

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



**EVALUACIÓN DE LAS CONDICIONES OPERACIONALES ACTUALES DE  
LA UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DA-2 DE LA REFINERÍA  
PUERTO LA CRUZ**

Realizado por:

**OSWALDO JOSÉ FIGUERA MARIÑO**

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

**INGENIERO QUIMICO**

Puerto La Cruz, julio de 2011

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



**EVALUACIÓN DE LAS CONDICIONES OPERACIONALES ACTUALES DE  
LA UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DA-2 DE LA REFINERÍA  
PUERTO LA CRUZ**

Asesores:

---

Ing. Químico Fidelina Moncada (M. Sc.)  
Asesor Académico

---

Ing. Químico Joel Silva  
Asesor Industrial

Puerto La Cruz, julio de 2011

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



**EVALUACIÓN DE LAS CONDICIONES OPERACIONALES ACTUALES DE  
LA UNIDAD DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DA-2 DE LA REFINERÍA  
PUERTO LA CRUZ**

Revisado y aprobado por:

\_\_\_\_\_  
Ing. Quím. Rodolfo Arturo (M. Sc.)  
Jurado principal

\_\_\_\_\_  
Ing. Quím. Héctor Silva (M. Sc.)  
Jurado principal

\_\_\_\_\_  
Ing. Quím. Fidelina Moncada (M. Sc.)  
Asesor Académico

Puerto La Cruz, julio de 2011

## RESOLUCIÓN

De acuerdo al **artículo 41** del reglamento de trabajo de grado: **“Los trabajos de grado son exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y sólo podrán ser utilizados para otro fin con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo participara al Consejo Universitario”**.

## DEDICATORIA

A Jesucristo, mi señor, rey de reyes y señor de señores, mi hermano, por dar su vida por mí, aun cuando yo no lo merecía. Solo tú Jesús eres digno de gloria y alabanza, y quiero alabarte dedicándome mi trabajo. Jesús eres mi inspiración y sé que lo lograre.

A mi papa, te mereces aun mas, quiero avanzar cada día, para enorgullecerte.

A mi madre por ser la mejor. Dedicas tu vida a mí y a mis hermanos sin condición alguna. Te mereces lo mejor, siempre. Te amo.

## AGRADECIMIENTOS

A Dios por ser mi padre incondicional, dirigiendo su mirada hacia mi vida, mostrándome la salida en cada situación difícil y regalándome sus bendiciones. Es gozo saber que tu mirada esta puesta en mi padre.

A mi padre Asdrubal Figuera, por su sacrificio, entrega, y ganas de partirse el alma trabajando, solo con el objetivo de verme graduado, padre te admiro.

A mi madre Francis y mi abuela Lourdes, que con su gran amor, me dieron motivos para estudiar y seguir adelante siempre en búsqueda de lo mejor.

A mis hermanos, tíos, y primos que muchas veces me inspiraron a seguir en pie, solo con el objetivo de ayudar a nuestra familia.

A mi hermosa novia, que es mi sueño hecho realidad, por toda su atención, confianza y lo más importante, el amor sin condición alguna que me profesa, que bella eres princesita, sin ti hubiese terminado en dos años.

A mis tutores Joel Silva y Fidelina Moncada, por brindarme su apoyo y conocimientos, haciéndome mejor profesional.

A mis compañeros de residencia, por estar siempre pendiente del desarrollo de la tesis, brindando su ayuda.

A los compañeros del tráiler de proceso, por tantos momentos de compañía y risa.

## RESUMEN

En el presente trabajo se realizó la evaluación de las condiciones operacionales actuales de la unidad de destilación DA-2. Para ello, se inició con la realización de la descripción del proceso adaptada a las nuevas condiciones de trabajo, empleando los diagramas de tuberías e instrumentación, el informe de seguridad de los procesos (ISP) y seguimientos del proceso en planta. A través del uso del explorador de procesos Aspen Explorer y de herramientas como manómetros, termómetros y medidores de flujo magnético, se establecieron las condiciones típicas, mínimas y máximas de las variables de operación (flujo, temperatura, presión y nivel), esto para un tiempo establecido. Los límites de las variables se establecieron, para el caso de las bombas a través del cálculo de los flujos mínimos y máximos, el *NPSH<sub>d</sub>* y el *NPSH<sub>r</sub>*, mientras que para los demás equipos fueron tomadas de su respectiva hoja de datos; en el caso de las líneas, se empleó el simulador Inplant para conocer las caídas de presión, mientras que las condiciones máximas se establecieron como sigue: el flujo, por la norma PDVSA 90616.1.1024, la presión por la norma ANSI B16.5 y la temperatura por la norma PDVSA MDP-01-DP-01. La actualización del sistema del sistema de válvulas de seguridad y control de la unidad, abarcó la realización del listado de válvulas de seguridad y el cálculo de las caídas de presión generada por cada válvula de control mediante el programa Firstvue; en esta etapa también se determinó el flujo máximo manejados por las placas de orificios, empleando el programa *Pegasys*. Finalmente se realizó el balance de masa y de energía de la unidad mediante el simulador

Pro/II, obteniéndose que dichos balance cierran con altos porcentajes de exactitud, 100 y 99,96%, respectivamente. De manera general se encontró, que los equipos de la unidad están trabajando dentro de los límites de condición segura, exceptuando los intercambiadores E-10A/B, E-6, E-4, E-3, E-2F, E-2A/B/C/D/E y los E-1A/B/C/D (lado tubos), que están operando por encima del flujo establecido como máximo.



## CONTENIDO

RESOLUCIÓN .....	iv
DEDICATORIA .....	v
AGRADECIMIENTOS .....	vi
RESUMEN .....	vii
CONTENIDO .....	ix
LISTA DE FIGURAS .....	xiii
LISTA DE TABLAS .....	xiv
CAPÍTULO I: INTRODUCCIÓN .....	1
1.1 Presentación de la empresa .....	1
1.1.1 Refinería Puerto la Cruz .....	2
1.2 Planteamiento del problema .....	4
1.3 Objetivos.....	7
Objetivo general .....	7
Objetivos específicos .....	8
CAPITULO II: MARCO TEÓRICO .....	9
2.1 Antecedentes.....	9
2.2 Fraccionamiento .....	11
2.2.1 Generalidades .....	11
2.2.2 Proceso de destilación fraccionada (fraccionamiento) .....	11
2.2.3 Destilación fraccionada a presión atmosférica (destilación atmosférica).....	12
2.3 Descripción de la unidad de destilación atmosférica DA-2 .....	13
2.4 Desalación .....	15
2.4.1 Proceso de desalación .....	16
2.5 Transferencia de calor .....	17
2.6 Hornos .....	20
2.6.1 Problemas de coquificación.....	21
2.7 Bombas .....	22
2.7.1 Cabezal total de una bomba (Ht).....	23
2.7.2 Cabezal neto de succión positiva (NPSH).....	25

2.7.3 Potencia al freno o potencia suministrada (BHP) .....	26
2.7.4 Curva de una bomba .....	27
2.7.5 Flujo mínimo y máximo en bombas .....	28
2.7.6 Cavitación.....	31
2.8 Líneas de proceso .....	32
2.9 Válvulas de control .....	33
2.10 Placas de orificio.....	35
2.10.1 Calibración de una placa de orificio.....	36
2.11 Dispositivos de seguridad: válvulas de alivio y/o seguridad .....	37
2.11.1 Aspectos sobre las válvulas de alivio y/o seguridad.....	39
2.12 Propiedades físicas de los fluidos.....	40
2.12.1 Gravedad API .....	40
2.12.2 Viscosidad .....	40
2.12.3 Densidad relativa.....	41
2.13 Explorador de procesos (Aspen Process Explorer®) .....	41
2.14 Pro/II con Provision.....	43
2.14.1 Esquema general del programa .....	44
2.14.2 Definición del método termodinámico y cálculo de propiedades .	46
2.15 Simulador de evaluaciones hidráulicas Inplant.....	47
CAPITULO III: DESARROLLO DEL PROYECTO.....	50
3.1 Adaptación de la descripción del proceso de acuerdo a la filosofía operacional actual .....	50
3.1.1 Descripción del proceso .....	51
3.1.1.1 Tope (sistema de gasolina) .....	41
3.1.1.2 Zona media (sistema diesel) .....	42
3.1.1.3 Fondo (Sistema residual) .....	43
3.1.2 Tecnologías asociadas al proceso (flexibilidad operacional/control del proceso).....	44
3.1.2.1 Sistema de resguardo por caída de presión en las líneas principales.....	44
3.1.2.2 Inyección de desemulsificante .....	44
3.1.2.3 Flexibilidad operacional de los intercambiadores E-3, E-4 y E- 2D .....	45
3.1.2.4 Sistema de inyección de agua al crudo y válvula emulsificadora .....	46
3.1.2.5 Desaladores .....	46
3.1.2.6 Horno H-2.....	48
3.1.2.7 Suministro de aire a la instrumentación de la unidad .....	50

3.1.2.9 Vaciado de líneas y equipos de la unidad .....	50
3.1.2.10 Flexibilidad operacional de la bomba P-1.....	50
3.1.2.11 Sistema de fraccionamiento de crudo (fraccionadora T-1 y despojadora T-2).....	50
3.2 Actualización de la información del sistema de válvulas de seguridad y de control de la unidad .....	55
3.2.1 Sistema de válvulas de seguridad.....	55
3.2.2 Sistema de válvulas de control.....	56
3.2.3 Placas de orificio .....	59
3.3 Obtención de las condiciones: típicas, máximas y mínimas de operación actual de las principales líneas y equipos de proceso de la unidad, comparando con el diseño.....	60
3.3.1 Condiciones típicas, máximas y mínimas.....	60
3.3.1.1 Variables monitoreadas en consola .....	60
3.3.1.2 Variables monitoreadas en campo.....	62
3.3.1.3 Variables calculadas .....	63
3.4 Realización del balance de masa y energía de la unidad a través un modelo de simulación .....	65
3.4.1 Elaboración del modelo de simulación ajustado a las nuevas condiciones de trabajo .....	65
3.4.2 Validación del modelo de simulación.....	70
3.4.3 Balance másico, volumétrico y energético de la unidad.....	73
3.4.3.1 Balance másico y volumétrico.....	73
3.4.3.2 Balance de energía .....	75
3.5 Muestra de cálculo.....	79
3.5.1 Caída de presión en las válvulas de control.....	79
3.5.2 Calculo de condiciones máximas en las líneas de proceso.....	80
3.5.2.1 Temperatura máxima de diseño.....	80
3.5.2.2 Presión máxima de diseño .....	80
3.5.2.3 Flujo máximo de diseño .....	81
3.5.3 Calculo de caída de presión en los intercambiadores .....	83
3.5.4 Cálculos en las bombas .....	83
3.5.4.1 Cabezal neto de succión requerido (NPSHr) .....	83
3.5.4.2 Cabezal neto de succión disponible (NPSHd).....	84
3.5.4.3 Flujo mínimo en las bombas .....	85
3.5.4.4 Flujo máximo en las bombas.....	86
3.5.5 Porcentaje de desviación de los flujos .....	88
3.5.6 Validación de las temperaturas .....	88

3.5.7 Cálculo del factor de suciedad en intercambiadores y validación de las temperaturas del tren de precalentamiento .....	89
3.5.8 Balance másico, volumétrico y energético .....	90
CAPITULO IV.....	93
DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	93
4.1. Adaptación de la descripción del proceso de acuerdo a la filosofía operacional actual .....	93
4.2 Actualización de la información del sistema de válvulas de seguridad y de control de la unidad .....	95
4.2.1 Válvulas de seguridad .....	95
4.2.2 Válvulas de control .....	96
4.2.2.1 Válvulas de control de fluidos no compresibles.....	97
4.2.2.2 Válvulas de control de fluidos compresibles.....	98
4.2.3 Placas de orificio .....	99
4.3 Obtención de las condiciones: típicas, máximas y mínimas de operación actual de las principales líneas y equipos de proceso de la unidad, comparando con el diseño .....	101
4.3.1 Líneas de proceso .....	102
4.3.2 Intercambiadores de calor .....	102
4.3.3 Bombas .....	103
4.3.4 Torres, hornos, tambores y desaladores .....	104
4.4 Realización del balance de masa y energía de la unidad a través un modelo de simulación .....	106
4.4.1 Validación del modelo .....	106
4.4.1.1 Desviación de los flujos obtenidos mediante la simulación de la unidad .....	107
4.4.1.2 Reproducción del perfil de temperatura de la torre T-1 .....	108
4.4.1.3 Ajustes de las calidades de los productos .....	109
4.4.2 Balance másico, volumétrico y energético .....	113
4.2 CONCLUSIONES .....	115
4.3 RECOMENDACIONES.....	116
4.4 BIBLIOGRAFÍA.....	118
ANEXOS .....	123

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1. Ubicación de las instalaciones de la Refinería PLC.....	3
Figura 2.1. Columna de fraccionamiento atmosférica.....	13
Figura 2.2. Sistema de desalación convencional.....	16
Figura 2.3. Horno vertical con zona de convección integrada .....	21
Figura 2.4. Curva característica de las bombas.....	27
Figura 2.5. Determinación del factor Chart para flujos mínimos en bombas.	29
Figura 2.6. Porcentaje del punto de mejor eficiencia de capacidad para bomba.....	29
Figura 2.7. Placa de orificio .....	35
Figura 3.1. Diagrama de proceso de la unidad D.....	52
Figura 3.2. Flexibilidad operacional de los intercambiadores E-3, E-4 y E-2D .....	45
Figura 3.3. Posibles arreglos de la salida del diesel no despojado.....	53
Figura 3.4. Interfaz del programa Firstvue .....	58
Figura 3.5. Cálculo del flujo máximo de una placa orificio .....	59
Figura 3.6. Despliegue DA-2.....	61
Figura 3.7. Histogramas para definir valores típicos, mínimos y máximos ...	62
Figura 3.8. Salida del diesel no despojado hacia la T-2.....	67
Figura 3.9. Interfaz del modelo de simulación actual .....	69
Figura 3.10. Diagrama de las corrientes DA-2, para el balance másico, volumétrico y energético .....	74
Figura 4.1. Balance másico, volumétrico y energético de la unidad DA-2 ..	114

## LISTA DE TABLAS

Tabla 3.1. Presión máxima para bridas de acero al carbono .....	81
Tabla 4.1. Diferencia entre las condiciones del proceso .....	93
Tabla 4.2. Caídas de presión en las válvulas de control .....	97
Tabla 4.3. Flujos máximos manejados por las placas orificios.....	100
Tabla 4.4. NPSH.....	103
Tabla 4.5. Comparación entre temperaturas y flujos .....	105
Tabla 4.6. Contenido de agua en el crudo .....	106
Tabla 4.7. Inyección de demulsificante al crudo .....	106
Tabla 4.8. Porcentaje de desviación de los flujos obtenidos en Pro/II y exactitud del balance realizado en base a los flujos reales .....	108
Tabla 4.9. Perfil de temperatura T-1 (°F).....	109
Tabla 4.10. Calidad de los productos (°F).....	111
Tabla 4.11. Validación del la simulación .....	112

# CAPÍTULO I

## INTRODUCCIÓN

### 1.1 Presentación de la empresa

Petróleos de Venezuela, S.A (PDVSA), fue fundada el 29 de Agosto de 1975, mediante decreto presidencial y es una de las corporaciones energéticas más importantes del mundo. En la actualidad PDVSA es la corporación estatal de la República Bolivariana de Venezuela que se encarga de la exploración, producción, manufactura, transporte y mercadeo de los hidrocarburos, de manera eficiente, rentable, segura, transparente y comprometida con la protección ambiental; con el fin último de motorizar el desarrollo armónico del país, afianzar el uso soberano de los recursos, potenciar el desarrollo endógeno y propiciar una existencia digna y provechosa para el pueblo venezolano, propietario de la riqueza del subsuelo nacional y único dueño de esta empresa operadora.

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, líquidos, y sus derivados. El desarrollo de sus operaciones se realiza a través de sus filiales, así como también, con la participación en asociaciones con compañías locales y extranjeras; estas últimas sujetas a leyes y regulaciones diferentes. Las operaciones incluyen:

- Exploración, producción y mejoramiento de crudo y gas natural.
- Exploración y producción de gas natural de recursos costa afuera, incluyendo la posibilidad para la exportación de líquidos de gas natural (LGN).

- Refinación, mercadeo, transporte de crudo y productos refinados, y el procesamiento, mercadeo y transporte de gas natural.

También se realizan actividades en las áreas de la petroquímica, investigación y desarrollo tecnológico, educación y adiestramiento en sectores vinculados con la industria energética venezolana. Las reservas de petróleo y gas natural de Venezuela y las operaciones de exploración, producción y mejoramiento están localizadas sólo en Venezuela, mientras que las operaciones de refinación, mercadeo y transporte están localizadas en Venezuela, el Caribe, Norteamérica, Suramérica, Europa y Asia.

Las actividades de refinación y mercadeo del crudo se encargan del procesamiento del crudo, así como la manufactura de sus productos y su comercialización y suministro para el mercado nacional e internacional. Para el procesamiento del crudo PDVSA cuenta con el Complejo Refinador Paraguaná (CRP), compuesto por las plantas de Amuay, Cardón y Bajo Grande, ubicado en el estado Falcón, y las refinerías de Puerto La Cruz y El Palito.

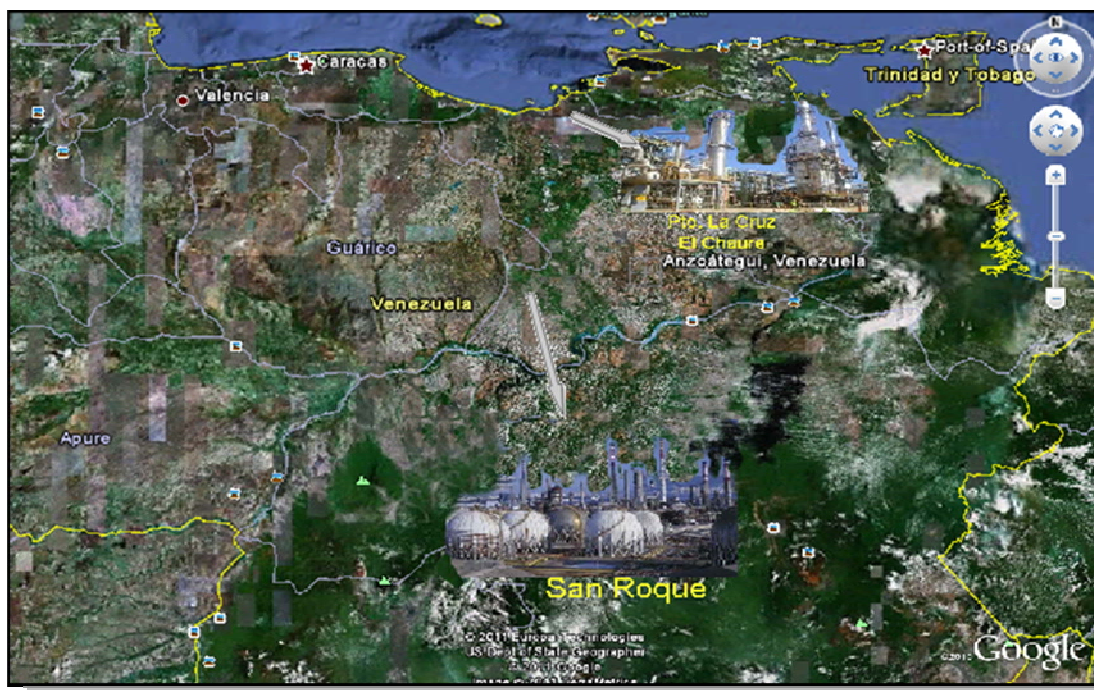
### **1.1.1 Refinería Puerto la Cruz**

La refinería Puerto La Cruz es uno de los centros de procesamientos de crudo más importantes de PDVSA e integra un circuito de manufactura del petróleo extraído en los campos de los estados Monagas y Anzoátegui.

Geográficamente se ubica en el estado Anzoátegui, ocupando tres áreas operacionales: Puerto La Cruz y El Chaure, ubicadas en el norte de dicho estado, y San Roque, ubicada a 40 kilómetros de Anaco, como se observa en la figura 1.1. Cuenta con una capacidad total de procesamiento de crudos de 200 mil barriles por día, 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 y requeridos para la mezcla de combustibles comercializados en los mercados interno y de exportación.



**Figura 1.1. Ubicación de las instalaciones de la Refinería PLC.**

Las instalaciones de la refinería Puerto la Cruz cuenta con dos unidades de destilación atmosférica: DA-1 y DA-2, mientras que El Chaure y San Roque cuentan cada una, con una unidad de destilación. Adicionalmente, cuenta con un complejo de conversión, integrado por las plantas: desintegración catalítica (FCC), cuya capacidad actual es de 15 MBD y la unidad de alquilación, con capacidad de 2,5 MBD. Las instalaciones de la refinería Puerto la Cruz cuentan también con las plantas de: tratamiento de gases, tratamiento de efluentes, aguas servidas, recuperación de azufre, servicios industriales, sistema de almacenaje de crudo y producto, sistema de distribución y las instalaciones del terminal marino.

El manejo de estos ingentes 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 la 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.

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

Suplir la demanda de gasolina del mercado interno de la región sur-oriental del país (39% de la geografía nacional). Valorización de los productos excedentes en el mercado de exportación.

Manejo y distribución del 90 % de la producción de crudos del oriente del país hacia los mercados de exportación y a las otras filiales.

Para la distribución de los combustibles al circuito de estaciones de servicio de los estados de Nueva Esparta, Sucre, Monagas, Delta Amacuro, Bolívar, Guárico y Anzoátegui, la refinería porteña cuenta con el Sistema de Suministro de Oriente (SISOR). Finalmente en la refinería San Roque, el rol principal consiste en suministrar las parafinas requeridas por el mercado local, por ser éste el único centro productor de parafinas en el país. (PDVSA, 2001)

## **1.2 Planteamiento del problema**

La unidad DA-2, está diseñada (según capacidad de equipos) para procesar una carga de 60 MBD de crudo Merey con un rango de 15,5 – 16,5 °API. Sin embargo, con el reemplazo del horno existente se puede llegar a manejar 72 MBD. En la unidad DA-2 también se han procesado los crudos: Mesa

Monagas y Guafita, cada uno de 30 °API (carga: 30 MBD) y una mezcla de Mesa – Merey denominada Leona de 22–24 °API (carga: 45 MBD).

La unidad DA-2 posee los siguientes equipos: una torre de fraccionamiento principal T-1, dos desaladores D-4 A/B, un horno tipo cilíndrico de tiro natural H-2 con capacidad nominal de 60 MBD (sobre diseño 72 MBD), un despojador de diesel T-2, intercambiadores y equipos rotativos. El fraccionamiento del crudo se realiza a través dos filosofías operacionales: “modo desalación” y “modo destilación”, además cuenta con un manual de Información de Seguridad de los Procesos (ISP) conformada por un conjunto de documentos técnicos referentes a la tecnología, el diseño de los equipos y los riesgos de los materiales o sustancias peligrosas empleadas en los procesos, la cual es indispensable tener actualizada y disponible en cada instalación.

Antes de 2007 la fraccionadora procesaba 60 MBD de crudo Merey de 16 °API bajo el modo operacional “desalación, sin embargo, a partir de ese año, gracias a la adecuación (*revamp*) que se hizo a nivel de desaladores de crudo, se logró aumentar la capacidad hasta 72 MBD bajo el modo destilación, quedando fuera de servicio el modo desalación. Este aumento en la capacidad, hace necesario conocer si los nuevos valores para las variables de procesos se encuentran dentro de los límites de operación segura (LOS), lo cual no se ha realizado hasta ahora, por tanto al momento de revisar el Informe de Seguridad de Procesos (ISP), se tienen valores diferentes a los obtenidos en campo o en el explorador de procesos Aspen Process Explorer®.

Partiendo del incremento en la capacidad de la unidad y el hecho de que no se conoce si los equipos de la DA-2 están trabajando fuera de su capacidad de diseño, se hace necesario e importante realizar la “Evaluación de las condiciones operacionales actuales de la unidad de destilación atmosférica

DA-2 de la Refinería Puerto La Cruz”, lo que permitirá tener actualizada y disponible la información de seguridad de los procesos de la unidad, además, dicha información se podrá utilizar como respaldo al efectuar los análisis de riesgos de procesos, para así establecer los lineamientos que rigen una planta, instalación o unidad, con la finalidad de que estas operen, sin que represente un riesgo a los procesos industriales y a las personas que laboran en ella.

Para cubrir el alcance de este proyecto, inicialmente se requiere recabar toda la información referente al proceso de fraccionamiento, a través de visitas a la instalaciones y a la sala de control de la unidad; también se revisarán en forma detallada el manual de informe de seguridad de los procesos, los diagramas de tuberías e instrumentación, y el listado de las válvulas de seguridad y de las válvulas control. Por medio de ello, se podrá adaptar la descripción del proceso a la filosofía operacional actual, así como también, actualizar la información del sistema de válvulas de seguridad y de control.

Se actualizarán todos los valores de las variables de procesos, como lo son: temperatura, presión, flujo y nivel; tanto para los principales equipos estáticos (tambores, torre, horno, intercambiadores de calor, desaladores, despojador) como rotativos (compresor, bombas), con el objeto de establecer las condiciones de operación (máximas, mínimas y típicas); en base a la comparación con las condiciones de diseño validadas por medio de los datos de diseño (*data sheet*). En la medición de las variables se utilizaran: el explorador de procesos Aspen Process Explorer<sup>®</sup>, correlaciones empíricas y los simuladores Pro/II e Inplant, este último para determinar las caídas de presión en las líneas de proceso; también se calcularán los flujos máximos que pueden manejar las principales placas orificios de la unidad a través del simulador Pegasys.

Por medio del simulador de procesos Pro/II se elaborará y validará un modelo de simulación del proceso de fraccionamiento de la unidad DA-2, que se empleará para realizar el balance de masa y energía de la unidad y de esta forma actualizar el diagrama de flujo de proceso. En este sentido, la importancia de este trabajo recae en gran manera en el marco de la dinámica constante de hacer los procesos de refinación cada día más competitivos, eficientes y seguros, ya que a través de él, se modificará el informe de seguridad de procesos y actualizará el balance de masa y energía, lo que permitirá controlar de manera confiable y segura el proceso de fraccionamiento, así como también, de poder corregir a mediano ó corto plazo las posibles fallas encontradas.

Finalmente y aunado a lo antes expuesto, el trabajo se orienta a establecer los rangos seguros de trabajo para prevenir la ocurrencia de accidentes severos, mayores y catastróficos, al operar de una forma segura y confiable que permita reducir el número de paradas no programadas, los costos de mantenimiento, el uso por encima de su capacidad de diseño, el deteriorado físico de los equipos y evitar problemas en aquellos equipos considerados críticos en el proceso, como lo son tanques, torres, intercambiadores, tuberías, equipos rotativos, etc., cuya falla podría derivar en un accidente o en pérdidas significativas para la empresa, así como también minimizar las consecuencias del escape de sustancias tóxicas, reactivas, inflamables o explosivas. De esta forma, se garantizará la seguridad de los operadores, las instalaciones y del medio.

### **1.3 Objetivos**

#### **Objetivo general**

Evaluar las condiciones operacionales actuales de la unidad de destilación atmosférica DA-2 de la Refinería Puerto La Cruz

**Objetivos específicos**

1. Adaptar la descripción del proceso de acuerdo a la filosofía operacional actual.
2. Actualizar la información del sistema de válvulas de seguridad y de control de la unidad.
3. Obtener las condiciones: típicas, máximas y mínimas de operación actual de las principales líneas y equipos de proceso de la unidad, comparando con el diseño.
4. Realizar el balance de masa y energía de la unidad a través de un modelo de simulación.

## CAPITULO II

### MARCO TEÓRICO

#### 2.1 Antecedentes

Luna (2006), evaluó la máxima capacidad de operación en la unidad de destilación atmosférica N° 2 de la refinería Puerto la Cruz con una alimentación de crudo 100 % Leona de 24 °API. Para ello elaboró un modelo de simulación de la zona de precalentamiento de la unidad, que se unió con el modelo existente de la torre fraccionadora de crudo T-1, donde se procesaron diferentes cargas entrando a la unidad, pero siempre tendiendo hacia la maximización. Se establecieron las limitaciones existentes en la torre T-1 y en los equipos asociadas a la misma como condensadores de tope, torre T-2 y en el tren de precalentamiento de crudo, donde se encontró que la torre T-1 presenta inundación a partir del caso N° 1 (*flujo de 50.000 BPD*). También se pudieron evaluar los equipos como bombas, desaladores y tambor separador.

Sarabia J. (2004), presentó el análisis del comportamiento de la unidad de destilación atmosférica DA-1 de la Refinería Puerto La Cruz ante un cambio en la dieta de alimentación, elaborando un modelo de simulación representativo. Se encontró una disminución en la producción de gasolina, nafta, residual y un aumento en la de jet, gasóleo y diesel. La capacidad hidráulica de las torres se midió a través de los porcentajes de inundación lo cual indico que la torre DA-1 estaba en capacidad de procesar una carga superior a 77,5 MBD. También se calcularon los flujos máximos y mínimos de las bombas asociadas a la fraccionadora principal DA-1.

Moreno, L. (2002), realizó la evaluación de la Información de Seguridad de los Procesos (ISP) para las unidades de destilación atmosférica DA-2,

DA-3 y la unidad redestiladora de gasolina 051 de la Refinería Puerto La Cruz. Para ello, principalmente se realizó una actualización de los diagramas de: flujo de procesos (DFP) y tubería e instrumentación (DTI); también se establecieron los límites de operación segura para los equipos y los rangos de operación para las variables de control de proceso (temperatura, presión, flujo y nivel). Se obtuvo que la unidad de destilación atmosférica DA-2 solo en un 31% de los equipos, opera sobre la condición de diseño, mientras que la unidad de destilación atmosférica DA-3 solo en un 26,7% y en la unidad de redestilación de gasolina no se encontró equipos operando sobre las condiciones de diseño.

Cedeño y Cristovo (1995), evaluaron la capacidad de producción en la unidad de destilación atmosférica DA-1. Para ello simularon el proceso de la unidad DA-1, con la finalidad de determinar las limitaciones de dicha unidad de destilación al aumentar la capacidad de la planta en 5.000 mil barriles diarios, sobre la carga actual de operación (75 MBD), obteniéndose como resultados favorables por cuanto la evaluación hidráulica y térmica del sistema mostro estar dentro de los límites de capacidad de cada uno de los equipos.

El presente proyecto plantea la obtención de las variables de proceso como lo son: temperatura, presión, flujo y nivel, originado por el cambio de la capacidad de procesamiento de la unidad en el año 2007, para lo cual se ejecutarán evaluaciones hidráulicas de los equipos y líneas de proceso por medio distintas herramientas, siendo una de ellas modelos de simulación, lo que se asemeja a los trabajos realizados por: Luna, Sarabia y Cedeño y Cristovo; sin embargo a diferencia de estos, la evaluación se realizará cuando el cambio en la alimentación de la unidad ya fue ejecutada Finalmente el trabajo realizado por Moreno es el que presenta mayor similitud con el proyecto a realizar, puesto que en él se obtuvo las condiciones típicas, mínimas y máximas de operación para toda la unidad



DA-2, pero a diferencia del siguiente proyecto, para una menor capacidad de procesamiento, y sin emplear modelos de simulación.

## **2.2 Fraccionamiento**

### **2.2.1 Generalidades**

El fraccionamiento es el método de separación más usado de las operaciones unitarias a nivel industrial. El proceso consiste en una transferencia de masa por el intercambio de calor desde el fondo de una torre, con un mayor enriquecimiento de los elementos más volátiles que conforman el vapor en el tope. Las operaciones de destilación empleadas en la industria química en general, tienen por objeto aislar compuestos individuales bastante puros, partiendo de mezclas de líquidos volátiles, formada fundamentalmente por componentes bien definidos.

Cuando se trata de mezclas de punto de ebullición elevado, tales como crudo o fracciones petroleras pesadas en los cuales existen intervalos de ebullición amplios, el grado de separación entre las fracciones depende del factor económico, y requiere de equipos de mayor flexibilidad operacional. En estos procesos de separación complejos, la destilación simple intermitente ha sido sustituida por las torres de fraccionamiento que emplean reflujo, tales como las usadas en la industria petrolera nacional. (Watkins, 1981)

### **2.2.2 Proceso de destilación fraccionada (fraccionamiento)**

En destilación se emplean varios tipos de dispositivos, como por ejemplo, los empaques vaciados u ordenados y las bandejas o platos, para que las fases entren en contacto íntimo. Los platos se colocan uno sobre otro dejando espacios entre ellos, y se encierran con una cubierta cilíndrica para formar una columna. El material de alimentación que se debe separar en fracciones se introduce en uno o más puntos a lo largo de la coraza de la columna.

Debido a la diferencia de densidad entre la fase vapor y líquido, donde el líquido desciende por la columna, cayendo en cascada de plato a plato, mientras que el vapor asciende por la columna, para entrar en contacto con el líquido en cada uno de los platos. El líquido que llega al fondo de la columna se vaporiza parcialmente en un rehervidor para proporcionar un vapor que asciende por la columna. El resto del líquido se retira como producto de fondo.

El vapor que llega a la parte superior de la columna se enfría y condensa como líquido en el condensador superior. Parte de este líquido regresa a la columna como reflujo, para proporcionar un derrame líquido. El resto de la corriente se retira como producto destilado o superior. Este patrón de flujo en el domo de la columna de destilación proporciona un contacto en contracorriente entre la corriente de vapor y líquido, en todos los platos de la columna.

Las fases de vapor y líquido en un plato dado se acercan a los equilibrios de temperatura, presión y composición, hasta un punto que depende de la eficiencia del plato de contacto. Los componentes más ligeros (de punto de ebullición más bajo) tienden a concentrarse en la fase vapor, mientras que los más pesados (de punto de ebullición más alto) tienden a la fase líquido. El resultado es una fase de vapor que se hace más rica en componentes ligeros al ir ascendiendo por la columna, y una fase líquida que se va haciendo cada vez más rica en componentes pesados conforme desciende en cascada. (Perry, Green, Maloney, 1993)

### **2.2.3 Destilación fraccionada a presión atmosférica (destilación atmosférica)**

La destilación atmosférica o también llamada *topping* en la ingeniería del petróleo, es la destilación que se realiza a una presión cercana a la atmosférica. Se utiliza para extraer los hidrocarburos presentes de forma

natural en el crudo, sin afectar la estructura molecular de los componentes. En las unidades de destilación atmosférica, el objetivo es obtener combustibles terminados y cortes de hidrocarburos que luego se procesaran en otras unidades. Se basa en la transferencia de masa entre las fases liquido-gas de una mezcla de hidrocarburos. Permite la separación de componentes en función de su punto de ebullición. En la figura 2.1 se presenta una columna de destilación fraccionada y sus partes. (IFP, 2005)

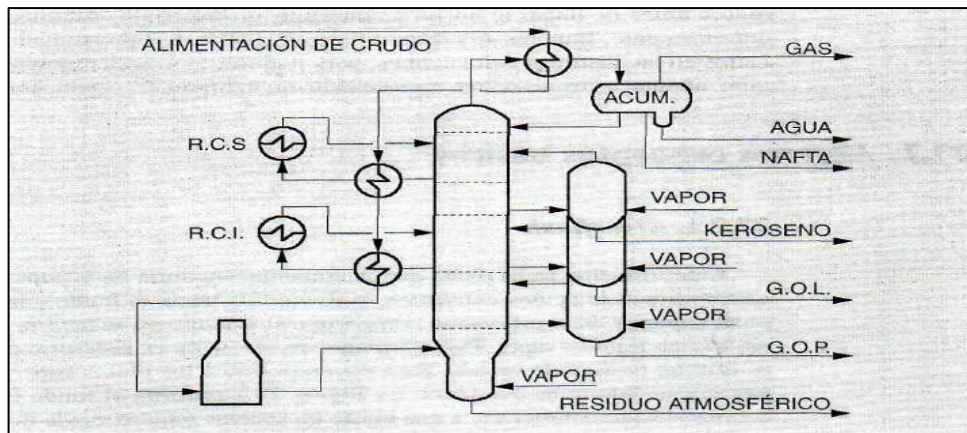


Figura 2.1. Columna de fraccionamiento atmosférica (Acedo, 2003)

### 2.3 Descripción de la unidad de destilación atmosférica DA-2

La unidad de destilación atmosférica DA-2 posee una torre de fraccionamiento principal T-1 de una altura de 21,18 metros (m) y de ancho tiene dos diámetros; la parte más ancha comprende desde el fondo hasta la bandeja N° 9 y su dimensión es de 3,96 m. La parte más angosta está comprendida desde la bandeja N° 8 hasta el tope y tiene un diámetro de 3,35 m. La torre posee una zona de expansión (zona flash) y consta de tres tipos de bandejas: platos de casquetes o copas de burbujeo, que van desde el 1 hasta el 8, platos de válvulas, desde el 9 al 14, y platos uniflux, desde A hasta E. La torre despojadora T-2 posee 9 platos del tipo copas de burbujeo.

