

**TRABAJO ESPECIAL DE GRADO**

**EVALUACIÓN DEL COMPORTAMIENTO OPERATIVO DE LOS  
EQUIPOS DE LAS PLANTAS DE CRUDO Y VACÍO EN LA  
REFINERÍA SAN ROQUE.**

TUTORES: Prof. Carlos Morales.

Ing. Ronald Arias.

Presentado ante la Ilustre  
Universidad Central de Venezuela  
Para optar al Título de Ingeniero Químico  
Por la Br. Salazar C. Helen A.

Caracas, Mayo de 2003

Caracas, Mayo de 2003

*Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por la Bachiller Helen Salazar, titulado:*

***Evaluación del Comportamiento Operativo de los Equipos de las Plantas de Crudo y Vacío en la Refinería San Roque.***

*Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al Título de Ingeniero Químico, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el autor, lo declaran APROBADO.*

*Prof. Hinda Elman.*

*Jurado*

*Prof. José Sorrentino.*

*Jurado*

*Prof. Carlos Morales*

*Tutor*

## **DEDICATORIA**

*A mis padres: Migdalia y Ramón, y hermanos: Laurita y Ramoncito, que me brindaron todo el apoyo necesario durante el desarrollo de mi carrera.*

## **AGRADECIMIENTOS**

*En primer lugar tengo que agradecer a Dios que me dio toda la fuerza necesaria para poder llegar a culminar esta fase de mi vida, a él le debo todo.*

*A mis padres y hermanos que me soportaron tantas cosas... ellos son los responsables en una gran proporción a que yo haya llegado hasta este punto, la verdad es que este triunfo también es de ellos.*

*Otra de las personas a las que le debo mucho es a mi tío Tomás por darme la oportunidad de entrar a la Refinería San Roque, allí duré seis meses; aprendí muchísimas cosas, tanto de la profesión como de las personas en general. También le estoy muy agradecida por hacerme sentir como una hija más dentro de su casa, y ni hablar de Yuma, su esposa, y mis primos Tomás Javier, Alma Elena y Arturo, me hicieron sentir muy bien durante todo ese tiempo en el Campo San Roque.*

*A toda la gente de la Refinería, Yolandita, Juan Carlos, Ronald, Luis, Andrés, Daniel, José Flores.... a mi buena amiga del Club: Margory, la verdad son muchas personas que en este momento se me escapan de la mente, pero que de una u otra forma colaboraron conmigo para que todo este sueño se hiciera realidad, a todas ellas les doy mil gracias.*

*A Carlos Morales, Ruben Leal, Hinda Elman y a todos esos profesores de la Escuela de Ingeniería Química que siempre tendré presente, por ayudarme a alcanzar mi meta.*

*Como olvidarme de mis compinches de la universidad, personas con las cuales compartí gran parte de mi vida: Rosita, Gaby, Xenia, Daniela, Gerardo, Freppy, Paty, Luisito, Nina, Luisa, Juan, Gustavo.... a mi buena amiga Neisy.... fueron tantas cosas las que viví con ellos, buenas y malas... todas formaron parte de todo este aprendizaje.*

*En fin gracias a toda aquellas personas que de una u otra forma ayudaron a formarme como profesional y persona.*

**Salazar C., Helen A.**

**EVALUACIÓN DEL COMPORTAMIENTO OPERATIVO DE LOS  
EQUIPOS DE LAS PLANTAS DE CRUDO Y VACÍO DE LA  
REFINERÍA SAN ROQUE**

**Tutor Académico: Prof. Carlos Morales. Tutor Industrial: Ing. Ronald Arias. Tesis.  
Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. Año 2003.**

**Palabras Claves: Límites, Operación, Seguridad, Procesos.**

**Resumen:** La Gerencia de Seguridad de los Procesos (GSP) es un ente que tiene como función la aplicación de las prácticas gerenciales que mitiguen escapes accidentales de sustancias peligrosas por fallas en los procedimientos o equipos, y actúa a través de uno de sus instrumentos que es la Información de Seguridad de los Procesos, para recopilar información completa y actualizada sobre la tecnología, el diseño de los equipos y las características de los materiales o de las sustancias peligrosas utilizadas en los procesos industriales.

El objetivo principal de este Trabajo Especial de Grado fue evaluar el comportamiento operativo de los diferentes equipos de las Plantas de Crudo y Vacío de la Refinería San Roque y emitir las recomendaciones relacionadas con una operación segura como una base para la Información de Seguridad de los Procesos.

Para establecer qué equipos se encontraban trabajando fuera de especificaciones de diseño se establecieron Límites de Operación Segura en función de los datos de diseño que se encontraban en las hojas de especificaciones de cada uno de los equipos, también se establecieron los límites de operación segura se establecieron los rangos de operación para cada uno de los equipos en el lapso comprendido entre el primero de enero hasta el 30 de junio del año 2002 para las variables de los equipos que se encontraban monitoreadas con el programa *Aspen Process Explorer* y desde el 5 hasta el 26 de junio para las variables que fueron monitoreadas directamente en campo. Toda ésta información fue recopilada para todos los equipos de Plantas de Crudo y Vacío, entre los cuales hay: 28 bombas, 30

intercambiadores de calor, 4 hornos, 3 tambores, 5 torres (destilación, flash y despojadoras).

Se observó que las bombas B-1-02, B-3 y B-8 estaban operando por debajo del flujo mínimo establecido con porcentajes de desviación que van desde 18 hasta 62%, con respecto a esta desviación se recomendó sustituir estas bombas por unas que se ajusten a las necesidades establecidas y la B-14A operaba a temperaturas mayores que su temperatura de diseño con un porcentaje de desviación de 12%, se recomienda sacar esta bomba de operación y poner en funcionamiento su bomba auxiliar. En relación a los intercambiadores de calor se precisó que el IC-15 operaba con una caída de presión mayor a 25 Psi el cual es el límite establecido por el Manual de Diseño de Procesos de Intercambiadores de Calor de PDVSA, este enfriador presentó un porcentaje de desviación mayor al 100%, en relación a esta desviación se recomienda hacerle mantenimiento con agua a presión para eliminar las incrustaciones que pudiera tener el intercambiador. Para los hornos se encontró que el único que se encuentra operando fuera de límites es el HC-3 el cual operaba por encima de su temperatura de diseño con un porcentaje de desviación de 8 y 17% para la zona de convección y radiación respectivamente, la recomendación hecha para este horno fue sacar de funcionamiento alguno de los quemadores. Todos los tambores de separación se encuentran operando dentro de los límites establecidos. En función a los límites establecidos de temperatura y presión de operación máxima para las torres, resultó que todas se encontraban operando dentro de los límites establecidos, se debe agregar que se usó el simulador PRO/II con Provision para modelar su comportamiento y resultó que la eficiencia de la TA-1 es de 61%. La TV-1 es una torre empacada que no pudo modelarse por falta de información técnica.

Se realizó un estimado de costo con el cual se determinó el costo de inversión necesario para realizar las recomendaciones sugeridas, el cual contabilizó una suma de \$ 40409. Paralelamente se realizó el Manual de Información de Seguridad de los Procesos para uso exclusivo de la refinería

## ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE DE TABLAS.....	X
ÍNDICE DE FIGURAS.....	XVI
ÍNDICE DE DIAGRAMAS DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN.....	XIX
LISTA DE SÍMBOLOS.....	XX
LISTA DE ABREVIATURA DE EQUIPOS.....	XXV
<b>CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN GENERAL .....</b>	<b>1</b>
INTRODUCCIÓN .....	1
OBJETIVO(S).....	3
<i>General:</i> .....	3
<i>Específicos:</i> .....	3
ANTECEDENTES .....	4
JUSTIFICACIÓN .....	5
REFINERÍA SAN ROQUE .....	7
<i>Generalidades de la Refinería San Roque.</i> .....	7
<i>Descripción del Proceso en Planta de Crudo y Vacío.</i> .....	10
<b>CAPÍTULO 2. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA.....</b>	<b>24</b>
LINEAMIENTOS PARA LA ELABORACIÓN DE LAS TABLAS DE LÍMITES DE OPERACIÓN SEGURA Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES.....	24
<i>Valores Máximos y Mínimos</i> .....	25
<i>Definiciones Generales</i> .....	27
<i>Temperatura</i> .....	29
<i>Presión</i> .....	31
<i>Variables a monitorear en los equipos de Plantas de Crudo y Vacío.</i> .....	33
VARIABLES RELACIONADAS CON LA MOVILIDAD DE LOS FLUIDOS. ....	35
<i>Viscosidad</i> .....	35
<i>Densidad y Peso Específico</i> .....	35
<i>Regímenes de Flujo de Fluido en tuberías: laminar y turbulento.</i> .....	36
<i>Ecuación General del Teorema de Bernoulli.</i> .....	38
BOMBAS.....	43
<i>Bombas Centrífugas</i> .....	43
<i>Bombas Reciprocantes</i> .....	47
INTERCAMBIADORES DE CALOR.....	48
<i>Intercambiadores de Doble Tubo.</i> .....	49
<i>Intercambiadores Tubo y Carcaza</i> .....	49
<i>Caída de Presión en intercambiadores de Tubo y Carcaza.</i> .....	51
<i>Caída de Presión en Intercambiadores Doble Tubo</i> .....	52
<i>Enfriadores de Aire</i> .....	53

<i>Intercambiadores de Calor en las Plantas de Crudo y Vacío.</i> .....	54
HORNOS DE PROCESO .....	56
<i>Seguimiento de un horno</i> .....	57
<i>Hornos que se encuentran en las Plantas de Crudo y Vacío.</i> .....	59
<i>Estrategias de control usadas en los hornos de las Plantas de Crudo y Vacío.</i> .....	61
DESTILACIÓN .....	64
<i>Destilación continua</i> .....	64
<i>Torres de platos</i> .....	65
<i>Torre de destilación atmosférica TA-1 y torres despojadoras TD-1, TD-2 y TD-3.</i> ...	67
<i>Torres al Vacío</i> .....	72
<i>Torre de destilación al vacío TV-1.</i> .....	73
SIMULADORES DE PROCESO .....	78
<b>CAPÍTULO 3. METODOLOGÍA.....</b>	<b>79</b>
<b>CAPÍTULO 4. RESULTADOS Y ANÁLISIS.....</b>	<b>89</b>
EVALUACIÓN DE EQUIPOS .....	89
<i>Bombas.</i> .....	90
<i>Intercambiadores de Calor</i> .....	104
<i>Hornos</i> .....	118
<i>Torres</i> .....	126
<i>Tambores</i> .....	135
<i>Actualización del control del proceso.</i> .....	139
<i>Actualización de los sistemas válvulas de control, válvulas de alivio y placas de orificio.</i> .....	141
<i>Líneas de Proceso</i> .....	147
GENERALIDADES DE LA SIMULACIÓN .....	155
<i>Elaboración de la hoja de trabajo.</i> .....	155
<i>Definición de componentes.</i> .....	156
<i>Selección del Método Termodinámico.</i> .....	159
<i>Simulación de la Torre de Destilación Atmosférica.</i> .....	161
<i>Simulación de la Torre de Vacío.</i> .....	170
ESTIMADO DE COSTO DE INVERSIÓN.....	175
<b>CAPÍTULO 5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....</b>	<b>179</b>
<b>CAPÍTULO 6. BIBLIOGRAFÍA .....</b>	<b>182</b>
<b>CAPÍTULO 7. APÉNDICES. ....</b>	<b>184</b>
APÉNDICE A. MODELOS DE TABLAS DE LÍMITES DE OPERACIÓN SEGURA Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES. ....	184
APÉNDICE B. CÁLCULOS TIPO. ....	189
APÉNDICE C. RESULTADOS INTERMEDIOS OBTENIDOS PARA LA OBTENCIÓN DE LOS DATOS DE LAS TABLAS DE LOS LÍMITES DE OPERACIÓN SEGURA Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES.....	212
APÉNDICE D. RESULTADOS OBTENIDOS EN LA SIMULACIÓN. ....	223

APÉNDICE E. DATOS GENERALES PARA LAS SIMULACIONES.....	228
APÉNDICE F. FIGURAS COMPLEMENTARIAS.....	232
APÉNDICE G. DESCRIPCIÓN DEL CONTROL DEL PROCESO DE LAS PLANTAS DE CRUDO Y VACÍO.....	253
APÉNDICE H. ISOMÉTRICOS.....	260

## ÍNDICE DE TABLAS

TABLA 1.1. ESPECIFICACIONES DE LA PARAFINA PARA LA VENTA. ....	8
TABLA 2.1. CLASIFICACIÓN DE INTERCAMBIADORES DE CALOR EN LAS PLANTAS DE CRUDO Y VACÍO DE LA REFINERÍA SAN ROQUE. ....	55
TABLA 2.2. CARACTERÍSTICAS DE LOS PRODUCTOS OBTENIDOS EN LA TORRE DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA TA-1.....	70
TABLA 2.3. DENOMINACIÓN DE LOS CONTROLADORES EN LAS TORRES DESPOJADORAS TD-1/2. ....	72
TABLA 2.4. CARACTERÍSTICAS DE LOS PRODUCTOS OBTENIDOS EN LA TORRE DE DESTILACIÓN AL VACÍO.....	75
TABLA 4.1. CANTIDAD DE EQUIPOS E INSTRUMENTOS ESTUDIADOS EN LAS PLANTAS DE CRUDO Y VACÍO DE LA REFINERÍA SAN ROQUE .....	90
TABLA 4.2. DATOS USADOS EN CADA PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO DE FLUJO MÍNIMO DE BOMBAS.....	94
TABLA 4.3. BOMBAS OPERANDO FUERA DE LOS LÍMITES DE OPERACIÓN SEGURA.....	97
TABLA 4.4. LÍMITES DE OPERACIÓN SEGURA Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES PARA BOMBAS.....	99
TABLA 4.5. CAÍDAS DE PRESIÓN TÍPICAS DE CUERDO AL MANUAL DE DISEÑO DE PROCESO PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR - PRINCIPIOS BÁSICOS. ....	108
TABLA 4.6. INTERCAMBIADORES DE CALOR OPERANDO FUERA DE LÍMITES. ....	109
TABLA 4.7. LÍMITES DE OPERACIÓN SEGURA Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR. ....	111
TABLA 4.8. LÍMITES DE OPERACIÓN SEGURA Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES PARA HORNOS. ....	121

TABLA 4.9. VELOCIDAD MÁSCA DE OPERACIÓN PARA CADA UNO DE LOS HORNOS.....	124
TABLA 4.10. PORCENTAJE DE DESVIACIÓN DE LA TEMPERATURA DE OPERACIÓN DEL HC-3.....	125
TABLA 4.11. LÍMITES DE OPERACIÓN SEGURA Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES PARA TORRES. ....	130
TABLA 4.12. LÍMITES DE OPERACIÓN SEGURA Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES PARA LOS TAMBORES DE SEPARACIÓN.....	137
TABLA 4.13. LISTADO DE VÁLVULAS DE CONTROL.....	143
TABLA 4.14. LISTADO DE PLACAS DE ORIFICIO.....	144
TABLA 4.15. LISTADO DE VÁLVULAS DE ALIVIO.....	146
TABLA 4.16. LÍMITES DE OPERACIÓN SEGURA Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES PARA LÍNEAS DE PROCESO. ....	148
TABLA 4.17. ETAPA DE SALIDA DE LOS PRODUCTOS EN LA REALIDAD Y EN LA SIMULACIÓN DE LA TORRE TA-1.....	162
TABLA 4.18. EFICIENCIAS DE LAS SECCIONES DE DESTILACIÓN DE LA TA-1. ....	163
TABLA 4.19. PORCENTAJES DE INUNDACIÓN POR CADA SECCIÓN DE LA TA-1. ....	163
TABLA 4.20. PORCENTAJES DE DESVIACIÓN ENTRE LAS TEMPERATURAS DE LAS SIMULACIONES, LA OPERACIÓN ACTUAL Y DE LOS MANUALES.....	173
TABLA 4.21. VELOCIDADES DE DISEÑO EN LAS LÍNEAS DE SUCCIÓN Y DE DESCARGA DE LAS BOMBAS. ....	176
TABLA 4.22. DIÁMETROS DE TUBERÍAS QUE CUMPLEN LA ESPECIFICACIÓN. ....	176
TABLA 4.23. PRECIOS DE TUBERÍAS.....	177

