

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



**“EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR DE LA  
REFINERÍA PUERTO LA CRUZ – PDVSA”**

Realizado por:

**Mariamarina Rojas Maiz**

**Trabajo de Grado Presentado ante la Universidad de Oriente como Requisito Parcial  
para optar al Título de:**

**INGENIERO QUÍMICO**

**Puerto La Cruz, julio de 2009**

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



“EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR DE LA  
REFINERÍA PUERTO LA CRUZ – PDVSA”

**JURADO**

---

Ing. Quím. Yuvi Moreno (Esp.)  
*Asesora Académica*

---

Ing. Quím. Hector Silva (M.Sc)  
**Jurado Principal**

---

Ing. Quím. Francisco García (M.Sc)  
**Jurado Principal**

Puerto La Cruz, julio de 2009

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



**“EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR DE LA  
REFINERÍA PUERTO LA CRUZ – PDVSA”**

**ASESORES**

---

Ing. Quím. Yuvi Moreno (Esp.)  
Asesora Académica

---

Ing. Quím. José Castro  
Asesor Industrial

Puerto La Cruz, julio de 2009

## RESOLUCIÓN

DE ACUERDO AL ARTÍCULO 44 DEL REGLAMENTO DE TRABAJOS DE  
GRADO:

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

## **DEDICATORIA**

- **A Dios y a la Virgen del Valle por iluminar mis días y por ser mi guía.**
- **A mis padres Marina de Rojas y Jesús Rojas por servir de apoyo para lograr este gran éxito.**
- **A mis hermanos por apoyarme cada vez que lo necesité.**
- **A mi novio José Félix por estar en todo momento conmigo.**

## AGRADECIMIENTOS

- **A Dios por darme la vida, ser mi protector en todo momento y darme fortalezas e inteligencia para lograr éste gran sueño.**
- **A mi mamá Marina de Rojas, por sus valiosos consejos e infinita paciencia. Gracias mami por tu amor y por demostrarme cada día que el ser perseverante es una virtud muy importante para el logro de los objetivos trazados en nuestras vidas.**
- **A mi padre Jesús Rojas, por brindarme su apoyo en todas las decisiones que he tomado a lo largo de mi vida.**

*“Que dios me los proteja siempre porque son unos padres admirables y mi mas grande ejemplo a seguir”*

- **A mi hermana Jesmary, por estar conmigo cuando mas la necesité y hacerme sentir capaz de lograr todo lo que me propongo en la vida. Te agradezco infinitamente todas las malas noches que pasaste por mí porque gracias a ti pude culminar con éxito ésta meta. Agradezco igualmente a mis hermanos Chuito y Luzmary porque de alguna u otra manera me ayudaron a lo largo de mi carrera.**
- **A mis sobrinas Mariafernanda, Onessa y Mariagabriela al igual que a mi ahijado Javier, que en los momentos de angustias me brindaron su sonrisa angelical llenando de alegrías a mí corazón. Espero ser su ejemplo a seguir. Que Dios me los Bendiga.**
- **A mi novio José Félix, porque con mucho cariño y amor me ayudó a seguir adelante y por darme fuerzas en los momentos en que más la necesité. Gracias mi amor por formar parte de mi vida. TE AMO.**
- **A los profesores de la Universidad de Oriente por compartir sus conocimientos conmigo y ayudar a formar una Ingeniería Química para el futuro de Venezuela.**
- **A mi asesora académica, Yuvi Moreno, por su infinita paciencia y por brindarme su confianza y amistad sincera. Más que mi asesora eres una**

**gran amiga y gracias a tus orientaciones logré obtener la excelencia en mi trabajo de grado.**

- **A mi tutor José Miguel Castro, por su ayuda técnica y por brindarme una parte de su tiempo para lograr el desarrollo de mi trabajo.**
- **A todas las personas que conforman el Departamento de Procesos de la Refinería Puerto La Cruz, especialmente a la Sra. Criselda, Amalfi Fernández, Ramón Level, Raiza Pérez, Eulogio, Luis y a todas aquellas personas que se me olvidó nombrar por brindarme su colaboración y prestarme la información necesaria durante el período de pasantía. Gracias por formar parte de éste logro.**
- **A mis compañeros de pasantía Shner, Asdrubal, Francisco, Viselis, Gerlis, Miriam, Wladimir, Manuel (el gocho), Caslo Caslito, y Carlos Silva, porque juntos compartimos momentos gratos en la empresa y por hacer el ambiente de trabajo más divertido. Se les quiere.**
- **A los operadores y consolistas que aportaron información valiosa para la culminación de este trabajo.**
- **A Raquel (secretaria del Departamento de Ingeniería Química) por la gran amistad y ayuda que me brindó durante ésta etapa de mi vida. Fuiste mi apoyo incondicional.**
- **A mis compañeros de residencia Isabel, Claudimar, Rosana y especialmente Luznervis, Gregoria y chepito, por haber brindado hospedaje durante el tiempo que necesité para lograr la culminación de mi tesis. Gracias muchachos, los quiero mucho.**
- **A Dianelis Herrera y a su mamá Dorys, que en tan muy poco tiempo me demostraron lo valiosas que son como amigas; gracias a dios por encontrarlas en el camino en mis momentos de angustia porque me sirvieron de gran ayuda. Que Dios las Bendiga. Las quiero mucho.**

A todos mil Gracias....

*MARIAMARINA. ROJAS*

## RESUMEN

Para realizar la evaluación del sistema de generación de vapor de la Refinería Puerto La Cruz, se realizó un listado de los equipos principales que conforman dicho sistema, recolectándose los datos correspondientes a la operación actual de cada equipo involucrado en el proceso, así como también de las líneas de procesos que conforman dicha unidad, evaluándose las condiciones de presión, temperatura, flujo y nivel del fluido para la operación actual y comparándolos con los valores máximos o límites para la operación segura de los equipos, siendo estos valores los de diseño. Para conocer las condiciones actuales de operación para las variables estudiadas, fue necesario realizar visitas a la planta, así como también el uso de programas automatizados que poseían en su base de datos los valores diarios de las variables antes mencionadas. Se realizaron balances de masa y energía en el desaereador y las calderas, estimándose que el desaereador D-6205 está consumiendo sólo 40,96 % del vapor de baja presión y las purgas de las calderas 1, 3 y 4 resultando igual a 1,86; 2,23 y 2,91 Mlb/h respectivamente ubicándose estos valores dentro del rango teórico, sin embargo la purga de la caldera 2 resultó igual a 1,67 Mlb/h encontrándose dicho valor fuera del rango teórico. Posteriormente se determinó la eficiencia de las calderas resultando igual a 67,16%, 71,49%, 76,27% y 80,15% respectivamente. De esta manera se identificaron las condiciones de operación de los equipos de la planta encontrándose que todos los equipos se encuentran funcionando dentro de los límites de operación segura. Finalmente se actualizó el manual de Información de Seguridad de los Procesos (ISP), recopilándose toda la información obtenida, funcionando este manual como fuente única de información confiable para la consulta y el uso del personal en general, cumpliéndose con la realización de los renglones que forman parte del elemento de Información de la Seguridad de los Procesos.

## ÍNDICE GENERAL

RESOLUCIÓN.....	iv
DEDICATORIA.....	v
AGRADECIMIENTOS .....	vi
RESUMEN.....	viii
ÍNDICE GENERAL.....	ix
CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN.....	13
1.1 Presentación de la empresa .....	13
1.1.1 Refinería Puerto La Cruz.....	15
1.1.2 Uidades que conforman la Refiería Puerto La Cruz .....	16
1.1.3 Valorización de Corrientes (VALCOR), consta de las siguientes unidades: .....	17
1.2 Planteamiento del problema .....	18
1.3 Objetivos .....	19
1.3.1 Objetivo General .....	19
1.3.2 Objetivos Específicos.....	19
CAPITULO 2: MARCO TEÒRICO .....	21
2.1 Antecedentes .....	21
2.2 Sistema de Geeración de Vapor .....	22
2.2.1 Descripción del Sistema .....	23
2.2.2 Calderas .....	25
2.2.3 Bombas.....	35
2.3 Agua de Alimentación a Calderas .....	42
2.3.1 Características del agua.....	42
2.3.2 Tratamiento químico <sup>[4]</sup> .....	43
2.4 Teorema de Bernoulli.....	51
2.5 Número de Reynolds.....	52

2.6 Factor de Fricción de Darcy .....	53
2.7 Pérdidas por Fricción en Tuberías.....	54
2.8 Lineamientos para establecer los límites de operación segura.....	56
2.8.1 Límites Operacionales y Consecuencias de Desviación (LOCD)..	56
2.8.2 Límites de operación máximos y mínimos .....	57
2.8.3 Consecuencias de desviación (CD).....	57
2.8.4 Temperatura de diseño .....	58
2.8.5 Presión de diseño.....	58
2.8.6 Rango de operación .....	58
2.8.7 Valor típico.....	59
2.9 Generalidades del vapor producido en la Refinería Puerto La Cruz.....	59
2.9.1 Vapor de baja presión.....	60
2.9.2 Vapor de media presión.....	60
2.9.3 Vapor de alta presión.....	61
CAPITULO 3: DESARROLLO DEL TRABAJO.....	62
3.1 Descripción de las condiciones actuales de operación del sistema de generación de vapor .....	62
3.1.1 Temperatura .....	63
3.1.2 Flujo .....	63
3.1.3 Presión.....	64
3.1.4 Nivel.....	64
3.2 Identificación de los límites de operación máximos y mínimos en el sistema de generación de vapor.....	64
3.2.1 Determinación de los límites de operación segura en las líneas de proceso .....	68
3.2.2 Determinación de los límites de operación segura para bombas ...	70
3.2.3 Determinación de los límites de operación segura para tanques....	80
3.3 Balances de masa y energía en el Sistema de Generación de Vapor ....	81
3.3.1 Cálculo de la purga de las calderas .....	82

3.3.2 Cálculo del consumo de vapor de baja presión por el desaereador	82
3.4 Eficiencia de las unidades que conforman el Sistema de Generación de Vapor.....	86
3.5 Proposición de mejoras al Sistema de Generación de vapor.....	88
3.6 Actualización del manual de información de seguridad de los procesos (isp) para el sistema de generación de vapor .....	88
3.7 Muestra de cálculo .....	89
3.7.1 Determinación de los límites de operación segura en las líneas de proceso.....	89
3.7.2 Determinación de los límites de operación segura de las bombas centrífugas.....	93
3.7.3 Determinación de los límites de operación segura para tanques..	111
CAPÍTULO 4: DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMEDACIONES.....	114
4.1 Descripción de las condiciones actuales de operación del Sistema de Generación de Vapor .....	114
4.1.1 Bombas.....	114
4.1.2 Tanques .....	115
4.1.3 Filtros de agua .....	116
4.1.4 Desaereador.....	116
4.1.5 Calderas.....	119
4.2 Identificación de los límites de operación máximos y mínimos en el Sistema de Generación de Vapor.....	119
4.2.1 Límites de operación segura para las líneas de proceso.....	120
4.2.2 Límites de operación segura para bombas .....	122
4.3 Balances de masa y energía en el Sistema de Generación de Vapor ..	130
4.4 Eficiencia de las unidades que conforman el sistema de generación de vapor.....	132
4.5 Mejoras en el sistema de generación de vapor .....	133

4.6 Actualización del manual de información de seguridad de los procesos (ISP) para el Sistema de Generación de Vapor.....	135
4.7 Conclusiones .....	135
4.8 Recomendaciones.....	136
BIBLIOGRAFÍA.....	138
ANEXOS.....	141
METADATOS	

# CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN

## 1.1 Presentación de la empresa

Petróleos de Venezuela Sociedad Anónima (PDVSA), es una empresa estatal venezolana que se dedica a la explotación, producción, refinación, petroquímica, mercadeo y transporte del petróleo venezolano. Ocupa una destacada posición entre los refinadores mundiales y su red de manufactura y mercadeo abarca a Venezuela, el Caribe, Estados Unidos y Europa.

Fue creada el 1 de enero de 1976, es propiedad de la República Bolivariana de Venezuela y es la segunda empresa más grande de América Latina. PDVSA lleva adelante actividades en materia de exploración y producción para el desarrollo del petróleo y gas, bitumen y crudo pesado de la Faja del Orinoco, producción de Orimulsión, así como explotación de yacimientos de carbón.

PDVSA cumple con todas las actividades propias del negocio petrolero, constituyéndose en una corporación verticalmente integrada, que abarca todos los procesos, desde la explotación hasta la comercialización de los hidrocarburos gaseosos y no gaseosos, y sus derivados. 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 por 147 billones de pies cúbicos, Venezuela es una de las potencias mundiales del sector de hidrocarburos gaseosos.

A finales de 1997, la corporación energética venezolana creó la empresa de Pdvsa Petróleo y Gas, la cual está constituida por tres grandes divisiones dedicadas a las actividades medulares del negocio: Pdvsa Exploración y Producción. Pdvsa manufactura y Mercadeo y Pdvsa Servicios. Posee empresas filiales como: CIED, Intevep, Palmaven y SOFIP, las cuales tienen como función principal: adiestramiento y capacitación, investigación y desarrollo, apoyo al sector agroindustrial venezolano, y promoción de nuevas modalidades de inversión y ahorro dentro del proceso de apertura petrolera, respectivamente.

PDVSA servicios es responsable del suministro de servicios integrados, especializados y competitivos a toda la corporación. Su área de gestión incluye una amplia gama de especialidades, entre las cuales se destacan: suministro de bienes y materiales, servicios técnicos, consultoría y asesoría profesional, informática e ingeniería, entre otras. Esta organización está compuesta por: Barivén, PDVSA Ingeniería y Proyectos, PDVSA Administración y Servicios, Consultoría Jurídica, Recursos Humanos y Finanzas.

### 1.1.1 Refinería Puerto La Cruz

En el año 1948, la empresa Venezuela Gulf Refining Co, inicia la construcción de la Refinería Puerto La Cruz (RPLC), dos años mas tarde, en 1950 entró en operación. Esta refinería tiene como finalidad la producción de gasolina de alto octanaje, kerosene/jet, diesel y residuales para satisfacer la demanda del mercado interno de la región sur-oriental del país y exportar los excedentes hacia los mercados internacionales y otras filiales<sup>[1]</sup>.

En la **figura 1.1** se puede observar la ubicación geográfica de la RPLC, la cual se encuentra ubicada en la costa nor-oriental del país, al este de la ciudad de Puerto la Cruz, en el estado Anzoátegui. Presenta facilidades de acceso desde el mar caribe y está conectada por oleoductos con los campos de producción de oriente. Después de la nacionalización del petróleo en 1976, pasó a formar parte de MENEVEN y a partir del año 1986 se integra a CORPOVEN S.A hasta el 1<sup>ro</sup> de Enero de 1998, cuando pasó a formar parte de PDVSA (Petróleos de Venezuela, S.A) en la División de Manufactura y Mercadeo.

Geográficamente esta planta abarca tres áreas operacionales: Puerto La Cruz, El Chaure y San Roque y posee una capacidad nominal para procesar 200 MBD de crudo, de los cuales se obtienen 73 mil barriles de gasolina y nafta, 12 mil barriles de kerosene-jet, 43 mil barriles de gasoil y 73 mil barriles de residual, insumos requeridos para la mezcla de combustibles comercializados en los mercados interno y de exportación.

El manejo de estos grandes volúmenes de producción requiere de 129 tanques de almacenamiento con capacidad para 13,5 millones de barriles de crudo y productos, que son despachados a otras partes del país y al extranjero por el terminal

marino de Guaraguao, el cual admite en sus siete muelles un promedio de 55 buques mensuales, que pueden transportar 20,2 millones de barriles mensuales.

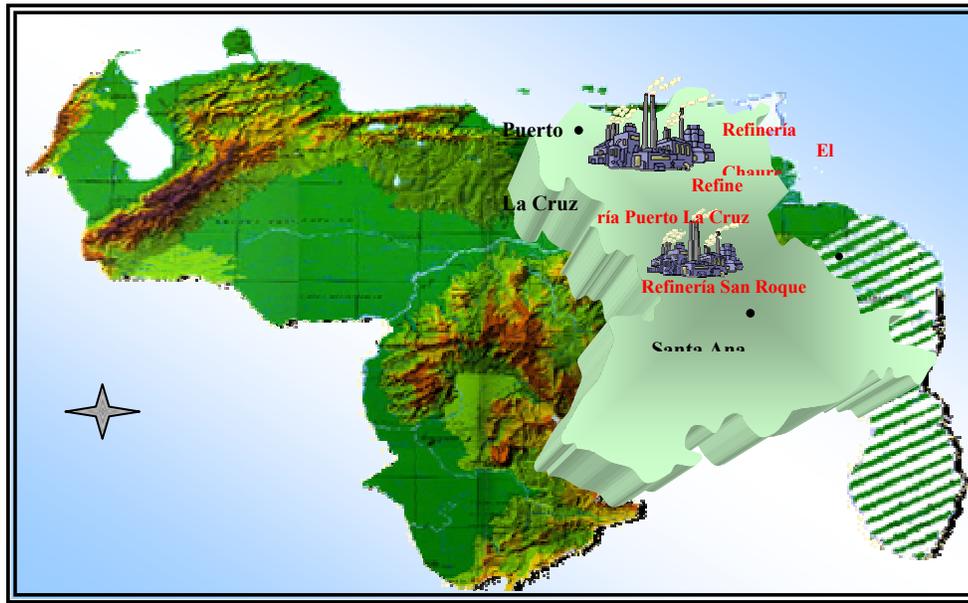


Figura 1.1 Ubicación geográfica de la Refinería Puerto La Cruz<sup>[1]</sup>

### 1.1.2 Unidades que conforman la Refinería Puerto La Cruz

Las unidades fundamentales de proceso son las siguientes:

- **Unidades de destilación atmosférica DA-1, DA-2, DA-3.**
- **Unidad de craqueo catalítico de lechos fluidizado (FCC).**
- **Unidad de tratamiento Merox.**
- **Unidad de Alquilación.**

Las unidades de tratamiento y recuperación de azufre son:

- **Unidad de tratamiento de aminas o sistema de tratamiento de gases (STG).**

- **Unidad despojadora de aguas agrias (DAA).**
- **Unidad recuperadora de azufre (URA).**

Los Servicios Industriales están conformados por las siguientes unidades:

- **Sistema de agua potable.**
- **Sistema de agua de enfriamiento.**
- **Sistema de ósmosis inversa.**
- **Sistema de generación de vapor.**
- **Sistema de aire comprimido.**
- **Sistema de generación eléctrica.**
- **Sistema de tratamiento de aguas servidas.**
- **Sistema de tratamiento de efluentes de procesos.**

### **1.1.3 Valorización de Corrientes (VALCOR), consta de las siguientes unidades:**

Unidades de Proceso:

- **Torre separadora de nafta (unidad 03).**
- **Unidad de hidrotratamiento y reformación de nafta pesada (unidades 19 y 20).**
- **Unidad de hidrotratamiento de diesel (unidad 45).**
- **Unidad de tratamiento y fraccionamiento de gases licuados del petróleo (LPG).**

Unidades Ambientales:

- **Unidad despojadora de aguas agrias (unidad 46).**
- **Unidad de regeneración de aminas (unidad 47).**
- **Unidad de recuperación de azufre (unidad 48).**
- **Unidad de tratamiento de gas de cola CLAUSPOL (unidad 49).**

## 1.2 Planteamiento del problema

El sistema de generación de vapor en la Refinería Puerto La Cruz consta de cuatro calderas que funcionan con gas natural o aceite combustible y, de las cuales tres de ellas tienen capacidad nominal de 80 MLb/h y una de 100 MLb/h. Cada una está diseñada para generar vapor a 685 psig y 685 °F, posteriormente este vapor es utilizado por las diferentes plantas de proceso. En el año 1995, surge el proyecto de Valorización de Corrientes (VALCOR) que actualmente conforma el complejo de hidroproceso de la RPLC, con la finalidad de tomar corrientes de bajo valor comercial para transformarlas en productos que generen beneficios económicos.

Con la entrada en funcionamiento de estas nuevas instalaciones, se realizaron modificaciones de las unidades que conforman el sistema de generación de vapor y por lo tanto no se encontraba documentada la información de operación actual de dicho sistema, razón por la cual surgió la necesidad de actualizar el Manual de Información de Seguridad de los Procesos (ISP) para el sistema estudiado, así como también validar las condiciones a las cuales estaban operando dichas unidades (calderas), puesto que la última evaluación fue realizada en el año 2001.

La evaluación del sistema de generación de vapor, se logró a través de la descripción de las condiciones actuales de operación del sistema de generación de vapor a través de la recopilación de datos operacionales de los equipos asociados a dicho sistema, identificación de los límites máximos y mínimos, realización de balances de masa y energía, obtención de la eficiencia de las unidades generadoras de vapor y propuestas de mejoras al sistema de generación de vapor.

Este trabajo permitió establecer las condiciones de operación seguras que debían regir a la planta de generación de vapor con la finalidad de operar sin que representara riesgos a los procesos industriales, y además se realizó el cálculo de la

eficiencia que permitió verificar si las unidades que conforman el sistema de generación de vapor estaban operando dentro del rango de diseño. El alcance de este proyecto fue la evaluación del sistema de generación de vapor de manera tal que se pudieran identificar desviaciones de acuerdo a lo establecido en las normas PDVSA y a los parámetros de diseño, permitiendo esto la proposición de mejoras a dicho sistema, adicionalmente a esto, se elaboró el manual de información de seguridad de los procesos de la unidad estudiada.

Para el logro de los objetivos anteriormente establecidos, fue necesario recolectar las hojas de datos de diseño de los equipos y tomar directamente de la planta aquellos datos que no se encontraban dentro de la documentación de la planta, así como también se utilizó el manual de operación del sistema de generación de vapor y las datas operacionales para el cálculo de la eficiencia de las unidades de generación de vapor.

### **1.3 Objetivos**

#### **1.3.1 Objetivo General**

Evaluar el sistema de generación de vapor de la Refinería Puerto La Cruz – PDVSA.

#### **1.3.2 Objetivos Específicos**

- ◆ Describir las condiciones actuales de operación del sistema de generación de vapor.
- ◆ Identificar los límites de operación máximos y mínimos en el sistema estudiado.

- ◆ Realizar balances de masa y energía en el sistema de generación de vapor.
- ◆ Calcular la eficiencia de las unidades que conforman el sistema de generación de vapor.
- ◆ Proponer mejoras al sistema de generación de vapor.
- ◆ Actualizar el manual de seguridad de los procesos (ISP) para el sistema de generación de vapor.

## CAPITULO 2: MARCO TEÒRICO

### 2.1 Antecedentes

En el año 1998, Braekman<sup>[2]</sup> efectuó un análisis para mejorar el sistema de control en la generación y distribución de vapor de la Refinería Puerto La Cruz – PDVSA, por medio de balances de materia en las calderas, verificándose que éstas sí podían suministrar el vapor adicional que se requería en la unidad de Destilación Atmosférica N°1 (DA-1) al incrementar su capacidad de 75 a 100 Mlbs/día. Adicionalmente, efectuó una evaluación de las válvulas sobredimensionadas.

En el año 2001, Reyes<sup>[3]</sup> realizó una evaluación de los límites de operación segura de las plantas de generación de vapor, agua de enfriamiento y aire comprimido en el área de Servicios Industriales de la Refinería Puerto La Cruz, en donde se estudiaron los equipos estáticos (tanques y tambores) y los equipos rotativos (bombas y compresores), determinándose las condiciones de operación actuales para ese entonces, así como también los valores máximos y mínimos a los cuales debían trabajar los equipos para que funcionaran sin riesgo de causar daño a su integridad mecánica y a las personas que laboran en la planta. Estos parámetros se establecieron según Normas PDVSA y procedimientos matemáticos utilizando la ecuación de Bernoulli. Los resultados arrojaron que la planta de generación de vapor y los equipos estudiados en la planta de agua de enfriamiento estaban operando dentro del rango establecido como seguro.

Los estudios realizados en las tesis anteriores suministran información sobre el sistema de generación de vapor, la cual será utilizada para llevar a cabo el desarrollo del presente trabajo.

Las tesis consultadas guardan una estrecha relación con el tema en estudio debido a que recomiendan alternativas para solucionar los problemas que puedan surgir a lo largo del desarrollo de los objetivos en estudio.

## **2.2 Sistema de Generación de Vapor**

La generación de vapor es la actividad de convertir el agua en vapor mediante la aplicación de calor. El calentar el agua a una presión determinada causa que el agua hierva y en consecuencia se genere el vapor. Para calentar el agua y/o producir el vapor es necesario utilizar equipos denominados calentadores para el primer caso y calderas para el segundo. Ambos funcionan bajo el mismo principio, pero las calderas son equipos más completos y complejos, en el calentador no ocurre cambio de fase y en las calderas sí. El fluido usado para transportar energía es el agua, bien sea solamente calentada o convertida en vapor, porque es la única sustancia capaz de transportar grandes cantidades de energía calórica en forma económica. Esta cantidad de energía es almacenada en el vapor, de manera que cuando condensa, la energía sea entregada y de esta manera pueda ser utilizada en diversas formas. Los procesos no son cien por ciento eficientes, por lo tanto una parte de la energía se disipa al ambiente. Como las aguas naturales no son puras, es necesario realizar un acondicionamiento del agua antes de usarla en un sistema de generación de vapor<sup>[1]</sup>. El acondicionamiento consta de un pretratamiento o tratamiento externo y el tratamiento interno del agua de calderas. En la **figura 2.1** se puede observar el esquema de un sistema de generación de vapor.

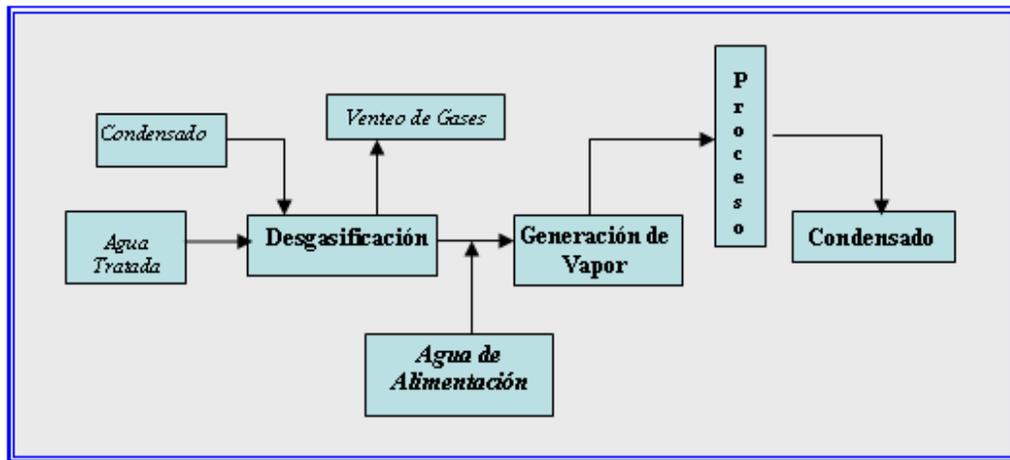


Figura 2.1. Esquema de un sistema de generación de vapor<sup>[4]</sup>

### 2.2.1 Descripción del Sistema

El sistema de generación de vapor consta dos plantas: una planta desmineralizadora de agua por ósmosis inversa, en la cual se le hace tratamiento al agua potable para eliminar sólidos suspendidos y sales minerales, y una planta de generación de vapor, en la cual se genera el vapor sobrecalentado de alta presión que se distribuye en toda la refinería.

El fundamento básico de la ósmosis inversa es aplicar presión a una solución concentrada y hacerla pasar por una membrana que actúa como filtro, dejando pasar agua libre de sales en un 99% (permeado) y bloqueando el paso de minerales (rechazo). La planta de ósmosis inversa (OI) recibe agua potable de la unidad de tratamiento del río Neverí y consta de dos (2) trenes de dos (2) etapas cada uno, la primera con catorce tubos y la segunda con siete (7), a su vez cada tubo tiene siete (7) elementos de membrana. Antes de entrar a las membranas el agua pasa por cuatro (4) filtros multimedia y cuatro (4) filtros de cartucho de un micrón, también se le adiciona un antincrustante y un secuestrante de cloro.

Después de salir de las membranas, el permeado pasa a tres lechos mixtos de intercambio iónico, de allí sale el agua desmineralizada a los tanques de almacenamiento de agua desmineralizada TK-120, TK-121, TK-123 de 158.760 galones de capacidad cada uno y luego es bombeada hacia el desaereador. El condensado recuperado se almacena en el TK-122, de donde se envía agua hacia el desaereador D-6205. Este desaereador cuenta con una capacidad de 1.500 gpm y además cuenta con una capacidad adicional del 35,4% de su diseño, para cubrir una demanda futura de 531 gpm; tiene como objetivo remover los gases disueltos en el agua desmineralizada que se obtiene de la planta de ósmosis inversa. Su finalidad es la de suministrar el agua requerida con calidad para calderas, para las unidades existentes y las nuevas unidades de la planta de hidropceso. Del desaereador, el agua pasa al sistema de bombeo de agua de alimentación a las calderas, conformado por cuatro (4) bombas con una capacidad nominal de 750 gpm cada una, de las cuales dos (2) son eléctricas y dos funcionan con turbinas a vapor, éstas suministran agua al domo superior de las calderas por medio de dos cabezales (principal y auxiliar). En el domo superior o tambor de vapor coexisten las dos fases, vapor y líquido, en proporciones aproximadamente iguales; en esta interfase existe una purga que permite el análisis de sílice para controlar posibles incrustaciones en los equipos <sup>[1]</sup>. En la **figura 2.2** se muestra el detalle del sistema anteriormente descrito.

La unidad de generación de vapor en la refinería PLC consta de cuatro calderas que funcionan con gas natural o aceite combustible y, de las cuales tres (3) tienen capacidad nominal de 80 Mlb/h y una de 100 Mlb/h. Generalmente están las cuatro (4) calderas operando en un rango de 60 a 70% de su capacidad, para suministrar un promedio total de 210 a 230 Mlb/h de vapor.

El vapor sale completamente seco de las calderas con una presión de 685 psig y una temperatura de 685 °F, para distribuirse a las plantas de proceso y servicios industriales.



Las calderas llevan a cabo uno de los procesos fundamentales en el ciclo de generación de energía térmica, es decir, vaporizan el agua. El vapor de agua (o simplemente el vapor), puede generar potencia mecánica o suministrar calor en los diferentes y múltiples procesos de manufactura <sup>[5]</sup>. En la figura 2.3 se encuentra la representación gráfica de una caldera de vapor.

El vapor se forma cuando el agua se calienta a su temperatura de ebullición. El calor es producido al quemarse el combustible, el cual puede ser algún derivado del petróleo, cascarilla de algún derivado del petróleo, cascarilla de algún tipo de semilla, fibra, bagazo de caña, madera, etc. El diseño de las calderas permite que por lo general el combustible se queme por completo y que una gran parte del calor producido se aproveche para calentar agua y producir el vapor. El sistema de distribución de vapor lo lleva a diferentes puntos de utilización además de utilizarlo para el control de presión y temperatura que son necesarias en los procesos, antes que se consuma la energía calórica y la consecuente disminución de la temperatura y condensación del vapor.

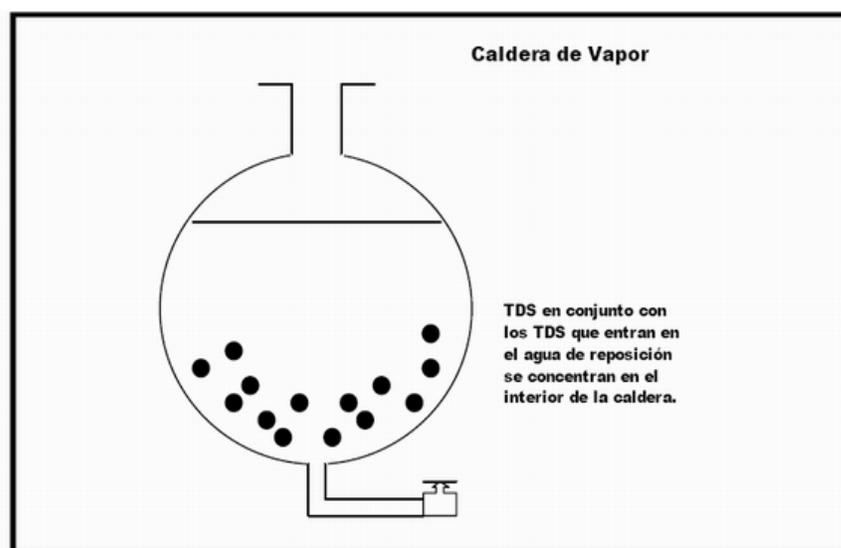


Figura 2.3 Representación de una Caldera de vapor <sup>[5]</sup>.

### 2.2.2.2 Clasificación

- **Fuego por los tubos**

Como su nombre lo indica, los gases producto de la combustión circulan por los tubos de la caldera y el agua por la parte exterior y carcasa. Pueden ser usadas tanto para el calentamiento de agua como para la producción de vapor. Su rango de producción de vapor varía entre 500 y 2.500 lb/h (230-11.340 Kg/h) a presiones de operación de 5 a 300 lb-f/pulg<sup>2</sup> (0,35-21 Kg-f/cm<sup>2</sup>), por lo tanto, su uso está limitado a industrias con poca demanda de vapor y donde no se utilicen turbinas. Tienen la ventaja de que almacenan grandes cantidades de agua y amortiguan los efectos de excesivas y repentinas variaciones en la demanda de vapor. La forma de estas calderas es cilíndrica con los tubos colocados en su interior. La línea de agua de alimentación se ubica aproximadamente a 2 pulgadas (5 cm) sobre la parte superior de la última fila de tubos. El espacio que se encuentra en la parte superior de la línea de agua se denomina espacio de vapor. El diámetro de los tubos varía entre 2 y 4 pulg (5 a 10 cm) y el número de pasos de los gases de combustión sobre los tubos varía entre 1 y 4. Los gases calientes pasan a través de los tubos, el agua se calienta y comienza a circular hacia los lados fríos en la parte externa de la carcasa, luego alcanza su punto de ebullición y comienza a subir, las burbujas de vapor se rompen en la superficie del agua acumulándose en la zona de vapor.

La circulación en calderas simples tiende a ser lenta al comienzo, sin embargo, puede incrementarse la circulación por medio de deflectores.

- **Acuotubulares**

Aunque el principio para la producción de vapor es el mismo, el agua circula evidentemente por el interior de los tubos. La caldera está constituida por tubos y tambores o domos. Los tubos están colocados fuera del tambor y

por ellos circula el agua y se genera el vapor. Los domos se denominan domo de vapor, colocado en la parte alta de los tubos, y domo inferior o tambor de lodo, colocado en la parte inferior de los tubos. Estas calderas tienen una mayor producción de vapor con más alta presión de operación. Pueden producir vapor para turbinas si se le agregan sobrecalentadores y su eficiencia es más alta que las de fuego por los tubos si se le adicionan economizadores. Existen calderas de tubos rectos que tienen un amplio rango de capacidad y presión de operación. Tienen una serie de ventajas: buena visibilidad para inspeccionarla, fácil reemplazo de los tubos y acceso a todos los componentes para su inspección y limpieza. Estas calderas están constituidas por un banco de tubos que están inclinados y se separan en el tambor de vapor. El agua fría desciende por los tubos descendentes y posteriormente asciende para completar el ciclo de circulación.

### **2.2.2.3 Circulación del Agua**

En la caldera el agua se mueve por circulación natural y por circulación forzada o positiva. Sin embargo, independientemente del tipo de circulación, el flujo de agua y la mezcla vapor-agua debe ser lo mejor posible para una adecuada generación de vapor y control de la temperatura del metal de los tubos.

### **2.2.2.4 Componentes y equipos auxiliares <sup>[6]</sup>**

- **Circuito de evaporación**

El ciclo comienza con la entrada de agua de alimentación al tambor de vapor por una serie de tubos descendentes que comunican el tambor de vapor con el tambor de lodo, el agua baja hasta este último y comienza a distribuirse por las tuberías, quienes constituyen la principal superficie de caldeo y en donde, los gases calientes del horno entran en contacto con la cara externa del

haz de tubos, intercambiando calor con el agua, produciéndose una mezcla de agua – vapor.

Esta mezcla sube por circulación natural hasta la parte izquierda del tambor de vapor, donde por medio de separadores ciclónicos, se disocia el vapor del agua.

El vapor atraviesa tres pasos antes de completar su ciclo de sobrecalentamiento, saliendo del tercer paso como vapor seco a una presión de 685 psig y 700 °F al cabezal principal de distribución.

- **Hogar de la caldera**

Es el espacio de la caldera destinado a realizar la transformación química del combustible. Allí se produce la temperatura más elevada, por este motivo, las paredes del hogar están formadas por una especie de jaula, compuesta por la mayoría de los tubos vaporizadores de la caldera. En las paredes del hogar están provistas las aberturas necesarias para la instalación de los quemadores, las puertas de entrada para reparaciones y las aberturas para observar la marcha de la combustión, la forma y el color de la llama. Una vez que se realiza la combustión en el hogar de la caldera, el camino recorrido por los gases se debe prolongar lo más posible en el interior de la caldera, con el objetivo de que tengan tiempo de entregar al agua la gran cantidad de calor que llevan. Para esto existen los diafragmas que son paredes de ladrillo refractario que se instalan en el interior de la caldera para desviar y encaminar, a los gases de forma tal que pueda aprovecharse al máximo el espacio recorrido y que exista una buena circulación del agua en la caldera. El desplazamiento de los gases se hace por tiro natural o tiro producido por la chimenea.

- **Tambor de vapor**

El tambor de vapor es una de las partes fundamentales de la caldera. Está colocado en la parte superior y tiene 47'' de diámetro. Es el tambor recibidor del agua de alimentación y distribuidor del vapor saturado al precalentador.

La formación del vapor se va originando en los tubos ascendentes del primer y segundo paso del tambor. Este vapor, con líquido en su seno, llega a los separadores ciclónicos en forma tangencial, produciéndose una fuerza centrífuga que provoque que el agua forme una capa contra las paredes del ciclón y el vapor, de menor intensidad, se mueva en el centro, dando lugar a que el vapor suba y el agua drene hacia el tambor para volver al ciclo generativo.

El vapor saturado en su ascenso pasa por unas rejillas (SCRUBBER), las cuales secan más el vapor, originando una separación secundaria. El vapor en esta condición fluye a la sección de sobrecalentamiento por medio de un haz de seis (6) tubos de  $\frac{3}{4}$ '' de diámetro, llegando al primer paso del supercalentador. Adicionalmente, el tambor tiene un colector de vapor que se encuentra colocado sobre las rejillas corrugadas. Aquí es donde llega el vapor sobrecalentado para ser secado aun más y ser enviado al cabezal principal de 685 psig.

Tiene indicadores de nivel ópticos para que los operadores de campo puedan observar claramente el nivel del agua en la caldera. Los niveles están conectados al domo por medio de tuberías; la tubería superior comunica con la cámara de vapor y la tubería inferior comunica con la cámara de agua del domo. Todos los niveles llevan instaladas válvulas tanto en la parte de vapor como en la de agua. Estas válvulas tienen por misión, cerrar el nivel en caso de una avería en el cristal o empaaduras de éste.

En la misma tubería del indicador de nivel local hay instalado un transmisor de nivel (LT) que envía la señal a la sala de control y a la válvula de control de nivel de la caldera para así mantenerla en un 60% de apertura. Tiene colocada dos (2) válvulas de seguridad, para evitar en la caldera un aumento excesivo de presión superior a la de diseño. Estas válvulas abrirán cuando la presión de vapor sobrepasa el límite normal de trabajo.

- **Tambor de lodos**

Es un tambor horizontal de 36" de diámetro cuya función es distribuir el agua de alimentación a través de los tubos y cabezales del hogar y sedimentar las posibles impurezas del agua, para evitar adherencia de las mismas en la tubería. Este tambor consta de líneas de purga de fondo para deshacerse de los sedimentos, cuya periodicidad se limita cada veinticuatro (24) horas.

- **Válvulas de fondo**

Son válvulas que sirven para drenar la caldera cuando está fuera de servicio y para purgar diariamente la concentración de sales y lodos contenidos en el agua de la caldera.

- **Línea de desfogue**

La eficiencia de una caldera depende en gran parte de la transferencia de calor a través de los tubos. La suciedad exterior de los mismos disminuye dicha transferencia. Esta suciedad se debe principalmente al hollín que producen ciertas sustancias no combustibles que se encuentran en el combustible y que se depositan en los tubos. Los sopladores se encargan de arrastrar, con los propios gases de la combustión y por efecto de la velocidad, el hollín antes de que endurezca por efecto del calor.

### ▪ Quemadores

Son cuatro por caldera, tipo boquilla para el gas y tipo pistola para el aceite combustible. Los quemadores pueden considerarse como equipos integrantes de las calderas, los cuales son utilizados para ayudar a que la combustión sea lo más completa posible y diseñados para trabajar con una presión de gas que oscila entre 1,5 y 15 psig. El quemador de gas está diseñado en forma tal, que el aire de la combustión y el gas forme una mezcla turbulenta en el horno, resultando por lo tanto una combustión con máxima eficiencia. El gas se inyecta a un circuito, con una presión determinada para la carga. En la periferia interior del circuito existe una línea de orificios. Al salir el gas por estos orificios forma una especie de cortina que es barrida por el aire de la combustión, mezclándose íntimamente ambos fluidos y produciéndose una combustión completa.

Puede considerarse los quemadores de aceite y gas y de los registros de aire de la combustión como una unidad, cuyos propósitos son los siguientes: inyectar gradualmente el combustible a la caldera, pulverizándolo totalmente y suplir el aire necesario para la combustión mezclándolo total e íntimamente con el combustible pulverizado. El quemador de gas de las calderas 1, 2 y 3 está construido con un tubo de 2" de diámetro formando un anillo de 16 1/2" de diámetro con orificios de 1/18" cada uno, alrededor de todo el anillo, los cuales distribuyen el gas uniformemente. Por otra parte, la placa de atomización se conecta a la alimentación de aceite y vapor por un acople especial en su extremo. La cara interior de la placa atomizadora está dotada de ranuras y posee un orificio en la punta; por este descarga el combustible entra al interior del hogar formando un cono hueco de partículas muy pequeñas. El vapor pasa a través de la placa atomizadora por unos orificios perforados angularmente, descargando al interior del hogar en forma de cono. Cada quemador de la caldera 4 está constituido por seis (6) tubos de 3/4" de diámetro, los cuales

poseen en su interior un bisel con nueve (9) orificios. Los tubos deben estar en el interior del hogar y colocarse de tal manera que la parte biselada quede hacia el centro del aro. En cada tubo se encuentra colocada una válvula mariposa que controla el paso del gas a través de él y permite la limpieza de cada tubo por separado sin necesidad de sacar el quemador fuera de servicio. La placa de atomización de esta caldera permite que la mezcla del vapor y el aceite combustible se realicen antes de salir del atomizador.

