límites valores operacionales.

#### 4.2.2 Valores Máximos, Normales y Mínimos para las Líneas del Sistema

En la tabla 4.9 se encuentran los límites operacionales establecidos para algunas líneas y el resto están en el anexo D.


Los valores operacionales de las líneas de proceso van a depender de la operación que realicen; como sólo se evaluaron las líneas de succión - descarga de las bombas del sistema entonces éste valor depende de las operaciones realizadas por las bombas.

En cuanto a los valores máximos de flujo, estos se calcularon dependiendo del diámetro de la tubería y la velocidad de erosión para

servicio intermitente, tomándose un 50% de este valor, observándose que las líneas no operan por encima de su límite máximo, y para flujo mínimo no existe restricción por lo tanto no representa un problema.

El valor de presión máximo permisibles de trabajo fue el mismo para todas las líneas ya que este se calculo en base al “rating” de las tuberías y accesorios, obteniéndose una presión de 285 psi. Todas las presiones de operación para las líneas se encuentran por debajo de su límite máximo, el cual está establecido por las presiones de succión y descarga de las bombas.

**Tabla 24.** Tabla de límites operacionales y consecuencias de las desviaciones para las líneas de proceso del área de Guaraguao.

 <b>LIMITES OPERACIONALES Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES EN MCYP</b> Área: Almacenaje de Productos Guaraguao															
LINEAS DE PROCESO															
DESCRIPCIÓN	PRESIÓN (PSIG)				FLUJO (BPH)				TEMPERATURA (°F)						
	Típico	Rango operación		Diseño		Típico	Rango operación		Diseño		Típico	Rango operación		Diseño	
		p1	p2	Pmin.	Pmáx.		f1	f2	Fmin.	Fmáx.		t1	t2	Tmin.	Tmáx.
16" X10"X16"X14" SUCCION DPN															
EQ TQS 56X11		2.2	15		285	2.100	450	2.200		4.125	85	85	90	70	140
BOMBAS DEL MEZCLADOR															
Fuente:		a	a		c	b	b	b		a	b	b	b	c	a
Consecuencia de las desviaciones	P máx.: potencial daño a la integridad mecánica de la línea				F máx.: erosión				T mín.: posible estratificación del producto						
16" SUCCION ALQUILATO															
EQ TQS 56X11/80X21/80X22/80X23		10	24		285	1.600	300	1.650		9.246	85	85	90	70	140
BOMBAS DEL MEZCLADOR Y LA FOSA DE BOMBAS															
Fuente:		a	a		c	b	b	b		a	b	b	b	c	a
Consecuencia de las desviaciones	P máx.: potencial daño a la integridad mecánica de la línea				F máx.: erosión				T mín.: posible estratificación del producto						
16" SUCCION ALQUILATO															
EQ TQS 80X18/80X19/80X20		10	21		285	2.100	600	3.500		9.246	85	85	90	70	140
BOMBAS DEL MEZCLADOR Y LA FOSA DE BOMBAS															
Fuente:		a	a		c	b	b	b		a	b	b	b	c	a
Consecuencia de las desviaciones	P máx.: potencial daño a la integridad mecánica de la línea				F máx.: erosión				T mín.: posible estratificación del producto						
16" SUCCION GRIS															
EQ TQS 80X23/22/21		10	24		285	2.100	600	3.500		9.246	85	85	90	70	140
BOMBAS DEL MEZCLADOR Y LA FOSA DE BOMBAS															
Fuente:		a	a		c	b	b	b		a	b	b	b	c	a
Consecuencia de las desviaciones	P máx.: potencial daño a la integridad mecánica de la línea				F máx.: erosión				T mín.: posible estratificación del producto						

**Legenda:**  
a) Valor calculado  
b) Información operacional  
c) Normas y Criterios de Diseño

La temperatura operacional se encuentra por encima de la temperatura ambiente, siendo este el límite inferior y en cuanto al superior, ya que no se tiene la de diseño, está se fijo en 50 F por encima de la temperatura de operación (PDVSA, 1995) .