El horno de la unidad es de tipo cilíndrico vertical de tiro natural H-2 con sección de convección de tubos horizontales y sobrecalentador de vapor. Existen dos tambores: D-1 almacenar los gases de tope de la T-1 condensados y D-8 para almacenar los gases húmedos que van hacia los quemadores húmedos del horno H-2. Los desaladores de la unidad son: D-4A y D-4B, los cuales desalinización por medio de la aplicación de un campo electroestático de alto voltaje que rompe la emulsión artificial agua-crudo generada mediante una válvula emulsificadora.

Las bombas que se encuentran trabajando son las siguientes: P-1/P-1A, P-2/P-3, P-3A, P-12/P-12A, P-16A/B y P-4/P4A, mientras que los intercambiadores: E-1A/B/C/D, E-2A/B/C/D/E/F, E-3, E-4, E-5A/B/C/B, E-6, E-7, E-8A/B/C y E-10A/B. Los productos de unidad son los siguientes: gasolina, diesel, y crudo reducido.

En la unidad se han realizado diferentes modificaciones que han permitido aumentar la capacidad de la unidad hasta 72MBD de crudo. A continuación se presentan esas modificaciones:

- En el año 1997, se ejecuto un proyecto parar mejorar la confiabilidad de la planta, el cual consistió básicamente en:
  - Reemplazo por deterioro del horno (H-1 por H-2).
  - Instalación de una nueva línea de transferencia.
  - Reinstrumentación electrónica y centralizada de la planta.
  - Reemplazo por obsolescencia de la bomba principal de carga P-1 por una bomba accionada con motor de velocidad variable.
  - Instalación de bomba de respaldo para rebombeo de crudo a la salida del desalador.
  - Reemplazo por capacidad de las bombas de diesel a almacenaje y reemplazo de las líneas de succión y descarga.

- Instalación de dos intercambiadores de calor diesel/crudo (E-10/B) y uno de reflujo de diesel/crudo (E-4) en el tren de precalentamiento e instalación de un enfriador (con aire) de diesel (E-8C), a fin de disminuir la temperatura del diesel a almacenaje.
- Instalación de un intercambiador de calor residual/crudo (E-2F) para incrementar la temperatura de precalor en el crudo. (PDVSA, 2006)
- En año 2007 se realizó una modernización (*revamp*) de los deshidratadores:
  - Cambio del tipo de cabezal a uno elíptico 2:1.
  - Cambio en el área del cabezal.
  - Se cambio el tipo de deshidratador, siendo el nuevo del tipo de polaridad doble, con electrodos compuestos.
  - Cambio en la longitud de la sección de coalescencia, en la sección pirotubular y en la longitud de la carcasa del desalador.

Todos estos cambios permitieron mejorar los niveles para los distintos tipos de interfases: agua/petróleo y petróleo/gas. (PDVSA, 2007)

## **2.4 Desalación**

Es el proceso de lavar el crudo con agua, inyectando de 3% a 7% de agua de lavado al crudo y mezclarlos íntimamente, para después mediante un proceso electrostático separar las dos fases (agua y crudo) y de esta manera remover los contaminantes, tales como sales, sólidos y agua de formación que se encuentra en el crudo. La mayoría de los contaminantes que contiene el crudo, están presentes en el mismo cuando es producido,

pudiendo estar contaminado con agua de mar cuando es transportado por banqueros o gabarras.

#### 2.4.1 Proceso de desalación

Cuando el crudo entra a la refinería típicamente contiene pequeñas cantidades de agua, aproximadamente entre 0,1 y 1,5 % en volumen y en ella vienen disueltas ciertas sales, mientras que el crudo contienen particularmente materia insoluble en el agua. Para disminuir el contenido de impureza, debe inyectarse agua al crudo, la cual es mezclada a través de una válvula especial, que dispersa el agua en gotitas extremadamente pequeñas. Esta mezcla intima entre el agua y el crudo causa que las gotas de agua fresca tengan contacto con el agua disuelta en el crudo y con las impurezas solubles en el agua. La mezcla de agua y crudo entra en el desalador donde es introducida a baja velocidad en un campo eléctrico. El campo eléctrico causa que el agua y el crudo se separen. En la figura 2.2 se muestra lo que incluye un sistema de desalación convencional.

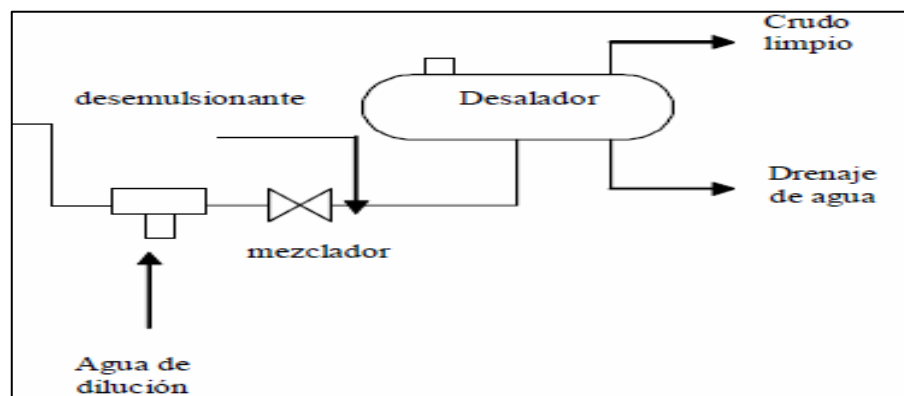


Figura 2.2. Sistema de desalación convencional (Marfisi y Salager, 2004)

Las gotas de agua de lavado ahora son combinadas con el agua disuelta en el crudo forman gotas más grandes que son separadas del crudo por la aplicación de alto voltaje eléctrico y la fuerza de gravedad. Este proceso es

conocido como *coalescencia electrostática*. Si no se añadiera agua de lavado, la acumulación total de las gotas presentes en el crudo no sería suficiente para que la coalescencia (combinación) de las gotas ocurriera. (BQC, 1996)

El funcionamiento de los desaladores es limitado por los siguientes problemas:

- **Formación de espuma.** La tendencia a formar espuma de una mezcla vapor líquido o vapor-líquido-líquido afectará severamente el desempeño del separador.
- **Flujo de avance.** Algunas líneas de flujo bifásico muestran la tendencia a un tipo de flujo inestable, de oleaje, que se denomina flujo de avance.
- **Materiales pegajosos.** Alimentaciones con materiales pegajosos, como es el caso de crudos parafinosos, pueden presentar problemas operativos, debido a ensuciamiento o incrustación de los elementos internos.
- **Presencia y acumulación de sólidos.** Cuando se conoce que un servicio tendrá arrastre de sólidos, deberán tomarse las previsiones correspondientes: tuberías de lavado (si aplica), boquillas de limpieza por inyección de líquidos, boquillas de remoción de sólidos, inclinación de recipientes horizontales, etc. (PDVSA, junio 1995)

## 2.5 Transferencia de calor

La transferencia de calor se define como la transmisión de energía térmica de una región a otra como resultado de la diferencia de temperatura entre ella. En la industria del procesamiento de crudo es muy importante el aprovechamiento de la energía térmica, puesto que reduce los costos en generación de energía calorífica. Para el aprovechamiento de la energía

térmica, existen los intercambiadores de calor, siendo el tipo más usado el de tubo y carcaza, que consiste en un haz de tubos paralelos confinados en un estuche cilíndrico llamado carcaza que se definen como un dispositivo mecánico, o equipo, diseñado para transferir calor entre dos o más corrientes de fluidos que fluyen a través del equipo.

En el manejo de los intercambiadores de calor en la industria se presentan muchos problemas que limitan el funcionamiento de los intercambiadores de calor, haciendo que estos no satisfagan los requerimientos de proceso especificados y que tampoco posean la capacidad de operar libre de problemas por largos períodos de tiempo. Dentro de estos problemas más comunes que limitan el funcionamiento de los intercambiadores de calor, encontramos los siguientes:

- **Ensuciamiento:** el ensuciamiento (*fouling*) constituye el principal problema presente en las unidades de transferencia de calor. Puede definirse como depósitos de material indeseado sobre la superficie de transferencia de calor, causando degradación en la operación del equipo en un orden del 80% y, algunas veces puede causar, falla o suspensión total de la operación. El factor de ensuciamiento o resistencia de suciedad se denota como  $R_f$  ( $m^2\text{C}/W$ ), y se calcula por medio de la siguiente ecuación:

$$R_f = \frac{1}{U_f} - \frac{1}{U_I} \quad (\text{Ec. 2.1})$$

donde:

$U_f$ : Coeficiente de transferencia de calor a condiciones limpias ( $W/m^2\text{C}$ )

$U_I$ : Coeficiente de transferencia de calor a condiciones sucias ( $W/m^2\text{C}$ )



- **Vibración.** Puede ser transmitida mecánicamente, por ejemplo durante el embarque de la unidad; o a través del fluido como en forma de pulsaciones provenientes de un compresor o bomba recíproca; o puede ser inducida dentro del intercambiador por un flujo perfectamente estable.
- **Corrosión.** Es el deterioro de un metal que no es posible siempre eliminarla completamente; debido a que las condiciones de operación no son estáticas; razón por la cual es necesario una revisión periódica del equipo y mejoramiento de los sistemas de control de la corrosión.
- **Erosión.** Es la pérdida de material de construcción debido a alta velocidad y/o cambios abruptos en la dirección del flujo; usualmente está asociada a flujo bifásico y se encuentra, principalmente, en la entrada de los tubos y en la superficie externa de los tubos situados debajo de la boquilla de entrada a las carcazas. (PDVSA, agosto 1995)

La caída de presión generada por un intercambiador es un aspecto importante en una línea de proceso, por lo que es necesario estimar cuanta caída de presión proporciona éste, de manera de seleccionar la bomba adecuada. Por ello, se han propuesto varias expresiones para determinar la caída de presión en un intercambiador de calor de tubo y carcaza, todas estas, en su mayoría, utilizadas al momento de diseñar. Para evaluaciones rutinarias se puede utilizar ecuaciones empíricas; en este caso la caída de presión varía con el cuadrado del flujo que pasa por el equipo (tanto para lado tubo como para lado carcaza) por lo que se puede derivar una “Ley de afinidad” que permita estimar la caída de presión en estos equipos. Para determinar la caída de presión en un intercambiador de calor solo es necesario conocer la relación entre la caída de presión para un flujo determinado, como sigue a continuación (Kern, 1980):

$$\Delta P_2 = \Delta P_1 \times \left( \frac{Q_2}{Q_1} \right)^2 \quad (\text{Ec. 2.2})$$

donde:

$\Delta P_2$ : caída de presión desconocida (psi)

$\Delta P_1$ : caída de presión conocida (psi)

$Q_2$ : Flujo referido a  $\Delta P_2$  (gpm) ó (lb/h)

$Q_1$ : Flujo referido a  $\Delta P_1$  (gpm) ó (lb/h)

## 2.6 Hornos

Los hornos son equipos para transferir el calor, generado por la combustión confinada de un combustible, a un fluido que circula a través de tubos. Si el fluido a calentar (evaporar) es agua se conoce como calderas. Se clasifican de diversas maneras: por la posición de los tubos en verticales y horizontales; por su forma externa en tipo cabina y cilíndrico; por la manera como se suministra el aire a su interior son de tiro natural, forzado o balanceado; y por el grado de calentamiento hornos de descomposición parcial y en reformadores o reactores.

La refinería Puerto La Cruz utiliza hornos del tipo vertical en forma de botella, para el calentamiento del crudo en la unidad de destilación DA-2. Este horno se conforma de una sección de radiación, donde los tubos están colocados o colgados verticalmente en forma de círculo alrededor de los quemadores del piso, lo que hace que la llama sea paralela a los tubos. Una sección de convección horizontal ubicada encima de la sección de radiación (Figura 2.3), que proporcionan un diseño muy eficiente y económico que requiere un mínimo de área de planta. Los gases de combustión fluyen hacia arriba a través del banco de convección y posteriormente a la chimenea.

La generación de energía calorífica en un horno que genera grandes altos, por ello en muchos casos se tiene el hecho de además de usar gas natural también se emplean los gases obtenidos en el de proceso que sean combustible, como por ejemplo los gases de un acumulador de gasolina de una columna de destilación atmosférica. Para ello se usan quemadores especiales, denominados quemadores de gases húmedos.

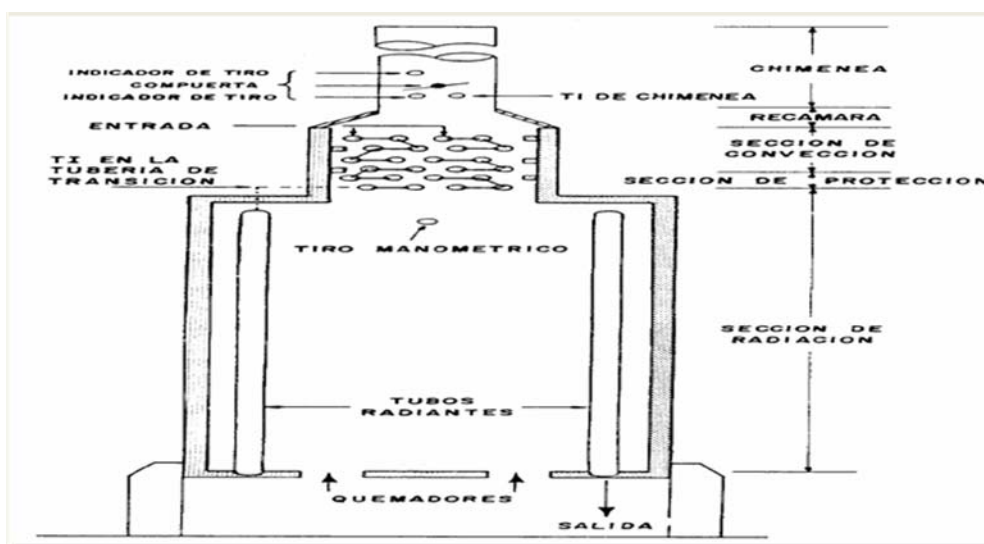


Figura 2.3. Horno vertical con zona de convección integrada (PDVSA, 1995)

### 2.6.1 Problemas de coquificación

Los hornos tipo vertical son diseñados para minimizar la formación de coque. A temperaturas de película por encima de  $350^{\circ}\text{C}$  ( $660^{\circ}\text{F}$ ) aproximadamente (usualmente equivale a una temperatura volumétrica de fluido por encima de  $315^{\circ}\text{C}$  ( $600^{\circ}\text{F}$ ), se da origen a craqueo del lado interno de la pared del tubo. Los hidrocarburos son craqueados y una película de coque se forma gradualmente. Esta película produce una alta caída de presión a través del serpentín y altas temperaturas del metal del tubo.

Tarde o temprano, todos los hornos en estos servicios deben de coquificarse. A fin de minimizar la diferencia entre la temperatura volumétrica

del fluido y la temperatura de la película es necesario un coeficiente de película alto, el cual es obtenido manteniendo las condiciones de flujo turbulento dentro del tubo. Mientras más grande sea la velocidad másica, mayor será el coeficiente de transferencia de calor. Sin embargo, si la velocidad másica es muy alta causará una caída de presión elevada en el serpentín, lo que implica alto costo por bombeo, aumento en la presión de diseño del equipo aguas arriba y posible erosión en los retornos de los tubos. (PDVSA, 1995)

## **2.7 Bombas**

La mayoría de los procesos en las industrias de procesos químicos incluyen la transferencia de energía de líquidos de un valor de presión o de energía estática a otro. La bomba es el medio mecánico para obtener esta transferencia y por ello es parte esencial de los procesos, ya que sirven para transportar un líquido venciendo efectos tales como, fricción en tuberías y accesorios. Dentro de los tipos de bombas tenemos: bombas centrífugas, bombas reciprocantes y bombas rotativas.

La gran mayoría de las bombas que se usan actualmente en las refinerías, plantas químicas y de servicios, son centrífugas. Las bombas dinámicas (centrífugas) operan desarrollando una velocidad de líquido alta, convirtiendo la velocidad en presión en un pasaje de difusión de flujo. Tienden a tener una eficiencia menor que las bombas de desplazamiento positivo, pero operan a una velocidad relativamente alta para permitir un caudal de flujo alto en relación con el tamaño físico de la bomba. Las ventajas primordiales de una bomba centrífuga son la sencillez, el bajo costo inicial, el flujo uniforme (sin pulsaciones), el pequeño espacio necesario para su instalación, los costos bajos de mantenimiento, el funcionamiento

silencioso y su capacidad de adaptación para su empleo con unidad motriz de motor eléctrico o de turbina.

En las industrias del procesamiento del crudo, se presenta la condición de trabajar con crudos muy viscosos, tal es el caso de la DA-2, la cual supone el uso de bombas del tipo reciprocante, las cuales pueden ser consideradas como bombas de desplazamiento positivo. El desplazamiento del líquido se produce debido a la rotación de uno o más elementos dentro de una carcasa, tales como tornillos, engranes y álabes. En las industrias del procesamiento del crudo, se presenta la condición de trabajar con crudos muy viscosos, tal es el caso de la DA-2, la cual supone el uso de bombas del tipo reciprocante, las cuales pueden ser consideradas como bombas de desplazamiento positivo. El desplazamiento del líquido se produce debido a la rotación de uno o más elementos dentro de una carcasa, tales como tornillos, engranes y álabes. Estos tipos de bombas, están limitadas a servicios con fluidos muy viscosos, tales como aceites combustibles pesados, lubricantes, grasas y asfalto.

Los aspectos fundamentales para evaluar en una bomba son los siguientes: Flujo volumétrico mínimo y máximo, cabezal neto de succión positiva (NPSH) requerido y disponible, cabezal total de la bomba o altura dinámica total, cabezal total de succión, cabezal total de descarga, cabezal de velocidad, potencia al freno, potencia hidráulica, curva característica de una bomba y cavitación. (Hicks, 1994)

### **2.7.1 Cabezal total de una bomba (Ht)**

Es la diferencia de altura de presión entre la descarga y la succión (Ht). En una bomba centrífuga se acostumbra a expresar la altura de la bomba en términos de altura diferencial de columna de líquido:

$$H_t = H_d - H_s \quad (\text{Ec. 2.3})$$

donde:

- $H_d$  (pies): representa el cabezal total de descarga, que es la lectura de un medidor en el extremo de descarga en una bomba (corregida al eje de la bomba) más la lectura barométrica y el cabezal de velocidad  $h_{vd}$  en el punto de fijación del medidor:

$$H_d = h_{gd} + atm + h_{vd} \quad (\text{Ec. 2.4})$$

donde:

$h_{gd}$ : cabezal de lectura de un manómetro en la brida de descarga de una bomba (pies)

$h_{vd}$ : cabezal de velocidad del fluido en la descarga (pies)

atm: presión atmosférica (pies)

- $H_s$  (pies): representa el cabezal total de succión de la bomba, calculado de la misma forma que el cabezal total de descarga, pero tomando como datos para esta la lectura de los datos en la succión de la bomba. Para ambos casos las ecuaciones plantean el uso del cabezal de velocidad del fluido ( $h_v$ ), cuyos valores son generalmente bastante pequeños y se calculan por medio de las siguientes ecuaciones:

$$Q = v \times A \quad (\text{Ec. 2.5})$$

donde:

V: velocidad del fluido (pies/s)

A: área por donde pasa el fluido (pies<sup>2</sup>)

Siendo la velocidad del fluido para ductos circulares:

$$v = \frac{0,409 \times Q}{d^2} \quad (\text{Ec. 2.6})$$

donde:

d: diámetro interior del tubo (pulgadas), siendo el cabezal de velocidad la distancia vertical desde la cual tendría que caer un cuerpo para adquirir velocidad (Perry, Green, Maloney, 1992):

$$h_v = \frac{v^2}{2g} \quad (\text{Ec. 2.7})$$

donde:

g: gravedad (pies/s<sup>2</sup>)

### 2.7.2 Cabezal neto de succión positiva (NPSH)

Para cada caudal, en el tubo de aspiración de una bomba existe una presión mínima por encima de la presión de vapor  $P_v$ ; por debajo de este valor de  $P_v$  la bomba cavitará; ésta presión se puede expresar en metros de columna de líquido (altura neta de entrada en la bomba) y se denomina altura neta de succión positiva (NPSH, *Net Positive Suction Head*). El NPSH en metros de líquido, es la diferencia entre la altura manométrica de aspiración en la brida de aspiración y la presión de vapor del líquido que se está bombeando en ese mismo punto a la temperatura de succión.

Cualquier líquido que se desee bombear tiene una determinada presión de vapor  $P_v$ , y una determinada energía bruta en la succión de la bomba, que es utilizable hasta dicha presión  $P_v$ , a partir de la cual aparece la cavitación, por lo que se define la Altura Neta Succión Disponible (NPSH<sub>d</sub>), como la diferencia de la altura total de succión absoluta en la entrada del

primer impulsor de la bomba menos la presión de vapor absoluta del líquido manejado, a la temperatura de operación.

Un procedimiento utilizado para obtener el NPSHd es a través del cabezal del vapor del líquido y el cabezal de succión total. Este último se puede calcular obteniendo la presión de succión manométrica de la bomba utilizando como herramienta simuladores de redes después de realizar el respectivo levantamiento de campo, o, si la bomba está en operación, a través de un manómetro a la entrada de la succión.

$$\text{NPSHd} = h_d - h_{\text{vpa}} \quad (\text{Ec. 2.8})$$

donde:

$h_{\text{vpa}}$ : altura de líquido correspondiente a la presión de vapor del líquido manejado, a la temperatura de operación (pies).

El líquido que se disponga en la posición de la brida de aspiración de una bomba, necesita un mínimo de energía que le permita hacer el recorrido por el espacio interno de la bomba sin que aparezca cavitación; esta presión mínima, cuyo límite es  $P_v$ , es la que se tiene a la entrada del rodete, en el momento en que éste comienza a comunicar al líquido la presión, lo que se conoce como la Altura Neta de Succión Requerida (NPSHr). (McNaughton, México 1992)

### **2.7.3 Potencia al freno o potencia suministrada (BHP)**

Se refiere a la cantidad de energía que puede ser suministrada para hacer funcionar una bomba. Existen varios conceptos para determinar la potencia requerida para mover un determinado volumen de líquido en unas condiciones establecidas, sin embargo la potencia al freno o *BHP* es la más



útil de ellas, ya que con esta potencia se puede seleccionar directamente el tamaño del motor adecuado para accionar la bomba.

#### 2.7.4 Curva de una bomba

Las curvas características se trazan casi siempre para una velocidad de giro de la bomba,  $\omega$ , constante. El caudal,  $Q$ , se toma como la variable independiente básica, y como variables dependientes suelen tomarse la altura manométrica  $H$  (cabezal), la potencia consumida por la bomba  $P_B$ , y el rendimiento  $\eta$ . La figura 2.4 muestra las curvas características típicas de una bomba centrífuga para una cierta velocidad de giro fija. Como se observa, la altura manométrica es alta y aproximadamente constante para caudales bajos, y después decrece a medida que aumenta el caudal. La curva de potencia crece monótonamente con el caudal. El rendimiento crece hasta alcanzar un máximo a un cierto caudal que se denomina caudal de diseño. (UNIOVI, 2006)

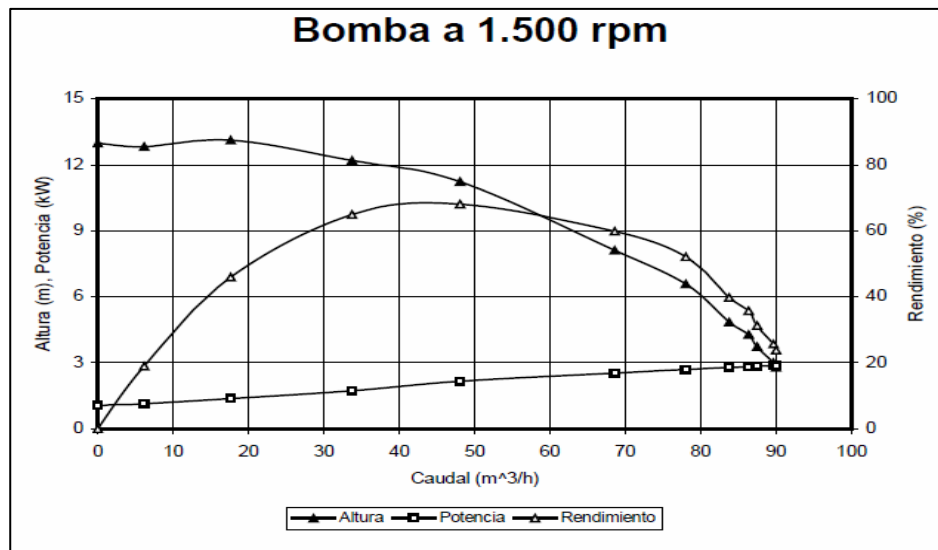


Figura 2.4. Curva característica de las bombas (UNIOVI, 2006)

### 2.7.5 Flujo mínimo y máximo en bombas

Para el buen funcionamiento de una bomba se establecen los flujos mínimos y máximos, dependiendo las condiciones para las cuales se encuentra trabajando una bomba y el tipo de fluido. Para el caso del flujo mínimo, este se conoce como la menor cantidad de líquido que puede estar manejando una bomba de manera segura. Operar por debajo de ese flujo compromete la integridad del equipo y del personal. Al no salir un flujo mínimo de las bombas el que está en su interior se recircula y se calienta, los impulsores le imprimen más energía y más calor, se forman gases y vapores, se incrementa la temperatura dentro de la bomba, se dilatan los componentes internos, se reducen las tolerancias internas, ocurre el contacto entre partes, se desprenden componentes y se traba el motor. Cada fabricante de bombas maneja sus propios criterios para determinar el flujo mínimo en las bombas y se asocian a un porcentaje al punto de mejor eficiencia de la bomba (BEP) (Flowserve Corporation, 1980)

A continuación se expone el método usado en el presente trabajo:

- Con la información del NPSHr y NPSHd, se determina una relación denominada "Chart":

$$\text{Chart} = \frac{\text{NPSHd}}{\text{NPSHr}} \quad (\text{Ec. 2.9})$$

- Con este valor se entra la figura 2.5 para cortar la curva de hidrocarburo y leer Km.

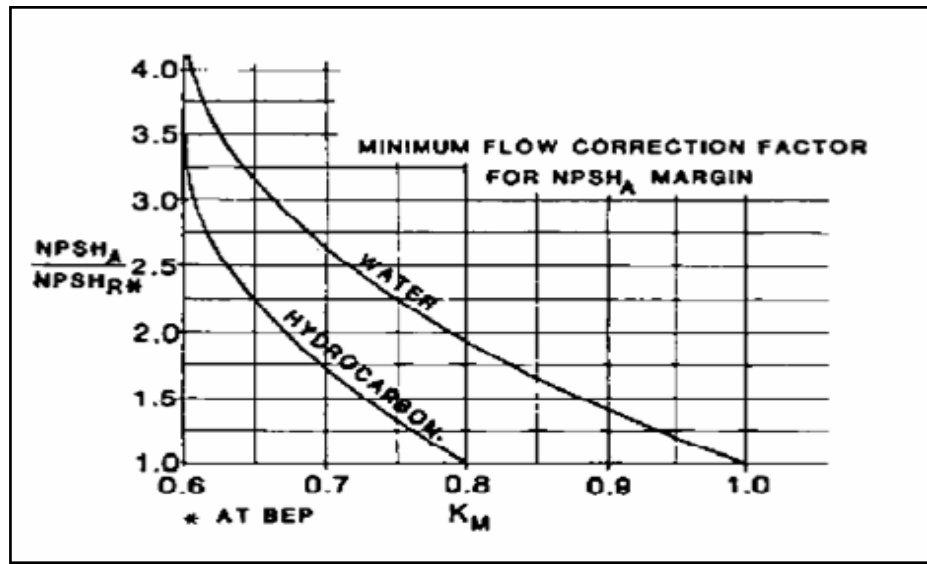


Figura 2.5. Determinación del factor Chart para flujos mínimos en bombas (Acosta, 2001)

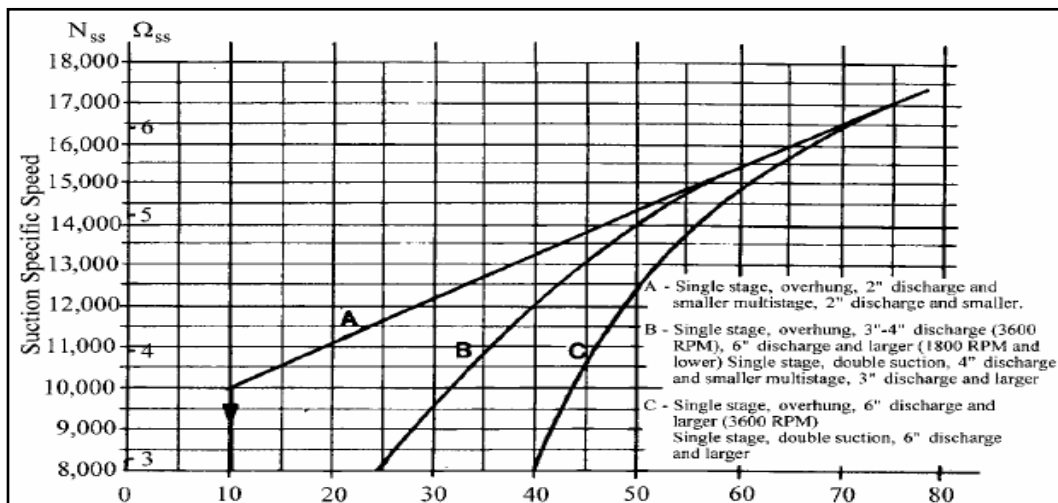


Figura 2.6. Porcentaje del punto de mejor eficiencia de capacidad para bomba (Acosta, 2001)

- Mediante la siguiente ecuación se determina la velocidad específica ( $N_{ss}$ ) y con la figura 2.6, se conoce el porcentaje del flujo de diseño o

punto de mejor eficiencia (%BEP), interceptando el valor del Nss con la curva correspondiente al tipo de bomba.

$$N_{ss} = \frac{rpm \times Q^2}{NPSH_r} \quad (\text{Ec. 2.10})$$

donde:

rpm: velocidad angular (rpm)

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

- Finalmente el flujo mínimo (Fm) se calcula por la siguiente ecuación, llevando el porcentaje de mejor eficiencia a fracción (BEP):

$$F_m = K_m \times Q \times \text{BEP} \quad (\text{Ec. 2.11})$$

Para determinar “el flujo máximo de las bombas” no existe una expresión definida, sin embargo se puede estimar. Si las bombas tienen motores eléctricos, el flujo máximo que puede manejar la bomba sería el que le permita su motor, por lo que se plantean expresiones conocidas que involucran la potencia del motor:

$$\text{BHP} = \text{HP} \times E \quad (\text{Ec. 2.12})$$

donde:

BHP: potencia al freno (HP)

HP: potencia del motor (HP)

E: eficiencia del motor

Para los casos donde no se tenga la eficiencia del motor, como ocurre generalmente, se asume una eficiencia de un 90%, siendo este un valor conservador tomando en cuenta que los motores se fabrican para una eficiencia superior al 95%, la cual disminuye con el funcionamiento. Con la BHP se procede a calcular la potencia hidráulica (PH):

$$PH = BHP \times n \quad (\text{Ec. 2.13})$$

donde:

n: eficiencia de la bomba.

Por medio de la definición de potencia hidráulica que depende del cabezal total de la bomba (H), se determina el flujo másico máximo, que luego es transformado a flujo volumétrico por la densidad del fluido:

$$PH = \frac{H \times W}{33.000} \quad (\text{Ec. 2.14})$$

donde:

W: flujo másico máximo (lb/min)

H: cabezal total (pies)

### 2.7.6 Cavitación

Cuando la presión absoluta en un determinado punto se reduce a valores de un cierto límite, alcanzando el punto de ebullición del fluido, este líquido comienza a entrar en ebullición y los conductos o piezas (de bombas, turbinas o tuberías) pasan a presentar en parte, bolsas de vapor dentro de la propia corriente. El fenómeno de formación y destrucción de estas bolsas de

vapor, o cavidades llenas de vapor, se denomina cavitación. Siempre que la presión en algún punto de una bomba o turbina alcance el límite crítico (tensión del vapor) las condiciones de funcionamiento se vuelven precarias y las máquinas comienzan a vibrar a consecuencia de la cavitación. Los efectos de la cavitación se transmiten a las estructuras próximas reduciendo el rendimiento y pudiendo causar serios daños materiales a las instalaciones. (PDVSA, 2000)

## **2.8 Líneas de proceso**

Las tuberías de acero de sección circular son el medio de transporte más frecuente en el transporte de fluidos, ya que esta forma ofrece no solo mayor resistencia estructural sino también permite el flujo de fluido de un lugar a otro en forma continua o discontinua, sin producir algún impacto al ambiente.

Uno de los problemas que presentan este tipo de tuberías lo constituye la destrucción de las superficies internas como consecuencia de la alta fricción que generan los fluidos al pasar por estas, lo que se conoce como erosión. Partiendo de este fenómeno, se estableció la velocidad de erosión, definiéndose como la velocidad a la cual el fluido comienza a erosionar las superficies internas de las tuberías, siendo este parámetro utilizado para establecer la condición máxima de flujo en una línea de proceso.

Para determinar la velocidad de erosión de una tubería, es necesario conocer la densidad y la frecuencia que transita el fluido por la tubería. Con estos datos se entra en figura mostrada en el anexo I, para conocer la velocidad de erosión. Puesto que en las líneas de proceso lo importante es conocer el flujo máximo que maneja la tubería, se aplica la siguiente ecuación:

$$Q_{\text{máx}} = A \times V_{\text{máx}} \quad (\text{Ec. 2.15})$$

donde:

$Q_{\text{máx}}$ : flujo máximo.

A: área transversal de a tubería.

$V_{\text{máx}}$ : velocidad de erosión.

Así como es importante conocer el flujo máximo, también lo es conocer la temperatura y presión máxima para una línea de proceso. La primera se establecerá mediante la norma PDVSA MDP-01DP-01, sección 5.2., y la segunda mediante la norma ANSI B16.5, donde se considera el elemento más crítico de la línea (brida o válvula). Ambos procedimientos se explican en el capítulo 3, sección 3.5.2. (PDVSA, 1986)

## 2.9 Válvulas de control

Las válvulas de control son los elementos finales de control más usuales y se les encuentra en las plantas de proceso, donde manejan los flujos para mantener en los puntos de control las variables que se deben controlar. Las válvulas de control actúan como una resistencia variable en la línea de proceso; mediante el cambio de su apertura se modifica la resistencia al flujo y, en consecuencia, el flujo mismo. Las válvulas de control no son más que reguladores de flujo.

El factor principal de una válvula de control, es el coeficiente de flujo de la válvula,  $C_v$ ; definido como “la cantidad de agua en galones U.S. que fluye por minuto a través de una válvula completamente abierta con una caída de presión de 1 psi en la sección transversal de la válvula.”