- **Sistema de tiro**

La finalidad del sistema de tiro es suministrar el aire necesario para la combustión y eliminar los productos de la misma. Para hacer circular este aire a través de la capa de combustible y producir una corriente de productos gaseosos de la combustión fuera del hogar, atravesando la caldera, economizador, etc., se requiere una diferencia de presión igual a la necesaria para acelerar los gases a su velocidad final, más las pérdidas de carga por rozamiento. A esta diferencia de presión se le llama TIRO y puede crear presiones positivas o negativas. El tiro mecánico es creado por la acción de inyectores de aire o vapor mediante ventiladores.

Este aire adquiere una temperatura de 370 °F (187,7 °C) aproximadamente, luego pasa a los quemadores en el hogar donde se origina la combustión. El efecto del tiro inducido consiste en reducir la presión de los gases en la cámara de la caldera por debajo de la presión atmosférica (0,5 cm H<sub>2</sub>O). Estos gases formados después de la combustión son extraídos por la chimenea a través de ventiladores de tiro inducido, haciendo antes tres pases donde cae calor al agua en los tubos ascendentes y descendentes, y también el aire para la combustión en el precalentador. El tiro inducido crea un vacío en el hogar permitiendo la entrada del aire exterior más fácilmente.

Los equipos de ventiladores utilizados en las calderas de la refinería para la instalación de tiro forzado e inducido son de tipo centrífugo de paleta curva, constituidos por un rodete que gira dentro de una carcasa o envolvente en forma de espiral, la cual permite que el aire sea lanzado de la superficie del rodete con reducida y ligera turbulencia.

Los ventiladores de tiro forzado e inducido de las calderas están acoplados a un solo eje y, este a su vez, a un motor eléctrico y una turbina de vapor. Generalmente, se utiliza la turbina como impulsor y el motor es un equipo auxiliar, usado en caso de una baja velocidad de rotación de ésta, en ese momento se acciona un suiche de presión, el cual cierra el paso del vapor a la turbina. Las velocidades mínimas y máximas permitidas son fijadas y oscilan entre 960 y 1.160 rpm.

#### **2.2.2.5 Purga**

La purga controla la cantidad de impurezas sólidas en agua de caldera. Muy poca purga permite la presencia de sólidos suspendidos (lodos) y aumento de los disueltos, induciendo a la deposición de lodos y arrastres. El exceso de flujo de purga implica gastos de combustible, químicos y agua de alimentación. Una regulación adecuada de la purga es, por lo tanto un aspecto importante en la operación de calderas. Todas las aguas de alimentación de calderas contienen cierta cantidad de impurezas sólidas. Cuando se evapora el agua de alimentación en la caldera se forma el vapor de agua puro. Los sólidos se dejan atrás. Como resultado, los sólidos (ambos, suspendidos y disueltos) se van incrementando gradualmente en el agua en ebullición. Para controlar estos sólidos, el agua de la caldera se descarga y reemplaza con un agua de alimentación más diluida. En efecto, la purga es simplemente un proceso de dilución de los sólidos en el agua de la caldera. Para tener un agua de caldera con un contenido de sólidos a un nivel estable, la cantidad aportada por el agua debe ser

igual a la cantidad removida por la purga de alimentación (en cualquier intervalo de tiempo específico). En general, la cantidad de purga depende de cuan alta sea la concentración de sólidos en el agua de alimentación y del nivel de sólidos que puede ser tolerado en una caldera particular<sup>[4]</sup>.

## **2.2.3 Bombas**

### **2.2.3.1 Definición**

La bomba es un medio mecánico que sirve par mover o transferir un líquido, venciendo efectos opuestos a este movimiento, como son: la gravedad, la contrapresión en un recipiente y la fricción en tuberías, accesorios y equipos<sup>[7]</sup>.

### **2.2.3.2 Clasificación**

- **De desplazamiento positivo**

Las bombas de desplazamiento positivo tienen como principal característica, la entrega de una cantidad definida de líquido por cada carrera del pistón o revolución de la pieza movable principal, y sólo el tamaño de la bomba, su diseño y las condiciones de succión influirán en la cantidad de líquido que entrega. En este tipo de bomba se aplica energía al líquido dentro de un volumen fijo de desplazamiento, tal como una carcaza o un cilindro, con el movimiento rotatorio de engranaje, tornillos o alabes o con pistones o émbolos de movimiento alternativo. Estas bombas operan forzando a un volumen fijo de líquido a ir desde la zona de presión de entrada de la bomba hacia la zona de descarga; esto se lleva a cabo intermitentemente en el caso de las bombas reciprocantes y continuamente, en el caso de las bombas rotativas de tornillos y engranajes.

- **Centrifugas**

Son las más comúnmente utilizadas en la industria química, petrolera y petroquímica. En este tipo de bombas la generación de presión se logra con la conversión del cabezal de velocidad en velocidad estática, mediante el movimiento rotativo de uno o más impulsores que comunican energía al fluido en forma de un incremento de velocidad que se convierte en presión en la sección de difusión del cuerpo <sup>[8]</sup>.

En las bombas centrífugas, se aplica energía al líquido que se bombea con un impulsor o una hélice que gira en un eje y operan desarrollando una velocidad de líquido alta, convirtiendo la velocidad en presión en un pasaje de difusión de flujo y a su vez, operan a una velocidad relativamente alta para permitir un caudal de flujo alto en relación con el tamaño físico de la bomba.

- **De flujo axial**

Son esencialmente unidades que manejan caudales muy altos y bajos cabezales en servicios con agua y sustancias químicas. Algunos servicios típicos con agua son: irrigación, control de inundación, bombas/turbinas para bombeo o almacenaje en plantas de generación de potencia, y bombas de circulación para condensados barométricos. Entre los servicios de plantas químicas se encuentran, la circulación para el reactor de propileno, y los servicios de circulación asociados con evaporadores y cristalizadores en la producción de sulfato de amonio, ácido fosfórico, potasio, soda cáustica y productos de azúcar.

- **Reciprocantes**

Las bombas reciprocantes son de desplazamiento positivo, es decir, reciben un volumen fijo de líquido en condiciones casi de succión lo

comprimen a la presión de descarga y lo expulsan por la boquilla de descarga. Una de las ventajas de las bombas reciprocantes es que no son cinéticas, como en el caso de las centrífugas y no requieren velocidad para producir presión, pues se pueden obtener presiones altas a bajas velocidades.

- **Rotativas**

Las bombas rotativas son bombas de desplazamiento positivo con elementos de bombeo rotativos tales como engranajes, tornillos, álabes y lóbulos. Estos tipos de bombas, están limitadas a servicios con fluidos demasiados viscosos para ser manejados económicamente por bombas centrífugas o de otro tipo, tales como aceites combustibles pesados, lubricantes, grasas y asfalto, además de que no son aptas para manejar fluidos con cantidades apreciables de sólidos duros o abrasivos. Las bombas rotativas se usan normalmente en los dispensadores de gasolinas, bombas de descarga, etc., donde el requerimiento del factor servicio es bajo, el diferencial de presión es bajo y el mantenimiento usualmente consiste en la sustitución rápida de la bomba <sup>[9]</sup>.

### **2.2.3.3 Cavitación**

Cuando se bombean líquidos, nunca se debe permitir que la presión en cualquier punto dentro de la bomba caiga a niveles inferiores de la presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo. La mayor parte de los problemas con las bombas centrífugas ocurren en el lado de la succión. Por ello es indispensable entender la forma de relacionar la capacidad de succión de las bombas con las características de succión del sistema en que funcionara.

La cavitación es un término estrechamente relacionado y casi sinónimo de ebullición. El término “ebullición” normalmente describe la formación de burbujas de vapor que ocurre cuando la presión de vapor de un líquido aumenta (con un

incremento de temperatura) hasta un punto en el que iguala o excede la presión estática a la cual el líquido está expuesto. La “cavitación” ocurre cuando la presión estática del líquido cae hasta o por debajo de la presión de vapor en un sistema de líquido en movimiento. Las burbujas de vapor formadas en la cavitación son subsecuentemente imploradas con el incremento de presión estática. 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<sup>[10]</sup>.

#### **2.2.3.4 Cabezal Neto de Succión Positiva (NPSH)**

Con el objeto de tener en cuenta la presión de vapor, los fabricantes proveen para cada tipo de bomba, no la altura de succión, pero si la cantidad de NPSH (net positive suction head). El NPSH<sub>r</sub> 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. Este 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. Esta es una característica individual de cada bomba y está determinada por la prueba del suplidor. El NPSH<sub>D</sub> es el término comúnmente usado para designar al cabezal neto de succión positivo disponible, y 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<sub>D</sub> 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. El cálculo de NPSH<sub>D</sub> 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. El valor de NPSH<sub>D</sub>

depende de la naturaleza del fluido que se esté bombeando, la tubería de succión, la ubicación del depósito del fluido y la presión aplicada al fluido. En un sistema el  $NPSH_D$  se calcula mediante la ecuación: <sup>[10]</sup>:

$$NPSH_D = \frac{F_1(P_2 - P_v).gc}{\rho \cdot g} \quad (\text{Ec. 2.1})$$

Donde:

$NPSH_D$ : cabezal neto de succión positiva disponible (pie).

$P_2$ : presión de succión de la bomba (psi).

$P_v$ : presión de vapor del líquido a las condiciones de proceso (psi).

$F_1$ : factor de conversión de  $\text{pulg}^2$  a  $\text{pie}^2$  (144).

$gc$ : constante dimensional  $\text{lb}\cdot\text{pie}/\text{lb}\cdot\text{s}^2$ .

$g$ : gravedad específica ( $32,2 \text{ pie}/\text{s}^2$ ).

$\rho$ : densidad ( $\text{lb}/\text{pie}^3$ ).

### 2.2.3.5 Presión de succión

Es la presión de operación de la bomba tomada en la brida de succión, tal como se indica en la figura 2.4, y 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 <sup>[11]</sup>:

$$P_1 = P_0(\text{recipiente}) + \Delta P(\text{recipiente} - \text{bomba}) \quad (\text{Ec. 2.2})$$

Donde:

$P_0$ : presión en el recipiente de succión (psi).

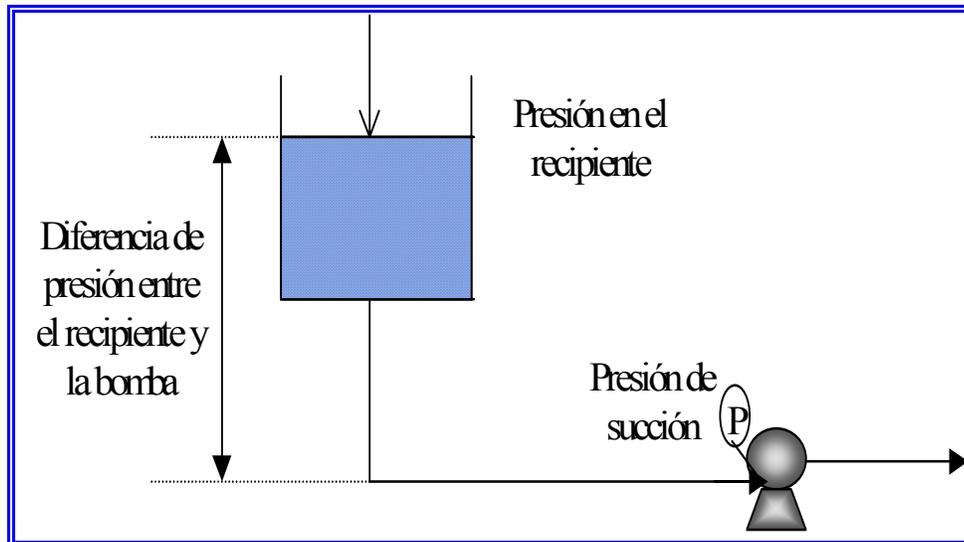
$\Delta P$ : diferencia de presión entre el nivel de referencia del líquido en recipiente de succión y la entrada de la bomba (a su nivel de referencia) (psi).

La diferencia de presión entre el nivel de referencia del líquido y la entrada de la bomba (a su nivel de referencia) se obtiene a través de la ecuación:

$$\Delta P = \frac{\rho \cdot g \cdot h_{fstotal}}{F_1 \cdot g_c} \quad (\text{Ec. 2.3})$$

Donde:

$h_{fstotal}$ : pérdidas totales en el tramo de succión (m).



**Figura 2.4 Presión de Succión de una Bomba Centrífuga.**

### 2.2.3.6 Presión máxima de succión

Es la presión de succión más alta a la cual la bomba es sometida durante la operación. Esta presión se define de acuerdo a la presión de ajuste de la válvula de seguridad del recipiente de succión, mientras que, para los casos donde no se dispone de la válvula de seguridad, será definida por la presión de diseño del recipiente<sup>[11]</sup>.

### 2.2.3.7 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 (según API 610). Típicamente la caída de presión se toma como un 120 % de la normal y corresponde a la condición de cero flujo (shut off)<sup>[12]</sup>.

La máxima presión de descarga se obtiene a través de la ecuación:

$$P_{2\max} = P_{1\max} + 1,2.(P_D - P_S) \quad (\text{Ec. 2.4})$$

Donde:

$P_{2\max}$ : presión máxima de descarga (psi).

$P_{1\max}$ : presión máxima de succión (psi).

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

$P_D$ : presión de descarga de la bomba (psi).

$P_S$ : presión de succión (psi)

### 2.2.3.8 Flujo mínimo

Las bombas deben estar diseñadas para un flujo mínimo determinado para evitar el fenómeno de cavitación, recalentamiento del fluido bombeado y otras consecuencias derivadas de la operación por debajo del mencionado parámetro. El fabricante de la bomba generalmente proporciona el método de cálculo, sin embargo, se han propuesto dos métodos utilizados en las industrias para el control de las bombas de proceso<sup>[12]</sup>. (**Ver anexo A**).

## **2.3 Agua de Alimentación a Calderas <sup>[4]</sup>.**

### **2.3.1 Características del agua.**

#### **2.3.1.1 Dureza**

Se conoce como la concentración de carbonato de calcio y carbonato de magnesio presentes en el agua, expresados en partes por millón (ppm).

#### **2.3.1.2 Alcalinidad**

Capacidad de una sustancia química en solución acuosa para ceder iones oxhidrilos ( $\text{OH}^-$ ). La alcalinidad de un agua se expresa en equivalentes de base por litro de solución o en equivalentes de carbono cálcico. Es deseable tener alguna alcalinidad en el agua de la caldera, así que rara vez se lleva a cabo una remoción completa de la alcalinidad del agua de reemplazo de la caldera, excepto en la alimentación a fin de prevenir la corrosión de la tubería y del equipo.

#### **2.3.1.3 Sílice**

Combinación de silicio con oxígeno que constituye un sólido vítreo incoloro o blanco, insoluble en agua y que se encuentra en ciertos minerales. La prueba de sílice proporciona medios sencillos para medir los volúmenes de sílice y silicatos en mg/l de  $\text{SiO}_2$  en rangos de 0-40 en aguas naturales, tratadas e industriales.

#### **2.3.1.4 Sólidos suspendidos**

Son los residuos filtrados del agua, desecados a la temperatura normalizada, después de haberlos lavado con un disolvente orgánico con el fin de eliminar aceite <sup>[13]</sup>.

### **2.3.1.5 Sólidos disueltos totales**

Materiales sólidos que se disuelven totalmente en agua y pueden ser eliminados por filtración <sup>[13]</sup>.

### **2.3.1.6 Materia orgánica**

La materia orgánica, como una clasificación general, es sólo un término cualitativo. Incluye una amplia variedad de compuestos que rara vez se analizan como materiales específicos. Con frecuencia se han rastreado problemas en sistemas de calderas, que se atribuían a la materia orgánica y se ha visto que se debían a materiales orgánicos de los procesos de la planta en el condensado retornado, más que a los contaminantes del agua de reemplazo.

### **2.3.2 Tratamiento químico <sup>[4]</sup>**

La presión y el diseño de una caldera determinan la calidad del agua que requiere para la generación de vapor. El agua de alimentación para calderas siempre se trata para reducir los contaminantes hasta niveles aceptables; además se añaden productos químicos al agua tratada para contrarrestar cualquier efecto adverso de los contaminantes que aún queden en estado de trazas. La secuencia del tratamiento depende del tipo y concentración de contaminantes que se encuentran en el abastecimiento de agua y de la calidad deseada del agua terminada con el fin de evitar los tres mayores problemas en los sistemas de calderas: depósito, corrosión y arrastre.

Los depósitos, en particular las incrustaciones; se pueden formar sobre cualquier superficie de un equipo lavado con agua (especialmente los tubos de las calderas) en cuanto las condiciones de equilibrio en el agua en contacto con estas superficies sean perturbadas por una superficie externa como el calor. Cada

contaminante tiene una solubilidad definida en agua, y se precipitará cuando aquella sea excedida. Si el agua está en contacto con una superficie caliente y la solubilidad de los contaminantes es menor a mayores temperaturas, el precipitado se formará sobre la superficie causando una incrustación. Los componentes más comunes de los depósitos de calderas son fosfato de calcio (en la caldera de baja presión), hidróxido de magnesio, silicato de magnesio, varias formas de óxido de hierro, sílice absorbida en los precipitados antes mencionados y alúmina.

En las calderas de baja presión, con bajas tasas de transferencia de calor, pueden formarse depósitos hasta un punto en que obstruyen totalmente los tubos de la caldera. A tasas mayores de transferencia de calor y en calderas de alta presión el problema es más severo, a temperaturas en el intervalo de 900 – 1.350 °F, el acero al carbón comienza a deteriorarse.

En la operación de las calderas industriales, pocas veces es posible evitar la formación de algún tipo de precipitado en cierto momento. Casi siempre hay algunas partículas en el agua de circulación de la caldera, que pueden depositarse en las secciones de baja velocidad, como el tanque de lodos. El segundo problema relacionado con el agua de las calderas es la corrosión; esto sucede en los sistemas de abastecimiento de agua, en las calderas, en las líneas de retorno de condensado y virtualmente en cualquier porción del sistema de servicios en donde halla oxígeno presente. El ataque de oxígeno se acelera por altas temperaturas y por un bajo pH. Un tipo de corrosión menos frecuente es el ataque alcalino que puede ocurrir en calderas de alta presión donde el cáustico puede concentrarse en un área local de formación de burbujas de vapor debido a la presencia de depósitos porosos.

Algunos productos químicos para el tratamiento del agua de alimentación, como los quelantes, si no se aplican correctamente, pueden corroer las tuberías de alimentación del agua, las válvulas de control y aún las partes internas de la caldera.

Aunque la eliminación del oxígeno del agua de alimentación de la caldera es el paso más importante para controlar la corrosión de la caldera, dicha corrosión puede ocurrir de todos modos.

El tercer problema importante relacionado con las operaciones de las calderas es el arrastre desde la caldera hacia el sistema de vapor y puede deberse a la volatilidad de ciertas sales del agua de la caldera, como la sílice y los compuestos de sodio; o puede ser causado por el espumado. Los arrastres son con mucha frecuencia un problema mecánico y las sustancias químicas que se encuentran en el vapor son las que originalmente están presentes en el agua de la caldera, aún en ausencia de rocío. Existen tres medios básicos para mantener estos importantes problemas bajo control; el tratamiento interno del agua, tanto de la alimentación como de la caldera y adicionalmente del vapor o condensado con productos químicos correctivos; el tratamiento externo del agua de reemplazo, condensado o ambos, antes de que entre a la caldera para reducir o eliminar sustancias químicas (como dureza o sílice), gases o sólidos y finalmente, el purgado-control de la concentración de productos químicos en el agua de la caldera por el sangrado de una porción del agua en la caldera.

### **2.3.2.1 Tratamiento interno**

El agua tiene sólidos disueltos y suspendidos, estos últimos son removidos mediante clarificación y filtración. Sin embargo, los sólidos disueltos permanecen en el agua y si ésta va a ser usada como agua de alimentación para caldera, debe ser acondicionada, es decir, eliminarle los gases y sólidos disueltos.

La eliminación de los sólidos disueltos es un proceso donde la efectividad de remoción no es del 100% por lo tanto, algunos sólidos quedan en el agua e irán vía agua de alimentación a la caldera. Dependiendo de las condiciones de presión de las calderas, el agua requerida será más pura a medida que la presión aumente. El agua

de alimentación de una caldera es la suma del agua de reposición más el condensado. A pesar de que el agua de alimentación de una caldera es acondicionada, sus pocos sólidos disueltos presentes se concentran produciendo depósitos o incrustaciones que originan graves problemas, para cuya solución se necesita realizar gastos de mantenimiento y como una consecuencia adicional, paradas de planta no programadas con sus respectivas pérdidas de producción. Para evitar o minimizar los problemas antes mencionados es necesario realizar el tratamiento interno del agua de caldera. El mismo, es particularmente importante en sistemas de generación de vapor en los cuales el agua de alimentación debería ser siempre de una calidad estable.

En dichos sistemas el tratamiento interno tiene como propósito evitar la formación de incrustaciones, contrarrestar la acción corrosiva del agua y mantener la pureza del vapor. Diversos programas de control tratan de lograr este propósito mediante el uso de varios fosfatos inorgánicos y, a veces, sustancias cáusticas, o con productos químicos no sólidos, volátiles, como amoníaco e hidracina. El uso de estos productos químicos se controla para conseguir niveles de pH no corrosivos en el agua de la caldera al mismo tiempo que se evita o se reduce al mínimo la presencia de sustancias cáusticas libres potencialmente corrosivas <sup>[14]</sup>. Parte muy importante del tratamiento interno son los controles de operación que se establecen para mantener la constancia del trabajo diario sin interrupciones. Los programas mas efectivos son los de precipitación.

### **2.3.2.2 Tratamiento externo <sup>[14]</sup>**

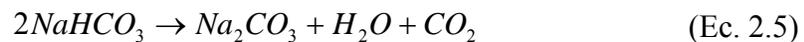
El programa de tratamiento de la caldera apunta al control de siete clasificaciones amplias de impurezas: sólidos suspendidos, dureza, alcalinidad, sílice, sólidos disueltos totales (SDT), materia orgánica y gases disueltos.

- Dureza

Cierto número de operaciones unitarias remueven el calcio y el magnesio del agua. El intercambio de sodio remueve la dureza y no hace nada más; otros procesos proporcionan beneficios adicionales.

- Alcalinidad

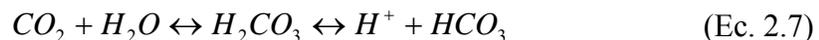
La alcalinidad en el reemplazo puede presentarse como iones bicarbonato ( $\text{HCO}_3^-$ ) u oxhidrilos ( $\text{OH}^-$ ). Si el reemplazo es agua municipal que ha sido ablandada con zeolita, la alcalinidad está usualmente en forma bicarbonato ( $\text{HCO}_3^-$ ); si se ha ablandado con cal, es casi bicarbonato puro ( $\text{CO}_3^{=}$ ), pero el agua puede contener también algo de hidróxido ( $\text{OH}^-$ ). Cuando los bicarbonatos y los carbonatos se exponen a las temperaturas de la caldera, se rompen liberando  $\text{CO}_2$ , tal como se muestra en la siguiente reacción:



Después, el carbonato de sodio se rompe aún más hasta cáustico:



El gas dióxido de carbono se predisuelve cuando el vapor se condensa, y produce ácido carbónico corrosivo:



La cantidad de  $\text{CO}_2$  generado es proporcional a la alcalinidad. Para una alcalinidad dada se forma el doble de  $\text{CO}_2$  tanto a partir del  $\text{HCO}_3^-$  como del  $\text{CO}_3^{=}$  porque la descomposición del bicarbonato es la suma de las dos reacciones anteriores. Por lo general, el ácido carbónico se neutraliza por tratamiento químico del vapor ya sea directamente o en forma indirecta a través

de la caldera para producir un pH del condensado en el intervalo de 8.5 – 9.0. Entonces es deseable reducir la alcalinidad del agua de alimentación para que la formación de  $\text{CO}_2$  sea mínima, y reducir así los costos de tratamiento químico.

El hidróxido producido por la descomposición del  $\text{HCO}_3^-$  y del  $\text{CO}_3^{=}$  es benéfico para la precipitación del magnesio, para dar un buen medio para el acondicionamiento de los lodos, y para hacer mínimo el arrastre de  $\text{SiO}_2$ . Sin embargo, un exceso demasiado alto de cáustico puede ser corrosivo, en particular si puede ocurrir una concentración localizada. La descomposición del  $\text{HCO}_3^-$  es completa, pero no todo el  $\text{CO}_3^{=}$  se convierte en cáustico. La conversión varía de una caldera a otra y aumenta con la temperatura. Como regla general, a 600 psi, 65-85% de la alcalinidad del agua de caldera es  $\text{NaOH}$ , y el resto  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  (esto se basa en el equilibrio en la muestra enfriada del agua de caldera).

El grado de reducción de la alcalinidad es dictado, por lo tanto, por los límites de control del agua de caldera y por las metas de calidad del vapor. El mejor proceso unitario para la reducción de la alcalinidad puede escogerse tanto por los otros beneficios que proporcione como por su eficiencia en la reducción de la alcalinidad.

- Sílice

Las concentraciones permisibles de sílice en el agua de caldera a varias presiones de operación están dadas en la tabla 2.1. La reducción de la sílice no siempre es necesaria, sobre todo en ausencia de una turbina de condensación. Las bajas concentraciones de sílice pueden producir a veces lodos pegajosos en las calderas de baja presión tratadas con fosfato. Se puede seleccionar un proceso de tratamiento del reemplazo que dé exactamente el grado adecuado de reducción de sílice que se requiere en el sistema de vapor.

**Tabla 2.1. Sílice permisible en aguas de Calderas<sup>[14]</sup>**

Presión del Tambor (psig)	Concentración de Sílice (mg/L)
0-300	150
301-450	90
451-600	40
301-750	30
751-900	20
901-1000	8

- Sólidos suspendidos

La remoción de los sólidos suspendidos se logra por coagulación/floculación, filtración o precipitación. Por lo general, otros procesos unitarios, excepto la reacción directa, requieren una remoción previa de los sólidos. Por ejemplo, el agua que se va a procesar por intercambio iónico debería contener menos de 10 mg/L de sólidos suspendidos para evitar el ensuciamiento del intercambiador, así como los problemas de operación.

- Sólidos disueltos totales

Algunos procesos de tratamiento aumentan los sólidos disueltos al añadir subproductos solubles al agua; el ablandamiento con zeolita de sodio aumenta los sólidos en virtud de la adición de un ión sodio ( $\text{Na}^+$ ) que tiene un peso equivalente (23) más alto que el del calcio (20) o el del magnesio (12.2) que se remueven del agua cruda. Los procesos para reducir sólidos disueltos logran varios grados de éxito. Por lo general, La reducción de los sólidos disueltos se logra por una reducción de varios contaminantes individuales.

- Gases disueltos

Por lo común se usan desgasificadores para remover los gases mecánicamente en vez de hacerlo en forma química. Algunos tipos de ventiladores se usan para remover  $\text{CO}_2$  a temperatura ambiente, después de las unidades de intercambio de ácido o de hidrógeno. Los desgasificadores al vacío dan el mismo grado de remoción de  $\text{CO}_2$ , pero también reducen el oxígeno ( $\text{O}_2$ ) a menos de 0.5 – 1.0 mg/L, y ofrecen protección contra la corrosión, sobre todo si el desgasificador al vacío es parte de un sistema de desmineralización.

Los desgasificadores de lavado de vapor, llamados calentadores desgasificadores, producen por lo general, un efluente exento de  $\text{CO}_2$  con concentraciones de  $\text{O}_2$  en el intervalo de 0.005-0.01 mg/L. La reacción directa de estos bajos residuos con sulfito catalizado o con hidracina elimina el  $\text{O}_2$  completamente para evitar la corrosión en el rehervidor. Además del tratamiento del reemplazo, una calidad aceptable del agua de alimentación puede requerir de la limpieza del condensado para proteger el sistema de la caldera, sobre todo si hay condensado de proceso que contenga aceite. Las calderas que requieren de agua desmineralizada de alta calidad también exigen condensado de alta calidad. En algunas plantas se operan calderas tanto de alta como de baja presión; el agua de alimentación de alta calidad para las calderas de alta presión puede ser suministrada enteramente por un desmineralizador, separando el condensado de calidad inferior para regresarlo a las calderas de baja presión. Por lo general, se seleccionan filtros de carbono para el tratamiento del condensado aceitoso. Se aplica un auxiliar de filtración del tipo de celulosa (pulpa de madera procesada), tanto como primera capa como para dar cuerpo. La temperatura debería ser inferior a 200°F (93°C) para evitar la degradación del auxiliar de filtración. Los filtros de antracita precubiertos con un floculo producido a partir de alumbre y aluminato de sodio son también efectivos. Sin embargo, el pH del condensado debe controlarse dentro del

intervalo de 7-8 para evitar la solubilización del floculo de alúmina. El condensador que está contaminado con productos de corrosión y con infiltraciones de aguas dura se limpia a través de intercambiadores de sodio de alta tasa de flujo. Estos se han usado para procesar condensado a temperaturas hasta de 300°F.

Los condensados de proceso fuertemente contaminados, como los que se producen en las refinerías de petróleo, presentan problemas especiales en su uso como agua de alimentación para calderas. Por lo general su composición es variable y puede incluir compuestos orgánicos complejos e iones pocos usuales, como cianuros, tiocianatos y sulfuros. El programa de tratamiento no puede seleccionarse simplemente con base en el análisis del condensado; puede ser necesaria la investigación de laboratorio y a nivel de planta piloto<sup>[15]</sup>.

#### 2.4 Teorema de Bernoulli

Para un fluido que circula de un lugar a otro por una tubería cualquiera se debe cumplir la ley de conservación de la energía mecánica. La ecuación de Bernoulli relaciona la energía potencial y la energía cinética en un punto del recorrido del fluido a través de un balance como sigue:<sup>[16]</sup>

$$z + \frac{P}{\rho} + \frac{v^2}{2g_c} = H \quad (\text{Ec. 2.8})$$

Donde:

$z$  : elevación o altura estática (pie).

$P$  : presión en el punto particular (psig).

$v$  : velocidad del fluido (pie/s).

$g_c$  : gravedad específica (pie/s<sup>2</sup>).

$H$  : cabezal total (pie).

Como las pérdidas por fricción son despreciables y no hay adición de energía al sistema, el cabezal total es constante para cualquier punto en el fluido. Sin embargo en la práctica, las pérdidas por fricción existen y deben ser incluidas en la ecuación de Bernoulli. Un balance de energía entre dos puntos distintos del sistema puede ser descrito como sigue:

$$Z_1 + \frac{P_2}{\rho_1} + \frac{v_1^2}{2g_c} = Z_2 + \frac{P_1}{\rho_2} + \frac{v_2^2}{2g_c} + h_{ftotal} \quad (\text{Ec. 2.9})$$

Donde:

$h_{ftotal}$ : pérdidas totales por fricción (pie).

$Z_1$  y  $Z_2$ : elevación o altura estática

$P_1$  y  $P_2$ : presión en el punto particular (psig).

## 2.5 Número de Reynolds

El número de Reynolds, puede considerarse como la relación de las fuerzas dinámicas de la masa del fluido respecto a los esfuerzos de deformación ocasionados por la viscosidad<sup>[17]</sup>. El número de Reynolds se utiliza para describir que tipo de flujo se tiene dentro de un tubo, donde el líquido llena totalmente al tubo y se puede calcular a través de la ecuación<sup>[18]</sup>:

$$\text{Re} = \frac{\rho \cdot d \cdot V}{\mu} \quad (\text{Ec. 2.10})$$

Donde:

Re: número de Reynolds (adimensional).

$\mu$ : viscosidad dinámica (lb/pie.s).

Generalmente, cuando el valor del número de Reynolds es de 2.000 o menor se tiene un flujo laminar, y cuando es mayor que 4.000 se tiene un flujo turbulento. Entre estos dos valores está la zona denominada “crítica” donde el régimen de flujo es impredecible, pudiendo ser laminar, turbulento o de transición, dependiendo de muchas condiciones con posibilidad de variación.

## 2.6 Factor de Fricción de Darcy

La fórmula de Darcy es la más frecuentemente empleada para calcular las caídas de presión dentro de los tubos y puede deducirse por análisis dimensional con la excepción del factor de fricción  $f$ , que debe ser determinado experimentalmente. Este factor representa el nivel de resistencia ofrecida por las paredes de la tubería al flujo de fluido y depende del comportamiento del flujo dentro de la tubería<sup>[17]</sup>.

El factor de fricción  $f$  que se tiene para un régimen de flujo laminar ( $Re \leq 2000$ ) es independiente del grado de rugosidad que pudiera tener la pared interior del tubo y es función sólo del número de Reynolds y se calcula con la siguiente ecuación<sup>[18]</sup>:

$$f = \frac{64}{Re} \quad (\text{Ec. 2.11})$$

Donde:

$f$ : factor de fricción de Darcy (adimensional)

El factor de fricción  $f$  para un régimen de flujo turbulento ( $Re \geq 4000$ ) y que es aplicable a fluidos incompresibles depende no sólo del número de Reynolds sino también de la rugosidad relativa de las paredes de la tubería ( $\epsilon$ ) comparada con el diámetro de la tubería ( $d$ ). Para tuberías de acero comunes en la industria petroquímica, se utiliza un factor de rugosidad de 0,00015 pies<sup>[9]</sup>.

Para flujo turbulento el factor de fricción se puede obtener con el diagrama de “Moody” o mediante la ecuación:

$$f = 4 \cdot \left[ -3,6 \cdot \log \left( \left( \frac{6,9}{Re} \right) + \left( \frac{\epsilon/d}{3,7} \right)^{1,11} \right) \right]^{-2} \quad (\text{Ec. 2.12})$$

Donde:

$\epsilon$ : rugosidad absoluta de la tubería (pie).

$d$ : diámetro nominal (pie).

## 2.7 Pérdidas por Fricción en Tuberías

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 de entrada y salida de recipientes, válvulas, equipos y accesorios. Estas pérdidas se deben a varias características del sistema, que pueden clasificarse de la siguiente manera:

- Rozamiento en las paredes de la tubería, que es función de la rugosidad de la superficie interior de la misma, del diámetro interior de la tubería, de la velocidad, la densidad y la viscosidad del fluido.
- Cambios de dirección del flujo.
- Obstrucción en el paso del flujo.

- Cambios repentinos o graduales en la superficie y contorno del paso del flujo.  
Las pérdidas totales en una tubería vienen dadas por la ecuación<sup>[19]</sup>:

$$h_{total} = h_l + h_a \quad (\text{Ec. 2.13})$$

(Ec. 2.13)

Donde:

$h_l$ : pérdidas por la longitud de la tubería (pie)

$h_a$ : pérdida por accesorios (pie).

El valor de las pérdidas por longitud de tubería se calcula mediante la ecuación<sup>[11]</sup>:

$$h_l = \left( f \frac{L}{d} \right) \cdot \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Ec. 2.14})$$

Donde:

$f$ : factor de fricción de Darcy (adimensional).

$L$ : longitud de la tubería (pie).

$V$ : velocidad (pie/s).

$d$ : diámetro interno (pie).

La velocidad se obtiene mediante el flujo ( $Q$ ) por unidad de área:

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{\left( \frac{\pi \cdot d^2}{F_1 \cdot 4} \right)} \quad (\text{Ec. 2.15})$$

Las pérdidas producidas por cada uno de los accesorios vienen expresadas en función del coeficiente de resistencia (K), el cual es característico del tipo de accesorio. La pérdida total generada por los accesorios de un sistema de tubería se obtiene de la ecuación:

$$h_a = \frac{(\sum K)V^2}{2g_c} \quad (\text{Ec. 2.16})$$

Donde:

K: coeficiente de resistencia del accesorio (adimensional).

## **2.8 Lineamientos para establecer los límites de operación segura**

Para el desarrollo de las tablas de límites de operación segura es necesario conocer los siguientes lineamientos:<sup>[6]</sup>

### **2.8.1 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.

### **2.8.1 Variables de operación**

Son aquellas que se usan para controlar o caracterizar el proceso, tales como presión, temperatura, flujo, nivel, composición, velocidad u otras. En general, son todas aquellas variables que son monitoreadas, que son medibles.

### **2.8.2 Límites de operación máximos y mínimos**

Son listados de valores máximos y mínimos que puedan tomar los parámetros característicos del proceso, en cuyos rangos y bajo condiciones normales de operación no representan un riesgo para las personas, el ambiente y/o la instalación. Se establece en función de evitar los peligros de proceso y/o de mantener la integridad física de los equipos. No se refiere necesariamente a los valores asociados a la operación económica de la unidad o a la producción de productos en calidad. Sobrepasar este valor en la operación puede resultar en un incidente catastrófico o en una disminución de la seguridad para el personal, la instalación o el ambiente. Su propósito es promover en el operador las acciones necesarias para regresar el proceso a sus límites de operación segura. Usualmente se establece como este valor el del diseño mecánico del equipo, aunque se puede tomar un valor superior a éste, siempre que se demuestre documentalmente que por análisis de ingeniería y por inspección el equipo es capaz de soportar ese valor.

### **2.8.3 Consecuencias de desviación (CD)**

Son los efectos o eventos potenciales que pueden ocurrir cuando se excede un valor máximo, un valor mínimo o un rango de operación. No todas las variables que se muestren en las tablas LOCD necesitan mostrar su CD. 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.

#### **2.8.4 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, debe ser superior a la temperatura de operación y a la temperatura máxima y mínima de operación.

#### **2.8.5 Presión de diseño**

Es la mínima presión para la cual la bomba, su cuerpo y bridas deben ser aseguradas para operación continua a la temperatura de diseño, considerando el agotamiento de la holgura para la corrosión estipulada. <sup>[10]</sup>

#### **2.8.6 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. Puede venir definido por las alarmas absolutas del proceso (por ejemplo: alarma de alta y baja temperatura, presión o flujo, así como de mínima relación de reciclaje, etc) <sup>[6]</sup>.

### **2.8.7 Valor típico**

Es un valor representativo de la operación normal en estado estacionario. Generalmente viene dado por el punto de ajuste (“Set Point”) <sup>[6]</sup>.

## **2.9 Generalidades del vapor producido en la Refinería Puerto La Cruz**

El vapor es muy importante para los procesos de otras plantas. Éste se produce elevando el agua a cierta temperatura hasta encontrar el punto de ebullición, este vapor se produce en generadores de vapor o calderas. Para que esta máquina produzca vapor se necesitan los tres elementos básicos de la combustión: tales como: combustible que puede ser gas o aceite combustible; carburante; que es el agua, y por último, oxígeno que se obtiene del aire. Luego que el vapor es producido se distribuye a través de un sistema de distribución que constituye el enlace entre las calderas y todos los equipos que usa el vapor.

Los tres componentes principales de un sistema de distribución de vapor son los colectores de calderas (tipo de ramal principal que recibe el vapor de una o más calderas), los ramales principales, los cuales reciben el vapor del primero para ser distribuido por toda la planta, y los ramales secundarios proporcionan el vapor a cada equipo <sup>[20]</sup>.

En la refinería Puerto La Cruz, el vapor de agua es producido en la planta de Servicios Industriales en tres niveles diferentes: vapor de baja (15 psig), de media (190 psig) y de alta (685 psig).

### **2.9.1 Vapor de baja presión**

El vapor de 15 psig se utiliza para calentar el agua de alimentación a las calderas y para su reutilización como agua condensada producido por las turbinas que consumen vapor de media (190 psig) en la planta y el tambor evaporador N°3 (FA-5) de baja presión. Además se incorpora a este sistema el vapor de 20 psig del patio, producido en exceso por la unidad de Craqueo Catalítico (FCC), las unidades de Destilación Atmosférica N°1 (DA-1), unidad de Destilación Atmosférica N°2 (DA-2) y unidades de VALCOR a través de una válvula de control que regula a la presión requerida de 15 psig. Este vapor es descargado al cabezal principal respectivo, donde es distribuido a Plantas de Servicios (desaereador). En caso de producirse un déficit de vapor en línea, una válvula reguladora de control ubicada en el cabezal de 190 psig, transferirá vapor a 15 psig y suplirá la demanda en este nivel del sistema.

### **2.9.2 Vapor de media presión**

Se genera vapor de 190 psig para el trabajo mecánico de bombas accionadas por turbinas a vapor para el despojamiento de torres fraccionadoras para calentar tanques de almacenamientos, precalentadores y para conseguir aumentar temperaturas en ciertos procesos de refinación.

El vapor de 190 psig es generado por equipos que consumen vapor de alta, los desrecalentadores y los tambores evaporadores, el cual lo descargan al cabezal principal respectivo, donde es distribuido a las unidades de proceso, unidades y equipos externos a través de la línea de vapor medio al patio y a la planta de Servicios Industriales. Las unidades de hidropcesos (VALCOR), suministran vapor de 190 psig a la planta de calderas, el cual es recibido en el cabezal de distribución principal. Las características del vapor de media presión son las siguientes:

- Temperatura: 500 °F
- Presión: 190 psig.
- Hidratos: 200-300 ppm como  $\text{CaCO}_3$
- Alcalinidad M: máx 500 ppm como  $\text{CaCO}_3$
- Alcalinidad P: max 400 ppm como  $\text{CaCO}_3$
- Dureza cálcica: 0
- Sólidos Totales Disueltos: 1.500-2.300
- Sulfito: 25-50 ppm como  $\text{Na}_2\text{SO}_3$
- Quelato: 4-8 ppm como  $\text{Na}_2\text{SO}_3$
- pH: 10.5-11.5

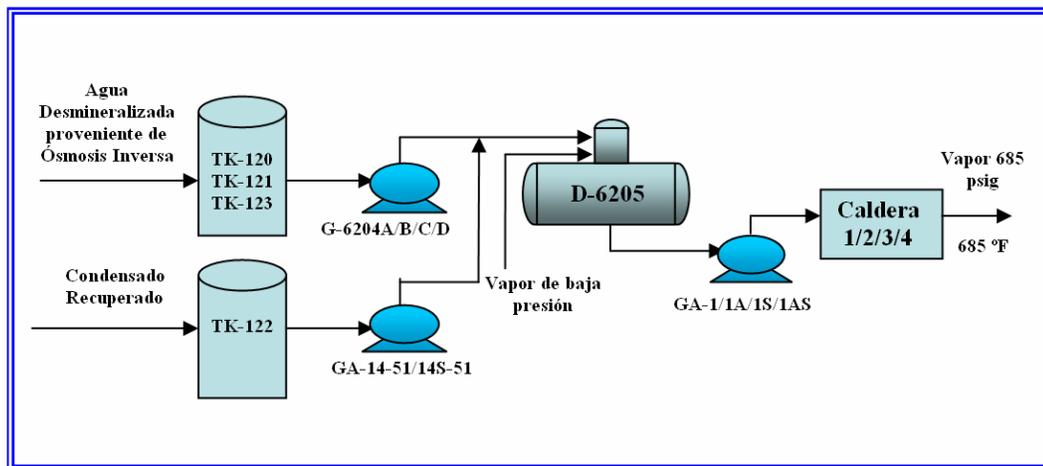
### **2.9.3 Vapor de alta presión**

El sistema de generación de vapor está formado por cuatro (4) calderas del tipo acuotubulares con una capacidad instalada de 340.000 lbs/hr cada una y una producción promedio de 182.000 lbs/hr de vapor de 685 psig a 700°F. El cabezal principal de vapor distribuye vapor a las unidades de Craqueo Catalítico (FCC), Destilación Atmosférica N°1, a las plantas de Servicios Industriales y las unidades de VALCOR.