TABLA 4.24. COSTOS OBTENIDOS DE ACUERDO A LAS RECOMENDACIONES PROPUESTAS PARA LOS EQUIPOS QUE PRESENTARON DESVIACIONES. ....	178
TABLA A.1. MODELO DE LÍMITES DE OPERACIÓN Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES PARA BOMBAS.....	184
TABLA A.2. TABLA MODELO DE LÍMITES DE OPERACIÓN SEGURA PARA HORNOS.....	185
TABLA A.3. TABLA MODELO DE LÍMITES DE OPERACIÓN Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES PARA INTERCAMBIADORES DE CALOR.....	186
TABLA A.4. TABLA MODELO DE LÍMITES DE OPERACIÓN Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES PARA TAMBORES.....	187
TABLA A.5. TABLA MODELO DE LÍMITES DE OPERACIÓN Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES PARA TORRES.....	188
TABLA C.1. DATOS DE PRUEBAS DE DESTILACIÓN PARA LA NAFTA.....	212
TABLA C.2. DATOS DE PRUEBAS DE DESTILACIÓN PARA EL DIESEL LIVIANO.....	213
TABLA C.3. DATOS DE PRUEBAS DE DESTILACIÓN PARA EL DIESEL MEDIANO.....	213
TABLA C.4. DATOS DE PRUEBAS DE DESTILACIÓN PARA EL GASOIL.....	214
TABLA C.5. DATOS DE PRUEBAS DE DESTILACIÓN PARA EL DESTILADO LIVIANO.....	214
TABLA C.6. DATOS DE PRUEBAS DE DESTILACIÓN PARA EL DESTILADO PESADO.....	215
TABLA C.7. FLUJO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO.....	215
TABLA C.8. DATOS PARA EL CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN EN INTERCAMBIADORES DOBLE TUBO.....	216
TABLA C.9. DATOS PARA EL CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN EN INTERCAMBIADORES DOBLE TUBO.....	216

TABLA C.10. DATOS PARA EL CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN EN INTERCAMBIADORES DOBLE TUBO. ....	217
TABLA C.11. DATOS PARA EL CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN EN INTERCAMBIADORES TUBO Y CARCAZA.....	217
TABLA C.12. DATOS PARA EL CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN EN INTERCAMBIADORES TUBO Y CARCAZA.....	218
TABLA C.13. DATOS PARA EL CÁLCULO DE LA CAÍDA DE PRESIÓN EN INTERCAMBIADORES TUBO Y CARCAZA.....	219
TABLA C.14. DATOS PARA LOS CÁLCULOS DE CAÍDAS DE PRESIÓN DE INTERCAMBIADORES DE TUBO Y CARCAZA. ....	219
TABLA C.15. DATOS USADOS PARA EL CÁLCULO DE LA PRESIÓN EN TD-1, TD-2, AC-2.....	220
TABLA C.16. DATOS USADOS EN LOS CÁLCULOS DE LA PRESIÓN DE SUCCIÓN Y NPSH <sub>D</sub> .....	220
TABLA C.17. DATOS USADOS EN LOS CÁLCULOS DE LA PRESIÓN DE SUCCIÓN Y NPSH <sub>D</sub> .....	221
TABLA C.18 DATOS USADOS PARA EL CÁLCULO DE FLUJO MÍNIMO DE BOMBAS CENTRÍFUGAS A PARTIR DEL PRIMER MÉTODO. ....	221
TABLA C.19. DATOS USADOS PARA EL CÁLCULO DE FLUJO MÍNIMO DE BOMBAS CENTRÍFUGAS A PARTIR DEL SEGUNDO MÉTODO Y PARA EL FLUJO MÁXIMO. ....	222
TABLA D.1. CURVA DE DESTILACIÓN OBTENIDA PARA EL CRUDO.....	223
TABLA D.2. CURVA DE DESTILACIÓN OBTENIDA PARA LA GASOLINA.....	223
TABLA D.3. CURVA DE DESTILACIÓN OBTENIDA PARA LA NAFTA.....	224
TABLA D.4. CURVA DE DESTILACIÓN OBTENIDA PARA EL DIESEL LIVIANO. ....	224

TABLA D.5. CURVA DE DESTILACIÓN OBTENIDA PARA EL DIESEL MEDIANO. .....	224
TABLA D.6. CURVA DE DESTILACIÓN OBTENIDA PARA EL GASOIL.....	225
TABLA D.7. CURVA DE DESTILACIÓN OBTENIDA PARA EL DESTILADO LIVIANO.....	225
TABLA D.8. CURVA DE DESTILACIÓN OBTENIDA PARA EL RESIDUO ATMOSFÉRICO. ....	225
TABLA D.9. PERFIL DE TEMPERATURAS DE LA TA-1.....	226
TABLA D.10. PERFIL DE FLUJOS. ....	226
TABLA D.11. PERFIL DE FLUJOS DE LA TA-1. ....	227
TABLA E.1. DATOS PARA LA SIMULACIÓN DE LA TA-1.....	228
TABLA E.2. ESTIMADOS INICIALES. ....	228
TABLA E.3. DATOS DEL PUMPAROUND.....	228
TABLA E.4. ESPECIFICACIONES ESTABLECIDAS EN A LA TA-1.....	228
TABLA E.5. DATOS INICIALES PARA LOS DESPOJADORES LATERALES.....	229
TABLA E.6. CORRIENTES DE ALIMENTACIÓN Y PRODUCTOS DE LOS DESPOJADORES LATERALES. ....	229
TABLA E.7. DATOS DEL SEPARADOR PF-1.....	229
TABLA E.8. ESPECIFICACIONES DE LOS SEPARADORES DE CORRIENTES.....	229
TABLA E.9. ESPECIFICACIONES DE LOS HORNOS.....	230
TABLA E.10. DATOS GENERALES PARA LA SIMULACIÓN DE LA TV-1.....	230
TABLA E.11. ESTIMADOS INICIALES. ....	230
TABLA E.12. DATOS DE LOS PUMPAROUNDS. ....	230
TABLA E.13. ESPECIFICACIONES ESTABLECIDAS EN A LA TV-1. ....	231

TABLA F.1. CONDICIONES DE DISEÑO PARA HORNOS DE PROCESO. ( PDVSA, MDP-05-F-02, 1997) .....	251
TABLA F.2. RANGOS DE PRESIÓN Y TEMPERATURA PARA BRIDAS DE ACERO AL CARBÓN NORMAL. ....	252

## ÍNDICE DE FIGURAS

FIGURA 1.1. UBICACIÓN GEOGRÁFICA DE LA REFINERÍA SAN ROQUE, .....	7
FIGURA 1.2. SECCIONES DE LAS PLANTA DE CRUDO Y VACÍO Y PLANTA DE PARAFINA.....	9
FIGURA 1.3. DIAGRAMA REPRESENTATIVO DEL PROCESO DE LA REFINERÍA SAN ROQUE.....	11
FIGURA 4.1. CURVAS DE DESTILACIÓN PARA LAS DISTINTAS ALTERNATIVAS DE CORRIENTE DE ALIMENTACIÓN.....	157
FIGURA 4.2. FLUJOS DE PRODUCTOS DE LA TA-1, PARA LA SIMULACIÓN CON LA SEGUNDA ALTERNATIVA DE ALIMENTACIÓN Y ESPECIFICACIÓN DE CURVAS DE DESTILACIÓN PARA PRODUCTOS.....	158
FIGURA 4.3. FLUJOS DE LOS PRODUCTOS EN LA TA-1 CON LA TERCERA ALTERNATIVA DE ALIMENTACIÓN.....	159
FIGURA 4.4. FLUJOS DE LOS PRODUCTOS PARA LA OPERACIÓN Y LA SIMULACIÓN DE LA TA-1.....	160
FIGURA 4.5. PORCENTAJES DE INUNDACIÓN EN FUNCIÓN DE LAS EFICIENCIAS OBTENIDAS PARA LA TA-1.....	164
FIGURA 4.6. PERFIL DE TEMPERATURAS.....	165
FIGURA 4.7. CURVA DE DESTILACIÓN DEL DESTILADO LIVIANO Y NAFTA.....	167
FIGURA 4.8. CURVAS DE DESTILACIÓN DEL GASOIL Y DIESEL LIVIANO.....	168
FIGURA 4.9. CURVAS DE DESTILACIÓN DEL DIESEL MEDIO, GASOLINA Y RESIDUO ATMOSFÉRICO.....	170
FIGURA 4.10. PERFIL DE TEMPERATURAS DE LA TV-1 SIMULADA CON TODO EL SISTEMA.....	171
FIGURA 4.11. PERFIL DE TEMPERATURAS DE LAS SIMULACIONES DE LA TV-1.....	173

FIGURA F.1. CURVAS PARA OBTENER EL PUNTO DE EBULLICIÓN PROMEDIO DE LOS CORTES DE HIDROCARBUROS (DESTILACIÓN 10% ASTM). (MAXWELL, 1975).....	232
FIGURA F.2. CURVAS PARA OBTENER EL PUNTO DE EBULLICIÓN PROMEDIO DE LOS CORTES DE HIDROCARBUROS. (MAXWELL, 1975) .....	233
FIGURA F.3. VISCOSIDAD EN FRACCIONES DE HIDROCARBUROS. (MAXWELL, 1975).....	234
FIGURA F.4. FACTORES DE FRICCIÓN PARA EL LADO DE LOS TUBOS EN INTERCAMBIADORES TUBO-CARCAZA. (KERN, 1978).....	235
FIGURA F.5. PÉRDIDA DE PRESIÓN POR RETORNO, LADO TUBOS. (KERN, 1978) .....	236
FIGURA F.6. FACTORES DE FRICCIÓN LADO CARCAZA, PARA HACES DE TUBOS CON DEFLECTORES SEGMENTADOS 25% (KERN, 1978).....	237
FIGURA F.7. RELACIÓN PESO ESPECÍFICO-TEMPERATURA. (CRANE, 1992)...	238
FIGURA F.8. CORRELACIÓN GENERALIZADA PARA EL PUNTO NORMAL DE EBULLICIÓN DE HIDROCARBUROS (500-1000°F) .....	240
FIGURA F.9. CORRELACIÓN GENERALIZADA PARA EL PUNTO NORMAL DE EBULLICIÓN DE HIDROCARBUROS (100-500°F) .....	241
FIGURA F.10. CURVA DE PRESIÓN DE VAPOR PARA HIDROCARBUROS A BAJAS PRESIONES. (MAXWEL, 1975) .....	242
FIGURA F.11. PRESIÓN DE VAPOR EN UN RANGO DE ALTAS PRESIONES. (MAXWEL, 1975).....	243
FIGURA F.12. RUGOSIDAD RELATIVA.....	244
FIGURA F.13. COEFICIENTES DE RESISTENCIA ( $K$ ) VÁLIDOS PARA CODOS Y TÉS .....	245
FIGURA F.14. COEFICIENTES DE RESISTENCIA ( $K$ ) VÁLIDOS PARA VÁLVULAS Y ACCESORIOS.....	246

FIGURA F.15. CURVA PARA CALCULAR EL FACTOR $K_M$ NECESARIO PARA EL CÁLCULO DE FLUJO MÍNIMO EN BOMBAS.....	247
FIGURA F.16. CURVA DE VELOCIDAD DE SUCCIÓN ESPECÍFICA. ....	248
FIGURA F.17. CURVA DE VELOCIDAD DE SUCCIÓN ESPECÍFICA ESPECIFICANDO NÚMERO DE ETAPAS DE LAS BOMBAS.....	249

## ÍNDICE DE DIAGRAMAS DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN

DIAGRAMA 7266-P-100. TREN DE PRECALENTAMIENTO.....	12
DIAGRAMA 7266-P-101. HORNOS DE CRUDO.....	14
DIAGRAMA 7266-P-102. TORRE ATMOSFÉRICA.....	16
DIAGRAMA 7266-P-103. TORRE DE VACÍO.....	21

## LISTA DE SÍMBOLOS

$A$ : área de sección transversal de la tubería [L].

$A_I$ : longitud desde la salida del corte hasta la base de la TA-1 [L].

$A_C$ : área de sección transversal de la carcaza [L].

$A_{Conv}$ : área de sección transversal de los tubos de los hornos en la zona de convección [ $L^2$ ].

$A_{Rad}$ : área de sección transversal de los tubos de los hornos en la zona de radiación [ $L^2$ ].

$A_T$ : área de transferencia o área radiante [ $L^2$ ].

$A_{TC}$ : área de transferencia de calor [ $L^2$ ].

$a_C$ : área de la carcaza [ $L^2$ ]

$a'_i$ : área de flujo [ $L^2$ ]

$B$ : espaciado de los deflectores [L].

$B_I$ : longitud desde la salida del corte de la TA-1 hasta la entrada del recipiente en estudio [L].

$Base_{TA-1}$ : longitud de la base de la TA-1 [L].

$Base_{TD-1/2}$ : longitud de la base de las TD-1/2 [L].

$BHP$ : potencia al freno [ $ML/\theta^3$ ].

$C_P$ : Capacidad calorífica [ $L^2/T\theta^2$ ].

$C_V$ : coeficiente de flujo [adimensional].

$D$ : diámetro de la tubería [L].

$D_C$ : diámetro interno de la carcaza [L].

$D_{Conv}$ : diámetro de los tubos de los hornos en el área de convección [L].

$D_e'$ : diámetro equivalente de la carcaza [L].

$DMT$ : diferencia media de temperatura entre los fluidos caliente y frío, [T].

$D_{Rad}$ : diámetro de los tubos de los hornos en el área de radiación [L].

$D_T$ : diámetro interno de la tubo [L].

$d_i$ : diámetro interno [L].

$Q_A$  calor total aprovechado por el flujo del proceso [ $ML^2/\theta^2$ ].

$ESP$ : espaciamiento entre los platos de la TA-1 [L].

$f$ : factor de fricción [adimensional].  
 $f_D$ : factor de fricción de Darcy [adimensional].  
 $FM$ : flujo mínimo en bombas [ $L^3$ ].  
 $g$ : aceleración de gravedad [ $L/\theta^2$ ].  
 $G_C$ : velocidad másica en la carcaza [ $M/L^2\theta$ ].  
 $G_{Conv}$ : velocidad másica en la zona de convección en hornos [ $M/L^2 \theta$ ].  
 $G_{Rad}$ : velocidad másica en la zona de radiación en hornos [ $M/L^2 \theta$ ].  
 $G_t$ : velocidad másica en los tubos, en intercambiadores de tubo-carcaza [ $M/L^2\theta$ ].  
 $g.e$ : gravedad específica [adimensional].  
 $g.e_g$ : densidad relativa de los gases [adimensional].  
 $G_t$ : velocidad másica en los tubos [ $M/L^2\theta$ ].  
 $H$ : energía expresada en altura de fluido [L].  
 $H_{Presión}$ : cabezal de la bomba expresado en unidades de presión [ $M/L^2\theta$ ].  
 $h_A$ : presión absoluta en la superficie del líquido a succionar [L].  
 $h_{PV}$ : presión de vapor absoluta [L].  
 $H_f$ : pérdidas por fricción [L].  
 $H_L$ : altura de la velocidad [L].  
 $HP$ : potencia del motor de la bomba [ $ML^2/\theta^3$ ].  
 $Hyd.P$ : potencia hidráulica [ $ML^2/\theta^3$ ].  
 $h_{PV}$ : cabezal correspondiente a la presión de vapor del líquido [L].  
 $h_{TD-1/2}$ : longitud desde la base hasta el punto de entrada del corte en las torres despojadoras TD-1/2 [L].  
 $K$ : coeficiente de resistencia [adimensional].  
 $K_I$ : valor de la constante leída en la figura B.16 [adimensional].  
 $K_V$ : coeficiente de flujo [adimensional].  
 $LE_T$ : longitud equivalente de tuberías [adimensional].  
 $LE_{codos}$ : longitud equivalente de codos [adimensional].  
 $LE_{TC}$ : longitud equivalente total de codos [adimensional].  
 $LE_{tés}$ : longitud equivalente de tés [adimensional].  
 $LE_{Ttés}$ : longitud equivalente total de tés [adimensional].  
 $LE_V$ : longitud equivalente de válvulas de compuerta [adimensional].