A pesar de que todos los fabricantes de válvulas de control utilizan el método  $C_v$  para el dimensionamiento de válvulas, las ecuaciones para

calcular Cv presentan algunas diferencias de un fabricante a otro, siendo mayor la diferencia encontrada en las ecuaciones para dimensionar las válvulas utilizadas con fluidos que se comprimen (gas, vapor o vapor de agua). (Smith y Corripio, 1991)

Uno de los principales fabricantes de válvulas de control lo es *Fisher Controls*, el cual cuenta con un programa para el dimensionamiento de válvulas, denominado *Firstvue*, basado en las siguientes ecuaciones:

Para líquidos:

$$C_v = Q \times \sqrt{\frac{GE}{\Delta P}} \quad (\text{Ec. 2.16})$$

Para gas, vapor y vapor de agua:

$$C_g = \frac{Q}{\sqrt{\frac{520}{GE \times T} \times P1 \times \text{sen} \left[ \left( \frac{3417}{C1} \right) \times \sqrt{\frac{\Delta P}{P1}} \right]_{\text{grad}}}} \quad (\text{Ec. 2.17})$$

donde:

Q: flujo manejado por la válvula de control. Líquidos (gpm), gases ( $\text{pie}^3$  estándar/h)

GE: densidad relativa la temperatura del fluido

T: temperatura del fluido ( $^{\circ}\text{R}$ )

$\Delta P$ : caída de presión generada por la válvula (psi)

P1: presión de entrada del gas a la válvula (psia)

Cv: coeficiente de flujo de la válvula

C1: factor de las capacidades de recuperación de la válvula definido como Cv/Cg. Sus valores se presentan en el siguiente intervalo: 33-38

Cg: coeficiente de flujo de la válvula (gases ó vapores)



En este programa además de hacerse el dimensionamiento de válvulas, se encuentra la base de datos referentes a todas las válvulas Fisher, donde se destacan las tablas de los coeficientes de flujos para todos los tipos de válvulas de control. En el anexo D se observa la dependencia del coeficiente de flujo del porcentaje de apertura de esta.

### 2.10 Placas de orificio

El método más ampliamente utilizado para la medida industrial de caudales es el que se realiza a partir de la presión diferencial, donde unos de los elementos más usados en las refinerías lo es la placa orificio. Este elemento primario como se observa en la figura 2.7, ofrece una restricción al paso de fluido que hace aumentar la velocidad disminuyendo al mismo tiempo la presión, de tal forma que la suma de energía potencial, energía cinética y energía interna permanece constante.

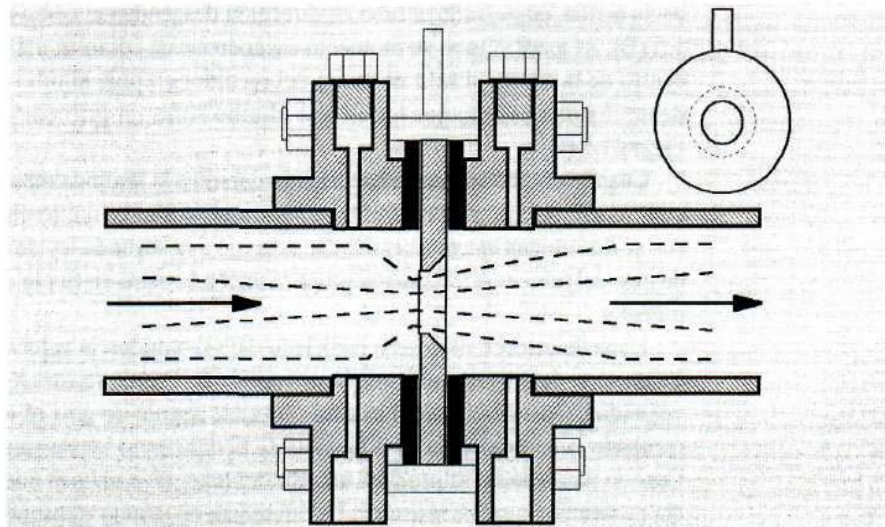


Figura 2.7. Placa de orificio (Acedo, 2003)

Dentro de los factores a considerar para evaluar una placa orificio se encuentran los siguientes:

- **Relación Beta.** Es la relación entre el diámetro del orificio de restricción o medida y el diámetro interior de la tubería.
- **Coeficiente de descarga.** Ningún elemento primario sigue exactamente la ecuación de Bernouilli. El coeficiente de descarga «C», relaciona los caudales teórico y real.
- **Recuperación de presión.** La presión disminuye al pasar por el orificio de restricción y se eleva aguas abajo. Este fenómeno es consecuencia de la conversión de energía potencial en cinética. Parte de la energía se disipa en la turbulencia, por lo que una parte de la caída de presión no se recupera.
- **Factor de expansión.** Para fluidos compresibles se utiliza en el cálculo de elementos primarios el factor de expansión «e». Este factor tiene en cuenta el cambio en la energía interna de un fluido que acompaña a las variaciones en términos de energías cinética y potencial.

### 2.10.1 Calibración de una placa de orificio

Para poner en funcionamiento una placa de orificio es necesario adaptarla a una caída de presión para la cual se fija un flujo máximo. Es decir, se fija una máxima caída de presión, y se determina su flujo, y este flujo corresponderá al máximo. Para realizar el cálculo del flujo máximo se emplea la expresión básica para placas de orificio, obtenida por medio de la aplicación de Bernouilli en una tubería horizontal, de acuerdo a la Norma ISO 5167:

$$C \times E \times \varepsilon = \frac{Q_M}{\frac{\pi \times d^2}{4} \times \sqrt{2 \times g \times h \times \rho}} \quad (\text{Ec. 2.18})$$

donde:

$Q_M$ : caudal, en kg/s

C: coeficiente de descarga, sin dimensiones

E: coeficiente de velocidad de acercamiento, sin dimensiones

$\square$ : coeficiente de expansión, sin dimensiones

d: diámetro del orificio, en m

g: aceleración de la gravedad, en  $m/s^2$

h: presión diferencial, en  $kg/m^2$

$\rho$ : densidad, en  $kg/m^3$

En la actualidad se cuenta con una serie de programas que permiten de manera rápida determinar, tanto el flujo máximo, como la caída de presión en el diseño de una placa de orificio. Uno de estos programas lo es Pegasys, la cual en su opción de *Orifice*, ofrece el cálculo de flujo máximo basado en el algoritmo presente en el anexo G.

## 2.11 Dispositivos de seguridad: válvulas de alivio y/o seguridad

Los dispositivos de alivio y seguridad usados normalmente en una refinería son:

- **Válvulas de alivio**, que son dispositivos de alivio automático de presión, activada por la presión estática aguas arriba de la válvula, la cual se abre en proporción al aumento de presión por encima de la presión de ajuste. Una válvula de alivio, se usa principalmente para manejar líquidos.
- **Válvulas de seguridad**, usadas normalmente en servicio de gas y vapor ó en servicio de aire y vapor de agua. Es un dispositivo de alivio automático de presión, activada por la presión estática aguas arriba de

la válvula y caracterizada por una apertura rápida completa ó acción de disparo.

- **Válvulas centinela.** Este componente es instalado en la carcasa superior de una turbina, es un artefacto de alerta que indica excesiva presión en dicho equipo. En el caso de que la presión del vapor dentro de la carcasa de la turbina exceda un valor predeterminado y configurado en la válvula centinela, la válvula permite que una pequeña cantidad de vapor salga a la atmósfera, produciendo un sonido silbante. Esta válvula no constituye una válvula de alivio.

Los parámetros necesarios a conocer sobre el diseño de las válvulas de alivio y seguridad son las siguientes: cantidad de fluido a ser aliviado por unidad de tiempo, la temperatura, presión y densidad relativa del fluido aguas arriba de la válvula de alivio. Un factor importante a tomar en cuenta para la instalación de una válvula de alivio y/o seguridad, es la contrapresión.

La contrapresión o "*back pressure*" se define como la presión existente en la descarga de una válvula de alivio y seguridad. Independientemente que la descarga de una válvula de alivio y seguridad de presión se realice directamente a la atmósfera o en la corriente de un sistema de recolección, la contrapresión puede afectar el funcionamiento de las válvulas de alivio de presión. Los efectos de la contrapresión pueden incluir variaciones en la presión de apertura, la reducción de la capacidad de flujo, inestabilidad o una combinación de las tres. (PDVSA, 1990)

Existen tres tipos de contrapresión:

- **Contrapresión acumulada.** Es la contrapresión variable desarrollada como resultado del flujo en la línea de alivio.

- **Contrapresión superimpuesta.** Es la contrapresión inicial antes de abrirse la válvula, causada por la descarga de otras válvulas al mismo cabezal.
- **Contrapresión constante.** Es una contrapresión no variable, creada por la succión de un compresor o equipo similar (no es un caso muy común).

### 2.11.1 Aspectos sobre las válvulas de alivio y/o seguridad

El tipo de la válvula de alivio de seguridad afecta el tamaño de la línea y las condiciones de alivio. Hay tres tipos básicos: convencional, fuelles equilibrados y accionada por piloto. A continuación se describen las dos primeras, por ser las más usadas en la refinería Puerto La Cruz:

- **Válvulas de alivio y seguridad convencionales.** En una válvula de alivio y seguridad convencional, la presión de entrada actúa contra un resorte que cierra la válvula, y la contrapresión en la salida de la válvula cambiará la presión a la cual se abriría la válvula.
- **Válvulas de seguridad y alivio equilibradas.** En una válvula con fuelles equilibrados, el área efectiva de los fuelles es la misma que el área del asiento de la boquilla y se evita la acción de la contrapresión sobre la parte superior del disco; así la válvula se abre a la misma presión de entrada aún cuando la contrapresión puede variar.

La presión de ajuste de una válvula de alivio y seguridad del tipo convencional, con un bonete no venteado al ambiente, aumenta con una contrapresión superimpuesta, si ésta se encuentra alineada en un arreglo de cabezal común de descarga; sin embargo, para las válvulas de alivio tipo balanceada o accionadas por piloto, el punto de ajuste no es afectado por la contrapresión superimpuesta. Este hecho posee relevante importancia en el diseño de un sistema de alivio. (PDVSA, 1990)

## 2.12 Propiedades físicas de los fluidos

### 2.12.1 Gravedad API

Es la escala utilizada específicamente en materia petrolera, para medir la densidad de los crudos y los productos líquidos del petróleo, adoptado por el *American Petroleum Institute*. La relación de esta escala con la densidad relativa, se presenta mediante la siguiente ecuación (PDVSA, 2001)

$$S(60^{\circ}\text{F}) = \frac{141,5}{131,5 + \text{API}} \quad (\text{Ec. 2.19})$$

Para el cálculo de la densidad en hidrocarburos se tiene la siguiente expresión:

$$\rho = 62,4 \times (A + B) \quad (\text{Ec. 2.20})$$

donde:

$$A = T \times (-0,002183 + 0,003281 \times \text{GE} - 0,001228 \times \text{GE}^2 - 0,000213 \times \text{GE}^3) \quad (\text{Ec. 2.21})$$

$$B = 0,314236 + 0,097598 \times \text{GE} + 0,969006 \times \text{GE}^2 - 0,36081 \times \text{GE}^3 \quad (\text{Ec. 2.22})$$

siendo:

$\rho$ : densidad del fluido (lb/pies<sup>3</sup>)

GE: densidad relativa condiciones estándar

T: Temperatura de operación (°F)

### 2.12.2 Viscosidad

El coeficiente de viscosidad absoluta ( $\mu$ ) o simplemente viscosidad dinámica, es una medida de la resistencia que tiene un fluido para fluir cuando se le

aplica una fuerza externa. La viscosidad cinemática ( $\nu$ ) es el cociente entre la viscosidad dinámica (centipoise, cP) y la densidad (gramos/cm<sup>3</sup>), y su unidad métrica correspondiente en el sistema internacional en centistoke (cSt).

### **2.12.3 Densidad relativa**

Es la relación entre la densidad dada y la densidad de una sustancia de referencia. La densidad relativa (S) de un líquido es la relación entre su densidad y la densidad del agua a una temperatura normalizada (15,6 °C o 60°F). Las densidades relativas también se especifican para gases y se define como la relación entre el peso molecular del gas y del aire. La densidad relativa es función de la temperatura, y se puede determinar para crudos y los productos de este, mediante figura presentada en el anexo B, como lo establece la GPSA. (Montiel, 1984)

### **2.13 Explorador de procesos (*Aspen Process Explorer*<sup>®</sup>)**

Es una herramienta de proceso para el análisis y reporte de datos de un proceso. Posee la herramienta Aspen Q que permite realizar el control estadístico de los procesos (CEP) para utilizar técnicas que mejoren el producto, la calidad y reducir los costos de fabricación. El Aspen Q, analizador en tiempo real, es un paquete de software que brinda la posibilidad de aplicar técnicas para procesar datos a medida que se almacenan en tiempo real, además proporciona una interfaz de operación que se implementa utilizando un control *Activex* que está en poder del explorador, ampliándose así las capacidades de este.

El Aspen Q en tiempo real del explorador de proceso proporciona las siguientes capacidades para la recolección y análisis de control estadístico de proceso de datos:

- Aplicación de las normas de datos para personalizar la información estadística.
- Visualización de las alarmas estadísticas para detectar defectos en el proceso.
- Visualización de gráficos *ad hoc* y pre-configurados para facilitar el proceso estadístico de análisis de datos.

Los gráficos disponibles en el Aspen Q del explorador de procesos incluyen los siguientes: histogramas, listas de desviación estándar, rango (R) listas, gráficas XBar, gráficas EWMA, listas de CUSUM, gráficas de Pareto y listas de autocorrelación.

Por medio de la pestaña Q, ubicada en la herramienta gráficos se puede acceder a realizar las graficas mencionadas de los valores de las variables que son reportadas por la instrumentación del proceso tanto para un tiempo real de información o datos históricos que son almacenados en una base de datos, es decir, graficar los valores de las variables del proceso en función del tiempo. Estas graficas pueden ser guardadas, lo que permite al usuario realizar modificaciones en gráficos que ya han sido realizados.

Una de la tendencia más usada en la determinación de los valores típicos de una unidad, lo es el histograma, que es una representación grafica de la distribución de los datos de proceso (figura 3.7). Cada columna de un histograma es un contenedor para recoger el número de valores que caen dentro del rango de la bandeja de valores, donde el ancho de cada columna representa un rango de valores, mientras que la altura representa la frecuencia o el número de observaciones en cada celda. En cada histograma se indica lo siguiente: el centro de los datos del proceso, las variaciones de los datos del proceso, la distribución de los datos del proceso, la capacidad



del proceso, se especifican los límites y se muestra la curva de distribución normal.

Existen dos herramientas de gran ayuda en el empleo de los histogramas:

- La leyenda (*The Legend Tool*), que permite al usuario crear un listado de los diferentes códigos de identificación (Tag) de las variables que son reportadas en la base de datos del proceso para el control automático de la planta. Este listado facilita al usuario analizar la tendencia de la variable o de múltiples variables operacionales para cualquier rango de tiempo en una misma ventana.
- Control de tiempo (*The Time Control Tool*), permite al usuario especificar el rango del tiempo para el cual desea realizar la tendencia de la(s) variable (s) del proceso a estudiar. (Aspen Technology, 2010)

#### **2.14 Pro/II con Provision**

Es un programa de simulación de proceso en estado estacionario diseñado por la empresa *Simulation Sciences* (SIMSCI), muy utilizado en la industria del gas natural, refinación de petróleo, petroquímica y química en general. Este programa permite modelar el comportamiento operacional de plantas químicas y cuantificar el efecto que tiene modificar los valores de ciertas variables sobre el proceso. Adicionalmente, tiene una amplia base de datos de propiedades de compuestos químicos, una gran variedad de métodos para la predicción de propiedades termodinámicas y utiliza técnicas avanzadas para la resolución de las operaciones unitarias.

Mediante este programa se pueden modelar y optimizar procesos de transferencia de masa y calor, realizar cálculos hidráulicos en unidades de operación y tuberías y evaluar las condiciones y restricciones operacionales

de equipos que incluyen intercambiadores de calor, mezcladores, columnas, reactores, compresores, bombas, tambores flash, separadores trifásicos, divisores, ciclones, cristalizadores, entre otros, de cualquier planta química, refinadora y petroquímica. (SIMSCI, 1997)

### 2.14.1 Esquema general del programa

El programa está clasificado en dos secciones. Esta a su vez presenta distintas opciones de acuerdo a los datos que se introducen. Dentro de cada opción existen fichas que definen una función objetivo. La ficha a su vez está conformada por palabras claves que definen o especifican la función objetivo de la ficha.

- **Clasificación de las secciones:**
  - **Datos generales.** En esta sección están incluidas, las fichas que definen las unidades dimensionales de los parámetros de entrada y salida, la definición o comentarios generales del problema, la solicitud de las propiedades en el reporte de salida, numero de iteraciones por cálculo y secuencia del cálculo para operaciones unitarias.
  - **Datos de los componentes.** Esta sección es utilizada para definir los componentes químicos presentes en el problema y de ser necesario, para introducir o modificar alguna propiedad de algún componente. Todos los componentes presentes en el problema deben definirse excepto los componentes derivados del petróleo (derivados de la curva de destilación ASTM/TBP). Existen varios tipos de componentes: componentes en librería Pro/II, componentes del petróleo y componentes definidos por el usuario.
  - **Datos termodinámicos.** La opción de datos termodinámicos es usada para definir los métodos de cálculo para las constantes de equilibrio liquido/vapor ( $K_i$ ), constantes de equilibrios liquido/liquido, cálculo de

entalpia y densidad así como el tipo de equilibrio que son requeridos por el programa. Existen distintos métodos para calcular distintas propiedades y el usuario selecciona la más conveniente de acuerdo al problema que se esté trabajando. El programa cuenta además con un sistema experto que asesora al usuario en la elección del método adecuado.

- **Datos de las corrientes de flujo.** En esta sección se definen todas las corrientes de alimentación externa, se introducen estimados iniciales para corrientes internas, se introducen estimados iniciales para corrientes de referencia usadas como especificación para las otras unidades y se le da el nombre a las demás corrientes.

A continuación se muestran los distintos tipos de corrientes:

- ✓ Corrientes con composición y condiciones térmicas definidas.
  - ✓ Corrientes de condiciones térmicas definidas y datos de ensayo de destilación ASTM/TBP (corrientes *assay*).
  - ✓ Corrientes de composición definida por referencia a otra corriente.
  - ✓ Corrientes sin composición ni composición definidas y a las cuales solo se les asigna el nombre.
- 
- **Datos de operaciones unitarias.** Las operaciones unitarias requeridas en el problema se definen en esta sección. Para seleccionar el tipo de operación requerida se dispone de tres opciones. Una vez seleccionada la operación, el programa requiere los datos de cálculo adecuado al tipo de operación. Cada operación posee un esquema de configuración definida en el programa. Entre las principales operaciones unitarias con que cuenta Pro/II están: bombas, compresores, columnas, intercambiadores y separadores *flash*, entre otros.

### **2.14.2 Definición del método termodinámico y cálculo de propiedades**

La selección apropiada del modelo termodinámico es una decisión muy importante. Debido a que una selección equivocada del método termodinámico acarrearía resultados inválidos o errores en la simulación. Por esta razón es recomendado siempre verificar que el método seleccionado es el correcto a las condiciones del proceso a simular. Pro/II proporciona a los usuarios una serie de métodos termodinámicos que se adaptan a diferentes procesos y que el usuario debe seleccionar según su criterio.

Para el procesamiento de crudos se tienen los siguientes:

- Grayson – Streed. Para sistemas ricos en hidrógeno, crudo, sistemas de vacío, tratamiento de coque, torres de FCC.
- SRK (Soave-Redlich-Kwong), PR (Peng-Robinson). Adecuado a columnas de cortes livianos, despojadores, plantas de recuperación de gas, sistemas ricos en hidrógeno (SRKM)
- SOUR, GPSWATER. Para sistemas de aguas amargas.
- SRKK, SRKM, SRKS, IGS. Son utilizados si la solubilidad del hidrocarburo (H/C) en agua es importante (sistemas VLLE).

El programa también ofrece una serie de métodos y ecuaciones para el cálculo de propiedades químicas, las cuales pueden ser elegidas por el usuario. Por ejemplo:

- Para el cálculo de propiedades críticas: Cavett, Lee-Kesler, conversión de destilaciones y SIMSCI. En el caso del peso molecular existen tres métodos: SIMSI, Extapi y Cavett.

- Para el cálculo del peso molecular: SIMSI, Extapi y Cavett. (Simsci, 1997)

### 2.15 Simulador de evaluaciones hidráulicas Inplant

Es un simulador de flujo de fluidos multifases en estado estacionario para estudiar sistemas de tuberías. Ayuda a diseñar nuevos sistemas, monitorear sistemas existentes y prevenir y resolver problemas de tuberías. Inplant combina la tecnología de la simulación de fluidos multifases de la industria estándar con la mayoría de los bancos de datos de propiedades físicas de fluidos compresibles e incompresibles. Inplant requiere de las propiedades de los fluidos para calcular la caída de presión, transferencia de calor y separación de fases. Existen dos principales grupos de modelos de fluidos: composicional y no composicional.

- **Fluido composicional:** es aquel que se define por medio de sus componentes individuales (ejemplo: una mezcla o fracciones de petróleo) directamente o mediante la curva de ensayo.
- **Fluido no composicional:** es aquel que se define por sus propiedades promedio; hay tres tipos de fluidos en esta categoría: gas y líquido en una sola fase, y vapor que puede ser de una o dos fases.

Los datos que requiere Inplant, son introducidos al programa en cinco categorías principales:

- **Datos generales.** Definen de manera general el problema y los parámetros globales que controlan toda la simulación, siendo obligatoria para ambos tipos de fluidos. Los datos requeridos se agrupan como

sigue: título del proyecto y del problema, resumen del problema, dimensiones del problema y datos de cálculo.

- **Datos de métodos.** Define los métodos termodinámicos y de cálculos. Es obligatoria sólo para fluidos composicionales. El programa asigna el método más recomendado por omisión. Dentro de los métodos termodinámicos se encuentran: SRK, Peng-Robinson, Wilson y NRTL, entre otros.
- **Datos de componentes.** Define los componentes presentes en las corrientes alimentadas en una simulación de fluidos composicionales. Un modelo de fluido es composicional cuando puede ser definido en término de sus componentes individuales, ya sea directamente o por vía de las curvas de ensayo (*Assay*).
- **Datos PVT.** Define las propiedades de las corrientes y se aplica a los fluidos no composicionales. Cada grupo de propiedades de una corriente en PVT debe tener correspondencia con una o más entradas en la categoría de datos de estructura por lo que cada grupo requiere una identificación. Esta identificación es un número, que identifica al grupo de propiedades de cada corriente, en el caso de manejarse fluidos con distintas características.
- **Datos de estructura.** Se refieren a los elementos del programa que permiten colocar los datos de las corrientes, así como las características de las tuberías de estudio. A continuación se presentan dichos elementos:
  - ✓ Entrada (*Source*). Define el punto donde el fluido entra al sistema.
  - ✓ Salida (*Sink*). Define el punto donde el fluido abandona el sistema.
  - ✓ Líneas. Aquí deben definirse los equipos y accesorios del tramo en cuestión, ubicado entre dos nodos en el diagrama de red.

- ✓ Uniones (*Junctions*). Es un nodo que conecta dos o más líneas.
- ✓ Equipos, el programa cuenta con una variedad de equipos que se definen dentro de cada línea, como bombas, compresores entre otros.  
(Sciences, 2001)

## **CAPITULO III**

### **DESARROLLO DEL PROYECTO**

#### **3.1 Adaptación de la descripción del proceso de acuerdo a la filosofía operacional actual**

Inicialmente se recopiló y revisó todo el material concerniente al proceso, donde se especifican los siguientes: Informe de Seguridad de los Procesos (ISP), diagrama de flujo de proceso, diagramas de tuberías e instrumentación y el reporte sobre la adecuación de la unidad en el año 1997, que incluyó la colocación de un nuevo horno de crudo (H-2).

En el ISP y el diagrama de flujos de proceso se encontró la información del proceso desactualizada, puesto que no se tomaron en cuenta las diferentes mejoras que se han realizado en la unidad desde el año 2001. El diagrama de tubería e instrumentación actualizado en junio de 2010, la modernización realizada a nivel de los desaladores, y las diferentes visitas a planta sirvieron como soporte al momento de revisar la información antes mencionada, permitiendo divisar los cambios y modificaciones efectuadas en la unidad.

Fueron programadas numerosas visitas a la planta, las cuales consistieron en el seguimiento de las líneas de los flujos del proceso (crudo natural, crudo desalado, gasolina, diesel, relujo intermedio, crudo reducido y agua), prestando especial atención a si las válvulas estaban cerradas o abiertas. En planta también se recabó toda la información contenida en las chapas de cada equipo. Se visitó la consola correspondiente a la sala de control para conocer y observar los despliegues donde se monitorean y controlan las variables críticas del proceso, además se entrevistó al



consolista con el objeto de recabar información. Finalmente el último paso en la búsqueda de información, partiendo de la inducción aportada por el consolista, fue revisar los despliegues de la unidad que se reflejan en el explorador de proceso Aspen Process Explorer, en donde se hizo seguimiento a las líneas de proceso y a los diferentes equipos ilustrados, teniendo en cuenta la información previamente recaba en campo. De acuerdo a la información recabada y verificada, se procedió a adaptar la descripción del proceso a las condiciones operacionales actuales como se muestra en la siguiente figura y el anexo A, describiéndose en los siguientes párrafos.

### **3.1.1 Descripción del proceso**

La descripción del proceso adaptada a las nuevas condiciones de proceso se encuentra reflejada en el diagrama de flujo de procesos presente en la siguiente figura y el anexo A, en éste se puede visualizar el recorrido de cada corriente de proceso como se explica en los siguiente párrafos.

El crudo es transferido a la unidad de destilación atmosférica DA-2 desde los tanques de almacenamiento: 97x08, 97x09 y 97x10 ubicados en el patio de tanques de la refinería Puerto La Cruz, área de Guaraguao. Para ello, se usan las bombas pertenecientes al sistema de bombas Merey, conformado por cuatro bombas B-1, B-2, B-3 y B-4, que son de tipo tornillo y le proporcionan una presión de 70 a 80 psig a la entrada de la planta.

La unidad DA-2, está diseñada (según capacidad de equipos) para procesar una carga de 60 Mbd de crudo Merey con un rango de gravedades de 15,5 – 16,5 °API. Sin embargo, con el reemplazo del horno existente se puede llegar a manejar 72 Mbd. Actualmente la unidad opera con un nivel de carga de aproximadamente 72 Mbd, gracias a la adecuación (*revamp*) realizada a nivel de desaladores en el año 2007.

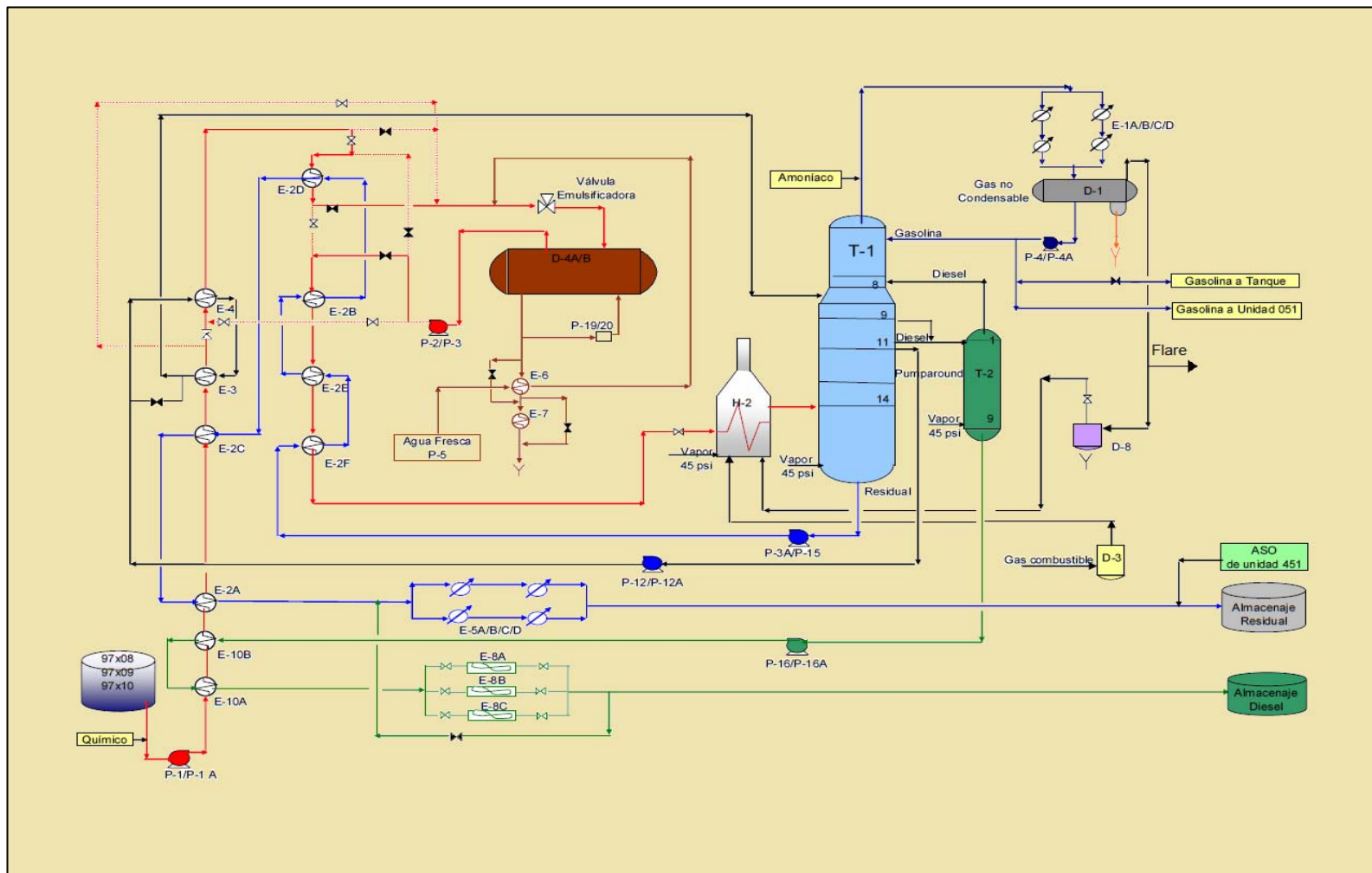


Figura 3.1. Diagrama de proceso de la unidad D

Ya dentro de la planta, el crudo es succionado por la bomba P-1 ó P-1A las cuales son bombas tipo tornillo. A pocos metros de distancia de la línea de succión de las bombas P-1/P-1A, se inyecta una dosis de químico desemulsicante para promover la separación de las sales presentes en crudo en los desaladores. La descarga de las bombas P-1/P-1A es controlada por el PIC-05005 (control de presión en los desaladores) el cual actúa sobre la válvula PV-05005, ubicada en las descargas de las bombas para recircular a la succión cuando aumenta la presión en los desaladores por encima de 170 psig.

El crudo es descargado por las bombas P-1/P-1A a la primera sección de precalentamiento, entrando inicialmente a los intercambiadores E-10A/B (lado tubo), donde intercambia calor con diesel despojado proveniente de la bomba P-16 ó P-16A, luego el crudo pasa por los intercambiadores E-2A/C (lado tubo) aprovechando para su precalentamiento el calor proveniente de la corriente residual, que sale del intercambiador E-2D; seguidamente entra a los intercambiadores E-3/4 (lado tubo), donde absorbe calor del reflujo intermedio (*pumparound*).

A continuación el crudo pasa por el intercambiador E-2D (lado tubos) donde intercambia calor con residual, que viene de la salida del intercambiador E-2B, con el objetivo de alcanzar una temperatura adecuada para obtener una mayor eficiencia de separación crudo-agua en los desaladores D-4A/B.

Después de pasar el crudo por el intercambiador E-2D se le inyecta agua fresca (aproximadamente 100 gpm) del tanque 115 impulsada por la bomba P-5 y controlada por el FIC-05001 que acciona la válvula FV-05001 ubicada en la descarga de esta. El agua es calentada antes de su inyección al crudo en el intercambiador E-6 (lado casco), con la corriente de salmuera proveniente de los desaladores, pasando luego ambos fluidos a través de la válvula emulsificadora PV-05006 considerada como una de las más

importantes del proceso, ya que de la emulsión agua-crudo generada por esta válvula dependerá la eficiencia del proceso de desalación.

Luego, esta mezcla entra a los desaladores D-4A/B de manera equitativa, los cuales operan completamente llenos (inundados) y es allí, donde se le remueven las sales, agua y sedimento, que causan daños a los equipos por corrosión y deposición de sales; además de reducir la cantidad de agua, evita alcanzar una presión de vapor en el horno que conllevaría a reducir la alimentación de crudo al horno y por ende a la torre T-1.

La corriente de salmuera sale por la parte inferior de los desaladores hacia el intercambiador E-6 (lado tubo) para suministrarle calor al agua fresca de inyección al crudo, luego el agua salada pasa al enfriador E-7 (lado tubo) y finalmente al drenaje vía a STEP (Sistema de tratamientos de efluentes de proceso). En los desaladores la salida de agua depende del nivel alcanzado por ésta, para ello se tiene que el nivel de agua no debe ser tan alto puesto que sería arrastrada por el crudo que sale de los desaladores, y para el caso de un nivel bajo, ocurriría que cantidades significativas del crudo saldrían con el agua. La cantidad de agua en los desaladores se regula para el desalador D-4A con el controlador LIC-05003 que actúa sobre la válvula de nivel LV-05003, y para el desalador D-4B a través del controlador LIC-05002 que acciona la válvula de nivel LV-05002.

Los desaladores en la parte inferior poseen tres entradas para inyección de agua limpia y cinco salidas de agua salada, las cuales en conjunto con el arreglo de boquillas y colector de lado constituyen el sistema *Sand Jet* usado para remover los lodos que se acumulan en el fondo de los desaladores. La cantidad de agua que se inyecta para remover el lodo formado oscila entre 20-30 gpm del agua inyectada al crudo. El proceso de remoción de lodos se realiza por sección, para ello se abren una entrada y las dos salidas de agua más cercana a está. Cada sección necesita un tiempo estimado de 15min.

El crudo ya desalado sale por la parte superior de los desaladores para unirse en una misma línea, siendo succionado por la bomba P-2 ó P-3, luego se hace pasar a través de los intercambiadores E-2 B/E/F (lado tubo) para intercambiar calor con la corriente residual, proveniente de la torre fraccionadora T-1, adquiriendo el crudo una temperatura que oscila entre 400-420 °F, antes de entrar al horno vertical H-2.

En el horno H-2 el crudo desalado es dividido en cuatro pasos, para entrar por la parte superior a la zona de convección donde se calienta por medio de los gases productos de la combustión, luego baja a la zona de radiación del horno, para después salir del horno y unirse los 4 pasos en una sola línea de transferencia vía T-1. El flujo de crudo desalado en cada paso se controla, por los instrumentos FIC-05110, FIC-05111, FIC-05112 Y FIC-05113, los cuales actúan sobre sus respectivos válvulas.

El crudo desalado recibe el calor necesario para la producción de los diferentes cortes de la fraccionadora T-1, quemando gas combustible que fluye del tambor D-3; también se aprovecha el gas húmedo proveniente del tambor de reflujo D-1. Para la quema del gas se disponen de 32 quemadores, donde 16 son para gas húmedo y 16 para gas natural. La cantidad de gas húmedo suministrado al horno es controlado por el PIC-05011 (control de presión del tambor D-1) que actúa sobre la válvula PV-05011 ubicada en la entrada de los gases húmedos al tambor D-8.

El gas natural proviene de servicio industriales, siendo recibido en el tambor D-3, cuya presión se controla por el PIC-05001 que acciona la válvula PV-05001 ubicada en la entrada del gas natural al D-3. Una pequeña parte del gas natural se envía hacia los mecurrios, mientras que la otra, vía quemadores, es regulada por la válvula de flujo PV-05114 que se controla por el PIC-05114.

La corriente de vapor de media (190 psi) usado en T-1 y T-2 para despojar se sobrecalienta en el horno, en la zona de convección. El crudo

entra a la fraccionadora T-1 por la zona de expansión “zona flash”, donde el crudo vaporizado asciende a través de la misma, mientras que la fase líquida fluye al fondo, descendiendo por efectos de la densidad, ocurriendo de tal manera la transferencia de masa y de calor entre ambos flujos (vapor-líquido) dentro de la columna, dando como resultado la separación física de las fracciones del crudo (gas no condensable, nafta liviana, diesel y crudo reducido), siendo estos los cortes generados en esta fraccionadora. Por el fondo de la torre T-1 se inyecta aproximadamente 6500 lb/h de vapor sobrecalentado, siendo el FIC-05028 quien acciona la válvula FV-05028 para regular la cantidad de vapor necesario para el despojamiento de los hidrocarburos livianos presentes en la fase líquida.