## CAPITULO 3: DESARROLLO DEL TRABAJO

### 3.1 Descripción de las condiciones actuales de operación del sistema de generación de vapor

Para la mejor comprensión del sistema en estudio, inicialmente se realizó un esquema simplificado, el cual se muestra en la **figura 3.1**.



**Figura 3.1.** Esquema representativo del sistema de generación de vapor.

Seguidamente se realizó un listado de los equipos y tuberías que conforman el sistema de generación de vapor, el cual es mostrado en las **tablas 3.1**, y **3.2** respectivamente.

Las condiciones actuales de operación para las diferentes variables consideradas en la unidad de generación de vapor, tales como: flujo, temperatura, presión y nivel, se obtuvieron a través de mediciones directas en campo y mediante el programa automatizado Aspen Process Explorer. Estas variables fueron consideradas cumpliendo con los lineamientos para el desarrollo de los límites de operación segura,

los cuales establecen que sólo se deben evaluar las variables que se puedan monitorear o medir. Los valores típicos de operación se determinaron como un promedio diario durante tres (3) meses, desde abril hasta julio del año 2007. Los valores promedios diarios se encuentran reportados en el **Anexo B**.

Para las tuberías se monitoreó la presión, temperatura de la línea y la clase de brida; para las bombas se monitoreó la temperatura de operación, el caudal y la presión de descarga; para el desaereador la temperatura, presión y el caudal; para los tanques la temperatura y el nivel; y finalmente para las calderas el flujo de agua alimentada y temperatura de entrada, así como también el vapor producido, la temperatura de salida y adicionalmente el gas consumido. Los valores promedios para los meses estudiados se muestran en las **tablas 3.2, 3.3, 3.4 y 3.5** respectivamente.

Las variables medidas fueron determinadas de la siguiente manera:

### **3.1.1 Temperatura**

Esta variable generalmente es controlada en los puntos principales de la operación del proceso, por lo que en equipos intermedios como en las bombas no se tiene registros de temperatura, en estos casos los valores se obtuvieron con el uso de un pirómetro facilitado por el departamento de procesos.

### **3.1.2 Flujo**

En los puntos donde no existían medidores de flujo, se pudo visualizar esta variable a través del navegador de variables Aspen Process Explorer el cual está conectado a la red automática de operación a la planta y realizando balances de masa en los equipos que conforman el sistema.

### 3.1.3 Presión

Esta variable es observada desde la sala de control para los equipos más críticos. Para el resto de los equipos se observaron directamente en campo a través de manómetros. Para los casos donde no existían medidores de presión fue necesario realizar balances mecánicos que permitieran conocer dicha variable.

### 3.1.4 Nivel

Esta variable es registrada en la sala de control para los equipos asociados a este parámetro (tanques y calderas).

## 3.2 Identificación de los límites de operación máximos y mínimos en el sistema de generación de vapor

Para el desarrollo de esta fase del proyecto se recopilaron las hojas de datos de diseño de los equipos del sistema, las cuales se conocen en la empresa por su nombre en inglés *Data Sheet* y se muestran en el **anexo C**, con la finalidad de conocer los datos de diseño de cada equipo. Para los casos en que no se encontraron las hojas de datos se hizo la lectura directamente en planta a las placas de los equipos.

Para la identificación de los límites de operación segura se consideraron las variables señaladas anteriormente, así como también el NPSH, de acuerdo a lo que aplique para cada equipo, las cuales forman parte de la información requerida en las tablas de límites de operación segura. Luego, para definir los valores máximos y mínimos de dichas variables se trabajó con la data operacional recopilada en la fase anterior. Para determinar el valor típico se calculó un promedio diario de las variables consideradas para cada equipo y luego un promedio para el período estudiado, los

cuales se encuentran reportados en las **tablas 3.3, 3.4 y 3.5**. Para identificar los valores máximos y mínimos de los equipos se tomaron en cuenta las normas de diseño para determinar los límites de operación segura. Adicionalmente, también se consideraron las líneas de proceso como parte del sistema por presentar gran importancia para la información de seguridad de los procesos, por lo que se procedió a utilizar las normas de diseño de PDVSA para el cálculo de las mismas.

**Tabla 3.1. Listado de equipos que conforman el sistema de generación de vapor.**

<b>Equipo</b>	<b>Tag</b>	<b>Descripción</b>
<b>Bombas de agua desmineralizada</b>	GA-6204 <sup>a</sup> /B/C/D	Succiona agua desmineralizada proveniente de ósmosis inversa almacenada en los tanques 120/121/123 y descarga en el desaereador.
<b>Bombas de condensado</b>	GA-14-51/14S-51	Succiona condensado recuperado de unidades existentes
<b>Bombas de agua de alimentación a calderas</b>	GA-1/1A/1S/1AS	Succionan agua de alimentación proveniente del desaereador.
<b>Tanques de agua desmineralizada</b>	TK-120/121/123	Succiona agua desmineralizada proveniente de la unidad de ósmosis inversa.
<b>Tanque de condensado</b>	TK-122	Succiona agua de condensado proveniente de unidades existentes.
<b>Desaereador</b>	D-6205	Succiona agua desmineralizada y condensado recuperado
<b>Calderas</b>	1/2/3/4	Succiona agua desmineralizada y condensado recuperado

Tabla 3.2. Listado de tuberías que conforma el sistema de generación de vapor

Sistema	Líneas de proceso	Descripción		d (pulg)	L (pie)	T <sub>operación</sub> (°F)	Q <sub>operación</sub> (gpm)	P <sub>operación</sub> (psig)
		Desde	Hasta					
Agua desmineralizada	Tramo 1	TK-120/121/123	Succión G-6204A/B/C/D	8	180,15	85	485,00	10,11
	Tramo 2	Descarga G-6204A/B/C/D	Expansor 8"x6"	6	36,21	85	485,00	90,18
	Tramo 3	Expansor 8"x6"	Desaereador	8	236,00	85	485,00	90,18
Condensado recuperado	Tramo 4	TK-122	Contracción 8"x6"	8	13,10	120	148,52	10,90
	Tramo 5	Contracción 8"x6"	Succión GA-14-51/14S-51	6	188,32	120	148,52	10,90
	Tramo 6	Descarga GA-14-51/14S-51	Placa de Orificio	6	39,37	120	148,52	100,00
	Tramo 7	Placa de Orificio	Desaereador	6	152,56	120	148,52	100,00
Agua de alimentación a calderas	Tramo 8	Desaereador	Reductor 12"x10"	12	81,02	250	676,78	21,14
	Tramo 9	Reductor 12"x10	Succión GA-1/1S/1A/1AS	10	92,50	250	676,78	21,14
	Tramo 10	Descarga GA-1/1S/1A/1AS	Expansor 6"x8"	6	33,46	250	676,78	829,41
	Tramo 11	Expansor 6"x8"	Caldera 1/2/3/4	8	119,39	250	676,78	829,41

**Tabla 3.3. Condiciones actuales de operación de las bombas y del desaerador del sistema de generación de vapor.**

Equipo	T (°F)	Q (gpm)	P (psig)
<b>G-6204A/B/C/D</b>	85	485,00	90,18
<b>G-14-51/14S-51</b>	120	148,52	100,00
<b>GA-1/1A/1S/1AS</b>	250	676,78	829,41
<b>D-6205</b>	250	676,78	15,00

**Tabla 3.4. Condiciones de operación actual de los tanques de almacenamiento.**

Tanques	Temperatura típica (°F)	Presión típica (psia)	Nivel (%pie)
<b>120</b>	85	14,70	97/29,10
<b>121</b>	85	14,70	97/29,10
<b>123</b>	85	14,70	97/29,10
<b>122</b>	120	14,70	97/29,10

**Tabla 3.5. Condiciones actuales de operación de las calderas.**

Equipo	Entrada		Salida		Gas consumido (Mpie <sup>3</sup> /h)	Capacidad nominal (Mlb/h)
	Agua alimentada (Mlb/h)	T (°F)	Vapor producido (Mlb/h)	T (°F)		
<b>Caldera 1</b>	43,62	250	41,76	654	66,23	80
<b>Caldera 2</b>	43,93	250	42,26	678	63,83	80
<b>Caldera 3</b>	44,79	250	42,56	646	59,15	80
<b>Caldera 4</b>	54,25	250	51,34	650	68,07	100
<b>Total</b>	<b>186,59</b>	-	<b>177,92</b>	-	<b>257,28</b>	<b>340</b>

### 3.2.1 Determinación de los límites de operación segura en las líneas de proceso

Para el establecimiento de los límites de operación segura de las líneas de procesos se aplicaron las siguientes normas PDVSA:

#### 3.2.1.1 Temperatura máxima

Según la norma PDVSA MDP-01-DP-01<sup>[11]</sup>, la temperatura máxima debe ser al menos 50 °F superior a la temperatura de operación máxima. Según sección 5.3.1 de la norma, cuando no se tiene la temperatura de operación máxima, ésta será 50 °F por encima de la temperatura de operación. Ésta es obtenida por medio de la siguiente ecuación:

$$T_{\max} = T + 50^{\circ}F \quad (\text{Ec. 3.1})$$

Donde:

$T_{\max}$ : temperatura máxima (°F).

T: temperatura de operación (°F).

#### 3.2.1.2 Flujo máximo

Según la norma PDVSA 90616.024<sup>[19]</sup>, sección 10, el flujo máximo se obtiene por medio de la siguiente ecuación:

$$F_{\max} = F_2 \cdot A \cdot V_e \quad (\text{Ec. 3.2})$$

Donde:

$F_{\max}$ : flujo máximo (gpm)

$F_2$ : factor de conversión de pie<sup>3</sup>/s a gpm

A: área transversal de la tubería (pie<sup>2</sup>).

$V_e$ : velocidad de erosión (pie/s)

Para calcular el área transversal de la tubería se utiliza la siguiente ecuación:

$$A = \frac{\pi \cdot d^2}{4 * F_1} \quad (\text{Ec. 3.3})$$

Donde:

$\pi$ : constante = 3,14.

d: diámetro interno (pulg).

$F_1$ : factor de conversión de pie<sup>2</sup> a pulg<sup>2</sup> (144).

Considerando que el material de las tuberías es acero al carbono, la cédula es 40 y con los diámetros nominales se identificó el diámetro interno en la **tabla A.1** del **anexo A**.

Para determinar el flujo máximo, se determinó la velocidad de erosión a partir de la **figura A.3** del **anexo A**, utilizando la temperatura de operación y la densidad del fluido, obteniendo esta última mediante la **tabla A.2** ubicadas en el **anexo A**.

### 3.2.1.3 Presión máxima

Según la norma ANSI B16.5 <sup>[11]</sup>, la presión máxima es considerada como la presión máxima de diseño del accesorio crítico de la línea (brida) o accesorio bridado, relacionando la clase de brida de la tubería y la temperatura de operación. Con estos datos se obtiene la presión máxima por medio de la **tabla A.3** ubicada en el **anexo A**,

interceptando el valor de la temperatura de operación con la clase de brida correspondiente a cada línea de proceso.

### 3.2.2 Determinación de los límites de operación segura para bombas

Para el establecimiento de los límites de operación segura para las bombas se aplicaron las normas PDVSA respectivas<sup>[11]</sup>:

#### 3.2.2.1 Temperatura máxima

Se consideró la establecida en la hoja de datos de cada bomba, las cuales se encuentran ubicadas en el **anexo C**.

#### 3.2.2.2 Presión de succión típica

##### ❖ Bombas del sistema de agua desmineralizada y condensado recuperado:

Para determinar la presión de succión típica de estas bombas, se realizó un balance de energía mecánica partiendo de la ecuación de Bernoulli Ec. 2.8, debido a que los valores actuales de presión de operación no pudieron ser medidos directamente en planta por la ausencia de manómetros. Al realizar el balance de energía se obtiene la siguiente ecuación:

$$P_2 = \left[ \frac{P_1}{\rho} + (Z_1 - Z_2) + \frac{(V_1)^2}{2gc} - \frac{(V_2)^2}{2gc} - hf \right] \cdot \rho \quad (\text{Ec. 3.4})$$

Donde:

$Z_1$ : altura estática en el punto 1 (pie).

$Z_2$ : altura estática en el punto 2 (pie).

$P_1$ : presión en el punto 1 (psig).

$P_2$ : presión de succión de la bomba (psig).

$V_1$ : Velocidad del fluido en el punto 1 (pie/s).

$V_2$ : Velocidad del fluido en el punto 2 (pie/s).

$h_f$ : pérdidas por fricción totales desde el punto 1 hasta el punto 2 (pie).

Las pérdidas por fricción totales ( $h_f$ ) vienen dadas por la ecuación 2.13, por lo tanto se requiere determinar las pérdidas por accesorios ( $h_a$ ) y las pérdidas en tubería ( $h_t$ ). Las pérdidas en tuberías se obtienen por medio de la ecuación 2.14 y las pérdidas por accesorios se obtuvieron por medio de la ecuación 2.16. Posteriormente a estas pérdidas se les suman las pérdidas causadas por las diferencias de elevación en las líneas de succión.

Para el uso de la ecuación 2.14, se debe calcular el factor de fricción, éste fue obtenido a partir de la ecuación 2.11. Para la aplicación de esta ecuación inicialmente se calcula el número de Reynolds mediante la ecuación 2.10 y la rugosidad absoluta.

En el caso de la rugosidad absoluta se empleó la siguiente ecuación, debido a que las tuberías estudiadas son de acero al carbono<sup>[21]</sup>:

$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{0,00015}{d} \quad (\text{Ec. 3.5})$$

Donde:

$\varepsilon$ : rugosidad relativa.

$d$ : diámetro nominal (pie).

El coeficiente total de resistencia para cada accesorio presente en la línea de succión se calculó a partir de la **tabla D.1** ubicada en el **anexo D**.

Finalmente la presión de succión típica se obtiene a partir de la ecuación 3.4.

❖ **Bombas del sistemas de agua de alimentación a calderas:**

La presión típica para estas bombas se obtuvo a través de la ecuación 2.2, la cual depende de la presión de succión en el recipiente y del diferencial de presión entre la succión del recipiente y la bomba.

La presión en el recipiente de succión es la presión de operación del desaerador reportada en la **tabla 3.3**, igual a 15 psig.

El diferencial de presión entre la succión del recipiente y la bomba se calculó mediante la ecuación 2.3.

Las pérdidas totales fueron halladas de igual manera que en los sistemas anteriores. Una vez obtenidos todos estos parámetros, se obtiene la presión de succión de la bomba en el sistema de alimentación de agua de calderas.

### 3.2.1.1 Presión de succión máxima

Para determinar la presión de succión máxima se aplica la norma PDVSA MDP-02-P-06 y se determina mediante la siguiente ecuación <sup>[11]</sup>:

$$P_{1m\acute{a}x} = P_{om\acute{a}x}(\text{recipiente}) + \rho \cdot g_c \cdot \frac{\Delta H_s}{F_1 \cdot g_c} \quad (\text{Ec. 3.6})$$

Donde:

$P_{1m\acute{a}x}$ : presión de succión máxima (psig).

$P_{om\acute{a}x}$ : presión de operación máxima en el recipiente de succión, normalmente es la presión de ajuste de la válvula de seguridad, si existe (psig).

$\Delta H_s$ : diferencial de altura entre el nivel máximo del líquido en el recipiente de succión y el nivel de referencia de la bomba (pie).

La presión de operación máxima en el recipiente de succión ( $P_{om\acute{a}x}$ ) es calculada únicamente en los tanques de almacenamiento de agua desmineralizada y condensado, ya que es de estos equipos de donde succionan las bombas de agua desmineralizada y las bombas de condensado, respectivamente. Por ser estos tanques atmosféricos, esta presión se obtiene mediante la siguiente ecuación:

$$P_{om\acute{a}x} = P_{atm} + P_{columnaH_2O} \quad (\text{Ec. 3.7})$$

Donde:

$P_{atm}$ : presión atmosférica (14,7 psia)

$P_{columnaH_2O}$ : presión que ejerce el líquido a la capacidad máxima del recipiente de succión (psig).

La presión de la columna de agua se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$P_{columnaH_2O} = \frac{F}{A_{Tk}} \quad (\text{Ec. 3.8})$$

Donde:

F: fuerza debida a la columna de agua (lb..f).

$A_{Tk}$ : área del tanque (pie<sup>2</sup>).

A su vez la fuerza está representada por:

$$F = m_{Tk} * a \quad (\text{Ec. 3.9})$$

Donde:

$m_{Tk}$  : masa del fluido (lbs).

$a$  : aceleración debida a la gravedad (32,2 pie/s<sup>2</sup>).

El área se calcula mediante la ecuación 3.3 utilizando el diámetro del tanque. Considerando que los tanques de almacenamiento están a su capacidad máxima de llenado (158.760 galones), la masa del fluido contenida en el tanque es obtenida de la siguiente forma:

$$\rho = \frac{m_{Tk}}{V_{Tk}} \quad (\text{Ec. 3.10})$$

Luego se despeja la masa del tanque y se sustituyen los valores conocidos en dicha ecuación. Finalmente haciendo uso de la ecuación 3.8 y de los valores correspondientes se calcula la presión de operación máxima en el recipiente de succión (tanques de almacenamiento) para los sistemas de agua desmineralizada y condensado recuperado.

Cabe destacar que para el sistema de alimentación de agua a calderas la presión de operación máxima es la presión de operación en el desaerador, debido a que es de este equipo de donde succionan las bombas de alimentación y resultando igual a 15 psig.

Para calcular el diferencial de altura entre el nivel del líquido alto del recipiente (30 pie) y el nivel de referencia de la bomba (3 pie), simplemente se calcula la diferencia entre ambos valores, resultando igual a 27 pie para los sistemas de agua desmineralizada y condensado recuperado.

En el caso del sistema de alimentación de agua para calderas el diferencial es la diferencia de alturas entre el desaereador (44,6 pie) y la brida de succión de la bomba (3 pie), resultando 41,6 pie.

#### **3.2.2.4 Presión de descarga típica**

Es la presión reportada en la **tabla 3.3** como valor promedio de las lecturas realizadas durante el período estudiado.

#### **3.2.2.5 Presión de descarga máxima**

La presión de descarga máxima se calcula mediante la ecuación 2.4, tomando en cuenta que la presión de succión máxima ya fue calculada en la sección 3.2.2.3, la presión de descarga típica se encuentra tabulada en la **tabla 3.3** y la presión de succión típica se calculó en la sección 3.2.2.2, se obtiene la presión de descarga máxima a partir de estos valores.

#### **3.2.2.6 Cabezal Neto de Succión Positiva (NPSH)**

##### **3.2.2.6.1 NPSH requerido ( $NPSH_r$ ).**

Según la norma API 610 es suministrado por el fabricante de la bomba, se encuentran reportados en las hojas de datos de las bombas, ubicadas en el **anexo C**.

### 3.2.2.6.2 NPSH disponible (NPSH<sub>D</sub>).

Se calculó aplicando el procedimiento descrito en la norma MDP-05-P-06 y mediante la ecuación 2.1, utilizando como datos los valores de presión de succión típica calculadas en la sección 3.2.2.2. y las presiones de vapor tabuladas en las hojas de datos de los equipos ubicadas en el **anexo C**.

### 3.2.2.7 Flujo máximo

Según la norma PDVSA MDP-02-P-06, Sección 8, para obtener el flujo máximo se debe realizar la representación gráfica del cabezal en función del caudal de proceso de la bomba del sistema estudiado, debido a que éste será el punto de intersección entre ambas curvas, es decir, la curva representada por el sistema estudiado y la curva característica de la bomba <sup>[19]</sup>.

Para obtener el cabezal se realiza un balance de energía mecánica, utilizando la ecuación 2.3, resultando:

$$H_{sistema} = \frac{P_2}{\rho c} \cdot F_1 - \frac{P_1}{\rho c} \cdot F_1 + (Z_2 - Z_1) + \left[ \frac{(V_2^2)}{2g} - \frac{(V_1^2)}{2g} \right] + h_{ftotal} \quad (\text{Ec. 3.11})$$

Donde:

H<sub>sistema</sub>: cabezal del sistema (pie)

En la ecuación anterior las pérdidas totales se consideran como la sumatoria de las pérdidas para el tramo de succión y el tramo de descarga. Las pérdidas totales para el tramo de tubería de succión fueron calculadas anteriormente para la determinación de la presión de succión típica en la sección 3.2.2.2.

Para las pérdidas en el tramo de descarga se obtuvieron de manera similar que las pérdidas en el tramo de succión, empleando las ecuaciones 2.13, 2.14 y 2.16.y sustituyendo los valores correspondientes. Una vez obtenidos estos parámetros, se realizó nuevamente un balance de energía.

Para el balance de energía en los sistemas de agua desmineralizada y condensado recuperado, se consideró:

Punto 1: la superficie del nivel del taque de almacenamiento.

Punto 2: la succión del desaereador D-6205.

De la misma forma para el balance de energía del sistema de agua de alimentación a calderas, se consideró:

Punto 1: desaereador de agua para calderas (D-6205).

Punto 2: brida de distribución del vapor para las calderas

Posteriormente se obtuvo el cabezal del sistema haciendo uso de la ecuación 3.11 se introdujeron valores de flujo, reportando su respectivo cabezal, con la finalidad de realizar una data de valores de cabezal en función de flujo volumétrico y así representar gráficamente el sistema de bombeo (gráfica caudal vs cabezal), la cual se muestra en la sección correspondiente a la muestra de cálculo.

### 3.2.2.8 Flujo mínimo

El flujo mínimo de las bombas se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$F_m = K_m \cdot \%BEP \cdot Q \quad (\text{Ec. 3.12})$$

Donde:

$F_m$ : flujo mínimo (gpm).

$K_m$ : constante adimensional.

$\%BEP$ : porcentaje del flujo de diseño o de mejor eficiencia.

$Q$ : flujo de diseño o de mejor eficiencia (gpm).

Para el cálculo de  $K_m$  es necesario conocer la relación adimensional  $chart$ , la cual depende del  $NPSH_D$  y el  $NPSH_r$  y se calcula mediante la siguiente expresión:

$$chart = \frac{NPSH_D}{NPSH_r} \quad (\text{Ec. 3.13})$$

Este cálculo se realizó utilizando los valores de  $NPSH_D$  y  $NPSH_r$  previamente calculados.

Una vez obtenida la relación  $chart$ , dicho valor se interceptó con la curva correspondiente (agua) en la **figura A.1** ubicada en el **anexo A**, leyéndose de esta manera el valor correspondiente de  $K_m$ .

El porcentaje de BEP se determinó a través de la **figura A.2** ubicada en el **anexo A**. Para esto fue necesario calcular la velocidad específica de succión ( $N_{ss}$ ) mediante la siguiente ecuación:

$$N_{ss} = \frac{rpm \cdot \sqrt{Q}}{(NPSH_r)^{3/4}} \quad (\text{Ec. 3.14})$$

Donde:

rpm: revoluciones por minuto del motor.

Seguidamente se interceptó el valor obtenido de  $N_{ss}$  con la curva correspondiente al tipo de bomba en la **figura A.2**, determinándose así el valor del %BEP.

Finalmente, haciendo uso de la ecuación 3.12 se calculó el flujo mínimo. Cabe destacar que el flujo mínimo fue calculado sólo para las bombas de agua desmineralizada y las bombas de alimentación de agua de calderas; en el caso de las bombas de condensado no se realizó dicho cálculo debido a que no se disponía de información técnica.

### 3.2.2.9 Presión de descarga mínima

El cabezal total para el punto de corte y la presión de succión máxima, determinan la presión de descarga de la bomba, la cual bajo estas condiciones deberá ser la mínima para garantizar la operación de bombeo. Esta presión se obtuvo mediante la siguiente ecuación <sup>[11]</sup>:

$$P_{Dmin} = \frac{H \cdot \rho \cdot g}{F_1 \cdot gc} + P_{1máx} \quad (\text{Ec. 3.15})$$

Donde:

$P_{Dmin}$ : presión de descarga mínima (psig)

H: cabezal a flujo máximo (pie).

### **3.2.3 Determinación de los límites de operación segura para tanques**

Los límites de operación segura se calcularon para los tanques del sistema de generación de vapor listados en la **tabla 3.1**. Los parámetros considerados para ellos fueron los siguientes <sup>[22]</sup>:

#### **3.2.3.1 Temperatura máxima**

Según la norma PDVSA MDP-01-DP-01<sup>[11]</sup>, la máxima temperatura para los tanques evaluados está dada por la temperatura promedio más alta del día por ser estos tanques atmosféricos y se le adicionan 50 °F, según criterios de diseño.

#### **3.2.3.2 Temperatura mínima**

Según la norma PDVSA-MDP-01-DP-01, la temperatura mínima está dada por la temperatura más baja del fluido del proceso para las desviaciones esperadas de la operación normal.

#### **3.2.3.3 Flujo máximo**

El flujo máximo de entrada a los tanques se determinó basándose en el máximo flujo bombeado hacia los tanques.

#### **3.2.3.4 Presión**

Los tanques atmosféricos trabajan a presión atmosférica (14,7 psia). Presión máxima y mínima: no aplica.

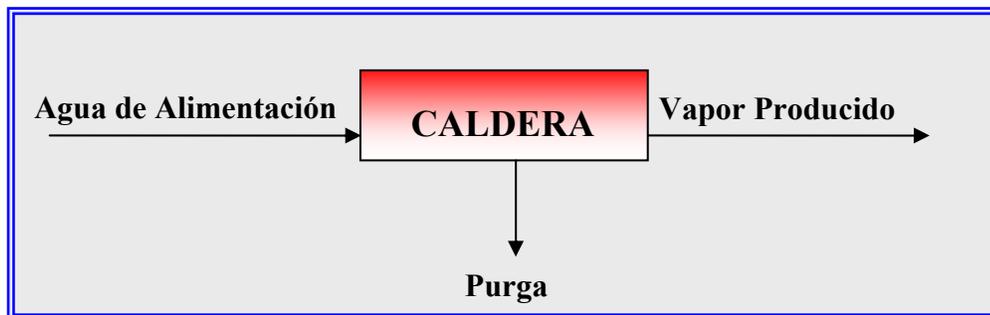
### 3.2.3.5 Nivel

Los niveles máximos y mínimos corresponden a los niveles de alarma alto-alto y bajo-bajo, respectivamente.

## 3.3 Balances de masa y energía en el Sistema de Generación de Vapor

Para realizar el balance de masa y energía en el sistema de generación de vapor en primer lugar se identificaron las entradas y salidas de los flujos correspondientes a las unidades donde se realizaron los balances. En las figuras 3.2 y 3.3, se muestran los esquemas simplificados de las calderas y el desaereador, que son las unidades de interés en esta sección.

Se realizaron balances de masa en las calderas y en el desaereador con el fin de determinar el flujo de purga y el consumo de vapor de baja presión en el desaereador. Para esto se llevó a cabo la recolección de una data operacional a través de visitas realizadas a la planta de proceso y del navegador de variables Aspen Process Explorer. Una vez obtenidos los datos de operación se estimó la purga de cada caldera y el consumo de vapor de baja presión por el desaereador. Cabe destacar que el balance de energía realizado en las calderas permitió determinar la eficiencia térmica operacional de cada una.



**Figura 3.2** Esquema representativo de las corrientes de entrada y salida de la caldera.

### 3.3.1 Cálculo de la purga de las calderas

El cálculo de la purga de cada caldera se determinó por la siguiente ecuación:

$$\text{Agua de Alimentación} = \text{Vapor Producido} + \text{Purga} \quad (\text{Ec. 3.16})$$

Los flujos promedios correspondientes al agua de alimentación y el vapor producido por cada caldera se tomaron del navegador de variables Aspen Process Explorer y se encuentran reportados en la **tabla 3.5**.

Tomando como ejemplo los datos de agua alimentada y vapor producido en la caldera #1 y sustituyéndolos en la ecuación anterior, realizando a su vez el despeje correspondiente se obtiene lo siguiente:

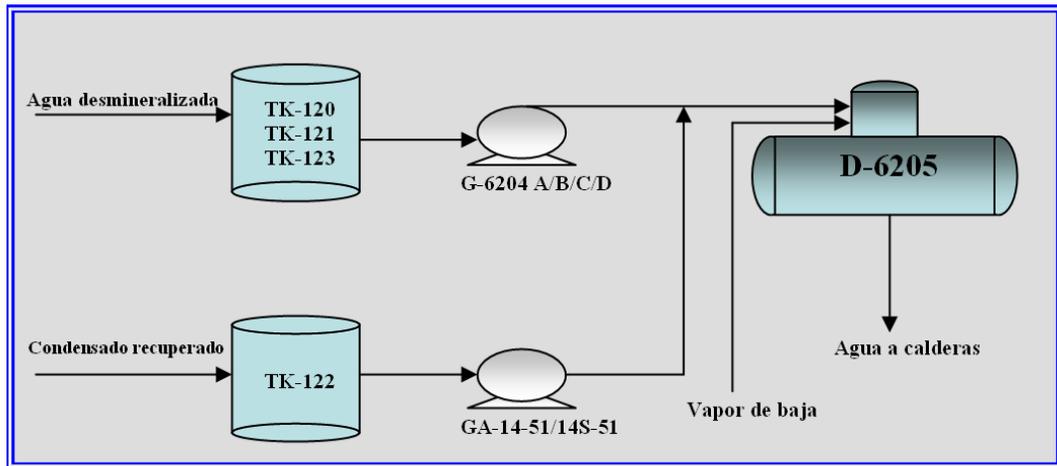
$$\begin{aligned} 43,62 \text{Mlb} / h &= 41,76 \text{Mlb} / h + \text{purga de la caldera} \\ \text{purga de la caldera \#1} &= (43,62 - 41,76) \text{Mlb} / h \\ \text{purga de la caldera \#1} &= 1,86 \text{Mlb} / h \end{aligned}$$

De la misma manera se calculó la purga de agua para las calderas 2, 3 y 4 reportándose los resultados en la **tabla 4.5**.

### 3.3.2 Cálculo del consumo de vapor de baja presión por el desaereador

Para calcular el consumo de vapor de baja presión en el desaereador se realizó un balance de masa y otro de energía en dicho equipo tomando en cuenta además las propiedades termodinámicas de las corrientes involucradas en el intercambio

energético, considerando además, que la energía entregada por el vapor es recibida en su totalidad por el agua.



**Figura 3.3. Proceso de precalentamiento del agua de alimentación a Calderas.**

En la **tabla 3.6** se presentan las características de presión y temperatura de las corrientes de entrada y salida al desaerador para el período en estudio, los cuales fueron utilizados para los cálculos del flujo de vapor de baja presión requerido para el calentamiento del agua desmineralizada.

**Tabla 3.6 Características de las corrientes involucradas en el desaerador**

Descripción	Presión (psig)	Temperatura (°F)	Entalpía (BTU/lb)	V (gpm)
Agua Desmineralizada	90,18	85	52,07	485,00
Condensado Recuperado	100,00	120	87,99	148,52
Agua Alim. a Caderas	21,14	250	218,58	676,78
Vapor de baja presión	15,00	250	1164,18	-

V: flujo volumétrico.

De acuerdo a lo que se observa en la figura 3.3, la energía entregada al agua de alimentación equivale a la diferencia entre la energía contenida en el agua de alimentación a las calderas y la sumatoria de la energía contenida en el agua desmineralizada y la contenida en el condensado recuperado de plantas de procesos; ésta última corriente tiene mayor temperatura que el agua proveniente de ósmosis y eso involucra cierta cantidad de energía aportada.

Posteriormente se sabe que:

$$\text{Flujo de vapor} = \frac{\text{Energía total transferida}}{\text{Entalpía del vapor}} \quad (\text{Ec. 3.16})$$

Luego, realizando balances en la **figura 3.3** y sustituyendo dicho balance en la ecuación 3.16 resulta lo siguiente:

$$M^{\circ}_{\text{vapor}} = \frac{(M_{\text{agua a calderas}} \cdot h_{\text{agua a calderas}}) - (M_{\text{agua ósmosis}} \cdot h_{\text{agua ósmosis}} + M_{\text{condensado}} \cdot h_{\text{condensado}})}{h_{\text{vapor}}} \quad (\text{Ec. 3.17})$$

Donde:

$M_{\text{agua a calderas}}$ : flujo másico del agua a calderas (Mlb/h)

$M_{\text{agua ósmosis}}$ : flujo másico del agua proveniente de ósmosis inversa (Mlb/h).

$M_{\text{condensado}}$ : flujo másico de condensado recuperado (Mlb/h)

$h_{\text{agua a calderas}}$ : entalpía del agua a calderas a la temperatura de operación (BTU/lb).

$h_{\text{ósmosis}}$ : entalpía del agua proveniente de ósmosis inversa a la temperatura de operación (BTU/lb).

$H_{\text{condensado}}$ : entalpía del condensado a la temperatura de operación (BTU/lb).

$H_{\text{vapor}}$ : entalpía del vapor saturado a la temperatura de operación (BTU/lb).

Por ejemplo, en el caso del agua de alimentación a calderas la entalpía fue obtenida a través de las tablas de vapor saturado ubicadas en el **anexo E**, tomando como referencia su temperatura de operación cuyo valor es igual a 250 °F. Realizando la interpolación correspondiente se obtuvo lo siguiente:

$$h_{\text{agua a calderas}} = 218,58 \text{ BTU / lb}$$

De manera análoga se calcularon las entalpías para los demás flujos reportándose estos datos en la **tabla 3.6**.

Sustituyendo los valores reportados en la **tabla 3.6**, en la ecuación 3.17 resulta que:

$$M^{\circ}_{\text{vapor}} = \frac{(319,95 \text{ Mlb / h} \cdot 218,58 \text{ BTU / lb}) - (242,45 \text{ Mlb / h} \cdot 52,07 \text{ BTU / lb} + 73,68 \text{ Mlb / h} \cdot 87,99 \text{ BTU / lb})}{1164,18 \text{ BTU / lb}}$$

$$M^{\circ}_{\text{vapor}} = 43,66 \text{ Mlb / h}$$

Considerando un 5%<sup>[4]</sup> de venteo por ser este valor generalmente usado para los calentadores de alimentación, se obtiene un flujo de vapor de:

$$\text{Flujo de vapor} = (43,66 \cdot 1,05) \text{ Mlb / h}$$

$$\text{Flujo de vapor} = 45,84 \text{ Mlb / h}$$

El flujo de vapor calculado anteriormente se define como el flujo de vapor de baja presión (15 psi), el cual es utilizado para calentamiento del agua desmineralizada y condensado recuperado.

### 3.4 Eficiencia de las unidades que conforman el Sistema de Generación de Vapor

Una vez obtenidos los datos de operación del proceso de generación de vapor en el área de las calderas los cuales se reportan en la **tabla 3.5** se realizó un balance total de energía (calor absorbido/calor liberado) en dicho equipo, con la finalidad de conocer la eficiencia térmica de cada caldera. Cabe destacar que la eficiencia se calculó únicamente para las calderas, debido a que para el resto de los equipos (turbinas de vapor) no se disponía de información técnica que pudiera permitir el cálculo de la misma. El balance total de energía en este reactor de combustión en condiciones adiabáticas está dado por la siguiente ecuación:

$$\text{calor absorbido por el fluido de proceso} = \text{calor liberado por el combustible} \quad (\text{Ec. 3.18})$$

De allí la eficiencia térmica del equipo ( $\eta$ ) será:

$$\eta = \frac{\text{calor absorbido}}{\text{calor liberado}} = \frac{W(H_{cs} - H_{ce})}{F(PCI)} \quad (\text{Ec. 3.19})$$

Donde:

$\eta$  : eficiencia térmica de las calderas (%).

W: flujo de vapor (lbm/h).

$H_{cs}$ : entalpía del vapor a la salida del proceso (BTU/lb).

$H_{ce}$ : entalpía del agua de alimentación (BTU/lb).

F: flujo de gas combustible ( $\text{pie}^3/\text{h}$ ),

PCI: poder calorífico inferior del gas combustible (BTU/ $\text{pie}^3$ ).

Los flujos promedios de vapor y de gas combustible de cada caldera se encuentran reportados en la **tabla 3.5**. Las entalpías del vapor producido por las calderas y del agua de alimentación de las mismas fueron tomadas de las tablas de vapor extraídas de la bibliografía ubicada en el **anexo E** a las temperaturas correspondientes.

El poder calorífico inferior del gas natural (PCI) usado como combustible se obtuvo a través de datos del laboratorio para el período en estudio reportándose estos datos en el **anexo E**.

Haciendo uso de los valores de la **tabla 3.5** y de la ecuación 3.19 se obtiene la eficiencia térmica para cada caldera.

Tomando como ejemplo los flujos reportados en la **tabla 3.5** para la caldera #1 y considerando que las calderas producen vapor a 685 psig, se obtuvieron los datos de entalpías para la corriente de entrada y salida a través de las tablas de vapor, resultando estos valores iguales a 218,58 BTU/lb y 1316,76 BTU/lb respectivamente. Sustituyendo estos datos en la ecuación 3.19 se obtiene lo siguiente:

$$\eta = \frac{41760 \text{ lbm/h} (1316,76 - 218,58) \text{ BTU/lb}}{66230 \text{ pie}^3/\text{h} \cdot 1030,90 \text{ BTU/pie}^3} \times 100$$

$$\eta = 67,16 \%$$

Análogamente se calculó la eficiencia térmica para el resto de las calderas reportándose los resultados obtenidos en la **tabla 4.5**.

### **3.5 Proposición de mejoras al Sistema de Generación de vapor**

En esta fase del proyecto, se identificaron las desviaciones correspondientes a través de la relación existentes entre los flujos, pérdidas de vapor y disminución de las eficiencias en las unidades de generación de vapor con los valores máximos permitidos recomendados por las normas técnicas de PDVSA, a fin de disminuir los costos operacionales que implican la producción de cierta cantidad de vapor. Antes de proponer las mejoras al sistema de generación de vapor, se identificaron fallas en los equipos o procedimientos operacionales inadecuados que traen como consecuencia el daño a la integridad mecánica de los equipos, y una vez identificadas estas fallas se propusieron alternativas que permitieran mejorar el funcionamiento de los equipos que integran el sistema de generación de vapor a fin de garantizar un buen funcionamiento de los mismos y evitar pérdidas causadas por dichos equipos.

### **3.6 Actualización del manual de información de seguridad de los procesos (isp) para el sistema de generación de vapor**

Para llevar a cabo esta fase del proyecto, en primer lugar se recopiló toda la información relacionada a la seguridad de los procesos en el área de generación de vapor y los conocimientos básicos para la realización de las evaluaciones hidráulicas que permitieron establecer los límites operación segura de cada equipo de la planta en estudio. Seguidamente se realizó un listado actualizado de los equipos, las tablas de límites de operación segura al igual que las tablas de las líneas de procesos, las hojas de información de los equipos y en el caso de las bombas se incluyeron las curvas características y las curvas del sistema para los casos estudiados; de igual manera se incluyeron las hojas de seguridad de los químicos utilizados en la planta. Adicionalmente se emitieron recomendaciones.

### 3.7 Muestra de cálculo

La muestra de cálculo se realizará para las bombas G-6204A/B/C/D y el procedimiento descrito se aplica para el resto de las bombas.

#### 3.7.1 Determinación de los límites de operación segura en las líneas de proceso

Las variables a las cuales se les identificaron los valores típicos fueron la temperatura y el flujo. En cuanto a la temperatura típica se consideró la temperatura leída en las hojas de datos de las bombas, siendo estas verificadas en planta a través de un termómetro digital para la medición de las temperaturas a piel de tubo, reportándose los valores en las tablas del **anexo B**.

##### 3.7.1.1 Temperatura máxima

Tomando como ejemplo el tramo 1, la temperatura de operación máxima que presenta esta línea es 35 °C (95 °F), esto debido a que el sistema opera a temperatura ambiente, por lo que el fluido no experimenta cambios bruscos de temperatura. Estos valores fueron obtenidos en la sala de control automatizada. Esta consideración se aplica únicamente para el ejemplo citado anteriormente y la línea de proceso que va desde el tramo 2 hasta el tramo 3, esto debido a que el fluido manejado por ambas líneas posee las mismas condiciones.

El resto de las líneas de procesos no poseían temperatura de operación máxima, por lo que se hizo uso de la norma PDVSA MDP-01-DP-01, sección 5.3.1 <sup>[11]</sup>.

Sustituyendo la temperatura de operación máxima para el ejemplo citado en la ecuación 3.1, se tiene que la temperatura de diseño es igual a:

$$T_D = (95 + 50)^\circ F$$

$$T_D = 145^\circ F = 62,78^\circ C$$

Los valores obtenidos anteriormente fueron reportados en las **tablas 4.1**.

### 3.7.1.2 Cálculo del flujo típico

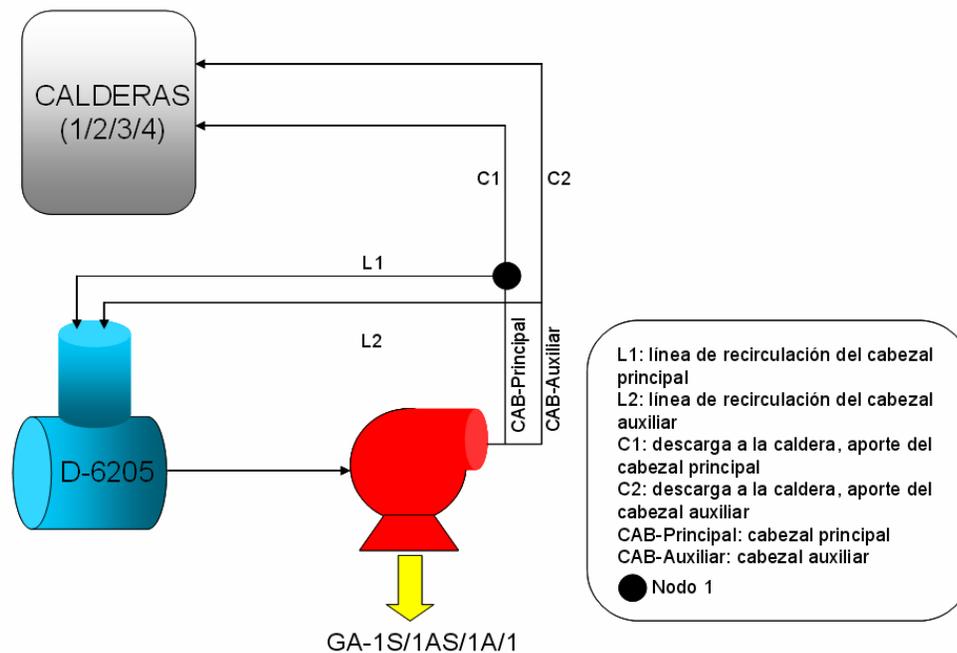
El flujo típico desde el tramo de tubería 8 hasta el tramo de tubería 9, se obtuvo a través de un balance de masa establecido entre los flujos que manejan los cabezales tanto principal como auxiliar y el flujo que se recircula hacia el desaerador. En la **figura 3.4** se presenta un diagrama para realizar el balance antes mencionado. Los demás flujos fueron medidos a través del navegador de variables Aspen Process Explorer.