$LE_{TV}$ : longitud equivalente total de válvulas de compuerta [adimensional].

$L/D$ : longitud equivalente [adimensional].

$M_{aire}$ : peso molecular del aire [M/Mol] .

$M_{gas}$ : peso molecular de un gas [M/Mol] .

$m'$  : flujo másico máximo en las bombas centrífugas [M/θ].

$m$  : flujo másico [M].

$m_E$  : flujo másico de entrada [M].

$m_S$  : flujo másico de salida [M].

$N$ : número de pasos en los tubos [adimensional].

$n$ : número de puntos en estudio de las variables [adimensional].

$n_{pasos}$ : número de pasos en el lado de los tubos, en intercambiadores tubo-carcaza [adimensional].

$N^{\circ}etapas$ : número de etapas en bombas centrífugas.

$NPSH_D$ : carga neta positiva de succión disponible [L].

$NPSH_R$ : carga neta positiva de succión requerida [L]

$NSS$ : velocidad específica de succión [L/θ].

$O.X$ : Valor correspondiente al eje X en la curva del Mean Average [T].

$O.Y$ : valor correspondiente al eje Y, factor de corrección del promedio normal de ebullición [T].

$P$ : presión del fluido [M/Lθ].

$P_{ALIVIO}$ : presión de alivio [M/Lθ].

$P_D$ : presión de diseño [M/Lθ].

$P_{DF}$ : presión de descarga final [M/Lθ].

$P_{DMAX}$  : presión de descarga máxima [M/Lθ].

$POM$ : presión de operación máxima[M/Lθ].

$POM_I$ : presión de operación máxima para el primer caso [M/Lθ].

$POM_{II}$ : presión de operación máxima para el segundo caso [M/Lθ].

$P_{SF}$ : presión de succión final [M/Lθ]

$P_{SMAX}$  : presión de succión máxima [M/Lθ].

$P_{TD-11}$ : presión aproximada en la sección de nafta de la TD-1 [M/L $\theta$ ].  
 $P_t$ : espaciado entre los tubos [L].  
 $p$ : número de pasos en un horno [adimensional].  
 $q$ : carga de calor [ML<sup>2</sup>/ $\theta^3$ ].  
 $Q$ : caudal volumétrico [L<sup>3</sup>/ $\theta$ ].  
 $Q_D$ : caudal de diseño o de mejor eficiencia [L<sup>3</sup>/ $\theta$ ].  
 $q_a$ : densidad de calor radiante [ML<sup>2</sup>/ $\theta^4$ ].  
 $q_{Cedido}$ : calor cedido [ML<sup>2</sup>/ $\theta^3$ ].  
 $q_{Ganado}$ : calor ganado [ML<sup>2</sup>/ $\theta^3$ ].  
 $R$ : relación entre el NPSH<sub>D</sub> y NPSH<sub>R</sub> [adimensional].  
 $R_{aire}$ : constante individual del aire [L<sup>2</sup>/T  $\theta^2$ ].  
 $Re$ : número de Reynolds [adimensional].  
 $Re_i$ : número de Reynolds en los tubos en intercambiadores de tubo-carcaza [adimensional].  
 $R_{gas}$ : constante individual de un gas [L<sup>2</sup>/T  $\theta^2$ ].  
 $TF$ : torre de fraccionamiento.  
 $TFC$ : torre de fraccionamiento de coque.  
 $T_{NBP}$ : Punto de ebullición promedio [T].  
 $T/T$ : longitud de la torre sin tomar en cuenta los cabezales [L].  
 $t_V$ : temperatura promedio de ebullición sin corrección [T].  
 $TV$ : torre de vacío.  
 $U$ : coeficiente global de transferencia de calor [M/T $\theta^3$ ].  
 $V$ : velocidad promedio [L/ $\theta$ ].  
 $V_P$ : promedio de la variable en estudio.  
 $V_i$ : variable en estudio cada día.  
 $W$ : flujo másico que fluye por la carcaza [M/ $\theta$ ].  
 $Z$ : altura [m].  
 $\#Platos$ : número de platos.  
 $\%BEP$ : porcentaje del flujo de diseño o de mejor eficiencia [porcentual].  
 $\%Desv$ : porcentaje de desviación [porcentual].

## LETRAS GRIEGAS

$\Delta F_C$ : Caída de presión del lado de la carcaza, en intercambiadores doble tubo [L].

$\Delta F_{DT}$ : Caída de presión del lado de los tubos, en intercambiadores doble tubo [L].

$\Delta F_L$ : Caída de presión del lado de la carcaza por concepto de retorno, en intercambiadores de tubo-carcaza [L].

$\Delta P_C$ : Caída de presión del lado de la carcaza [M/L $\theta$ ].

$\Delta P_{DT}$ : Caída de presión en los tubos, en intercambiadores doble tubo [M/L $\theta$ ].

$\Delta P_{EQ}$ : Caída de presión en equipos [M/L $\theta$ ].

$\Delta P_L$ : pérdida de regreso en intercambiadores doble tubo [M/L $\theta$ ].

$\Delta P_r$ : pérdida de regreso en intercambiadores de tubo-carcaza [M/L $\theta$ ].

$\Delta P_t$ : caída de presión en los tubos en intercambiadores de tubo-carcaza [M/L $\theta$ ].

$\Delta P_T$ : Caída de presión total en los tubos, en intercambiadores de tubo-carcaza [M/L $\theta$ ].

$\Delta P_{TC}$ : Caída de presión en el lado de la carcaza, en intercambiadores doble tubo [M/L $\theta$ ].

$\Delta T$ : diferencia de temperatura de entrada y salida al intercambiador [T].

$\varepsilon/D$ : rugosidad relativa [adimensional].

$\eta_{BOMBA}$ : eficiencia de la bomba [porcentual].

$\mu$ : viscosidad del fluido [M/L $\theta$ ].

$\rho$ : densidad del fluido [M/L<sup>3</sup>].

## **LISTA DE ABREVIATURA DE EQUIPOS**

AC-1: acumulador de gasolina.

B-1-01/A: bombas de fondo del pref.-Flash (PF-1) y auxiliar.

B-1-02/A: bomba de reflujo de diesel liviano y auxiliar.

B-2: bombas de tanques de almacenamiento de crudo.

B-2 A/B: bomba de crudo y auxiliar.

B-3/4/5: bombas de nafta y diesel liviano.

B-6/A: bombas de residuo atmosférico.

B-7/A: bombas de gasolina.

B-8/A: bombas de destilado liviano.

B-9/10: bomba de diesel medio y auxiliar.

B-12: bomba de agua de enfriamiento.

B-13/A/B: bombas de residuo de vacío.

B-14/A/B: bombas de destilado pesado.

B-17/A: bombas de agua de condensado.

J-1/2/3: eyectores de la TV-1.

HC-1 A/B: hornos de crudo.

HC-2: horno de crudo.

HC-3: horno de residuo atmosférico.

IC-1 A/B: enfriadores de tope de la TA-1.

IC-1-01: intercambiador de crudo-diesel liviano.

IC-1-02 A/B/C: intercambiadores de crudo-destilado pesado.

IC-2 A/B: condensadores de tope de la TA-1.

IC-3/4: enfriador de nafta.

IC-5/6: enfriador de diesel liviano.

IC-7 A/B: intercambiador de crudo-diesel medio.

IC-8: intercambiador de crudo-gasoil.

IC-9/A: intercambiador crudo-destilado liviano.

IC-10/A: enfriador de destilado liviano.

IC-11/12: condensadores de tope de la TV-1.  
IC-13/A: intercambiador de crudo-residuo de vacío.  
IC-14: enfriador de destilado pesado.  
IC-15: enfriador de residuo vacío y gasoil.  
PF-1: tambor Pre-Flash.  
TA-1: torre de destilación atmosférica.  
TD-1: despojador de nafta y diesel liviano.  
TD-2: despojador de diesel medio y destilado liviano.  
TD-3: despojador de residuo de vacío.  
TV-1: torre de destilación al vacío.  
TK-15/16/19/20: tanques de almacenamiento de destilado liviano.  
TK-21/22: tanques de almacenamiento de diesel liviano.

## **CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN GENERAL**

### **INTRODUCCIÓN**

La Refinería San Roque, entre todos los centros de refinación del país, es la única planta productora de parafinas; en ella se procesan crudos parafinosos livianos provenientes de las áreas de producción del Distrito Anaco (Santa Rosa I, Santa Ana III, San Joaquín I/IV, El Toco y Tácata). El proceso de producción de la parafina involucra toda una gama de procesos, que van desde la destilación atmosférica y de vacío, hasta la cristalización, filtración, denudación y percolación con el fin de transformar el crudo parafinoso en parafina terminada, destinada primordialmente a suplir la demanda del sector velero en el país.

La refinería está formada por dos plantas fundamentales: crudo y parafinas, y otras dos necesarias para la sucesión de los procesos involucrados en las primeras, como lo son las plantas de servicios industriales y la planta de vertidos líquidos.

En Planta de Crudo se llevan a cabo los procesos de destilación atmosférica y destilación al vacío de forma de obtener la mayor cantidad de destilado parafinoso el cual va a ser sometido a distintos procesos de separación en Planta de Parafina.

Debido a la implementación de la Gerencia de Seguridad de los Procesos (GSP), la cual tiene como objetivo fundamental poner en práctica operaciones que regulen el funcionamiento seguro de las distintas actividades ejecutadas dentro de PDVSA, ha sido necesario realizar una evaluación dentro de las distintas plantas de la refinería con la finalidad de elaborar un manual de Información de Seguridad de los Procesos. Este trabajo se basa en un estudio realizado en Planta de Crudo.

La evaluación fue posible mediante el estudio de los equipos que se ven involucrados en los procesos de destilación atmosférica y al vacío; es decir desde que el crudo sale de su tanque de almacenamiento hasta que se obtienen los dos cortes de destilado parafinoso, uno liviano y otro pesado, obtenidos de la torre atmosférica y de vacío respectivamente. Se realizó un seguimiento de las condiciones de operación de los equipos en un intervalo de

tiempo determinado, y una comparación con sus especificaciones de diseño, cuya finalidad fue establecer alternativas o soluciones a las distintas desviaciones encontradas.

Para poder llevar a cabo este tipo de evaluaciones se recopiló la información que permitió evaluar y controlar los riesgos asociados a los procesos industriales, lo cual es uno de los objetivos principales de la GSP; esta información sirve de base para adiestrar al personal de operaciones, mantenimiento, ingeniería y empresas contratistas sobre los riesgos asociados con una instalación determinada; así como para diseñar y operar de manera segura una planta de procesos.

## **OBJETIVO(S)**

### **General:**

Evaluar el comportamiento operativo de los diferentes equipos y emitir las recomendaciones relacionadas con una operación segura.

### **Específicos:**

- Elaborar el manual de Información de Seguridad de los Procesos de las Plantas de Crudo y Vacío de la Refinería San Roque.
- Evaluar la operación actual de las Plantas de Crudo y Vacío de la Refinería San Roque, de manera de determinar que equipos se encuentran fuera de las especificaciones de diseño.
- Analizar las fallas de las distintas unidades, las penalizaciones asociadas y su impacto en el margen óptimo de refinación.
- Desarrollar la ingeniería conceptual de las modificaciones requeridas en las áreas de procesos, instrumentación y control, y proponer las recomendaciones de proceso y seguridad necesarias para la operación óptima de las unidades evaluadas.
- Determinar la eficiencia de los equipos de destilación con la ayuda del simulador PRO/II.
- Establecer soluciones en el caso de que existan diferencias entre los rangos de operación actual y las condiciones de diseño.
- Estudiar la factibilidad económica de las distintas modificaciones propuestas, de manera de determinar la viabilidad de las mismas.

## **ANTECEDENTES**

Desde el año 2000 se ha venido implementando la elaboración de los manuales de Información de Seguridad de los Procesos en la Refinería de Puerto la Cruz; todos estos documentos tienen como objetivo principal informar al personal operario de una planta sobre los Límites de Operación Segura bajo los cuales deben operar los equipos que se encuentran dentro de ella. Adicionalmente dentro de los manuales se establecen las consecuencias de las desviaciones de la operación, todo esto basado en el estudio de las distintas variables que determinan el comportamiento de los equipos.

En la Refinería de Puerto la Cruz, ya se encuentran elaborados los manuales de Información de Seguridad de los Procesos de las siguientes plantas:

- Alquilación.
- Catalítica MEROX.
- Servicios Industriales.
- Movimientos de Crudos y Productos.
- STG.

Siguiendo los lineamientos planteados por la Gerencia de la Seguridad de los Procesos, la Refinería San Roque se ve en la necesidad de implementar también los manuales de Información de Seguridad de los Procesos (ISP) en las distintas plantas que la forman.

Con este trabajo se dieron los primeros pasos para la elaboración de los manuales ISP de las Plantas de Crudo y Vacío de la Refinería San Roque.

En años anteriores se han hecho evaluaciones y estudios en todas las plantas que conforman la refinería, pero ninguno de los trabajos realizados contienen toda la información que exige la Gerencia de Seguridad de los Procesos, sin embargo algunos de los resultados pueden ser tomados en cuenta.

## **JUSTIFICACIÓN**

La Gerencia de Seguridad de los Procesos (GSP), tiene como función la aplicación de las prácticas gerenciales que mitiguen escapes accidentales de sustancias peligrosas por fallas en los procedimientos o equipos; a partir de la implementación de esta gerencia dentro de la estructura organizativa de PDVSA ha sido necesario incluir elementos que permitan llevar a cabo sus objetivos, con este propósito surge la necesidad de implementar la 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 y sustancias peligrosas empleadas en los procesos, la cual es indispensable mantener actualizada y disponible en cada instalación para la implantación efectiva de la GSP, además de ser utilizada como respaldo al efectuar los análisis de riesgo de procesos, para así establecer los lineamientos que deben regir en una planta, instalación o unidad con la finalidad de que estas operen sin que representen un riesgo a los procesos y a las personas que laboran en ella. (PDVSA, ISP Unidad de Alquiler, 2001)

Actualmente la GSP tiene como objetivo la determinación de los Límites de Operación Segura (LOS) dentro de las instalaciones de la industria, debido a que sus equipos se han deteriorado físicamente con el paso del tiempo y en ocasiones se utilizan por encima de su capacidad de diseño. Dada esta problemática, la GSP ha determinado que se debe establecer un rango seguro 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 así como también limitar las consecuencias del escape de sustancias tóxicas, reactivas, inflamables o explosivas y evitar problemas en aquellos equipos considerados críticos en el proceso, cuya falla podría derivar en pérdidas significativas para la empresa. Por estas razones ha sido necesario llevar a cabo las evaluaciones de las distintas plantas, y elaborar un manual que contenga toda la información concerniente al proceso.