#### **4.2.3 Valores Máximos, Normales y Mínimos para los Tanques del Sistema**

La tabla 4.10 contiene los valores operacionales establecidos para algunos tanques del sistema, el resto se encuentran en el anexo D. Cabe destacar que los límites de nivel establecidos se obtuvieron de las alarmas alto-alto y bajo-bajo, valores calculados recientemente por la Gerencia Técnica (gerencia encargada de la evaluación y control de riesgo asociados a los procesos industriales) y mostradas como datos operacionales recolectados en la tabla 3.3, debido a la inexistencia de la información de diseño del fabricante y de los soportes de los techos flotantes.

Los flujos operacionales establecidos para cada tanque dependieron de las operaciones realizadas, es decir si la descarga o la succión es de una planta entonces depende del valor promedio que ésta establezca o en caso de que sean por transferencias de las bombas entonces serán los flujos que se obtuvieron para la operación de las bombas, como se observa en la tabla 4.10. Debido a la falta de información en cuanto a los alivios y venteos de los tanques no se pudieron obtener los flujos de diseño, por lo cual no se pudo hacer una comparación de estos con los de operación.

En el caso de los niveles de diseño de los tanques para el límite máximo se tiene que en todos los casos este valor se encuentra a un margen de entre 4 y 5 pies con respecto a la altura del tanque esto con el

fin de que se tenga tiempo de tomar las previsiones necesarias en caso se pase este límite y poder controlar el derrame ocasionado, y en operación normalmente se opera hasta 1 pie por debajo de esta alarma.


La alarma bajo-bajo de los tanques fue establecida dependiendo de la altura a la cual se encuentra la succión de éste para los de techo cónico, pero como la mayoría son de techo flotante el límite mínimo es de 4 a 5 pies, valor que depende de la altura a la que se encuentren los soportes del techo. En la tabla 4.10 se puede observar que los tanques generalmente los operan por debajo de ésta alarma bajo-bajo, lo que puede traer graves consecuencias.

En cuanto a las temperaturas de diseño máximas y mínimas debido a la falta de información se siguió lo establecido por las normas de diseño de PDVSA para temperatura y presión de diseño, donde la mínima es igual a la temperatura ambiente (70°F) y la máxima es la operacional más 50°F (140°F), observándose en la tabla 4.10.

#### **4.2.4 Valores Máximos, Normales y Mínimos para el Mezclador de Gasolina**

Para el mezclador de gasolina no se consiguió la data de diseño, por lo que siguiendo algunas normas para líneas de proceso se establecieron parte de los valores, mostrados en la tabla 4.11.

**Tabla 25.** Tabla de límites operacionales y consecuencias de las desviaciones para los tanques.

 <b>LIMITES OPERACIONALES Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES EN M/C P</b> <b>Área: Almacenaje de Productos</b> <b>Guayaquil</b>																	
<b>EQUIPOS ESTÁTICOS- TANQUES</b>																	
DESCRIPCIÓN		PRESIÓN (PSIG)			NIVEL (F)				TEMPERATURA (°F)				FLUJO (BPH)				
		Típico	Diseño		Rango de op		Diseño		Típico	Rango de op		Diseño		Succión		Descarga	
			Prím	Préc	f1	f2	Lmín	Lmác		T1	T2	Tmín	Tmác	Típico	Frím	Típico	Frím
Tag	392	0			3	36	5	37	90	85	90	70	140	3.0007.00 0[2]	[1]	6.0006 00[4]	[1]
Servicio	G91																
Fuente:		d			b	b	a	a	b	b	b	d	d	b	d	b	d
Consecuencia de las desviaciones		L máx: derrame del producto L mín: cavitación de las bombas, arrastre de sólidos				T máx: daños en la integridad mecánica y manejo riesgos del producto											
Tag	393	0			3	36	5	37	90	85	90	70	140	3.0007.00 0[2]	[1]	6.0006 00[4]	[1]
Servicio	G91																
Fuente:		d			b	b	a	a	b	b	b	d	d	b	d	b	d
Consecuencia de las desviaciones		L máx: derrame del producto L mín: cavitación de las bombas, arrastre de sólidos				T máx: daños en la integridad mecánica y manejo riesgos del producto											
Tag	394	0			3	36	5	37	90	85	90	70	140	3.0007.00 0[2]	[1]	6.0006 00[4]	[1]
Servicio	G95																
Fuente:		d			b	b	a	a	b	b	b	d	d	b	d	b	d
Consecuencia de las desviaciones		L máx: derrame del producto L mín: cavitación de las bombas, arrastre de sólidos				T máx: daños en la integridad mecánica y manejo riesgos del producto											
Tag	395	0			3	36	5	37	90	85	90	70	140	3.0007.00 0[2]	[1]	6.0006 00[4]	[1]
Servicio	G95																
Fuente:		d			b	b	a	a	b	b	b	d	d	b	d	b	d
Consecuencia de las desviaciones		L máx: derrame del producto L mín: cavitación de las bombas, arrastre de sólidos				T máx: daños en la integridad mecánica y manejo riesgos del producto											
<p><b>Notas:</b></p> <p>[1] Se requiere información de los ventos y alivios            [2] Requisito de despacho            [3] Depende de la operación a realizar            [4] Depende de la mezcla de gasolina</p> <p><b>Legenda:</b> a) Lista de alarmas            b) Información operacional            c) Valor calculado            d) Normas y criterios de diseño</p>																	