#### *Balance en el Nodo 1:*

Para ello se hizo uso de los flujos de descarga de las bombas de alimentación y los flujos de recirculación al desaerador mostrados en la **tabla 3.7**.

**Tabla 3.7 Flujos de descarga del sistema de bombeo de agua de alimentación a calderas.**

<b>Línea de Proceso</b>	<b>Q (lb/hr)</b>	<b>Q (GPM)</b>
CAB-Principal	214.573,30	467,85
CAB-Auxiliar	211.952,27	448,28
L <sub>1</sub>	83.692,63	41.182,48
L <sub>2</sub>	37.848,53	80,06
C <sub>2</sub>	179.515,00	391,41



**Figura 3.4 Diagrama del agua de alimentación a calderas**

$$\text{Entra} = \text{Sale}$$

$$\text{CAB-Principal} = \text{C1} + \text{L1} \quad (\text{Ec. 3.20})$$

Haciendo uso de la ecuación 3.20 y de los valores de la tabla 3.5, se obtiene:

$$\text{C1} = (467,85 - 182,48) \text{ gpm}$$

$$\text{C1} = 285.37 \text{ gpm}$$

Una vez obtenido C1, se calculó el flujo total de alimentación de agua a las calderas a través de la siguiente ecuación:

$$\text{Flujo de alimentación de agua a calderas} = \text{C1} + \text{C2} \quad (\text{Ec. 3.21})$$

Sustituyendo los valores de C1 y C2 en la ecuación 3.21 se obtuvo el flujo de alimentación de agua a calderas:

$$\text{Flujo de alimentación de agua a calderas} = (285,37 + 391,41) \text{ gpm}$$

$$\text{Flujo de alimentación de agua a calderas} = 676,78 \text{ gpm}$$

El flujo típico de las bombas de agua desmineralizada y las bombas de condensado se encuentran reportados en la **tabla 3.3**.

### 3.7.1.3 Flujo máximo

Tomando como ejemplo el tramo 8, el diámetro nominal es de 12 pulg y mediante la tabla mencionada anteriormente se pudo conocer el diámetro interno, resultando este valor igual a 12,09 pulg, sustituyendo este último valor en la ecuación 3.3 junto a la constante  $\pi$  y el factor de conversión  $F_1$  (144), se obtuvo el valor del área transversal de la tubería<sup>[19]</sup>.

$$A = \frac{\pi \cdot (12,09 \text{ pulg})^2}{4 \cdot 144}$$

$$A = 0,80 \text{ pie}^2$$

Con la temperatura típica del sistema (250 °F), se pudo determinar la densidad del fluido (58,8 lb/pie<sup>3</sup>) a través de la **tabla A.2** ubicada en el **anexo A**. Posteriormente se interceptó este último valor con la recta de la velocidad límite de erosión en la **figura A.3** del **anexo A**, para obtener el valor de la velocidad de erosión, representando esta velocidad la máxima velocidad en una sección de tubería, obteniéndose para esta 21 pie/s.

Sustituyendo la velocidad de erosión junto al valor del área de la sección transversal de la tubería (A) calculada anteriormente y el factor de conversión de pie<sup>3</sup>/s a gpm (448,8) en la ecuación 3.2, se obtuvo lo siguiente:

$$F_{m\acute{a}x} = 448,8 \cdot 0,80 \text{ pie}^2 \cdot 21 \text{ pie} / s$$

$$F_{m\acute{a}x} = 7513,67 \text{ gpm}$$

Este valor corresponde al flujo máximo para evitar la erosi3n de la tubería.

Siguiendo el mismo procedimiento descrito anteriormente, se determin3 el flujo máximo para el resto de las líneas, reportándose los valores obtenidos en la **tabla 4.1**.

#### **3.7.1.4 Presi3n máxima**

Tomando como ejemplo el tramo 2, la temperatura de operaci3n es de 85 F y la clase de brida es de 150, luego interceptando estos dos valores en la **tabla A.3** del **anexo A** se obtuvo la presi3n máxima para la línea descrita anteriormente, resultando este valor igual a 275 psig; de igual manera se determin3 la presi3n máxima para el resto de las líneas de proceso, reportándose los valores en la **tabla 4.1**.

### **3.7.2 Determinaci3n de los límites de operaci3n segura de las bombas centrífugas**

#### **3.7.2.1 Presi3n**

##### **3.7.2.1.1 Presi3n de succi3n.**

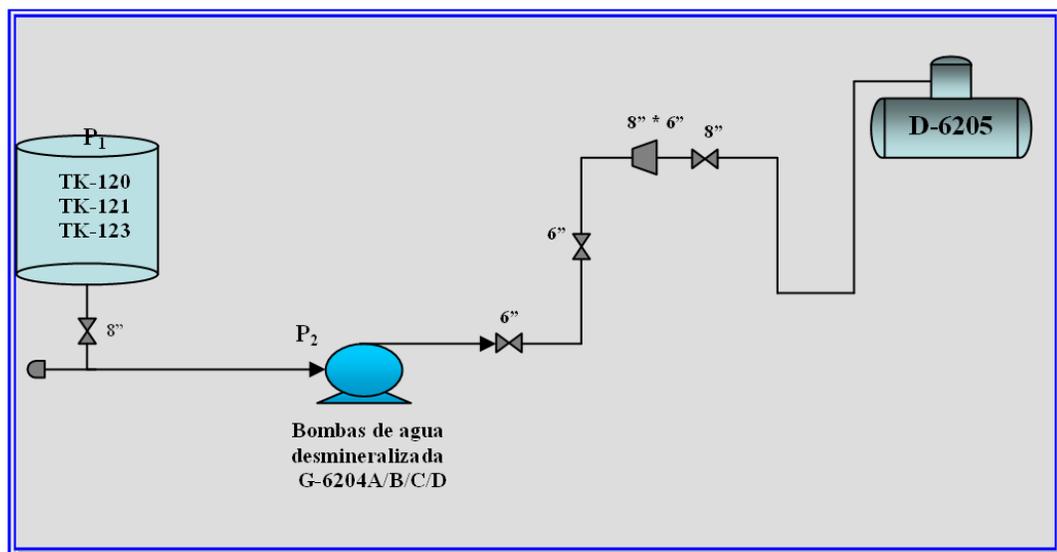
- **Presi3n de succi3n típica**

Para ejemplificar de manera clara el procedimiento descrito en la secci3n 3.2.2.2, se muestra a continuaci3n, como caso particular a las bombas de agua desmineralizada G-6204-A/B/C/D.

Para el caso de las bombas de agua desmineralizada G-6204-A/B/C/D, esta succiona de las tanques de almacenamiento del agua desmineralizada (Tk-120/121/123), tomando como punto 1 la superficie del nivel del líquido en los tanques de almacenamiento para la realización del balance de energía mecánica y siendo el punto 2 la brida de succión de la bomba, tal como se muestra en la **figura 3.5**.

La velocidad en el punto 1, resulta igual a cero (0), debido a que en la superficie del nivel del tanque el líquido posee velocidad nula. Sin embargo, la velocidad en el punto 2 se obtiene por la ecuación 2.15.

El flujo ( $Q$ ) que circula a través de la tubería que va desde el punto 1 hasta el punto 2, se tomó de la **tabla 3.2** y es igual a 485 gpm.



**Figura 3.5 Representación gráfica del sistema de bombeo de las bombas de agua desmineralizada.**

### ❖ Cálculo de las pérdidas por fricción en el tramo de succión ( $h_f$ total)

Las pérdidas por fricción en el tramo de succión se calcularon a través de la ecuación 2.13. Para esto fue necesario conocer el valor de la velocidad del fluido en el tramo de tubería desde el punto  $P_1$  hasta el punto  $P_2$  utilizándose la ecuación 2.15.

Para hallar el valor del área de tubería, se utilizó la ecuación 3.3, cuyo diámetro nominal es de 8 pulg y de acuerdo a la **tabla A.1** del **anexo A** le corresponde un diámetro interno de 7,981 pulg, por lo que:

$$A = \frac{\pi(7,981 \text{ pulg})^2}{4 \cdot 144}$$

$$A = 0,35 \text{ pie}^2$$

Introduciendo el flujo volumétrico ( $Q$ ) que circula en el tramo de tubería y el área de tubería ( $A$ ) en la ecuación 2.15 y realizando las conversiones correspondientes para que exista consistencia de unidades, se obtiene lo siguiente:

$$V = \frac{485 \text{ gpm}}{0,35 \text{ pie}^2} \cdot \frac{0,13 \text{ pie}^3}{1 \text{ gal}} \cdot \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}}$$

$$V = 3,03 \text{ pie} / \text{s}$$

Para conocer el comportamiento del fluido en estudio, fue necesario calcular el número de Reynolds, tomando la densidad del fluido ( $\rho$ ) y la viscosidad ( $\mu$ ) a la temperatura típica de operación (85 °F), en este caso fue necesario interpolar obteniéndose como resultado 62,18 lb/pie<sup>3</sup> y 0,55x10<sup>-3</sup> lb/pie.s, respectivamente.

Luego se introducen estos valores en la ecuación 2.10 obteniéndose:

$$\text{Re} = \frac{62,18 \text{ lb} / \text{pie}^3 \cdot 3,03 \text{ pie} / \text{s} \cdot 7,981 \text{ pulg} \cdot 1 \text{ pie} / 12 \text{ pulg}}{0,55 \times 10^{-3} \text{ lb} / \text{pie} \cdot \text{s}}$$

$$\text{Re} = 2,28 \times 10^5$$

Como el valor del número de Reynolds resultó mayor de 4000, se trata de un flujo turbulento. Luego, se procede a determinar el factor de fricción de Darcy, el cual requiere de la rugosidad relativa ( $\varepsilon/d$ ), dependiendo este último del diámetro nominal ( $d$ ) y del material de la tubería. Para este caso, el diámetro nominal es de 8 pulg y la tubería de acero comercial, utilizándose una rugosidad de 0,00015 pie por ser la más utilizada en tuberías de acero comunes en la industria química <sup>[21]</sup>, por lo tanto al utilizar la ecuación 3.5, se obtiene la rugosidad relativa:

$$\frac{\varepsilon}{d} = \frac{0,00015}{8 \text{ pulg} \cdot \frac{1 \text{ pie}}{12 \text{ pulg}}}$$

$$\frac{\varepsilon}{d} = 0,00023 = 2,30 \times 10^{-4}$$

Con este valor y el número de Reynolds se obtiene el factor de fricción de Darcy a través de la ecuación 2.12:

$$f = 4 \cdot \left[ -3,6 \cdot \log \left( \left( \frac{6,9}{2,28 \times 10^5} \right) + \left( \frac{2,30 \times 10^{-4}}{3,7} \right)^{1,11} \right) \right]^{-2}$$

$$f = 1,68 \times 10^{-2}$$

▪ **Cálculo de las pérdidas por fricción en tuberías**

Sustituyendo en la ecuación 2.14 el valor del factor de fricción de Darcy calculado anteriormente, la longitud del tramo de tubería (54,91 m), el diámetro interno para un diámetro nominal de 8 pulg, el valor de la velocidad del fluido calculado por medio de la ecuación 2.15 y el valor de la gravedad específica se obtienen las pérdidas por tuberías. Además se realizaron las conversiones de unidades necesarias para que exista consistencia de unidades en la misma, de modo que:

$$h_f = \left( 1,68 \times 10^{-2} \times \frac{54,91m \cdot 1pie / 0,3048m}{7,981pu\lg \cdot 1pie / 12pu\lg} \right) \cdot \frac{(3,03pie / s)^2}{2 \times 32,2pie / s^2}$$

$$h_f = 0,65pie$$

▪ **Cálculo de las pérdidas por fricción para los accesorios presentes en la línea de succión:**

Las pérdidas producidas para cada uno de los accesorios presentes en la línea de succión vienen expresadas en función del coeficiente de resistencia (K), el cual es característico del tipo de accesorio. Estas pérdidas se obtienen por medio de la ecuación 2.16.

Para efectos de cálculos, el coeficiente total de resistencia para todos los accesorios presentes en la línea de succión, será la sumatoria de cada uno de los coeficientes calculados y se obtiene mediante la siguiente ecuación:

$$K = \sum_{i=1}^n K_i \quad (\text{Ec. 3.22})$$

Donde:

i: número de accesorio presentes en la línea.

$K_i$ : resistencia ofrecida por cada accesorio presente en la línea.

Los valores de  $K_i$  son obtenidos a partir de la **tabla D.1** reportada en el **anexo D**, luego utilizando los valores correspondientes y el valor del factor de fricción de Darcy, se calcula la resistencia que ofrece cada accesorio, para luego obtener la resistencia total, por ejemplo, el cálculo para el tramo 1, el tipo y número de accesorios se observan en la **tabla D.1** ubicada en el **anexo D**.

$$K_{entrada} = 0,50$$

$$K_{codos90^\circ} = 30 \cdot 1,68 \times 10^{-2} \cdot 7 = 3,52$$

$$K_{T_{run}} = 20 \cdot 1,68 \times 10^{-2} \cdot 4 = 1,34$$

$$K_{T_{branch}} = 60 \cdot 1,68 \times 10^{-2} \cdot 4 = 4,02$$

$$K_{V_{mariposa}} = 45 \cdot 1,68 \times 10^{-2} \cdot 3 = 2,26$$

$$K_{V_{check}} = 100 \cdot 1,68 \times 10^{-2} \cdot 1 = 1,68$$

Luego se procede a realizar la sumatoria de las resistencias ofrecidas por cada accesorio, obteniéndose:

$$K = 13,32$$

Sustituyendo el valor de K en la ecuación 2.16, se obtiene las pérdidas por fricción para los accesorios presentes en el tramo de succión de la siguiente manera:

$$h_a = 13,32 \cdot \left( \frac{(3,03 \text{ pie} / \text{s})^2}{2 \cdot 32,2 \text{ pie} / \text{s}^2} \right)$$

$$h_a = 1,89 \text{ pie}$$

De igual forma se procede para todos los demás tramos de tuberías, reportándose los resultados en el **anexo F**.

Introduciendo los valores  $h_1$  y  $h_a$  en la ecuación 2.13 se obtienen las pérdidas totales e el tramo de succión:

$$h_{\text{total}} = (0,65 + 1,89) \text{ pie}$$

$$h_{\text{total}} = 2,54 \text{ pie}$$

A través de la ecuación 3.4, se obtiene la presión de succión típica e introduciendo las pérdidas totales en dicha ecuación se obtiene lo siguiente:

$$P_2 = \left( \frac{P_1}{\rho_1} \cdot 144 + Z_1 + \frac{(V_1^2)}{2g} - h_f - \frac{(V_2^2)}{2g} - Z_2 \right) \cdot \frac{\rho}{144}$$

$$P_2 = \left( \left( \frac{14,7 \text{ psia}}{62,18 \text{ lb} / \text{pie}^3} \cdot 144 + (29,1 - 3) \text{ pie} - \frac{(3,03 \text{ pie} / \text{s})^2}{2 \cdot 32,2 \text{ pie} / \text{s}^2} \right) - 2,54 \text{ pie} \right) \cdot \frac{62,18 \text{ lb} / \text{pie}^3}{144}$$

$$P_2 = 24,81 \text{ psia}$$

Luego llevando el resultado calculado anteriormente a presión manométrica se le resta la presión atmosférica y se obtuvo lo siguiente:

$$P_2 = (24,81 - 14,7) \text{ psia}$$

$$P_2 = 10,11 \text{ psig}$$

El valor de  $P_2$  calculado anteriormente corresponde a la presión de succión típica de las bombas de agua desmineralizada G-6204-A/B/C/D. Para el caso de las bombas en las que no se dispuso de manómetros para medir las presiones de succión, se realizó el mismo procedimiento de cálculo y los resultados se muestran en la **tabla 4.2**.

Una vez calculada la presión de succión de la bomba, se determina el cabezal total de la bomba a través de la siguiente ecuación <sup>[11]</sup>:

$$H = \frac{(P_D - P_2) \cdot F_1 \cdot gc}{\rho \cdot g} \quad (\text{Ec. 3.23})$$

Donde:

$P_D$ : presión de descarga de la bomba (psig).

Sustituyendo la presión de descarga promedio (90,18 psi), tomada de la **tabla 3.3**, la presión de succión de la bomba calculada anteriormente (10,11 psig), la densidad del fluido (62,18 lb/pie<sup>3</sup>) y los valores de  $g$ ,  $gc$  y  $F_1$  en la ecuación 3.23 resulta lo siguiente:

$$H = \frac{(90,18 - 10,11) \text{psi} \cdot 144 \cdot 32,2 \frac{\text{lbm}}{\text{lbf}} \cdot \frac{\text{pie}}{\text{s}^2}}{62,18 \text{lbm} / \text{pie}^3 \cdot 32,2 \text{pie} / \text{s}^2}$$

$$H = 185,45 \text{pie}$$

Con el valor de  $H$  y el flujo típico manejado por la bomba (485 gpm), se obtiene el punto de operación de la bomba, el cual fue ubicado en la curva de la bomba, la cual fue construida con los datos suministrados por el fabricante y los

diferentes cabezales calculados para diferentes caudales, como se muestra en la **figura 3.5**.

- **Presión de succión máxima**

Para el ejemplo citado en la sección 3.7.2.1 específicamente en la sección 3.7.2.1.1, la presión de operación máxima en el recipiente de succión se obtiene mediante la ecuación 3.7; para esto, es necesario conocer la masa del fluido contenido en el tanque, el área del tanque y la fuerza debida a la columna de agua.

- **Cálculo de la masa del fluido contenido en el tanque, la fuerza ejercida por la columna de agua y el área del tanque ( $A_{TK}$ )**

Haciendo uso de los valores correspondientes a la ecuación 3.10 se obtiene la masa del tanque de la siguiente manera:

$$m_{Tk} = 62,18lb / pie^3 * 20638,80 pie^3$$

$$m_{Tk} = 1283320,58lb$$

Luego, introduciendo dicho valor junto a la aceleración debida a la gravedad en la ecuación 3.9, resulta:

$$F = 1283320,58lb \cdot 32,2 pie / s^2$$

$$F = 41322922,68lb \cdot f = 5659443,78 Nw$$

Seguidamente se procedió a calcular el área del tanque a través de la ecuación 3.3 tomado como datos el diámetro del tanque reportado en las hojas de datos de los equipos ubicadas en el **anexo C**, por lo que:

$$A_{Tk} = \pi \cdot \left( \frac{30 pie}{2} \right)^2$$

$$A_{Tk} = 706,88 \text{ pie}^2 = 63,62 \text{ m}^2$$

Introduciendo en la ecuación 3.8 el valor de la fuerza ejercida por la columna de agua, el área del tanque, se obtiene:

$$P_{columnaH_2O} = \frac{5659443,78 \text{ Nw}}{63,62 \text{ m}^2}$$

$$P_{columnaH_2O} = 88958,02 \text{ Pa} \cdot \frac{14,7 \text{ psia}}{101325 \text{ Pa}} = 27,60 \text{ psia}$$

Sustituyendo el valor de la presión atmosférica y el valor de la presión de la columna de agua en la ecuación 3.7 resulta:

$$P_{omáx} = (14,7 + 27,60) \text{ psia}$$

$$P_{omáx} = 42,30 \text{ psia} = 27,60 \text{ psig}$$

Para el cálculo del  $\Delta H_s$ , se consideró que el nivel del líquido alto del tanque es 30 pie y el nivel de referencia de la bomba 3 pie, resultando este diferencial igual a 27 pie. Finalmente haciendo uso de los valores correspondientes se calculó la presión de succión máxima a través de la ecuación 3.6, por lo que:

$$P_{1máx} = 42,30 \text{ psia} + 62,18 \frac{\text{lbm}}{\text{pie}^3} \cdot 32,2 \frac{\text{pie}}{\text{s}^2} \cdot \frac{27 \text{ pie}}{144 \cdot 32,2 \frac{\text{lbm}}{\text{lbf}} \cdot \frac{\text{pie}}{\text{s}^2}}$$

$$P_{1máx} = 53,96 \text{ psia} = 39,26 \text{ psig}$$

### 3.7.2.1.2 Presión de descarga.

- **Presión de descarga típica**

La presión de descarga típica de las bombas de agua desmineralizada está reportada en la **tabla 3.3**. De igual manera se reporta los valores de presión de descarga típica para el resto de los equipos.

- **Presión de descarga máxima**

La presión de descarga máxima se calcula mediante la ecuación 2.4. Para esto se utiliza la presión de succión máxima ( $P_{1máx}$ ) obtenida anteriormente. El valor de  $P_D$  representa el valor de la presión de descarga promedio de la bomba G-6204-A. En cuanto al valor de  $P_2$  se consideró el valor de la presión de succión típica calculada cuyo resultado fue igual a 10,11 psig. Sustituyendo cada uno de estos valores en la ecuación 2.4 se obtiene lo siguiente:

$$P_{2máx} = 53,96 \text{ psia} + 1,2 \cdot (104,88 - 24,81) \text{ psia}$$

$$P_{2máx} = 150,04 \text{ psia} = 135,34 \text{ psig}$$

De igual manera se calculó la presión de descarga máxima para las demás bombas, reportándose los valores obtenidos en la **tabla 4.2**.

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

#### 3.7.2.2.1 NPSH disponible

El NPSH disponible se calculó mediante la ecuación 2.1. La presión de vapor ( $P_v$ ) se obtuvo de las hojas de datos de los equipos reportadas en el **anexo C** a la temperatura típica de operación y  $P_2$  corresponde a la presión de succión típica de la

bomba. Introduciendo todos estos valores, la densidad del fluido ( $\rho$ ) y la constante dimensional ( $g_c$ ), se obtiene lo siguiente:

$$NPSH_D = \frac{144 \cdot (24,81 - 0,70) \text{ psia} \cdot 32,2 \text{ lb} \cdot \text{pie} / \text{lb} \cdot \text{s}^2}{62,18 \text{ lb} / \text{pie}^3 \cdot 32,2 \text{ pie} / \text{s}^2}$$

$$NPSH_D = 55,84 \text{ pie}$$

Según las normas PDVSA MDP-02-P-04, cuando el valor de  $NPSH_D$  es mayor a 25 pie: un valor de 25 pie como mínimo deberá ser especificado en lugar del valor real. Esto es deseable debido a que los efectos de cavitación en el funcionamiento y los deterioros mecánicos son severos a niveles altos de  $NPSH_r$ .

### 3.7.2.3 Flujo

- **Flujo máximo**

El flujo máximo se calcula realizando la curva del sistema, en la cual se consideran los tramos de succión y descarga sin tomar en cuenta la bomba, realizándose un balance de energía mecánica, utilizando la ecuación 3.11:

Las pérdidas para el tramo de tubería de succión fueron calculadas anteriormente resultando igual a 2,54 pie y las pérdidas para el tramo de tubería de descarga se consideran desde la salida de las bombas de agua desmineralizada hasta la llegada del fluido al desaerador.

Para realizar el cálculo de las pérdidas totales en el tramo de tubería de descarga, fue necesario dividir el tramo de descarga en dos partes (tramo 2 y tramo 3) debido a que existen dos cambios de diámetros de tuberías con igual flujo (485 gpm). La **figura 3.5** muestra la representación gráfica de la descarga de la bomba de agua desmineralizada.

La velocidad en los tramos de tubería se determinó a través de la ecuación 2.15.

Las pérdidas totales en el tramo 2 y el tramo 3 se calcularon de la misma forma descrita en la sección 3.5.2.1.1 tomando en cuenta los accesorios presentes en cada línea, dando como resultado lo siguiente:

▪ Tramo 2:

$$\begin{aligned}h_l &= 0,51 \text{ pie} \\h_a &= 3,81 \text{ pie} \\h_{f\text{total}} &= 4,32 \text{ pie}\end{aligned}$$

▪ Tramo 3:

$$\begin{aligned}h_l &= 0,85 \text{ pie} \\h_a &= 4,46 \text{ pie} \\h_{f\text{total}} &= 5,31 \text{ pie}\end{aligned}$$

Posteriormente, a estas pérdidas se le adicionan las ocasionadas por 1 válvula de control, considerando el aporte de la misma a la tubería en la cual se encuentra ubicada, de manera que <sup>[20]</sup>:

$$h_{\text{válvula de control}} = \left( \frac{Q}{C_v} \right)^2 \cdot \frac{144}{\rho} \quad (\text{Ec. 3.24})$$

Donde:

$C_v$  : coeficiente de la válvula de control.

Sustituyendo el valor del flujo volumétrico (485 gpm) junto al valor del coeficiente de la válvula de control ( $C_v = 499$ ) para un tamaño de la válvula de 4", cuya hoja de datos se encuentra reportada en el **anexo G** y la densidad del fluido ( $62,18 \text{ lb/pie}^3$ ) en la ecuación 3.24 se obtiene lo siguiente:

$$h_{\text{válvula de control}} = \left( \frac{485 \text{ gpm}}{499} \right)^2 \cdot \frac{144}{62,18 \text{ lb/pie}^3}$$

$$h_{\text{válvula de control}} = 2,19 \text{ pie}$$

Entonces, sustituyendo el valor de la pérdida ocasionada por la válvula de control calculada anteriormente y las pérdidas por los accesorios presentes en los tramos de tubería estudiados anteriormente (tramo 2 y 3) en la ecuación 2.13 se obtienen las pérdidas totales en el tramo de descarga:

$$h_{\text{descarga}} = h_{f1} + h_{f2} + h_{\text{válvula de control}}$$

$$h_{\text{descarga}} = (4,32 + 5,31 + 2,19) \text{ pie}$$

$$h_{\text{descarga}} = 11,82 \text{ pie}$$

Para obtener las pérdidas totales en el sistema estudiado se suman las pérdidas totales del tramo de succión y las pérdidas totales del tramo de descarga, por lo que:

$$h_{\text{total}} = (2,54 + 11,82) \text{ pie}$$

$$h_{\text{total}} = 14,36 \text{ pie}$$

Sustituyendo este valor en la ecuación 3.11 se obtiene el cabezal total del sistema:

$$H_{sistema} = \frac{144}{62,18 lb / pie^3} \cdot (29,7 - 14,7) psia + (44,6 - 29,1) pie + \left[ \left( \frac{1}{2 \cdot 32,2 pie / s^2} \right) \cdot \left( (3,03 pie / s)^2 \right) \right] + 14,35 pie$$

$$H_{sistema} = 64,73 pie$$

De igual manera se calculan las pérdidas y los cabezales del sistema para diferentes valores de flujos, con el fin de generar los datos suficientes para construir la curva del sistema, los cuales se muestran en la **tabla 3.8**:

Con los datos de la tabla anteriormente nombrada, se realiza la curva del sistema y se muestra en la **figura 3.6**, esta curva se superpone con la curva característica de la bomba y el punto de corte de la curva de cabezal del sistema y el de la curva característica de la bomba representa el flujo máximo que puede manejar la bomba, por lo que dicho flujo resultó igual a:

$$Flujomáximo = 750 gpm$$

El valor de flujo máximo calculado anteriormente representa el valor que deben manejar las bombas de agua desmineralizada en el sistema de generación de vapor, de sobrepasar este valor el motor experimentaría daños en su embobinado.

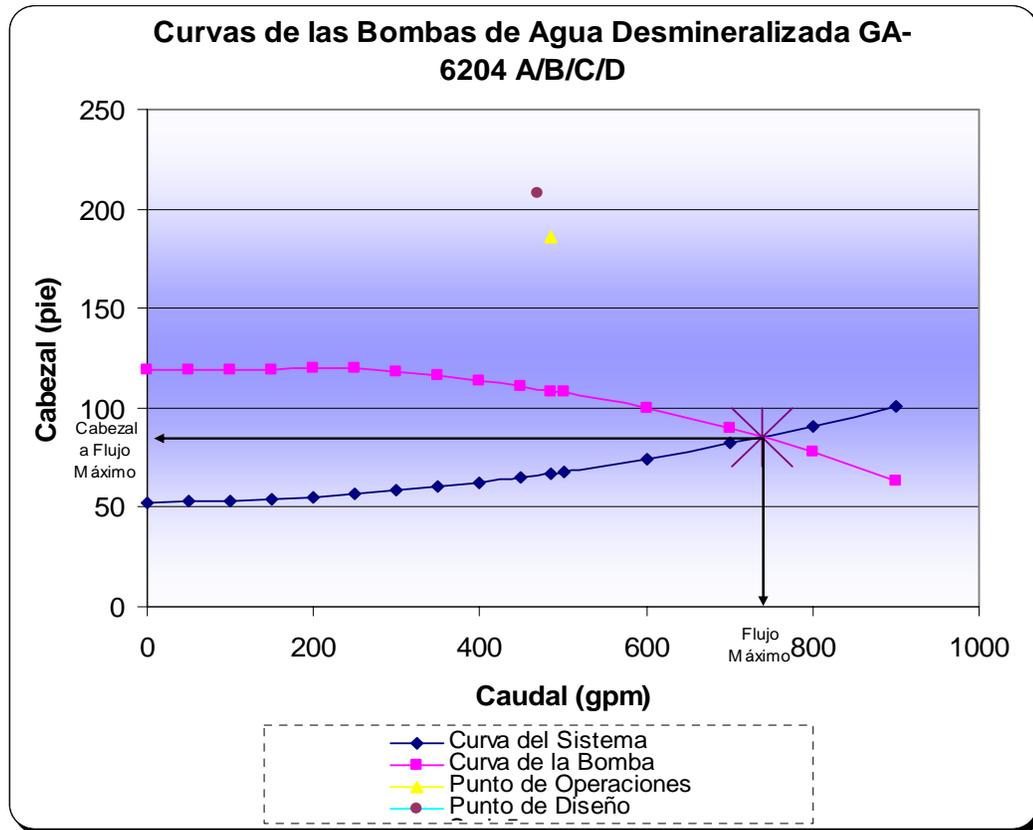
**Tabla 3.8: Datos de cabezales para diferentes caudales del sistema de bombas G-6204A/B/C/D de la unidad de Generación de Vapor.**

Q (gpm)	H (pie)
50	50,44

100	50,96
150	51,79
200	52,9
250	54,31
300	56
350	57,97
400	60,24

**Tabla 3.8: Contiución**

450	62,78
500	65,61
550	68,72
600	72,11
650	75,78
700	79,73
750	83,97
800	88,49
850	93,28



**Figura 3.6. Curvas de las bombas de Agua**

**Desmineralizada G-6204A/B/C/D de la unidad de Generación de Vapor.**

▪ **Flujo mínimo**

Para determinar el valor del flujo mínimo de las bombas de agua desmineralizada, se siguió el procedimiento descrito en la sección 3.5.2.3. Como el  $NPSH_D$  no se encuentra registrado en la hoja de especificación de la bomba, el mismo fue calculado en la sección 3.5.2.2.1.

Introduciendo los valores correspondientes en la ecuación 3.13 se obtiene lo siguiente:

$$Chart = \frac{25 \text{ pie}}{15,6 \text{ pie}}$$

$$Chart = 1,60$$

Luego, este valor se interceptó con la curva correspondiente en la **figura A.1** ubicada en el **anexo A**, es decir, la curva del agua, se obtuvo el valor de la constante adimensional  $K_m$ , resultando igual a:

$$K_m = 0,86$$

Seguidamente se calculó la velocidad específica de succión ( $N_{ss}$ ) a través de la ecuación 3.14, sustituyendo en dicha ecuación los valores correspondientes, se obtiene lo siguiente:

$$N_{ss} = \frac{1750rpm \cdot \sqrt{(470gpm)}}{(15,6pie)^{3/4}}$$

$$N_{ss} = 4833,30$$

Por su parte el %BEP se determina con el uso de la **figura A.2** ubicada en el **anexo A**, interceptando el valor obtenido de la velocidad específica de succión ( $N_{ss}$ ) con la curva “C” (bomba que posee una descarga de hasta 6”).

Como se nota en la figura, para valores menores de 8000  $N_{ss}$ , el valor del %BEP es de 40%. Posteriormente se introducen los valores calculados y leídos de las figuras en la ecuación junto al flujo máximo según diseño manejado por la bomba en la ecuación 3.12 para finalmente hallar el flujo mínimo de diseño.

Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación 3.16, se tiene que:

$$F_m = 0,86 \cdot 0,40 \cdot 470gpm$$

$$F_m = 161,68gpm$$

De la misma forma se realiza el cálculo de flujo mínimo para el resto de las bombas, mostrándose los resultados obtenidos en la **tabla 4.2**.

### 3.7.2.4 Presión de descarga mínima

Se obtuvo mediante la ecuación 3.15. El cabezal a flujo máximo (H) se obtuvo en la curva de la bomba realizada anteriormente (**figura 3.6**). Para un flujo máximo de 750 gpm (según la curva de la bomba) le corresponde un cabezal de 83,97 pie, sustituyendo todos estos valores en la ecuación 3.15 junto a la presión de succión máxima previamente calculada (39,26 psig y los valores de  $\rho$ , g, gc y  $F_1$ , se obtiene lo siguiente:

$$P_{D\min} = \frac{83,97 \text{ pie} \cdot 62,18 \text{ lb} / \text{pie}^3 \cdot 32,2 \text{ pie} / \text{s}^2}{144 \cdot 32,2 \text{ pie} / \text{lb} \cdot \text{s}^2} + 53,96 \text{ psia}$$

$$P_{D\min} = 90,22 \text{ psia}$$

### 3.7.3 Determinación de los límites de operación segura para tanques

#### 3.7.3.1 Temperatura

- **Temperatura máxima**

La temperatura más alta del día se estima en 95 °F, luego mediante la ecuación 3.1 se obtiene lo siguiente:

$$T_{máxTK} = (95 + 50)^\circ F$$

$$T_{máxTK} = 145^\circ F$$

El valor de la temperatura máxima calculado anteriormente es igual para los tanques 120/121/123 y de igual se manera se calcula para el tanque 122; estos valores se reportan en la **tabla 4.3**.

▪ **Temperatura mínima**

Para climas calientes es económicamente aceptable utilizar la temperatura promedio más baja de un día (de 60°F a 70°F), como la temperatura mínima de exposición.

### 3.7.3.2 Flujo

• **Flujo máximo**

Para el caso de los tanques de almacenamiento de agua desmineralizada (TK-120/121/123), el flujo máximo viene dado por el máximo de diseño de los equipos aguas abajo, que en este caso corresponde a los de tratamiento del agua fresca que entra a la planta, por consiguiente este flujo es igual a 550 gpm. Para el caso del tanque de almacenamiento de condensado TK-122 el flujo máximo está dado por el máximo flujo bombeado a este tanque cuyo flujo es igual a 1.000 gpm.

### 3.7.3.3 Presión

Se consideraron como valores límites los correspondientes al diseño de los tanques, que en el caso estudiado corresponden a la presión atmosférica.

### 3.7.3.4 Nivel

- **Nivel máximo**

El nivel máximo corresponde al nivel de alarma Alto-Alto establecido en el sistema de control. En el caso de los tanques estudiados es del 99 % de la altura total del tanque.

$$\text{Nivel máximo} = \text{nivel de alarma alto} - \text{alto} \cdot h_{TK} \quad (\text{Ec. 3.25})$$

Los tanques 120/121/122/123 poseen la misma altura (30 pie), por lo tanto el nivel máximo de diseño para estos tanques resulta igual a:

$$\text{Nivelmáximo} = 0.99 \cdot 30 \text{ pie}$$

$$\text{Nivelmáximo} = 29,7 \text{ pie}$$

- **Nivel mínimo**

Se considera como el nivel de alarma Bajo-Bajo, establecido en el sistema de control. El nivel mínimo en tanque no debe ser menor de dos pies para evitar el fenómeno de cavitación en las bombas. En los tanques de almacenamiento de agua desmineralizada y de condensado es de 65% de la altura total del tanque por lo que:

$$\text{Nivel mínimo} = \text{nivel de alarma bajo} - \text{bajo} \cdot h_{TK} \quad (\text{Ec. 3.26})$$

Sustituyendo los valores correspondientes en la ecuación 3.40 se obtiene lo siguiente:

$$\text{Nivelmínimo} = 0.65 \cdot 30 \text{ pie}$$

$$\text{Nivelmínimo} = 19,5 \text{ pie}$$

Estos resultados se encuentran reportados en la **tabla 4.3**.

## **CAPÍTULO 4: DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMEDACIONES**

### **4.1 Descripción de las condiciones actuales de operación del Sistema de Generación de Vapor**

Se lograron identificar las condiciones de operación actual en los distintos equipos que componen el sistema de generación de vapor, el cual está conformado por cuatro (4) tanques de los cuales tres (3) almacenan agua desmineralizada y uno agua de condensado; cuatro (4) bombas de agua desmineralizada proveniente de la planta de ósmosis inversa, dos (2) bombas de agua de condensado recuperado de las unidades existentes, tres (3) filtros de agua FA-1/2/3, un calentador (desaereador D-6205) y cuatro calderas. Para el caso de las bombas se identificaron las variables flujo, temperatura y presión al igual que para el desaereador, en el caso de los tanques se identificó el flujo, nivel y temperatura y en el caso de las calderas el flujo de agua de alimentación, el vapor producido y adicionalmente la cantidad de gas consumido por cada caldera. Es importante señalar que en el caso de las bombas no se encuentran medidores de presión pero si de temperaturas, no estando los mismos calibrados por lo que no se registraron las temperaturas directamente del equipo, tomándose medidas con pirómetros y determinándose mediante de balances las presiones de succión.

#### **4.1.1 Bombas**

- **De agua desmineralizada**

Estas unidades son las encargadas de llevar el agua al desaerador a una presión de 10,11 psig. Su filosofía operacional viene dada por cuatro (4) bombas tipos rotativas trabajando en paralelo, de las cuales una funciona bajo

condiciones normales de operación y las otras se emplean como respaldo, para asegurar el envío de agua desmineralizada al desaereador. Dos (2) de ellas son accionadas por motor eléctrico (G-6204A/B) y dos por turbinas de vapor (G-6204C/D). Actualmente manejan un flujo de 485 gpm cuya temperatura de operación del fluido es de 85 °F.

- **De condensado**

Son las encargadas de enviar el agua de condensado al desaereador a una presión de 10,9 psig. El sistema cuenta con dos (2) bombas tipos rotativas, de las cuales una funciona bajo condiciones normales de operación y la otra se utiliza como respaldo de la primera, éstas envían el agua hacia el desaereador. Actualmente manejan un flujo de 148,52 gpm y la temperatura de operación del fluido es igual a 120 °F.

- **De alimentación de agua a calderas**

Son las encargadas de recibir el agua del desaereador a una presión de 21,14 psig. El sistema cuenta con cuatro (4) bombas tipos rotativas de las cuales dos (2) funciona bajo condiciones normales de operación y las otras dos (2) se utilizan como respaldo de las primeras. Dos (2) bombas son eléctricas (GA-1/1S) y dos funcionan con turbinas de vapor (GA-1A/1AS), éstas suministran agua al domo superior de las calderas por medio de dos cabezales (principal y auxiliar). Actualmente manejan un flujo de 676,78 gpm cuya temperatura es igual a 250 °F.

#### 4.1.2 Tanques

- **De almacenamiento de agua desmineralizada.**

Una vez tratada el agua en la unidad de ósmosis inversa es enviada a los tanques TK-120/121/123 de 158.760 galones de capacidad cada uno,

arrancando cuando el nivel en los tanques baja a 65% y parando cuando el nivel alcance el 99%. No se encontró diferencia alguna en los servicios manejados por estos tanques, almacenando dichos tanques agua desmineralizada y sin registrar cambios en la temperatura

▪ **De condensado**

Tanque encargado de almacenar condensado recuperado de unidades existentes y operando en las mismas condiciones que los tanques de almacenamiento de agua desmineralizada. El agua de condensado se descarga a una línea en común, de donde succionan las bombas GA-14-51 Y GA-14S-51.

#### **4.1.3 Filtros de agua**

La unidad de generación de vapor consta de tres filtros de agua (FA-1/2/3) en donde se remueven las trazas de agua de aceite y sedimento que pueden estar presentes. Actualmente estos filtros se encuentran fuera de servicio por lo que el agua de condensado es enviada directamente al desaereador y por esta razón no se realizó evaluación o seguimiento al funcionamiento de los mismos.

#### **4.1.4 Desaereador**

Tambor encargado de recibir el agua desmineralizada proveniente de ósmosis inversa y el agua de condensado recuperado. Tiene una capacidad de 1.500 gpm y actualmente descarga un flujo de 676,78 gpm cuya temperatura es igual a 250 °F y opera a una presión de 15 psig. Tiene como objetivo remover los gases disueltos en el agua desmineralizada que se obtiene de la planta de ósmosis inversa, principalmente oxígeno y dióxido de carbono, los cuales deben ser eliminados para evitar problemas de corrosión en las tuberías y equipos que manejan esta clase de agua. Su finalidad es la de suministrar el agua requerida con calidad para calderas, para las unidades

existentes y las nuevas unidades de la planta de hidropcesos. Se usa como medio de despojamiento y calentamiento el vapor de 15 psig producido por el sistema de vapor de baja presión. Cubre la demanda de las unidades existentes, además cuenta con una capacidad adicional del 35,4 % de diseño, para cubrir una demanda futura de 531 gpm. Durante la operación normal la corriente de condensado caliente proveniente de las unidades existentes se alimentan directamente al desaereador. La corriente de condensado junto con el agua desmineralizada proveniente de la planta de ósmosis se ponen en contacto en contracorriente en la sección superior del desaereador con el vapor saturado de 15 psig. La sección superior del desaereador es un calentador separador de dos etapas tipo spray, con un condensador en su interior, hecho de acero inoxidable. En la primera etapa constituida en su interior por una serie de boquilla tipo spray, diseñada para auto-ajustarse y producir una película uniforme bajo cualquier condición de carga, la corriente de agua desmineralizada - condensado es calentada uniformemente a una temperatura muy cercana a la temperatura del vapor de 250 °F. En esta etapa, virtualmente todo el oxígeno y el dióxido de carbono disueltos son removidos, y la mayor parte del vapor que entra, por el efecto térmico, se condensa y pasa a la fase acuosa.

La corriente de agua precalentada, conteniendo pequeñas trazas de los gases disueltos fluye hacia la segunda etapa de la sección superior, en donde se pone en contacto íntimo con una excesiva cantidad de vapor, que entra a este compartimiento a través de un distribuidor especial, que asegura su mezcla con el agua bajo cualquier condición de carga. En esta segunda etapa, debido a la alta temperatura que ha alcanzado la corriente de agua, se condensa una pequeña cantidad de vapor, mientras que el vapor circulante, que arrastra consigo la pequeña cantidad de gas residual, pasa a través del compartimiento de la primera etapa del calentador desaereador y entra al condensador de venteo que se encuentra instalado a la salida de esta primera etapa.