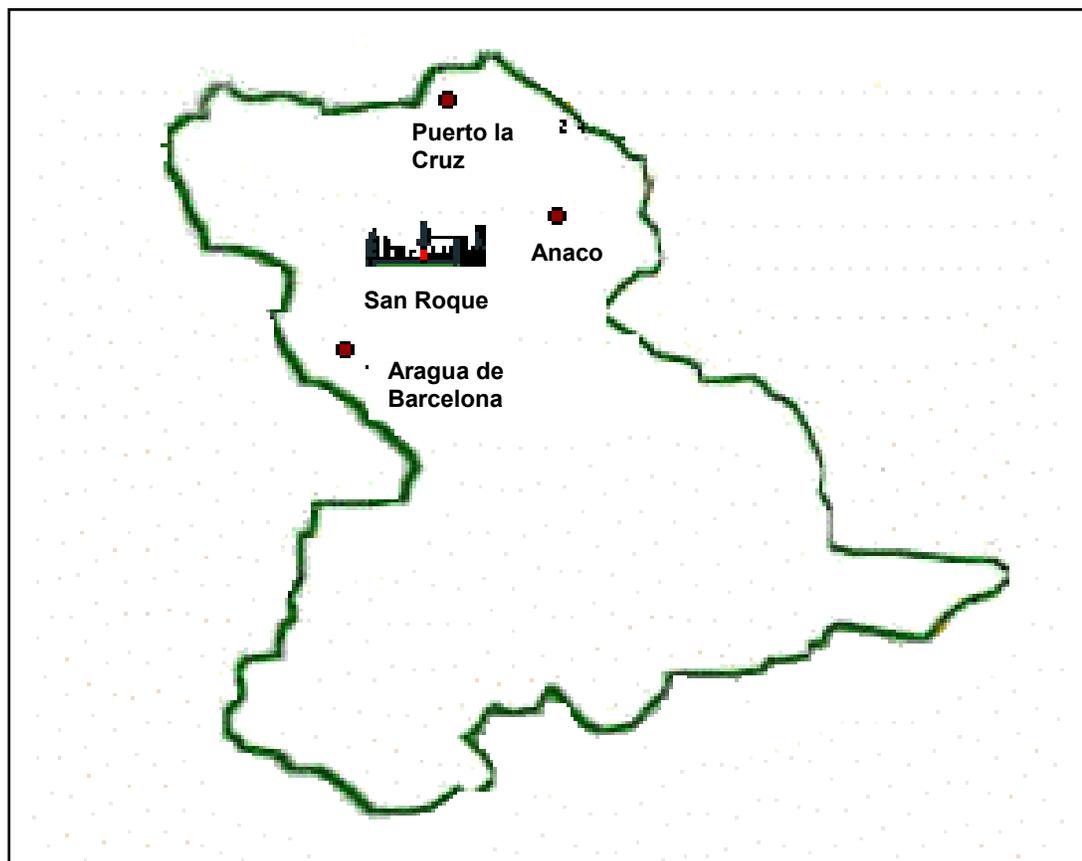
Dentro de la Refinería San Roque ya existen manuales tanto de operación como de identificación de equipos, pero éstos no contienen información acerca de los promedios

actuales de operación y no permitan establecer qué equipos se encuentran fuera de sus límites de operación segura; adicionalmente se debe destacar que se realizó un manual en el se añadieron las recomendaciones concernientes a las distintas desviaciones encontradas, junto con su estudio de factibilidad económica, de manera de analizar la viabilidad de las posibles modificaciones.

## REFINERÍA SAN ROQUE

### Generalidades de la Refinería San Roque.

La Refinería de San Roque, CORPOVEN S.A., fue diseñada para el procesamiento de crudos altamente parafínicos, para la manufactura de parafinas de uso industrial, y no para producir combustibles como otras refinerías Venezolanas. La refinería está ubicada en el Municipio Santa Ana, en el Estado Anzoátegui, a unos 34 Km de Anaco y entre las poblaciones de Santa Ana (5 Km) y Aragua de Barcelona (31 Km), ver figura 1.1.



**Figura 1.1. Ubicación Geográfica de la Refinería San Roque,**

**Fuente: Salazar, 2000.**

Comenzó sus operaciones en 1952, bajo concesión otorgada a la empresa Phillips Petroleum Company para procesar crudo del Campo San Roque. Después de la nacionalización del Petróleo en 1976, la empresa se denominó ROQUEVEN, luego fue

fusionada con MENEVEN. Posteriormente fue administrada por CORPOVEN y actualmente forma parte de la división de exploración y producción de PDVSA.

Hoy en día la Refinería San Roque produce el 71% de la parafina que se vende en Venezuela, atendiendo alrededor de 45 clientes, de los cuales el 96% están dedicados principalmente a la fabricación de velas, y el otro 4% a la producción de fósforos y cera para pisos y vehículos. (PDVSA, Refinería San Roque 2002)

La dieta operacional de la refinería estaba compuesta por crudos parafinosos provenientes de los campos de producción de Anaco, las estaciones de San Joaquín, Santa Ana, El Toco, El Roble y las áreas adyacentes a la Refinería San Roque, con un rango de gravedad entre 37 y 41,5 grados API y un contenido de parafina que inicialmente oscilaba entre 15 y 18%. Actualmente el crudo se recibe de las estaciones de La Ceiba y San Joaquín con un contenido de parafina entre 9 y 10,5%.

La Refinería cuenta con todas las instalaciones de servicios auxiliares, a excepción de la electricidad, la cual proviene de Eleoriente y/o del Complejo Criogénico de San Joaquín. Así mismo, posee 28 tanques con una capacidad nominal de almacenamiento de crudo y productos de 78600 barriles.

En la tabla 1.1 se encuentran las especificaciones que debe tener la parafina para la venta, las cuales están determinadas por la norma COVENIN 1092-85.

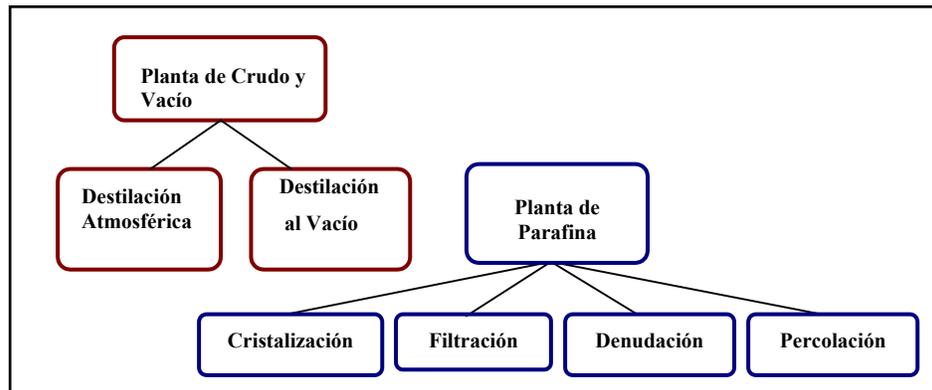
**Tabla 1.1. Especificaciones de la parafina para la venta.**

	Parafina Líquida	No. Norma
Punto de Fusión (°F)	140 - 142	1353 – 82
Gravedad (°API)	41 – 43	1143 – 88
Color Saybolt	Mín. +19	894 – 82
Contenido Aceite (%p)	2,0 Máx.	1384 – 94
Flash Point (°F)	383 Mín.	425 - 94
Precio Parafina, Marzo 2003	812,5\$ / TM	

La Refinería San Roque está liderizada por una superintendencia que depende administrativamente de la Refinería Puerto la Cruz.

La Refinería está formada por dos plantas fundamentales: crudo y parafinas

El proceso de producción de parafina de la refinería, está dividido en seis secciones principales, agrupadas en dos Plantas, ver figura 1.2:



**Figura 1.2. Secciones de las Planta de Crudo y Vacío y Planta de Parafina**

**Fuente: Salazar, 2000.**

La Planta de Crudo y Vacío cuenta con un tren de precalentamiento, una unidad de destilación atmosférica, conocida como TA-1 y una unidad de destilación al vacío, TV-1. Por otro lado la Planta de Parafina está integrada por dos plantas conocidas como Planta 1 y Planta 2, cada una de ellas está formada por un tren de cristalización y de filtración, y por dos torres denudadoras y tres unidades de percolación.

La carga de crudo, previo calentamiento se alimenta a la TA-1, donde se producen los cortes de gasolina, nafta, diesel liviano, diesel mediano, gasoil, destilado liviano y residuo atmosférico.

El residuo atmosférico es procesado en la torre de destilación al vacío, donde se producen los cortes de destilado pesado y residuo de vacío.

El destilado liviano proveniente de la TA-1 y el pesado proveniente de la TV-1, son procesados en la Planta de Parafina, utilizando la nafta como solvente. De este proceso se obtiene el filtrado, la parafina, la nafta recuperada de ambas corrientes y el residuo de filtrado. La nafta que se recircula al proceso, representa un factor muy importante, ya que es utilizada en el proceso de producción de la parafina como agente de dilución y para el lavado de equipos.

Los cortes de gasolina, diesel liviano, diesel mediano, gasoil, residuo de vacío y residuo de filtrado se mezclan y se envían a la Refinería El Chaure de PDVSA.

### **Descripción del Proceso en Planta de Crudo y Vacío.**

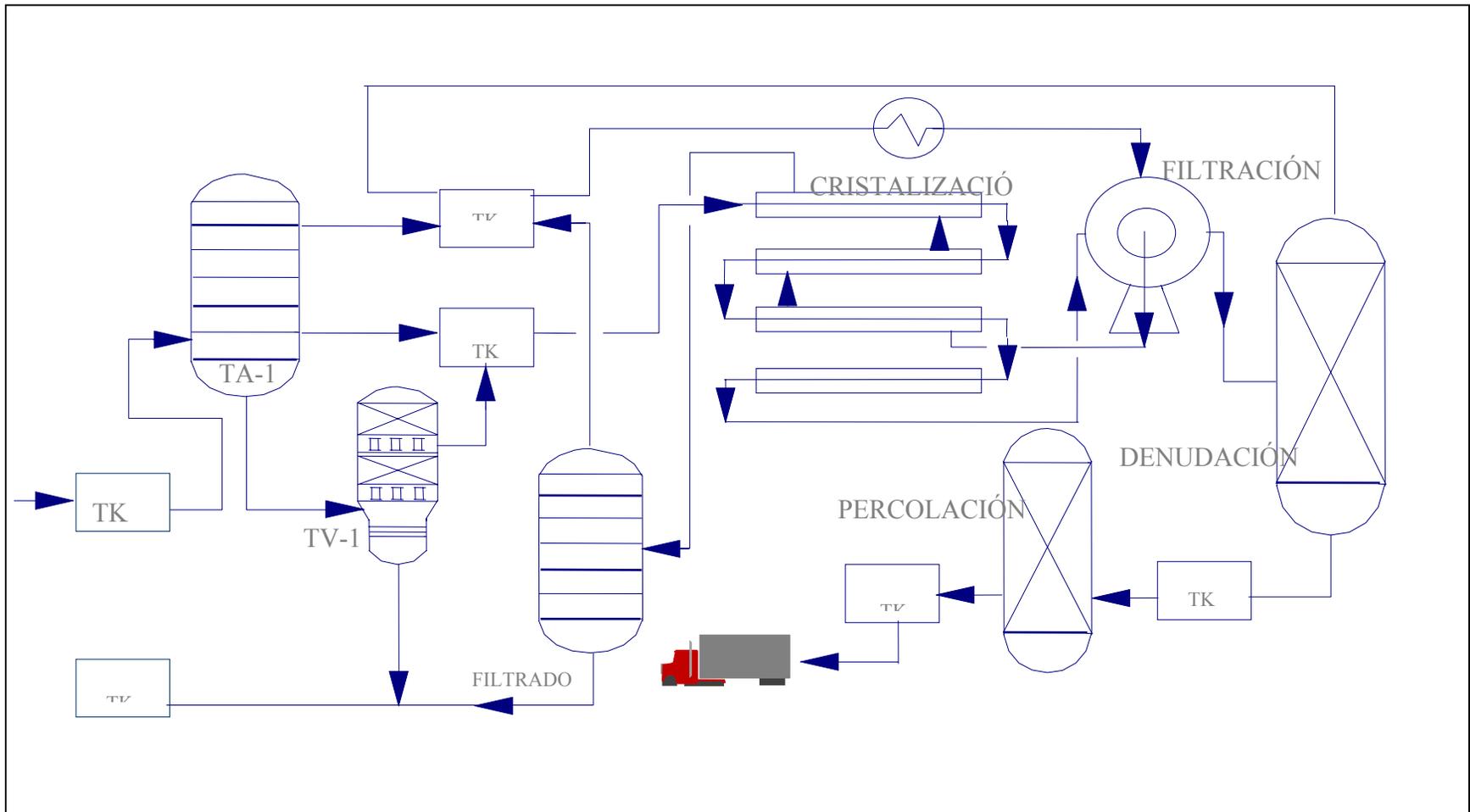
Debido a que el interés primordial de este Trabajo Especial de Grado se fundamenta en el proceso llevado a cabo en la Planta de Crudo y Vacío, a continuación se explicará detalladamente (Da Camara, 2001). En la figura 1.3 se muestra un diagrama del proceso de obtención de parafinas en la Refinería San Roque.

Normalmente se carga a la unidad de destilación atmosférica (TA-1) 5700 BPD de crudo parafinoso con gravedad entre 40,0 y 41,8 °API y un contenido de parafina entre 9 y 15% en peso, el cual es succionado por la bomba B-2 desde los tanques de almacenamiento de crudo y descargado a la succión de la bomba B-2A (reforzadora), descargando a una presión de 300 Psig.

El sistema está dotado de una bomba auxiliar a vapor, B-2B, la cual posee un control automático que le permite entrar en servicio inmediatamente, de producirse una caída de presión en la línea de descarga de crudo, desde 360 Psig hasta 260 Psig. El control está ajustado de manera que al pararse cualquiera de las bombas regulares entra en operación la auxiliar como medida de seguridad para evitar falla de flujo de crudo a los hornos. Antes de entrar a la unidad atmosférica el crudo pasa por un sistema de precalentamiento formado por los intercambiadores de calor IC-1-01, IC-1-02A/B/C, IC-7A/B, IC-8, IC-9/9A, IC-13/13A.

El crudo con una temperatura aproximada de 112°F y una presión de 460 psig entra en paralelo a los intercambiadores IC-7 A/B y se calienta hasta 140°F con la corriente de diesel mediano que va a almacenaje/reflujo y que se enfría hasta 170°F. Luego el crudo entra al intercambiador IC-8 donde se calienta hasta una temperatura aproximada de 200°F con la corriente de gasoil que se enfría hasta 197°F aproximadamente. A continuación el crudo pasa a intercambiar calor con la corriente de diesel liviano en el IC-1-02, aumentando su temperatura a 230 °F y enfriando el diesel liviano hasta 340°F. Seguidamente pasa al conjunto de intercambiadores IC-1-02 A/B/C e intercambia calor con la corriente de destilado pesado calentándose hasta 290°F, ver diagrama de tubería e instrumentación 7266-P-100.

Figura 1.3. Diagrama Representativo del Proceso de la Refinería San Roque.





Finalmente el crudo entra en paralelo a los intercambiadores IC-9/9 A (destilado liviano a planta de parafina) e IC-13/13 A (residuo de vacío a almacenaje), en los cuales logra alcanzar una temperatura de salida entre 350 y 360°F aproximadamente.