**Tabla 26.** Condiciones operacionales del mezclador de gasolinas.

Presión de diseño (psig)	Flujos operacionales (bbl/h)		Temperatura (°F)				
	Mínimo	Máximo	Típico	Rango operacional		Diseño	
				Mínimo	Máximo	Mínimo	Máximo
740	2.000	5.000	90	85	90	70	140

El cabezal de mezclado presenta un diámetro de 20 pulgadas y el “rating” para los accesorios es de clase 300 por lo que se estableció una presión máxima de trabajo igual a 740 psi. En cuanto a las presiones de operación no se pudo establecer debido al amplio rango de presiones que se puede generar por los diferentes tipos de mezclas.

Los flujos operacionales van a depender de la operación de las bombas y se encuentran en rango entre 2.000 bbl/h y 5.000 bbl/h y el valor límite no se pudo establecer por falta de la data de diseño.

Las temperaturas máximas y mínimas se pudieron establecer siguiendo las normas de PDVSA, donde la mínima será la ambiente y las máximas la de operación más 50°F.

#### **4.3 Análisis de las Consecuencias Ocasionadas por las Desviaciones Operacionales de las Variables de Proceso**

Las consecuencias ocasionadas por las desviaciones operacionales de las distintas variables de proceso se analizan a continuación para los distintos equipos estudiados. Dichas consecuencias también se encuentran resumidas en las tablas de los límites operacionales establecidos para cada equipo.

##### **4.3.1 Análisis de las Consecuencias Ocasionadas por las Desviaciones Operacionales de las Variables de Procesos para las Bombas**

En el caso de que la presión de descarga llegara a sobrepasar su presión máxima establecida se provocarán daños potenciales a las conexiones y sellos mecánicos de las bombas, por lo que se presentarán fugas del fluido manejado. Cuando la bomba trabaja con presiones y



temperaturas muy cerca a las de vaporización del producto ocurre el fenómeno llamado vaporización donde hay pequeñas explosiones (bocanadas) y expulsión de vapores en las caras del sello produciendo fugas excesivas y daños.

Si la bomba llegara a operar a flujos bajos, la temperatura del líquido bombeado se incrementará y pueden excederse los límites permisibles, además se puede llegar al punto que ocurra recirculación interna tanto en la succión como en la descarga del impulsor; cuando esto ocurre hay daños considerables en los materiales de los impulsores, platos de succión y otros elementos en la parte hidráulica del equipo.

Otra consecuencia de operar a bajo flujo es la formación de burbujas de gas o aire dentro del rodete provocando problemas de cavitación y por consiguiente daños en los rotores y altas vibraciones y ruidos.

La temperatura de operación no debería sobrepasar su valor máximo establecido ya que puede producir variabilidad de la estructura metalográfica del material de las carcasas de las bombas, así como daños mecánicos en los internos de las mismas (impulsores, sellos, cojinetes), y al producirse daños en los sellos de las bombas se presentarán fugas del fluido.

Operar a flujos por encima de su capacidad de diseño hará que la bomba presente problemas de cavitación. Para evitar esta situación las bombas deben disponer de suficiente NPSH disponible (mayor que el NPSH requerido) (tabla 4.3).