#### **3.1.1.1 Tope (sistema de gasolina)**

Los vapores cuyos puntos de ebullición son bajos, salen por el tope para ser condensados por los E-1 C,D/A,B (lado casco), en ellos se enfría la gasolina con agua fresca (lado tubos) proveniente de la torre de enfriamiento N°2, bombeadas por las P-11's. El condensado se acumula en el tambor de reflujo D-1, donde se produce por diferencia de densidad la separación de los gases no condensados, gasolina y agua. El agua obtenida se deposita en la bota del tambor D-1 que presenta dos fases líquidas, agua y gasolina, allí se mantiene un nivel de agua que es controlado por el LIC-05017 que actúa sobre válvula LV-05017B, enviándose el agua sobrante hacia STEP (Sistema de Tratamientos de Efluentes de Proceso); además se cuenta con dos alarmas, una para el alto nivel LAH 05018 y una para el bajo nivel LAL 05018, ambas referidas el nivel de agua. A los gases de tope se le inyecta amoníaco gaseoso con el objeto de neutralizar el ácido clorhídrico HCl, presente en el sistema de tope de la columna.

La gasolina obtenida en el tambor D-1 es succionada por la bomba P-4 ó P-4A para enviar una parte al tope de la fraccionadora T-1 como reflujo,

este reflujo es controlado por el FIC-050035 (controlador del reflujo de la T-1) que opera sobre la válvula FV-05035. El resto de gasolina se controla por el FIC-05040 que opera sobre la válvula FV-05040, para enviar el producto al tambor FA-3 a mezclarse con la gasolina de la DA-1 para luego ir a la despropanizadora DA-6 de la unidad DA-1 (límites de batería). Los gases no condensables en D-1 constituyen los gases húmedos, estos son llevados al tambor D-8 que es un tambor de dimensiones pequeñas, donde se drenan por abajo los líquidos (gasolina) arrastrados por el gas húmedo. Por la parte de arriba se envían los gases hacia los 16 quemadores húmedos del horno.

### **3.1.1.2 Zona media (sistema diesel)**

A la altura de la bandeja N°9 y/o N°11 (actualmente bandeja N°9) de la torre fraccionadora T-1, se extrae diesel no despojado dependiendo del volumen y calidad de la especificación de la carga, este es controlado por LIC-05015 que obedeciendo al nivel del diesel despojado en el fondo del T-2 actúa sobre la válvula de nivel LV-05015. Al despojador T-2 se le inyecta 2500 lbm/h vapor de media (190psi) sobrecalentado proveniente del horno, por la parte inferior de la columna para el despojamiento del diesel. La cantidad de vapor se controla mediante el FIC-05029 que actúa sobre la válvula FV-05029. El vapor inyectado sale por el tope del despojador arrastrando los hidrocarburos livianos presentes en el diesel para luego entrar a la torre T-1 por la bandeja N°8.

El corte de diesel entra por la bandeja N°1 del despojador T-2 y sale por el fondo del mismo como diesel despojado. Esta corriente de diesel despojado se controla a través del FIC-05045 que acciona la válvula FV-05045 ubicada antes de los enfriadores E-8. El diesel es succionado por la bomba vertical P-16 ó P-16A, para ser descargado hacia los intercambiadores E-10B/A (lado casco) donde cede calor al crudo natural,

luego pasa hacia los enfriadores con aire E-8 A/B/C y finalmente va hacia almacenaje.

De la bandeja N°11 de la fraccionadora T-1, se extrae un corte con la finalidad de controlar el perfil de temperatura, conocido como reflujo intermedio (*pumparound*), el cual es succionado por la bomba P-12 ó P-12A, donde el fluido es bombeado hacia los intercambiadores E-3, E-4 (lado casco) para suministrar calor al crudo natural y luego regresar a la T-1 por la bandeja N°9 por dos lados diferentes, ubicados el primero en la zona sureste y el segundo al suroeste a una separación entre ambos de 3 metros aproximadamente. El reflujo intermedio es controlado por medio del FIC-05200 que actúa sobre la FV-05200.

### **3.1.1.3 Fondo (Sistema residual)**

Por el fondo de la torre de fraccionamiento se extrae la corriente residual succionado por la bomba P-3A ó P-15 para ser enviado vía almacenaje a través de los intercambiadores E-2 F/E/B/D/C/A (lado casco), cediendo calor al crudo; luego es dirigido hacia los enfriadores E-5 C/D/A/B (lado casco) donde intercambia calor con agua de enfriamiento hasta lograr la temperatura de almacenamiento. La cantidad de crudo reducido a la salida de la T-1 se controla por medio del FIC-05020 que regula la válvula FV-05020 ubicada en la descarga de la bomba P-3A/P-15 (Ver anexo A).

Una vez obtenida la descripción del proceso se pudo realizar la actualización del diagrama de flujo de procesos de la unidad (DFP), el cual se presenta en el anexo A. En esta etapa también se hizo necesario conocer los siguientes aspectos de la unidad que complementan la descripción del proceso: los nuevos procedimientos de mantenimiento aplicados en la unidad, las diferentes flexibilidades operacionales con que se cuenta en la unidad actualmente y el funcionamiento de ciertos equipos entre otros aspectos. Para ello fue adaptada la tecnología del proceso a la filosofía



operacional actual, siguiendo el mismo procedimiento de recolección, comparación y análisis de información que se realizó para la descripción del proceso.

### **3.1.2 Tecnologías asociadas al proceso (flexibilidad operacional/control del proceso)**

A continuación se describen las distintas operaciones que se contemplan actualmente dentro de la unidad de destilación, para el control y el buen funcionamiento del proceso:

#### **3.1.2.1 Sistema de resguardo por caída de presión en las líneas principales**

El crudo es transferido a la planta de destilación atmosférica DA-2 a una presión aproximada de 70 a 80 psig desde los tanques de almacenamiento 97x08, 97x09 y 97x10, por las bombas impulsoras Merey que son del tipo tornillo, para garantizar un flujo de carga a la succión de las bombas P-1/P-1A (bombas principales de carga en la unidad). Cuando la presión en las líneas provenientes del sistema de bombeo Merey disminuye por debajo de 30 psig y/o cuando ocurren fallas en el sistema de bombeo Merey, es alineado un tanque de resguardo, denominado tanque pulmón Tk-5, para ello existe unas válvulas de compuertas, donde se cierra el flujo proveniente de las bombas Merey y se abre la entrada del flujo del tanque Tk-5. No obstante, si esto llega a suceder, es necesario reducir la carga de la unidad, pues la capacidad de este tanque es de apenas 11.000 barriles.

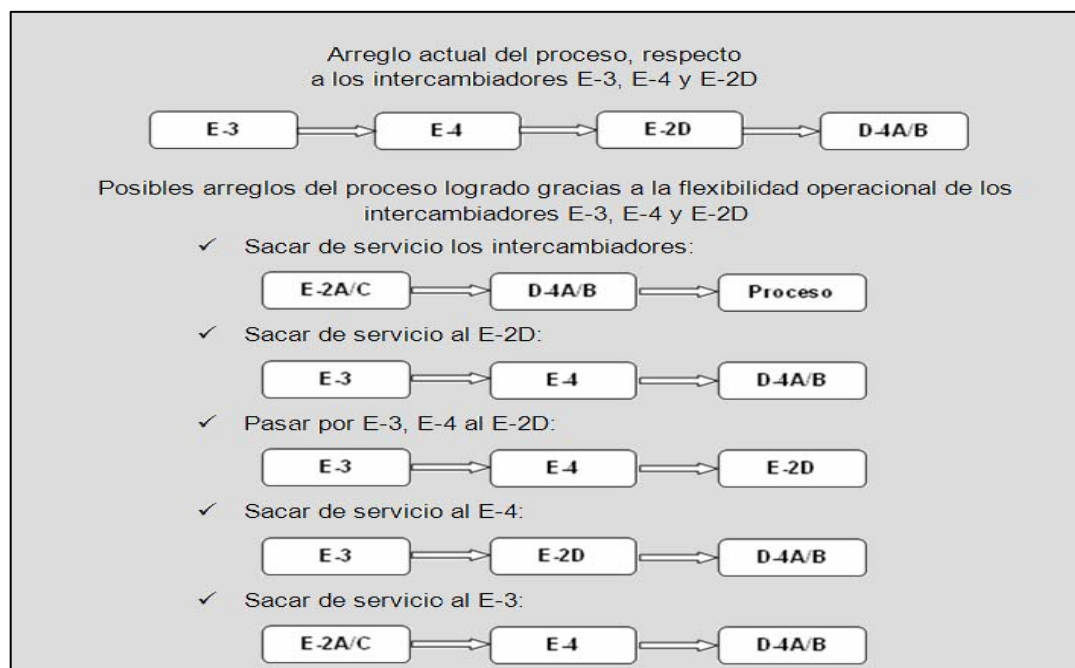
#### **3.1.2.2 Inyección de desemulsificante**

En la línea de succión de las bombas P-1/P-1A, se inyecta químico desemulsificante de gran importancia en la separación de las sales del crudo en los desaladores, con una dosis regulada dependiendo de la carga a la

planta. Este desemulsificante permite romper las emulsiones crudo-agua en los desaladores, creada por la válvula emulsificadora.

### 3.1.2.3 Flexibilidad operacional de los intercambiadores E-3, E-4 y E-2D

Los intercambiadores E-3, E-4 y E-2D poseen una particularidad de permitir realizar varias alineaciones, modificando la trayectoria seguida por el crudo, lo cual depende de las especificaciones que se sigan en el proceso. Las configuraciones que brindan las flexibilidades operacionales respecto a los intercambiadores E-3, E-4 y E-2D, se muestran en la siguiente figura.



**Figura 3.2. Flexibilidad operacional de los intercambiadores E-3, E-4 y E-2D**

La planta actualmente se encuentra en el modo destilación incompleta (septiembre de 2010) por lo que su filosofía de proceso es “pasando por E-3, E-4 y luego por E-2D”; en este último intercambia calor con residual que viene del E-2B, la cual tiene como objetivo mantener la temperatura

adecuada en los desaladores (290 °F aproximadamente, diseño), para la máxima eficiencia de estos la cual actualmente no se alcanza.

#### **3.1.2.4 Sistema de inyección de agua al crudo y válvula emulsificadora**

Antes de que el crudo llegue a los desaladores se le inyecta agua entre 70 a 100 gpm aproximadamente, con el fin de formar una emulsión entre el agua y el crudo que permita disolver las sales contenidas en el crudo. El agua es suministrada del tanque Tk-115, succionada por la bomba P-5, para luego ser calentada en el E-6, de tal forma que se alcance una temperatura adecuada que va de 240 a 290 °F la cual actualmente no se alcanza. Para lograr la emulsión agua-crudo se usa una válvula emulsificadora (FIC-05016), cuyo funcionamiento se basa en poner en contacto el crudo con el agua, de tal forma que exista un contacto más íntimo (zona de transferencia de masa) entre el agua salada presente en el crudo y el agua de lavado que se inyecta para lograr una emulsión que permita que la sal sea eliminada del crudo.

#### **3.1.2.5 Desaladores**

Desde el primer tren de precalentamiento, el crudo se dirige hacia los desaladores D-4A/B, donde se le remueven las sales, agua y sedimentos, puesto que si llegaran a la torre, acelerarían la corrosión en el tope de la fraccionadora, por ello la importancia de su remoción. A continuación se presentan las características más relevantes de los desaladores:

- **Flexibilidad operacional de los desaladores D-4A y D-4B**

Los desaladores de la unidad poseen diferentes flexibilidades operacionales que permiten una gran variedad de arreglos a la unidad. A continuación se especifican cada uno de estos arreglos:

- **Trabajando en serie.** El crudo va del desalador D-4A al D-4B, por medio de una línea de 10 pulgadas ubicada en la parte superior de los desaladores que conecta a ambos desaladores. En serie se usa con el objeto de reducir aún más la cantidad de agua contenida en el crudo, y con ello, las sales presentes.
- **Trabajando en paralelo.** En este arreglo el crudo entra a ambos desaladores por la parte superior por una línea que se divide en dos, de tal forma que pueda entrar la misma cantidad de crudo a los desaladores. La salida del crudo se hace por dos líneas de igual diámetro que luego se unen para ir al siguiente sistema de precalentamiento.
- **Fuera de funcionamiento un desalador.** Existe la facilidad de trabajar con un solo desalador; para ello se desvía la carga del desalador que debe ser colocado fuera de servicio, y se disminuye la carga de crudo a la unidad hasta 45 MBD.

- **Sistema de lavado de los desaladores**

Existe un arreglo en los desaladores para la remoción de los sólidos que se depositan en el fondo, que se describe a continuación:

Por medio de la bomba P-6 se inyecta agua en el sistema de remoción de lodos denominado *Sand-Jet* (arenas-boquillas); para el momento de desarrollo de este trabajo, esta bomba se encontraba en taller, por lo que era usada parte del agua que se le inyecta al crudo, siendo desviada hacia las boquillas de entrada de agua (aproximadamente de 15-20 gpm). Esta agua se inyecta a los desaladores de la siguiente manera: primero se abre la primera boquilla de entrada de agua, luego se abre la siguiente boquilla de salida de agua más cercana a esta, para que los residuos puedan salir.

Seguidamente se cierra la boquilla de entrada de agua y se abre la que le sigue, mientras que las dos boquillas de salida más cercanas a esta son abiertas. Este proceso se repite para las tres boquillas de entrada de agua de lavado que tienen los desaladores. El proceso de lavado se realiza una vez al día, en la mañana, durante 15 a 20 minutos.

Existe también el caso particular de que se abren todas las boquillas de entrada de agua así como las de salida de salmuera y lodos, para realizar el lavado de los desaladores. Respecto al agua usada, también existe la posibilidad de emplear el agua condensada de la bota del D-1.

- **Control de presión**

Para controlar la presión en 170 psig en los desaladores existe una línea de recirculación de flujo a la succión de las bombas P-1/P-1A. Cuando la presión aumenta por encima de 170 psig el controlador de presión PIC-05005 le envía una señal a la válvula PV-05005 para que esta abra aun más y parte del crudo sea recirculado a la succión de las bombas aliviando la presión en los desaladores. Para el caso de disminuir la presión en los desaladores por debajo de 170 psig, el controlador envía una señal para que la válvula se cierre aun más, disminuyéndose la cantidad de crudo recirculado, lográndose de esta manera un aumento en la presión de los desaladores.

### **3.1.2.6 Horno H-2**

A continuación se presentan las tecnologías más resaltantes en cuanto al calentamiento del crudo en el horno H-2:

- **Suministro de gas al horno H-2**

En el horno, el crudo recibe el calor necesario para su parcial vaporización, quemando gas combustible (gas natural) que fluye del tambor (D-3), el cual mantiene una presión de 50-60 psig controlada por el PIC-05001. También se aprovecha el gas húmedo proveniente del tambor D-8, controlándose su flujo por el PIC-05011 que controla la presión del D-1.

El horno posee 32 quemadores, colocados en el fondo del horno, siendo 16 de ellos utilizados para quemar el gas húmedo del proceso y los otros 16 para quemar el gas natural.

- **Calentamiento del crudo y el vapor al horno H-2**

El crudo entra al horno H-2 a un rango de temperatura que va desde 380 a 420 °F. La línea de entrada al horno es dividida en cuatro pasos, los cuales pasan a través de las válvulas de control FIC-05110/111/112/113. Estas válvulas de control poseen un desvío de seguridad “*by pass*” como respaldo en caso de contingencia o falla de las válvulas de control. El crudo sale del horno por cuatro líneas, las cuales se unen antes de entrar a la T-1. La temperatura de la línea de transferencia es controlada por el TIC-05227, el cual controla la temperatura por medio del ajuste de la válvula FV-05114 ubicada en la línea de gas combustible vía quemadores.

El vapor de media es introducido al horno en la zona de convección para ser sobrecalentado, dividiéndose en seis pasos antes de entrar al horno. Seguidamente el vapor sale del horno por debajo de la zona de convección del horno, uniéndose metros después en una sola línea que lo conduce a la entrada de las torres T.1 y T-2. Cuando hay parada programada de la unidad, la purga de los hornos se realiza a nivel de serpentines con vapor de media (190 psig).

### **3.1.2.7 Suministro de aire a la instrumentación de la unidad**

El aire usado por los instrumentos de control proviene del ambiente y es almacenado en el tambor AR-13 después de ser acondicionado. Para comprimir el aire se usa el compresor P-8, que es accionada por una turbina. La presión que se alcanzada en la compresión del aire es típicamente 100 psig.

### **3.1.2.8 Vaciado de líneas y equipos de la unidad**

La bomba P-7 se usa para el vaciado de los equipos en los casos que se realice parada general de la planta. Es una bomba de tipo reciprocante, que envía los fluidos vía al sistema de tratamientos de efluentes de proceso (STEP). El mantenimiento general de la planta se realiza con vapor de media (190 psig), y de baja de (20 psig).

### **3.1.2.9 Flexibilidad operacional de la bomba P-1**

La bomba P-1 es de velocidad variable, lo que brinda la facilidad de que al momento de arrancar la planta se pueda aumentar la carga de manera progresiva hasta llegar a su máxima capacidad, evitando que se procese tanto crudo que luego sería recirculado a la unidad por estar fuera de especificaciones.

### **3.1.2.10 Sistema de fraccionamiento de crudo (fraccionadora T-1 y despojadora T-2)**

El crudo entra de manera tangencial a la fraccionadora T-1 por la zona de expansión (*flash*), donde el crudo vaporizado asciende a través de la misma, mientras que la fase líquida fluye al fondo, descendiendo por diferencia de densidad, ocurriendo de tal manera la transferencia de masa y de calor entre ambos flujos dentro de la columna, dando como resultado la separación

física de las fracciones del crudo: gas no condensable, nafta liviana, diesel y crudo reducido, siendo estos los cortes generados en esta torre.

La torre T-1 está conformada por tres zonas: tope, media y fondo. A continuación se describen las tecnologías aplicadas en cada zona.

- **Tope**

- **Neutralización de ácidos**

En el tope de la fraccionadora se le inyecta amoníaco para neutralizar el ácido clorhídrico (HCl) formado como consecuencia de la disociación de las sales contenidas en el crudo, durante el precalentamiento y calentamiento. La cantidad de amoníaco inyectado depende de la carga a la planta y del pH del agua del tambor D-1. Al reaccionar el amoníaco con el ácido clorhídrico se forman sales amoniacaes las cuales son muy erosivas, y ocasionan daño a la metalurgia de los equipos aguas abajo. Para solucionar este problema se tiene proyectado, la inyección de agua por el tope de la torre, puesto que las sales amoniacaes son muy higroscópicas, lo que permite lavar cualquier cloruro de amonio precipitado e incluso evitar la precipitación durante la condensación del producto de tope.

- **Sistema de condensación de gases del tope**

Los vapores de hidrocarburos cuyos puntos de ebullición son altos, salen por el tope y son condensados en los E-1 A,B/C,D. Estos intercambiadores poseen un arreglo serie-paralelo. Para la condensación de los gases se usa agua proveniente de la torre de enfriamiento N° 2 surtida por las bombas P-11's. En este arreglo los gases van por la carcasa puesto que provienen de un proceso de destilación que los hace un fluido más limpio que el agua de enfriamiento.



➤ **Tambor D-1**

La corriente de tope proveniente del sistema de condensación de vapores pasa al tambor de reflujo (D-1). En este tambor se produce la separación de los gases no condensados, gasolina y agua. Los gases no condensados en el tambor D-1 fluyen por el tope del tambor vía quemadores del horno H-2. Para controlar la presión del D-1 se utiliza el controlador PIC-05011 que regula el flujo de gas húmedo por medio de la válvula PV-05011.

El agua de proceso obtenida en la bota del tambor D-1 puede ser usada en el proceso y/o enviada como efluente. A continuación se presentan la flexibilidad relacionada con esta corriente:

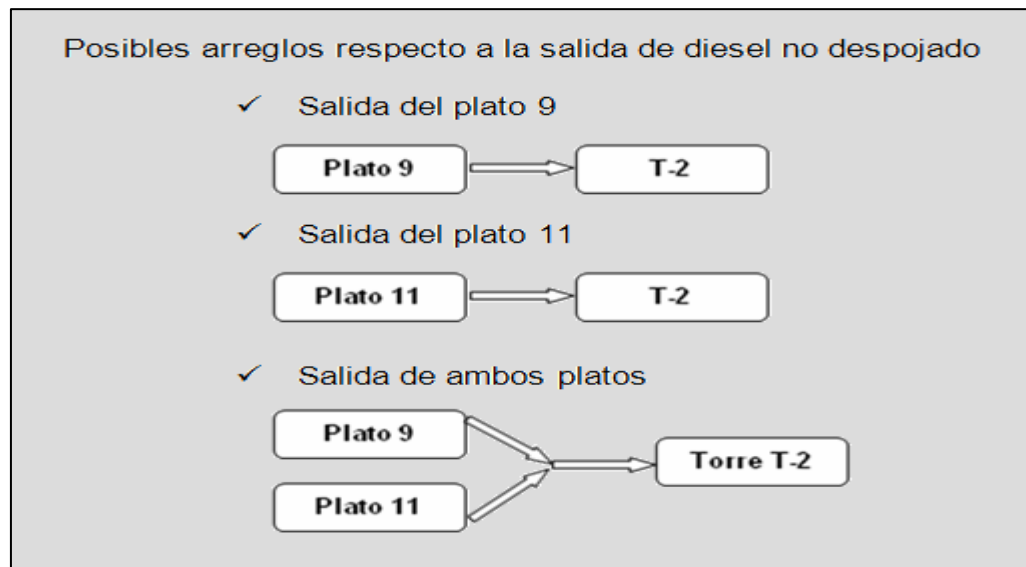
- ✓ Puede ser enviada por drenaje hacia el sistema de efluentes de proceso vía separadores API por efecto de la gravedad.
- ✓ Parte del agua puede ser succionada por la bomba P-6 hacia el E-6, donde intercambia calor con la salmuera proveniente de los desaladores. Este agua se mezcla conjuntamente con agua fresca de la bomba P-5, como agua de lavado del crudo entrando a los desaladores conjuntamente con agua fresca de la bomba P-5.
- ✓ Como proyecto futuro se tiene, que el agua se inyectara en la línea de tope de la T-1 usando la bomba P-6; esto para absorber y diluir las sales de amonio.

La descarga de agua del D-1 es controlada por medio del LIC-05017 que actúa sobre las válvulas de flujo LV-05017A/B. Respecto a la gasolina, se tiene el hecho de cuando se encuentra fuera de especificaciones y/ó cuando se pone en servicio la unidad, se dirige hacia el tanque Tk-145 (localizado en STEP), siendo controlado su flujo por medio del LIC-05019A, que acciona la válvula FV-05019A. En los

casos de existir incremento del nivel por encima de 80% del D-1, también se dirige el exceso hacia STEP.

- **Zona media**

En la zona media de la columna T-1, existe un sistema de retiro de diesel, a la altura de la bandeja N° 9 y/o N° 11 del cual se extrae diesel y que entra al despojador T-2. La entrada se hace a través de la válvula de control LV-05015 la cual actúa bajo el lazo de control LIC-05015. En la siguiente figura se indican los distintos arreglos para las bandejas que pueden usarse para retirar el corte de diesel:



**Figura 3.3. Posibles arreglos de la salida del diesel no despojado**

El diesel entra por la bandeja 1 del despojador T-2 para ser despojado con vapor de media el cual se introduce en la última bandeja. El diesel despojado es succionado por las bombas P-16 o P-16A para ser enviado hacia los intercambiadores E-10 B/A, pasando luego por la válvula de control LV-05015 que actúa en cascada con LIC-05015 (control de nivel en el T-2).

Finalmente el diesel es enfriado por los E-8's (enfriadores de aire de tiro forzado), vía almacenaje.

Existe la facilidad de inyectar diesel despojado o aceite en la corriente de residual antes de ser enfriados en los E-5's, para controlar la viscosidad del residual y cumplir con las especificaciones exigidas por el mercado. Esto puede hacerse con cualquiera de los siguientes arreglos:

- ✓ La inyección de diesel se realiza por medio de la bomba P-17 a través del FIC-05050.
- ✓ Se inyecta aceite del tanque 142 por el FIC-05051 por medio de la bomba P-18.

- **Fondo**

Por el fondo de la torre de fraccionamiento T-1 se extrae el residual, el cual, es succionado por la bomba P-3 ó P-15 para enviarlo vía almacenaje a través del tren de precalentamiento E-2 F/E/B/D/C/A. Este proceso se realiza bajo el controlador de nivel LIC-05010, que actúa en cascada sobre el controlador de flujo FIC-05020A/B. Existe un arreglo para inyectarle diesel despojado de la T-2 al residual que va a almacenamiento.

- **Sistema control de la temperatura T-1**

El control del perfil de temperatura de la torre T-1 se realiza a través de dos corrientes denominadas: reflujo intermedio (*pumparound*) y el reflujo de tope:

- ✓ La gasolina obtenida en el tambor D-1 es succionada por la bomba P-4 ó P-4A y parte de ella es enviada al tope de la fraccionadora T-1 como reflujo a través de una línea regulada por el FIC-05035 quien actúa en

cascada con el TIC-05005 ubicado en la línea de vapores del tope de la torre para mantener el perfil de temperatura de la torre.

- ✓ De la bandeja N° 11 de la torre fraccionadora T-1, se extrae un corte de diesel para retirar calor de esta torre, como reflujo intermedio (*pumparound*). Este corte es bombeado por las P-12 ó P-12A a través de los intercambiadores E-3 y E-4 para cederle calor al crudo natural y luego retornar a la torre T-1 por la bandeja N°9. El reflujo es controlado por el FIC-05200 actuando sobre la válvula FV-05200, ubicada en la descarga de las bombas.

## **3.2 Actualización de la información del sistema de válvulas de seguridad y de control de la unidad**

### **3.2.1 Sistema de válvulas de seguridad**

Para la actualización de las válvulas de seguridad se solicitó el listado del sistema de alivio (válvulas de alivio y seguridad) al departamento de ingeniería de instalaciones, donde se encontró la siguiente información: ubicación, fabricante, servicio, serial, modelo, tamaño (entrada y salida), presión de ajuste, presión de disparo, capacidad de desalojo y última calibración realizada. Luego se realizaron visitas a la planta con el objeto de validar la información del listado con los datos que se encuentran ubicados en la placa de información de cada una de las válvulas (anexo H).

En todo momento la búsqueda de información se centró en conocer dos características de las válvulas de seguridad: tipo (convencional ó balanceada) y el medio hacia al cual descargan. En esta etapa también se actualizaron las hojas de químicos de los fluidos manejados en la unidad, puesto que se hace importante conocer el riesgo que implica la descarga de estos al ambiente, bien sea por las válvulas de seguridad y/o alivio o la existencia de alguna fuga; para ello se contacto con el departamento de

ambiente de la refinería, los cuales tenían actualizada esta información (anexo T).

### **3.2.2 Sistema de válvulas de control**

La actualización del sistema de válvulas de control de la unidad consistió, en una primera etapa, en la recopilación de toda la información de diseño de éstas, puesto que no se tenía. Para la búsqueda de información se pidió el listado de válvulas de control al departamento de instrumentación, donde se especifica: fabricante, serial del cuerpo y el modelo.

Se realizaron visitas a la planta para ubicar las válvulas de control y así poder recopilar y validar la información referente a los fabricantes, seriales y modelos. Seguidamente se procedió a elaborar un listado de válvulas de control que fue enviado a los fabricantes, especialmente Fisher y Masoneilan, para que suministraran la hoja de diseño de todas las válvulas de control. Con las hojas de diseño se elaboró una base de datos de las características de las válvulas como: tipo, tamaño del cuerpo, característica del flujo entre otras (anexo E).

La principal característica de las válvulas de control, es regular el flujo a expensas de una caída de presión generada. Por ello se determinó la caída de presión generadas por estas. Para ello se usó la ecuación 2.16 en el caso de líquidos y la ecuación 2.17 en caso de fluidos compresibles. Se requirió de los porcentajes de apertura de las válvulas, que se obtuvieron por medio del Aspen Process, que también registra los porcentajes de apertura para cada válvula de control. Antes de avanzar, es necesario aclarar que los cálculos realizados para las válvulas de control fueron realizados para las condiciones de proceso tomadas el día que se realizó el “*test run*” (sección 3.3.1.2).

Otro factor necesario para determinar la caída de presión en las válvulas de control, lo es el coeficiente de la válvula,  $C_v$  para el caso de los líquidos y  $C_g$  para el caso de los gases. Este coeficiente  $C_g$ , es usado por

los fabricantes Fisher para el dimensionamiento de las válvulas de control que manejan flujos compresibles, como se explica en la sección de válvulas de control en el capítulo 2.

Basado en el hecho de que los coeficientes de las válvulas de control dependen del tipo de válvula, se ubicó en la hoja especificaciones de cada válvula, el tipo, el tamaño y la característica del flujo y con esta información se buscó la tabla correspondiente para cada válvula, donde se tiene el porcentaje de apertura versus el coeficiente  $C_v$  ó  $C_g$ , dependiendo del caso. Estas tablas se encuentran en el programa *Firstvue*, proporcionado por la empresa Fisher, específicamente en la sección coeficientes de válvulas (anexo D). Para la única válvula Masoneilan que se encuentra en funcionamiento, controlando la salida de agua del D-4A, se usaron las tablas Masoneilan ubicadas en el departamento de instrumentación de la refinería. De manera específica para las válvulas que controlan el flujo de residual y el flujo de gas húmedo no se contó con toda la información de diseño necesaria para leer los coeficientes de las válvulas, sin embargo, existió la facilidad de determinar la caída de presión, puesto que existían puntos ubicados en las líneas de estas válvulas donde se conocía la presión y por medio del simulador Inplant se pudo determinar las presiones de entrada y salida de las válvulas en cada caso (ver sección 3.3.1.3 correspondiente a las líneas proceso).

Además de calcular la caída de presión generadas por las válvulas de control, se determinaron para el caso de los fluidos no compresibles, la caída de presión admisible y la caída de presión de cavitación ( $\Delta P_{allowable}$ ,  $\Delta P_{cavitation}$ ), y para el caso de los fluidos compresibles, la caída de presión crítica ( $\Delta P_{critical}$ ). Estos factores para ambos tipos de fluido se calcularon por medio del programa facilitado por Fisher, que permitió además corroborar los cálculos de caída de presión y realizar una evaluación hidráulica de las

válvulas de control. Los resultados para todas las válvulas se muestran en la tabla 4.2.

En la siguiente figura se presenta la interfaz del programa para la válvula que controla el flujo de gasolina a almacenaje. En ella se muestran las propiedades fisicoquímicas como lo es la densidad relativa la cual fue obtenida por medio de la gráfica de aproximación de la densidad relativa para fracciones del petróleo a las condiciones de operación ubicada en el anexo B.

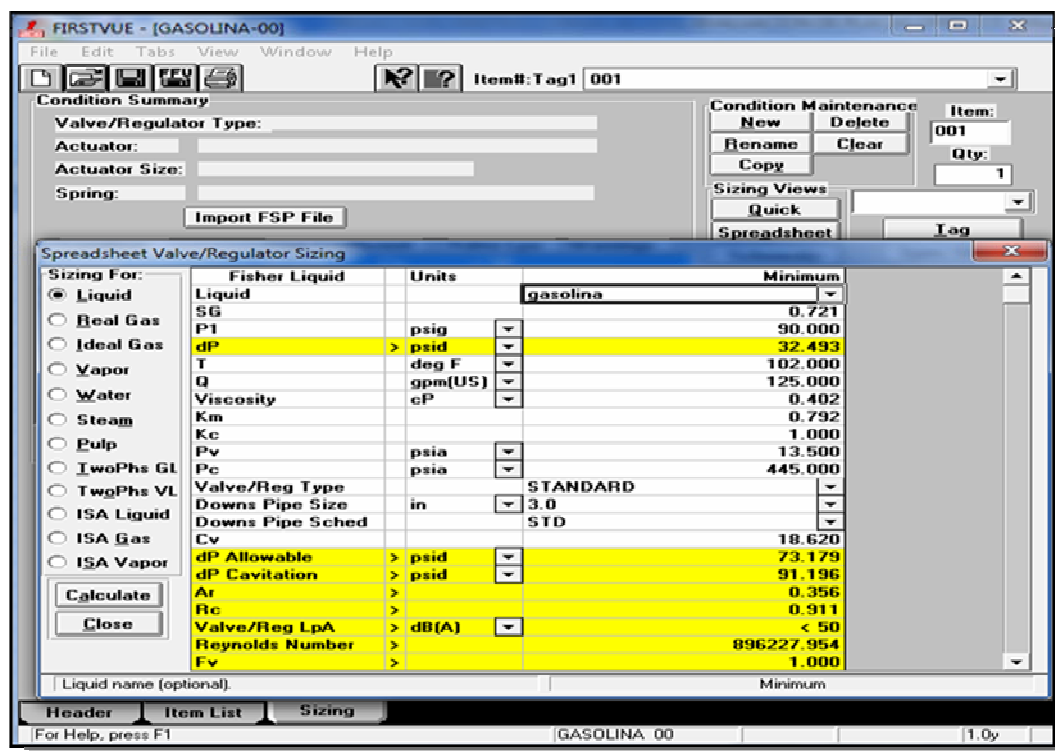


Figura 3.4. Interfaz del programa *Firstvue* (Fisher)

Los flujos reportados en el Aspen Process Explorer es a condiciones estándar lo que implicó que dichos flujos fueran llevados a condiciones de proceso, aplicando lo siguiente: con la densidad a las condiciones estándar

se halló el flujo másico para luego con la densidad a las condiciones de proceso conocer el flujo volumétrico a las condiciones actuales.

### 3.2.3 Placas de orificio

En la DA-2, las línea de proceso, antes de las válvula de control siempre se encuentra una placa orificio, lo que permite leer los flujos que manejan estas válvulas de control; para conocer el desempeño de las placas de orificio se cálculo el flujo máximo manejado para cada una de ellas en la unidad. La herramienta usada en este caso fue el programa *Pegasys* en su opción, flujo de fluidos-orificio (*fluid flow-orifice*). El método usado fue el ISO/ASME (*Miller 'Sm' Method*), donde es necesario conocer para líquidos la viscosidad, la temperatura de operación, los diámetro de las tuberías, la densidad, el diámetro del orificio y la máxima caída de presión para la cual fue calibrada la placa, como se observa en la figura 3.5.

```

C:\USERS\ADMIN\DESKTOP\OSW\PROGRA~1\PEGASYS\orifice.EXE
1. Calc. Method      Miller Sm
2. Fluid Name       GASOLINA
3. Tag Number       FT/05040
4. Temperature      102 Deg F.
5. Pressure         0 PSIG
6. Viscosity        0.7308 Centipoise
7. Sp. Heat Ratio   Does Not Apply
8. Bore Size        2.412 Inches
9. Flow Units       GPM
10. Nom. Pipe Size  4 Inches
11. Pipe Schedule   40
12. Pipe I.D.       4.026 Inches
13. Plate Material  CARBON STEEL
14. Tap Location    FLANGE
15. Max Diff. W.C. 100 Inches Water
16. Flow. Density   45.312 Lb/CF

Reynolds No. RD= 196701      Sizing Index Sm= 0.2336974
Discharge Coef. C= 0.607713  Mass flow Lb/hr= 91565.4
Thermal Corr. Fa= 1.0005     Diameter Ratio BETA= 0.59911
Expansion Corr. Y1= 1.0000    Orifice Bore (inches)= 2.412
Maximum Flow = 251.9 GPM
'0'=CHANGE THIS DATA '1'=RESTART PROGRAM '2'=PRINT CALC. SHEET? _

```

Figura 3.5. Cálculo del flujo máximo de una placa orificio (Pegasys)



En los flujos compresibles, además de los datos mencionados anteriormente para los fluidos no compresibles, se necesitó: la presión aguas arriba de la placa, el peso molecular del gas y la relación entre los calores específicos  $K$  ( $C_p/C_v$ ), obtenidos por simulador Pro/II, usando la data obtenida en el “*test run*”. Los resultados para todas las placas orificios se encuentran en la tabla 4.3.