Al salir el crudo del tren de precalentamiento, entra en paralelo a los hornos HC-1 A/B, lo cual permite elevar la temperatura hasta 420°F como mínimo; el crudo precalentado es enviado al tambor Pre-Flash (PF-1) donde a la presión de 60 psig y 432°F se separan la fracción líquida de la fracción de vapor producida en el tren de precalentamiento. La fracción de vapor es alimentada bajo control de presión directamente a la zona de alimentación de la torre TA-1 (altura del plato N° 20) y la fracción líquida es succionada por la bomba B-1-01 (B-1-01 A respaldo) bajo control de nivel hacia el horno de crudo HC-2, con la finalidad de alcanzar una temperatura aproximada de 710°F y finalmente es alimentada a la torre sobre la bandeja o placa N° 5; ver diagrama de tubería e instrumentación 7266-P-101.

La TA-1 es una columna que tiene 46 platos, normalmente su temperatura de tope es 230°F y en el fondo es 650°F, esto se logra mediante los reflujos superiores e intermedios. El propósito de ello es separar los hidrocarburos más livianos de los pesados en función de sus diferentes puntos de ebullición.

En la torre atmosférica (TA-1) se producen cortes de gasolina, nafta, diesel liviano, diesel medio destilado liviano y residuo atmosférico; por encima de la bandeja N° 46, se retiran las fracciones livianas de crudo (230°F aproximadamente). Los cortes de gasolina, diesel liviano y diesel medio son enviados al tanque de crudo reconstituido; los cortes de nafta y destilado liviano son procesados en la planta de parafina, mientras que el residuo atmosférico se alimenta a la torre de vacío (TV-1).

El corte de gasolina se recupera por el tope de la TA-1, el cual es enfriado y condensado en los enfriadores con aire IC-1A/B, los cuales constan de dos ventiladores eléctricos que funcionan a dos velocidades cada uno (lento y rápido); los vapores ligeramente fríos (140°F) entran en paralelo a los condensadores IC-2 A/B (condensadores de gasolina) en los cuales se enfrían con agua proveniente de la torre de enfriamiento, hasta alcanzar una



temperatura de condensación parcial aproximada de 115°F; el producto ya condensado entra al acumulador AC-1 (acumulador de gasolina) donde los vapores que no logran condensarse pasan a través de un medidor de flujo que permite registrar el volumen de gas no condensado, luego el flujo de gas pasa a través de una válvula de control que permite salir el volumen de gas para mantener una presión de 8 psig en el acumulador y de 15 psig en el tope de la unidad atmosférica. Los gases livianos provenientes tanto de la unidad atmosférica como del sistema de recuperación de nafta que no logren condensarse se unen y automáticamente se descargan hasta el mechurrio, por el sistema de alivio donde estos se queman, ver diagrama de tubería e instrumentación 7266-P-102.

Del tambor AC-1 y a una temperatura de 110°F aproximadamente, succionan las bombas B-7 A/B (gasolina a almacenaje y reflujo a tope de la torre), en la descarga de Estas bombas se encuentra instalada una placa de orificio que permite registrar la producción a almacenaje. La producción se mantiene aproximadamente en 1680 BPD mediante el control de nivel de líquido existente en el acumulador; este control acciona una válvula automática que permite pasar la cantidad de flujo adecuada de acuerdo al nivel existente en el acumulador.

La temperatura en el tope de la torre TA-1 es controlada por medio de la variación del reflujo de la gasolina, a través de la acción de la válvula de control instalada en la línea de descarga de las bombas B-7A/B; el reflujo de gasolina suministrado a la torre es registrado y varía entre 3000 y 3600 BPD, dependiendo en todo momento de la temperatura existente en el acumulador AC-1 y de la temperatura en el tope de la torre.

Los vapores de nafta en la TA-1 son condensados por encima de la bandeja N°39 y retirados de la torre a la altura de los platos 39, 41 y 43, la existencia de estas tres salidas tiene como objetivo controlar la especificación de los productos; si la nafta se retirara de la bandeja N° 43, arrastraría más partículas de gasolina, causando que el punto de ebullición bajara; si se usara la bandeja N° 39, arrastraría partículas de diesel liviano generando elevación del punto de ebullición, por estas razones generalmente se usa la línea de salida



de Nafta al despojador TD-1 (parte superior) de la bandeja N° 43, saliendo a una temperatura aproximada de 320°F.

Este despojador se encuentra relleno de armaduras llamadas monturas Berl. Del fondo de la torre despojadora pasa al enfriador IC-3 (enfriador de nafta) succionado por la bomba B-5 (nafta a almacenaje) y descarga a almacenaje, previo enfriamiento en el enfriador IC-4 (enfriador de nafta), los vapores de hidrocarburos más livianos que la nafta salen a través del tope de la torre despojadora y vuelven a la TA-1, a la altura de la bandeja N° 44.

El diesel liviano se obtiene por extracción lateral de las bandejas N° 31 y 33; el producto es retirado regularmente de la torre atmosférica hacia el intercambiador IC-1-01 y al despojador TD-1 (sección inferior) por la bandeja N° 31, a una temperatura aproximada de 395°F. Este último al igual que el despojador de nafta, se encuentra relleno de monturas tipo Berl; la fuente despojamiento es vapor a 190 psig y 383°F, el suministro de este es aproximadamente de 70 lb/h. Tanto los vapores livianos de hidrocarburos como el vapor de agua, retornan a la torre TA-1 a la altura de la bandeja N° 33. Del fondo del despojador TD-1 el diesel pasa a través del intercambiador IC-5 (enfriador de diesel liviano) donde se enfría hasta 300°F succionado por las bombas B-3 (diesel liviano a almacenaje) y B-4 (respaldo de B-3 y B-5) pasa al intercambiador IC-6 (diesel liviano a almacenaje) donde se enfría hasta 108°F aproximadamente. La producción de diesel liviano está en el orden de los 96 BPD, aproximadamente y es almacenado en los tanques TK-21 y TK-22.

La fracción de diesel liviano que intercambia calor en el IC-1-01, se enfría hasta 225°F aproximadamente, y retorna a la torre a la altura del plato N° 32; este reflujo es bombeado a través de la bomba B-1-02 (B-1-02 A auxiliar) y varía alrededor de los 1800 BPD, dependiendo de la temperatura existente en el plato el operador puede ajustar el caudal de reflujo variando el punto de ajuste del controlador.

El siguiente corte corresponde al diesel medio que luego de ser extraído de las bandejas N° 25 y 27 de la torre TA-1, pasa al despojador de Diesel Medio-Destilado Liviano (TD-2,

sección superior) el cual se encuentra relleno de monturas tipo Berl, el producto normalmente se obtiene de la placa N° 27 a una temperatura de 495 °F; el vapor sobrecalentado inyectado a este despojador proviene del horno HC-3 a unas condiciones de 550°F y 165 psig. El producto de tope de la torre despojadora es retornado a la unidad atmosférica a la bandeja N° 28. El producto de fondo fluye por gravedad a través de los intercambiadores IC-7 A/B, colocados en serie, donde intercambia calor con el crudo cargado al proceso, lográndose enfriar el diesel hasta la temperatura aproximada de 170°F. La bomba B-9 succiona el diesel mediano de los intercambiadores y los descarga a los tanques 23 y 24, teniendo como bomba auxiliar la B-10.

El corte de gasoil se retira de las bandejas N° 17 o 18 y es enviado al acumulador AC-2 a una temperatura de 610°F, este fluye por gravedad desde el fondo del acumulador hasta el intercambiador IC-8 donde le transfiere calor al crudo y se enfría hasta aproximadamente 176°F; luego es succionado por la bomba B-11 (B-11 A/B auxiliares) y descargando a través del intercambiador IC-15, en el cual se enfría hasta 190°F previamente mezclado con el residuo de vacío que trae una temperatura de 300°F. La producción promedio es de 480 BPD.

Además de los cortes mencionados anteriormente se obtiene el de destilado parafinoso liviano, el cual se extrae lateralmente de la torre por las bandejas números 7, 9 y 11. Actualmente se retira del plato N° 9, a una temperatura de 674°F y pasa al despojador TD-2 (sección inferior). El medio de despojamiento usado es vapor sobrecalentado a 185 psig y 700°F proveniente del horno HC-3, con un flujo de 135 lb/h. El vapor es inyectado por el fondo.

Los vapores productos del despojamiento regresan a la torre TA-1 a la altura de la bandeja N° 10. Del fondo del despojador TD-2 succionan las bombas B-8 y B-8 A en paralelo, descargando al intercambiador IC-9 (crudo/destilado) a una presión regulada de 148 psig.

El control de presión es mantenido por intermedio del flujo de vapor suministrado a la bomba. Del intercambiador con temperatura promedio de 355°F y un flujo de 624 BPD, el destilado continúa fluyendo a través de los enfriadores con agua (IC-10/A en serie) alcanzando temperaturas de 120°F.

El producto es almacenado posteriormente en los tanques correspondientes (TK-15, TK-16 o TK-20) o cargado directamente a las plantas de parafina.

El despojador de residuo TD-3 es considerado parte integral de la unidad atmosférica; está constituido básicamente por un total de cinco bandejas. El flujo de residuo de la unidad TA-1 es alimentado en la bandeja N° 5. La fuente de despojamiento es vapor sobrecalentado a 185 Psig y 700°F con flujo promedio de 710 lb/h.

La inyección de vapor se efectúa considerando que el residuo contiene productos livianos que han de recargar los eyectores de la unidad de vacío. El ajuste o control del vapor al despojador debe ser riguroso, ya que la presencia de demasiado vapor levantaría parte del residuo y contaminaría la producción de destilado liviano, como también recargaría la torre atmosférica y la falta del mismo causaría problemas en la unidad de vacío. El residuo separado fluye desde el fondo del separador de residuo hasta el fondo de la torre atmosférica, al nivel del plato número 1.

El crudo reducido, producto de fondo de la torre de destilación, es bombeado por la bomba B-6 (B-6 A) como carga a la unidad de vacío. Las velocidades de estas bombas son controladas por un sistema de control automático que consiste en una válvula automática instalada en la línea de vapor de 185 psig, a la entrada de las bombas. La señal es recibida por un instrumento que controla el nivel de fondo de la torre atmosférica. El control de un nivel apropiado en el fondo es de suma importancia, ya que si este nivel es cero hay fallas en la unidad de vacío, mientras que si es muy alto existe la posibilidad de que se contamine con residuo el destilado parafinoso liviano. En caso de muy alto nivel en el fondo de la torre de destilación atmosférica y como alternativa para vaciarlo más rápido,

existe una válvula de 2" de diámetro para desviar el residuo atmosférico a los intercambiadores IC-13.

Se hace necesario inyectar aproximadamente 167 Lb/h de vapor sobrecalentado a 715°F y 180 Psig a la corriente de residuo atmosférico antes de entrar al horno HC-3, con la finalidad de aumentar su velocidad para evitar la formación de coque en los tubos del horno. La temperatura del crudo reducido a la entrada del horno es de 687°F y es aumentada y controlada entre 715°F y 725°F.

La unidad de Vacío (TV-1) consta de dos lechos empacados tipo Gempack, un plato de retiro (localizado entre los dos lechos), y un plato identificado como el N°6, ubicado en el fondo del último lecho. Cada lecho dispone de distribuidores de líquido, platos de soporte e indicadores de diferencial de presión. Los distribuidores de líquido permiten una mejor distribución de líquido y un mejor contacto líquido- vapor a lo largo del lecho empacado. Caídas de presión máximas de 3 pulgadas de mercurio son indicadoras del ensuciamiento de los mismos. Altas caídas de presión disminuyen la eficiencia del sistema y desmejoran el fraccionamiento de productos. Al fondo de la sección principal de la torre, se encuentra la columna de separación, en la cual existen cinco bandejas tipo tamiz numeradas del 1 al 5. La torre en total tiene 7 bandejas tipo tamiz.

La alimentación, proveniente del horno HC-3, a una temperatura entre 715-720°F entra en el fondo de la sección principal de la torre de destilación al vacío, TV-1, por debajo del plato N°6. Por el fondo de la columna de separación se inyecta vapor sobrecalentado para ayudar la separación del destilado pesado, ver diagrama de tubería e instrumentación 7266-P-103.

En la zona de expansión se encuentra el plato N°6 y el lecho empacado inferior, a través de los cuales deben pasar los vapores conjuntamente con los aceites vaporizados, separándose el producto relativamente más pesado del destilado portador de parafina. Del plato de retiro N°14 se obtiene el destilado pesado a una temperatura alrededor de 570°F con un contenido en parafinas de aproximadamente 42%, el cual es succionado por las bombas B-



14B y B-14 (B-14A auxiliar) al intercambiador IC-1-02A/B/C, donde intercambia calor con el crudo, enfriándose hasta 306°F. Seguidamente pasa a través del enfriador de aire IC-14 alcanzando temperaturas de 163°F. Una porción de este destilado es utilizado como reflujo intermedio en el tope del lecho inferior a una temperatura entre 260-300°F obtenida por mezclar el destilado caliente (306°F) y destilado frío (163°F). Este reflujo intermedio sirve para mantener los perfiles de temperatura de la torre y, en casos como aceite de lavado, para el control de metales y productos pesados en la corriente de gasóleos parafinados saliendo de la torre. Adicionalmente, cumple la función de mantener mojado el lecho empacado. El lecho empacado superior es usado para recuperar el destilado pesado y mantener baja temperatura en el tope de la torre y no sobrecargar el sistema de eyectores.

El calor es eliminado con lo que se llama reflujo frío, el cual entra a través del distribuidor de líquido colocado en el tope del lecho empacado superior a una temperatura aproximada de 163°F. La temperatura de tope es mantenida entre 190 y 200 °F aproximadamente.

El residuo proveniente del fondo de la unidad de vacío es succionado por las bombas B-13B/13 (B-13A auxiliar). El residuo sale a 600°F, pasa por el intercambiador IC-13/13A y luego al enfriador IC-15, previa mezcla con el gasoil atmosférico y de allí va a los tanques 17 y 18.

Para operar satisfactoriamente, el tope de la unidad de vacío (TV-1) debe ser mantenido a la presión de 27,5 a 28 inHg, la cual es mantenida evacuando los vapores livianos, aire y vapores de agua con el eyector de vacío de tres etapas. La primera etapa (J-1) es necesaria para bajar la presión lo suficiente como para condensar el vapor con el agua de enfriamiento. Debido al elevado punto de fluidez de cualquier destilado de parafina que pueda estar presente en el gas, el agua de enfriamiento se mantiene a una temperatura mínima de 100°F. La presión en la torre de vacío se controla con el volumen de vapor al eyector de la primera etapa.

El vapor que se usa es una mezcla de vapor sobrecalentado y saturado, ajustándose manualmente la temperatura a 380°F.

Los vapores de hidrocarburos y el vapor inyectado en los eyectores, en el calentador y en la torre son condensados en el condensador de la primera etapa (IC-12) con agua a 100°F. El agua que entra al IC-12 se toma directamente de la torre de enfriamiento (TE-1) a 100°F. Los líquidos condensados van a una columna y son succionados por las bombas B-17 ó B-17 A para ser enviados a la cloaca. Los vapores no condensados en el IC-12 se envían a la segunda etapa de eyectores. En el eyector de la segunda etapa (J-2) se usa la misma mezcla de vapor de la primera etapa. El condensador de la segunda etapa (IC-11) se enfría con agua de la salida del condensador IC-12 usando la bomba B-12. Los líquidos condensados pasan por una trampa de tipo flotante y drenan el líquido a la succión de la bomba B-17 ó B-17 A. La presión en este condensador es de 22 mmHg. Los vapores no condensados en IC-11 se envían a la tercera etapa de eyectores (J-3/3 A en paralelo) y de allí son enviados a la atmósfera.

## **CAPÍTULO 2. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA**

En este capítulo se describen los fundamentos teóricos necesarios para poder lograr la ejecución de los objetivos específicos establecidos en este Trabajo Especial de Grado.