En la tabla 4.12 se muestran los límites operacionales establecidos para las bombas del sistema, los cuales fueron determinados en el año 2001 por PDVSA, y en la tabla 4.13 se comparan dichos valores con los

obtenidos en la evaluación de las bombas GA-1-10/1S-10/2-10. Al comparar los flujos máximos de diseño se observa que el valor actual está por encima del obtenido, esto es debido a que cuando se establecieron los límites actuales se tomo como flujo máximo la capacidad de la bomba pero para la evaluación realizada este valor fue delimitado por las curvas de carga del sistema, como se discutió en la etapa 4.2, por lo que se deduce que el sistema puede estar operando fuera límites ocasionando las fallas operacionales que se están presentando, tales como rompimiento de sellos, fugas de fluido, cavitación de las bombas, etc.

**Tabla 27.** Límites operacionales actuales para las bombas del sistema (PDVSA, 2001).

DESCRIPCIÓN		FLUJO (BPH)				
		Típico	Rango de Operación		Diseño	
			f1	f2	Fmin.	Fmax.
Tag:	GA-2-10	3000 (b)	2500 (b)	4000 (b)	1000 (c)	4643 (a)
Servicio:	GASOLINAS / NAFTAS					
P&ID:	MV-I-285147					
Revisión:	0					
Consecuencias de las Desviaciones:		Fmin.: Recalentamiento del fluido				
Tag:	GA-7-10	3000 (b)	2500 (b)	4000 (b)	1300 (c)	4643 (a)
Servicio:	GSP / NAFTAS					
P&ID:	MV-I-285142					
Revisión:	0					
Consecuencias de las Desviaciones:		Fmin.: Recalentamiento del fluido				
Tag:	GA-16-10	3000 (b)	2500 (b)	4000 (b)	1300 (c)	4643 (a)
Servicio:	GSP / NAFTAS					
P&ID:	MV-I-285142					
Revisión:	0					
Consecuencias de las Desviaciones:		Fmin.: Recalentamiento del fluido				
Tag:	GA-1-10	3000 (b)	2500 (b)	4000 (b)	1000 (c)	4643 (a)
Servicio:	GASOLINAS / NAFTAS					
P&ID:	MV-I-285147					
Revisión:	0					
Consecuencias de las Desviaciones:		Fmin.: Recalentamiento del fluido				
Tag:	GA-1S-10	3000 (b)	2500 (b)	4000 (b)	1000 (c)	4643 (a)
Servicio:	GASOLINAS / NAFTAS					
P&ID:	MV-I-285147					
Revisión:	0					
Consecuencias de las Desviaciones:		Fmin.: Recalentamiento del fluido				

**Leyenda:** a) Hoja de Especificaciones      b) Información Operacional  
c) Valor Calculado

**Tabla 28.** Comparación de los valores límites actuales y obtenidos para las bombas GA-1-10/1S-10/2-10.

Bombas GA-1-10/1S-10/2-10	Rango Operacional (Bbl/H)		Diseño (Bbl/H)	
	F1	F2	F Mín	F Máx
Límite Actual	2.500	4.000	1.000	4.643
Límite Obtenido	2.500	3.500	904	3.900

#### 4.3.2 Análisis de las Consecuencias Ocasionadas por las Desviaciones Operacionales de las Variables de Procesos para las Líneas de Proceso

Las presiones de operación de las líneas no deben estar por encima de la presión máxima establecida debido a que se presentarían daños en la integridad de los accesorios, bridas, válvulas y elementos de medición presentes en las líneas de proceso.

Si el flujo típico es mayor que el flujo máximo habrá problemas de erosión en las paredes internas de las tuberías lo que puede causar acumulación de sedimentos y acelerar el proceso corrosivo de la tubería (tabla 4.9).

En la tabla 4.14 se comparan los valores de flujos máximos obtenidos mediante la evaluación de las línea de descarga naranja a muelle 12"x10" con los que se encuentran actualmente establecidos (PDVSA, 2001). Dicha línea presentó recientemente fugas por alto grado de corrosión.

**Tabla 29.** Flujos máximos por diseño calculado y límite actual para la línea descarga naranja a muelle 12"x10".

Flujo máximo por diseño (bbl/h)	
Límite obtenido	Límite actual
4.125	7.400

El límite operacional con el que cual trabaja actualmente la línea de descarga naranja a muelle 12"x10" es de 7.400 bbl/h, dicho valor fue calculado a partir de un 90% de la velocidad límite de erosión, pero siguiendo las normas de PDVSA para diseño de tuberías en la evaluación realizada a las líneas se tomo un 50% de la velocidad límite de erosión dando un valor de 4.125 bbl/h.