En el condensador de venteo, el vapor remanente en la corriente de gases se condensa y la corriente de gases no condensable: oxígeno y dióxido de carbono, junto con una pequeña cantidad de vapor, que asegura la salida de todos los gases, son venteados a la atmósfera.

La sección inferior del desaereador consiste en un recipiente acumulador horizontal, se encuentra acoplado a la sección superior a través de la tubería de salida del compartimiento de la segunda etapa. Este acumulador está diseñado para contener el agua con calidad para calderas proveniente de la sección de calentamiento y despojamiento, y brinda una autonomía de operación de 25 minutos, en caso de presentarse algún inconveniente con el suministro de agua al desaereador.

El agua de calderas contenida en el recipiente acumulador de la sección inferior del desaereador se mantiene bajo control de nivel mientras que la presión de operación de este recipiente, que se encuentra ecualizado con la sección superior, se mantiene a la presión del vapor que entra a 15 psig, ajustando el flujo de vapor de despojamiento a través de las válvulas de control de presión para mantener la presión necesaria en el cabezal de suministro de vapor de baja presión existente en 19 psig, de acuerdo a la demanda de vapor en el desaereador. Si por alguna razón el flujo de vapor de baja presión al desaereador se ve interrumpido, el flujo de agua desmineralizada y condensado que se alimenta a través de la sección superior hacia el acumulador inferior ocasionará que se genere una presión de vacío en ese recipiente. Si esto sucede se dispone de una válvula rompe vacío que se abrirá a 0,12 psig (de vacío) para permitir el pase de aire hacia el recipiente y así protegerlo del efecto de la presión externa.

En caso contrario, si se produce alguna contingencia en el sistema de suministro de vapor de baja presión y el flujo de vapor hacia el desaereador es excesivo, ocasionará una sobrepresión en el equipo. Si esto ocurre, se dispone una válvula de

alivio, ajustada a la presión de diseño del desaereador (50 psig), que abrirá cuando se alcance ese valor, para proteger el equipo de una excesiva presión interna.

#### **4.1.5 Calderas**

El sistema de generación de vapor consta de cuatro (4) calderas. En la **tabla 3.5**, se detecta que las calderas están produciendo 177,92 Mlb/h, representando este valor el 52,33% de la cantidad de vapor para la cual tienen capacidad, operando éstas por debajo del rango teórico (60 – 70%), no presentando deficiencias de diseño que conlleven a un déficit de vapor en los cabezales principales de las unidades que componen la refinería, ya que la demanda actual de vapor se encuentra dentro de la capacidad de producción.

#### **4.2 Identificación de los límites de operación máximos y mínimos en el Sistema de Generación de Vapor.**

Los límites de operación segura (LOS) se identificaron para las líneas de proceso, bombas, tanques y desaereador, reportándose los resultados completos en las **tablas 4.1, 4.2 y 4.3** respectivamente y que a su vez sirvieron para complementar los formatos exigidos por PDVSA para el manual de información de seguridad de los procesos ubicados en el **anexo H**.

Una vez identificados los LOS se establecieron comparaciones entre éstos y los valores de operación actual, tomando como consideración que los valores máximos o límites para la operación segura de los equipos eran los valores de diseño, ya que según recomendaciones del fabricante, son los valores más altos o bajos a los cuales debe trabajar un equipo, sin llegar a producir daños a su integridad física a corto, mediano o largo plazo. Los resultados obtenidos con respecto a los límites de operación se muestran en forma gráfica pudiéndose visualizar la diferencia entre los

valores obtenidos y los valores de operación mínimos y máximos, encontrándose que todos los equipos se encuentran operando dentro del rango de especificación.

#### 4.2.1 Límites de operación segura para las líneas de proceso

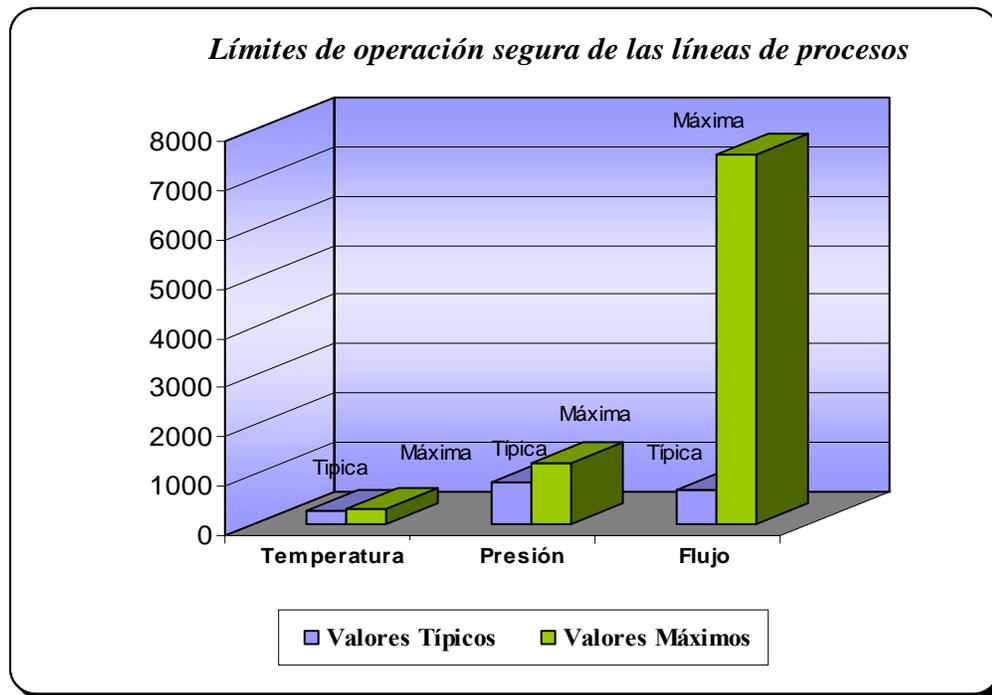
Se identificaron los límites de operación segura para las líneas de procesos, reportándose los resultados obtenidos en la **tabla 4.1**, siendo estas de vital importancia en las plantas de procesos, debido a que representan la condición más crítica de una planta, por tal razón los valores de temperatura, flujo y presiones máximas en las bridas, son tomadas como los límites a los que deben trabajar las líneas de procesos en la unidad, para evitar así daños a la integridad mecánica de los accesorios y bridas de la línea, con deformaciones y graves rupturas siendo estos los sitios más susceptibles en las líneas de procesos.

**Tabla 4.1. Límites de operación segura para las líneas de proceso.**

Líneas de Proceso	Temperatura (°F)		Presión (psig)		Flujo (gpm)	
	Típica	Máxima	Típica	Máxima	Típico	Máximo
Tramo 1	85	135	10,11	275,00	485,00	3117,57
Tramo 2	85	135	90,18	275,00	485,00	1803,80
Tramo 3	85	135	90,18	275,00	485,00	3117,57
Tramo 4	120	170	10,90	275,00	148,52	3117,57
Tramo 5	120	170	10,90	275,00	148,52	1803,80
Tramo 6	120	170	100,00	275,00	148,52	1803,80
Tramo 7	120	170	100,00	275,00	148,52	1803,80
Tramo 8	250	300	21,14	237,50	676,78	7513,67
Tramo 9	250	300	21,14	237,50	676,78	5161,01
Tramo 10	250	300	829,41	1240,00	676,78	1893,99
Tramo 11	250	300	829,41	1240,00	676,78	3298,68

Una operación por encima de la presión de diseño máxima, trae consigo riesgo de fuga de fluido por las bridas o válvulas de la línea, con potencial daño en los equipos ubicados aguas debajo de las mismas. Por ejemplo, la presión máxima que puede manejar el tramo 1 es de 275 psig, si el valor típico (10,11 psig) sobrepasa el valor máximo se presentaría el riesgo de fuga de fluido por las bridas o válvulas de la línea. En el caso de que la línea maneje un flujo mayor al flujo máximo (3.117,57 gpm), genera alto riesgo de erosión en las paredes internas de la tubería. Por ejemplo el flujo máximo que puede manejar el tramo 5 es de 1.803,80 gpm, si el valor típico (148,52 gpm) sobrepasa este valor se presentarían problemas de erosión en las tuberías, sin embargo esto no ocurriría debido a que el máximo flujo que pueden manejar las bombas es de 600 gpm, por tal razón no se debe alimentar un flujo de condensado mayor a este valor. Por otra parte una operación a una temperatura mayor a la temperatura máxima provoca la dilatación de las bridas y accesorios de la línea, que provocaría fugas y deformaciones. Para el resto de las líneas de procesos evaluadas se aplican las mismas consideraciones anteriormente descritas a fin de garantizar una operación segura en la planta en estudio evitando de ésta manera consecuencias de desviación alguna que puedan generar daños mecánicos en las tuberías y bridas presentes en la línea a corto, mediano o largo plazo.

En la **figura 4.1** se muestran los resultados obtenidos para las líneas de proceso, tomando en cuenta los valores mínimos, típicos y máximos para la temperatura, presión y flujo, observándose que los valores típicos se encuentran dentro del rango de operación segura, por lo que no existen consecuencias apreciables bajo estas condiciones.



**Figura 4.1 Límites de operación segura para las líneas de proceso.**

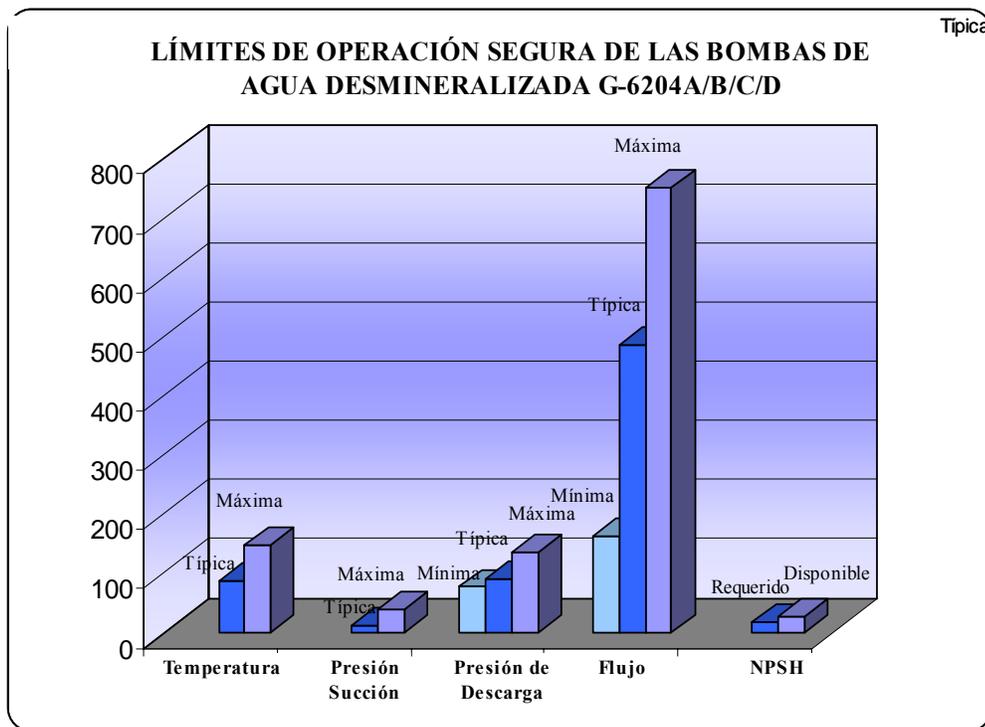
#### 4.2.2 Límites de operación segura para bombas

Las bombas son unos de los equipos que pueden operar normalmente en su valor de diseño, sin ocasionar a corto plazo, daños en la integridad mecánica, sin embargo con el pasar del tiempo pueden generarse daños en ellas que desfavorecen el buen funcionamiento de la planta y llegar a largo plazo a requerir su mantenimiento correctivo o reemplazo, por ésta razón es recomendable operar por debajo del valor de diseño.

En la **tabla 4.2** se puede percibir los rangos de temperatura, presión y flujo dentro de los cuales se deben operar las bombas, así como también se presenta la altura neta de succión requerida y disponible ( $NPSH_r$  y  $NPSH_D$ ) respectivamente, al igual que las consecuencias de desviación que se generan si estos equipos trabajan fuera de los valores límites establecidos como máximos.

- **Bombas de agua desmineralizada**

En la **figura 4.2** se observa la comparación gráfica de los resultados obtenidos en cuanto a la operación normal y los límites de operación segura para las bombas de agua desmineralizada.



**Figura 4.2. Límites de operación segura de las bombas de agua desmineralizada**

Este sistema consta de cuatro (4) bombas con una capacidad nominadle 470 gpm cada una, actualmente opera una en condiciones normales. El flujo máximo se determinó a partir de la curva del sistema, la cual se muestra en la **figura 3.6**, y es de 750 gpm, debido a que el valor normal de operación es de 485 gpm, las bombas se encuentran operando dentro de los límites de operación segura para garantizar su integridad mecánica, pero aún así está siendo sub-utilizada, lo cual puede observarse al comparar la condición de operación típica con la curva característica de la bomba, tal como se muestra en la **figura 3.6**,

por lo que es necesario manejar un sistema de bombeo en paralelo para garantizar la operación.

Se pudo notar por otro lado que la presión de descarga típica (90,18 psig) de las bombas es mayor a la presión de descarga según diseño, lo cual se debe al hecho de que la bomba que se encuentra en operación, se encuentra manejando un flujo mayor (485 gpm) al flujo nominal (470 gpm) no presentando esto ningún riesgo a dicho sistema debido a que este sistema soporta una presión de descarga máxima de 135,34 psig.

En términos del  $NPSH_D$ , calculado para este sistema de bombas, resultó igual a 55,84 pie, esto se debe a que la disminución de las tasas de flujos bombeados trae consigo el aumento de la presión de succión; dicho resultado no fue reportado en las tablas de LOS, estableciéndose un valor de 25 pie para el  $NPSH_D$  en cumplimiento con la normativa PDVSA, la cual afirma que un valor de  $NPSH_D$  por encima de 25 pie puede causar cavitación y deterioro mecánico en las bombas. En la figura 3.6 se muestran los resultados obtenidos para las bombas de agua desmineralizada, tomando en cuenta los valores mínimos, típicos y máximos para la temperatura, presión y flujo.

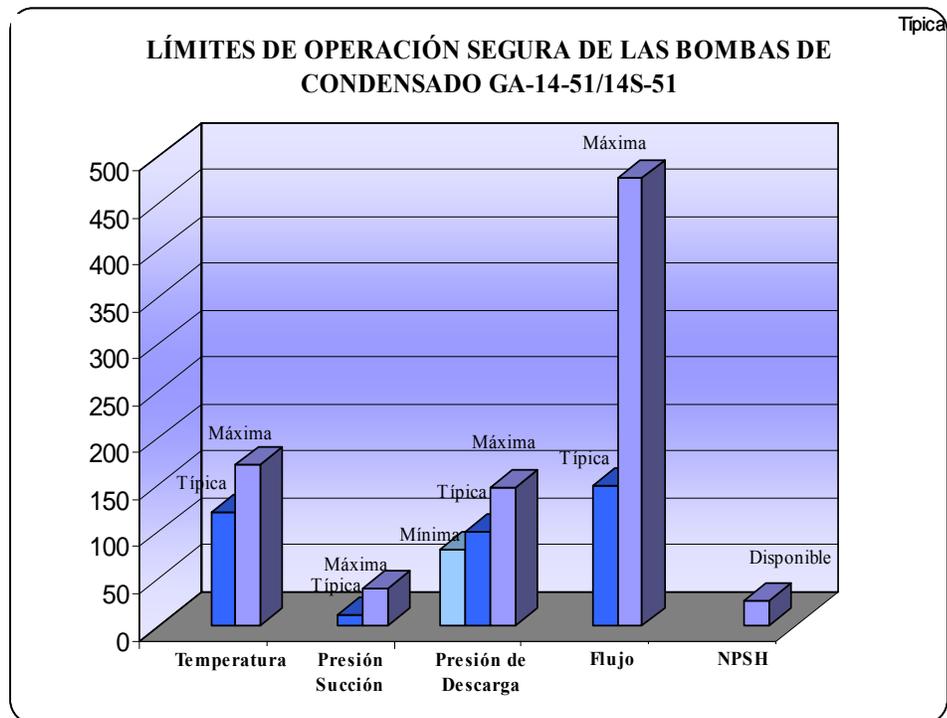
- **Bombas de condensado**

En la **figura 4.3** se observa la comparación gráfica de los resultados obtenidos en cuanto a la operación normal y los límites de operación segura para las bombas de condensado.

La curva del sistema correspondiente a las dos (2) bombas de condensado se muestra en la **figura I.1** del **anexo I**. Con ella se determinó el flujo máximo que pueden manejar las bombas, resultando igual a 476 gpm. La capacidad nominal de cada bomba es de 300 gpm y debido a que el valor típico de

bombeo es de 148,52 gpm, la operación está garantizada con el uso de una sola bomba, por lo que la otra se emplea como respaldo, determinándose que las bombas se encuentran operando dentro del rango de operación segura. Para el caso del flujo mínimo manejado por las bombas no se dispuso de información técnica acerca del  $NPSH_r$ , necesario para el cálculo del mismo, por lo que en las tablas de límites operación segura no se registra dicho valor.

En cuanto al  $NPSH_D$  el valor calculado para este sistema resultó igual a 55,78 pie, por lo que se estableció un valor de 25 pie en cumplimiento con las normas PDVSA.



**Figura 4.3. Límites de operación segura de las bombas de condensado.**

- **Bombas de alimentación de agua a calderas**

En la **figura 4.4** se observa la comparación gráfica de los resultados obtenidos en cuanto a la operación normal y los límites de operación segura para las bombas de agua de alimentación a calderas.

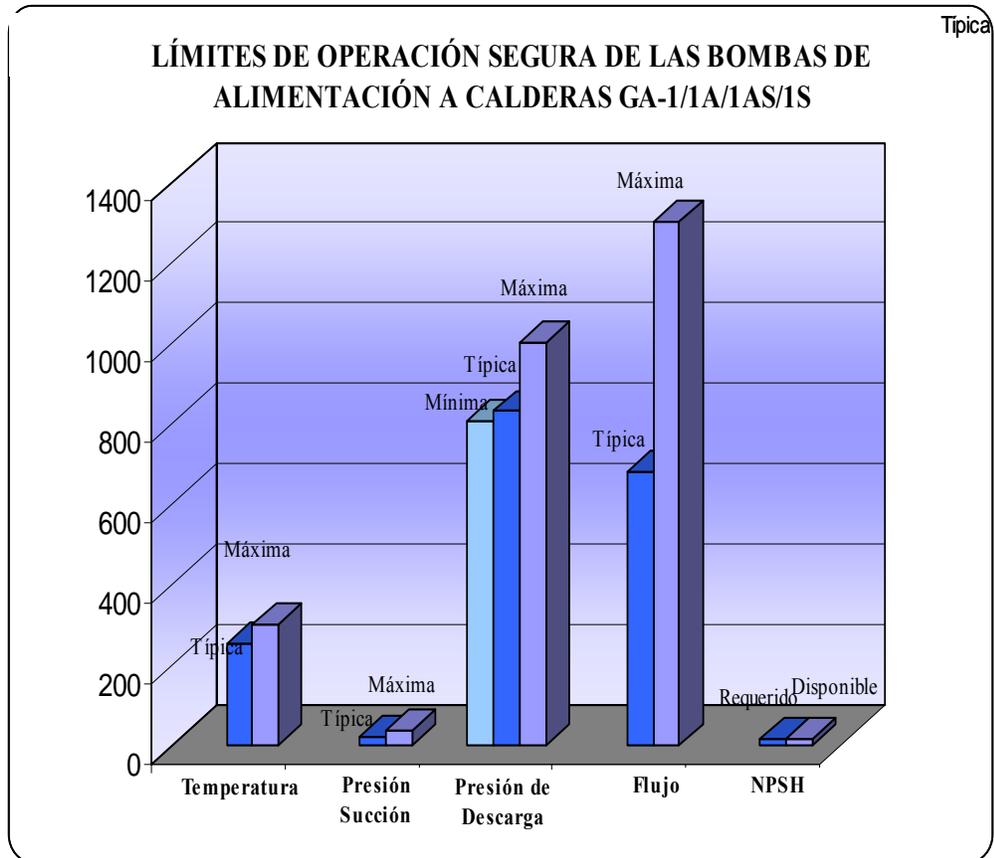
A partir de la **figura I.2** del **anexo I** se determinó que el flujo máximo que pueden manejar estas bombas es de 1.300 gpm teniendo una capacidad nominal de 750 gpm cada bomba y debido a que el flujo típico de bombeo de estas bombas es de 676,78 gpm la operación está garantizada con el uso de dos bombas por lo que las otras emplean como respaldo.

Los tres (3) conjuntos de bombas están operando dentro de los límites de operación segura. Si la temperatura típica de estas bombas sobrepasa el valor máximo, se originaría variabilidad de la estructura metalográfica del material de las carcasas de las bombas, así como también 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, lo cual está asociado a la inflamabilidad de los mismos.

Cuando se opera muy por debajo de la presión de diseño de las bombas trae consigo la ocurrencia del fenómeno de cavitación, siendo este fenómeno muy común en este tipo de equipos. Sin embargo, cuando se opera por encima de la presión de descarga máxima se provocarán daños al material así como a las conexiones y sellos de las bombas.

Si las bombas operan 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, lo que puede causar oleaje hidráulico, similar al

ocasionado por la cavitación clásica. Trabajar con un flujo que excede al máximo de diseño, genera en corto plazo un potencial daño al motor de la bomba y caídas de presión bastante considerables, que pueden provocar erosión en los equipos.



**Figura 4.4. Límites de operación segura de las bombas de alimentación de agua a calderas.**

Tabla 4.2. Límites de operación segura para las bombas

Bomba	Temperatura (°C)		Presión (psig)					Flujo (gpm)			NPSH	
	Típica	Máxima	Típica		Mínima	Máxima		Típico	Mínimo	Máximo	Requerido	Disponible
			Succión	Descarga	Descarga	Succión	Descarga					
<b>G-6204A</b>	85	95	10,11	90,18	75,52	39,26	135,34	485,00	161,68	750,00	15,60	25,00
<b>G-6204B</b>	85	95	10,11	90,18	75,52	39,26	135,34	485,00	161,68	750,00	15,60	25,00
<b>G-6204C</b>	85	95	10,11	90,18	75,52	39,26	135,34	485,00	161,68	750,00	15,60	25,00
<b>G-6204D</b>	85	95	10,11	90,18	75,52	39,26	135,34	485,00	161,68	750,00	15,60	25,00
<b>GA-14-51</b>	120	170	10,90	100,00	80,60	39,07	145,99	148,52	<b>(1)</b>	476,00	<b>(1)</b>	25,00
<b>GA-14S/51</b>	120	170	10,90	100,00	80,60	39,07	145,99	148,52	<b>(1)</b>	476,00	<b>(1)</b>	25,00
<b>GA-1</b>	250	300	21,14	829,41	806,60	31,99	1001,91	676,78	431,25	1300,00	11,80	15,04
<b>GA-1A</b>	250	300	21,14	829,41	806,60	31,99	1001,91	676,78	431,25	1300,00	11,80	15,04
<b>GA-1AS</b>	250	300	21,14	829,41	806,60	31,99	1001,91	676,78	431,25	1300,00	11,80	15,04
<b>GA-1S</b>	250	300	21,14	829,41	806,60	31,99	1001,91	676,78	431,25	1300,00	11,80	15,04

**Nota 1:** No se dispone de información técnica

### 4.2.3 Límites de operación segura para tanques

En la **tabla 4.3** se puede percibir los rangos de temperatura, presión y nivel dentro de los cuales se deben operar los tanques.

**Tabla 4.3. Límites de operación segura para los tanques.**

Tanque	Temperatura (°F)		Presión (psia)		Nivel (% pie)		
	Típica	Máxima	Típica	Máxima	Típico	Mínimo	Máximo
120	85	145	14,70	N.A	97/29,10	65/19,50	99/29,70
121	85	145	14,70	N.A	97/29,10	65/19,50	99/29,70
123	85	145	14,70	N.A	97/29,10	65/19,50	99/29,70
122	120	170	14,70	N.A	97/29,10	65/19,50	99/29,70

N.A: no aplica

En cuanto a la identificación de los límites de operación segura de los tanques de almacenamiento de agua desmineralizada (TK-120/121/123), almacenamiento de condensado recuperado (TK-122), se encuentran funcionando dentro de los límites de operación segura. Si el nivel típico del tanque se incrementa por encima del nivel máximo habrá derrame del líquido almacenado. Por otro lado, si el nivel típico está por debajo del nivel mínimo se ocasionarán problemas de cavitación en las bombas que succionan de los tanques.

En cuanto a la temperatura, si la típica es mayor que la máxima habrán daños en la integridad mecánica del equipo. Estos límites de operación segura se encuentran representados en el **anexo H**.

### 4.3 Balances de masa y energía en el Sistema de Generación de Vapor

Los balances de masa y energía en el sistema de generación de vapor se realizaron con la finalidad de conocer el consumo de vapor de baja en el desaereador y la cantidad de purga de cada caldera. En el caso de vapor de baja el término generación se refiere a la cantidad de vapor de menor presión que sale de un equipo después de haber sido utilizado o después que su presión ha disminuido, utilizándose en el desaereador como medio de calentamiento del agua desmineralizada con el propósito de eliminar el oxígeno contenido en la misma. Para el cálculo de este consumo de vapor se consideró un 5 % de venteo. En la tabla 4.4 se muestra el consumo de vapor de baja presión en el desaereador en comparación con el consumo de diseño, detectándose a partir de estos valores que el desaereador solo está consumiendo el 40,96 % del consumo total de vapor, esto es de esperarse debido a la disminución de los flujos registrados en las corrientes involucradas en el desaereador.

Las purgas de las calderas son de vital importancia, debido a que la misma contiene impurezas en forma de gases disueltos, sólidos disueltos y sólidos en suspensión. El tratamiento químico del agua puede modificar el tipo de impurezas pero no las elimina completamente y normalmente incrementa el nivel de sólidos disueltos. A medida que el agua se evapora la concentración de sólidos disueltos (TDS) se incrementa en el agua de la caldera. Si la concentración de TDS es demasiado alta, el agua de la caldera es arrastrada con el vapor. Este transporte o arrastre puede producir problemas en los sistemas de vapor y condensado debido a la corrosión y acumulación de depósitos en la superficie de transferencia de calor. Es necesario purgar periódicamente el agua de la caldera, debido a que se limita la concentración de TDS al nivel recomendado por el fabricante de la misma, permitiendo esto que todas las impurezas sean reemplazadas por agua de alimentación con relativamente bajo nivel de TDS.

**Tabla 4.4 Consumo de vapor de baja presión en el desaereador**

<b>Unidad</b>	<b>Consumo Típico (Mlb/h)</b>	<b>Consumo de diseño (Mlb/h)</b>
<b>Desaereador D-6205</b>	45,84	111,91

En la tabla 4.5, se presentan los resultados de las purgas en cada caldera junto al rango de purgado teórico que le corresponde a cada una de ellas <sup>[23]</sup>.

**Tabla 4.5 Flujo de purga obtenidas y rangos de purga teórico para las calderas**

<b>Caldera</b>	<b>Purga de Agua (Mlb/h)</b>	<b>Rango Teórico (Mlb/h)</b>
# 1	<b>1,86</b>	<b>1,75 - 3,49</b>
# 2	<b>1,67</b>	<b>1,76 – 3,51</b>
# 3	<b>2,23</b>	<b>1,79 – 3,58</b>
# 4	<b>2,91</b>	<b>2,09 – 4,34</b>

Los valores de purgas promedios para las calderas 1, 3 y 4 se ubicaron dentro del rango teórico, significando esto que estas calderas se están purgando adecuadamente indicando además que se mantiene una concentración del agua de la caldera relativamente constante. En cuanto a la caldera 2, la purga típica obtenida presentó un valor de 1,67 Mlb/h encontrándose este valor fuera del rango teórico correspondiente para estos equipos. Esta situación debe ser corregida para llevarla al rango teórico y así evitar los posibles problemas por esta desviación.

#### 4.4 Eficiencia de las unidades que conforman el sistema de generación de vapor

La eficiencia de una caldera es un valor importante que puede garantizar el aprovechamiento energético de un combustible, y por otra parte, si el fluido está siendo llevado a las condiciones óptimas de operación.

La eficiencia de las calderas fue calculada considerando la presión y temperatura antes y después de pasar por el calentamiento al que es sometido el fluido y las propiedades termodinámicas son determinadas a estas condiciones. En la **tabla 4.6** se presentan los resultados de las eficiencias calculadas según balances energéticos en dicho equipo por el método de “entrada – salida” para el período estudiado, basándose este método en las condiciones puntuales del fluido de proceso.

La eficiencia promedio de las calderas 1,2 3 y 4 resultaron igual a 67,16 %, 71,49 %, 76,27 % y 80,15 %, respectivamente; señalando estas altas eficiencias que el fluido de proceso (agua) está absorbiendo gran parte del calor liberado por la combustión del gas, esto debido a las exigencias de las condiciones de vapor a la salida de la unidad por la necesidad de éste en el resto de las plantas, garantizando dicha eficiencia la calidad del vapor que sale de la caldera, para que de esta manera los equipos funcionen dentro de los rangos de operación segura evitando daños mecánicos en los mismos y también que éstos operen de manera adecuada para asegurar la producción de vapor, el cual es el fundamento del sistema de generación de vapor.

**Tabla 4.6 Eficiencias de las calderas**

Equipo	BALANCE ENERGÉTICO		Eficiencia térmica
	Calor absorbido (MMBtu/h)	Calor liberado (MMBtu/h)	
<b>Caldera # 1</b>	45,86	68,28	67,16
<b>Caldera # 2</b>	47,04	65,80	71,49
<b>Caldera # 3</b>	46,51	60,98	76,27
<b>Caldera # 4</b>	56,24	70,17	80,15

#### 4.5 Mejoras en el sistema de generación de vapor

En esta fase del proyecto se identificaron las desviaciones correspondientes al sistema de generación de vapor por medio de las cuales se emitieron las mejoras que se requieren a fin de garantizar una buena operación en dicho sistema, permitiéndose así disminuir los costos operacionales que implican la producción de cierta cantidad de vapor.

- **Implementar un sistema de dos bombas en paralelo en el sistema de agua desmineralizada.**

Si comparamos los puntos de operación y de diseño con la curva característica de este sistema de bombeo, se determinó que está por encima del rango de manejo de dichas bombas, implicando ésto problemas que desfavorecen el óptimo funcionamiento de la planta y llegar a largo plazo a requerir su mantenimiento correctivo o reemplazo por lo que se recomienda implementar el sistema de dos bombas trabajando en paralelo para asegurar que el sistema de bombeo de agua desmineralizada será capaz de suplir la demanda de agua potable a futuro.

- **Implementar el seguimiento de la eficiencia de las calderas a través de un totalizador de libras de vapor.**

Esta mejora es útil en el sistema de generación de vapor para evitar incrementos innecesarios en el consumo de combustible como consecuencia del desajuste de los elementos mecánicos de regulación, se recomienda implementar un seguimiento a la eficiencia de la caldera.

El método para implementar dicho seguimiento comprende de los siguientes pasos: definición del indicador a seguir, toma de datos, establecimiento del período base y realización del gráfico de tendencia. La aplicación de este método permite detectar a tiempo ineficiencias operativas hasta que la disponibilidad del equipo permita una parada para el mantenimiento o reparación.

- **Entonación periódica y regulación de los registros de aire para combustión.**

Es necesario realizar la entonación periódica de las calderas y regular los registros de aire, para lo cual se hace necesario llevar a cabo el programa de muestreo a estos gases. Además se recomienda que cada vez que se realice la entonación de la caldera, incluyendo limpieza, ajuste y calibración de combustión se vuelvan a tomar los datos necesarios en un tiempo inferior a 15 días para generar un nuevo período base.

- **Disminuir la inyección de aire a las calderas a fin de garantizar una mayor eficiencia en las mismas.**

Se pudo notar en varias visitas a la planta que estos equipos poseen agujeros por los cuales se introduce aire adicional al que se inyecta para combustión, aumentando esto el porcentaje de oxígeno en el gas de combustión

e incrementando las pérdidas de energía, trayendo esto consigo la disminución de la eficiencia en las calderas. Para disminuir la inyección de aire se debe realizar mantenimiento de manera tal que se sellen los agujeros existentes que originan este problema.

#### **4.6 Actualización del manual de información de seguridad de los procesos (ISP) para el Sistema de Generación de Vapor.**

A través de la actualización del manual de ISP se permitió el estudio detallado de cada equipo y además se establecieron las condiciones máximas y mínimas de operación por la aplicación de normas y cálculos hidráulicos. En el caso en los que estos valores no pudieron ser establecidos por procedimientos matemáticos se tomó como valores límites las condiciones de diseño. En esta fase del proyecto se establecieron los LOS de cada equipo de la planta, al igual que un listado actualizado de los equipos estudiados, sus respectivas hojas de información (data sheet), las curvas características de las bombas y las hojas de seguridad de los químicos utilizados en la planta reportadas en el **anexo J**, permitiendo esta información adiestrar al personal de operaciones, mantenimiento, ingeniería y de contratistas sobre los riesgos asociados con la instalación. De igual manera esta información es de vital importancia para operar de manera segura y confiable la instalación, lo que a su vez permite reducir el número de paradas no programadas y los costos de mantenimiento, además de evitar problemas en aquellos equipos considerados críticos en el proceso, cuya falla podría llevar a un accidente o pérdidas significativas para la empresa.

#### **4.7 Conclusiones**

1. Se observó la diferencia entre los valores obtenidos y los valores de operación máximos y mínimos a través de una representación gráfica, determinándose

que todos los equipos asociados al sistema de generación de vapor se encuentran operando dentro del rango de especificación.

2. Las calderas están produciendo solo el 52,33 % de la cantidad de vapor para la cual tienen capacidad, operando éstas por debajo del rango teórico (60% - 70% de su capacidad)
3. El desaerador D-6205 está consumiendo el 40,96 % del consumo total de vapor de baja, ésto debido a la disminución de los flujos registrados en las corrientes involucradas en dicho equipo.
4. Los valores de purgas promedios para las calderas 1, 3 y 4 resultaron igual a 1,86; 2,23 y 2,91 Mlb/h respectivamente ubicándose estos valores dentro del rango teórico y la de la caldera 2 resultó igual a 1,67 Mlb/h encontrándose este valor fuera del rango teórico.
5. La eficiencia promedio de las calderas 1,2, 3 y 4 resultaron igual a 67,16 %, 71,49 %, 76,27 % y 80,15 %, respectivamente indicando estas altas eficiencias que el fluido de proceso (agua) está absorbiendo gran parte del calor liberado por la combustión del gas.

#### **4.8 Recomendaciones**

- Colocar instrumentos de medición de flujo y presión en la succión de las bombas, con la finalidad de facilitar estudios que se realicen acerca de las mismas.
- Pedir al fabricante las curvas características de las bombas que conforman el sistema de generación de vapor con el propósito de conocer toda la información mecánica y de proceso de dichos equipos.
- Colocar una placa de orificio que totalice el flujo de agua desmineralizada a las calderas.
- No sub-utilizar las bombas porque se disminuye su capacidad operacional y puede causar desgastes en los internos.

- Mantener en constante actualización la información contenida en el Manual de Información de Seguridad de los Procesos (ISP), cumpliendo así en todo momento con el objetivo principal de este elemento y los de la Gerencia de la Seguridad de los Procesos
- Operar los equipos dentro de sus límites de operación segura para evitar daños a la integridad física de los mismos.
- Mantener las purgas de las calderas dentro del rango teórico a fin de garantizar la eficiencia de las calderas.
- Mantener en operación continua tres (3) calderas considerando que pueden suplir la demanda de vapor actual en la refinería.
- Mantener en control el arrastre de sílice y los compuestos de sodio desde las calderas hacia el sistema de vapor a través de tres (3) medios básicos tales como: tratamiento interno del agua tanto de la alimentación como de la caldera y adicionalmente del vapor o condensado con productos químicos correctivos; tratamiento externo del agua de reemplazo, condensado o ambos antes de que entre a la caldera y el purgado-control de la concentración de productos químicos en el agua de la caldera.

## BIBLIOGRAFÍA.

1. PDVSA, “**Manual Descriptivo de la Refinería Puerto La Cruz**”, Gerencia Técnica, Ingeniería de Proceso, Refinería PDVSA, Puerto La Cruz, Venezuela. (2001).
2. Braeckman A., “**Mejoras en el Control de Generación y Distribución de Vapor de la Refinería Puerto La Cruz-PDVSA**”, Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Anzoátegui (1998).
3. Reyes L., “**Evaluación de los Límites de Operación Segura en la Planta de Servicios Industriales de la Refinería Puerto La Cruz-PDVSA**”, Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Anzoátegui (2001).
4. LIPESA, “**Tratamiento Químico del Agua**”, Editorial Impregraf, Venezuela (1998).
5. <http://www.monografias.com/trabajos42/generación-de-vapor-/generación-de-vapor-2.shtml>.
6. Refinería Puerto La Cruz-PDVSA., “**Manual de Información de Seguridad de los Procesos**”, Servicios Industriales, Generación de vapor, Manual Técnico, Venezuela (2001).
7. Hicks T, “**Bombas. Su selección y Aplicación**”, Editorial Harla, 1<sup>ra</sup> edición, México (1994).
8. Soliteca C.A, “**Adiestramiento y Capacitación Técnica. Selección y Aplicación de Bombas**”, España (1987).
9. J. de Acevedo y G. Acosta, “**Manual de Hidráulica**”, Editorial Harla, 1<sup>ra</sup> edición, México (1976).

10. Normas Técnicas de PDVSA, “**Manual de Diseño de Procesos. Bombas – NPSH**”, [en línea] disponible: <http://www.intevep.pdv.com/Stantp/home/html>, Venezuela (1986).
11. Normas Técnicas de PDVSA, “**Manual de Diseño de Procesos. Bombas – Cálculos en Servicio de Bombeo**”, [en línea] disponible: <http://www.intevep.pdv.com/Stantp/home/html>, Venezuela (1986).
12. Normas Técnicas de PDVSA, “**Manual de Diseño de Procesos. Flujo de Fluidos – Flujo en fase líquida**”, [en línea] disponible: <http://www.intevep.pdv.com/Stantp/home/html>, Venezuela (1986).
13. <http://ciencia.glosario.net/medio-ambiente-acuático/S%F3lidos-totales-10450.html>
14. Kemmer, F y Mc. Callion, J., “**Manual del agua. Su naturaleza, tratamiento y aplicaciones**”, Tomo III, Editorial Mc Graw-Hill, México (1989).
15. Powell, S., “**Manual de Aguas para Usos Industriales**”, Tomo I, Editorial LIPESA, México (1992).
16. Rafael, S., “**Diseño Hidráulico de Sistemas de distribución de líquidos utilizando Bombas Centrífugas**”. Escuela de Ingeniería Mecánica, Universidad de los Andes, Mérida (2006).
17. Kenneth, M., “**Bombas, Selección, Uso y Mantenimiento**”, Editorial Mc Graw – Hill, 1<sup>ra</sup> edición, México (1989).
18. Karassik, I., “**Manual de Bombas. Diseño, aplicación, especificaciones, operación y mantenimiento**”, Editorial Mc – Graw Hill.
19. Normas Técnicas de PDVSA, “**Manual de Diseño de Procesos. Principios Básicos Flujo de Fluidos**”, [en línea] disponible: <http://www.intevep.pdv.com/Stantp/home/html>, Venezuela (1986).
20. PDVSA. “**Manual del Cambio del Sistema de Generación de Vapor**”, Servicios Industriales, Generación de vapor, Venezuela (2001).
21. Crane, “**Flujo de fluidos en Válvulas, Accesorios y Tuberías**”, Editorial Mc Graw Hill, 1<sup>ra</sup> edición. México (1987).

22. PDVSA, “**Gerencia de Seguridad de los Procesos**”, Refinería Puerto La Cruz, Venezuela (1999).
23. <http://www.monografias.com/trabajos42/generación-de-vapor/generación-de-vapor2.shtml>

## **ANEXOS**

## ANEXO A: Anexo A Figuras y tablas utilizadas para los cálculos hidráulicos

Figura C.1.

a) Método 1.