### **LINEAMIENTOS PARA LA ELABORACIÓN DE LAS TABLAS DE LÍMITES DE OPERACIÓN SEGURA Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES.**

Una de las secciones más importantes del proceso de elaboración de un manual de Información de Seguridad de los Procesos, es la obtención de los Límites Operacionales y Consecuencias de las Desviaciones (LOCD), los cuales son listados de valores donde se especifican las variables máximas, mínimas, típicas y rangos de operación características de un proceso, así como también las consecuencias de operaciones desviadas de sus parámetros máximos y mínimos. Todas estas variables serán recopiladas en tablas denominadas “Límites de Operación Segura y Consecuencia de las Desviaciones”; en el apéndice A se encuentran las tablas modelos de acuerdo al tipo de equipo estudiado.

Para llevar a cabo la elaboración de estas tablas se debieron considerar ciertos lineamientos, los cuales son mencionados a continuación:

- Los LOCD se establecen para recipientes, torres, tambores, reactores, intercambiadores, hornos, equipos rotativos (bombas, compresores) y líneas de proceso.
- Se considera en general cualquier equipo que aparezca en los Diagramas de Flujo de Procesos y/o Diagramas de Tuberías e Instrumentación, exceptuando la instrumentación y las válvulas de seguridad.

Para establecer los límites de los procesos se deben estudiar aquellas variables que se usan para controlar o caracterizar el proceso, tales como presión, temperatura, flujo, nivel, composición, velocidad u otras; en general son todas aquellas variables que son monitoreadas. Las variables a considerar deben incluir relaciones calculadas y parámetros que sean importantes para el proceso; dentro de las tablas se deben especificar valores máximos, mínimos y con ellos implícitamente queda fijo el rango de operación, ver tablas modelos en el apéndice A.

## Valores Máximos y Mínimos

### Valor Máximo:

- Es el máximo valor que puede alcanzar una variable sin que comprometa la seguridad del personal; se establece en función de evitar los peligros del proceso y/o de mantener la integridad física de los equipos. (PDVSA, MDP-01-DP-01, 1997)
- No se refiere necesariamente a los valores asociados a la operación económica de la unidad.
- El sobrepasar este valor en la operación puede resultar en un incidente catastrófico o en una disminución de la seguridad para el personal, la instalación y el ambiente.
- Usualmente este valor es identificado en el diseño mecánico del equipo.
- Se puede tomar por encima al valor del diseño, siempre y cuando se demuestre documentadamente que por análisis de ingeniería y por inspección el equipo es capaz de soportar ese valor.
- Su propósito es promover en el operador las acciones necesarias para regresar el proceso a sus límites de operación segura.
- Se definen por lo general las variables de presión y temperatura.
- Estos valores pueden no definirse para algunas variables cuando:
  - a) No representen ningún peligro.
  - b) Su valor es limitado por otras variables.
  - c) Su valor no es medido o controlado.

### Valor Mínimo:

- Es el mínimo valor que puede alcanzar una variable sin que comprometa la seguridad del personal; se establece en función de evitar los peligros del proceso y/o de mantener la integridad física de los equipos. (PDVSA, MDP-01-DP-01, 1997)
- No se refiere necesariamente a los valores asociados a la operación económica de la unidad.

- Al operar con un valor menor que el mínimo pudiera resultar en un incidente catastrófico o en una disminución de la seguridad para el personal, la instalación y el ambiente.
- Usualmente este valor es identificado en el diseño mecánico del equipo.
- Se puede tomar por debajo al valor del diseño, siempre y cuando se demuestre documentadamente que por análisis de ingeniería y por inspección el equipo es capaz de soportar ese valor.
- Su propósito es promover en el operador las acciones necesarias para regresar el proceso a sus límites de operación segura.
- Se definen por lo general las variables de presión y temperatura.
- Estos valores pueden no definirse para algunas variables cuando:
  - d) No representen ningún peligro.
  - e) Su valor es limitado por otras variables.
  - f) Su valor no es medido o controlado.
- Ejemplo: mínimo flujo manejado por las bombas centrífugas.

Rango de Operación: es aquel en el cual la variable se mantiene estable y cumple las metas de calidad, seguridad y ambiente; fuera de él las metas no se cumplen y ocurren perturbaciones al proceso.

- Como ya se ha mencionado anteriormente se debe incluir dentro de las tablas las consecuencias de las desviaciones del proceso (CD's), dentro de ellas se pueden considerar:

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

- No todas las variables que se muestran en las tablas LOCD's necesitan mostrar sus CD's; estas no se muestran siempre que no haya peligros o consecuencias, o cuando los efectos sean comúnmente entendidos, como en el caso de sobrepresiones.

- Las CD's se pueden referir a asuntos de integridad mecánica, por ejemplo “causa de fragilidad caústica al sobrepasarse la temperatura de diseño” y operacionales, por ejemplo “causa pérdida brusca de actividad catalítica al violar la temperatura mínima de operación”.
- Las consecuencias que se definen al excederse los límites mecánicos deben ser concretas y específicas sobre los efectos inmediatos, y no deben especular sobre efectos secundarios.

En general las condiciones de temperatura y presión de diseño para equipos de planta (recipientes a presión, calderas, tanques, intercambiadores de calor, columnas, reactores, etc.), así como las condiciones generales de diseño para tuberías son establecidas durante el desarrollo de la ingeniería básica, por ingeniería de procesos, mientras que la selección del tipo específico de tubería a utilizar se establece de acuerdo a las especificaciones de materiales de tubería que rigen el proyecto, las cuales se basan en la clasificación de presión de las bridas según el tipo de material seleccionado para el manejo de un determinado fluido. (PDVSA, MDP-01-DP-01, 1997)

En lugar de definir condiciones de diseño separada para cada uno de los equipos y sistemas de tuberías consideradas en un proyecto, normalmente es recomendable definir sistemas que estén expuestos a las mismas condiciones y protegidos por el mismo arreglo de alivio de presión, lo cual permite una definición común de diseño, resultando un diseño coherente y de fácil seguimiento durante las fases de ingeniería de detalle, fabricación, construcción y prueba.

### **Definiciones Generales**

- *Fluido de Servicio*

Según el ASME B31.3, “Fluido de Servicio” es un término general aplicado al diseño de sistemas de tuberías, relacionado con la consideración de la combinación de las propiedades del fluido, las condiciones de operación y otros factores que establecen las bases de diseño del sistema. La clasificación de los servicios es la siguiente:

1) *Fluido de servicio categoría D.*

Para clasificar un fluido en esta categoría, todos los renglones siguientes deben aplicar:

- a) El fluido considerado es no inflamable, no tóxico e inocuo para los tejidos humanos.
- b) La presión manométrica de diseño no excede los 1030 KPa (150 Psig).
- c) La temperatura de diseño está entre  $-29\text{ }^{\circ}\text{C}$  ( $-20\text{ }^{\circ}\text{F}$ ) y  $186\text{ }^{\circ}\text{C}$  ( $366\text{ }^{\circ}\text{F}$ ).

2) *Fluido de servicio categoría M.*

Este es un servicio para el cual el potencial de exposición para las personas es considerado significativo, en el cual una sola exposición a muy pequeñas cantidades de un fluido tóxico causadas por fugas en el sistema, pueden producir daño serio e irreversible a las personas ya sea por inhalación o contacto, aún cuando se tomen medidas correctivas en forma inmediata.

3) *Fluido de servicio de alta presión.*

Es un servicio para el cual el dueño del proyecto especifica un nivel de alta presión, de acuerdo con el capítulo IX del ASME B31.3, para el diseño y la construcción de las tuberías.

4) *Fluido de servicio normal*

Este es el servicio de la mayor parte de los sistemas de tuberías cubiertos por el ASME B31.3, los cuales no están sujetos a condiciones cíclicas severas.

▪ *Fluido inflamable*

Describe un fluido que en condiciones ambientales o bajo las condiciones de una operación prevista es un vapor o produce vapores que pueden iniciar una combustión y continuar con la misma en presencia de aire. El término puede aplicar, dependiendo de las condiciones de servicio, a fluidos definidos para otros propósitos como inflamables o combustibles.

- *Tubería*

Es un sistema que consta de tubos, bridas, empacaduras, válvulas, accesorios, juntas de expansión, tensores, juntas giratorias, elementos para soportar tuberías, y aparatos que sirven para mezclar, separar, amortiguar, distribuir, medir y controlar el flujo.

El diseño, la fabricación y la construcción de un sistema de tuberías están regulados por códigos, de acuerdo a su uso; los principales códigos aplicables son: ASME/ANSI B31.1 Power Piping y ASME/ANSI B31.3 Chemical Plant and Petroleum Refinery Piping.

### **Temperatura**

- *Temperatura de Diseño*

La temperatura de diseño de equipos y sistemas de tuberías se define generalmente como la temperatura correspondiente a la más severa condición de temperatura y presión coincidentes, a la que va a estar sujeto el sistema. De igual importancia en el diseño y especificaciones mecánicas son la temperatura mínima y, en algunos casos, otras temperaturas extremas que pueden ocurrir a vacío o a bajas presiones de operación. Como todos estos niveles de temperatura de diseño, mínima y de operación extrema, tienen una influencia significativa en el diseño mecánico, en la selección del material, y en la economía de los sistemas considerados, es necesario para los diseñadores considerar cada uno de ellos cuando se especifican las condiciones de diseño. Considerando estos factores, los diseñadores de proceso deben especificar la temperatura de diseño (que representa el máximo límite de temperatura) y la temperatura crítica de exposición (que representa el límite mínimo de temperatura) para todos los sistemas.

Esta temperatura de diseño debe ser al menos 18 °F (10 °C) superior a la temperatura de operación máxima, pero en ningún caso inferior que la máxima temperatura en casos de emergencia, como falla de servicios, bloqueo de operación, falla de instrumentos, etc.

La temperatura de diseño de equipos y sistemas protegidos por válvulas de alivio, debe ser al menos la máxima temperatura coincidente con la presión de ajuste de la válvula de alivio respectiva.

- *Temperatura de operación*

Es la temperatura de fluido prevista para la operación normal

- *Temperatura de operación máxima*

Es la temperatura más alta del fluido del proceso prevista para las desviaciones esperadas en la operación normal. Esto incluye arranque, despresurización, parada, operaciones alternadas, requerimientos de control, flexibilidad operacional y perturbaciones del proceso. La definición de esta temperatura debe ser considerada individualmente, evaluando las causas que la determinan, y cualquiera que sea el caso determinante, se deben establecer en los documentos de diseño.

- *Temperatura de operación mínima*

Es la temperatura más baja del fluido del proceso prevista para las desviaciones esperadas de la operación normal. Esto incluye arranque, despresurización, parada, operaciones alternadas, requerimientos de control, flexibilidad operacional y perturbaciones del proceso. La condición causante de la mínima temperatura de operación debe ser establecida en los documentos de diseño.

- *Temperatura crítica de exposición (TCE)*

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

- *Temperatura mínima de prueba hidrostática*

Es la temperatura más baja a ser utilizada para el agua en una prueba hidrostática. Debería ser 11°F (6 °C) más que TCE para equipos con espesores iguales o menores de 2 pulg (50 mm), y al menos 31 °F (17 °C) más que la TCE para componentes con espesores mayores de 2 pulg (50 mm).

La temperatura de diseño, se usa en el diseño mecánico para establecer los niveles de esfuerzo de diseño y determinar los espesores mínimos del metal que se requieren para establecer los códigos u otros criterios mecánicos.

- *Equipos a temperaturas mayores que el ambiente*

El incremento de temperatura utilizado para cubrir las variaciones de operación para temperaturas de diseño hasta 752°F (400 °C) no tiene restricciones cuando el material es acero al carbono. La relación entre el esfuerzo permisible y la temperatura de diseño es lineal para el acero al carbono y el incremento de costo es aproximadamente lineal dentro de este rango de temperatura. En este rango de temperatura normalmente se agrega un incremento de 50 °F (28 °C) a la temperatura de operación a fin de establecer la temperatura de diseño, cuando no se tiene una temperatura de operación máxima superior a la de operación normal.

A temperaturas superiores a 752 °F (400 °C), el esfuerzo permisible disminuye abruptamente y el costo aumenta rápidamente y el costo aumenta rápidamente. Para estas temperaturas superiores se deben considerar alternativas económicas como la del aislamiento interno de los equipos o aleaciones especiales de acero.

## **Presión**

- *Presión de Diseño*

Es la máxima presión interna o externa utilizada para determinar el espesor mínimo de tuberías, recipientes y otros equipos. Para condiciones de vacío parcial o total, la presión externa es la máxima diferencia entre la atmosférica y la presión en el interior del recipiente o tubería.

La presión de diseño especificada para equipos y tuberías está normalmente basada en la presión de operación máxima, más la diferencia de presión entre la presión de operación máxima y la presión fijada en el sistema de alivio de presión (AP). Esta diferencia de presión es requerida para prevenir la apertura prematura de la válvula de alivio de seguridad o la falla prematura de un disco de ruptura. La presión de diseño de un recipiente se especifica normalmente en el tope del mismo.

Al establecer la presión máxima de operación, se deben considerar las variaciones de presión originadas por cambios en la presión de vapor, densidad, cambio en la alimentación, cambios en los puntos de corte de los productos, cabezal estático debido al nivel de líquido o sólido, caída de presión en el sistema y presión de bloqueo de bombas y compresores. También se debe establecer un margen adecuado entre la presión de operación y la presión establecida para la válvula de seguridad (normalmente igual a la presión de diseño), a objeto de prevenir la abertura frecuente de la válvula de seguridad.

La presión de diseño generalmente se selecciona como el mayor valor numérico de los siguientes casos:

- a) 110% de la presión máxima de operación, o
- b) la presión de operación más 25 Psig (172 KPa).

Esta regla se aplica cuando se utiliza una válvula de alivio de seguridad convencional.

- *Presión de operación*

Es la presión a la cual los equipos o tuberías están normalmente expuestos durante la operación de los mismos.

- *Presión de operación máxima*

Es la máxima presión prevista en el sistema debida a desviaciones de la operación normal. Esto incluye arranques, paradas, operaciones alternadas, requerimientos de control, flexibilidad de operación y perturbaciones del proceso.

La máxima presión de operación debe ser al menos 5% mayor que la presión de operación.

- *Presión de operación mínima (vacío)*

La presión de operación mínima es la presión sub-atmosférica más baja que puede tener el sistema, basada en las condiciones esperadas de la operación, incluyendo arranque y parada.

- *Presión de trabajo máxima permisible*

Es la máxima presión manométrica permisible en el tope de un recipiente colocado en su posición de operación, a una temperatura establecida. Esta presión se basa en cálculos que

usan el espesor nominal, excluyendo la tolerancia por corrosión y excluyendo el espesor requerido para satisfacer cargas diferentes a las de la presión para cada elemento en un recipiente. La presión de trabajo máxima permitida no se determina normalmente para recipientes nuevos, pero se usa en recipientes que van a ser redimensionados o en estudios relacionados con usos alternos del equipo.

- *Presión de prueba hidrostática*

Es la presión manométrica aplicada al equipo o tubería durante la prueba hidrostática. La mínima presión requerida y la máxima presión permisible para la prueba dependen del código aplicado.

- *Presión de ajuste*

Es la presión manométrica a la entrada de una válvula de alivio, a la cual la válvula es ajustada para abrir.

- *Sobre-Presión*

Es el incremento de presión sobre la presión de ajuste de una válvula de alivio durante la descarga de la misma, y se expresa como un porcentaje de la presión de ajuste.

- *Presión de alivio*

Es la suma de la presión de ajuste de una válvula de alivio y el incremento real de presión que ocurre durante la descarga de la misma.

### **Variables a monitorear en los equipos de Plantas de Crudo y Vacío.**

Con la finalidad de realizar la evaluación de la operación de los distintos equipos dentro de las Plantas de Crudo y Vacío se monitorearon ciertas variables que permitieron observar si se presenta alguna desviación en ellos.