La causa por la cual muchas de las líneas evaluadas han presentado altos grados de corrosión y como consecuencias fugas de productos, se puede deber a que el valor límite bajo el cual son operadas actualmente se encuentra cercano a la velocidad límite de erosión y mientras esto ocurra se arriesgan a que haya formación de sedimentos y por lo tanto corrosión de las líneas.

#### **4.3.3 Análisis de las Consecuencias Ocasionadas por las Desviaciones Operacionales de las Variables de Procesos para los Tanques**

Si el nivel de operación se incrementa por encima del nivel máximo habrá derrame del líquido almacenado.

Para el caso de la temperatura de operación cuando se encuentre por encima de la máxima habrá daños en la integridad mecánica del equipo, además de manejo riesgoso del producto almacenado.

La mayoría de los tanques del área operan por debajo del nivel mínimo por diseño (tabla 4.10). Este valor fue calculado recientemente y depende de la altura de los soportes de los techos flotantes; cuando se opera por debajo del mínimo se ocasionan problemas de cavitación en las bombas que succionan de los tanques y arrastres de sólidos del fondo del tanque lo que comprometería la calidad del producto y pueden llegar a ceder los soportes que aguantan los techos flotante, causando graves daños.

Esta falta operacional que se comete al succionar los tanques ha traído graves consecuencias principalmente con las calidades de los productos y el manejo de las bombas, así como también se han sacado de servicio algunos tanques como el 80x12, por daños en el techo.

#### **4.3.4 Análisis de las Consecuencias Ocasionadas por las Desviaciones Operacionales de las Variables de Procesos para el Mezclador de Gasolina.**

Cuando se sobre pasa la presión establecida como límite máximo de presión puede ocurrir daño potencial a la integridad mecánica del equipo. Para el caso de la desviación de los valores de flujo puede afectar la calidad de la mezcla.

#### **4.4 Conclusiones**

1- Las bombas usadas para transferencia y carga de productos (GA-1-10/1S-10/2-10) no son suficientes para cumplir con los compromisos de la empresa.

2- Los tramos incorporados a las líneas de proceso no ayudan a la flexibilidad operacional del sistema, se requiere de la incorporación de nuevas líneas de procesos.

3- A pesar de la incorporación de los tanques al sistema éstos no son suficientes para disminuir el impacto ocasionado por el aumento de productos.

4- Se modificaron los tanques introducidos al sistema para poder cumplir con las normativas exigidas.

5- Los flujos máximos de diseño para las bombas fueron tomados de la intercepción de las curvas características de las bombas (H vs Q) con las curvas originadas por las cargas del sistema a cabezal estático máximo, ya que este valor es más restrictivo en comparación con la capacidad de la bomba.

6- Las bombas GA-1-10/1S-10/2-10 y P-1M/2M se encuentran operando actualmente fuera de límite con respecto al flujo máximo.

7- Las bombas de succión del mezclador de gasolinas no deberían operar sin las bombas G-2834A/B, ya que sólo pueden trabajar a cabezal estático mínimo lo que no garantiza la seguridad e integridad del equipo.

8- Cuando las bombas de succión del mezclador de gasolinas operan en serie con las bombas G-2834A/B pueden trabajar a cualquier flujo dentro de su capacidad de operación.

9- Las líneas de proceso se encuentran operando para flujo por encima del límite establecido lo que puede ser la causa de las fugas presentadas en distintos tramos de tuberías.

10- La operación continua de los tanques fuera de sus límites establecidos para nivel de operación pueden ser la causa de los problemas en la estructura que algunos han presentado, así como también las fallas en la calidad del producto y cavitación en las bombas.

11- Los límites de flujo para los tanques no se pudieron determinar por falta de información sobre los alivios y venteos.

12- Las consecuencias derivadas del funcionamiento de los equipos fuera de los límites de operación establecidos afectan principalmente a la integridad mecánica de estos, así como también la calidad de los productos manejados, la seguridad del personal y el ambiente.

#### **4.5 Recomendaciones**

1. Analizar las posibilidades de incorporar nuevas bombas, líneas y tanques al sistema.

2. Operar las bombas de succión del mezclador sólo en serie con las bombas G-2834 A/B para garantizar la integridad y seguridad del equipo.

3. Instalar instrumentos de medición (presión, temperatura y caudal) y calibrar los ya existentes para los equipos de las distintas áreas.