Una vez calculados los flujos máximos manejados que corresponden a las condiciones de proceso, se llevaron a condiciones estándar aplicando el mismo procedimiento descrito anteriormente para las válvulas de control. Estos valores se compararon con los proporcionados por el departamento de instrumentación de la refinería, que son los calculados para el diseño y/o calibración de la placa orificio. En base a estos flujos se realizó la evaluación de las placas orificios de la unidad y a su vez validar el procedimiento empleado para la calibración de las placas.

### **3.3 Obtención de las condiciones: típicas, máximas y mínimas de operación actual de las principales líneas y equipos de proceso de la unidad, comparando con el diseño**

#### **3.3.1 Condiciones típicas, máximas y mínimas**

##### **3.3.1.1 Variables monitoreadas en consola**

Por medio del programa Aspen Process Explorer se determinaron las condiciones típicas, máximas y mínimas para las variables: temperatura, presión, flujo y nivel, referidas solo a los siguientes equipos: torre atmosférica T-1, desaladores (D-4A, D-4B), acumulador D-1, horno H-2 y el tambor D-3. Para ello se accedió a los diferentes despliegues de la unidad DA-2, con el fin de identificar las variables que se monitorean en consola. En la figura 3.6 se muestra el despliegue del tren de precalentamiento de la unidad donde

pueden observarse los diferentes tags asociados a los instrumentos de medición ubicados en estos sistemas de la planta.

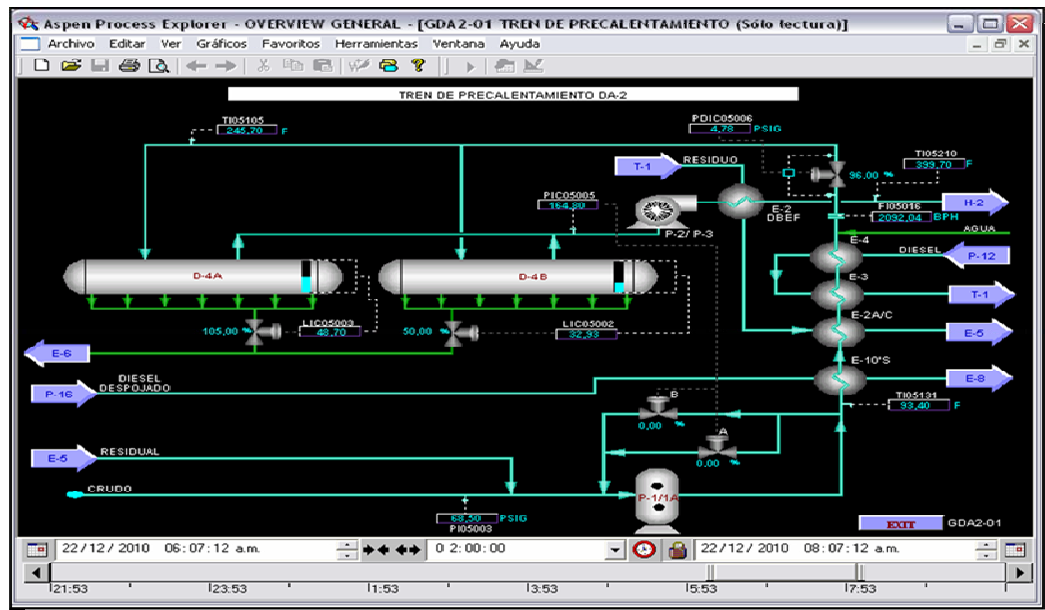


Figura 3.6. Despliegue DA-2 (Aspen Process)

Para proceder al monitoreo de las variables por medio de la modalidad gráfica de histograma, se usó la herramienta Aspen Q del explorador, donde se especifica la parte estadística del explorador. Con el uso de la herramienta de control de tiempo se fijó un periodo de monitoreo de las variables de 92 días desde 05/08/2010 3:00:00 pm hasta 05/11/2010 3:00:00 pm. A continuación se presenta el procedimiento seguido para la definición en concreto de los valores típicos, mínimos y máximos de proceso de una variable.

En el caso de la PI-05003 (presión de entrada a la planta), una vez obtenido el histograma representativo para el tiempo de monitoreo (figura 3.7), para el valor típico de la variable, se tomó la barra del histograma más

alta puesto que representa el intervalo de las mediciones que más se repitió, y por ser un intervalo se le determinó el promedio, tomándose este resultado como el valor típico.

Para los valores máximos y mínimos se tomó como apoyo tanto la curva (presión vs. tiempo) como el histograma. En la curva se observó la tendencia del valor de la variable con respecto a un intervalo, puesto que se obtienen muchos picos que no reflejan los verdaderos valores máximos y mínimos que se manejan en planta y son consecuencia de problemas o situaciones no normales. Una vez observada la tendencia del valor (para máximo y mínimo valor operacional), con ayuda de los histogramas se ubicó el intervalo y en base a las barras se obtuvo el valor máximo para la barra con mayor medida representativa, y para el valor mínimo se realizó lo mismo pero con la barra de menor medida representativa; las cuales se muestran en la figura 3.7.

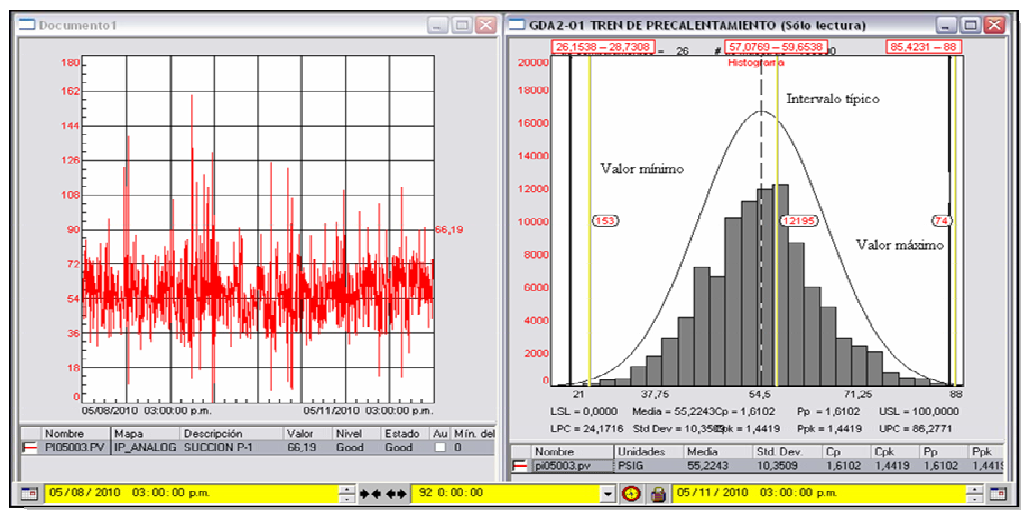


Figura 3.7. Histogramas para definir valores típicos, mínimos y máximos

### 3.3.1.2 Variables monitoreadas en campo

No todas las variables operacionales se monitorean mediante el explorador de procesos, solo las más importantes, sin embargo en planta mediante el

uso de manómetros y termómetros se les hace seguimiento a una cantidad significativa de ellas, generalmente a la: presión de succión y descarga de las bombas, ciertas presiones de entrada ó salida de los intercambiadores, y las temperaturas de salida de las aguas de enfriamiento de los intercambiadores.

Con ayuda de un pirómetro, los manómetros y termómetros ubicados en planta se procedió a recabar toda la data de proceso mediante una corrida de pruebas “*test run*”, realizado el día 20/01/2011, que consistió en un registro de las condiciones operacionales (presión, temperatura, flujo y nivel) de las corrientes de proceso y toma de muestras de todas éstas, para un posterior análisis fisicoquímico en el laboratorio de la refinería (anexo V). Para hacer una data más representativas del proceso, las variables y muestras fueron tomadas dos veces, las primeras partiendo a las 7:50 am y las segundas a partir de las 3:00 pm. Con toda esta data se pudo obtener un promedio para las variables no monitoreadas, determinándose de esta manera los valores típicos, mínimos y máximos.

### **3.3.1.3 Variables calculadas**

En los casos donde no existían instrumentos de medición para conocer las variables de proceso se determinaron por medio de cálculos, dependiendo el caso:

- **Líneas de proceso (caída de presión en las líneas de proceso).**  
Para la determinación de las presiones de entrada y salida de cada línea, se empleó el simulador *Inplant*. En primer lugar se eligió como tipo de simulación, redes (*network*), seguidamente el tipo de fluido, composicional, y riguroso multi-fases. Las líneas de proceso se construyeron por medio de los siguientes datos de las tuberías,

suministrados al simulador: longitud, inclinación, accesorios (codos, válvulas entre otros) y diámetro.

Las condiciones de proceso especificadas en los sitios de partida y llegada de las líneas fueron las siguientes: presión (entrada ó salida), temperatura y flujo, todas obtenidas del *test run* o del *Aspen Process* para el tiempo de monitoreo establecido anteriormente.

Las propiedades fisicoquímicas (curva de destilación y gravedad API) empleadas en el caso de los productos de la unidad, se presentan en los anexo P y R, las cuales fueron obtenidas de los análisis realizados en el laboratorio de la refinería a las muestras tomadas para cada corriente el día del *test run*. De manera especial, para el crudo Merey, se uso como tipo de fluido, liquido, especificándole la gravedad API, y dos intervalos de viscosidades absolutas a dos temperaturas diferentes. Los datos de entrada y salida del simulador, para el caso específico del diesel, se presentan en el anexo X. Finalmente se pudo conocer la caída de presión para cada línea de proceso, mostradas en el anexo O, usando el método segmentación manual y el algoritmo, balance de presión (*Pressure balance PBAL*).

- **Líneas de proceso (condiciones de diseño).** Las condiciones de diseño para las líneas de diseño (temperatura máxima, presión máxima y flujo máximo), fueron determinadas aplicando los procedimientos descritos en la muestra de cálculos para las líneas de proceso.
- **Intercambiadores de calor.** En la unidad de destilación uno de los problemas de falta de instrumentación recae en mayor medida en los intercambiadores, por ello se tiene que todos los intercambiadores de calor no presentan los manómetros necesarios para conocer las caída de presión generadas por estos. Para solventar esta situación se utilizó la ecuación 2.2, donde partiendo de las condiciones de diseño previamente validadas con las hojas de especificaciones de cada

intercambiador (anexo K), y el flujo actual de trabajo, se determinaron las caída de presión generada por cada intercambiador, como se muestra en el cálculo realizado en la sección 3.5.3.

- **Bombas.** En planta todas las bombas a excepción de la P-2 (succión) poseen manómetro en la succión y en la descarga, por ello la presión de entrada para este caso fue calculada por medio del simulador Inplant, siguiendo el procedimiento descrito para las líneas de proceso.

Se determinó el NPSH requerido y disponible para cada bomba, siguiendo el procedimiento descrito en la muestra de cálculos para bombas en la sección 3.5.4. Las condiciones de diseño, para el caso de la temperatura y presión se validaron con las hojas especificaciones de cada bomba. Para el caso de los flujos de diseño, máximo y mínimo, se aplicó el procedimiento descrito en la muestra de cálculo para bombas.

Para todos los equipos de la unidad, las variables de diseño necesarias para comparar con las condiciones operacionales actuales, se obtuvieron mediante la revisión y validación de la información contenida en los planos mecánicos, hoja de especificaciones e información obtenida en planta, las cuales se presenta algunas en los anexos K y L.

### **3.4 Realización del balance de masa y energía de la unidad a través un modelo de simulación**

#### **3.4.1 Elaboración del modelo de simulación ajustado a las nuevas condiciones de trabajo**

Para el desarrollo de esta etapa se partió del modelo de simulación existente de unidad. Este modelo fue adaptado a las condiciones operacionales actuales realizándose cambios, tanto en el tren de precalentamiento como en la torre de destilación (T-1).

Se validó toda la información de diseño del modelo de simulación, mediante las hojas de datos de cada equipo existente en el informe de seguridad de los procesos, los planos mecánicos aportados por la sala de dibujo de la gerencia técnica y la información referente a los cambios hechos durante las paradas, suministrado por el departamento de estáticos y rotativos. Para esta información de diseño, se reporta la hoja de especificación del intercambiador E-2F en el anexo K.

Se realizaron una serie de cambios al modelo de simulación con el objetivo de obtener un modelo representativo del proceso actual de fraccionamiento, y además de incorporar todas las corrientes asociadas al proceso. A continuación se presentan estos cambios:

- Se incorporaron los enfriadores E-8A/B/C conectados en paralelo, encargados de reducir la temperatura del diesel que va a almacenamiento.
- Se incorporaron los intercambiadores E-5A/B/C/D conectados en un arreglo serie-paralelo, cuyo objeto es enfriar el residual que va a almacenamiento.
- Se añadieron los intercambiadores E-1A/B/C/D, utilizados como condensador de los gases de tope de la torre de destilación atmosférica T-1.
- Por medio del uso de válvulas se adiciono al modelo las caída de presión existente entre cada equipo.
- Se adicionó al modelo, el sistema de enfriamiento de la salmuera que sale de los desaladores, formado por el intercambiador E-6, donde a su vez se calienta el agua que se le inyecta al crudo, y el intercambiador E-7, donde se logra reducir la temperatura de la salmuera hasta la condición de almacenaje.

- Respecto a la torre T-1, la entrada del reflujo intermedio (*pumparound*) y la salida del diesel fueron movidas ambas del plato teórico 6 al 5, ya que para el modelo de simulación base del cual se partió, la salida de diesel se manejaba por la bandeja real N° 11, lo cual actualmente se realiza por la N° 9, como se observa en la figura 3.8, lo que supone un aumento de las etapas reales para la salida de la corriente de diesel no despojado, traducido en un aumento de las etapas teóricas.

El cambio del lugar de la salida del diesel, se justificó en que teóricamente para esta zona se tiene según la bibliografía de *reference manual Pro/II*, es de 3 a 5 etapas teóricas después de la alimentación, con una eficiencia comprendida de 30 a 50%, por ello se consideró una eficiencia para esta zona de 50% (4 etapas teóricas). Respecto a la entrada del reflujo intermedio, se basó en que la eficiencia varía de 20-25%, con una cantidad de etapas teóricas que va de 1-2 entre salida y entrada, tomándose una eficiencia de 25% (2 etapas teóricas); salida en el plato 7 y entrada en el 5. Los otros aspectos relacionados con la distribución y conformación de la columna se mantuvieron iguales al modelo de simulación anterior de la unidad: diez platos teóricos en total, alimentación de crudo en el plato 9 y de vapor en el 10, y entrada de gases despojado provenientes de T-2 en el plato 4.

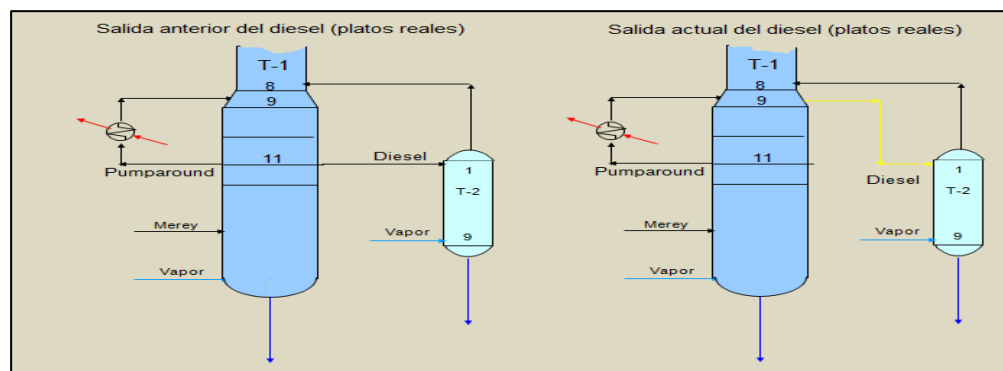


Figura 3.8. Salida del diesel no despojado hacia la T-2



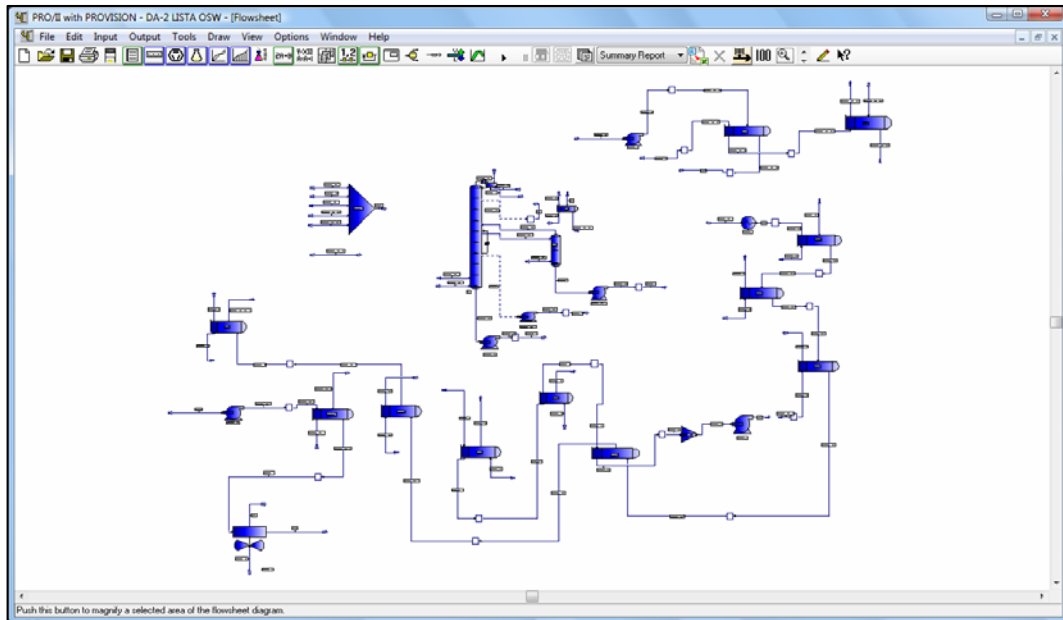
Con estas nuevas incorporaciones se obtuvo un esquema de procesos ajustado a las nuevas condiciones de proceso, y mucho más completo. Los datos de entrada de la simulación o input se muestran en el anexo W.

El método termodinámico empleado en la simulación fue el mismo que posee el antiguo modelo de simulación (SRK), puesto que se recomienda para una carga a la planta de hidrocarburos con un rango de temperatura de -460 a 1.200 °F y un rango de presión de 0 a 5.000 psia. Otro factor a considerar en la definición del método es la presencia de hidrocarburos livianos y hidrogeno, por ello a pesar de que el crudo posee hidrogeno siendo el método adecuado GS para sistemas ricos en hidrógeno, no se tomó en cuenta en la definición del método, ya que la cantidad de hidrogeno es insignificante alcanzando un 1,64% molar del gas húmedo obtenido en el D-1.

La simulación de la unidad se realizó usando como alimentación un crudo reconstituido, formado por la mezcla de las corrientes que se obtienen en la T-1 (gasolina, diesel, residual, gas húmedo y agua), cuyas propiedades fisicoquímicas fueron obtenidas de las muestras del *test run*, analizadas en el laboratorio de la refinería. De manera particular para el agua, puesto que no se monitorea el flujo de ésta, se analizó el crudo desalado para determinarle la cantidad de agua contenida y de esta forma obtener la corriente de agua.

Las propiedades fisicoquímicas empleadas en el modelo fueron obtenidas del *test-run*, explicado en la sección 3.3.1.2, incorporándole las condiciones de procesos monitoreadas para el día del *test-run* por medio del *Aspen Process*, tales como los flujos promedios de ese día de las distintas corrientes, así como también, las temperaturas y presiones (anexo V).

En la siguiente figura se muestra el nuevo modelo de simulación adaptado a las nuevas condiciones de proceso.



**Figura 3.9. Interfaz del modelo de simulación actual**

Como se observa en la figura anterior, el modelo de simulación de la DA-2 quedo estructurado de la siguiente manera:

- Un mezclador, en donde se unen los productos que son alimentados a la unidad.
- Las bombas P-1/P-1A, las cuales son las bombas de alimentación a la planta.
- El intercambiador riguroso E-10 A/B, en el cual se intercambia calor por la carcasa con el diesel que va a almacenaje.
- Los intercambiador rigurosos E-2 A/B/C/D/E, en el cual se intercambia calor por la carcasa con el residual y son iguales mecánicamente.
- Los intercambiador rigurosos E-3 y E-4, en el cual se intercambia calor por la carcasa con el reflujo intermedio de diesel.

- Un mezclador llamado desalador, el cual hace el papel de los desaladores, debido a que el simulador Pro/II no tiene la opción de simular desaladores.
- Las bombas P-2/P-3.
- El intercambiador riguroso E-2F, el cual intercambia calor por la carcaza con el residual para calentar el crudo Merey.
- Los intercambiadores E-6 y E-7.
- Los intercambiadores rigurosos E-1A/B/C/D colocados en un arreglo serie-paralelo 2x2, usados como condensadores de tope de la T-1.
- Los intercambiadores rigurosos E-5A/B/C/D colocados en un arreglo serie-paralelo 2x2.
- Los enfriadores E-8A/B/C colocados en paralelo.
- Un intercambiador sencillo llamado H-2, el cual hace el papel del horno, debido a que el simulador Pro/II no tiene la opción de simular hornos.
- La T-1, columna de destilación atmosférica.
- El T-2, el despojador de diesel de la unidad.

Los perfiles de presión (caída de presión) que se siguen en la unidad fueron obtenidos mediante los datos que se tomaron en planta el día del *test run*, reconstruyéndose todo este perfil con la evaluación hidráulica de las líneas de proceso y de los intercambiadores (Ver sección líneas de proceso e intercambiadores).

### **3.4.2 Validación del modelo de simulación**

Una vez actualizado el modelo de simulación, se procedió a realizar corridas para comparar los resultados obtenidos con los registrados en el *test run*. En el caso de la torre T-1 se compararon las propiedades del crudo Merey, de la gasolina, diesel, residual, gas húmedo y reflujo intermedio. También se compararon el perfil de temperatura de la torre (temperatura de retiro de las

corrientes) y las calidades de los productos (gasolina, diesel y residual), expresada a través de las curvas ASTM.

Para la validación del tren de precalentamiento se compararon las temperaturas que se monitorean en planta: entrada a los desaladores, entrada al horno H-2 y entrada a la T-1. El resto de las temperaturas utilizadas en la validación del modelo fueron las tomadas por medio de pirometría el día del *test run*.

A continuación se presentan los criterios utilizados para determinar si los valores calculados se encuentran cercanos a los reales y por consiguiente concluir si el modelo es o no validado:

- **Para el flujo.** Se calculó la desviación que hay entre el valor real y el valor calculado, el cual debe ser menor o igual al 10 %, que es el máximo margen de error establecido en la refinería el cual ha sido empleado en distintos trabajos donde se requieren validar modelos de simulación. La ecuación utilizada es la siguiente:

$$\% \text{ desviacion} = \frac{\text{real} - \text{calculado}}{\text{real}} \times 100 \quad (\text{Ec. 3.1})$$

- **Para la temperatura.** La desviación se calculó en forma de diferencia ( $\Delta T$ ), no en forma de porcentaje, es decir, se resta la temperatura real menos la temperatura calculada y dicho diferencial debe ser menor o igual a 10 °F, según el criterio de la refinería Puerto la Cruz.

$$\Delta T = T_{\text{real}} - T_{\text{calculado}} \quad (\text{Ec. 3.2})$$

Las primeras simulaciones se realizaron con el modelo de simulación de la unidad, conformado por las torres T-1 y T-2 y el crudo

reconstituido por medio de un mezclador, obteniéndose temperaturas de salida del diesel y el reflujo intermedio con una diferencia mayor a 10 °F respecto a las temperaturas reales tomadas en el *test run*, por lo que se realizó el cambio de salida del diesel y entrada del reflujo intermedio, como se describió antes. Seguidamente se realizaron nuevas simulaciones hasta lograr validar el perfil de la torre T-1, los flujos y calidades de los productos, cuyos valores se reportan en las tablas 4.8, 4.9 y 4.10.

Validado lo anterior, se incorporó al modelo el tren de precalentamiento y demás equipos de la unidad, y se realizaron nuevas simulaciones con el objeto de validar las temperaturas de entrada y salida de cada intercambiador, lo que arrojó temperaturas bastante altas en comparación con las temperaturas manejadas para todos los intercambiadores, como se puede ver en la 4.11. Esto se debió al uso de los coeficientes de ensuciamiento de diseño en cada intercambiador. Para lograr disminuir esta temperatura se usaron los coeficientes de transferencia de calor sucio y limpio obtenidos por el simulador Pro/II y mediante la ecuación 2.1 se determinó un nuevo factor de ensuciamiento. Este procediendo se efectuó hasta obtener una diferencia de temperatura menor a 10 °F, lográndose de esta forma validar todo el modelo de simulación.

En algunos casos la temperatura hallada con los nuevos factores de ensuciamiento bajaba más de lo necesario por lo cual se realizó una interpolación para el factor de ensuciamiento y la temperatura deseada. Se hace necesario aclarar que a través de este procedimiento se calculó un solo factor de ensuciamiento por intercambiador; éste factor calculado se utilizó tanto para el lado de los tubos como el lado de la carcaza de cada intercambiador de calor. Los cálculos realizados en esta etapa se presentan en la muestra de cálculos.

### 3.4.3 Balance másico, volumétrico y energético de la unidad

#### 3.4.3.1 Balance másico y volumétrico

Validada la simulación se procedió a realizar el balance de la unidad. En la figura 3.10, se observan las corrientes de flujo de entrada (alimentación) y salida (productos) de la unidad, referidos específicamente, al conjunto torre T-1 y T-2 (se referirá como balance de la unidad, a este conjunto).

Haciendo uso del diagrama expuesto en la figura 3.10 y bajo la ecuación general para el balance de materia se obtuvo la ecuación del balance de masa y del balance volumétrico, como sigue:

- La ecuación general del balance de materia plantea lo siguiente:

$$\text{Acumulación en el sistema} = \text{entrada} - \text{salida} + \text{generación} - \text{consumo}$$

- Siguiendo el principio de conservación de la masa sin reacción química se cancelan los términos generación y consumo, mientras que el término acumulación es cancelado por ser un sistema en régimen estacionario o permanente (Silva, 2007).

Al ordenar se obtiene:

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

Haciendo uso de diagrama de corrientes expuestos en la figura 3.10, se obtuvo la ecuación del balance másico, que es la misma para el balance volumétrico puesto que los flujos másicos son transformados por medio de la densidad a flujo volumétrico.

$$\text{Crudo Merey} + \text{VT1} + \text{VT2} = \text{GHumedos} + \text{AguaD1} + \text{Gasolina} + \text{Diesel} + \text{Residual} \quad (\text{Ec. 3.3})$$

donde:

VT1, VT2: vapor T-1 y vapor T-2, representan las corrientes de vapores que se usan para despojar en T-1 y T-2, respectivamente. Másico (lb/h) y volumétrico (bbl/h)

GHumedos: corriente de gases húmedos. Másico (lb/h) y volumétrico (bbl/h)

AguaD1: corriente de agua D-1. Másico (lb/h) y volumétrico (bbl/h)

Crudo Merey, Residual, Gasolina y Diesel: representan corrientes a la cual hacen mención. Másico (lb/h) y volumétrico (bbl/h)

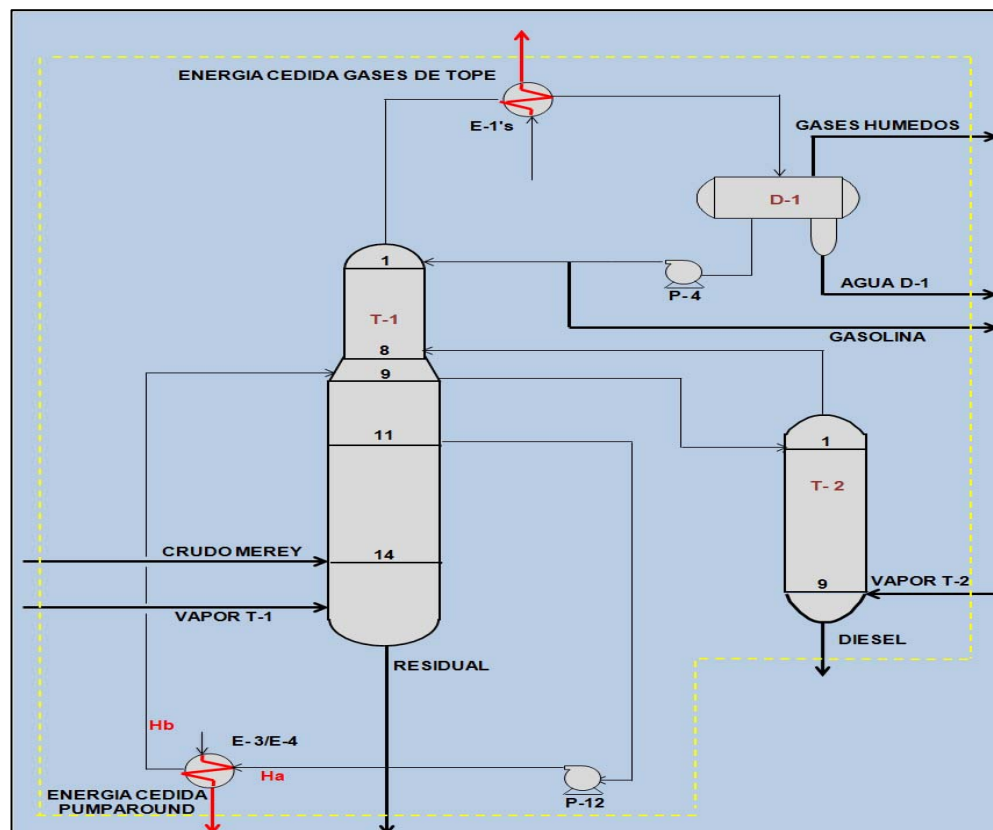


Figura 3.10. Diagrama de las corrientes DA-2, para el balance másico, volumétrico y energético

Se hace necesario aclarar, que para proceder a realizar el balance volumétrico de la unidad, todas las corrientes deben encontrarse a las mismas condiciones y en una sola fase, siendo para este trabajo, las condiciones normales y la fase líquida. Partiendo de lo anterior, se presenta el hecho que las corrientes de gas húmedo, VT1 y VT2, son precisamente unos vapores, por lo que fue necesario llevar los flujos de vapor hacia los equivalentes flujos en líquido, lo cual se realizó mediante el simulador Pro/II.

Al dividir la ecuación anterior entre las corrientes de entrada, se obtiene la siguiente ecuación 3.4 equivalente teóricamente a 1. Al multiplicar esta ecuación por 100, se obtiene un porcentaje que se llamara exactitud másica para el balance másico y exactitud volumétrica para el balance volumétrico.

$$\left( \frac{GHumedos + AguaD1 + Gasolina + Diesel + Residual}{Crudo Merey + VT1 + VT2} \right) \times 100 = \% \text{Exactitud másica} \quad (\text{Ec. 3.4})$$

De esta ecuación se deduce lo siguiente:

- ✓ Mientras más cercano a 100% sea el resultado, el balance la unidad presenta menos desviación.
- ✓ Un valor mayor a 100% indica que la suma de las corrientes de salida es mayor a la suma de las de entrada.
- ✓ Un valor menor a 100% indica que la suma de las corrientes de entrada es mayor a la suma de las de salidas.

#### **3.4.3.2 Balance de energía**

Toda corriente lleva asociada una energía, dependiendo de sus condiciones termodinámicas, lo que permite realizar un balance de energía (en este caso entalpías) siguiendo las mismas corrientes de entrada (alimentación) y salida



(productos) expuestas para el balance másico, sin embargo, como se ve en la figura 3.10, además de hacer referencia a las corrientes de salida y entrada, también se hace referencia a dos flujos de energías; la primera referida a la energía que pierden los gases de topos, para lograr su condensación, mientras que la segunda referida a la energía que cede el reflujo intermedio de la unidad (*pumparound*).

En base a lo antes expuesto y a la ecuación general del balance de materia se obtuvo la ecuación para el balance de energía de la unidad, como sigue:

- Mediante la ley de la conservación de la energía, donde la energía no puede crearse ni destruirse, se cancelan los términos generación y consumo. El término acumulación es cancelado, puesto que al tener un régimen estacionario-permanente no hay variación en los flujos, y por ende no existe acumulación neta de materia o energía. Cancelando los términos mencionados y ordenando la ecuación general para el balance de materia la expresión queda como sigue:

Energía de las corrientes de entrada = Energía de las corrientes de salida

- Desglosando cada termino de la ecuación por la existencia de diferentes tipos de energía, la ecuación para las energías de las corrientes de entrada queda como sigue:

$$\left[ \dot{m}_e \times (\hat{U}_e + \frac{1}{2} \times V_e^2 + g \times h_e) + P_e \times \hat{V}_e \times \dot{m}_e + \dot{Q} \right] = \left[ \dot{m}_s \times (\hat{U}_s + \frac{1}{2} \times V_s^2 + g \times h_s) + P_s \times \hat{V}_s \times \dot{m}_s + \dot{W} \right]$$

donde:

$\dot{Q}$  : calor que se transfiere por unidad de tiempo entre el sistema y los alrededores

$\dot{W}$  : trabajo por unidad de tiempo realizado por partes móviles

$h_e$  y  $h_s$ : altura para los flujos de entrada y salida, respectivamente, con respecto al plano de referencia

$V_e$  y  $V_s$ : velocidad de entrada y salida de los flujos, respectivamente

$\hat{U}_e$  y  $\hat{U}_s$ : energía interna de entrada y salida, respectivamente

$\hat{V}_e$  y  $\hat{V}_s$ : volumen específico de entrada y salida, respectivamente

$P_e$  y  $P_s$ : presión de entrada y salida, respectivamente

$\dot{m}_e$  y  $\dot{m}_s$ : flujo másico de entrada y salida, respectivamente

- ✓ Reordenando y en base al concepto de entalpía específica ( $\hat{H} = \hat{U} + P \times \hat{V}$ ):

$$\dot{m}_e \times \left( \hat{H}_e + \frac{1}{2} \times V_e^2 + g \times h_e \right) - \dot{m}_s \times \left( \hat{H}_s + \frac{1}{2} \times V_s^2 + g \times h_s \right) = \dot{Q} - \dot{W}$$

- ✓ Quedando la ecuación general de balance de energía para sistemas abiertos en régimen permanente (Silva, 2007).

$$\dot{\Delta H} + \dot{\Delta E}_c + \dot{\Delta E}_p = \dot{Q} - \dot{W}$$

- ✓ El balance de energía de la unidad se realizó en base a los valores obtenidos en la simulación de la unidad, por ello los cambios de energías cinéticas y potenciales no se consideran al ser muy pequeños e insignificantes al compararlo con el cambio de entalpía y aunado a esto, el simulador Pro/II no toma en cuenta dichos términos. Respecto al trabajo, por ser unas torres, no existe trabajo de partes móviles.