A continuación se presentan las variables que se sometieron a estudio para cada equipo.

#### *Bombas:*

Con la finalidad de realizar la evaluación del comportamiento de las bombas se deben recopilar datos del  $NPSH_D$ ,  $NPSH_R$ , presión de succión (típica, mínima), presión de

descarga (típica, máxima), flujo de operación (típico, máximo y mínimo), flujo de diseño (normal, máximo y mínimo) y temperatura de operación; ver tabla A.1 en el Apéndice A.

Hornos:

En los hornos se recopila información de la temperatura, presión y flujo, tomando en cuenta los valores típicos, mínimos y máximos, en el caso de la condición de operación, y adicionalmente se tomaron las condiciones establecidas de temperatura, presión y flujo de diseño para las cuales fueron construidos éstos equipos; ver tabla A.2 en el anexo A.

Intercambiadores de Calor:

En los intercambiadores de calor se monitorean la temperatura, presión, y flujo de entrada y salida por los dos lados del equipo; en el caso de las condiciones de operación para las variables descritas anteriormente se tomarán las condiciones máximas, mínimas y típicas, y también se deben registrar la presión, temperatura y flujo de diseño, ver tabla A.3 en el apéndice A.

Tambores:

En los tambores acumuladores se debe recopilar información de la temperatura, presión, nivel, y flujo de entrada y salida; también se debe recopilar la información de sus condiciones de diseño, es decir temperatura, presión, nivel y flujo de diseño, ver tabla A.4 en el apéndice A.

Torres:

En las torres se monitorea la temperatura, presión y flujo en cada una de las corrientes de entrada y salida, así como sus condiciones de diseño. También se deben tomar los datos de nivel en el equipo, ver tabla A.5 en el apéndice A.

## **VARIABLES RELACIONADAS CON LA MOVILIDAD DE LOS FLUIDOS.**

La solución de cualquier problema de flujo de fluidos requiere de un conocimiento previo de las propiedades físicas del fluido en cuestión. Valores exactos de las propiedades de los fluidos que afectan a su flujo, principalmente la viscosidad y su peso específico, han sido establecidos por muchas autoridades en la materia para todos los fluidos utilizados normalmente.

### **Viscosidad**

La viscosidad expresa la facilidad que tiene un fluido para fluir cuando se aplica una fuerza externa. El coeficiente de viscosidad absoluta, o simplemente la viscosidad absoluta de un fluido, es una medida de su resistencia a su deslizamiento o a sufrir deformaciones internas (Crane, 1992).

Para determinar la viscosidad de hidrocarburos es necesario conocer los puntos de ebullición de las fracciones de petróleo; de esta manera lo más conveniente es usar un valor promedio. Para poder obtener ese promedio es necesario tener la curva de destilación (puntos de ebullición en función de porcentajes de volumen). (Maxwell, 1975)

El punto de ebullición promedio no puede calcularse directamente como los otros puntos (molal o peso); a partir de las curvas mostradas en el apéndice F, figura F.1 y F.2 se pueden conocer estos puntos de ebullición promedio y de esa forma a partir de la figura F.3 (apéndice F) se puede obtener la viscosidad.

La figura F.1, fue derivada empíricamente a partir de ensayos de fracciones de crudo y la gráfica F.2 está basada en una destilación al 10% (ASTM).

### **Densidad y Peso Específico**

La densidad de una sustancia es su masa por unidad de volumen. La unidad de densidad en el sistema internacional (SI) es el Kilogramo por Metro Cúbico y se denota por  $\rho$  (Rho).

El peso específico (o densidad relativa), (*g.e*), es una medida relativa de la densidad. Como la presión tiene un efecto insignificante sobre la densidad de los líquidos, la temperatura es la única variable que debe tomarse en cuenta al sentar las bases para el peso

específico. La densidad relativa de un líquido es la relación de su densidad a cierta temperatura, con respecto al agua a una temperatura normalizada. A menudo estas temperaturas son las mismas y se suele utilizar (15,6°C/15,6°C) (Crane, 1992).

$$g.e = \frac{\rho_{fluido(T)}}{\rho_{agua(15^{\circ}C)}} \quad (2.1)$$

Se usa un hidrómetro para medir directamente la densidad relativa de un líquido. Normalmente se usan dos escalas hidrométricas a saber: la escala API que se utiliza para productos de petróleo y la escala Baumé, que se divide en dos tipos: uno para líquidos más densos que el agua y otro para líquidos más ligeros que el agua; las relaciones entre estas escalas hidrométricas y el peso específico son:

Para productos de petróleo:

$$g.e_{(15,6^{\circ}C/15,6^{\circ}C)} = \frac{141,5}{131,5 + \text{gradosAPI}} \quad (2.2)$$

Para líquidos más ligeros que el agua:

$$g.e_{(15,6^{\circ}C/15,6^{\circ}C)} = \frac{140}{130 + \text{gradosBaumé}} \quad (2.3)$$

$$g.e_{(15,6^{\circ}C/15,6^{\circ}C)} = \frac{145}{145 - \text{gradosBaumé}} \quad (2.4)$$

La densidad relativa de los gases se define como la relación entre su peso molecular y el del aire y la del gas, o como la relación entre la constante individual del aire y del gas.

$$g.e_g = \frac{R_{aire}}{R_{gas}} = \frac{M_{gas}}{M_{aire}} \quad (2.5)$$

### **Regímenes de Flujo de Fluido en tuberías: laminar y turbulento.**

Un experimento simple (el que se muestra a continuación), muestra que hay dos tipos diferentes de flujo de fluidos en tuberías. El experimento consiste en inyectar pequeñas

cantidades de fluido coloreado en un líquido que circula por una tubería de cristal y observar el comportamiento de los filamentos coloreados en diferentes zonas, después de los puntos de inyección. Si la descarga o la velocidad media es pequeña, las láminas de fluido coloreado se desplazan en líneas rectas. A medida que el caudal se incrementa, Estas láminas continúan moviéndose en líneas rectas hasta que se alcanza una velocidad en donde las láminas comienzan a ondularse y se rompen en forma brusca y difusa. Esto ocurre en la llamada velocidad crítica. A velocidades mayores que la crítica los filamentos se dispersan de manera indeterminada a través de toda la corriente.

El tipo de flujo que existe a velocidades más bajas que la crítica se conoce como régimen laminar y a veces como régimen viscoso. Este régimen se caracteriza por el deslizamiento de capas cilíndricas concéntricas una sobre otra de manera ordenada. La velocidad del fluido es máxima en el eje de la tubería y disminuye rápidamente hasta anularse en la pared de la tubería.

A velocidades mayores que la crítica, el régimen es turbulento. En el régimen turbulento hay un movimiento irregular e indeterminado de las partículas del fluido en direcciones transversales a la dirección principal del flujo; la distribución de velocidades en el régimen turbulento es más uniforme a través del diámetro de la tubería que en régimen laminar.

#### Velocidad media de flujo

El término de velocidad se refiere a la velocidad media o promedio de cierta sección transversal dada por la ecuación de continuidad para un flujo estacionario e incompresible:

$$V = \frac{Q}{A} \quad (2.6)$$

#### Número de Reynolds

Las investigaciones de Osborne Reynolds han demostrado que el régimen de flujo en tuberías, es decir si es laminar o turbulento, depende del diámetro de la tubería, de la densidad y la viscosidad del fluido y de su velocidad. El valor numérico de una

combinación adimensional de estas cuatro variables, conocido como el número de Reynolds, puede considerarse como la unión de las fuerzas dinámicas de la masa del fluido respecto a los esfuerzos de deformación ocasionados por la viscosidad. El número de Reynolds es: (Crane, 1992)

$$\text{Re} = \frac{\rho V D}{\mu} \quad (2.7)$$

Para estudios técnicos, el régimen de flujo en tuberías circulares se considera como laminar si el número de Reynolds es menor de 2000 y turbulento si es mayor que 4000. Entre estos dos valores está la zona denominada “crítica” donde el régimen de flujo es impredecible, pudiendo ser laminar, turbulento o de transición, dependiendo de muchas condiciones con posibilidad de variación.

**Ecuación General del Teorema de Bernoulli.**

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

$$Z + \frac{P}{\rho g} + \frac{V^2}{2g} = H \quad (2.8)$$

Si las pérdidas por rozamiento se desprecian y no se aporta o se toma ninguna energía del sistema de tuberías (bombas o turbinas), la altura total  $H$  en la ecuación anterior permanecerá constante para cualquier punto del fluido. Sin embargo en la realidad existen pérdidas o incremento de energía que deben incluirse en la ecuación de Bernoulli.

Se debe registrar que la pérdida por rozamiento en la tubería desde el punto uno hasta el punto dos ( $H_f$ ) se expresa como la pérdida de altura en metros de fluido. La ecuación puede escribirse de la siguiente manera:

$$\frac{P_1}{\rho g} + \frac{V_1^2}{2g} + Z_A = \frac{P_2}{\rho g} + \frac{V_2^2}{2g} + Z_2 + Hf \quad (2.9)$$

### Ecuación General de Flujo de Fluidos

El flujo de fluidos en tuberías está siempre acompañado de rozamiento de las partículas del fluido entre sí, y consecuentemente, por la pérdida de energía disponible; en otras palabras tiene que existir una pérdida de presión en el sentido del flujo. La ecuación general de la pérdida de presión, conocida como la fórmula de Darcy y que se expresa en metros de fluido, es:

$$Hf = f_D \times \frac{V^2}{2g} \times \frac{L}{D} \quad (2.10)$$

La ecuación de Darcy es válida tanto para flujo laminar como turbulento de cualquier líquido en una tubería.

Con la ecuación 2.10 se obtiene la pérdida de presión debido al rozamiento y se aplica a tuberías de diámetro constante, a través de una tubería recta, ya sea vertical, horizontal o inclinada.

### Factor de Fricción

La fórmula de Darcy puede deducirse por análisis dimensional con la excepción del factor de fricción ( $f_D$ ), que debe ser determinado experimentalmente. El factor de fricción para flujo laminar es función solo del Número de Reynolds, mientras que para flujo turbulento es también función de la rugosidad relativa de la tubería.

Para Reynolds mayores a 4000 se pueden establecer factores de rozamiento definitivos. Esto es importante porque permite determinar las características de cualquier flujo que fluya por una tubería, suponiendo conocidas la viscosidad y la densidad en las condiciones del flujo.

Para régimen de flujo laminar se usa la siguiente ecuación para el cálculo del factor de fricción de Darcy:

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

Cuando el flujo es turbulento el factor de fricción depende no solo del Número de Reynolds, sino también de la rugosidad relativa de las paredes de la tubería ( $\varepsilon/D$ ), es decir la rugosidad de las paredes de la tubería ( $\varepsilon$ ) comparada con el diámetro de la tubería ( $D$ ). Como el tipo de la superficie interna de la tubería comercial es prácticamente independiente del diámetro, la rugosidad de las paredes tiene mayor efecto en el factor de fricción para diámetros pequeños. En consecuencia las tuberías de pequeños diámetros se acercan a la condición de gran rugosidad y en general tienen mayores factores de fricción que tuberías del mismo material, pero de mayores diámetros.

Para flujo turbulento se usa la siguiente ecuación: (PDVSA, MDP-02-FF-03, 1997)

$$f_D = 4 \times \left[ -3.6 \text{Log} \left( \frac{6,9}{\text{Re}} \right) + \left( \frac{\varepsilon/D}{3,7} \right)^{1,1} \right]^{-2} \quad (2.12)$$

### Pérdida de Presión debido a válvulas y accesorios

Cuando un fluido se desplaza uniformemente por una tubería recta, larga y de diámetro constante, la configuración del flujo indicada por la distribución de la velocidad sobre el diámetro de la tubería adopta una forma característica. Cualquier obstáculo en la tubería cambia la dirección del fluido en forma total o parcial, altera la configuración característica del flujo y ocasiona turbulencia, causando una pérdida de energía mayor de la que normalmente se produce en un flujo por una tubería recta. Ya que las válvulas y accesorios en una línea de tuberías alteran la configuración de flujo, produce una pérdida de presión adicional.

Coeficiente de resistencia K, longitud equivalente L/D y coeficiente de flujo

El cálculo de las caídas de presión por efecto de válvulas y accesorios se realizaron en función de las longitudes equivalentes.

Debido al tiempo y costo de las pruebas de pérdidas de presión para válvulas y accesorios, ha sido necesario proporcionar medios confiables para la extrapolación de la información disponible sobre pruebas para abarcar aquellos elementos que no han sido o no pueden ser probadas con facilidad. Los conceptos que ha menudo se usan para llevar a cabo esto son la longitud equivalente ( $L/D$ ), coeficiente de resistencia ( $K$ ) y coeficiente de flujo ( $C_V$  o  $K_V$ ).

Las pérdidas de presión en un sistema de tuberías se deben a varias características del sistema, que pueden clasificarse como sigue:

1. Rozamiento en las paredes de la tubería, que es función de la rugosidad de la superficie interior de la misma, del diámetro interior de la tubería y de la velocidad, densidad y viscosidad del fluido.
2. Cambios de dirección en el flujo.
3. Obstrucciones en el paso del flujo.
4. Cambios repentinos o graduales en la superficie y contorno del paso del flujo.

La velocidad en una tubería se obtiene mediante la presión o altura estática, y el descenso de la altura estática o pérdida de presión debida a la velocidad,  $H_L$  es que se define como “altura de la velocidad”.

$$H_L = \frac{V^2}{2g} \quad (2.13)$$

El flujo por una válvula o accesorio en una línea de tubería causa también una reducción de la altura estática, que puede expresarse en función de la altura de velocidad:

$$H_L = K \times \frac{V^2}{2g} \quad (2.14)$$

El coeficiente de resistencia K se define como la pérdida de altura de velocidad para una válvula o accesorio. Está siempre asociado con el diámetro al cual se refiere la velocidad.

En la mayor parte de las válvulas y accesorios las pérdidas por fricción (punto 1 de los mencionados), a lo largo de la longitud real del flujo, son mínimas comparadas con las debidas a uno o más de los otros tres puntos mencionados. (Crane, 1992)

Por ello el coeficiente de resistencia  $K$  se considera independiente del factor de fricción y del número de Reynolds, que puede tratarse como constante para cualquier obstáculo dado (sea válvula o accesorio) en un sistema de tuberías bajo cualquier condición de flujo, incluida la de régimen laminar.

La misma pérdida de tubería recta se expresa por la ecuación de Darcy:

$$H_f = f_D \times \frac{V^2}{2g} \times \frac{L}{D} \quad (2.10)$$

De donde resulta:

$$K = \left( f \times \frac{L}{D} \right) \quad (2.15)$$

La relación  $L/D$  es la longitud equivalente en diámetros de tubería recta que causa la misma pérdida de presión que el obstáculo, en las mismas condiciones de flujo. Ya que el coeficiente de resistencia  $K$  es constante para cualquier condición de flujo, el valor de  $L/D$  para cualquier válvula o accesorio, debe variar de modo inverso al cambio del factor de fricción para las condiciones diferentes de flujo.

*En el apéndice H se encuentran los isométricos usados en las evaluaciones hidráulicas realizadas en este trabajo.*

## **BOMBAS**

La mayoría de los procesos en las industrias de procesos químicos incluyen la conducción de líquidos o transferencia de un valor de presión o de energía estática a otro.

La bomba es el medio mecánico para obtener esta conducción o transferencia y por ello es parte esencial de todos los procesos. A su vez, el crecimiento y perfeccionamiento de los procesos están ligados con las mejoras en el equipo de bombeo y con un mejor conocimiento de cómo funcionan las bombas y como se deben aplicar. (McNaughton, 1992)

La acción del bombeo es la adición de energía cinética y potencial a un líquido con el fin de moverlo de un punto a otro. Esta energía hará que el líquido efectúe trabajo, tal como circular por una tubería o subir a una mayor altura.