4. Evitar descuidar los niveles de los tanques al momento de hacer una transferencia de productos ya que pueden traer graves consecuencias tanto al equipo como al ambiente.

5. Operar los equipos dentro de sus valores máximos y mínimos establecidos para evitar daños a la integridad física y mecánica de éstos,

y no comprometer la calidad de los productos así como también la seguridad del personal y el ambiente.



## BIBLIOGRAFÍA

American petroleum institute., **“Manual of petroleum measurement standards”**, Evaporitive loss from floating-roof tanks. Chapter 19, 1<sup>era</sup> edición, USA, (1997).

Arias, R., **“Evaluación de las condiciones de operación segura de la planta de craqueo catalítico fluidizado refinería de Puerto la Cruz”**, Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui (2001).

ASME ANSI B16.5., **“Pipe flanges and flanged fittings”**, American Society of Mechanicals Engineers. 1<sup>era</sup> edición, USA, (1996)

Briceño, M. **“Evaluación de las condiciones de operación segura de la planta de tratamiento de agua potable- Rio Neverí, torres de enfriamiento y generación de vapor de la refinería de Puerto la Cruz”**, Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Los Andes (2005).

Carias, A., **“Evaluación de la Interconexión de los tanques 80X35 y 80X36 al sistema de manejo de nafta liviana local y nafta pesada foránea de la refinería de Puerto la Cruz”**, Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui (2008).

Crane, H., **“Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías”**, 1<sup>era</sup> edición, Editorial McGRAW-HILL, México, (1992).

González, L. **“Evaluación de las condiciones máximas y mínimas de operación de los equipos involucrados en el sistema de transporte y almacenamiento de crudo y productos en la refinería de Puerto la Cruz y El**

**Chaure**", Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui **(2001)**.

Karassik, I., "**Handbook pump**", 3<sup>era</sup> edición, McGRAW-HILL, USA, **(2001)**.

Ley penal de ambiente., "**Normas sobre la calidad del aire y control de la contaminación ambiental**", Decreto N°638. Artículo 11, **(1995)**.

McNaughton, K. "**Bombas, selección, uso y mantenimiento**", 1<sup>era</sup> edición, Editorial McGRAW-HILL, México, **(1990)**.

Moreno, J. "**Evaluación de la información de seguridad de los procesos para las unidades de destilación atmosféricas DA-2, DA-3 y la unidad de redestiladora de Gasolina 051 en la Refinería de Puerto La Cruz, PDVSA**", Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui **(2002)**.

Osorio, V., González, L., España, F., "**Manual de información de seguridad de los procesos. Movimiento de crudo y productos (sistema de productos)**", Puerto la Cruz, **(2001)**.

PDVSA, "**Bombas. Cálculos en servicio de bombeo. Manual de diseño de procesos**", PDVSA N° MDP-02-FF-06, **(1996)**.

PDVSA, "**Bombas. NSPH. Manual de diseño de procesos**", PDVSA N° MDP-02-P-04, **(1997)**.

PDVSA, "**Bombas. Principios básicos. Manual de diseño de procesos**", PDVSA N° MDP-02-P-02, **(1997)**.

PDVSA, "**Bombas. Tipos de bombas. Manual de diseño de procesos**",

PDVSA N° MDP-02-P-05, (1997).

PDVSA, **“Cálculo hidráulico de tuberías. Manual de ingeniería de diseño”**, PDVSA N° L-TP 1.5, (1994).

PDVSA, **“Cálculos en servicio de bombeo. Manual de diseño de procesos”**, PDVSA N° MDP-02-P-06, (1997).

PDVSA, **“Dimensionamiento de tuberías de procesos. Manual de diseño de procesos”**, PDVSA N° 90616.1.024, (1993).

PDVSA, **“Flujo de fluidos. Flujo de fluidos en fase líquida. Manual de diseño de procesos”**, PDVSA N° MDP-02-FF-03, (1996).

PDVSA, **“Flujo de fluidos. Principios básicos. Manual de diseño de procesos”**, PDVSA N° MDP-02-FF-02, (1996).

PDVSA, **“Libro de la refinería”**. Venezuela (2007).

PDVSA, **“Temperatura y presión de diseño. Manual de diseño de procesos”**, PDVSA N° MDP-01-DP-01, (1995).