Finalmente en cuanto al calor transferido, se desprecia, puesto que las torres se están cubiertas de un material aislante que reduce a un nivel bastante mínimo las pérdidas de energía. Por lo tanto la expresión se reduce a:

$$\dot{\Delta H} = 0$$

- ✓ Mediante el uso del diagrama del balance de la unidad (figura 3.5), se especificaron los flujos energéticos de salida y entrada al conjunto torre T-1 y T-2, en la ecuación anterior, donde se igualaron los términos de entrada y salida, quedando la ecuación como sigue:

$$\dot{H}_{\text{Merey}} + \dot{H}_{\text{VT1}} + \dot{H}_{\text{VT2}} = \dot{H}_{\text{Ghu}} + \dot{H}_{\text{AgD1}} + \dot{H}_{\text{Gaso}} + \dot{H}_{\text{Die}} + \dot{H}_{\text{Resi}} + \dot{H}_{\text{E-1}} + \dot{H}_{\text{Pump}} \quad (\text{Ec. 3.5})$$

donde:

$\dot{H}_{\text{Merey}}, \dot{H}_{\text{VT1}}, \dot{H}_{\text{VT2}}, \dot{H}_{\text{Ghu}}, \dot{H}_{\text{AgD1}}, \dot{H}_{\text{Gaso}}, \dot{H}_{\text{Die}}$  y  $\dot{H}_{\text{Resi}}$ : representan las entalpías de las corrientes de: crudo Merey, vapor de despojamiento de T-1, vapor de despojamiento de T-2, entalpía de los gases húmedos, entalpía de la gasolina, entalpía del diesel, y la entalpía del residual, respectivamente. (MM BTU/h)

$\dot{H}_{\text{E-1}}$ : representa la energía (entalpía) cedida por los gases de tope. (MM BTU/h)

$\dot{H}_{\text{Pump}}$ : representa la energía (entalpía) cedida por el reflujo intermedio (MM BTU/h). Esta fue obtenida mediante la siguiente ecuación, cuyos términos aparecen en la figura 3.10 representados como sigue:

$$\dot{H}_{\text{Pump}} = H_a - H_b \quad (\text{Ec. 3.6})$$

donde:

$H_a$  : representa la entalpia de salida del reflujo intermedio (MM BTU/h)

$H_b$  : representa la entalpia de entrada del reflujo intermedio (MM BTU/h)

- ✓ Al igual que para el balance de masa, se puede dividir la ecuación anterior entre las entalpías de entrada, obteniéndose uno como resultado, luego se multiplica por 100, obteniéndose un porcentaje que se llamará exactitud del balance energético.

$$\frac{\dot{H}_{\text{Ghu}} + \dot{H}_{\text{AgD1}} + \dot{H}_{\text{Gasol}} + \dot{H}_{\text{Die}} + \dot{H}_{\text{Resi}} + \dot{H}_{\text{E-1}} + \dot{H}_{\text{Pump}}}{\dot{H}_{\text{Merey}} + \dot{H}_{\text{VT1}} + \dot{H}_{\text{VT2}}} = \% \text{Exactitud energética} \quad (\text{Ec. 3.7})$$

Al igual que para la exactitud másica y volumétrica, se tienen las mismas deducciones en cuanto a los resultados de esta ecuación.

### 3.5 Muestra de cálculo

#### 3.5.1 Caída de presión en las válvulas de control

Para el caso de la válvula que controla la salida de gasolina de la unidad FV-05040, primero se halló el coeficiente de la válvula ( $C_v$ ) a través del porcentaje de apertura usando el anexo D:

$$41,05\% \rightarrow 18,62$$

Con la temperatura de operación 102 °F y la densidad relativa para las condiciones estándar 0,7420, se corta en la gráfica ubicada en el anexo B,

para determinar densidad relativa a las condiciones de operación, siendo esta de 0,721. Con el flujo de proceso 125,53 gpm, se determinó la caída de presión de la válvula de control, al despejarla de la ecuación 2.16:

$$\Delta P = 0,721 \times \left( \frac{125,53 \text{ gpm}}{18,62} \right)^2 = 32,78 \text{ psi}$$

Finalmente para encontrar la caída de presión de los fluidos compresibles se utilizó el programa *Firstvue*, adicionándole la lectura de C1 (factor de las capacidades de recuperación de la válvula) al momento de leer el coeficiente Cg y obteniéndose las propiedades fisicoquímicas de cada corriente gaseosa por medio del simulador Pro/II. Los resultados para los distintos tipos de caída de presión referidos a cada válvula se encuentran en la 4.2.

### **3.5.2 Calculo de condiciones máximas en las líneas de proceso**

#### **3.5.2.1 Temperatura máxima de diseño**

Se determinó por el procedimiento descrito en la norma PDVSA MDP-01-DP-01, sección 5.3.1. Por ejemplo para el flujo de crudo, que va por la línea que parte desde la descarga de la bomba P-1/P-1A hasta la entrada al intercambiador E-10A (lado tubos) la temperatura típica que se obtuvo fue 93°F (34 °C) y al sumarle 50 °F la temperatura máxima de diseño fue 143 °F ( 62 °C).

#### **3.5.2.2 Presión máxima de diseño**

Fue hallada aplicando el procedimiento de la norma ANSI B16.5, donde es necesario conocer la temperatura de operación, y la clase (presión nominal de diseño de un flange) de las bridas o válvulas que se encuentran en la línea. Siguiendo con la línea tomada para el ejemplo anterior, se tiene que la

temperatura de operación es 93 °F, y la clase de esta línea es 300, al interceptar en la tabla 3.1 la presión máxima es 740 psig.

Tabla 3.1. Presión máxima para bridas de acero al carbono

WORKING PRESSURES BY CLASSES, psig							
Class Temp., °F	150	300	400	600	900	1500	2500
-20 to 100	285	740	990	1480	2220	3705	6170
200	260	675	900	1350	2025	3375	5625
300	230	655	875	1315	1970	3280	5470
400	200	635	845	1270	1900	3170	5260
500	170	600	800	1200	1795	2995	4990
600	140	550	730	1095	1640	2735	4560
650	125	535	715	1075	1610	2685	4475
700	110	535	710	1065	1600	2665	4440
750	95	505	670	1010	1510	2520	4200
800	80	410	550	825	1235	2060	3430
850	65	270	355	535	805	1340	2230
900	50	170	230	345	515	860	1430
950	35	105	140	205	310	515	860
1000	20	50	70	105	155	260	430

### 3.5.2.3 Flujo máximo de diseño

Se usó la norma PDVSA 90616.1.024, donde se establece como velocidad máxima la velocidad de erosión. Siguiendo con la línea que va desde la descarga de la bomba P-1/P-1A hasta la entrada al intercambiador E-10A por donde fluye crudo Merey, se describe el procedimiento empleado:

- Se determinó la densidad relativa las condiciones estándar por medio de la gravedad API y la ecuación 2.19:

$$S(60^{\circ}\text{F}/60^{\circ}\text{F}) = \frac{141,5}{131,5 + 16} = 0,959$$

- Con la densidad relativa y la temperatura de operación (93 °F) se calcularon los coeficientes A y B, usando las ecuaciones 2.21 y 2.22 respectivamente:

$$A = 93 \times (-0,00218 + 0,00328 \times 0,959 - 0,00123 \times 0,959^2 - 0,00021 \times 0,959^3) = -0,0327$$

$$B = 0,314236 + 0,097598 \times 0,959 + 0,969006 \times 0,959^2 - 0,36081 \times 0,959^3 = 0,98$$

- Con los coeficientes A y B se determina la densidad a las condiciones operacionales con la ecuación 2.20:

$$\rho(\text{crudo}) = 62,4 \times (A + B) = 59,17 \text{ lb/pies}^3$$

- Conociendo la frecuencia de uso de la línea (intermitente ó continuo), para este caso flujo continuo, y la densidad del fluido, se corta la curva del anexo I, para conocer la velocidad de erosión (velocidad máxima Vmax) siendo esta 13,1 pies/s.
- Con la ecuación del área transversal para una tubería cilíndrica se determina, el área transversal ( $A_{\text{Transversal}}$ ) de la tubería, siendo el diámetro interno ( $D_{\text{in}}$ ) de esta 13,25 pulg (1,10 pies).

$$A_{\text{transversal}} = \frac{\pi \times D_{\text{in}}^2}{4} = \frac{\pi \times (1,10 \text{pies})^2}{4} = 0,957 \text{ pies}^2$$

- Conocida el área transversal, por medio de la ecuación de flujo volumétrico en una línea cilíndrica, se determinó el flujo máximo usando la ecuación 2.15:

$$Q_{\text{max}} = 13,1 \text{ pies/s} \times 0,957 \text{ pies}^2 = 12,54 \text{ pies}^3/\text{s} (8.042,97 \text{ bph})$$

Los resultados para las todas las líneas de proceso de las variables máximas de diseño se presentan en el anexo O.

### 3.5.3 Cálculo de caída de presión en los intercambiadores

Por medio de la ecuación 2.2 se calcularon las caídas de presión para cada intercambiador, para ello se tomó de las hojas de especificaciones de cada intercambiador, el flujo másico y la caída de presión (anexo K) correspondiente para este.

En el intercambiador E-2F, para un flujo másico de crudo Merey (lado tubo) de 846217 lb/h se tiene una caída de presión de 3 psi. Para el flujo actual de 1020674 lb/h se calcula la caída de presión:

$$\Delta P_2 = 3\text{psi} \times \left( \frac{1.020.674 \text{ lb/h}}{846.217 \text{ lb/h}} \right)^2 = 4,36 \text{ psi}$$

Los resultados para todos los intercambiadores se reflejan en el anexo N.

### 3.5.4 Cálculos en las bombas

#### 3.5.4.1 Cabezal neto de succión requerido (NPSHr)

Cuando se cambia el flujo volumétrico de una bomba, el NPSHr de esta cambia. Los NPSHr de una bomba se leen en la curva característica de esta (vanexo M), y para ello es necesario conocer el flujo volumétrico que maneja la bomba, con el cual se entra en la gráfica y se corta la curva de NPSHr vs caudal. Sin embargo en los casos donde no se disponía de esta, se tomó el valor de la hoja de diseño de la bomba, puesto que poseen una pendiente bastante pequeña, lo que indica que el flujo debe cambiar de manera significativa para el NPSHr lo haga en la misma forma. Para la bomba P-4/P-4A que maneja un flujo de gasolina de 710,08 BPH el NPSHr indicado en la hoja de diseño es de 12 pies.

El procedimiento antes descrito se aplicó para todas las bombas y los resultados se reportan en el anexo N.



### 3.5.4.2 Cabezal neto de succión disponible (NPSHd)

Por medio de la ecuación 2.8 se determinó el NPSHd. A continuación se describe el procedimiento, siendo desarrollado como modo de ejemplo para P-4/P-4A cuyo fluido manejado es gasolina:

- Se determinó la presión de vapor del fluido en la succión de la bomba por medio de la gráfica reflejada en el anexo C, en la cual es necesario conocer el punto de ebullición inicial del fluido (103 °F) y la temperatura de operación (101 °F), con estos valores se entra y se corta la gráfica, obteniéndose un valor de 14 psia.

Esta presión de vapor se lleva a unidades de cabezal H (pies o metros), por medio de la siguiente ecuación, donde GE es la densidad relativa las condiciones de proceso:

$$H(\text{pies}) = \frac{2,31 \times P (\text{psia})}{GE} \quad (\text{Ec. 3.8})$$

$$H_{\text{vap}} = \frac{2,31 \times 14 \text{ psia}}{0,7425} = 44,76 \text{ pies}$$

- Se calculó el cabezal de velocidad (hv) del fluido en la succión de la bomba. Para ello se uso el diámetro de la tubería que es de 6,065 pulg y el flujo promedio manejado por la P-4/P-4A monitoreado el día del *test run*. La velocidad del fluido viene dada por la ecuación 2.6:

$$v = 0,409 \times \frac{497,05 \text{ gpm}}{(6,065 \text{ pulg})^2} = 5,53 \text{ pies/s}$$

Mediante la ecuación 2.7 se determinó el cabezal de velocidad:

$$h_v = \frac{(5,53 \text{ pies/s})^2}{(2 \times 32,2)} = 0,474 \text{ pies}$$

- La presión de succión leída en los manómetros colocados en la línea de succión de la bomba para el día del *test run* fue llevada a cabezal, para ello se halló la presión absoluta de succión sumándole la presión atmosférica, para luego transformarla a cabezal mediante la ecuación 3.8:

$$h_{gs} = 18 \text{ psig} + 14,7 \text{ psi} = 32,7 \text{ psia}$$

$$h_{gs} = \frac{2,31 \times 32,7 \text{ psia}}{0,7425} = 104,54 \text{ pies}$$

- Finalmente se determinó el cabezal neto de succión disponible a través de la ecuación 2.8:

$$\text{NPSH}_d = 104,54 \text{ pies} + 0,474 \text{ pies} - 44,76 \text{ pies} = 60,25 \text{ pies}$$

#### 3.5.4.3 Flujo mínimo en las bombas

Con el NPSH<sub>d</sub> y el NPSH<sub>r</sub> calculado para la P-4/P-4A se puede conocer el flujo mínimo de gasolina requerido por las bombas, para lo cual también son necesarios los siguientes datos:

- ✓ Flujo a la mejor eficiencia de la bomba: 650 gpm
  - ✓ Velocidad angular: 3.565 rpm
  - ✓ N° de etapas de la bomba: 1
  - ✓ Diámetro de tubería: 6 pulgadas
- Primero se calcula con la ecuación 2.9 la relación "Chart":

$$\text{Chart} = \frac{60,25 \text{ pies}}{12 \text{ pies}} = 5,02$$

- Con el factor “Chart”, cortando en la curva para hidrocarburos de la figura 2.5 se halló el factor Km, 0,6. Seguidamente se calculó la velocidad específica por medio de la ecuación 2.10:

$$N_s = \frac{3565 \text{ rpm} \times (650 \text{ gpm})^2}{12 \text{ pies}} = 14.097$$

- Con el número de etapas de la bomba y la velocidad angular se eligió la curva b de la figura 2.6 para interceptarla con la velocidad específica, puesto que el diámetro de la tubería era de 6 pulgadas, obteniéndose el porcentaje de mejor eficiencia de la bomba % BEP, 0,565.
- Finalmente para esta etapa se determinó el flujo mínimo con la ecuación 2.11:

$$F_m = 0,6 \times 0,565 \times 650 \text{ gpm} = 220,35 \text{ gpm}$$

#### 3.5.4.4 Flujo máximo en las bombas

Siguiendo con la P-4/P-4A, se halló el flujo máximo.

- En primer lugar se determinó el cabezal total de la bomba usando la ecuación 2.3:

$$H = 337,16 \text{ pies} - 105,01 \text{ pies} = 232,14 \text{ pies}$$

Para el cálculo del cabezal total de descarga de la bomba, se utilizó el mismo procedimiento descrito para el cabezal total de succión, pero para los datos de descarga, con una presión de descarga de 90 psig.

- La potencia al freno (BHP) fue determinada por la ecuación 2.12 asumiendo una eficiencia del motor de un 90% ya que no se conoce, y los motores son diseñados para un 95% de eficiencia, y se sabe que su eficiencia disminuye con el tiempo y estos datan desde la década de los 70 aproximadamente.

$$\text{BHP} = 0,90 \times 40 \text{ HP} = 36 \text{ HP}$$

- La potencia hidráulica (PH) se determinó por la ecuación 2.13, siendo necesario con el flujo manejado por la bomba, leer la eficiencia de la bomba en la curva característica de ésta, obteniéndose 0,725.

$$\text{PH} = 36 \text{ HP} \times 0,725 = 26,1 \text{ HP}$$

- Siguiendo con la ecuación 2.14 se calculó el flujo másico máximo que posteriormente con la densidad fue llevado a flujo volumétrico:

$$W = \frac{33.000 \times 26,1 \text{ HP}}{232,14 \text{ pies}} = 3.710,29 \text{ lb/h}$$

- Con la densidad de la gasolina a las condiciones de operación actual, se conoce el flujo máximo:

$$Q_{\text{max}} = \frac{3.710,29 \text{ lb/h}}{45,03 \text{ lb/pies}^3} \times \frac{1 \text{ h}}{3.600 \text{ s}} \times 641,19 \frac{\text{bph}}{\text{pies}^3/\text{s}} = 880,53 \text{ bph}$$

Los resultados para los cálculos de: NPSHd, NPSHr, flujo máximo y mínimo para las bombas se reportan en el anexo N.

### 3.5.5 Porcentaje de desviación de los flujos

Para ejemplo se tomará la corriente de crudo Merey cuyo valor promedio obtenido por el Aspen Process fue de 1.021.661,31 lb/h. Con la ecuación 3.1, se calculó la desviación respecto al flujo másico obtenido mediante Pro/II:

$$\% \text{ desviacion} = \frac{1.021.661,47 - 1.007.362,5}{1.021.661,47} \times 100 = 1,4\%$$

Los resultados para todas las corrientes de flujo se presentan en la tabla 4.8.

### 3.5.6 Validación de las temperaturas

Para la validación de las calidades de los productos y perfil de temperatura de la torre se usó la ecuación 3.2 Para el caso de la salida del diesel no despojado:

- En la primera simulación se obtuvo una temperatura de 345 °F. Aplicando la ecuación 3.2 con la temperatura real de salida del diesel no despojado (327 °F), se obtiene la siguiente desviación:
- Al bajar la temperatura del reflujo intermedio se obtuvo una temperatura

$$\Delta T = 327 \text{ °F} - 345,21 \text{ °F} = -18,21 \text{ °F}$$

de 334 °F, dando el siguiente porcentaje de desviación que siguiendo el criterio establecido se encuentra dentro de los valores permitidos:

$$\Delta T = 327^{\circ}\text{F} - 334,06^{\circ}\text{F} = -7,06^{\circ}\text{F}$$

Los resultados de la validación de las calidades de los productos se muestran en la 4.10 y para el perfil de la T-1 en la tabla 4.9.

### 3.5.7 Cálculo del factor de suciedad en intercambiadores y validación de las temperaturas del tren de precalentamiento

Para el caso de reproducir la temperatura de entrada del crudo a los desaladores, intercambiador E-2D; se ejecuto el siguiente procedimiento:

- Para los factores de ensuciamiento de diseño se obtuvo la primera temperatura con el simulador Pro/II:

$$Rf \text{ carcaza} = 0,002 ; Rf \text{ tubos} = 0,006 \rightarrow T = 261^{\circ}\text{F}$$

- Al simular se obtiene:  $U_{\text{sucio}}$ : 54,87 BTU/h pies °F y  $U_{\text{limpio}}$ : 37,32 BTU/h pies °F. Con estos valores y la ecuación 2.1 se obtuvo el nuevo factor de suciedad:

$$Rf = \frac{1}{37,32} - \frac{1}{54,87} = 0,008569 \text{ (h pies }^{\circ}\text{F/BTU) .}$$

- Este nuevo factor de ensuciamiento se introduce en los coeficientes de ensuciamiento tanto para el lado carcaza como lado tubos y se procede a simular nuevamente.
- Se registró la nueva temperatura obtenida al simular y se calculó la diferencia de temperatura por medio de la ecuación 3.2  $\Delta T = 16^{\circ}\text{F}$ . Este

procedimiento se repite hasta lograr un diferencial de temperatura menor a 10 °F entre la temperatura real y la obtenida al simular. Los resultados de los factores de ensuciamiento usados y las temperaturas obtenidas y validadas del tren de precalentamiento, se muestran en la tabla 4.11.

### 3.5.8 Balance másico, volumétrico y energético

A continuación se presentan los cálculos sobre los balances realizados en la unidad, donde se hace necesario aclarar y repetir que los datos usados (flujo másico y energético) en cada corriente fueron los obtenidos en la simulación previamente validada, esto para el caso de las corrientes de salida (productos: gas húmedo, agua del D-1, gasolina, diesel y residual). En el caso de la corriente de crudo Merey, se usó la previamente reconstituida para realizar la simulación, y para los flujos de vapor de despojamiento, fueron los monitoreados por *Aspen Explorer* e introducidos al modelo de la simulación.

- **Balance másico y balance volumétrico**
  - En base a la ecuación 3.3 y la figura 3.10, para el lado del los flujos de entrada (alimentación), se calculó el flujo total tanto para el balance másico como el volumétrico:

$$\text{Entrada (lb/h)} = 1.007.362,5 + 7.000 + 2.300 = 1.016.662,5 \text{ lb/h}$$

$$\text{Entrada (bbl/h)} = 3.002,93 + 20 + 6,57 = 3.029,5 \text{ bbl/h}$$

- Para las corrientes de salida (productos) en base a la ecuación 3.3 y la figura 3.10, se determinaron los flujos totales para el balance másico y el balance volumétrico:

$$\text{Productos (lb/h)} = 4.824,9 + 19.130,4 + 43.038,2 + 131.739,3 + 817.929,7 = 1.016.662,5 \text{ lb/h}$$

$$\text{Productos (bbl/h)} = 26,0 + 54,6 + 165,5 + 440,8 + 2342,5 = 3.029,5 \text{ bbl/h}$$

- Al aplicar la ecuación (exactitud), se conoce el porcentaje de exactitud:

$$\% \text{Exactitud M\u00e1sica} = \frac{1.016.662,5 \text{ lb/h}}{1.016.662,5 \text{ lb/h}} = 100\%$$

$$\% \text{Exactitud Volum\u00e9trico} = \frac{3.029,5 \text{ bbl/h}}{3.029,5 \text{ bbl/h}} = 100\%$$

Los resultados de esta secci\u00f3n se reportan en la figura 4.1, donde se presenta el balance actual de la unidad.

En esta etapa tambi\u00e9n se realizaron el balance de masa y el balance volum\u00e9trico para los flujos monitoreados por medio de Aspen Explorer, aplicando el mismo procedimiento empleado para los flujos obtenidos por medio de Pro/II con la diferencia que se cuentan con menos flujos como datos. Los resultados de estos balances se muestran en la tabla 4.8.

- **Balance de energ\u00eda**

- En base a la ecuaci\u00f3n 3.5 y la figura 3.10, para el lado de las energ\u00edas de entrada se determin\u00f3 la energ\u00eda (entalp\u00eda) total

$$\text{Entrada} = 304,59 + 9,61 + 3,16 = 317,36 \text{ MM BTU/h}$$

- Para las energ\u00edas de salida primero se determin\u00f3 la energ\u00eda cedida por el reflujo intermedio, por medio de la ecuaci\u00f3n 3.6:



$$\dot{H}_{\text{Pump}} = 77,31 - 36,97 = 40,34 \text{ MM BTU/h}$$

- La energía  $\dot{H}_{E-1}$ , se determinó en base al calor transferido en el condensador de la T-1, la cual es reportada por el simulador, siendo esta 38,64 MM BTU/h.
- Una vez conocidas las energías cedidas por los gases de tope y el reflujo intermedio, se determinó la energía total de salida en base a la ecuación 3.5, pero del lado de las energías de salida:

$$\text{Salida} = 0,848 + 1,34 + 1,36 + 18,33 + 216,37 + 38,64 + 40,34 = 317,23 \text{ MM BTU/h}$$

- Finalmente para el balance de energía se determinó se determinó el porcentaje de exactitud en base a la ecuación 3.7:

$$\% \text{Exactitud energética} = \frac{317,23 \text{ MM BTU/h}}{317,36 \text{ MM BTU/h}} = 99,96\%$$

El resultado para el balance de energía se reporta en el diagrama de balance actual de la figura 4.1.

## CAPITULO IV

### DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### 4.1. Adaptación de la descripción del proceso de acuerdo a la filosofía operacional actual

Al realizar algunas comparaciones de la descripción del proceso actual con la descripción del proceso del anterior contenido en el ISP, según la tabla 4.1 se observan algunas diferencias. Por ejemplo se tiene una diferencia muy apreciable entre las temperaturas de entrada del crudo al horno y a la torre T-1, siendo mayor la temperatura alcanzada actualmente. Esto es debido a un mayor requerimiento de energía para lograr una mayor rectificación dentro de la columna e incrementar la producción de destilado (gasolina y diesel). Este cambio también genera mayor cantidad de gas húmedo el cual se aprovecha como combustible en el horno H-2.

Tabla 4.1. Diferencia entre las condiciones del proceso

<i>Característica</i>	<i>Condición actual</i>	<i>Condición anterior</i>
Carga típica a planta (bpd)	71.160	60.000
Temperatura de entrada al horno (°F)	390-410	450-480
Uso del gas húmedo	Se usa	No se usa
Inyección de diesel al residual	No se realiza	Se realiza
Temperatura entrada a D-4A/D-4B (°F)	240	250
Temperatura de entrada a la T-1 (°F)	595	545

A pesar de haber aumentado la temperatura de transferencia a la T-1 trayendo como consecuencia el aumento del destilado y una disminución del residual, la temperatura alcanzada en la entrada a los desaladores disminuyó

en 10 °F, lo que indica un mayor ensuciamiento de los intercambiadores de la primera sección de precalentamiento conformado por: E-10 A/B, E-2 A/C/D, E-3 y E-4.

Otro cambio apreciable es el aumento de la carga en la unidad. Para el diseño anterior del proceso, se tenía un crudo con una alta cantidad de agua al salir de los desaladores, por lo cual al calentarse en el horno se generaba una alta presión de vapor que evitaba subir la carga en la unidad; por ello en el 2007 se realizó una adecuación de los desaladores (capítulo 2), que permitió reducir el agua contenida en el crudo y por ende la presión de vapor generada por esta, pudiéndose aumentar la carga de la unidad hasta 72 Mbd.

En líneas generales el diagrama de flujos de procesos no ha sufrido cambios tan marcados, manteniéndose el mismo orden y estructura del proceso de desalación, con la diferencia, que actualmente el diesel despojado no se le está inyectando al residual, teniéndose como un producto de la unidad. Respecto a la tecnología del proceso se hizo una búsqueda a fondo de las posibles flexibilidades operacionales de la unidad y de los nuevos procedimientos aplicados, encontrándose ciertos cambios realizados a nivel de desaladores, como por ejemplo, la remoción de los residuos de los desaladores, la cual se realiza actualmente por medio del sistema *Sand Jet*, y no como anteriormente, que se ejecutaba por medio de las bombas P-19 y P-20.

Tanto la descripción del proceso como la tecnología, representan de una manera completa y sin alejarse de la realidad, el proceso de fraccionamiento de crudo que se realiza en la unidad de destilación DA-2, lo que permitió realizar como último paso en esta etapa del trabajo, el diagrama de flujo de procesos (DFP) de la unidad, el cual se presenta en el anexo A.

## **4.2 Actualización de la información del sistema de válvulas de seguridad y de control de la unidad**

### **4.2.1 Válvulas de seguridad**

Uno de los factores tomados en cuenta para colocar válvulas de seguridad y/o alivio, es el sitio hacia donde estas descargan, puesto que serán ubicadas dependiendo de las condiciones de proceso (temperatura y presión), las propiedades explosivas y de inflamación del fluido, y que se cumpla con las normas pertinentes sobre la emisión de fluidos al ambiente; todo esto para resguardar la integridad física del personal de la unidad y el ambiente. Otra variable tomada en cuenta, corresponde al tipo de válvula de seguridad, convencional o balanceada, puesto que dependiendo de las características de cada válvula será o no adecuada a la situación para la cual se requiera, como a continuación se presenta.

En la unidad DA-2 todas las válvulas de seguridad son del tipo convencional como se observa en el anexo H y descargan al ambiente, siendo justificado el uso de válvulas convencionales, puesto que no descargan a un cabezal común, lo que descarta el aumento de la presión de apertura como consecuencia de una presión superimpuesta. De manera específica la torre T-1 se tiene un conjunto de cuatro válvulas tipo convencional ubicadas: una en el tope de la torre (RV-206) y las otras tres (RV-207, RV-208 y RV-210) en la línea de salida de los gases de tope. En ocasiones anteriores ha ocurrido que por razones de fallo de control del nivel de fondo, se ha inundado la torre, lo que aumenta la presión disparándose las válvulas de alivio y por descargar las cuatro válvulas antes mencionadas al ambiente, representan un riesgo inminente de accidentes para los operadores, mantenedores y el ambiente. Esta situación permitió inferir, dadas las condiciones de altas temperaturas de trabajo y que además en esta zona se inyecta amoniaco para neutralizar el HCl producido por la

disociación de las sales, que dicho arreglo debe cambiarse para una mayor seguridad laboral en la planta.

Para solucionar este caso se recomienda la implantación de un sistema de alivio que conduzca los vapores lejos de la planta, hasta un mechurrio o un punto seguro de descarga, a través de un cabezal de alivio. Esta recomendación se extiende a todas aquellas válvulas que descarguen gases inflamables. También se adiciona a la propuesta, el cálculo de la contrapresión superimpuesta sobre cada válvula de alivio alineada al cabezal, para de esta forma conocer si es necesario cambiar las válvulas de alivio del tipo convencional a balanceadas, ya que al ser convencionales la presión de apertura aumenta con una contrapresión superimpuesta (capítulo 2) ocasionando que al alinear las válvulas a un cabezal común, la presión de ajuste de todas las otras válvulas de tipo convencional se cambia dependiendo del tipo de construcción del bonete.

Al contar con válvulas de alivio tipo balanceada para el diseño del cabezal, los puntos de apertura de éstas no son modificados, ya que el área efectiva de los fuelles es la misma que el área del asiento de la boquilla y de esta manera se evita la acción de la contrapresión sobre la parte superior del disco.

#### **4.2.2 Válvulas de control**

Por medio del programa *Firstvue*, se pudieron conocer los valores críticos ( $\Delta P$  cavitación, permitido y crítico) de caída de presión para las condiciones actuales de las válvulas de control de la unidad. Ello permitió realizar las comparaciones necesarias para establecer las condiciones sobre las cuales se encuentran trabajando las válvulas. A continuación se muestran los análisis realizados sobre las válvulas de control y las placas orificios:

#### 4.2.2.1 Válvulas de control de fluidos no compresibles

En la tabla 4.2 se muestran los valores de caída de presión de las válvulas de control que manejan fluidos no compresibles. Allí se observa que todas las válvulas evaluadas exceptuando la (FIC-05200 y la FIC-05045) presentan una caída de presión por debajo de la permitida (máxima) lo que indica que no existe riesgo de bloqueo del flujo, por generación de burbujas como consecuencia de bajar la presión más que la de vapor del fluido cuando pasa por la vena contracta.

Tabla 4.2. Caídas de presión en las válvulas de control

Tag	Fluido	$\Delta P$ (psi)	$\Delta P$ Permitido (psi)	$\Delta P$ Cavitación (psi)
<b>LIQUIDOS</b>				
FV-05045	Diesel	133,84	134,22	185,64
FV-05200	<i>Pumparound</i>	75,91	75	92
FV-05112	Crudo	9,1	89,99	101,69
FV-05113	Crudo	15,31	89,99	101,69
FV-05110	Crudo	8,18	89,99	101,69
FV-05111	Crudo	7,38	89,99	101,69
PV-05016	Crudo	0,53	18,12	35
FV-05040	Gasolina	32,78	73,18	91,2
FV-05035	Gasolina	61,5	70	87,2
FV-05020	Residual	153,81	188,67	262,7
LV-05003	Agua salada	73,15	119,49	157,69
LV-05002	Agua salada	78,54	119,49	157,69
FV-05001	Agua	60,21	192,55	272,69
<b>GASES</b>				
		$\Delta P$ (psi)	$\Delta P$ Critico (psi)	
FV-05114	Gas natural	5,26	37,485	
PV-05011	Gas húmedo	2,58	10,812	

En el caso de la válvula FIC-05200 que controla el reflujo intermedio, se observa que supera el límite de presión permitida como consecuencia del flujo manejado, lo que puede estar obstruyendo el paso al flujo, puesto que se supera por muy poco la caída de presión máxima, por tal motivo se

recomienda reducir el flujo mediante un porcentaje más bajo de apertura de la válvula de 68% a un 65%.

La válvula FIC-05045 que controla el flujo de diesel presenta una situación similar sin llegar a superar la caída de presión permitida por lo que se recomienda, para trabajar de manera segura reducir el porcentaje de apertura de la válvula, atendiendo a no cambiar de manera significativa el comportamiento del proceso de fraccionamiento a nivel de la columna T-1.

En la tabla 4.2 se muestra la caída de presión para la cual la válvula comienza a cavitarse. A pesar de estar relacionada la caída de presión permisible y la caída de presión de cavitación, y que en muchos casos con las pruebas se ha demostrado que en las válvulas con recuperación de presión baja, el bloqueo de flujo y la cavitación se presentan aproximadamente a la misma caída de presión, en la tabla 4.2 se muestran valores diferentes puesto que los fabricantes de válvulas Fisher adicionan unos dispositivos especiales de anticavitación a las válvulas, que aumentan el diferencial de presión para que ocurra la cavitación, la cual se ve reflejado al incrementar el factor  $K_c$  usado para calcular dicha caída de presión.

Finalmente al comparar los valores de cavitación con las caídas de presión calculados, se tiene que las caídas de presión son muchos más pequeñas como para que las válvulas se encuentren cavitando, lo que evita daños a la integridad mecánica y metalúrgica de las válvulas de control.

#### **4.2.2.2 Válvulas de control de fluidos compresibles**

En la tabla 4.2 también se presentan las caídas de presión calculadas para las válvulas que manejan fluidos compresibles las cuales se compararon con la caída de presión crítica, que representa la caída de presión para la cual el fluido alcanza la velocidad del sonido en la vena contracta pasando a ser el flujo función únicamente de la presión de entrada a la válvula. Para las válvulas de control de fluido compresibles no existe el fenómeno de

cavitación puesto que el fluido es un gas o vapor, por ello solo se realizó la comparación antes mencionada, donde se tiene que la caída de presión de las válvulas de control se encuentra alejada de la caída de presión crítica, lo que permite tener presiones a la salida de la válvula de control no tan bajas, que afecten el proceso aguas abajo.

Para concluir respecto a las válvulas de control, se presenta el hecho de existir cierta incertidumbre referidas a la modificación y desgaste de los internos de las válvulas de control, lo que cambia las condiciones de trabajo para cada válvula. Esto se debe a que son válvulas que datan desde mucho tiempo, por tal motivo los resultados se encuentran sujetos a tal incertidumbre.

#### **4.2.3 Placas de orificio**

En la tabla 4.3 se presentan los flujos máximos determinados para todas las placas orificio, tanto a las condiciones de proceso como a las condiciones estándar. Estos fueron comparados con los flujos máximos registrados en sus hojas de calibración, los cuales corresponden a los manejados por los consola. Al comparar se observa que para la mayoría de los casos existe una pequeña variación con respecto al flujo estándar determinado para cada placa, lo que permitió validar que los rangos de las placas se realizan en base a los flujos estándar, y por tanto los flujos que se reportan por medio del explorador *Aspen Process* es a condiciones estándar.

Las consecuencias de las pequeñas diferencias observadas entre los flujos estándar calculados y los registrados en consola, se deben a que el cálculo del flujo máximo depende de las condiciones del fluido como lo es la densidad, las cuales tiene pequeños cambios (si no hay cambio de carga a la unidad) como consecuencia de la variación siempre existentes de las condiciones operacionales y de la composición de los fluidos.



En el caso del diesel (placa FT-05045) se encontraron en la carpeta de calibración de esta placa dos rangos de caída de presión. Para proceder a determinar cuál es el rango actual de la placa se tomó en cuenta el flujo actual reportado en consola por la placa, la cual era de 425 bbl/h, lo que indicó que el rango actual de la placa era de 0-600 pulg H<sub>2</sub>O. Esto se debe a que las válvulas cuando llegan a su máximo valor de flujo, no reportan un valor mayor que este, puesto que se calibran para que sea el máximo valor que reporte, y al comparar el flujo manejado por la placa para el rango de 0-200 pulg, con el calculado, este flujo es mayor, sin embargo para el rango de 0-600 in H<sub>2</sub>O fue menor.

**Tabla 4.3. Flujos máximos manejados por las placas orificios**

PLACA	FLUIDO	Din. orificio (pulg)	$\Delta P$ (pulg H <sub>2</sub> O)	Flujos max calculados (bbl/h)		Flujo max (bbl/h)
				Proceso	Estándar	Estándar (consola)
FT-05045	Diesel	2,1205	200	342	334	875
FT-05045	Diesel	2,1205	600	592	578	875
FT-05035	Gasolina	3,218	500	1.386	1.356	1.396,90
FT-05040	Gasolina	2, 412	100	360	352	350
FT-05200	Diesel	4,9036	150	1.848	1.541	2.719
FT-05110	Crudo	3,46	200	960	842	857
FT-05040	Gasolina	2, 412	100	360	352	350
FT-05200	Diesel	4,9036	150	1.848	1.541	2.719
FT-05110	Crudo	3,46	200	960	842	857
FT-05111	Crudo	3,46	200	960	842	857
FT-05112	Crudo	3,46	200	960	842	857
FT-05113	Crudo	3,46	200	960	842	857
FT-05020	Residual	6,6635	250	3.927	3.274	3.296
FT-05028	Vapor T-1	7,533	50	21.252,7 lb/h		17.800 lb/h
FT-05029	Vapor T-2	3,29	20	4.173 lb/h		2.532 lb/h
FT-05001	Agua	2,015	150	191 gpm	190 gpm	190 gpm
FT-05030	G. húmedo	1,502	50	14.363 pceh		50 Mpceh
FT-05114	G. natural	3,043	230	193.290 pceh		120 Mpceh
FT-05016	Crudo	8,6985	150	5.286	4.924	2.822

La placa FT-05016 que controla el flujo de crudo Merey de entrada a la planta, se encuentra actualmente descalibrada, es decir, no se la ha ajustado el flujo máximo por ello se encuentra una gran diferencia entre el flujo calculado y el que se tiene en consola.