En la hoja de especificación de las bombas (data sheet) aparecen registrados sus valores de diseño, dentro de los cuales se encuentran la Altura Neta de Succión Positiva Requerida ( $NPSH_r$ ) y la disponible ( $NPSH_d$ ). Con estos valores se determina una relación:

$$\text{Relación o Chart} = NPSH_d / NPSH_r \quad (\text{Ec. 19})$$

Con este valor se corta la curva de la **Figura 9** correspondiente a hidrocarburos y se lee el valor de la constante  $k$  con la cual se determina el flujo mínimo por:

$$FM = k \%BEP * Q \quad (\text{Ec. 20})$$

donde:

FM: Flujo mínimo ( GPM )

%BEP: Porcentaje del flujo de diseño o de mejor eficiencia

Q: Flujo de diseño o de mejor eficiencia ( GPM )

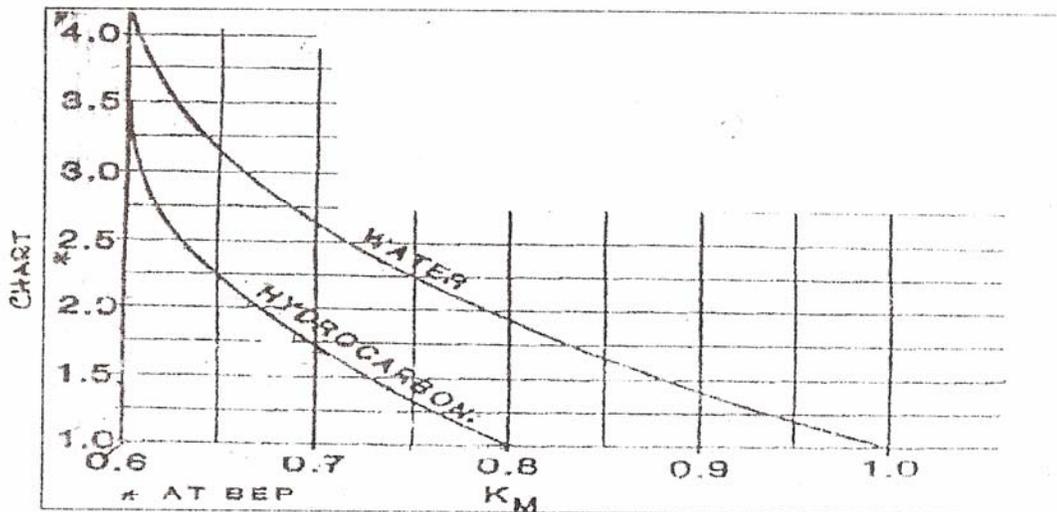


Figura 9 Gráfica para determinar la constante  $k$

El %BEP se determina por la **Figura 10** pero se hace necesario el cálculo de la Velocidad Específica de Succión ( NSS ) por:

$$NSS = (RPM) * Q^{1.25} / (NPSH_r)^{0.75} \quad (\text{Ec. 21})$$

Tabla A.1. Dimensiones de Tubería de Acero

TABLE 11. DIMENSIONES DE TUBERIA DE ACERO (UNS)

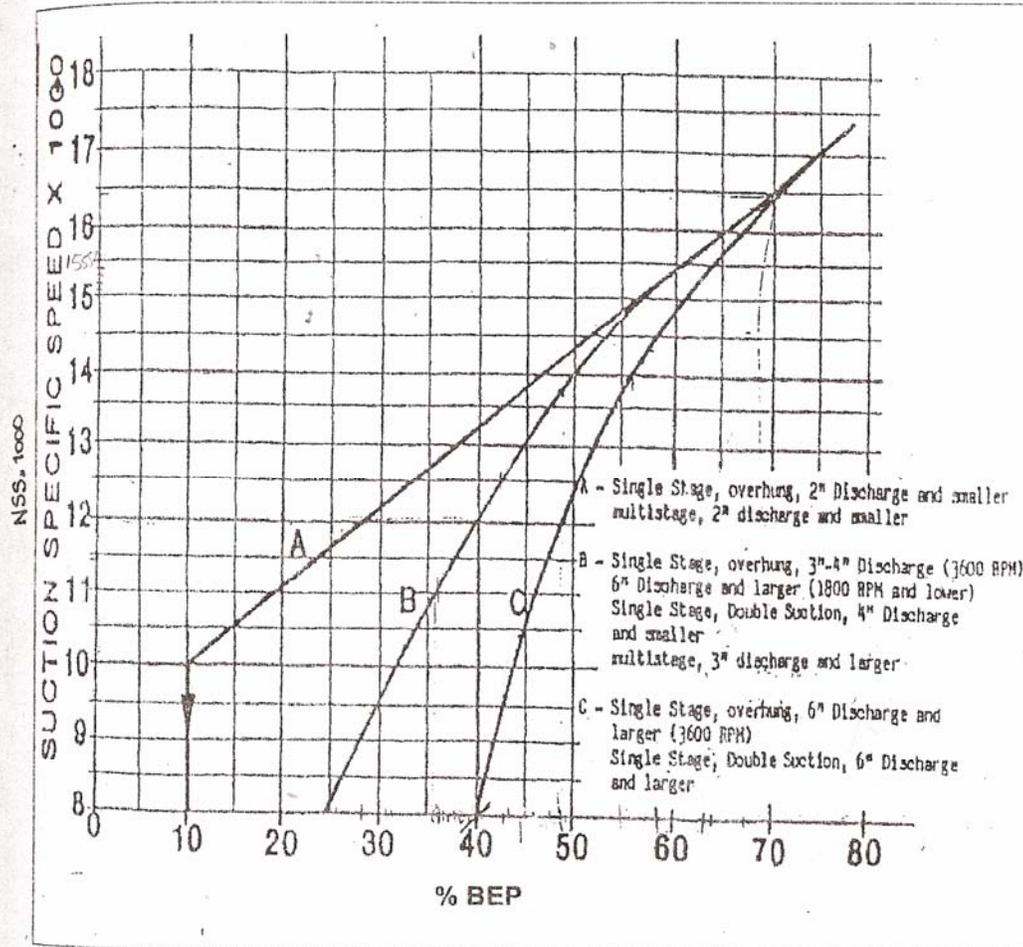
Tamaño nominal del tubo, IPS plg	DE, plg	Códiula No.	DI, plg	Área de flujo por tubo, plg <sup>2</sup>	Superficie por pie lineal, plens/plc	Peso por pie lineal, lb de acero
1/8	0.405	40†	0.215	0.036	0.106	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.13
3/8	0.675	40*	0.502	0.072	0.079	0.54
1/2	0.840	40*	0.651	0.102	0.129	0.57
3/4	1.05	40*	0.824	0.141	0.177	0.74
1	1.32	40*	1.049	0.204	0.220	0.95
1 1/4	1.66	40*	1.380	0.235	0.143	1.09
1 1/2	1.90	40*	1.610	0.275	0.275	1.13
2	2.38	40*	2.067	0.432	0.194	1.48
2 1/2	2.88	40*	2.469	0.864	0.344	1.68
3	3.50	40*	2.908	0.957	0.250	2.17
4	4.50	40*	4.025	1.50	0.435	2.28
6	6.025	40*	5.761	2.04	0.498	3.03
8	8.025	40*	7.981	1.76	0.363	2.72
10	10.75	40*	10.02	3.35	0.622	3.65
12	12.75	40*	12.7	4.79	0.753	5.80
14	14.0	40*	15.25	4.23	0.609	7.57
16	16.0	40*	17.25	7.38	0.934	7.58
18	18.0	40*	19.25	6.61	0.760	10.3
20	20.0	40*	21.25	12.7	1.178	10.8
22	22.0	40*	23.25	11.5	1.062	15.0
24	24.0	40*	25.25	28.9	1.734	19.0
26	26.0	40*	27.25	26.1	1.510	28.6
28	28.0	40*	29.25	50.0	2.258	28.6
30	30.0	40*	31.25	45.7	2.060	43.4
36	36.0	60	36.75	78.8	2.814	40.5
42	42.0	60	42.75	74.6	2.55	54.8
48	48.0	60	48.75	115	3.338	43.8
54	54.0	60	54.75	138	3.47	54.6
60	60.0	60	60.75	183	4.180	62.0
66	66.0	60	66.75	234	4.712	72.7
72	72.0	60	72.75	291	5.280	73.8
78	78.0	60	78.75	353	5.747	84.0
84	84.0	60	84.75	423	6.283	94.7

\*Comúnmente conocido como estándar.  
†Comúnmente conocido como extranjero.  
Aproximadamente.

TABLE 10. DATOS DE TUBOS PARA CONDENSADORES E INTERCAMBIADORES DE CALOR

Tubo DE, plg	BWG	Espesor de la pared,	DI, plg	Área de flujo por tubo, plg <sup>2</sup>	Superficie por pie lin. pies	Peso por pie lineal, lb, de acero
1 1/2	12	0.109	0.282	0.0635	0.1309	0.413
1 1/2	14	0.083	0.311	0.0876	0.0874	0.303
1 1/2	16	0.065	0.370	0.1076	0.0969	0.320
1 1/2	18	0.049	0.402	0.127	0.1052	0.258
1 1/2	20	0.035	0.430	0.145	0.1125	0.190
1 1/2	10	0.134	0.482	0.182	0.1263	0.965
1 1/2	11	0.120	0.510	0.201	0.1335	0.884
1 1/2	12	0.109	0.547	0.223	0.1393	0.817
1 1/2	13	0.095	0.589	0.247	0.1456	0.727
1 1/2	14	0.083	0.636	0.274	0.1528	0.637
1 1/2	15	0.072	0.690	0.292	0.1587	0.571
1 1/2	16	0.065	0.720	0.302	0.1623	0.520
1 1/2	17	0.058	0.834	0.314	0.1660	0.469
1 1/2	18	0.049	0.852	0.334	0.1707	0.401
1	8	0.165	0.670	0.355	0.1754	1.61
1	9	0.148	0.701	0.389	0.1813	1.47
1	10	0.131	0.732	0.421	0.1872	1.36
1	11	0.120	0.769	0.455	0.1940	1.23
1	12	0.105	0.812	0.491	0.2014	1.10
1	13	0.093	0.853	0.515	0.2121	1.00
1	14	0.083	0.890	0.546	0.2183	0.890
1	15	0.072	0.936	0.576	0.2241	0.781
1	16	0.065	0.870	0.501	0.2277	0.710
1	17	0.058	0.884	0.513	0.2314	0.639
1	18	0.049	0.902	0.539	0.2361	0.545
1 1/4	8	0.165	0.920	0.665	0.2409	2.09
1 1/4	9	0.148	0.954	0.711	0.2498	1.91
1 1/4	10	0.134	0.982	0.737	0.2572	1.75
1 1/4	11	0.120	1.011	0.760	0.2644	1.65
1 1/4	12	0.106	1.036	0.784	0.2704	1.45
1 1/4	13	0.095	1.068	0.884	0.2775	1.28
1 1/4	14	0.083	1.08	0.923	0.2839	1.13
1 1/4	15	0.072	1.11	0.960	0.2896	0.991
1 1/4	16	0.065	1.12	0.985	0.2932	0.900
1 1/4	17	0.058	1.13	1.01	0.2969	0.808
1 1/4	18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.688
1 1/2	8	0.165	1.17	1.075	0.3063	2.57
1 1/2	9	0.148	1.20	1.14	0.3122	2.34
1 1/2	10	0.134	1.23	1.16	0.3190	2.14
1 1/2	11	0.120	1.26	1.25	0.3269	1.98
1 1/2	12	0.109	1.29	1.29	0.3356	1.77
1 1/2	13	0.095	1.31	1.35	0.3430	1.56
1 1/2	14	0.083	1.33	1.40	0.3492	1.37
1 1/2	15	0.072	1.36	1.44	0.3555	1.20
1 1/2	16	0.065	1.37	1.47	0.3587	1.09
1 1/2	17	0.058	1.38	1.50	0.3623	0.978
1 1/2	18	0.049	1.40	1.54	0.3670	0.831

Interceptando el valor del NSS con la curva correspondiente al tipo de bomba en la figura 10. se obtiene el valor de %BEP.



**Figura A.2.** Gráfica para determinar el %BEP.

Este método es similar al anterior, sin embargo difieren en el tipo de gráfica. Se utiliza la ecuación 20 (sin la constante k) y la 21; al obtener el valor de NSS directamente se utiliza la **Figura 11** interceptando el flujo con el valor de la curva que corresponda al NSS:

$$NSS = (RPM) * (Q / N^{\circ} \text{ etapas})^{0.5} / (NPSH_r)^{0.75} \quad (\text{Ec } 23)$$

Tabla A.2 Propiedades de transferencia de calor del agua líquida

$T$ (°F)	$\rho$ $\left(\frac{\text{lb}_m}{\text{pie}^3}\right)$	$c_p$ $\left(\frac{\text{btu}}{\text{lb}_m \cdot ^\circ\text{F}}\right)$	$\mu \times 10^3$ $\left(\frac{\text{lb}_m}{\text{pie} \cdot \text{s}}\right)$	$k$ $\left(\frac{\text{btu}}{\text{h} \cdot \text{pie} \cdot ^\circ\text{F}}\right)$	$N_{Pr}$	$\beta \times 10^4$ (1/°R)	$g\beta\rho^2\mu^2 \times 10^{-6}$ (1/°R pie <sup>3</sup> )
32	62.4	1.01	1.20	0.329	13.3	-0.350	
60	62.3	1.00	0.760	0.340	8.07	0.800	17.2
80	62.2	0.999	0.578	0.353	5.89	1.30	48.3
100	62.1	0.999	0.458	0.363	4.51	1.80	107
150	61.3	1.00	0.290	0.383	2.72	2.80	403
200	60.1	1.01	0.206	0.393	1.91	3.70	1610
250	58.9	1.02	0.160	0.395	1.49	4.70	2645
300	57.3	1.03	0.130	0.395	1.22	5.60	3510
400	53.6	1.08	0.0930	0.382	0.950	7.80	8350
500	49.9	1.19	0.0700	0.349	0.859	11.0	17350
600	42.4	1.51	0.0579	0.293	1.07	17.5	30300

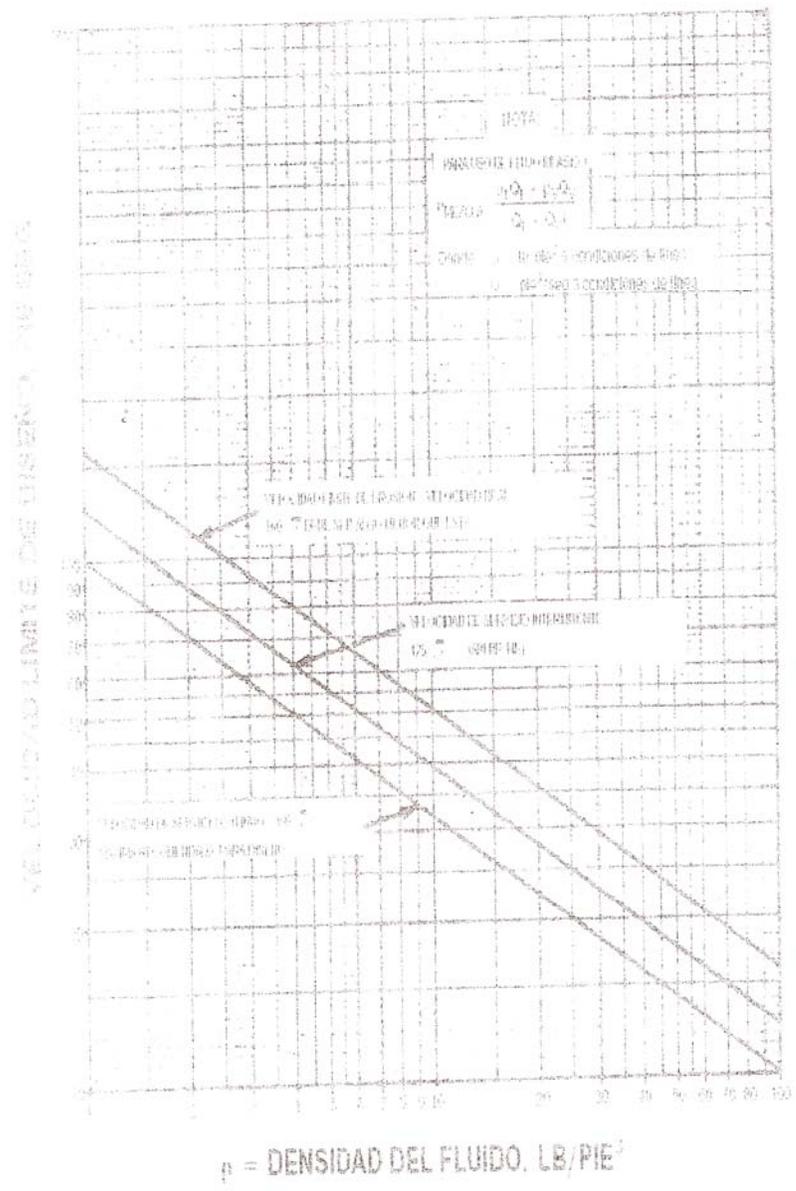


Figura A.3 Velocidad Límite de Erosión

**Tabla A.3 Presión máxima para accesorios de acero al carbono**

Nominal Designation	Forgings	Castings	Plates
18Cr-10Ni-Ti	A 182 Gr. F321 (2) A 182 Gr. F321H (1)		A 240 Gr. 321 (2) A 240 Gr. 321H (1)

**NOTES:**

(1) At temperatures over 1000°F, use only if the material is heat treated by heating to a minimum temperature of 2000°F.

(2) Not to be used over 1000°F.

WORKING PRESSURES BY CLASSES, psig							
Class Temp., °F	150	300	400	600	900	1500	2500
-20 to 100	275	720	960	1440	2160	3600	6000
200	245	645	860	1290	1935	3230	5380
300	230	595	795	1190	1785	2975	4960
400	200	550	735	1105	1655	2760	4600
500	170	515	685	1030	1545	2570	4285
600	140	485	650	975	1460	2435	4060
650	125	480	635	955	1435	2390	3980
700	110	465	620	930	1395	2330	3880
750	95	460	610	915	1375	2290	3820
800	80	450	600	900	1355	2255	3760
850	65	445	595	895	1340	2230	3720
900	50	440	590	885	1325	2210	3680
950	35	385	515	775	1160	1930	3220
1000	20	355	475	715	1070	1785	2970
1050	...	315	415	625	940	1565	2605
1100	...	270	360	545	815	1360	2265
1150	...	235	315	475	710	1185	1970
1200	...	185	245	370	555	925	1545
1250	...	140	185	280	420	705	1170
1300	...	110	145	220	330	550	915
1350	...	85	115	170	255	430	715
1400	...	65	85	130	195	325	545
1450	...	50	70	105	155	255	430
1500	...	40	50	75	115	190	315

## ANEXO B: Tablas De datos

**Tabla B.1 Valores de temperatura, flujo de alimentación y presión de descarga de las bombas de agua desmineralizadas G-6204-A/B/C/D.**

Fecha	Temperatura de sistema (°F)	Flujo Alimentación (gpm)	Presión descarga bomba de agua de transferencia (psi)
31/03/2007	85	462,12	89,70
01/04/2007	85	481,93	93,52
02/04/2007	85	490,05	90,64
03/04/2007	85	670,67	60,62
04/04/2007	85	569,14	78,15
05/04/2007	85	529,33	79,17
06/04/2007	85	524,26	88,63
07/04/2007	85	529,94	87,85
08/04/2007	85	515,18	89,03
09/04/2007	85	528,66	79,34
10/04/2007	85	519,93	78,53
11/04/2007	85	0	0
12/04/2007	85	0	0
13/04/2007	85	0	0
14/04/2007	85	0	0
15/04/2007	85	0	0
16/04/2007	85	0	0
17/04/2007	85	491,03	90,34
18/04/2007	85	484,52	87,63
19/04/2007	85	485,60	93,99
20/04/2007	85	485,69	90,22
21/04/2007	85	486,83	88,74
22/04/2007	85	485,26	93,82
23/04/2007	85	486,99	90,33
24/04/2007	85	492,65	92,15
25/04/2007	85	504,19	92,25
26/04/2007	85	505,67	90,90
27/04/2007	85	505,20	90,23
28/04/2007	85	507,62	81,73
29/04/2007	85	495,84	91,68
30/04/2007	85	498,16	91,29
01/05/2007	85	500,37	91,36
02/05/2007	85	504,09	90,89
03/05/2007	85	480,98	92,88
04/05/2007	85	452,07	13,47
05/05/2007	85	491,87	7,70

**Tabla B.1 Valores de temperatura, flujo de alimentación y presión de descarga de las bombas de agua desmineralizadas G-6204-A/B/C/D. (Continuación)**

Fecha	Temperatura de sistema (°F)	Flujo Alimentación (gpm)	Presión descarga bomba de agua de transferencia (psi)
06/05/2007	85	497,94	8,09
07/05/2007	85	498,54	12,65
08/05/2007	85	487,39	5,26
09/05/2007	85	465,84	6,75
10/05/2007	85	457,16	9,09
11/05/2007	85	431,11	8,03
12/05/2007	85	437,82	4,09
13/05/2007	85	463,14	0
14/05/2007	85	469,02	0
15/05/2007	85	476,89	0
16/05/2007	85	420,38	0
17/05/2007	85	458,81	0,50
18/05/2007	85	475,69	0,02
19/05/2007	85	472,77	0,01
20/05/2007	85	474,85	0
21/05/2007	85	473,34	0
22/05/2007	85	460,57	0,04
23/05/2007	85	461,73	0,09
24/05/2007	85	453,51	0,02
25/05/2007	85	453,88	0,06
26/05/2007	85	446,12	0,12
27/05/2007	85	468,03	0,12
28/05/2007	85	468,87	80,91
29/05/2007	85	477,22	90,80
30/05/2007	85	481,49	92,53
31/05/2007	85	482,31	84,96
01/06/2007	85	476,12	95,32
02/06/2007	85	480,85	95,01
03/06/2007	85	491,92	94,12
04/06/2007	85	489,30	94,79
05/06/2007	85	481,99	90,68
06/06/2007	85	483,20	94,51
07/06/2007	85	495,21	87,93
08/06/2007	85	491,19	94,06
09/06/2007	85	488,05	93,75
10/06/2007	85	491,55	90,64
11/06/2007	85	491,01	92,42
12/06/2007	85	497,65	79,71
13/06/2007	85	494,38	89,68

**Tabla B.1 Valores de temperatura, flujo de alimentación y presión de descarga de las bombas de agua desmineralizadas G-6204-A/B/C/D. (Continuación)**

Fecha	Temperatura de sistema (°F)	Flujo Alimentación (gpm)	Presión descarga bomba de agua de transferencia (psi)
14/06/2007	85	431,04	96,69
15/06/2007	85	467,48	95,29
16/06/2007	85	478,40	95,17
17/06/2007	85	467,04	96,10
18/06/2007	85	479,98	97,69
19/06/2007	85	499,95	92,43
21/06/2007	85	504,83	90,41
22/06/2007	85	505,71	79,05
23/06/2007	85	492,70	89,87
24/06/2007	85	470,79	93,58
25/06/2007	85	504,13	77,78
26/06/2007	85	489,22	87,3
27/06/2007	85	477	90,72
28/06/2007	85	522,98	86,5
29/06/2007	85	525,61	86,47
30/06/2007	85	527,66	88,88
01/07/2007	85	527,97	86,27
02/07/2007	85	522,17	89,17
03/07/2007	85	516,66	88,75
04/07/2007	85	518,88	85,56
05/07/2007	85	513,02	90,34
06/07/2007	85	517,03	87,21
07/07/2007	85	508,91	85,24
08/07/2007	85	504,5	91,48
09/07/2007	85	504,77	91,3
10/07/2007	85	500,3	89,37
11/07/2007	85	507,06	89,6
12/07/2007	85	483,66	89,72
13/07/2007	85	474,94	93,51
14/07/2007	85	464,81	92,84
15/07/2007	85	461,85	95,64
16/07/2007	85	457,83	94,42
17/07/2007	85	465,36	89,61
18/07/2007	85	460,87	91,58
19/07/2007	85	460,42	95,5
20/07/2007	85	455,1	90,93
21/07/2007	85	457,55	96,16
22/07/2007	85	459,15	96,66
23/07/2007	85	460,26	95,62

**Tabla B.1 Valores de temperatura, flujo de alimentación y presión de descarga de las bombas de agua desmineralizadas G-6204-A/B/C/D. (Continuación)**

24/07/2007	85	461,74	95,21
25/07/2007	85	438,1	96,95
26/07/2007	85	400,73	97,29
27/07/2007	85	407,26	98,49
28/07/2007	85	451,33	96,48
29/07/2007	85	463,48	91,24
30/07/2007	85	454,65	93,05
<b>Promedio</b>	<b>85</b>	<b>485</b>	<b>90,18</b>

**Tabla B.2 Valores de temperatura y flujo de alimentación de las bombas de condensado GA-14-51/14S-51.**

<b>Fecha</b>	<b>Temperatura de sistema (°F)</b>	<b>Flujo Alimentación (gpm)</b>
31/03/2007	120	160,99
01/04/2007	120	150,81
02/04/2007	120	148,95
03/04/2007	120	41,32
04/04/2007	120	105,45
05/04/2007	120	135,28
06/04/2007	120	135,47
07/04/2007	120	135,18
08/04/2007	120	143,67
09/04/2007	120	149,87
10/04/2007	120	149,04
11/04/2007	120	0
12/04/2007	120	0
13/04/2007	120	0
14/04/2007	120	0
15/04/2007	120	0
16/04/2007	120	0
17/04/2007	120	151,87
18/04/2007	120	152,26
19/04/2007	120	152,31
20/04/2007	120	150,69
21/04/2007	120	150,60
22/04/2007	120	151,85
23/04/2007	120	151,16
24/04/2007	120	151,02
25/04/2007	120	151,27
26/04/2007	120	150,31
27/04/2007	120	151,01
28/04/2007	120	151,74
29/04/2007	120	151,86
30/04/2007	120	152,05
01/05/2007	120	151,64
02/05/2007	120	150,86
03/05/2007	120	151,12
04/05/2007	120	150,67
05/05/2007	120	150,62
06/05/2007	120	151,21
07/05/2007	120	149,61
08/05/2007	120	150,02
09/05/2007	120	151,00
10/05/2007	120	152,16
11/05/2007	120	153,16
12/05/2007	120	152,08

**Tabla B.2 Valores de temperatura, flujo de alimentación y presión de descarga de las bombas de condensado GA-14-51/14S-51. (Continuación).**

<b>Fecha</b>	<b>Temperatura de sistema (°F)</b>	<b>Flujo Alimentación (gpm)</b>
13/05/2007	120	153,57
14/05/2007	120	153,30
15/05/2007	120	153,42
16/05/2007	120	152,94
17/05/2007	120	152,63
18/05/2007	120	154,15
19/05/2007	120	153,73
20/05/2007	120	151,97
21/05/2007	120	151,86
22/05/2007	120	163,00
23/05/2007	120	163,54
24/05/2007	120	164,20
25/05/2007	120	163,75
26/05/2007	120	164,63
27/05/2007	120	150,51
28/05/2007	120	147,66
29/05/2007	120	148,32
30/05/2007	120	147,83
31/05/2007	120	147,89
01/06/2007	120	148,02
02/06/2007	120	148,12
03/06/2007	120	148,12
04/06/2007	120	148,09
05/06/2007	120	146,49
06/06/2007	120	147,34
07/06/2007	120	147,11
08/06/2007	120	148,18
09/06/2007	120	147,44
10/06/2007	120	148,33
11/06/2007	120	148,10
12/06/2007	120	146,67
13/06/2007	120	146,53
14/06/2007	120	147,21
15/06/2007	120	146,47
16/06/2007	120	147,45
17/06/2007	120	147,40
18/06/2007	120	136,90
19/06/2007	120	134,28
20/06/2007	120	134,07
21/06/2007	120	134,26
22/06/2007	120	132,49
23/06/2007	120	134,24
24/06/2007	120	134,40

**Tabla B.2 Valores de temperatura, flujo de alimentación y presión de descarga de las bombas de condensado GA-14-51/14S-51. (Continuación).**

<b>Fecha</b>	<b>Temperatura de sistema (°F)</b>	<b>Flujo Alimentación (gpm)</b>
25/06/2007	120	134,25
26/06/2007	120	133,49
27/06/2007	120	134,02
28/06/2007	120	133,73
29/06/2007	120	134,09
30/06/2007	120	134,50
01/07/2007	120	133,86
02/07/2007	120	133,25
03/07/2007	120	133,87
04/07/2007	120	132,94
05/07/2007	120	133,27
06/07/2007	120	131,85
07/07/2007	120	133,08
08/07/2007	120	133,44
09/07/2007	120	133,8
10/07/2007	120	133,37
11/07/2007	120	134,08
12/07/2007	120	147,80
13/07/2007	120	153,80
14/07/2007	120	161,10
15/07/2007	120	163,87
16/07/2007	120	163,71
17/07/2007	120	162,75
18/07/2007	120	163,37
19/07/2007	120	163,36
20/07/2007	120	163,25
21/07/2007	120	163,27
22/07/2007	120	164,15
23/07/2007	120	162,84
24/07/2007	120	162,48
25/07/2007	120	162,66
26/07/2007	120	163,10
27/07/2007	120	162,45
28/07/2007	120	163,34
29/07/2007	120	164,11
30/07/2007	120	162,45
<b>Promedio</b>	<b>120</b>	<b>148,52</b>

**Tabla B.3 Valores de temperatura, flujo de alimentación del cabezal principal y cabezal auxiliar y presión de descarga de las bombas de alimentación de agua a calderas GA-1/S/1A/1AS.**

Fecha	Temperatura del sistema (°F)	Flujo Alimentación Cabezal principal (gpm)	Flujo Alimentación cabezal auxiliar (gpm)	Presión descarga bomba de alimentación (psi)
31/03/2007	250	414,15	433,41	824,98
01/04/2007	250	412,03	431,89	824,94
02/04/2007	250	410,70	432,06	824,99
03/04/2007	250	411,04	434,94	824,92
04/04/2007	250	407,71	432,66	825,01
05/04/2007	250	406,78	431,94	824,94
06/04/2007	250	405,70	431,01	825,02
07/04/2007	250	405,55	433,94	822,44
08/04/2007	250	407,86	438,29	820,06
09/04/2007	250	408,61	439,14	819,99
10/04/2007	250	407,92	438,23	819,99
11/04/2007	250	0	0	0
12/04/2007	250	0	0	0
13/04/2007	250	0	0	0
14/04/2007	250	0	0	0
15/04/2007	250	0	0	0
16/04/2007	250	0	0	0
17/04/2007	250	470,03	482,06	830,04
18/04/2007	250	468,96	480,45	829,98
19/04/2007	250	468,82	480,72	830,02
20/04/2007	250	469,11	480,88	829,99
21/04/2007	250	469,17	481,03	829,99
22/04/2007	250	468,97	481,20	829,97
23/04/2007	250	469,51	481,92	830,01
24/04/2007	250	460,47	474,02	829,96
25/04/2007	250	445,88	460,46	830,04
26/04/2007	250	446,02	460,83	830,00
27/04/2007	250	446,27	460,86	830,00
28/04/2007	250	446,42	461,19	829,99
29/04/2007	250	447,26	460,97	830,02
30/04/2007	250	447,41	461,35	829,93
01/05/2007	250	447,80	461,38	829,99
02/05/2007	250	447,98	461,74	829,99
03/05/2007	250	452,36	457,89	830,23
04/05/2007	250	454,52	457,79	829,91
05/05/2007	250	452,15	460,05	829,99

**Tabla B.3 Valores de temperatura, flujo de alimentación del cabezal principal y cabezal auxiliar y presión de descarga de las bombas de alimentación de agua a calderas GA-1/1S/1A/1AS. (Continuación).**

Fecha	Temperatura del sistema (°F)	Flujo Alimentación Cabezal principal (gpm)	Flujo Alimentación cabezal auxiliar (gpm)	Presión descarga bomba de alimentación (psi)
06/05/2007	250	451,86	460,12	829,96
07/05/2007	250	443,43	440,48	831,60
08/05/2007	250	444,04	440,59	831,60
09/05/2007	250	446,21	440,86	830,58
10/05/2007	250	447,24	440,81	830,06
11/05/2007	250	447,59	440,29	829,99
12/05/2007	250	447,51	440,78	829,97
13/05/2007	250	446,18	442,11	830,00
14/05/2007	250	446,06	442,5	829,99
15/05/2007	250	495,65	493,02	830,09
16/05/2007	250	466,32	454,59	829,98
17/05/2007	250	448,45	442,93	829,90
18/05/2007	250	446,64	443,49	829,98
19/05/2007	250	446,77	443,35	830,06
20/05/2007	250	446,78	443,76	830,02
21/05/2007	250	446,70	443,07	829,99
22/05/2007	250	446,83	443,5	829,98
23/05/2007	250	446,71	443,22	830,02
24/05/2007	250	446,53	442,57	830,06
25/05/2007	250	447,11	443,33	829,97
26/05/2007	250	447,55	443,00	829,98
27/05/2007	250	447,54	443,06	829,97
28/05/2007	250	448,09	442,91	830,05
29/05/2007	250	448,19	443,52	829,97
30/05/2007	250	493,13	488,67	830,05
31/05/2007	250	527,01	520,72	830,01
01/06/2007	250	526,43	519,78	829,93
02/06/2007	250	511,48	505,68	830,05
03/06/2007	250	523,06	517,18	829,97
04/06/2007	250	522,57	516,59	830,01
05/06/2007	250	522,54	516,00	830,02
06/06/2007	250	522,43	516,00	829,95
07/06/2007	250	522,94	516,82	830,00
08/06/2007	250	523,36	517,02	830,04
09/06/2007	250	523,17	517,03	830,00
10/06/2007	250	482,29	479,13	830,00

**Tabla B.3 Valores de temperatura, flujo de alimentación del cabezal principal y cabezal auxiliar y presión de descarga de las bombas de alimentación de agua a calderas GA-1/1S/1A/1AS. (Continuación).**

Fecha	Temperatura del sistema (°F)	Flujo Alimentación Cabezal principal (gpm)	Flujo Alimentación cabezal auxiliar (gpm)	Presión descarga bomba de alimentación (psi)
11/06/2007	250	443,61	443,5	829,97
12/06/2007	250	443,96	443,98	830,04
13/06/2007	250	443,93	444,00	830,04
14/06/2007	250	465,74	473,17	830,03
15/06/2007	250	468,83	478,61	829,98
16/06/2007	250	468,52	479,13	830,02
17/06/2007	250	468,47	478,18	830,03
18/06/2007	250	469,34	478,90	829,98
19/06/2007	250	469,26	479,84	829,95
20/06/2007	250	468,65	479,40	830,00
21/06/2007	250	469,00	479,73	829,91
22/06/2007	250	467,82	478,87	829,99
23/06/2007	250	450,00	451,77	830,05
24/06/2007	250	442,97	439,66	830,04
25/06/2007	250	457,24	464,82	830,09
26/06/2007	250	466,84	476,77	829,87
27/06/2007	250	466,82	477,99	829,94
28/06/2007	250	463,25	478,90	829,96
29/06/2007	250	463,83	479,73	830,00
30/06/2007	250	464,88	481,24	829,98
01/07/2007	250	465,24	481,32	830,01
02/07/2007	250	468,66	478,17	830,02
03/07/2007	250	470,53	477,29	829,99
04/07/2007	250	469,60	476,58	829,99
05/07/2007	250	447,46	444,66	830,16
06/07/2007	250	461,73	465,15	830,09
07/07/2007	250	469,94	476,32	830,02
08/07/2007	250	470,69	477,01	830,02
09/07/2007	250	504,51	496,11	830,18
10/07/2007	250	529,22	516,44	829,92
11/07/2007	250	527,06	515,05	829,99
12/07/2007	250	526,75	514,65	830,01
13/07/2007	250	526,36	514,13	829,99
14/07/2007	250	526,49	514,20	829,99
15/07/2007	250	526,92	514,84	830,05
16/07/2007	250	526,98	514,54	830,02

**Tabla B.3 Valores de temperatura, flujo de alimentación del cabezal principal y cabezal auxiliar y presión de descarga de las bombas de alimentación de agua a calderas GA-1/1S/1A/1AS. (Continuación).**

Fecha	Temperatura del sistema (°F)	Flujo Alimentación Cabezal principal (gpm)	Flujo Alimentación cabezal auxiliar (gpm)	Presión descarga bomba de alimentación (psi)
17/07/2007	250	500,05	494,87	829,99
18/07/2007	250	523,90	512,02	829,94
19/07/2007	250	524,04	512,34	830,01
20/07/2007	250	523,58	511,56	830,01
21/07/2007	250	523,49	511,74	829,99
22/07/2007	250	523,96	512,26	830,02
23/07/2007	250	524,09	512,28	829,92
24/07/2007	250	524,56	512,57	830,06
25/07/2007	250	522,86	515,04	830,07
26/07/2007	250	478,62	478,49	830,01
27/07/2007	250	448,68	458,18	829,96
28/07/2007	250	446,27	460,01	830,03
29/07/2007	250	445,54	460,90	830,02
30/07/2007	250	445,95	460,42	830,00
<b>Promedio</b>	<b>250</b>	<b>467,85</b>	<b>448,28</b>	<b>829,41</b>

**Tabla B.4 Valores de flujo de agua de alimentación a calderas 1/2/3/4.**

<b>Fecha</b>	<b>Flujo Alimentación Caldera 1 (MLb/h)</b>	<b>Flujo Alimentación caldera 2 (MLb/h)</b>	<b>Flujo Alimentación caldera 3 (MLb/h)</b>	<b>Flujo Alimentación caldera 4 (MLb/h)</b>
31/03/2007	44,87	44,75	44,55	51,86
01/04/2007	45,00	44,87	44,58	51,85
02/04/2007	45,45	45,19	44,97	52,29
03/04/2007	46,21	45,45	46,04	53,46
04/04/2007	46,52	45,67	46,34	53,74
05/04/2007	48,50	45,78	48,26	55,64
06/04/2007	48,76	42,88	48,79	56,28
07/04/2007	48,70	44,52	48,72	56,23
08/04/2007	46,97	44,26	46,77	54,14
09/04/2007	45,46	42,97	45,24	52,56
10/04/2007	46,40	43,58	46,34	53,72
11/04/2007	0	0	0	0
12/04/2007	0	0	0	0
13/04/2007	0	0	0	0
14/04/2007	0	0	0	0
15/04/2007	0	0	0	0
16/04/2007	0	0	0	0
17/04/2007	44,98	43,63	44,74	49,96
18/04/2007	44,56	43,27	44,32	49,51
19/04/2007	44,17	43,00	43,83	49,14
20/04/2007	43,89	42,79	43,51	48,82
21/04/2007	44,05	42,86	43,61	48,79
22/04/2007	43,96	42,89	43,57	48,81
23/04/2007	43,92	43,05	43,61	49,01
24/04/2007	44,46	43,31	44,07	49,14
25/04/2007	44,56	43,54	44,25	49,54
26/04/2007	45,01	43,97	44,54	50,71
27/04/2007	44,59	43,62	44,14	50,17
28/04/2007	44,83	43,85	44,46	50,06
29/04/2007	43,61	42,75	43,18	48,78
30/04/2007	44,23	43,35	43,80	49,77
01/05/2007	44,67	43,49	43,97	49,95
02/05/2007	44,62	43,44	44,01	49,94
03/05/2007	53,00	53,30	54,58	60,23
04/05/2007	48,88	51,65	49,85	57,02
05/05/2007	45,48	47,20	46,68	54,30
06/05/2007	46,10	47,78	47,32	54,95
07/05/2007	45,82	47,50	46,99	54,64
08/05/2007	45,32	46,12	45,60	53,04
09/05/2007	43,94	44,28	43,35	50,66
10/05/2007	43,78	43,87	43,06	50,14
11/05/2007	42,67	42,88	41,79	48,96
12/05/2007	42,81	43,17	42,13	51,26
13/05/2007	44,91	45,11	44,39	53,77
14/05/2007	45,60	45,54	45,00	54,05

**Tabla B.4 Valores de flujo de agua de alimentación a calderas 1/2/3/4.  
(Continuación).**

Fecha	Flujo Alimentación Caldera 1 (MLb/h)	Flujo Alimentación caldera 2 (MLb/h)	Flujo Alimentación caldera 3 (MLb/h)	Flujo Alimentación caldera 4 (MLb/h)
15/05/2007	45,35	45,35	49,77	56,96
16/05/2007	52,29	51,49	53,27	63,69
17/05/2007	47,37	47,01	47,65	56,07
18/05/2007	43,34	43,78	43,34	51,71
19/05/2007	42,74	43,17	43,44	50,92
20/05/2007	42,24	42,87	44,46	50,47
21/05/2007	41,84	42,73	44,20	50,12
22/05/2007	42,27	42,97	44,70	50,47
23/05/2007	43,43	43,90	45,86	51,52
24/05/2007	42,84	43,49	45,17	50,97
25/05/2007	43,08	43,59	45,46	51,12
26/05/2007	42,26	42,58	44,73	50,05
27/05/2007	42,15	42,69	44,97	50,14
28/05/2007	42,13	42,53	44,93	49,92
29/05/2007	42,20	42,71	45,00	50,17
30/05/2007	41,66	42,66	42,35	54,37
31/05/2007	42,34	43,60	41,44	54,24
01/06/2007	41,57	43,17	40,41	53,21
02/06/2007	41,53	43,06	41,67	51,08
03/06/2007	41,97	42,80	43,67	52,68
04/06/2007	41,44	42,47	42,93	52,88
05/06/2007	40,71	41,76	42,42	51,99
06/06/2007	41,37	42,13	43,47	52,46
07/06/2007	41,85	43,72	43,75	53,39
08/06/2007	41,37	43,14	42,92	54,24
09/06/2007	40,31	42,10	41,70	53,05
10/06/2007	41,26	42,75	42,57	53,76
11/06/2007	41,46	41,76	43,26	53,09
12/06/2007	41,69	42,21	44,7	53,73
13/06/2007	43,17	43,43	46,02	57,11
14/06/2007	52,24	52,83	52,62	62,7
15/06/2007	46,21	46,67	46,47	55,99
16/06/2007	43,85	44,51	43,94	53,38
17/06/2007	42,60	43,37	42,59	51,93
18/06/2007	41,78	42,68	41,76	51,04
19/06/2007	42,91	43,74	43,68	52,31
20/06/2007	42,68	43,53	43,60	52,02
21/06/2007	43,06	43,86	44,00	52,48
22/06/2007	43,07	44,20	44,34	52,61
23/06/2007	42,46	43,68	43,67	51,87
24/06/2007	42,08	43,18	42,97	51,36
25/06/2007	43,37	44,37	44,24	52,78
26/06/2007	46,46	47,21	48,19	57,25
27/06/2007	47,58	48,21	51,4	58,04
28/06/2007	44,55	45,40	51,37	55,09
29/06/2007	44,72	45,59	51,67	55,35

**Tabla B.4 Valores de flujo de agua de alimentación a calderas 1/2/3/4.  
(Continuación).**

Fecha	Flujo Alimentación Caldera 1 (MLb/h)	Flujo Alimentación caldera 2 (MLb/h)	Flujo Alimentación caldera 3 (MLb/h)	Flujo Alimentación caldera 4 (MLb/h)
30/06/2007	43,93	44,81	52,87	56,70
01/07/2007	42,21	43,11	53,44	57,29
02/07/2007	43,78	42,81	50,97	55,85
03/07/2007	41,53	42,39	41,59	63,91
04/07/2007	41,37	41,54	41,23	64,20
05/07/2007	41,14	41,37	45,56	55,65
06/07/2007	42,90	42,14	45,44	56,23
07/07/2007	43,13	41,46	43,00	56,76
08/07/2007	42,83	41,23	42,63	56,52
09/07/2007	42,99	39,47	42,84	56,71
10/07/2007	41,93	38,41	41,89	55,96
11/07/2007	41,72	40,05	43,12	57,51
12/07/2007	40,95	39,64	42,68	57,12
13/07/2007	40,97	40,45	41,50	56,41
14/07/2007	43,13	40,63	41,84	55,16
15/07/2007	42,40	40,75	41,10	54,58
16/07/2007	42,54	41,71	42,30	55,08
17/07/2007	42,26	41,53	42,08	54,96
18/07/2007	41,70	41,00	41,51	54,36
19/07/2007	41,18	40,35	40,87	55,10
20/07/2007	39,42	39,21	39,59	54,41
21/07/2007	39,05	39,54	39,86	54,76
22/07/2007	40,21	40,04	40,61	53,90
23/07/2007	39,87	39,81	40,29	56,18
24/07/2007	43,74	42,64	43,37	49,98
25/07/2007	39,95	39,45	40,77	59,21
26/07/2007	40,93	40,10	41,48	63,76
27/07/2007	43,98	42,09	45,90	64,92
28/07/2007	42,24	41,65	43,95	68,49
29/07/2007	3,24	54,88	54,98	77,78
30/07/2007	0,23	54,14	54,43	75,36
<b>Promedio</b>	<b>43,62</b>	<b>43,93</b>	<b>44,79</b>	<b>54,25</b>