Reyes, L. **“Evaluación de los límites de operación segura de la planta de servicios industriales de la refinería de Puerto la Cruz, PDVSA”**, Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui (2001).

## METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

<b>TÍTULO</b>	"Evaluación de los límites de operación segura del sistema de naftas y gasolinas de la refinería de Puerto la Cruz"
<b>SUBTÍTULO</b>	

AUTOR (ES):

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>CÓDIGO CULAC / E MAIL</b>
<b><i>Sanabria S, Aniliana A.</i></b>	<b>CVLAC: 18.206.191</b> <b>E MAIL: anisaby@gmail.com</b>
	<b>CVLAC:</b> <b>E MAIL:</b>
	<b>CVLAC:</b> <b>E MAIL:</b>
	<b>CVLAC:</b> <b>E MAIL:</b>

**PALABRAS O FRASES CLAVES:**

Nafta

Gasolina

PDVSA

Refinería Puerto la Cruz

Parámetros de operación (temperatura, presión, flujo)

Seguridad operacional

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

ÁREA	SUBÁREA
Ingeniería y ciencias aplicadas	Ingeniería Química

**RESUMEN (ABSTRACT):**

Con el objetivo de realizar la evaluación de los límites de operación segura del sistema de naftas y gasolinas de la refinería de Puerto la Cruz se estudiaron los equipos y procesos asociados al sistema en las áreas de Guaraguao, El Chaure y Terminal Marino, lo cual permitió conocer los equipos que han sido integrados y las modificaciones realizadas a raíz de la incorporación de las nuevas unidades de procesos, de esta forma se pudo delimitar los equipos con los que se procedió a trabajar, adicionalmente se pudo visualizar que las modificaciones realizadas fueron de gran impacto para el sistema y se requieren de nuevos equipos operacionales. En cuanto a las líneas de proceso se determino que actualmente operan cerca del valor de velocidad de erosión límite y con relación a los tanques la mayoría se encuentran operando por debajo del nivel mínimo establecido, adicionalmente se realizo el análisis de las consecuencias ocasionadas por la operación de los equipos fuera de sus límites establecidos donde se determino en general la operación continua de cualquier equipo fuera de sus límites de operación afectan principalmente la integridad mecánica del equipo, la calidad del producto y la seguridad del personal y el ambiente.

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

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL</b>				
<b>Raven, Hernán</b>	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS X</b>	<b>TU</b>	<b>JU</b>
	<b>CVLAC:</b>	V-4.136.007			
	<b>E_MAIL</b>	hraven1@hotmail.com			
	<b>E_MAIL</b>				
<b>Gómez, José</b>	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS</b>	<b>TU X</b>	<b>JU</b>
	<b>CVLAC:</b>	V-11.831.619			
	<b>E_MAIL</b>	gomezjlx@pdvsa.com			
	<b>E_MAIL</b>				
<b>Rodulfo, Arturo</b>	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS</b>	<b>TU</b>	<b>JU</b> <b>X</b>
	<b>CVLAC:</b>	V-8.300.709			
	<b>E_MAIL</b>	rodulfo99@hotmail.com			
	<b>E_MAIL</b>				
<b>Moreno, Yuvi</b>	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS</b>	<b>TU</b>	<b>JU</b> <b>X</b>
	<b>CVLAC:</b>	V- 12.980.821			
	<b>E_MAIL</b>	yuvimoreno@yahoo.com			
	<b>E_MAIL</b>				

**FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:**

<b>2010</b>	<b>10</b>	<b>15</b>
<b>AÑO</b>	<b>MES</b>	<b>DÍA</b>

**LENGUAJE. SPA**

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:****ARCHIVO (S):**

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS.Evaluacion_sistemadenaftasygasolinas_refineria puertolacruz.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:** Ingeniería de procesos. (OPCIONAL)

**TEMPORAL:** seis meses (OPCIONAL)

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

Ingeniero químico

**NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:**

Pregrado

**ÁREA DE ESTUDIO:**

Ingeniería de procesos

**INSTITUCIÓN:**

Universidad de Oriente. Núcleo de Anzoátegui

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

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

Sanabria A, Aniliana S

**AUTOR**

Hernán Raven

**TUTOR**

Arturo Rodolfo

**JURADO**

Yuvi Moreno

**JURADO**

Yraima Salas

**POR LA SUBCOMISIÓN DE TESIS**