Respecto a las placas que miden los flujos de vapor en la unidad (FT-05114, FT-05028 y FT-05029) se observa una notable diferencia entre los valores calculados y los leídos en consola, debido a que el cálculo de flujos máximos en gases requiere de la presión aguas arriba de la placa, la que ha variado respecto a las condiciones para las cuales fueron calibradas las placas de la unidad, sin embargo estos valores calculados se encuentran por encima de los reportados por estas placas actualmente, lo que indica que los cálculos realizados una gran incertidumbre en cuanto a los flujos reportados por esta placas de orificio.

El flujo máximo calculado para placa que controla el flujo de gas húmedo del D-1 (FT-05030), arrojó un valor fuera de criterio, siendo este menor que los valores leídos en sala de control por la placa actualmente. La consecuencia de este error puede deberse a dos factores originados por la falta información: que el orificio de la placa no sea el especificado para hacer el cálculo, o segundo que el rango de caída de presión usado no sea el verdadero. Estos dos factores se mencionan puesto que se los valores utilizados para el cálculo del flujo máximo de esta placa, y que fueron dados por el departamento de instrumentación, donde no se dio fe de tales valores, por la falta de documentos que los certificaran.

#### **4.3 Obtención de las condiciones: típicas, máximas y mínimas de operación actual de las principales líneas y equipos de proceso de la unidad, comparando con el diseño**

A continuación se evalúan las condiciones más relevantes de los equipos, en las cuales se encontraron ciertas diferencias con las condiciones de proceso

para las cuales fue desarrollado el informe de seguridad de los procesos (condiciones anteriores), así como también los posibles equipos operando fuera de las especificaciones.

#### **4.3.1 Líneas de proceso**

La evaluación de las condiciones operacionales (presión, temperatura y flujo) se realizó comparándolas con las condiciones máximas determinadas en la sección 3.5.2 de la muestra de cálculos, cuyos resultados se muestran en el anexo O. Allí se observa que todas las condiciones operacionales se encuentran por debajo de las condiciones máximas, lo que implica que las líneas se encuentran dentro de los límites de operación segura.

#### **4.3.2 Intercambiadores de calor**

Para establecer límites en las condiciones de operación, especialmente para la temperatura y la presión, se tomaron los datos de diseño, y se refirieron a los valores límites que garantizan la integridad metalúrgica y mecánica de los equipos, encontrándose que todos los intercambiadores se encontraban trabajando dentro de las condiciones de proceso.

Para el caso del flujo, se usaron también los valores reportados en la data de diseño, resaltando que éstos no corresponden con los valores máximos, sino a las condiciones normales de diseño, empleándose éstos como una referencia. Partiendo del criterio anterior, se compararon los flujos observándose en el anexo N que los intercambiadores E-1 (lado tubo y carcasa), E-2 (lado tubo), E-10 (lado tubo), E-6 (lado tubo), E3 (lado tubo) y E-4 (lado tubo), se encuentran trabajando a un flujo típico que supera el de diseño, lo que implica una caída de presión más alta en estos equipos, trayendo como consecuencia baja presión en las líneas de proceso.

### 4.3.3 Bombas

En el anexo N se reportan los resultados de las variables típicas y las de diseño respecto a las bombas. En este se observa que para el caso de la temperatura, tomando como ejemplo la bomba P-3A, la temperatura de operación supera la establecida como máxima, lo que genera alto calor por fricción ocasionando desgaste en las empaaduras y en los sellos mecánicos.

Es necesario aclarar, que las temperaturas máximas que se reporta en el anexo N, corresponden a las que se encuentran en las hojas de especificaciones, es decir, las temperaturas de trabajo para la cual fueron diseñadas las bombas; por ello éstas no corresponden con las temperaturas que garantizan la integridad física de los equipos, sino a las condiciones a la cual fueron diseñadas para que trabajaran dichos equipos, por tal motivo no hay riesgo de daños a la estructura mecánica y metalúrgica de las bombas.

En la siguiente tabla se muestran los cabezales neto de succión positiva disponibles y requeridos, lo que permite realizar una comparación entre valores, resultando que para todas las bombas el NPSHd es mayor que NPSHr, lo que indica que no hay bombas cavitando. Para todas las bombas existe una diferencia apreciable entre el NPSHd y el NPSHr, sin embargo en las bombas P-2, P-3 (respaldo P-2) y P-3A, existe una pequeña diferencia como consecuencia de la alta presión de vapor producto de las altas temperaturas que presentan los fluidos.

**Tabla 4.4. NPSH**

<i>Bomba</i>	<i>NPSHd (pies)</i>	<i>NPSHr (pies)</i>
P-1	94,34	27
P-2	20,93	17
P-3	21,62	15

Tabla 4.4. NPSH (continuación)

<i>Bomba</i>	<i>NPSHd (pies)</i>	<i>NPSHr (pies)</i>
P-4/P-4A	60,25	12
P-5	133,31	6
P-6	133,31	6
P-12/P-12A	45,18	6,5
P-16/P-16A	51,69	12
P-3A	14,14	13

Respecto a los flujos, en el anexo N se observa que se encuentran dentro de los valores máximos y mínimos determinados, lo cual indica que no existen riesgos de cavitación, por bajo flujo y riesgos de daños a los motores de las bombas. La otra variable evaluada en las bombas fue la presión, estableciéndose como límites las presiones contenidas en las hojas de especificaciones, que corresponden a las presiones alcanzadas para condiciones normales de trabajo. Al comparar las presiones de descarga, típicas y de diseño, se observa en el anexo N, que estos valores poseen una pequeña diferencia siendo mayores los valores de diseño, lo que corresponde con una de las características de las bombas, como lo es, a mayor flujo manejado menor será la presión de descarga.

#### **4.3.4 Torres, hornos, tambores y desaladores**

Las condiciones expuestas en la siguiente tabla, muestran que para la torre T-1 la temperatura de entrada del crudo ha aumentado respecto a las condiciones pasadas, trayendo como consecuencia un aumento en la temperatura de la salida de los productos de la unidad. Para explicar este aumento en la temperatura de entrada al crudo en la unidad se exponen en la misma tabla, las condiciones actuales y anteriores de los tambores D-8 y el D-3.

Actualmente como se observa en la tabla 4.5, la unidad está produciendo más gas húmedo que a las condiciones anteriores, lo que ha

permitido colocar en funcionamiento todos los quemadores de gas húmedo. Aunado a esto, también se ha aumentado la cantidad de gas natural suministrado al horno, alcanzándose una mayor temperatura de entrada al horno del crudo, y por ende temperaturas más altas en el tren de precalentamiento.

**Tabla 4.5. Comparación entre temperaturas y flujos**

<i>Equipo</i>	<i>Actual</i>	<i>Anterior</i>
<i>Temperatura de entrada (°F)</i>		
Torre T-1	595	545
<i>Flujos de gas a quemadores (Mpceh)</i>		
Tambor D-3	88	55
Tambor D-8	52	3

Respecto a las condiciones de los desaladores, se tiene que la temperatura de trabajo de estos ha disminuido un poco, como consecuencia del ensuciamiento de los intercambiadores de la zona de pre-calentamiento, sin embargo, es necesario aclarar, que la temperatura a la cual se encuentra trabajando el desalador (245 °F) está muy por debajo de la temperatura para la cual se diseñó (290 °F), lo que impide que el crudo no alcance viscosidades bajas, siendo más difícil de separar las gotas de agua de la emulsión crudo-agua.

En la tabla 4.6 se muestra la reducción de la cantidad de agua del crudo de entrada a (sin tomar en cuenta el agua que se inyecta al crudo) y la cantidad contenida en el crudo una vez que sale de los desaladores. Allí se observa una diferencia entre estos un tanto conservadora, puesto que según la norma PDVSA MDP-04-CF-03, el crudo que sale de un proceso de desalación debe tener un contenido de agua de un 0,2 % del volumen total, sin embargo es necesario aclarar que los desaladores de la unidad fueron diseñados para obtener un porcentaje a la salida de los desaladores de

0,54%, lo que permite aclarar la diferencia bastante apreciable con la norma antes mencionada.

**Tabla 4.6. Contenido de agua en el crudo**

	Crudo natural	Crudo desalado D-4B	Crudo desalado D-4A
% Agua (Karl Fisher)	1,129	0,938	0,902

Otro aspecto a mencionar respecto a la deshidratación del crudo, es la cantidad de desemulsificante usado actualmente, observándose en la tabla 4.7, que ésta a pesar de haberse aumentado la carga típica de la unidad, la cantidad de desemulsificante bajo. La explicación de esta situación recae en el hecho de que en el año 2007 se realizó un rediseño de los internos de los desaladores (Ver capítulo 2), pasando a ser unos desaladores de doble polaridad, lo que intensificó el campo magnético obteniéndose una mayor polarización de las moléculas de agua, logrando de esta forma un aumento de la cantidad de agua separada de la emulsión y una disminución de la cantidad del desemulsificante usado.

**Tabla 4.7. Inyección de demulsificante al crudo**

	<i>Condición actual</i>	<i>Condición anterior</i>
Inyección de desemulsificante (gpd)	28-30	18

#### **4.4 Realización del balance de masa y energía de la unidad a través un modelo de simulación**

##### **4.4.1 Validación del modelo**

Se elaboró un modelo de simulación totalmente representativo de las condiciones operacionales actuales siguiendo un esquema de proceso guiado por las distintas corrientes que conforman la unidad, obteniéndose como resultado variables de proceso (temperatura, presión, flujo) muy

cercanas a la realidad, lo que permite decir que es un modelo válido para la representación del proceso de fraccionamiento de crudo que se lleva a cabo en la unidad de destilación atmosférica DA-2. Los datos de entrada *input* de la simulación se muestran en el anexo W.

#### **4.4.1.1 Desviación de los flujos obtenidos mediante la simulación de la unidad**

En la tabla 4.8 se observan los flujos promedios tomados el día del *test run* y en la figura 4.1 los obtenidos por el simulador Pro/II tanto para las corrientes de entrada como de salida del conjunto torre atmosférica T-1 y torre despojadora de diesel T-2. En esta parte para efectos de comparar solo se tomaron los valores de los flujos máscicos y volumétricos, como se observa en la tabla 4.8, donde se reportan los porcentajes de desviación de los flujos obtenidos por Pro/II respecto a los monitoreados por Aspen Process, teniéndose como resultado que los valores de desviación, tanto para los flujos máscicos como los volumétricos, indican, según el criterio establecido (los porcentajes de desviación no deben ser mayores del 10%), que los flujos calculados con Pro/II son aceptables exceptuando el flujo de gas húmedo.

Partiendo del hecho de que la presión en el acumulador de la torre T-1 se controla por medio de la corriente de gas húmedo, se explica el porcentaje de desviación de un 13,5% hallada para el gas húmedo. Para controlar la presión en el D-1 además de existir una línea de gas húmedo que se dirige al D-8, existe una desviación sin medidor que se dirige hacia los mechurrios de la refinería, la cual se abre cada vez que aumenta más de lo normal la presión en el D-1, y para el día del levantamiento de las condiciones operacionales este desvío se encontraba abierto, desconociéndose su flujo, lo que explica esta desviación apreciable para el gas húmedo.



**Tabla 4.8. Porcentaje de desviación de los flujos obtenidos en Pro/II y exactitud del balance realizado en base a los flujos reales**

Flujos	Flujos máscicos (lb/m)			Flujos volumétricos (bbl/h)		
	Real	Pro/II	% Desviación	Real	Pro/II	% Desviación
Crudo Merey	1.021.661,5	1.007.362,5	1,40	3.041,4	3.003	1,26
Gasolina	45.294,1	43.038,2	5,00	174,3	165,5	5,05
Gases Húmedos	4.172,693	4.824,9	-15,63	24,5	26	-6,12
Agua condensada		19.130,4			54,6	
Diesel	126.869,6	131.739,3	-3,84	426,1	440,8	-3,45
Residual	820.412,7	817.929,7	0,30	2.348	2.343	0,21
Vapor T-1	6.500	7.000	-7,70	18,6	20	-7,53
Vapor T-2	2.100	2.300	-9,52	6	6,57	-9,5
% Exactitud para los balances realizados con los flujos monitoreados en Aspen (Reales)						
% Exactitud máscico				96,80		
% Exactitud volumétrico				97,00		

Legenda:

Vapor T-1: vapor inyectado en T-1

Vapor T-2: vapor inyectado en T-2

Agua condensada: agua de la bota del D-1

% Desviación: porcentaje de desviación de los valores calculados por Pro/II expuestos en el diagrama del balance de la unidad, respecto a los monitoreados en *Aspen Process*

#### 4.4.1.2 Reproducción del perfil de temperatura de la torre T-1

Para reproducir el perfil de temperatura de la torre T-1, se hicieron varias corridas con el modelo de simulación anterior de la unidad, donde los primeros resultados obtenidos respecto a la validación del perfil de temperatura de la T-1, mostraban que la temperatura de salida del diesel no despojado, superaba los 350 °F siendo el valor real 327 °F. Por ello se realizaron cambios en la temperatura de salida del reflujo intermedio, sin embargo, al tratar de ajustar la temperatura del diesel no despojado, la temperatura de salida del reflujo intermedio (433 °F valor real) bajaba, alejándose en unos 18 °F, por ello se movió tanto la salida del diesel no despojado como la entrada del reflujo intermedio al plato teórico N°5,

razones que fueron expuestas en la sección de elaboración del modelo de simulación (3.4.1).

El perfil de temperatura de la unidad presente en la tabla 4.9, muestra los porcentajes de desviación obtenidos, respecto a la temperatura de salida de los productos de la T-1. En esta se observa que la mayor desviación fue obtenida en la salida de la corriente de diesel no despojado (Diesel T-1), dando como resultado una desviación de 7 °F por encima de la temperatura real de salida (327 °F); aun así se cumple con el criterio de no pasar 10 °F de diferencia, lo que permitió afirmar que el perfil de la torre representa la realidad.

**Tabla 4.9. Perfil de temperatura T-1 (°F)**

<i>Ubicación</i>	<i>Real</i>	<i>ProII</i>	<i>Desviación</i>
Fondo	577,01	578,41	-1,4
Tope	241,55	239,23	2,32
<i>Reflujo intermedio</i>	433	435,4	-2,4
Diesel t-1	327	334,06	-7,06
Condensador	102,65	102	0,65

#### **4.4.1.3 Ajustes de las calidades de los productos**

Las calidades de los productos de la T-1 expresadas por las curvas de destilación ASTM D-86 (diesel, la gasolina) y ASTM D-1160 (residual) se observan en la tabla 4.10, donde las curvas obtenidas para cada corriente son comparadas con las calculadas por medio de Pro/II. La calidad del reflujo no se uso para validar el modelo, debido a que es una corriente intermedia cuyas condiciones son más propensas a variar frecuentemente. Para todas las corrientes en la tabla 4.10 se observa que tanto los puntos iniciales de ebullición (IBP) como los porcentajes recuperados a 5%, presentan una diferencia mayor a 10 °F, por ello estos puntos no se tomaron en cuenta al momento de hacer las comparaciones entre las curvas. Estas desviaciones

obtenidas en el punto inicial de ebullición y 5% del volumen recuperado se deben a los siguientes factores:

- De manera particular para la gasolina, existe la posibilidad de que al momento de manipularla en el laboratorio puesta que esta es muy volátil, ciertos compuestos livianos de estas se volatizaron, ocasionando que al momento de realizar la prueba ADTM D-86 sea necesario más temperatura para alcanzar el punto de ebullición inicial, extendiéndose este error hasta un 5% del volumen recuperado.
- De acuerdo al manual de diseño de proceso, en la parte de torres de fraccionamiento, se establece que los puntos iniciales y finales de ebullición son difíciles de ajustar, esto corroborado por numerosos trabajos realizados sobre el modelaje de columnas de destilación. Sin embargo, en este trabajo en la tabla 4.10 se observa que los puntos finales de ebullición fueron ajustados al criterio establecido.

En cuanto a las temperaturas para los porcentajes comprendidos entre un 10% y el punto final de ebullición (EBP) fueron menores a 10 °F, siendo la mayor diferencia de 9,27 °F para el diesel a 50% del volumen recuperado cumpliéndose con el criterio de los 10 °F.

En el laboratorio de la refinería actualmente no se realiza pruebas ASTM D-1160 al residual de la da DA-2, ya que no se cuenta con el programa de esta corriente cargado en el equipo; para solucionar esto se utilizó un ensayo ASTM D-1160 del año 2009, cuya gravedad API era similar a la del actual crudo reducido. Para la validación sólo se usaron tres puntos de recobro 10%, 30% y 50%, ya que esta prueba realizada para el año 2009 contaba con estos tres puntos, siendo el punto de ebullición final reportado a 52% de recobro del volumen, es decir, no se destiló toda la muestra de crudo reducido.

Tabla 4.10. Calidad de los productos (°F)

Fluido	Gasolina (D-86)			Diesel (D-86)			Residual (D-1160)			Merey			
	%V	Pro/II	Lab.	Desv.	Pro/II	Lab.	Desv.	Pro/II	Lab.	Desv.	Pro/II	Lab.	Desv
IBP	-84,6	103,8	188,39	226,0	325,8	99,77	355,5	485,0	129,46				
5	114,4	147,7	33,29	336,4	363,7	27,26	538,3						
10	165,3	169,9	4,63	381,0	386,2	5,26	658,8	656,9	-1,92				
30	209,4	210,6	1,17	436,5	432,9	-3,58	818,1	816,7	-1,41				
50	239,5	238,1	-1,37	468,0	477,3	9,27	965,6	964,3	-1,28				
90	302,6	297,9	-4,74	580,0	577,6	-2,40	1.333,4						
95	315,0	311,2	-3,80	603,9	602,4	-1,54	1.500,3						
EBP	335,4	331,9	-3,49	637,5	638,4	0,88	1.614,4						
API	59,1	59,2	0,22	34,3	34,9	1,73	10,4	10,3	-0,98	16,2	16,1	-0,63	

En cuanto a la reproducción de las temperaturas del tren de precalentamiento de la unidad por el modelo, así como las corrientes de proceso se reflejan en la tabla 4.11. Allí se observa que las temperaturas reproducidas por el simulador para cada corriente específica, a la salida de cada intercambiador, no se alejan de la realidad puesto que no superan el límite de los 10 °F. En la misma tabla se reportan varios valores de coeficientes de ensuciamiento para cada fluido (crudo merey, residual, agua inyectada al crudo, agua salada, gases de tope y diesel), puesto que se realizaron distintas corridas para ir ajustando las temperaturas obtenidas a la reales. En algunos casos, se observa que a pesar de conseguir una diferencia de temperatura menor que 10 °F entre la temperatura real y la reportada por Pro/II para el crudo Merey, se calculó otro factor de suciedad y por tanto otra temperatura mediante interpolación (teniendo como incógnita la temperatura deseada y como datos, una temperatura y el coeficiente de ensuciamiento correspondiente a ésta); puesto que se obtenían temperaturas en las corrientes de diesel, y residual, alejadas por más de 10 °F del valor real; de manera que se procuró reproducir todas las temperaturas reales de las diferentes corrientes presentes en el proceso.

En la tabla 4.10 solo se presenta las temperaturas alcanzadas por el crudo para el tren de precalentamiento, puesto que tiene mayor importancia

alcanzar la temperatura de entrada al horno (salida del E-2D) y además se tiene el hecho de que las únicas temperaturas monitoreadas en el tren de precalentamiento son, la temperatura de entrada del crudo a los desaladores y la temperatura de entrada al horno, mientras que para los fluidos de calentamiento se tiene las temperaturas registradas por pirometría las cuales presentan cierta incertidumbre, ya que se toman en la superficie de las tuberías y no directamente en el fluido.

Se compararon las gravedades API de las corrientes, hallándose porcentajes de desviación por medio de la ecuación 3.1, obteniéndose pequeños porcentajes no mayores al 2%, lo que refleja que existen condiciones muy similares respecto a los valores calculados y los reales.

**Tabla 4.11. Validación de la simulación**

Intercambiador	Rf (tubo)	Rf (carcasa)	U <sub>I</sub>	U <sub>f</sub>	Rf	Temp. Pro/II (°F)	Temp. Real (°F)	Desv.
<i>Tren de precalentamiento (Merey)</i>								
E-10AB	0,003	0,0013				120	119	-1
E-2AC	0,002	0,006				207	170	-37
			39,88	29,72	0,0085684	194		-24
			40,42	22,57	0,0195723	173		-3
			39,89	14,33	0,0447082	164		6
E-3	0,0065	0,002				197	200	3
E-4	0,003	0,0013				260	230	-30
			65,41	46,86	0,0051793	256		-26
			66,5	37,15	0,0118767	235		-5
E-2D	0,002	0,006				261	245	-16
			54,87	37,32	0,0085685	256		-11
			55,38	12,43	0,0623766	241		4
					0,037732	250		-5
E-2B	0,002	0,006				305	280	-25
			63,52	41,13	0,0085685	290		-10
E-2E	0,002	0,006				341	308	-33
			74,15	45,34	0,0085685	329		-21
			74,65	30,33	0,0195726	315		-7

Tabla 4.11. Validación del la simulación (continuación)

Intercambiador	Rf (tubo)	Rf (carcasa)	U <sub>l</sub>	U <sub>f</sub>	Rf	Temp. Pro/II (°F)	Temp. Real (°F)	Desv.
<i>Tren de precalentamiento (Merey)</i>								
E-2F	0,003	0,002				408	403	-5
			86,51	57,43	0,005853	386		17
					0,002875	407		-4
<i>Enfriamiento residual</i>								
E-5	0,002	0,006				163	200	37
			39,92	29,89	0,008419	184		16
			40,19	23	0,018603	218		-18
					0,01456	201		-1
<i>Agua inyectada al crudo</i>								
E-6	0,002	0,006				170	140	-30
			305,94	85,56	0,00841909	147		-7
<i>Agua salada</i>								
E-7	0,002	0,002				116	120	4
<i>Condensadores de los gases de tope</i>								
E-1	0,002	0,003				98	102	4
<i>Enfriadores de diesel</i>								
E-8	0,002	0,002				100	101	1

Leyenda:

U<sub>l</sub>: coeficiente de transferencia de calor para condiciones limpias. (BTU/pies<sup>2</sup> h °F)

U<sub>f</sub>: coeficiente de transferencia de calor para condiciones sucias. (BTU/ pies<sup>2</sup> h °F)

Rf: factor de ensuciamiento. (pies<sup>2</sup> h °F / BTU)

#### 4.4.2 Balance másico, volumétrico y energético

En figura 4.1 se presenta el esquema del balance de materia de la unidad, donde se muestra el balance másico, volumétrico y energético. En esta figura se observa que los porcentajes de exactitud respecto a los flujos másicos, volumétricos y energéticos calculados por el simulador Pro/II presentan un porcentaje entre 99 y 100%, lo que indica que dichos resultados se encuentran dentro del rango de aceptación, siendo éste en el caso de la refinería Puerto La Cruz 98%-102%. Esta diferencia tan pequeña se

fundamenta en el hecho de que al reproducir las condiciones de operación de una unidad de destilación mediante un simulador de procesos, se obtienen resultados con desviaciones insignificantes, puesto que éste implica el uso de ecuaciones para representar las condiciones reales, donde para que converja la simulación debe cerrar los distintos balances de manera que el porcentaje de desviación sea muy pequeño.

En la tabla anterior se presentan los porcentajes de exactitud de los balances másico y volumétrico realizados mediante los flujos monitoreados el día del *test run* por medio de *Aspen Process*, siendo estos 96,8% y 97%, lo que indica que estos valores no se encuentran dentro del intervalo establecido como aceptable (98-102%). Estos resultados son coherentes puesto que el flujo de agua que sale de la bota del D-1 no es medido, y aunado a esto, el hecho antes explicado respecto al gas húmedo que va hacia los mechurrios, cuyo flujo no se monitorea.

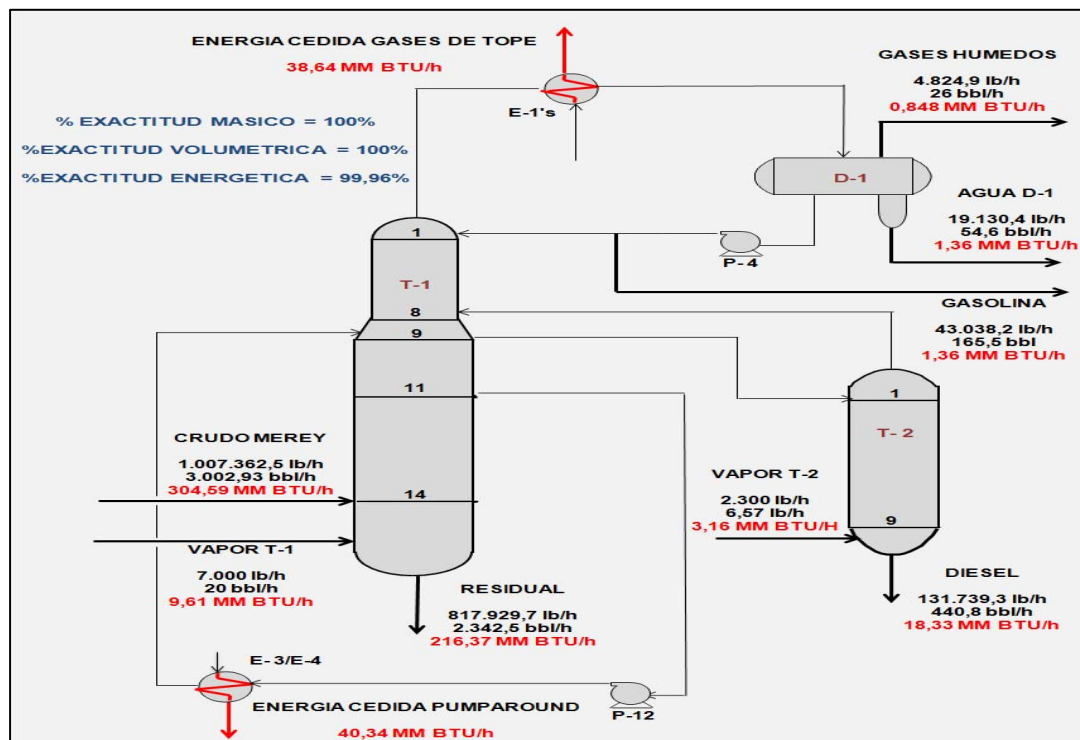


Figura 4.1. Balance másico, volumétrico y energético de la unidad DA-2

## 4.5 CONCLUSIONES

1. La descripción del proceso obtenida se adapta a las actuales filosofías operacionales implementadas en la unidad.
2. El arreglo de las válvulas de seguridad del tope de T-1 representa un riesgo inminente de accidentes.
3. Las válvulas de control de la unidad se encuentran trabajando dentro de los límites de operación segura, exceptuando la FV-05200.
4. Las placas de orificio de la unidad están adaptadas a las condiciones operacionales de la unidad, excluyendo las FT-05028, FT-05029, FT-05114.
5. Los intercambiadores E-10A/B, E-6, E-4, E-3, E-2F, E-2A/B/C/D/E y los E-1A/B/C/D (lado casco) están operando fuera del flujo de diseño establecido.
6. Las bombas de la unidad se encuentran trabajando dentro de las condiciones de operación segura.
7. Todos los porcentajes de desviación de los flujos obtenidos respecto a los reales son menores al límite establecido de 10%.
8. Las calidades de los productos y las condiciones operacionales reproducidas mediante el modelo de simulación se encuentran dentro de los criterios establecidos.



9. El balance másico, volumétrico y energético de la unidad cierra con altos porcentajes de exactitud.

#### **4.6 RECOMENDACIONES**

1. Ajustar los flujos máximos de las placas orificio FT-05028, FT-05029 y FT-05114, puesto que no corresponden con los registrados en consola.
2. Se hace imprescindible encontrar la información de diseño de la placa FT-05030, para su posterior evaluación.
3. Adaptar los flujos de los intercambiadores que se encuentran trabajando fuera de los límites de operación segura.
4. Ajustar el flujo de reflujo intermedio puesto que la caída de presión generada en la válvula de control FV-05200 pudiera estar presentando taponamiento.
5. Realizar limpieza a los intercambiadores de la primera sección de precalentamiento, para de esta forma aumente la temperatura de trabajo de los desaladores, lo que ayudaría a reducir la cantidad de agua contenida en el crudo.
6. Dirigir la descarga de las válvulas de seguridad del tope de la T-1 a un cabezal de alivio, reduciendo de esta manera los riegos a producirse algún accidente.
7. Aumentar la frecuencia de actualización de las condiciones de operación de la unidad, con el objeto de mantener al día esta

información, no solo en los tópicos estudiados, sino también en otros que pueden ser introducidos y que sean de relevancia en el proceso.

#### 4.7 BIBLIOGRAFÍA

- Acedo Sánchez, J., **“Control Avanzado de Procesos, Teoría y Práctica”**, Editorial Díaz de Santos. Madrid, España (2003).
- Acosta, J., **“Lo que usted necesita conocer para iniciarse en el mundo de las bombas centrifugas”**. Venezuela (2001).
- American Petroleum Institute (API), **“API recommended practice 520, sizing, selection, and installation of pressure-relieving devices in refineries”**, Séptima Edition. USA, (enero 2000).
- Aspen Technology, **“Aspen Real-Time SP C Analyzer, User’s Guide”**, Version Number: V7.2, USA (July 2010), Disponible en: [http://www.cadfamily.com/download/Chemical/Aspen-Icarus-Reference/AspenRealTimeSPCAnalyzerV7\\_2-Usr.pdf](http://www.cadfamily.com/download/Chemical/Aspen-Icarus-Reference/AspenRealTimeSPCAnalyzerV7_2-Usr.pdf)
- Baker Químicas Chemicals (BQC), **“Propuesta para el Tratamiento del Desalador en DA-2”**. Refinería de Puerto La Cruz, Venezuela (1996).
- Cedeño, C. y Cristovo, I., **“Evaluación de la Capacidad de Destilación Atmosférica (DA-1) Refinería Corpoven-P.L.C”**, Tesis de Grado, Departamento de Ingeniería Química, UDO. Barcelona, Anzoátegui (1995).
- *Flowserve Corporation*, **“Taller inicial de bombas centrifugas”**, Sexta Edición. USA, (1980).

- Hicks, T., “**Bombas. Su selección y aplicación**”, Primera Edición, Editorial Continental. México (1994).
- Instituto Francés de Petróleo (IFP), PDVSA. “**Atmospheric and vacuum distillation**”. Refinería Cardón, Falcón, Venezuela (2005).
- Kern, D., “**Procesos de transferencia de calor**”, Compañía Editorial Continental S. A. México (1980).
- Luna, H., “**Evaluación de la máxima capacidad de operación en la unidad de destilación atmosférica N° 2 de la refinería Puerto La Cruz con una alimentación de crudo 100 % Leona de 24 °API**”. Tesis de Grado, Departamento de Ingeniería Química, UDO, Puerto La Cruz, Venezuela (2006).
- Marfisi, S., y Salager, j., “**Deshidratación de crudo - Principios y Tecnología**” Cuaderno FIRP N° 853PP. Editado y publicado por: laboratorio FIRP escuela de ingeniería química, Universidad de los andes. Mayo (2004). Disponible en: [http://www.firp.ula.ve/archivos/cuadernos/S853PP\\_Deshidratacion.pdf](http://www.firp.ula.ve/archivos/cuadernos/S853PP_Deshidratacion.pdf)
- McNauton, K., “**Bombas, selección, uso y mantenimiento**”, Editorial McGraw-Hill. México (1992).
- Montiel, L., “**Guía sobre Petróleo y Gas**”, Editorial Arte, Primera Edición, Caracas, Venezuela (1984).

- Moreno, J., **“Evaluación de la Información de Seguridad de los Procesos para las Unidades de Destilación Atmosférica DA-2, DA-3 y la Unidad Redestiladora de Gasolina en la Refinería Puerto La Cruz, PDVSA”**. Tesis de Grado, Departamento de Ingeniería Química, UDO, Puerto La Cruz, Venezuela **(2002)**.
- Normas Técnicas de PDVSA, **“Manual de diseño de procesos, Separación Física, Tambores Separadores, Principios Básicos”**. Disponible en: [http://www.intevep.pdv.com/santp/mdp/tambor/mdp\\_03\\_s\\_01.pdf](http://www.intevep.pdv.com/santp/mdp/tambor/mdp_03_s_01.pdf), **(Junio 1995)**.
- Normas Técnicas de PDVSA, **“Manual de diseño de procesos, Transferencia de Calor, Intercambiadores de Calor, Principios Básicos”**. Disponible en: [http://www.intevep.pdv.com/santp/mdp/inter/mdp\\_05\\_e\\_01.pdf](http://www.intevep.pdv.com/santp/mdp/inter/mdp_05_e_01.pdf), **(Agosto 1995)**.
- PDVSA, **“Adecuación de los desaladores de crudo de la Unidad DA-2”**. Gerencia General de Refinación, Refinería Puerto La Cruz, Venezuela **(2007)**.
- PDVSA, **“Libro de Refinería, Refinería Puerto La Cruz”**. Gerencia General de Refinación, Refinería Puerto La Cruz, Venezuela **(2006)**.
- PDVSA, **“Manual de Ingeniería de Diseño, Bombas”**, disponible: <http://www.intevep.pdv.com/santp/home/html>, Venezuela **(Noviembre 2000)**

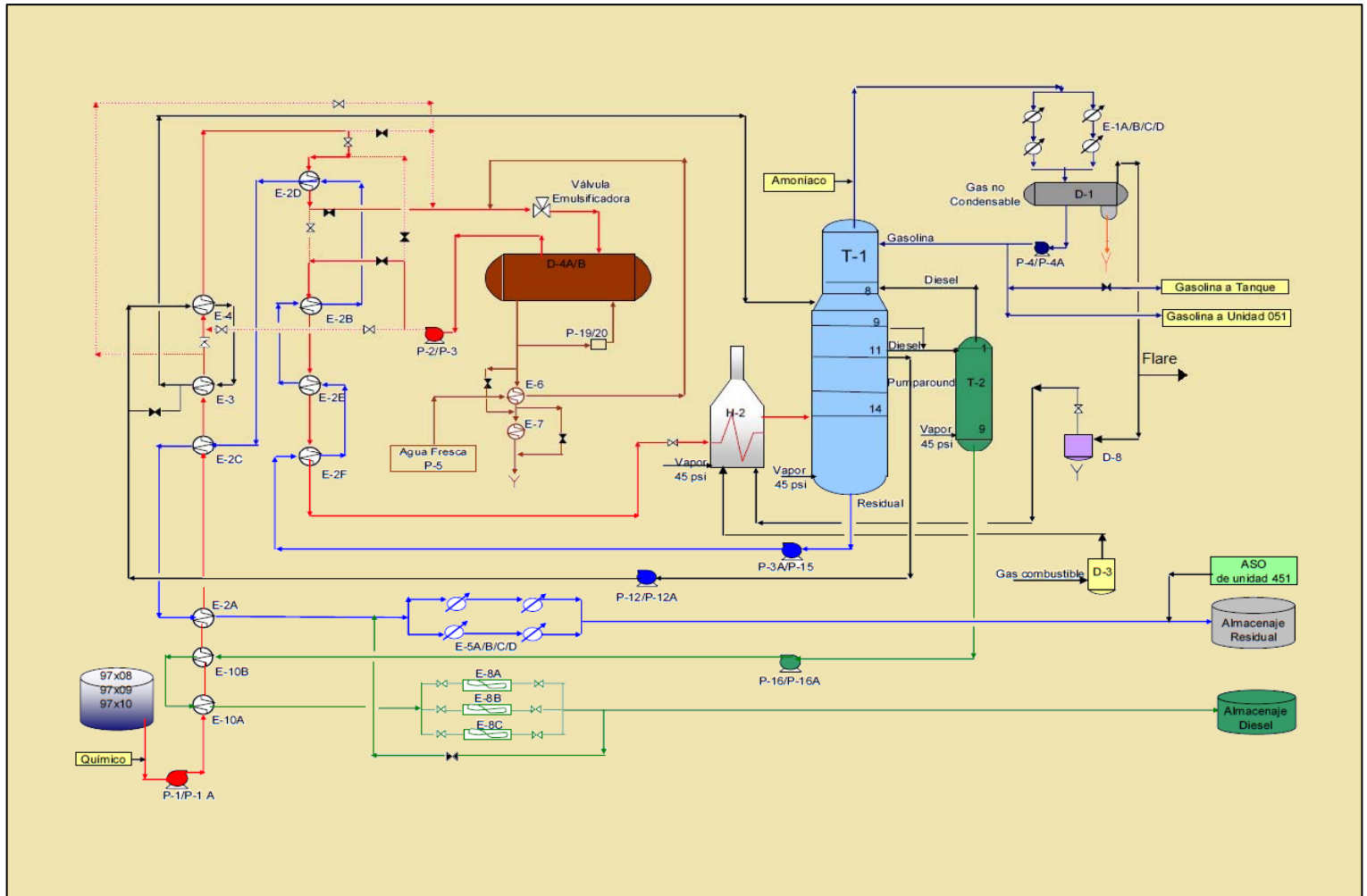
- PDVSA, “**Manual de Diseño de Procesos, Principios Básicos, Flujo de Fluidos**”, Volumen II. Venezuela (1986).
- PDVSA, “**Manual de Ingeniería de Diseño, Sistema de Alivio, Guía de Ingeniería**” Volumen 17, Intevep. Caracas (Agosto 1990), Disponible en:  
[http://www.intevep.pdv.com/santp/mid/vol17/90616\\_1\\_022.pdf](http://www.intevep.pdv.com/santp/mid/vol17/90616_1_022.pdf)
- PDVSA, “**Manual de Información de Seguridad de los Procesos (ISP), Unidad de Destilación Atmosférica DA-2**”. Gerencia Técnica, Ingeniería de procesos, Refinería Puerto La Cruz, Venezuela (2001).
- PDVSA, “**Manual de Información de Seguridad de los Procesos (ISP), Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado**”. Gerencia Técnica, Ingeniería de procesos, Refinería Puerto La Cruz, Venezuela (2001).
- Perry, R., Green, D. y Maloney, J., “**Manual del ingeniero Químico**”, Sexta Edición, Volumen II, Editorial McGraw – Hill. México (1992).
- Perry, R., Green, D., y Maloney, J., “**Manual del Ingeniero Químico**”, Vol. IV, Sexta Edición Editorial McGraw Hill, México (1993).
- Sarabia, J., “**Análisis del Comportamiento de la Unidad de Destilación Atmosférica DA-1 de la RPLC ante un cambio de dieta de la alimentación, PDVSA**”. Tesis de Grado, Departamento de Ingeniería Química, UDO, Anzoátegui, Venezuela (2004).