**Tabla B.5 Valores del flujo de vapor producido por las calderas 1/2/3/4.**

Fecha	Flujo Vapor producido Caldera 1 (MLb/h)	Flujo Vapor producido Caldera 2 (MLb/h)	Flujo Vapor producido Caldera 3 (MLb/h)	Flujo Vapor producido Caldera 4 (MLb/h)
31/03/2007	41,92	42,61	43,71	51,31
01/04/2007	41,96	42,77	43,71	51,29
02/04/2007	42,34	43,08	44,04	51,67
03/04/2007	43,32	44,07	45,12	52,82
04/04/2007	43,60	44,40	45,40	52,98
05/04/2007	43,69	46,31	47,77	54,68
06/04/2007	40,56	46,91	48,66	55,18
07/04/2007	42,22	46,94	48,69	55,10
08/04/2007	41,96	44,96	46,61	53,19
09/04/2007	40,62	43,33	45,05	51,79
10/04/2007	41,71	44,23	46,29	53,06
11/04/2007	0	0	0	0
12/04/2007	0	0	0	0
13/04/2007	0	0	0	0
14/04/2007	0	0	0	0
15/04/2007	0	0	0	0
16/04/2007	0	0	0	0
17/04/2007	41,98	40,69	42,54	49,57
18/04/2007	41,62	40,23	42,12	49,17
19/04/2007	41,25	39,82	41,61	48,79
20/04/2007	41,00	39,58	41,29	48,49
21/04/2007	40,99	39,68	41,34	48,42
22/04/2007	40,98	39,52	41,17	48,44
23/04/2007	41,17	39,62	41,32	48,63
24/04/2007	41,50	39,01	40,65	48,56
25/04/2007	41,74	40,39	41,90	47,26
26/04/2007	41,96	41,02	42,37	46,99
27/04/2007	41,57	40,55	41,89	46,62
28/04/2007	41,88	40,80	42,15	48,29
29/04/2007	40,72	39,24	40,81	46,40
30/04/2007	41,31	40,00	41,59	46,09
01/05/2007	41,47	40,17	41,78	46,26
02/05/2007	41,44	42,67	43,47	46,22
03/05/2007	51,96	53,19	52,84	53,66
04/05/2007	49,95	47,85	48,47	51,38
05/05/2007	45,29	44,38	44,91	48,91
06/05/2007	45,85	45,00	45,55	49,76
07/05/2007	45,58	44,70	45,30	49,54
08/05/2007	44,16	43,18	44,75	48,15
09/05/2007	42,16	40,89	43,17	46,31
10/05/2007	41,66	40,08	42,76	45,80
11/05/2007	40,61	38,80	41,36	44,62
12/05/2007	40,93	39,15	41,72	46,92
13/05/2007	43,01	41,70	44,24	49,36
14/05/2007	43,50	42,40	44,89	49,86
15/05/2007	43,41	47,68	44,82	52,84
16/05/2007	49,93	51,53	51,25	59,40

**Tabla B.5 Valores del flujo de vapor producido por las calderas 1/2/3/4.  
(Continuación).**

<b>Fecha</b>	<b>Flujo Vapor producido Caldera 1 (MLb/h)</b>	<b>Flujo Vapor producido Caldera 2 (MLb/h)</b>	<b>Flujo Vapor producido Caldera 3 (MLb/h)</b>	<b>Flujo Vapor producido Caldera 4 (MLb/h)</b>
17/05/2007	45,15	45,17	46,05	52,71
18/05/2007	41,89	40,62	41,85	48,55
19/05/2007	41,22	40,73	41,13	47,94
20/05/2007	40,83	41,67	40,62	47,63
21/05/2007	40,49	41,31	40,17	47,38
22/05/2007	40,83	41,78	40,62	47,77
23/05/2007	41,74	42,95	41,85	48,78
24/05/2007	41,36	42,25	41,25	48,31
25/05/2007	41,48	42,56	41,59	48,58
26/05/2007	40,49	41,90	40,73	47,46
27/05/2007	40,67	42,17	40,84	47,54
28/05/2007	40,51	42,02	40,77	47,44
29/05/2007	40,76	42,19	40,89	47,59
30/05/2007	41,04	40,18	40,58	50,43
31/05/2007	42,13	39,53	41,21	50,41
01/06/2007	40,73	38,39	39,81	49,38
02/06/2007	41,19	39,76	40,33	47,59
03/06/2007	41,05	41,77	41,10	49,39
04/06/2007	40,61	41,03	40,53	49,69
05/06/2007	39,86	40,44	39,87	48,81
06/06/2007	40,25	41,56	40,46	49,20
07/06/2007	41,72	41,79	40,84	50,00
08/06/2007	40,85	40,92	40,06	50,81
09/06/2007	39,74	39,59	38,88	49,68
10/06/2007	40,86	40,40	40,22	50,24
11/06/2007	40,16	41,18	41,05	49,73
12/06/2007	40,64	42,59	41,69	50,25
13/06/2007	41,92	43,99	43,09	53,06
14/06/2007	51,26	51,03	51,22	58,43
15/06/2007	45,30	44,88	45,19	53,04
16/06/2007	42,66	42,23	42,65	50,68
17/06/2007	41,18	40,77	41,18	49,43
18/06/2007	40,19	39,85	40,17	48,68
19/06/2007	41,33	41,82	41,30	49,8
20/06/2007	41,15	41,70	41,12	49,56
21/06/2007	41,56	42,15	41,50	49,96
22/06/2007	41,60	42,37	41,56	50,04
23/06/2007	40,98	41,68	40,88	49,53
24/06/2007	40,47	41,02	40,33	49,20
25/06/2007	41,71	42,29	41,52	49,79
26/06/2007	45,12	46,22	44,77	53,45
27/06/2007	46,33	47,15	46,16	53,72
28/06/2007	43,17	45,37	43,16	51,02
29/06/2007	43,47	45,57	43,39	51,22
30/06/2007	42,71	44,81	42,68	52,42
01/07/2007	41,56	43,11	41,56	52,94

**Tabla B.5 Valores del flujo de vapor producido por las calderas 1/2/3/4.  
(Continuación).**

<b>Fecha</b>	<b>Flujo Vapor producido Caldera 1 (MLb/h)</b>	<b>Flujo Vapor producido Caldera 2 (MLb/h)</b>	<b>Flujo Vapor producido Caldera 3 (MLb/h)</b>	<b>Flujo Vapor producido Caldera 4 (MLb/h)</b>
02/07/2007	41,92	42,81	43,57	51,14
03/07/2007	40,29	40,41	40,20	59,05
04/07/2007	40,61	39,84	41,10	59,36
05/07/2007	40,41	41,37	41,13	51,28
06/07/2007	41,20	42,14	42,85	51,93
07/07/2007	40,51	41,46	42,80	52,46
08/07/2007	40,26	41,23	42,51	52,22
09/07/2007	39,11	39,47	42,51	52,32
10/07/2007	38,25	38,41	41,56	51,54
11/07/2007	39,59	40,05	41,67	53,08
12/07/2007	39,14	39,64	40,91	52,7
13/07/2007	39,99	40,45	38,72	55,22
14/07/2007	40,15	40,02	40,21	55,33
15/07/2007	40,22	40,13	40,40	55,9
16/07/2007	41,25	41,71	41,27	54,61
17/07/2007	41,01	41,53	41,03	54,54
18/07/2007	40,50	41,00	40,43	54,12
19/07/2007	39,98	40,35	39,73	54,99
20/07/2007	39,26	38,82	37,87	54,24
21/07/2007	37,99	39,47	39,37	54,39
22/07/2007	39,68	40,04	38,81	53,05
23/07/2007	39,39	39,81	38,52	54,5
24/07/2007	41,95	42,64	42,75	43,7
25/07/2007	39,00	39,45	38,79	55,37
26/07/2007	39,67	40,10	39,8	60,07
27/07/2007	41,67	42,09	43,06	60,21
28/07/2007	41,23	41,65	41,55	63,37
29/07/2007	1,85	54,83	53,65	71,81
30/07/2007	0	54,08	52,84	69,37
<b>Promedio</b>	<b>41,76</b>	<b>42,26</b>	<b>42,56</b>	<b>51,34</b>

**Tabla B.6 Valores del flujo de gas combustible consumidos por las calderas 1/2/3/4.**

Fecha	Flujo gas combustible Caldera 1 (Mpie <sup>3</sup> /h)	Flujo gas combustible Caldera 2 (Mpie <sup>3</sup> /h)	Flujo gas combustible Caldera 3 (Mpie <sup>3</sup> /h)	Flujo gas combustible Caldera 4 (Mpie <sup>3</sup> /h)
31/03/2007	65,52	65,33	64,27	67,58
01/04/2007	65,58	65,39	64,36	67,63
02/04/2007	66,09	65,86	64,80	68,11
03/04/2007	66,80	66,63	65,58	68,89
04/04/2007	67,12	66,91	65,85	69,15
05/04/2007	67,91	70,50	68,76	72,09
06/04/2007	63,94	71,85	69,38	72,75
07/04/2007	66,52	71,64	69,13	72,45
08/04/2007	65,98	68,62	66,11	69,44
09/04/2007	63,87	66,42	63,90	67,19
10/04/2007	65,90	68,43	65,92	69,22
11/04/2007	0	0	0	0
12/04/2007	0	0	0	0
13/04/2007	0	0	0	0
14/04/2007	0	0	0	0
15/04/2007	0	0	0	0
16/04/2007	0	0	0	0
17/04/2007	67,03	66,65	61,23	64,46
18/04/2007	67,12	66,66	61,18	64,50
19/04/2007	65,19	64,86	59,42	62,68
20/04/2007	64,80	64,42	58,99	62,14
21/04/2007	65,43	65,03	59,63	62,75
22/04/2007	65,33	64,91	59,46	62,62
23/04/2007	65,62	65,28	59,84	62,99
24/04/2007	66,19	65,82	59,13	63,10
25/04/2007	66,32	65,93	60,41	61,20
26/04/2007	65,88	65,47	60,24	60,02
27/04/2007	65,17	64,80	59,58	60,70
28/04/2007	65,45	65,07	59,87	60,99
29/04/2007	63,54	63,15	57,98	59,06
30/04/2007	64,44	64,10	58,90	60,01
01/05/2007	64,78	64,42	59,26	60,35
02/05/2007	64,92	64,51	57,65	60,42
03/05/2007	83,56	77,91	72,19	75,03
04/05/2007	76,98	71,12	63,68	70,5
05/05/2007	69,17	65,86	58,36	66,48
06/05/2007	70,34	66,94	59,49	67,65
07/05/2007	69,99	66,62	59,15	67,97
08/05/2007	69,36	67,36	58,58	67,38
09/05/2007	65,62	64,59	54,82	63,52
10/05/2007	64,56	64,23	53,82	62,54
11/05/2007	62,42	62,11	51,71	60,40
12/05/2007	63,18	62,78	52,39	64,17

13/05/2007 66,81 66,50 56,04 68,24  
**Tabla B.6 Valores del flujo de gas combustible consumidos por las calderas 1/2/3/4. (Continuación).**

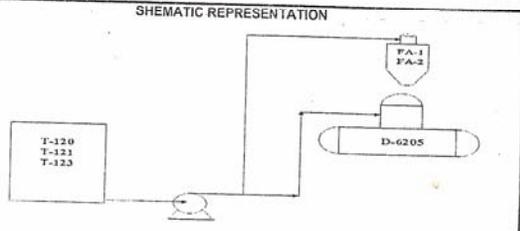
Fecha	Flujo gas combustible Caldera 1 (Mpie <sup>3</sup> /h)	Flujo gas combustible Caldera 2 (Mpie <sup>3</sup> /h)	Flujo gas combustible Caldera 3 (Mpie <sup>3</sup> /h)	Flujo gas combustible Caldera 4 (Mpie <sup>3</sup> /h)
14/05/2007	67,83	67,48	57,01	68,77
15/05/2007	67,32	67,14	65,26	72,81
16/05/2007	80,71	77,04	71,22	80,32
17/05/2007	72,69	67,52	59,83	68,68
18/05/2007	67,14	61,32	53,67	62,48
19/05/2007	66,24	60,52	53,71	61,66
20/05/2007	65,54	59,76	55,02	60,89
21/05/2007	65,04	59,25	54,54	60,39
22/05/2007	65,57	59,92	55,18	60,55
23/05/2007	67,51	61,77	57,03	62,39
24/05/2007	66,38	60,57	55,86	63,08
25/05/2007	66,92	61,28	56,52	63,77
26/05/2007	66,58	60,99	56,15	63,37
27/05/2007	66,72	61,17	56,33	63,52
28/05/2007	66,14	60,54	55,68	62,9
29/05/2007	65,61	60,03	55,17	61,59
30/05/2007	65,67	59,19	52,84	67,5
31/05/2007	67,54	60,50	53,15	67,26
01/06/2007	65,07	56,68	50,72	64,34
02/06/2007	66,23	58,38	53,97	62,32
03/06/2007	65,87	59,99	58,32	65,89
04/06/2007	65,00	59,02	57,51	66,41
05/06/2007	64,34	58,40	56,92	65,80
06/06/2007	66,41	60,56	59,02	66,27
07/06/2007	68,66	60,75	59,26	67,20
08/06/2007	67,50	59,46	57,88	68,05
09/06/2007	65,47	57,41	55,93	67,78
10/06/2007	66,78	59,75	57,15	68,98
11/06/2007	65,56	60,84	56,43	68,27
12/06/2007	66,49	61,94	57,55	69,36
13/06/2007	68,61	64,11	59,73	74,47
14/06/2007	84,37	76,76	70,92	81,42
15/06/2007	70,60	67,05	61,16	71,11
16/06/2007	66,76	63,15	57,25	67,20
17/06/2007	64,61	61,05	55,12	65,06
18/06/2007	63,21	59,62	53,76	63,70
19/06/2007	65,19	61,65	56,80	65,52
20/06/2007	64,83	61,24	56,65	65,10
21/06/2007	65,47	61,93	57,36	65,82
22/06/2007	65,86	62,34	57,71	66,20
23/06/2007	64,81	61,30	56,73	65,17
24/06/2007	64,03	60,41	55,79	64,27
25/06/2007	65,8	62,25	57,64	66,11
26/06/2007	71,61	67,51	63,81	72,98

**Tabla B.6 Valores del flujo de gas combustible consumidos por las calderas 1/2/3/4. (Continuación).**

Fecha	Flujo gas combustible Caldera 1 (Mpie <sup>3</sup> /h)	Flujo gas combustible Caldera 2 (Mpie <sup>3</sup> /h)	Flujo gas combustible Caldera 3 (Mpie <sup>3</sup> /h)	Flujo gas combustible Caldera 4 (Mpie <sup>3</sup> /h)
27/06/2007	73,29	68,84	65,08	74,55
28/06/2007	67,68	63,84	61,89	69,81
29/06/2007	68,53	64,64	62,72	70,63
30/06/2007	66,95	63,31	64,58	72,48
01/07/2007	63,83	61,40	65,34	73,23
02/07/2007	63,35	64,73	66,26	70,86
03/07/2007	62,99	60,40	54,69	84,26
04/07/2007	61,55	61,47	54,03	84,64
05/07/2007	61,13	61,17	60,88	71,17
06/07/2007	61,71	63,19	60,07	71,11
07/07/2007	61,00	63,88	56,49	70,38
08/07/2007	60,36	63,19	55,82	69,65
09/07/2007	59,13	63,34	55,94	69,76
10/07/2007	57,37	61,68	54,30	68,12
11/07/2007	59,94	61,23	56,77	70,62
12/07/2007	59,16	59,90	56,02	69,76
13/07/2007	64,20	59,33	55,94	69,22
14/07/2007	65,26	63,62	54,14	67,44
15/07/2007	65,2	62,45	54,23	66,75
16/07/2007	68,00	63,56	57,58	67,88
17/07/2007	67,29	62,76	56,84	67,11
18/07/2007	66,37	62,02	56,10	66,40
19/07/2007	65,31	61,02	55,05	67,55
20/07/2007	63,48	58,06	53,09	66,29
21/07/2007	63,88	58,40	53,51	66,62
22/07/2007	64,88	59,44	54,60	64,54
23/07/2007	64,67	59,21	54,35	66,98
24/07/2007	69,10	65,86	58,98	53,77
25/07/2007	63,58	59,49	54,18	73,83
26/07/2007	64,63	61,05	55,21	80,62
27/07/2007	67,62	65,62	61,56	81,18
28/07/2007	68,14	64,54	60,47	88,53
29/07/2007	3,04	79,57	79,51	103,33
30/07/2007	0,16	78,21	88,56	99,68
<b>Promedio</b>	<b>66,23</b>	<b>63,83</b>	<b>59,15</b>	<b>68,07</b>

ANEXO C

<b>DPI</b> DIVISION DE PROCESOS INELECTRA				PDVSA DOC No. 9510UD22DPC0110 INELECTRA DOC No 1016-60-P01-TEC-007		Rev.2		
CLIENT PDVSA	<b>CENTRIFUGAL PUMP</b>	Rev.	Date	By	Chkd.	App.	Page	
LOCATION PUERTO LA CRUZ REFINERY		0 11-06-01 VA EA I.S	1 29-06-01 VA EA IS	2 29-06-01 VA EA IS	3	4	5	1/1
UNIT BOILER FEED WATER PUMP AND DEMINERALIZED WATER PUMP								
1								
2 ITEM NUMBER G-6204 A/B								
3 NUMBER REQUIRED 2								
4 TITLE DEMINERALIZED WATER PUMP								
5 TYPE CENTRIFUGAL								
6 CASE DESIGN								
7 SERVICE FEED TO DEAREATOR (D-6205)								
8								
9 PRODUCT DEMINERALIZED WATER								
10 AUTO-IGNITION TEMPERATURE *F								
11 CORROSIVE OR EROSION YES								
12 NORMAL TEMPERATURE *F		85						
13 VISCOSITY @ T Cp		0.8						
14 VAPOR PRESSURE @ T psia		0.7						
15 SPECIFIC GRAVITY (60/60)		1.000						
16 SPECIFIC GRAVITY @ T		0.995						
17 NORMAL FLOW GPM		289						
18 RATED FLOW GPM		470						
19 MINIMUM FLOW GPM		231						
20								
21 AT RATED FLOW								
22 DISCHARGE PRESSURE psia		95.7						
23 SUCTION VESSEL PRESSURE psig		0						
24 PUMP SUCTION FLANGE PRESSURE psia		8.3						
25 DIFFERENTIAL PRESSURE psi		87.4						
26 LLLL ELEVATION USED ft		4.3						
27 SUCTION LINE PRESSURE DROP psi		6.7						
28 SUCTION FLANGE ELEV. FROM TOP OF FOUNDATION (NOTE 1) ft		2						
29 DIFFERENTIAL HEAD ft		202.7						
30 AVAIL. NPSH AT PUMP SUCT. FLANGE CENTER LINE (NOTE 2) ft		15.6						
31								
32 HYDRAULIC POWER hp		24						
33 SHAFT POWER hp								
34 ELECTRIC CONSUMPTION kW								
35 RISE TO SHUT OFF %								
36								
37 DESIGN TEMPERATURE *F		145						
38 SUCTION DESIGN PRESSURE psig		50						
39 MINIMUM DESIGN METAL TEMPERATURE *F								
40								
41 MATERIAL								
42								
43 DRIVER TYPE: ELECTRICAL MOTOR								
44 NORMAL								
45 SPARE								
46 SPEED CONTROL yes / no NO								
47 OPEN VALVE START-UP yes / no NO								
48								
49 MINIMUM FLOW MODE NONE								
50 MINIMUM FLOW GPM 190								
51								
52								
53								
54								
55								
56 NOTES:								
57 1.- FOUNDATION ELEVATION IS 1 FT FROM GRADE								
58 2.- NPSH AVAILABLE INCLUDE 2 FT OF SECURITY MARGIN								
59								
60								
61								
62								
PROPRIETARY AND CONFIDENTIAL DATA								



INSTRUMENTOS

FLUJORA

Hoja de Instrumentos  
Valves

Proyecto: VA Obras Complementarias  
 Cliente: PD  
 No. Proy: 10  
 Planta: Desagüador de Agua para Calderas  
 Ubicación: Refinería Pto.La Cruz-Edo. Anzoátegui

Req.No.	N.º de Proyecto: DFC298-				
P.O. No.	101970101 TEC-006				
REV	FECHA	ELB	REV	APB	REVISION
0	Mar-01	IB/GF	AB	IS	Emission Original
1	Julio-01	IB/GF	AB	IS	Incorporados Comentarios
2	Julio-01	IB/GF	AB	IS	-probado para instalación

GENERAL				PROCESS DATA			
Tag No.	LV-62210			Service Conditions			
Service	AGUA DESMINERALIZADA			Units	MAX	NOR	MIN
P&ID	95100D21DP20901			Flowrate	LB/H	695625	242555
Line No/Vessel	CL-62-4813-MS-35-8"			Inlet Pressure	PSIG	60.6	92.2
Line Size/Sch	8"/ 10S			Diff. Pressure	PSI	5	5.7
Line Insulation				Oper. Temperature	F	120	120
BODY				Allow./Predicted	dBA	85	85
*Type	BUTTERFLY			*Travel	%		
*Body Size	*Port Size	3"		*Required Cv		54	48
*Guiding	No.Ports						16
End Connect.	Rating	WAFER 150#		Max. Temperature	F	170	
Lubricator	Isolating Valve			Max Shut-off dP	PSI	54.5	
*Body Material	CARBON STEEL			Fluid	CONDENSADO FRIO		
*Packing Material				Fluid State	LIQUID		
*Type Bonnet				Density/ SG / MW	61.7	61.7	61.7
*Rated Cv	256			Viscosity / SH ratio (Cp)	0.58	0.58	0.58
*Trim Type/Form	EQ%			Vapor Pressure Pv (PSIA)	1.7	1.7	1.7
*Plug / Ball / Disc Material				Critical Pressure Pc (PSIA)	3208.2	3208.2	3208.2
*Seat Material				Critical Temperature Tc (F)			
*Stem Material				Compressibility			
Max. Allow. Sound Level dbA	85						
ANSI Leakage Class	IV			SOLENOID VALVE			
*Manufacturer	FISHER O SIMILAR			Tag No.			
*Model No.	9500			Quantity			
ACTUATOR				*Body size	*Port size		
Type	SPRING&DIAPHRAGM			Filt. Req.	Gages		
*Model No. and Size	1052			Type			
*Close at	*Open at	20 madc   4 madc		Enclosure			
Fail Position	OPEN			Voltage/Freq			
Handwheel/Override	NONE			Conduit Conn			
Air Supply Press. (Min/Nor/Max)				Air Supply Pressure			
Speed Control	NO			Manual Reset			
Mech Position	NO			De-Energized Position			
Position Switch	NO			Solenoid notes			
I/P CONVERTER - POSITIONER				POSITION SW.			
I/P Tag No.	LY-62202			Tag No.			
Type	ELECTRO-NEUMATIC			Type			
Gauges	YES			Contacts/Rating			
Bypass	YES			Quantity			
Airset w/gauge	67CFR			Actuation Points			
Manufacturer & Model No	FISHER DVCS010			Electrical Area Classification			

\* Information supplied by manufacturer unless already specified.

- Notes
- 1.- Vendor must verify and confirm full model number for each item
  - 2.- Vendor shall confirm that all specified parameters are acceptable for proper operation for the specified service
  - 3.- Valve and accessories to be supplied fully assembled with 316SS tubing and fittings.
  - 4.-Face to face dimensions shall conform to ASME B16.10
  - 5.-Flanges shall conform to ASME B16.34



**PDVSA**  
Manufactura y Mercadeo

## Nota de Inspección

Para: SUPTE. SERVICIOS INDUSTRIALES (RFCGO3) No.: 275-98

De: SUPTE. DE SERVICIOS TÉCNICOS (RFCGT4). Fecha: 06-09-98

Asunto: INSPECCIÓN GENERAL TANQUE 121 – PLANTA DE SERVICIOS RPLC.

### I.- CARACTERÍSTICAS DEL TANQUE:

- Servicio : Agua de Calderas
- Dimensiones (DxH) : 30x30 pie
- Capacidad (Bbls) : 3.700 .
- Año de Construcción : 1.950
- Tipo de Techo : Abierto
- Material del Casco : ASTM A-36

### II.- ANTECEDENTES

En 1.977 el tanque se sacó de servicio y los trabajos de mayor relevancia fueron: Reparación del cuerpo (se instalaron parches), relleno de picaduras e instalación de parches en el piso, reemplazo del niple de  $\frac{3}{4}$ "Ø del toma muestras. Finalmente el cuerpo y piso se pintaron con un sistema epóxico (parte interna).

En 1.986 se sacó de servicio. Se soldaron parches en el piso, se rellenaron picaduras tanto en el piso como en el cuerpo y se pintó con Aducto Amina en la parte interna. Externamente se pintó con un sistema expóxico.

En 1.993 se recomendó reemplazar las tuberías de 6" y 8"Ø que se conectan al tanque, por presentar perforaciones por corrosión interna. Pendiente por realizar.

En 1.998 el tanque se sacó de servicio por presentar perforaciones en la pared.

### III.- RESULTADOS DE LA INSPECCIÓN

#### A.- PARED:

##### 1.- Parte externa

- a.- Existen seis (6) perforaciones por corrosión interna: Dos (2) en el primer anillo, una (1) en el segundo, una (1) en el tercero y dos (2) en el cuarto.
- b.- Las boquillas asociadas al tanque presentan perforaciones y parches instalados debido a corrosión interna y no cumplen con los detalles de construcción recomendados por la Norma API 650. Cabe señalar que en la NDI 238-98 de fecha 30/07/98 se recomendó su reemplazo.

## INFORME DE INSPECCION

De: A. Ramírez

Fecha: 04-09-86

A: A. Hernández

Informe N° 104

**ASUNTO:** INSPECCION TANQUE 122 - PLANTA DE SERVICIOS

### ESPECIFICACIONES DEL TANQUE 122

Año de construcción:	1.949
Dimensiones (D x H):	30' x 30'
Capacidad:	3.700 bbls.
Servicio:	Condensado

El tanque en referencia fué sacado de servicio para inspección y reparación general, siendo la última reparación realizada en el año 1.977.

A continuación se indican los resultados de la inspección actual:

CASCO: Presenta ligera corrosión internamente, con pequeñas picaduras. La pintura se observó abombada y degradada, así como inexistente en muchas áreas. Los espesores medidos indican una pérdida máxima por corrosión de apenas 1,35 mm. (Espesor original de las planchas: 6,35 mm.). Externamente se observó deterioro de la pintura y corrosión en la parte inferior del primer anillo, a causa de acumulación de tierra sobre éste.

PISO: El fondo presenta un revestimiento de resina poliéster isoftálica reforzada con fibra de vidrio. Este se encontró en mal estado, observándose degradación de la resina y bajos espesores; así como abombamientos, porosidades y agrietamientos, producto de una mala aplicación, que han causado corrosión debajo del revestimiento.

**ANEXO D: Coeficientes de resistencias para los accesorios presentes en los tramos de tubería**

<b>Tramo</b>	<b>Tipo de Accesorios</b>	<b>Cantidad</b>	<b>K</b>
<b>Tramo 1</b>	Entrada	1	0,50
	Codos 90°	7	30.f
	T run	4	20.f
	T branch	4	60.f
	Válvula Mariposa	3	45.f
	Válvula Check	1	100.f
<b>Tramo 2</b>	Codos 90°	5	30.f
	Codos 45°	1	16.f
	T run	1	20.f
	T branch	2	60.f
	Válvula Mariposa	2	45.f
	Válvula Check	1	100.f
	Expansión 6"x8"	1	$\frac{(1 - (\beta^2))^2}{\beta^4}$
<b>Tramo 3</b>	Codos 90°	14	30.f
	Codos 45°	1	16.f
	T run	2	20.f
	Válvula Mariposa	5	45.f
	Válvula de Control	1	-
	Contracción 8"x4"	1	$\frac{0,50(1 - \beta^2)\sqrt{\text{sen}(\alpha/2)}}{\beta^4}$
Salida	1	1,00	

<b>Tramo 4</b>	Entrada	1	0,50
	Codos 90°	2	30.f
	T branch	1	60.f
	Contracción 8"x6"	1	$\frac{0,50(1 - \beta^2) \sqrt{\text{sen}(\alpha / 2)}}{\beta^4}$
<b>Tramo 5</b>	Codos 90°	5	30.f
	T run	5	20.f
	T branch	1	60.f
	Válvula Mariposa	1	45.f
	Válvula Compuerta	2	8.f
<b>Tramo 6</b>	Codos 90°	4	30.f
	T run	1	20.f
	T branch	3	60.f
	Válvula Check	1	100.f
	Válvula Compuerta	2	8.f
	Placa de Orificio	1	8.f
	Expansión 2"x6"	1	$\frac{(1 - (\beta^2))^2}{\beta^4}$
<b>Tramo 7</b>	Codos 90°	5	30.f
	T run	2	20.f
	Válvula Check	1	100.f
	Válvula Compuerta	4	8.f
	Válvula de Control	-	-
	Salida	1	1,00

<b>Tramo 8</b>	Entrada	1	0,50
	Codos 90°	4	30.f
	T run	1	20.f
	T branch	1	60.f
	Válvula Compuerta	1	8.f
	Contracción 12"x10"	1	$\frac{0,50(1-\beta^2)\sqrt{\text{sen}(\alpha/2)}}{\beta^4}$
<b>Tramo 9</b>	Codos 90°	8	30.f
	T branch	4	60.f
	Válvula Compuerta	2	8.f
	Contracción 10"x8"	1	$\frac{0,50(1-\beta^2)\sqrt{\text{sen}(\alpha/2)}}{\beta^4}$
<b>Tramo 10</b>	Codos 90°	3	30.f
	T run	2	20.f
	T branch	1	60.f
	Válvula Check	1	100.f
	Expansión 6"x8"	1	$\frac{(1-(\beta^2))^2}{\beta^4}$
<b>Tramo 11</b>	Codos 90°	6	30.f
	T run	5	20.f
	Válvula Compuerta	2	8.f
	Válvula de Control	1	-
	Placa de Orificio	1	8.f

## ANEXO E

**TABLA A.1.1.1.1 Agua saturada: tabla de temperatura (unidades SI)**

Temp. °C <i>T</i>	Presión kPa, MPa <i>P</i>	Volumen específico, m <sup>3</sup> /kg		Energía interna, kJ/kg			Entalpía, kJ/kg			Entropía, kJ/kg·K			
		Líquido saturado <i>v<sub>f</sub></i>	Vapor saturado <i>v<sub>g</sub></i>	Líquido saturado <i>u<sub>f</sub></i>	Exp. saturado <i>u<sub>fg</sub></i>	Vapor saturado <i>u<sub>g</sub></i>	Líquido saturado <i>h<sub>f</sub></i>	Exp. saturado <i>h<sub>fg</sub></i>	Vapor saturado <i>h<sub>g</sub></i>	Líquido saturado <i>s<sub>f</sub></i>	Exp. saturado <i>s<sub>fg</sub></i>	Vapor saturado <i>s<sub>g</sub></i>	
0.01	0.6113	0.001000	206.132	0.00	2375.3	2375.3	0.00	2501.3	2501.3	2501.3	0.0000	9.1562	9.1562
5	0.8721	0.001000	147.118	20.97	2361.3	2382.2	20.98	2489.6	2510.5	0.0761	8.9496	9.0257	
10	1.2276	0.001000	106.377	41.99	2347.2	2389.2	41.99	2477.7	2519.7	0.1510	8.7498	8.9007	
15	1.7051	0.001001	77.925	62.98	2333.1	2396.0	62.98	2465.9	2528.9	0.2245	8.5569	8.7813	
20	2.3385	0.001002	57.790	83.94	2319.0	2402.9	83.94	2454.1	2538.1	0.2966	8.3706	8.6671	
25	3.1691	0.001003	43.359	104.86	2304.9	2409.3	104.87	2442.3	2547.2	0.3673	8.1905	8.5579	
30	4.2461	0.001004	32.893	125.77	2290.8	2416.6	125.77	2430.5	2556.2	0.4369	8.0164	8.4333	
35	5.6280	0.001006	25.216	146.65	2276.7	2423.4	146.66	2418.6	2565.3	0.5052	7.8478	8.3530	
40	7.3837	0.001008	19.523	167.53	2262.6	2430.1	167.54	2406.7	2574.3	0.5724	7.6845	8.2569	
45	9.5929	0.001010	15.258	188.41	2248.4	2436.8	188.42	2394.8	2583.2	0.6386	7.5261	8.1547	
50	12.350	0.001012	12.032	209.30	2234.2	2443.5	209.31	2382.7	2592.1	0.7037	7.3725	8.0462	
55	15.758	0.001015	9.568	230.19	2219.9	2450.	230.20	2370.7	2600.9	0.7679	7.2234	7.9212	
60	19.941	0.001017	7.671	251.09	2205.5	2456.6	251.11	2358.5	2609.8	0.8311	7.0784	7.7905	
65	25.038	0.001020	6.197	272.00	2191.1	2463.1	272.03	2346.2	2618.2	0.8934	6.9375	7.6509	
70	31.188	0.001023	5.042	292.93	2176.6	2469.5	292.96	2333.8	2626.8	0.9548	6.8004	7.5152	
75	38.578	0.001026	4.131	313.87	2162.0	2475.9	313.91	2321.4	2635.3	1.0154	6.6670	7.3824	
80	47.390	0.001029	3.407	334.84	2147.4	2482.2	334.88	2308.8	2643.7	1.0752	6.5369	7.2521	
85	57.834	0.001032	2.828	355.82	2132.6	2488.4	355.88	2296.0	2651.9	1.1342	6.4102	7.1244	
90	70.139	0.001036	2.361	376.83	2117.7	2494.5	376.90	2283.2	2660.1	1.1924	6.2866	7.0000	
95	84.554	0.001040	1.982	397.86	2102.7	2500.6	397.94	2270.2	2668.1	1.2500	6.1657	6.8788	
100	101.325	0.001044	1.6729	418.91	2087.6	2506.5	419.02	2257.0	2675.0	1.3068	6.0489	6.7548	

TABLE A.1.1SI (Continuation) *Propiedades termodinámicas del agua (unidades SI)*  
 TABLE A.1.1SI *Agua saturada: tabla de temperatura (unidades SI)*

Temp. °C <i>T</i>	Presión Mpa <i>p</i>	Volumen específico, m <sup>3</sup> /kg		Energía interna, kJ/kg			Entalpía, kJ/kg			Entropía, kJ/kg K		
		Líquido saturado <i>v<sub>f</sub></i>	Vapor saturado <i>v<sub>g</sub></i>	Líquido saturado <i>u<sub>f</sub></i>	Evap. saturado <i>u<sub>fg</sub></i>	Vapor saturado <i>u<sub>g</sub></i>	Líquido saturado <i>h<sub>f</sub></i>	Evap. saturado <i>h<sub>fg</sub></i>	Vapor saturado <i>h<sub>g</sub></i>	Líquido saturado <i>s<sub>f</sub></i>	Evap. saturado <i>s<sub>fg</sub></i>	Vapor saturado <i>s<sub>g</sub></i>
105	0.12082	0.001047	1.4194	440.00	2072.3	2512.3	440.13	2243.7	2683.8	1.3629	5.9328	7.2958
110	0.14328	0.001052	1.2102	461.12	2057.0	2518.1	461.27	2230.2	2691.5	1.4184	5.8202	7.2386
115	0.16906	0.001056	1.0366	482.28	2041.4	2523.7	482.46	2216.5	2699.0	1.4733	5.7100	7.1832
120	0.19853	0.001060	0.8919	503.48	2025.8	2529.2	503.69	2202.6	2706.3	1.5275	5.6020	7.1295
125	0.2321	0.001065	0.77059	524.72	2009.9	2534.6	524.96	2188.5	2713.5	1.5812	5.4962	7.0774
130	0.2701	0.001070	0.66850	546.00	1993.9	2539.9	546.29	2174.2	2720.5	1.6343	5.3925	7.0269
135	0.3130	0.001075	0.58217	567.34	1977.7	2545.0	567.67	2159.6	2727.3	1.6869	5.2907	6.9777
140	0.3613	0.001080	0.50885	588.72	1961.3	2550.0	589.11	2144.8	2733.9	1.7390	5.1908	6.9298
145	0.4154	0.001085	0.44632	610.16	1944.7	2554.9	610.61	2129.6	2740.3	1.7906	5.0926	6.8832
150	0.4759	0.001090	0.39278	631.66	1927.9	2559.5	632.18	2114.3	2746.4	1.8417	4.9960	6.8378
155	0.5431	0.001096	0.34676	653.23	1910.8	2564.0	653.82	2098.6	2752.4	1.8924	4.9010	6.7934
160	0.6178	0.001102	0.30706	674.85	1893.5	2568.4	675.53	2082.6	2758.1	1.9426	4.8075	6.7501
165	0.7005	0.001108	0.27269	696.55	1876.0	2572.5	697.32	2066.2	2763.5	1.9924	4.7153	6.7078
170	0.7917	0.001114	0.24283	718.31	1858.1	2576.5	719.20	2049.5	2768.7	2.0418	4.6244	6.6663
175	0.8920	0.001121	0.21680	740.16	1840.0	2580.2	741.16	2032.4	2773.6	2.0909	4.5347	6.6256
180	1.0022	0.001127	0.19405	762.08	1821.6	2583.7	763.21	2015.0	2778.2	2.1395	4.4461	6.5857
185	1.1227	0.001134	0.17409	784.08	1802.9	2587.0	785.36	1997.1	2782.4	2.1878	4.3586	6.5464
190	1.2544	0.001141	0.15654	806.17	1783.8	2590.0	807.61	1978.8	2786.4	2.2358	4.2720	6.5078
195	1.3978	0.001149	0.14105	828.36	1764.4	2592.8	829.96	1960.0	2790.0	2.2835	4.1863	6.4697
200	1.5538	0.001156	0.12736	850.64	1744.7	2595.3	852.43	1940.7	2793.2	2.3308	4.1014	6.4322
205	1.7230	0.001164	0.11521	873.02	1724.5	2597.5	875.03	1921.0	2796.0	2.3779	4.0172	6.3951
210	1.9063	0.001173	0.10441	895.51	1703.9	2599.4	897.75	1900.7	2798.5	2.4247	3.9337	6.3584
215	2.1042	0.001181	0.09479	918.12	1682.9	2601.1	920.61	1879.9	2800.5	2.4713	3.8507	6.3221
220	2.3178	0.001190	0.08619	940.85	1661.5	2602.3	943.77	1858.5	2802.1	2.5177	3.7683	6.2860

Temp. °C $T$	Presión Mpa $P$	Volumen específico, m <sup>3</sup> /kg		Energía interna, kJ/kg			Entalpia, kJ/kg			Entropía, kJ/kg·K		
		Líquido saturado $v_f$	Vapor saturado $v_g$	Líquido saturado $u_f$	Evap. $u_{fg}$	Vapor saturado $u_g$	Líquido saturado $h_f$	Evap. $h_{fg}$	Vapor saturado $h_g$	Líquido saturado $s_f$	Evap. $s_{fg}$	Vapor saturado $s_g$
225	2.5477	0.001199	0.07849	963.72	1639.6	2503.3	966.77	1836.5	2803.3	2.5639	3.6863	6.2502
230	2.7949	0.001209	0.07158	986.72	1617.2	2503.9	990.10	1813.8	2803.9	2.6099	3.6047	6.2146
235	3.0601	0.001219	0.06536	1009.88	1594.2	2504.1	1013.61	1790.5	2804.1	2.6557	3.5233	6.1791
240	3.3442	0.001229	0.05976	1033.19	1570.8	2503.9	1037.31	1766.5	2803.8	2.7015	3.4422	6.1436
245	3.6482	0.001240	0.05470	1056.69	1546.7	2503.4	1061.21	1741.7	2802.9	2.7471	3.3612	6.1083
250	3.9730	0.001251	0.05013	1080.37	1522.0	2502.4	1085.34	1716.2	2801.5	2.7927	3.2802	6.0729
255	4.3195	0.001263	0.04598	1104.26	1496.7	2500.9	1109.72	1689.8	2799.5	2.8382	3.1992	6.0374
260	4.6886	0.001276	0.04220	1128.37	1470.6	2500.0	1134.35	1662.5	2796.9	2.8837	3.1181	6.0018
265	5.0813	0.001289	0.03877	1152.72	1443.9	2505.6	1159.27	1634.3	2793.6	2.9293	3.0368	5.9661
270	5.4937	0.001302	0.03564	1177.33	1416.3	2503.7	1184.49	1605.2	2789.7	2.9750	2.9551	5.9301
275	5.9418	0.001317	0.03279	1202.23	1387.9	2500.2	1210.05	1574.9	2785.0	3.0208	2.8730	5.8937
280	6.4117	0.001332	0.03017	1227.43	1358.7	2505.1	1235.97	1543.6	2779.5	3.0667	2.7903	5.8570
285	6.9094	0.001348	0.02777	1252.98	1328.4	2501.4	1262.29	1511.0	2773.3	3.1129	2.7069	5.8198
290	7.4360	0.001366	0.02557	1278.89	1297.1	2505.0	1289.04	1477.1	2766.1	3.1593	2.6227	5.7821
295	7.9928	0.001384	0.02354	1305.21	1264.7	2502.9	1316.27	1441.8	2758.6	3.2061	2.5375	5.7436
300	8.5810	0.001404	0.02167	1331.97	1231.0	2503.0	1344.01	1404.9	2748.9	3.2533	2.4511	5.7044
305	9.2018	0.001425	0.01995	1359.22	1195.9	2505.2	1372.33	1366.4	2738.7	3.3009	2.3633	5.6642
310	9.8566	0.001447	0.01835	1387.03	1159.4	2505.4	1401.29	1326.0	2727.3	3.3492	2.2737	5.6229
315	10.547	0.001472	0.01687	1415.44	1121.1	2505.6	1430.97	1283.5	2714.4	3.3981	2.1821	5.5803
320	11.274	0.001499	0.01549	1444.55	1080.9	2525.5	1461.45	1238.6	2700.1	3.4479	2.0882	5.5361
330	12.845	0.001561	0.012996	1505.24	993.7	2498.9	1525.29	1140.6	2665.8	3.5506	1.8909	5.4416
340	14.586	0.001638	0.010797	1570.26	894.3	2464.5	1594.15	1037.9	2622.0	3.6593	1.6763	5.3556
350	16.514	0.001740	0.008813	1641.81	775.6	2413.4	1670.54	893.4	2563.9	3.7776	1.4336	5.2111
360	18.651	0.001892	0.006945	1725.19	626.3	2351.5	1760.48	720.5	2481.0	3.9146	1.1379	5.0525
370	21.028	0.002213	0.004926	1843.84	384.7	2223.5	1890.37	441.8	2332.1	4.1104	0.6868	4.7972
374.14	22.089	0.003155	0.003155	2029.58	0	2029.6	2099.26	0	2099.3	4.4297	0	4.4297

TABLE A.1.3SI (Continuación) Vapor de agua sobrecalentado (unidades SI)