- Silva, H., “**Balance de materia y energía, Principios básicos, problemas resueltos y problemas para resolver**”, Primera Edición, Venezuela (2007).
- Simulation Sciences Inc, “**INPLANT Input, Manual**”, Version 3.0. USA, (2001).
- Simulation Sciences, Inc. (SIMSCI), “**PRO/II with Provision, Tutorial Guide**”. USA (Diciembre, 1997).
- Simulation Sciences, Inc. (SIMSCI), “**PRO/II with Provision, Refence Manual**”. USA (Diciembre, 1997).
- Smith, C. y Corripio, A., “**Control automático de procesos, teoría y práctica**”, primera edición, Editorial Limusa. México (1991).
- Universidad de Oviedo (UNIOVI), “**Curvas Características de Bombas Centrífugas**” Área Mecánica de los Fluidos. (Marzo, 2006) Disponible en:[http://www.uniovi.es/Areas/Mecanica.Fluidos/docencia/asignaturas/mecanica\\_de\\_fluidos\\_minas/lp7.pdf](http://www.uniovi.es/Areas/Mecanica.Fluidos/docencia/asignaturas/mecanica_de_fluidos_minas/lp7.pdf),
- Watkins, R., “**Petroleum Refinery Distillation**”. 2<sup>da</sup> Edición. Houston (1981).

## **ANEXOS**

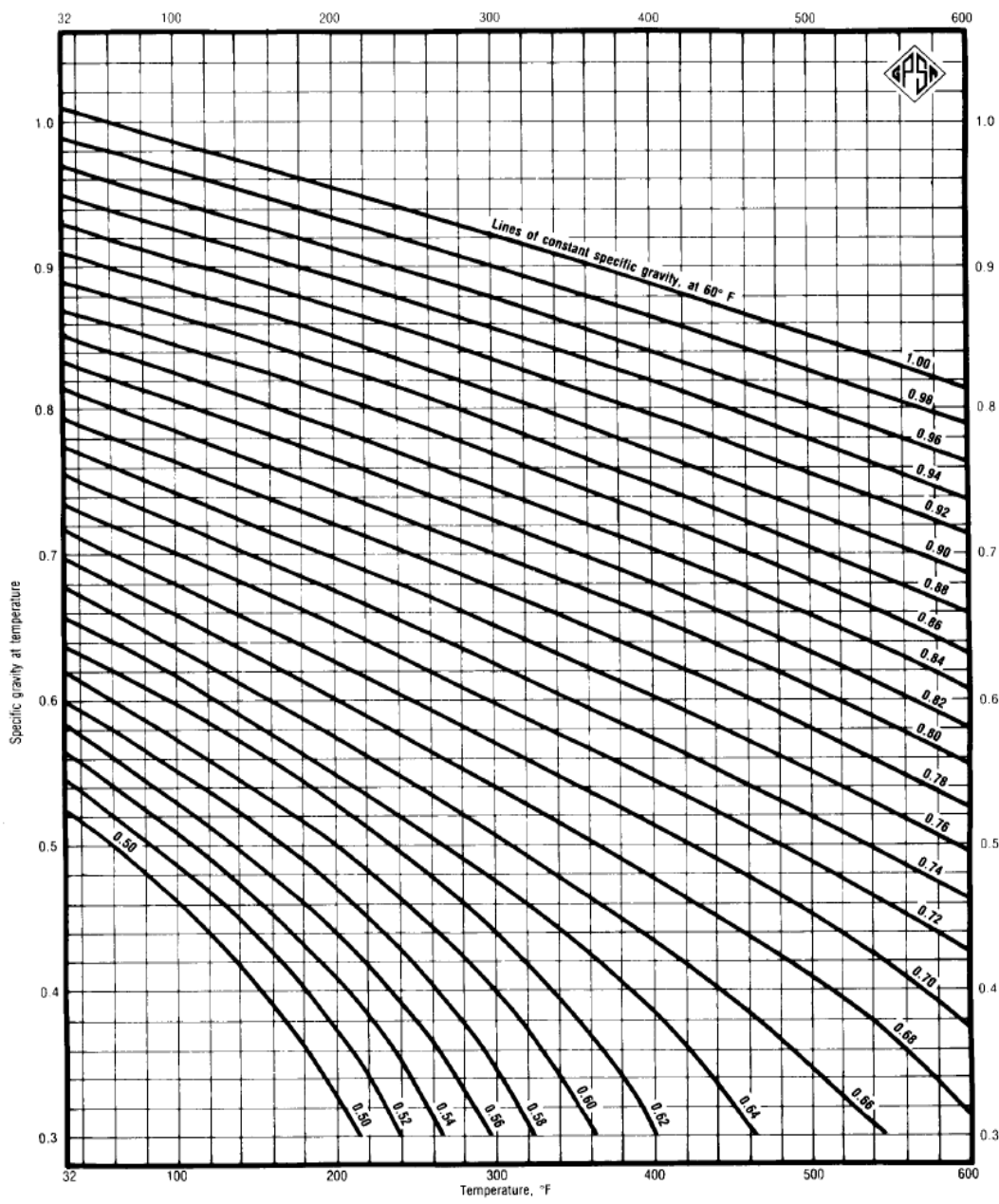


**ANEXO A**  
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCEO (DFP)  
UNIDAD DE DESTILACION DA-2



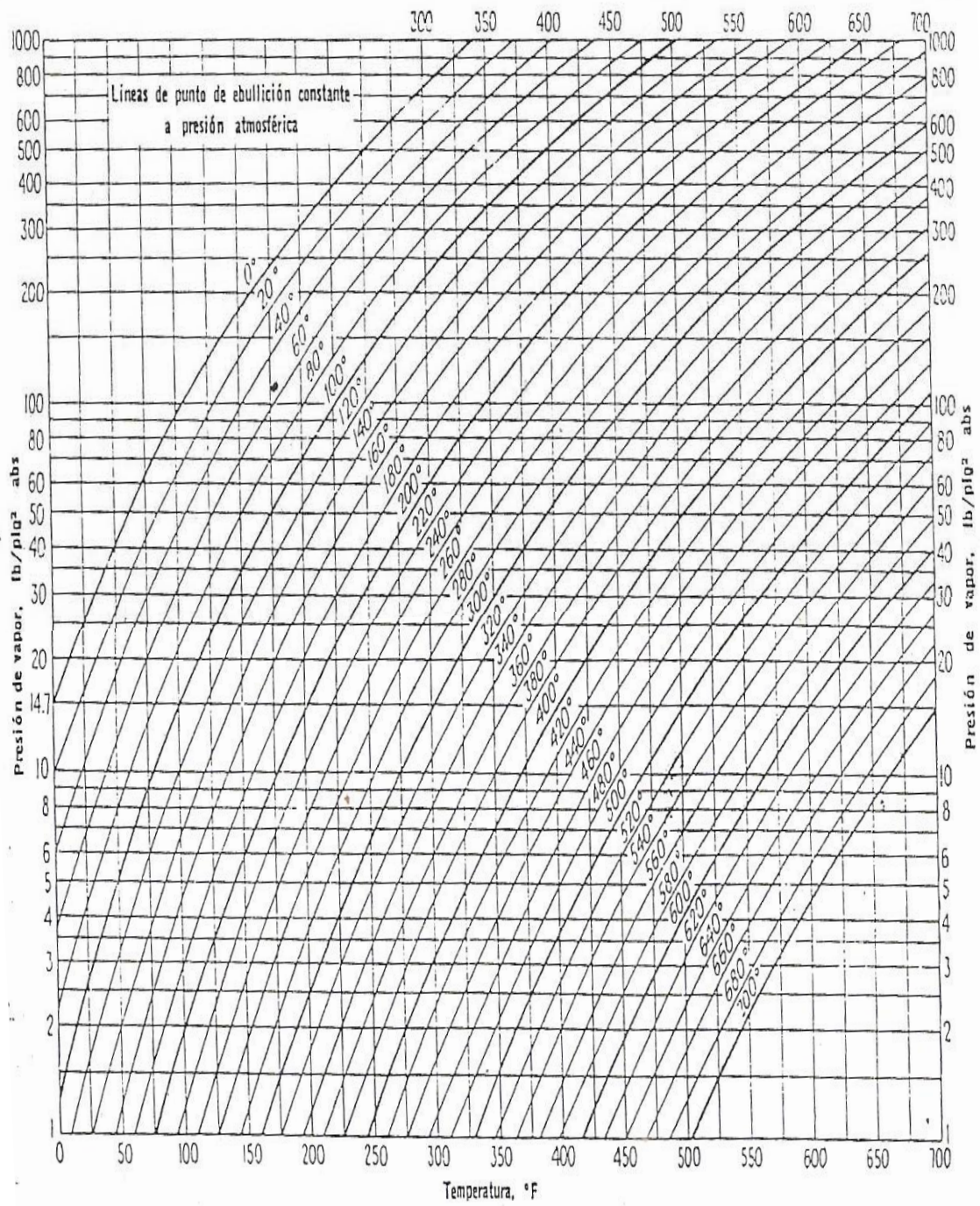
**ANEXO B**  
**GRAVEDAD ESPECIFICA PARA FRACCIONES DE PETROLEO**

### Approximate Specific Gravity of Petroleum Fractions



## ANEXO C

PRESION DE VAPOR PARA CRUDOS Y SUS PRODUCTOS EN  
FUNCION DE LA TEMPERATURA



## ANEXO D

TABLA DE VALVULAS DE CONTROL PARA LA OBTENCION  
DEL COEFICIENTE  $C_v$  ó  $C_g$

FIRSTVUE - [PROJECT1-00]

File Edit Tabs View Window Help

Flow Coefficient Catalog

Back Graph Calculated Flow  Hits Only Data Displayed

Valve Type: ED Reset Catalog Display  Cv  Cs  Cg

Trim Style: Equal % Minimum -- Cv Equation Units

Body Style: Globe Normal -- Cv  FISHEP  inches

Flow Char: Equal % Maximum -- Cv  ISA  mm

Other -- Cv

Size	Port	Travel		60%	70%	80%	90%	100%
			Km	0.672	0.672	0.672	0.672	0.672
			C1	31.4	32.6	34.2	34.1	33.6
6 Inch	7 Inch	2 Inch	Cv	162	239	316	368	394
			Cg	5470	8150	10800	12900	13800
			Cs	275	410	545	650	695
			Km	0.723	0.723	0.723	0.723	0.723
			C1	33.7	34.1	34.3	35.1	35.1
8 Inch	8 Inch	2 Inch	Cv	189	268	371	476	567
			Cg	5760	8250	11500	15500	19200
			Cs	290	415	580	780	965
			Km	0.723	0.723	0.723	0.723	0.723

- Fl (Km) Listed is at 100% travel  
- Kv = (0.865) (Cv)

Bulletin 51.1:ED

Select

Cancel

Header Item List Sizing

For Help, press F1 PROJECT1 00 1.0y

Ship: Motor Freight

=====

1

6, TYPE E SERIES BONNET ASSEMBLY SIZE  
FOR SIZE 60, TYPE 3582 VALVE  
PARTS, TYPE 67AFR REGULATOR SIZE 1/4

1

RF FLG GLOBE BODY, CB-7CU EQ PCT CAGE  
IG 7 IN PORT METAL SEAT, B7 BOLTING 2H  
GRAPH, GRAPHITE PISTON RING, 316 SST  
PUSH DOWN TO CLOSE, FLOW DOWN, CL300  
4497 SCFH FGS 415  
-9A6-9C4-9D12  
STEEL PACKING FLANGE , STUDS AND NUTS,  
9776, STL PLAIN BONNET, PACKING

1

TYPE 657 DIAPHRAGM ACTUATOR NITRILE DIAPHRAGM, SIZE 60 IRON YOKE 3 9/16  
BOSS, SPRING NO 1E827027082, PUSH DOWN TO CLOSE TRAVEL 2 IN, STEM SIZE  
3/4, LUB-1 FMS 27D1, TYPE 657, 3-15 PSI AIR TO DIAPHRAGM, BENCH SET  
3-15 PSI, 40 PSI MAX CASING PRESS


ES 11:32 a.m. 10/05/2011



**ANEXO E**  
**LISTADO DE VALVULAS DE CONTROL**



**ANEXO F**  
**PLACAS ORIFICIO DE LA UNIDAD**

 <b>PDVSA</b>	<b>REFINERÍA DE PUERTO LA CRUZ</b> <b>GERENCIA TÉCNICA</b> <b>DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PROCESOS</b>	<b>Código</b>
<b>Revisión N°</b>	<b>INFORMACIÓN DE LA SEGURIDAD DE LOS PROCESOS</b> <b>UNIDAD DA-2</b>	<b>Fecha:</b> <b>20 / 04 / 11</b>
<b>Reemplaza a:</b>		<b>Página</b> <b>1 de 1</b>

### 6.3 PLACAS DE ORIFICIO

TAG	DESCRIPCIÓN	SERIAL	RANGO (in H2O)	MAXIMO FLUJO (BPH)	COEF. DESACARGA	OUTPUT (mA)	SUPPLY VDC (MA)	MAX W.P. (psi)
FT-05001	Agua de inyección	1869340	0-150	190 GPM	0.608825	4 – 20	45	2000
FT-05016	Crudo Natural	1869356	0-150	4923	0.604814	4 – 20	45	2000
FT-05020	Residual	1869349	0-250	3274	0.604348	4 – 20	45	2000
FT-05028	Vapor T-1		0-50	21252 lbm/h	0.604641	4 – 20	45	2000
FT-05029	Vapor T-2		0-20	4173 lbm/h	0.605267	4 – 20	45	2000
FT-05030	Gas húmedo	1869351	0-50	50 MSCFH		4 – 20	45	2000
FT-05035	Reflujo T-1	1869358	0-500	1356	0.604429	4 – 20	45	2000
FT-05040	Gasolina a 051	1869359	0-100	352	0.607713	4 – 20	45	2000
FT-05045	Diesel pesado		0-600	578	0.600136	4 – 20	45	2000
FT-05110	Paso # 1	452727	0-200	842	0.605262	4 – 20	10.5 - 55	3626
FT-05111	Paso # 2	452728	0-200	842	0.605262	4 – 20	10.5 - 55	3626
FT-05112	Paso # 3	452729	0-200	842	0.605262	4 – 20	10.5 - 55	3626
FT-05113	Paso # 4	452726	0-200	842	0.605262	4 – 20	10.5 - 55	3626
FT - 05114	Gas natural		0-230	181 MSCFH	0.603354	4 – 20		
FT-05200	Pumparound	2038237	0-150	1541	0.604962	4 – 20	45	3626

**Nota: Estos datos fueron tomados en campo. Los flujos máximos fueron calculados y validados con los aportados por el departamento de instrumentación.**

## ANEXO G

METODOS USADOS POR EL PROGRAMA PEGASYS EN EL  
CALCULO DE FLUJO MAXIMO PARA PLACAS ORIFICIO

ORIFICE - FUNDAMENTAL EQUATIONS

Specific to the Spink  
universal equation:  
 $W_m = 359 S D^2 F_a F_m$   
 $F_c Y_1 (\Gamma * h_m)^{0.5}$

where --  
 $S = (0.598 B^2) + (0.01 B^3)$   
 $+ (0.00001947 B^2 (10 B)^{4.425})$   
for flange taps

$S = (0.58925 B^2) + (0.2725 B^3)$   
 $- (0.825 B^4) + (1.75 B^5)$   
for pipe taps

$F_m = 1.0$  for "dry" transmitters  
 $F_c = K/K_1$   
 $K_1 = S/B^2$

$K = K_o (1 + (E_f B/RD))$  for  
flange taps  
 $K = K_o (1 + (E_p B/RD))$  for pipe  
taps

(See Buckingham equations # 119  
- 129 in Spink, pages 527 and  
528 for additional information.)

$\Gamma$  = Flowing  
Specific Weight (lbs./cu. ft.)  
 $W_m$  = Maximum Weight  
Flow Rate (lbs./hr.)  
 $W_n$  = Normal Weight Flow Rate  
(lbs./hr.)  
 $RD = (6.32 W_n) / (\mu D)$  = Pipe  
Reynolds Number

Specific to ISO/ASME  
equations (Miller  $S_m$  method):  
 $q_m = 358.9268 S_m F_a D^2 (\rho$   
 $h_w)^{0.5}$

where--  
 $S_m = \frac{C Y_1 B^2}{(1 - B^4)^{0.5}}$   
 $C = 0.5959 + (0.0312$   
 $B^{2.1} - (0.184 B^8) + (0.09 B^4)$   
 $/ ((D_1 - B^4)) - (0.0337 B^3) /$   
 $D + (91.71 B^{2.5}) / RD^{0.75}$   
for flange taps and  $D > 2.3$   
inches

$C = 0.5959 + (0.0312 B^{2.1}) -$   
 $(0.184 B^8 + (0.0399 B^4) / (1 -$

$B^4) - (0.0337 B^3) / D + (91.71$   
 $B^{2.5}) / RD^{0.75}$   
for flange taps and  $2 < D < 2.3$   
inches

$C = ((1 - B^4)^{0.5}) (0.598 + 0.468$   
 $(B^4 + 10 B^{12}) + (0.87 + 8.1$   
 $B^4) RD^{-0.5})$   
for flange taps and  $D < 2$  inches

$C = 0.5959 + 0.461 B^{2.1} + 0.48$   
 $B^8 + (0.039 B^4) / (1 - B^4) +$   
 $(91.71 B^{2.5}) / RD^{0.75}$   
for pipe taps

$\rho$  = Flowing Density (lbs./cu.  
ft.)  
 $q_m$  = Maximum Mass flow rate  
(lbs./hr.)  
 $q_n$  = Normal Flow Rate (lbs./hr.)  
 $RD = (6.32 q_n) / (\mu D)$  (pipe  
reynolds number)

COMMON TO BOTH EQUATIONS

$h_w$  = Operating Differential  
Pressure (inches water column)  
 $D$  = Pipe Inner Diameter (inches)  
 $B$  = Orifice diameter /  $D$  (Beta  
Ratio)  
 $\mu$  = Viscosity (centipoise)  
 $F_a$  = Thermal Correction Factor  
(Fitted Equations Based on  
charts in Spink, page 156, and  
Miller, page 9-171.)  
 $k$  = Specific Heat Ratio  
 $P_f$  = Upstream Flowing Pressure  
(psig)

$p_f = P_f + 14.7$  (psia)  
 $X = h_w / (27.7 p_f)$   
 $Y_1 = 1 - (0.41 + 0.35 B^4) X/k$   
for flange taps

$Y_1 = 1 - (0.333 + 1.145 B^2$   
 $+ 0.7 B^5 + 12 B^{13}) X/k$   
for pipe taps

**ANEXO H**  
**TABLA DE DATOS DE LAS VALVULAS DE SEGURIDAD Y**  
**ALIVIO DE LA UNIDAD**



**PDVSA**  
Manufactura y Mercadeo

REFINERIA PUERTO LA CRUZ  
SUPERINTENDENCIA DE PROCESOS  
LISTADO DE VALVULAS DE SEGURIDAD UNIDAD DA-2

Equipo	Ubicación	Válvula N°	Tamaño orificio (in)	Presión (psig)		Fabricante	Serial	Modelo	Capacidad (lbm/h)	Última Calibración	Válvula Bloqueo		Tipo de Válvula	Observaciones
				Ajuste	Disparo						Entra	Sale		
P-1	Tope	RV-200	6 X 8	280	320	Consolidated	TA-84353	1910-QC	202600	22/07/2004	No	No	Convencional	No posee placa
P-1A	Descarga	RV-201	6 X 8	320	320	Consolidated	TA-34354	1910-QC	202600	15/05/1997	No	No	Convencional	
D-4A	Lado Tubo	RV-202	4 X 6	215	247	Consolidated	TA-84355	1910-NC	54510	15/05/1997	No	No	Convencional	
D-4A	Tope	RV-203	4 X 6	225	257	Consolidated	TA-84357	1910-NC	56900	26/09/2006	No	No	Convencional	
Transformador	Tope del D-4A	RV-203A	1/2"	7		Hidro Seal	566078-2	1CRVOON/AO	2 GPM		No	No	Convencional	No calibrada
Transformador	Tope del D-4A	RV-203B	1/2"	7		Hidro Seal	566078-4	1CRVOON/AO	2 GPM		No	No	Convencional	No calibrada
D-4B	Lado Tubo	RV-204	4 X 6	215	247	Consolidated	TA-84356	1910-NC	54510	12/05/1997	No	No	Convencional	
D-4B	Tope	RV-205	4 X 6	225	257	Consolidated	TA-84358	1910-NC	56900	26/09/2006	No	No	Convencional	
Transformador	Tope del D-4B	RV-205A	1/2"	7		Hidro Seal	566078-3	1CRVOON/AO	2 GPM		No	No	Convencional	No calibrada
Transformador	Tope del D-4B	RV-205B	1/2"	7		Hidro Seal	566078-1	1CRVOON/AO	2 GPM		No	No	Convencional	No tiene placa
E-6	Entrada Carcasa	RV-206	3/4 X 1	200	375	Crosby	13108-001-1	951101MA	311 SCFM/AIR	23/09/2006	No	No	Convencional	
T-1	Tope	RV-207	6 X 8	30	30	Consolidated	TA-34360	1905-RC	38160	22/11/2009	SI	No	Convencional	
T-1	Tope	RV-208	6 X 8	30	30	Consolidated	TA-34361	1905-RC	38160	22/11/2009	SI	No	Convencional	
T-1	Tope	RV-209	6 X 8	30	30	Consolidated	TA-34362	1905-RC	38160	22/11/2009	SI	No	Convencional	
T-1	Tope	RV-210	6 X 8	-1,5	-1,5	Lonergan		VAK-14C	273 SCFM/AIR	22/09/2006	SI	No	Convencional	
D-3	Tope	RV-211	2 X 3	150	150	Crosby	34839	JO-25-A		20/09/2006	SI	No	Convencional	Modelo obsoleto
H-2	Línea Vapor	RV-212	1-1/2 X 2-1/2	30	30	Consolidated	BA-2766	1415-FA-20	625	09/05/1997	SI	No	Convencional	Modelo obsoleto
P-7	Descarga	RV-213	2-1/2 X 4		350	Consolidated	TA-84364	1910-JT	18640	20/09/2006	No	No	Convencional	
Línea	Línea 12" crudo al desalador	RV-214	1-1/2 X 2	320	320	Farris	4935-KA	2740		19/05/1997			Convencional	Modelo obsoleto
E-3	Lado Camisa	RV-215	1 X 1	370	370	Consolidated	TC-31140	1975-C-3	1199	19/05/1997			Convencional	No está en sitio
P-4A	Descarga	RV-216	1-1/2 X 2-1/2	195		Consolidated	BY-52102	1511J-0-20	12524	20/09/2006	No	No	Convencional	
Válv. Centinela	Turbina de la P-4A	RV-216A	03-abr	225		Kunkle		40R-D01-PE	121				Convencional	No tiene placa





**REFINERIA PUERTO LA CRUZ**  
**SUPERINTENDENCIA DE PROCESOS**  
**LISTADO DE VALVULAS DE SEGURIDAD UNIDAD DA-2**

Equipo	Ubicación	Válvula N°	Tamaño orificio (in)	Presión (psig)		Fabricante	Serial	Modelo	Capacidad (lbm/h)	Última Calibración	Válvula Bloqueo		Tipo de Válvula	Observaciones
				Ajuste	Disparo						Entra	Sale		
Línea	Línea retorno agua	RV-217	1-1/2 X 2	75	75	Farris	4959-KA	2740		19/05/1997			Convencional	Modelo obsoleto
Línea	Entrada Agua	RV-218	1 X 1		75	Consolidated	TJ-31431	3990C-1	146 SCFM/AIR	29/10/1998			Convencional	
Línea	Salida Agua	RV-219	1-1/2 X 2		75	Farris		2740		19/05/1997			Convencional	Modelo obsoleto
T-1	Inyección Amoníaco	RV-220	3/4 X 1	300	300	S/D				19/05/1997			Convencional	No está en sitio
AR-13	Lado Tubo	RV-222	1/2		150	S/D				19/05/1997	No	No	Convencional	No está en sitio
P-19	Descarga	RV-223	2 X 3		50	Consolidated	TS-25797	1610-HC		21/09/2006	No	No	Convencional	Válvulas Obsoletas
P-20	Descarga	RV-224	3 X 4		60	Consolidated	TS-25794	1610-KC		22/09/2006	No	No	Convencional	Válvulas Obsoletas
E-2B	Lado Tubo	RV-225	3/4 X 1	300	320	Consolidated	TL8M54	1990C		25/09/1999			Convencional	
E-2C	Lado Camisa	RV-226	1 X 1	250	250	Consolidated	TB-84501	1975-C	704	19/05/1997			Convencional	No está en sitio
E-2E	Lado Tubo	RV-227	1 X 1		320	Consolidated	TB-66093	1975-C	1188	19/11/1984			Convencional	No está en sitio
E-7	Lado Camisa	RV-228	1 X 1		75	Consolidated	TE-71144	1975-C	429	19/05/1997	No	No	Convencional	La placa no se lee
P-1A	Succión	RV-229	1 X 1		50	Crosby				19/05/1997	No	No	Convencional	No posee placa
E-2A	Lado Tubo	RV-230	1 X 1			S/D								No está en sitio
E-8C	Salida almacenaje	RV-231	2 X 3	180	180	Consolidated	TC-9485	1905-JC	3690	12/05/1997	No	No	Convencional	
D-8	Tope	RV-233	1-1/2 F 2	25	25	Consolidated	TK-58418	1905-00F-1-CC-MS-31-RF	47,5	19/05/1997	No	No	Convencional	
Línea	Línea Vapor 20	RV-234	1 X 1-1/2	31	31	Consolidated		1551	31555	03/03/1999	No	No	Convencional	No está en sitio
Línea	Línea Slop	RV-235	1 X 1		150	S/D				12/06/1997	Si	Si	Convencional	No posee placa
P-14	Descarga	RV-236	1 X 2		100	Farris	91696-A-10	26EA10-120/S1		21/09/2006	No	No	Convencional	
Tambor gas	Tope Plataforma	RV-299			25	Consolidated	1905-F			19/05/1997			Convencional	No está en sitio
AR-13	Valv. Centinela	RV-221	1/2			Fisher				19/05/1997	No	No	Convencional	No posee placa

# ANEXO I

NORMA PDVSA PARA EL CALCULO DE FLUJO MAXIMO



GUIA DE INGENIERIA  
DIMENSIONAMIENTO DE TUBERIAS  
DE PROCESO

PDVSA 90616.1.024

REVISION 0 FECHA NOV.93

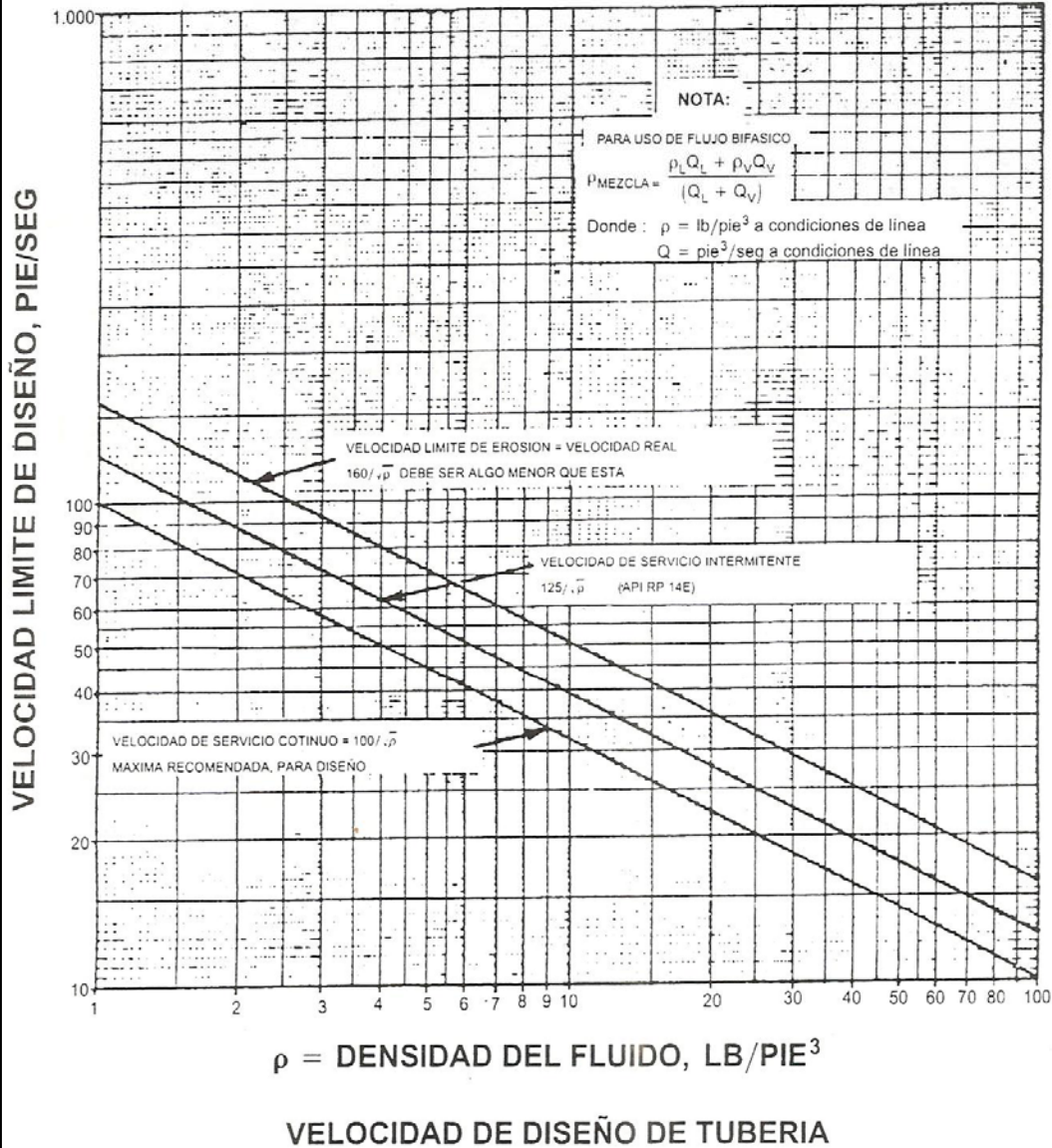
Página 15

.Menú Principal

Indice manual

Indice volumen

Indice norma



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

<b>TÍTULO</b>	<b>Evaluación de las condiciones operacionales actuales de la unidad de destilación atmosférica da-2 de la refinería puerto la cruz</b>
<b>SUBTÍTULO</b>	

**AUTOR (ES):**

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>CÓDIGO CULAC / E MAIL</b>
<b>Figuera M., Oswaldo J.</b>	<b>CVLAC: 19.381.113</b> <b>E MAIL: oswaldofm3000@hotmail.com</b>

**PALÁBRAS O FRASES CLAVES:**


---

 Fraccionamiento atmosférico
 

---



---

 Desalación
 

---



---

 Bombas
 

---



---

 Intercambiadores
 

---



---

 Líneas de proceso
 

---



---

 Placas de orificio
 

---



---

 Válvulas de control y seguridad
 

---



---

 Modelos de simulación
 

---

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

ÀREA	SUBÀREA
Ingeniería y ciencias aplicada	
	Ingeniería Química

**RESUMEN (ABSTRACT):**

En el presente trabajo se realizó la evaluación de las condiciones operacionales actuales de la unidad de destilación DA-2. Para ello, se inicio con la realización de la descripción del proceso adaptada a las nuevas condiciones de trabajo. Se establecieron las condiciones típicas, mínimas y máximas de las variables de operación (flujo, temperatura, presión y nivel). Se calcularon para las bombas el *NPSHd* y el *NPSHr*. Se empleó el simulador Inplant para conocer las caídas de presión. Las condiciones máximas para las líneas se establecieron como sigue: el flujo, por la norma PDVSA 90616.1.1024, la presión por la norma ANSI B16.5 y la temperatura por la norma PDVSA MDP-01-DP-01. Se determinaron las caídas de presión generada por cada válvula de control mediante el programa Firstvue; en esta etapa también se determinó el flujo máximo manejados por las placas de orificios, empleando el programa Pegasys. Finalmente se realizó el balance de masa y de energía de la unidad mediante el simulador Pro/II, obteniéndose que dichos balance

---

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

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
Moncada, Fidelina	CVLAC:	13.366.691			
	E_MAIL	fidelinam@gmail.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
Silva, Héctor	CVLAC:	3.955.146			
	E_MAIL	hectorsu@yahoo.es			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
Rodulfo, Arturo	CVLAC:	8.300.709			
	E_MAIL	Rodulfo99@hotmail.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
Silva, Joel	CVLAC:				
	E_MAIL	jsprocesos@gmail.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU

**FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:**

2011	07	06
AÑO	MES	DÍA

**LENGUAJE. SPA**

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

<b>NOMBRE DE ARCHIVO</b>	<b>TIPO MIME</b>
Tesis. Evaluación de las condiciones operacionales de la unidad DA-2.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 Química

---

**INSTITUCIÓN:**

Universidad de Oriente Núcleo de Anzoátegui

---

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

---

De acuerdo al artículo 44 del reglamento de trabajo de grado

---

---

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

---

---

---

---

---

---

Figuera, Oswaldo

**AUTOR**

Moncada, Fidelina

**TUTOR**

Silva, Héctor

**JURADO**

Rodolfo Arturo

**JURADO**

Salas, Yraima

**POR LA SUBCOMISION DE TESIS**