T	P = 2.50 MPa (223.99)					P = 3.00 MPa (27.90)					P = 3.50 MPa (242.60)					
	v	u	h	s	v	u	h	s	v	u	h	s	v	u	h	s
800	0.19716	3655.3	4148.2	8.0720	0.16414	3653.6	4146.0	7.9862	0.14056	3651.8	4143.8	7.9135	0.11971	3650.1	4142.1	7.8488
900	0.21590	3847.9	4387.6	8.2853	0.17980	3846.5	4385.9	8.1999	0.15402	3845.0	4384.1	8.1275	0.13828	3843.3	4381.4	8.0551
1000	0.23458	4046.7	4633.1	8.4860	0.19541	4045.4	4631.6	8.4009	0.16743	4044.1	4630.1	8.3288	0.15719	4042.8	4628.5	8.2566
1100	0.25322	4251.5	4884.6	8.6761	0.21098	4250.3	4883.3	8.5914	0.18080	4249.1	4881.9	8.5191	0.17720	4247.7	4880.3	8.4468
1200	0.27185	4462.1	5141.7	8.8569	0.22652	4460.9	5140.5	8.7719	0.19415	4459.8	5139.3	8.7000	0.20000	4458.6	5137.9	8.6250
1300	0.29046	4677.8	5404.0	9.0291	0.24206	4676.6	5402.8	8.9442	0.20749	4675.5	5401.7	8.8723	0.21500	4674.3	5400.5	8.8009
P = 4.00 MPa (250.40)																
Sat.	0.04978	2602.3	2801.4	6.0700	0.04406	2600.0	2798.3	6.0198	0.03944	2597.1	2794.3	5.9733	0.03482	2594.3	2790.3	5.9278
275	0.05457	2667.9	2886.2	6.2284	0.04730	2650.3	2863.1	6.1401	0.04141	2631.2	2838.3	6.0543	0.03719	2612.1	2813.2	5.9733
300	0.05884	2725.3	2960.7	6.3614	0.05135	2712.0	2943.1	6.2827	0.04532	2697.9	2924.5	6.2083	0.04117	2678.8	2905.0	6.1288
350	0.06645	2826.6	3092.4	6.5820	0.05840	2817.8	3080.6	6.5130	0.05194	2808.7	3068.4	6.4492	0.05781	2799.6	3056.2	6.3750
400	0.07341	2919.9	3213.5	6.7689	0.06475	2913.3	3204.7	6.7646	0.05781	2900.6	3195.6	6.6458	0.06330	2891.5	3181.7	6.8185
450	0.08003	3010.1	3330.2	6.9362	0.07074	3004.9	3323.2	6.8745	0.06857	2999.6	3316.1	6.8185	0.07869	2990.9	3307.0	7.0000
500	0.08643	3099.5	3445.2	7.0900	0.07651	3095.2	3439.5	7.0300	0.07869	3090.9	3433.8	6.9758	0.08449	3082.1	3428.1	7.2588
600	0.09885	3279.1	3674.4	7.3688	0.08765	3274.0	3670.5	7.3109	0.08849	3273.0	3666.5	7.2588	0.10911	3264.1	3657.7	7.5122
700	0.11095	3462.1	3905.9	7.6198	0.09847	3459.9	3903.0	7.5631	0.08849	3457.7	3900.1	7.5122	0.11707	3448.0	3891.2	7.7440
800	0.12287	3650.1	4141.6	7.8502	0.10911	3648.4	4139.4	7.7942	0.09811	3646.6	4137.2	7.7440	0.13013	3637.3	4128.1	8.0000
900	0.13469	3843.6	4382.3	8.0647	0.11965	3842.1	4380.6	8.0091	0.10762	3840.7	4378.8	7.9593	0.13013	3831.4	4370.0	8.2667
1000	0.14645	4042.9	4628.7	8.2661	0.13013	4041.6	4627.2	8.2108	0.11707	4040.3	4625.7	8.1612	0.14056	4031.4	4616.8	8.5191
1100	0.15817	4248.0	4880.6	8.4566	0.14056	4246.8	4879.3	8.4014	0.12648	4245.6	4878.0	8.3519	0.15098	4237.3	4870.0	8.7719
1200	0.16987	4458.6	5138.1	8.6376	0.15098	4457.4	5136.9	8.5824	0.13587	4456.3	5135.7	8.5330	0.16139	4448.0	5127.9	9.0291
1300	0.18156	4674.3	5400.5	8.8099	0.16139	4673.1	5399.4	8.7548	0.14526	4672.0	5398.2	8.7055	0.17200	4664.8	5390.0	9.0291
P = 6.00 MPa (275.64)																
Sat.	0.03244	2589.7	2784.3	5.8891	0.02737	2580.5	2772.1	5.8132	0.02352	2569.8	2757.9	5.7431	0.02352	2560.9	2743.0	5.6730
300	0.03616	2667.2	2884.2	6.0673	0.02947	2632.1	2838.4	5.9504	0.02426	2590.9	2785.0	5.7905	0.02995	2577.7	2771.3	5.7129
350	0.04223	2789.6	3043.0	6.3334	0.03524	2769.3	3016.0	6.2282	0.02995	2747.7	2987.3	6.1300	0.03432	2734.6	2964.2	6.0517
400	0.04739	2892.8	3177.2	6.5407	0.03993	2878.6	3158.1	6.4477	0.03432	2863.8	3138.3	6.3633	0.03817	2849.0	3118.5	6.2700
450	0.05214	2988.9	3301.8	6.7192	0.04416	2977.9	3287.0	6.6326	0.03817	2966.7	3272.0	6.5550	0.04175	2951.6	3256.4	6.4723
500	0.05665	3082.2	3422.1	6.8802	0.04814	3073.3	3410.3	6.7974	0.04175	3064.3	3398.3	6.7239	0.04526	3049.2	3383.2	6.6978



DEPARTAMENTO DE LABORATORIO  
 CALIDADES PROMEDIOS DIARIAS  
 PERIODO: 01/04/2007 AL 30/07/2007  
 UNIDAD: 42 PIANTA ELECT.  
 PRODUCTO: 42 21 GAS NATURAL CALDERAS

Puerto La Cruz, 29/10/2007 03:09 PM

1 / 1

ANALISIS	Unidad	Numero:										PROMEDIO	MIN	MAX	
		11/04/2007	25/04/2007	02/05/2007	23/05/2007	28/05/2007	06/06/2007	13/06/2007	SN	ENERADOR #	S/N				
DESCRIPCION/Barco:															
PESO MOLECULAR	%MOLAR	20.1822	19.3922	19.8347	19.7531	19.6616	20.3013	20.5968	19.9602714	19.3922	20.5968				
VALOR CALORIF. NETO	BTU/PC	927.4462	894.2689	913.8621	910.8846	862.6019	812.3237	890.7472	887.4478	812.3237	927.4462				
VALOR CALORIF. BRUTO	BTU/PC	1078.742	1039.0881	1060.6327	1053.59	999.9788	947.1761	1037.0994	1030.90101	947.1761	1078.742				
1,3 BUTADIENO	%MOLAR	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0				
1-BUTENO	%MOLAR	.021	.0016	0	0	0	.0095	.1375	.024228571	0	.1375				
C6+	%MOLAR	.029	.0132	.013	.0171	.009	.0204	.0824	.0263	.009	.0824				
CIS-2-BUTENO	%MOLAR	.017	.0012	0	0	0	.0089	.1004	0.18214286	0	.1004				
CO	%MOLAR	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0				
CO2	%MOLAR	7.471	7.862	7.945	7.558	7.719	7.397	7.3652	7.6085714	7.3397	7.945				
ETANO	%MOLAR	7.525	7.4175	7.363	7.1568	7.088	6.6761	6.9432	7.16708571	6.6761	7.525				
ETENO	%MOLAR	.817	.0063	0	0	0	.1984	.2064	.175442857	0	.817				
H2S	%MOLAR	.031	0	0	0	.259	.0022	.0297	.045965714	0	.259				
HIDROGENO	%MOLAR	.585	.654	.63	.9009	1.296	1.2877	1.2398	.941914286	.585	1.296				
ISOBTANO	%MOLAR	.269	.0323	.182	.1953	.02	0	.3471	.149365714	0	.3471				
ISOBTENO	%MOLAR	.028	.0022	0	0	0	.0131	.188	.033042857	0	.188				
ISOPENTANO	%MOLAR	.064	.0084	.02	.0198	.005	.0242	.1709	.044614286	.005	.1709				
METANO	%MOLAR	79.947	83.3465	81.968	81.705	80.154	74.9427	76.4993	79.7966429	74.9427	83.3465				
N-BUTANO	%MOLAR	.236	.0084	.158	.1689	.012	.0173	.1594	.108571429	.0084	.236				
N-PENTANO	%MOLAR	.021	.0049	.011	.0092	.001	.0049	.022	.010571429	.001	.022				
NITROGENO	%MOLAR	.994	.1153	.144	.5341	.969	5.7802	3.8646	1.7716	.1153	5.7802				
OLEFINAS C5	%MOLAR	.031	.001	0	0	0	.1401	.111	.040442857	0	.1401				
OXIGENO	%MOLAR	.099	.0074	.018	.1412	1.929	3.2024	1.0779	.924965714	.0074	3.2024				
PROPANO	%MOLAR	1.651	.4874	1.548	1.5935	.522	.2749	.5713	.94978571	.2749	1.651				
TOTAL BUTENO	%MOLAR	.13	.0091	0	0	.007	.0439	.7216	.130228571	0	.7216				
TRANS-2-BUTENO	%MOLAR	.093	.007	0	0	0	.0449	.5848	.104242857	0	.5848				
GRAVEDAD ESPECIFICA	%MOLAR	.027	.0019	0	0	0	.0135	.1589	.028757143	0	.1589				
	%MOLAR	.6969	.6696	.6849	.6821	.6789	.701	.7112	.699228571	.6696	.7112				

**ANEXO F: Resultados intermedios para los cálculos realizados en los tramos de tuberías.**

<b>Líneas de Proceso</b>	<b>Re</b>	<b><math>\varepsilon/d</math></b>	<b><math>f</math></b>	<b><math>K_i</math></b>	<b><math>h_l</math> (pie)</b>	<b><math>h_a</math> (pie)</b>	<b><math>h_t</math> (pie)</b>
<b>Tramo 1</b>	$2,28 \times 10^5$	$2,30 \times 10^{-4}$	$1,68 \times 10^{-2}$	13,32	0,65	1,89	2,54
<b>Tramo 2</b>	$3,00 \times 10^5$	$3,00 \times 10^{-4}$	$1,68 \times 10^{-2}$	8,94	0,51	3,81	4,32
<b>Tramo 3</b>	$2,28 \times 10^5$	$2,30 \times 10^{-4}$	$1,68 \times 10^{-2}$	31,35	0,85	4,46	5,31
<b>Tramo 4</b>	$9,37 \times 10^4$	$2,30 \times 10^{-4}$	$1,89 \times 10^{-2}$	2,77	$5,00 \times 10^{-3}$	0,04	0,04
<b>Tramo 5</b>	$1,28 \times 10^5$	$3,00 \times 10^{-4}$	$1,85 \times 10^{-2}$	7,86	0,27	0,31	0,59
<b>Tramo 6</b>	$1,28 \times 10^5$	$3,00 \times 10^{-4}$	$1,85 \times 10^{-2}$	72,22	0,06	2,89	2,94
<b>Tramo 7</b>	$1,28 \times 10^5$	$3,00 \times 10^{-4}$	$1,85 \times 10^{-2}$	6,96	0,22	1,06	1,29
<b>Tramo 8</b>	$5,97 \times 10^5$	$1,50 \times 10^{-4}$	$1,46 \times 10^{-2}$	3,67	0,07	0,20	0,27
<b>Tramo 9</b>	$7,20 \times 10^5$	$1,80 \times 10^{-4}$	$1,47 \times 10^{-2}$	7,46	0,19	0,88	1,07
<b>Tramo 10</b>	$1,15 \times 10^6$	$3,00 \times 10^{-4}$	$1,55 \times 10^{-2}$	5,11	0,85	4,24	5,09
<b>Tramo 11</b>	$8,77 \times 10^5$	$2,30 \times 10^{-4}$	$1,50 \times 10^{-2}$	4,55	0,74	62,81	63,55

## ANEXO G

December 1997

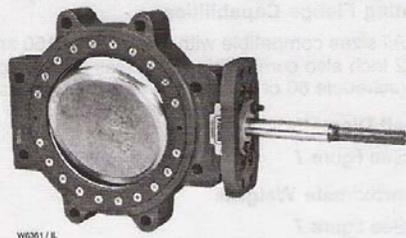
Bulletin 51.6:8560

## Type 8560 Eccentric Disk Butterfly Control Valve

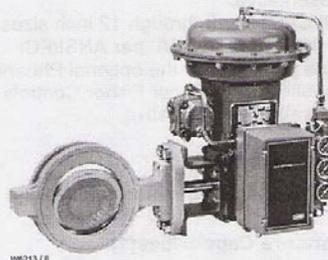
The Type 8560 high-performance valve (figure 1) features a stainless steel disk with a soft or stainless steel seal ring. Soft seals provide excellent sealing capabilities in both directions. The pressure-assisted metal seal ring provides excellent shutoff against pressure applied in the recommended flow direction for both liquid and gas applications. The NOVEX™ and Phoenix® III metal seals are available for demanding applications requiring excellent shutoff capabilities. The splined-shaft valve combines with a variety of power actuators to form a reliable, high-performance control valve suitable for throttling applications requiring extremely low leakage rates.

### Features

- **Exceptional Shutoff**—Patented bidirectional soft seal ring with pressure assisting action (see figure 3) results in exceptional shutoff per ANSI Class VI.
- **Excellent Flow Control**—The eccentrically-mounted disk design provides an approximate linear flow characteristic and can be used for throttling or on/off control applications through 90 degrees of disk rotation.
- **Sour Gas Service Capability**—Trim and bolting materials are available for applications involving sour gases. These constructions comply with the recommendations of the National Association of Corrosion Engineers (NACE) Standard MR0175.
- **Environmental Capabilities**—The optional ENVIRO-SEAL® packing system is designed with excellent sealing, guiding, and loading force transmission. This ENVIRO-SEAL packing system can control emissions to below the EPA (Environmental Protection Agency) limit of 500 ppm (parts per million) for valves.
- **Integral Shaft-to-Body Bonding**—Standard valve construction includes conductive packing to provide electrical bonding for hazardous area applications.
- **Low Cost Maintenance**—Individual disk/shaft components can be replaced after disassembly due to sleeve and taper pin connections (see figure 2).



TYPE 8560 SINGLE-FLANGE VALVE



TYPE 8560 WAFER STYLE VALVE WITH TYPE 1052 ACTUATOR AND TYPE 3610J POSITIONER

Figure 1. Type 8560 Valve

**FISHER®**

FISHER-ROSEMOUNT™ Managing The Process Better.®

## Bulletin 51.6:8560

### Specifications

#### Valve Sizes and End Connection Styles

■ 2, ■ 3, ■ 4, ■ 6, ■ 8, ■ 10, and ■ 12-inch valve size available in ■ wafer or ■ single-flanged style (2 inch available in wafer only)

#### Maximum Inlet Pressure<sup>(1)</sup>

**Carbon Steel and Stainless Steel Valve Bodies:** Consistent with ANSI Class 150 and 300 pressure-temperature ratings per ASME B16.34-1996 unless limited by material temperature capabilities. 2 inch size is also consistent with ANSI Class 600.

#### Maximum Pressure Drops<sup>(1)</sup>

Consistent with Class 150 and 300 pressure-temperature ratings per ASME B16.34-1996 except for soft and Phoenix III® seals which are derated at some higher pressure-temperatures values. Refer to figure 4.

#### Shutoff Classifications

- **PTFE, Reinforced PTFE, and UHMWPE<sup>(3)</sup> Seals:** Bidirectional shutoff to Class VI per ANSI/FCI 70-2-1991. See figure 4.
- **2 Inch Metal Seal:** Bidirectional shutoff. 0.001% of maximum valve capacity (1/10) of Class IV. Maximum Pressure drop is 740 forward and 100 psi reverse.
- **NOVEX Seal:** For 3 through 12 inch sizes. Unidirectional shutoff is 1/10 of Class IV in the reverse flow direction per ANSI/FCI 70-2-1991. See figure 4. For optional Class V shutoff per ANSI/FCI 70-2-1991, consult your Fisher Controls sales office or sales representative.
- **Phoenix III Seal:** For 3 through 12 inch sizes. Bidirectional shutoff to Class VI per ANSI/FCI 70-2-1991. See figure 4. For the optional Phoenix III Fire-Tested seal<sup>(2)</sup>, consult your Fisher Controls sales office or sales representative.

#### Construction Materials

Refer to table 2 for standard material selections

#### Material Temperature Capabilities<sup>(1)</sup>

**PTFE and Reinforced PTFE Seals:** -50 to 450°F (-46 to 232°C)  
**UHMWPE<sup>(3)</sup> Seal:** 0 to 200°F (-18 to 93°C)  
**2 Inch Metal Seal:** -50 to 1000°F (-46 to 538°C)  
**NOVEX Seal:** -50 to 1000°F (-46 to 538°C)  
**Phoenix III:** -50 to 450°F (-46 to 232°C)  
 See table 2 for component temperature ranges

#### Flow Characteristic

Approximately linear

#### Flow Direction

Refer to figure 5

#### Flow Coefficients

See Fisher Controls Catalog 10 table 1 and Catalog 12

#### Flow Coefficient Ratio<sup>(4)</sup>

100 to 1

#### Noise Levels

See Fisher Controls Catalogs 10 and 12 for sound pressure level prediction

#### Disk Rotation

Counterclockwise to open (when viewing from the drive shaft end) through 90 degrees of disk rotation

#### Actuator/ Valve Action

With a diaphragm or piston rotary actuator, the valve action is field-reversible. Refer to information provided in the Installation section and figure 5

#### Valve Classification

Face-to-face dimensions of 3- through 12-inch valve sizes in ANSI Class 150 or 300, meets API 609 or MSS-SP68 standards for face-to-face dimensions of wafer-style and single-flange valves (see figure 7)

#### Mating Flange Capabilities

All sizes compatible with ANSI Class 150 and 300, 2 Inch also compatible with Class 600, flanges (schedule 80 or lighter, see figure 7 Dimension M)

#### Shaft Diameters

See figure 7

#### Approximate Weights

See figure 7

#### ENVIRO-SEAL Packing

This optional ■ PTFE or ■ graphite packing system provides excellent sealing, guiding, and transmission of loading force to control liquid and gas emissions (see figure 6). See *Bulletin 59.3:041 ENVIRO-SEAL Packing Systems for Rotary-Shaft Valves* for more information.

1. The pressure-temperature limits in this bulletin and any applicable standard or code limitation should not be exceeded.

2. For component selection and applicable fire-tested standards and codes, consult your Fisher Controls sales office or sales representative (see table 2).

3. UHMWPE stands for ultra high molecular weight polyethylene.

4. Ratio of maximum flow coefficient to minimum usable flow coefficient.

## Bulletin 51.6:8560

Table 1, Flow Coefficients

VALVE SIZE, INCHES	C <sub>v</sub> FORWARD FLOW WITH DISK WIDE OPEN (90 DEGREES ROTATION)	
	Class 150	Class 300
2	80.2	80.2
3	237	237
4	499	488
6	1250	1110
8	2180	2070
10	3600	3480
12	5400	5130

Table 2. Construction Material Temperature Limits

COMPONENTS AND MATERIALS OF CONSTRUCTION	TEMPERATURE LIMITS	
	°F	°C
<b>Valve Body Material</b>		
Carbon Steel	-20 to 800	-29 to 427
S31600	-325 to 1000	-198 to 538
S31700	-325 to 1000	-198 to 538
<b>Disk Material</b>		
S31600	-325 to 1000	-198 to 538
S31700	-325 to 1000	-198 to 538
<b>Shaft Material</b>		
S20910	-325 to 1000	-198 to 538
S17400	-80 to 800	-62 to 427
<b>Bearing Material</b>		
PEEK / PTFE lined	-100 to 500	-73 to 260
Metal (NOVEX or Phoenix III only)	-325 to 1000	-198 to 538
<b>Packing Material</b>		
PTFE V-Rings	-50 to 450	-46 to 232
Graphite rings (NOVEX or Phoenix III only)	-325 to 1000	-198 to 538
<b>Seal Ring</b>		
PTFE (Standard) Soft Seal Ring	-50 to 450	-46 to 232
Reinforced PTFE Soft Seal Ring	-50 to 450	-46 to 232
UHMWPE Soft Seal Ring	0 to 200	-18 to 93
NOVEX Metal Seal Ring	-50 to 1000	-46 to 538
2 Inch Metal Seal ring	-50 to 1000	-46 to 538
Phoenix III Metal Seal Ring		
Fluoroelastomer backup ring	-40 to 450	-40 to 232
Phoenix III Fire-Tested <sup>(1)</sup> Metal Seal Ring		
Fluoroelastomer backup ring (Specify metal bearings and graphite packing)	-40 to 450 <sup>(2)</sup>	-40 to 232 <sup>(2)</sup>

1. For component selection and applicable fire-tested standards and codes, consult your Fisher Controls sales office or sales representative.

## Installation

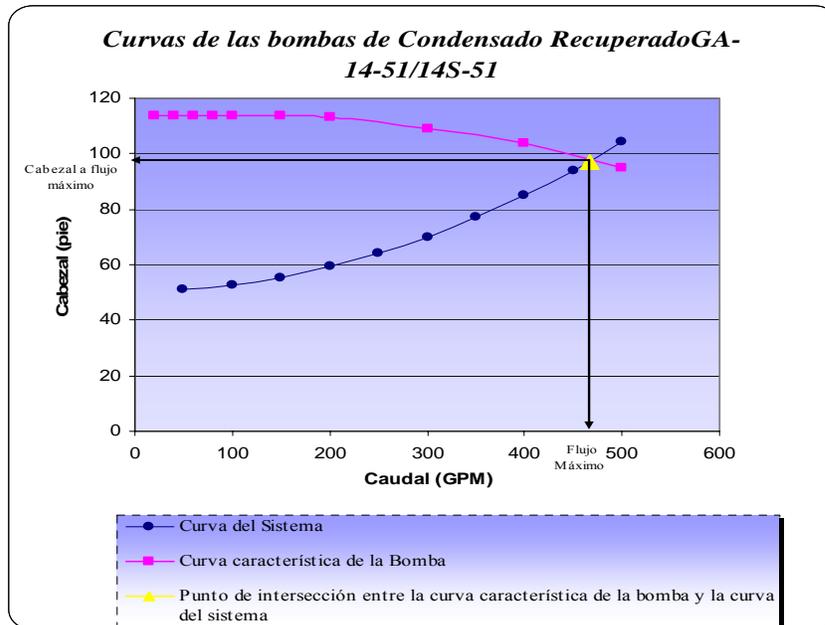
It is recommended that the valve drive shaft be mounted in a horizontal position as shown in figure 1. Operating conditions may require specific valve/actuator fail action, styles, positions and flow direction. Valves with NOVEX seal rings require mounting in the reverse flow direction. Refer to figure 5. Large valve/actuator assemblies may require additional support because of their combined weight.

**Fail Action:** For actuators with spring returns, spring fail action is available for: push-down-to-open, or push-down-to-close valve action. The valve action is field reversible.

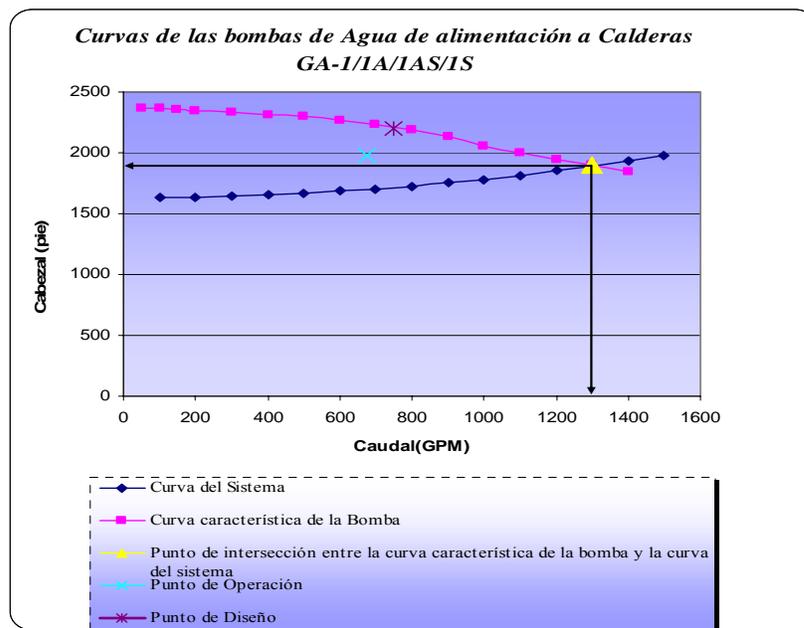
For assistance in selecting the valve/actuator mounting suited to your application, consult your Fisher Controls sales office or sales representative. Dimensions for wafer-style and single-flanged valves are shown in figure 7.

**ANEXO H**

**ANEXO I: Curvas de las bombas**



**Figura I.1. Curvas de las bombas de Condensado.**



**Figura I.2. Curvas de las bombas de alimentación de agua a calderas.**

## ANEXO J


**GE Betz**
**FICHA INFORMATIVA DE  
SEGURIDAD DE PRODUCTOS**
**EMITIDA EN:  
IMPRESA EN:**

E- 1228/3

**1) IDENTIFICACIÓN DEL PRODUCTO Y DE LA COMPAÑÍA**

**HOMBRE DEL PRODUCTO:** **CORTROL IS3000**

**AREA DE APLICACIÓN:** SECUESTRADOR DE OXIGENO

**DIRECCIÓN:** **GE BETZ** Zona Industrial Municipal Norte Avenida Este - Oeste N°4 Parcela 120  
Valencia - Carabobo Venezuela

**TELÉFONO DE EMERGENCIA ( ACCIDENTE/SALUD): 0241-8385808**
**2) COMPOSICIÓN/ INFORMACIÓN DE LOS COMPONENTES**

Las informaciones sobre los componentes específicos del producto conforme exigencia de la lista del U.S. OSHA HAZARD COMMUNICATIONS STANDARD. Para una evaluación del potencial de riesgo de esta fórmula, favor consultar las demás secciones de esta FISF.

**INGREDIENTES DE RIESGO:**

**CAS#**  
7631-90-5

**HOMBRE QUIMICO**

BI SULFITO DE SODIO (puede ser corrosivo en solución acuosa), genera SO<sub>2</sub>.

Los componentes del producto no son considerados cancerígenos por la National Toxicology Program (NTP) e International Agency for Research on Cancer (IARC), o por la Occupational Safety and Health Administration (OSHA) y por la Lista de carcinogenesis de la OSHA

**3) IDENTIFICACIÓN DE RIESGO**
**EMERGENCIA**
**PELIGRO:**

Puede causar leve irritación en la piel. Potencial sensibilizador dérmico. Puede causar severa irritación para los ojos. Puede causar irritación en las membranas de las mucosas. Repetida exposición puede resultar en sensibilización respiratoria.

**RIESGO ONU:** Substancias Peligrosas Diversas (Riesgo DOT: **GUIA DE RIESGO:** Guía de Respuesta a Emergencia DOT: 31 ORS del embalaje > RQ)

**OLOR:** fuerte

**ASPECTO:** Líquido límpido de incoloro a rosado

**FUEGO:** Combate al fuego debe ser efectuado con vestimenta apropiada, sistema de respiración positiva autónomo, tipo máscara facial. Medios de extinción: Polvo químico seco, Gas carbónico, espuma mecánica o agua.

**EFFECTOS POTENCIALES A LA SALUD**

**EFFECTOS AGUDOS EN LA PIEL:** Exposición primaria: puede provocar leve irritación en la piel. Sensibilizador de la piel.

**EFFECTOS AGUDOS EN LOS OJOS:** Puede provocar severa irritación en los ojos.

**EFFECTOS AGUDOS EN LA RESPIRACION:** Puede causar irritación en las membranas de las mucosas. Repetida exposición puede acarrear sensibilidad respiratoria.

**EFFECTOS EN LA INGESTION:** Puede causar irritación gastrointestinal. Cuando ingerido en gran cantidad puede causar diarrea, depresión, cólicas y óbito. Puede también provocar severa reacción alérgica en individuos susceptibles.

**EFFECTO EN EL ORGANISMO** Prolongada y repetida exposición puede causar irritación primaria, sensibilización de la piel y/o dermatitis.

**CONDICIONES MEDICAS GRAVES** ASMA.

**SÍNTOMAS DE LA EXPOSICIÓN:** Puede provocar irritación local o sensibilización después de la reacción al contacto directo con la piel o aparato respiratorio.



**GE Betz**

## FICHA INFORMATIVA DE SEGURIDAD DE PRODUCTOS

EMITIDA EN:  
IMPRESA EN:

E- 1228/3

### 4) MEDIDAS DE PRIMEROS SOCORROS

<b>CONTACTO CON LA PIEL:</b>	Retire las ropas contaminadas. Lave el área afectada con gran cantidad de agua y solución de jabón neutro y/o agua por 15 minutos. Inmediatamente contacte asistencia médica.
<b>CONTACTO CON LOS OJOS:</b>	Inmediatamente lave con agua corriente por 15 minutos por lo menos. Consulte asistencia médica para tratamiento adicional.
<b>INHALACIÓN:</b>	Remueva la víctima del local contaminado. Suelte las ropas, y si es necesario, aplique respiración artificial. Llame inmediatamente asistencia médica.
<b>INGESTIÓN:</b>	No dé nada a la víctima si está inconsciente o con convulsiones. No induzca el vómito. Llame inmediatamente asistencia médica. Si la víctima está consciente, dé de beber 3 a 4 vasos de agua fría lentamente, para diluir el contenido del estómago.

### 5) MEDIDAS DE COMBATE AL FUEGO

<b>INSTRUCCIONES DE COMBATE AL FUEGO</b>	Use ropas especiales con presión positiva de aire, con sistema de respiración autónomo y máscara tipo facial.
<b>MEDIOS DE EXTINCIÓN:</b>	Compatible con: Polvo químico seco, Dióxido de Carbono (CO <sub>2</sub> ), espuma mecánica o agua.
<b>PRODUCTOS DE DESCOMPOSICIÓN PELIGROSAS:</b>	Descomposición térmica (incendio destructivo): puede producir óxidos elementales
<b>PUNTO DE INFLAMACIÓN (°C):</b>	> 93 P-M ( X ) VC ( ) VA
<b>DIVERSOS:</b>	Subs. Peligrosas Diversas, 9.0 - N° ONU: 3082, Riesgo DOT: ORS (cuando embalaje >RQ) -, Guía de Respuesta a Emergencia DOT: 31

### 6) DERRAME ACCIDENTAL DEL PRODUCTO

<b>CONTENCIÓN Y PROTECCIÓN DEL DERRAMAMIENTO:</b>	Ventile el área. Use equipo de protección individual (EPI). Contenga y absorba con material absorbente disponible. Recoja en recipientes apropiados. Lave el local con agua. El local puede quedar resbaloso en contacto con el agua. Esparza arena.
<b>INSTRUCCIONES PARA DISPOSICIÓN DE LOS RESÍDUOS:</b>	El agua contaminada con el producto puede ser enviada para efluente industrial para tratamiento, dispuesta de acuerdo con la legislación local a través de permiso para disposición de los residuos. El producto puede ser incinerado o colocado en sotero industrial.

### 7) MANEJO Y ALMACENADO

<b>MANEJO:</b>	Abra cuidadosamente el embalaje > Puede haber formación de SO <sub>2</sub> durante la manipulación del producto.
<b>ALMACENADO:</b>	Los envases deben ser guardados cerrados estando o no estando en uso. Almacenar en local fresco y seguro. Evite congelamiento.

### 8) CONTROL DE EXPOSICIÓN

NOMBRE QUÍMICO	LÍMITES DE EXPOSICIÓN	
	TLV (ACGIH)	PEL (OSHA)
BI SULFITO DE SODIO	5 mg/m <sup>3</sup>	5 mg/m <sup>3</sup>
<b>CONTROL DE INGENIERIA:</b>	Debe ser mantenida una ventilación adecuada y los límites de exposición menores que los permitidos.	
<b>EQUIPOS DE PROTECCIÓN INDIVIDUAL:</b>	Use EPI's con Certificados de Aprobación del NIB. (o de acuerdo con 21 CFR 1910 Subpart I)	
<b>PROTECCIÓN RESPIRATORIA:</b>	Programa de Protección Respiratoria de acuerdo con OSHA'S 29 CFR 1910, 134 e ANSI Z88.2 Este procedimiento debe ser siempre obligatorio en el local de trabajo. Use respiradores purificadores de aire dentro del local de uso del producto asociado con equipo u otro sistema de suplemento de aire. Si el uso del sistema purificador de aire es apropiado, use un respirador con filtro para vapores ácidos y pre-filtro para polvos/nieblas químicas .	
<b>PROTECCIÓN DE LA PIEL:</b>	Use guantes de puño largo de Neopreno y delantal resistente a productos químicos. Después del manejo del producto, lávelos, se es necesario, cámbielos.	
<b>PROTECCIÓN DE LOS OJOS:</b>	Use anteojos de seguridad de visión amplia, protector facial	


**GE Betz**
**FICHA INFORMATIVA DE  
SEGURIDAD DE PRODUCTOS**
**EMITIDA EN:  
IMPRESA EN:**
**E- 1228/3**
**9) PROPIEDADES FÍSICO - QUÍMICAS**

DENSIDAD ESPECÍFICA (21°C)(g/cm <sup>3</sup> ):	1,258	OLOR:	fuerte
PUNTO DE CONGELAMIENTO (°C):	-8	APARIENCIA (COLOR):	incoloro a rosado
PUNTO DE FUSIÓN (°C):	NA	ASPECTO FÍSICO:	líquido
PUNTO DE INFLAMACIÓN (°C)P-M(VC):	> 93	TASA DE EVAPORACIÓN(ÉTER = 1):	< 1,00
VISCOSIDAD (21°C) (Mpa.s):	8	PRESIÓN DE VAPOR (mm Hg):	~18
pH (ORIGINAL)	4,0	DENSIDAD DEL VAPOR (AIRE=1):	< 1,00
SOLUBILIDAD (%):	100	NA: NO APLICABLE	ND: NO DETERMINADO

Los datos de esta sección son referentes a la seguridad del producto. Para evaluación de parámetros analíticos consultar el certificado de análisis del producto

**10) ESTABILIDAD Y REACTIVIDAD**

ESTABILIDAD:	Estable en condiciones normales de uso
RIESGOS DE POLIMERIZACIÓN:	No ocurre
INCOMPATIBILIDADES:	Puede reaccionar con oxidantes fuertes
PRODUCTOS DE LA DESCOMPOSICIÓN:	Térmica (incendio): produce óxidos elementales
USO INTERNO BETZDEARBORN LIMPIEZA E INTERRUPCIÓN DE BOMBAS:	"8"

**11) INFORMACIONES TOXICOLÓGICAS**

DADOS TOXICOLÓGICOS: DL50, oral, ratón > 2000 mg/Kg - LD50, dérmico, conejo > 2000 mg/Kg (valores estimados). Score de irritación de la piel, conejo = 0 - 2,93 (repetidos estudios indican pequeña o ninguna irritación; DOT: no corrosivo). Score de irritación ocular, conejo = 2,0 (Score máximo en 1 h; completamente revertido en 48 h).

**12) INFORMACIONES ECO - TOXICOLÓGICAS**

<b>TOXICIDAD ACUÁTICA:</b>	TRUCHA ARCO IRIS, 48 h, Ensayo en screen Estático: 100% de mortalidad: 1000 mg/L - 0% de mortalidad: 500 mg/L - DAPHNIA MAGNA, 48 h, Ensayo en Screen Estático, 100% de mortalidad: 500 mg/L - 0% de mortalidad: 100 mg/L			
<b>BIODEGRADABILIDAD:</b>	<b>DQO (mg/g):</b>	No evaluados	<b>DBO,5 (mg/g):</b>	No evaluados
	<b>COT (mg/g):</b>	No evaluados	<b>DBO,28 (mg/g):</b>	No evaluados

**13) CONSIDERACIÓN SOBRE DISPOSICIÓN**

La disposición del residuo debe ser efectuada de acuerdo con la Legislación Federal o local para averiguación de las restricciones existentes. Número de identificación de riesgo de residuo: no aplicado.

**14) INFORMACIONES DE TRANSPORTES**

<b>CLASE DE RIESGO:</b>	SUBSTANCIAS PELIGROSAS DIVERSAS - 9.0 - Riesgo DOT:	<b>NÚMERO OIHU:</b>	3082
	ORS cuando el embalaje > RQ		
<b>RIESGO:</b>	DOT: Guía de Respuesta a Emergencias: 31		

**15) REGLAMENTACIÓN**

ACGIH: American Conference of Governmental Industrial Hygienists; CAS: Chemical Abstracts Service - TSCA: todos los componentes del producto son listados en el inventario TSCA - CERCLA y/o SARA REPORTABLE QUANTITY (RQ): 5462 L debido al Bi sulfito de Sodio - FDA AND DRUG ADMINISTRATION: Todos los ingredientes del producto son autorizados para uso como aditivo para agua de calderas donde el vapor producido puede entrar en contacto con alimentos. - SARA SECCIÓN 312 CLASE DE RIESGO: inmediato (agudo); tardío (crónico). - SARA SECCIÓN 302 QUÍMICOS: Constituyente presente no son reglamentados en la lista OSHA - SARA SECCIÓN 313 QUÍMICOS: Constituyente presente no reglamentado en los límites OSHA. - MICHIGAN REGULATORY INFORMATION: los constituyentes presentes no son reglamentados por la lista OSHA. CALIFORNIA REGULATORY INFORMATION: CALIFORNIA SAFE DRINKING WATER AND TOXIC; ACCIÓN LEGAL (PROPOSICIÓN 65) CONSTITUYENTES QUÍMICOS: los constituyentes presentes no son reglamentados por la lista OSHA.

**16) OTRAS INFORMACIONES**
**HFPA/HMIS**

SALUD:	2	REACTIVIDAD:	0	INFLAMABILIDAD:	1	ESPECIAL:	No	(1) EPI's:	D	(2)
CÓDIGOS RIESGOS	4 - EXTREMO		3 - ALTO		2 - MODERADO		1 - LEVE		0 - SIN RIESGOS	

COR: CORROSIVO; OXI: OXIDANTE; INF: INFLAMABLE; TOX: TÓXICO; ALC: ALCALINO; ACI: ÁCIDO; W: NO USE AGUA; NO: RIESGO NO ESPECIAL

(1) se refiere a la sección 8 de la FISP para recomendaciones de protección adicional. D (2) anteojos, guantes, protector facial y delantal.

**REVISIONES:**

FECHA DE EMISIÓN

SECCIONES REVISADAS

SUBSTITUÍDAS

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

<b>TÍTULO</b>	<b>EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE GENERACIÓN DE VAPOR DE LA REFINERÍA PUERTO LA CRUZ – PDVSA</b>
<b>SUBTÍTULO</b>	

**AUTOR (ES):**

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>CÓDIGO CULAC / E MAIL</b>
Rojas Maiz Mariamarina	CVLAC: 16.816.845 E MAIL: <a href="mailto:mna_ro22@hotmail.com">mna_ro22@hotmail.com</a>
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:

**PALÁBRAS O FRASES CLAVES:**EvaluaciónGeneraciónVapor

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

ÁREA	SUBÁREA
INGENIERIA Y CIENCIAS APLICADAS	Ingeniería Química

**RESUMEN (ABSTRACT):**

Para realizar la evaluación del sistema de generación de vapor de la Refinería Puerto La Cruz, se realizó un listado de los equipos principales que conforman dicho sistema, recolectándose los datos correspondientes a la operación actual de cada equipo involucrado en el proceso, así como también de las líneas de procesos que conforman dicha unidad, evaluándose las condiciones de presión, temperatura, flujo y nivel del fluido para la operación actual y comparándolos con los valores máximos o límites para la operación segura de los equipos, siendo estos valores los de diseño. Para conocer las condiciones actuales de operación para las variables estudiadas, fue necesario realizar visitas a la planta, así como también el uso de programas automatizados que poseían en su base de datos los valores diarios de las variables antes mencionadas. Se realizaron balances de masa y energía en el desaereador y las calderas, estimándose que el desaereador D-6205 está consumiendo sólo 40,96 % del vapor de baja presión y las purgas de las calderas 1, 3 y 4 resultando igual a 1,86; 2,23 y 2,91 Mlb/h respectivamente ubicándose estos valores dentro del rango teórico, sin embargo la purga de la caldera 2 resultó igual a 1,67 Mlb/h encontrándose dicho valor fuera del rango teórico. Posteriormente se determinó la eficiencia de las calderas resultando igual a 67,16%, 71,49%, 76,27% y 80,15% respectivamente. De esta manera se identificaron las condiciones de operación de los equipos de la planta encontrándose que todos los equipos se encuentran funcionando dentro de los límites de operación segura. Finalmente se actualizó el manual de Información de Seguridad de los Procesos (ISP), recopilándose toda la información obtenida, funcionando este manual como fuente única de información confiable para la consulta y el uso del personal en general, cumpliéndose con la realización de los renglones que forman parte del elemento de Información de la Seguridad de los Procesos.

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

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL</b>				
Moreno., Yuvi	ROL	CA	AS <b>X</b>	TU	JU
	CVLAC:	12.980.821			
	E_MAIL	yuvimoreno@jantesa.com			
	E_MAIL				
Castro., José	ROL	CA	AS	TU <b>X</b>	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				
García., Francisco	ROL	CA	AS	TU	JU <b>X</b>
	CVLAC:	1.195.745			
	E_MAIL				
	E_MAIL				
Silva., Héctor	ROL	CA	AS	TU	JU <b>X</b>
	CVLAC:	3.955.146			
	E_MAIL				
	E_MAIL				

**FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:**

2009	07	01
<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.Evaluación del sistema de generación de vapor de la refinería Puerto la Cruz – PDVSA. 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: \_\_\_\_\_ (OPCIONAL)

TEMPORAL: \_\_\_\_\_ (OPCIONAL)

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

INGENIERO QUÍMICO

**NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:**

PREGRADO

**ÁREA DE ESTUDIO:**

Departamento de Ingeniería Química

**INSTITUCIÓN:**

UNIVERSIDAD DE ORIENTE. NUCLEO DE ANZOATEGUI

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

**DERECHOS**

DE ACUERDO CON EL ARTICULO 44 DEL REGLAMENTO DE TRABAJO DE GRADO DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE: "LOS TRABAJOS DE GRADO SON DE EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD Y SOLO PODRÁN SER UTILIZADOS POR OTROS FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NÚCLEO RESPECTIVO, QUIEN LO PARTICIPARÁ AL CONSEJO UNIVERSITARIO".

**Rojas Maiz Mariamarina**  
**AUTOR**

**Moreno Yuvi**  
**TUTOR**

**García Francisco**  
**JURADO**

**Silva Héctor**  
**JURADO**

**POR LA SUBCOMISION DE TESIS**