### **Bombas Centrífugas**

Son aquellas que transforman la energía mecánica de un impulsor rotatorio en la energía cinética y potencial requeridas. Aunque la fuerza centrífuga producida depende tanto de la velocidad en la punta de los álabes o periferia del impulsor y de la densidad del líquido, la cantidad de energía que se aplica por masa de líquido es independiente de la densidad del líquido. Por tanto en una bomba dada que funcione a cierta velocidad y que maneje un volumen definido de líquido, la energía que se transfiere y se aplica al líquido, es la misma para cualquier líquido sin que importe su densidad.

Para el sistema de bombeo en sí se debe recordar que:

1. La carga se puede medir en diversas unidades como pie de líquido, presión en psi, pascal, etc.
2. Las lecturas de presión y de carga pueden ser manométricas o absolutas.
3. Nunca se debe permitir que la presión en cualquier sistema caiga por debajo de la presión de vapor del líquido.

- Carga del Sistema

Para que se produzca la descarga de líquido a partir de la operación de una bomba, es necesario que esta proporcione cierta cantidad de energía, la cual debe estar formada por los siguientes componentes:

1. Carga estática.
2. Diferencia en presiones en las superficies de los líquidos.
3. Carga de fricción.
4. Pérdida en la entrada y la salida.

- Carga Estática

La carga estática significa una diferencia en elevación. Por lo tanto la “carga estática total” de un sistema es la diferencia en elevación entre el nivel del líquido de descarga y la línea de centros de la bomba. Si la carga estática de succión tiene valor negativo porque el nivel del líquido para succión está debajo de la línea de centros de la bomba, se la puede llamar “carga estática de aspiración”. Si el nivel de líquido de succión o de descarga está sometido a una presión que no sea la atmosférica, esta se puede considerar como parte de la carga estática o como una adición por separado de la carga estática.

- Carga de Fricción

La carga de fricción (expresada en altura de líquido que se bombea) es la necesaria para contrarrestar las pérdidas por fricción ocasionadas por el flujo del líquido en la tubería, válvulas, accesorios y otros componentes como pueden ser los intercambiadores de calor. Estas pérdidas varían más o menos proporcionalmente al cuadrado del flujo en el sistema. También varían de acuerdo con el tamaño, tipo y condiciones de las superficies de tubos y accesorios y las características del líquido bombeado.

#### Condiciones de succión

La presión de succión es aquella que tiene el fluido en la brida de succión de la bomba, y la máxima presión de succión es la más alta a la cual la bomba es sometida durante la operación. Este valor se obtiene sumando la presión de ajuste de la válvula de seguridad (si existe alguna) del recipiente desde el cual succiona la bomba, la caída de presión desde la

válvula de seguridad al punto donde se mantiene el nivel del líquido y el máximo cabezal estático en la succión para máxima condición de nivel de líquido. (McNaughton, 1992)

La mayor parte de los problemas con bombas centrífugas ocurren en el lado de la succión. Por ello es indispensable entender la forma de relacionar la capacidad de succión de la bomba con las características de succión del sistema en que funcionará.

Cuando se bombean líquidos nunca se debe permitir que la presión en cualquier punto dentro de la bomba caiga por debajo de la presión de vapor del líquido a la temperatura de bombeo, más adelante se explicará el fenómeno de la cavitación el cual está basado en el principio mencionado anteriormente. Siempre se debe tener suficiente energía disponible en la succión de la bomba para hacer que el líquido llegue al impulsor y contrarreste las pérdidas entre la boquilla de succión y la entrada al impulsor de la bomba. En este lugar los álabes del impulsor aplican más energía al líquido.

- Presión de descarga

La presión de descarga nominal es la presión de descarga de la bomba en el punto de garantía con la capacidad, velocidad, presión de succión y densidad absoluta nominales, y la presión de descarga máxima es la máxima presión de succión posible a ser encontrada, más la presión diferencial máxima que la bomba es capaz de desarrollar cuando se opera a la condición especificada de velocidad, gravedad específica, y temperatura de bombeo con el impulsor suministrado.

- Carga Neta Positiva de Succión Disponible,  $NPSH_D$

Este término se puede aplicar para cualquier tipo de fluido, y debe estar por encima de la presión de vapor del líquido. La  $NPSH_D$  o cantidad de energía disponible en la boquilla de succión es la presión atmosférica menos la suma de la altura de aspiración y la presión de vapor del agua. Para manejar la misma cantidad de otro líquido, se debe tener disponible la misma cantidad de energía en la boquilla de succión. A una temperatura menor que su punto de ebullición, se reduce la carga de succión requerida en razón de la diferencia entre la presión que hay en el líquido y la presión de vapor correspondiente a la temperatura.

Es necesario distinguir entre la carga neta positiva de succión disponible ( $NPSH_D$ ) y la requerida, ( $NPSH_R$ ). La primera que es una característica del sistema en que se emplea la bomba, representa la carga absoluta de succión existente y la presión de vapor a la temperatura prevaleciente. La  $NPSH_R$  que es función del diseño de la bomba, representa el margen mínimo requerido entre la carga de succión y la presión de vapor.

La  $NPSH_D$  se calcula con la siguiente ecuación: (Cameron, 1988)

$$NPSH_D = h_A - h_{pV} \pm Z - H_f \quad (2.16)$$

Los cambios en la Carga Neta Positiva de Succión Disponible ( $NPSH_D$ ) no alteran el rendimiento de la bomba siempre y cuando la  $NPSH_D$  sea mayor que la  $NPSH_R$ . Sin embargo cuando la  $NPSH_D$  cae por debajo del valor de  $NPSH_R$ , la bomba empieza a tener cavitación y pierde eficiencia.

Tanto la  $NPSH_D$  como la  $NPSH_R$  varían según la capacidad. Con una presión estática o diferencial en elevación dadas en el lado de succión de una bomba, la  $NPSH_D$  se reduce cuando hay caudales grandes, debido a las pérdidas por fricción en el tubo de succión. Por otra parte, ya que la  $NPSH_R$  es función de las velocidades en los conductos de succión de la bomba y en la entrada del impulsor, aumenta en razón directa con el cuadrado de su capacidad. (McNaughton, 1992)

Hay muchos factores como el diámetro del ojo, superficie para succión en el impulsor, configuración y número de álabes, superficie entre los álabes, diámetro del eje y del cubo del impulsor, velocidad específica del impulsor y la configuración de los conductos de succión, que intervienen en una u otra forma en la determinación de la  $NPSH_R$ . Por ello, no se recomienda que los usuarios traten de calcular la  $NPSH_R$  con base en el conocimiento de sólo uno de sus factores. Deben basar su selección en los datos suministrados por los fabricantes.

- Cavitación

La cavitación ocurre cuando la presión absoluta dentro de un impulsor cae por debajo de la presión de vapor del líquido y se forman burbujas. Estas se contraen más adelante en los álabes del impulsor cuando llegan a una región de presión más alta. Cuando se manejan hidrocarburos, la  $NPSH_R$  suele ser mucho menor que cuando se maneja agua fría. Incluso cuando se bombea agua, hay pruebas de que la  $NPSH_R$  disminuye cuando se sube la temperatura del agua.

Se ha determinado que la reducción en la  $NPSH_R$  debe ser función de la presión de vapor y de las características del líquido que maneja la bomba.

### **Bombas Reciprocantes**

Una bomba reciprocante es de desplazamiento positivo, es decir recibe un volumen fijo de líquido en condiciones casi de succión, lo comprime a la presión de descarga y lo expulsa por la boquilla de descarga. La operación de estas bombas se logra por el movimiento alternativo de un pistón, émbolo o diafragma.

La bomba reciprocante no es cinética como la centrífuga y no requiere velocidad para producir presión, pues se pueden obtener presiones altas a bajas velocidades. Esta es una de las ventajas de la bomba reciprocante en particular para manejar pastas aguadas abrasivas y líquidos muy viscosos.

En la bomba de potencia se hace alternar el elemento de bombeo con una manivela o un cigüeñal. Esta bomba se mueve con un propulsor con eje rotatorio, como motor eléctrico, de combustión interna o turbina.

## INTERCAMBIADORES DE CALOR

La transferencia de calor puede definirse como la transmisión de energía de una región a otra como resultado de una diferencia de temperaturas entre ellas. Así un aparato cuya finalidad es la transferencia de energía entre dos fluidos, es denominado intercambiador de calor. Estos equipos son especialmente útiles para recuperar el exceso de energía que de otra manera se perdería, reduciendo así los costos totales en combustibles o servicios de una planta de proceso. (PDVSA, MDP-05-E-01, 1997)

Un intercambiador de calor es cualquier equipo en el cual se transfiere calor de un fluido caliente a un fluido más frío, a través de una pared que separa los dos fluidos. El calor fluye como resultado del gradiente de temperatura, es decir no existe fuente de energía térmica en un intercambiador de calor. Por otro lado si los fluidos son inmiscibles, el área física de transferencia de calor puede ser eliminada y la interfase formada entre los fluidos puede servir como área de transferencia de calor. En resumen las funciones típicas de un intercambiador de calor en los procesos industriales son las siguientes:

1. Recuperación de calor: la corriente fría recupera parte del calor contenido en la corriente caliente. Es decir el calentamiento y enfriamiento de las corrientes involucradas, las cuales fluyen simultáneamente a ambos lados del área de transferencia de calor.
2. Evaporación: una de las corrientes involucradas en el intercambio de calor cambia de fase líquida a vapor.
3. Condensación: una de las corrientes involucradas en el intercambio de calor cambia de fase de vapor a fase líquida.

Los intercambiadores son diseñados para satisfacer requerimientos específicos, existiendo en el mercado una gran diversidad de tipos que difieren de tamaño y forma. Estos tipos son clasificados de acuerdo a diferentes criterios, tales como procesos y mecanismos de transferencia de calor, patrón de flujos, número de fluidos, geometría y tipo de construcción. (Gómez, 2001)

### **Intercambiadores de Doble Tubo.**

Los intercambiadores de doble tubo consisten de uno o más tubos, encerrados dentro de otro tubo en forma de “U” u “horquilla” que hace el papel de carcaza. A este montaje se le llama sección de doble tubo. Muchas secciones de doble tubo tienen tubos sencillos, pero la mayoría tienen aletas longitudinales en el exterior del tubo interior. (PDVSA, MDP-05-E-04, 1997)

Las secciones de doble tubo pueden ser combinadas en una variedad de arreglos en serie y/o paralelo para proveer el área superficial requerida y mantenerse dentro de las limitaciones de caída de presión. Las secciones instaladas en serie están normalmente una sobre las otras. Las conectadas en paralelo están una al lado de la otra.

Las secciones de doble tubo permiten un flujo en contracorriente y cocorriente, lo cual puede ser particularmente ventajoso cuando se requieren temperaturas de aproximación pequeñas o rangos de temperaturas grandes. Estas unidades pueden ser diseñadas para operar a altas temperaturas y presiones y son fabricadas como módulos estándares, resultando así relativamente económicos. (Kern, 1978)

La principal desventaja en el uso de los intercambiadores doble tubo es la pequeña superficie de transferencia de calor contenida en una horquilla simple. Cuando se usa con equipo de destilación en un proceso industrial, se requiere gran número de ellos. Esto requiere considerable espacio, y cada intercambiador de doble tubo introduce no menos de catorce puntos donde pueden ocurrir fugas. El tiempo y gastos incurridos para desmantelarlos y hacerles limpieza periódica son prohibitivos comparados con otros tipo de equipos. (PDVSA, MDP-05-E-01, 1997)

### **Intercambiadores Tubo y Carcaza.**

Este es el tipo de intercambiador que se usa comúnmente en las refinerías o plantas de proceso. Es fácil de limpiar y relativamente sencillo de construir en diferentes tamaños y puede ser diseñados para presiones desde moderadas a altas, sin que varíe sustancialmente el costo. Es mecánicamente resistente para soportar las tensiones a la cual es sometido

durante la etapa de fabricación, el envío, montaje e instalación en sitio y a los esfuerzos internos en las condiciones normales de operación, debido a los cambios de temperatura y presión. Resultan fáciles de mantener y reparar (aquellas parte sujetas a fallas frecuentes, tubos y empacaduras, son fáciles de reemplazar).

Adicionalmente la disponibilidad de buenos procedimientos de diseño, de experticia y de facilidades de fabricación, aseguran el diseño y construcción exitoso de este tipo de intercambiadores, convirtiéndolos en la primera opción a seleccionarse para un proceso de transferencia de calor. (Kern, 1978)

El intercambiador de tubo y carcaza consiste de un haz de tubos paralelos encerrados en un estuche cilíndrico denominado carcaza. Estos aparatos se diseñan, fabrican y clasifican de acuerdo a los estándares de la Asociación de Fabricantes de Intercambiadores Tubulares (*Tubular Exchangers Manufactures Association "TEMA"*).

La mayoría de los intercambiadores tubo y carcaza usualmente se montan en posición horizontal. Si cualquiera de los fluidos es un líquido, generalmente entra en la parte inferior del intercambiador ya sea del lado carcaza o del lado tubo, y sale por la parte superior. Con este patrón de flujo el intercambiador permanecerá lleno de líquido y se utilizará toda el área de los tubos. Si el líquido fluye entrando por el tope y saliendo por el fondo se pueden formar bolsones de vapor y no se producirá transferencia de calor en los tubos que están dentro de ese bolsón de vapor.

Si ambos fluidos tienen propiedades similares en cuanto a la corrosión, el fluido de mayor presión usualmente fluye a través del lado de los tubos. Esto es debido a que un tubo colapsará por motivo de una presión externa que sea de alrededor de la mitad de la presión que se requiera para reventar el tubo. Por ejemplo un tubo de acero se reventará cuando su presión interna llegue a 18600 Kpa (2700 Psig), se colapsará cuando la presión fuera del tubo llegue a 8300 Kpa (1200 Psig). Es menos costoso hacer un intercambiador con la mayor presión del lado del tubo que hacerlo con la mayor presión del lado de la carcaza, siempre que no se requieran metales especiales.

La ecuación básica de diseño de transferencia de calor es la ecuación de Fourier:

$$q = U \times A \times DMT \quad (2.17)$$

### Caída de Presión en intercambiadores de Tubo y Carcaza.

La caída de presión permitida en un intercambiador es la presión estática del fluido que debe disiparse para mover el fluido a través del intercambiador. La bomba seleccionada para la circulación del fluido en el proceso debe desarrollar suficiente carga a la capacidad deseada para vencer las pérdidas por fricción causadas por la tubería de conexión, conexiones, reguladores de control, y la caída de presión en el intercambiador mismo. Esta carga debe añadirse a la presión estática del final de la línea, tal como la elevación o presión del recipiente final que recibe.

- Caída de presión en los tubos

La caída de presión del lado de los tubos se determina por medio de la ecuación de Fanning (Kern, 1978):

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times N}{5.22 \times 10^{10} \times D_t \times g.e} \quad (2.18)$$

Sieder y Tate (Kern, 1978), han correlacionado los factores de fricción para fluidos que se calientan o enfrían en tubos en función del número de Reynolds. Esas correlaciones graficadas en forma dimensional aparecen en el apéndice F, figura F.4. No se tienen las desviaciones, pero esta es una curva que ha sido aprobada por la TEMA. Al fluir de un paso al otro, el fluido cambia de dirección bruscamente, este cambio de dirección introduce una caída de presión adicional  $\Delta P_r$ , llamada pérdida de regreso y se consideran cuatro cabezas de velocidad por paso como pérdida. La curva de la pérdida de velocidad ( $V^2/2g$ ) se encuentra graficada contra la velocidad másica para un líquido con gravedad específica de 1, esta curva se encuentra en el apéndice F, figura F.5.

La pérdida de regreso para cualquier fluido será:

$$\Delta P_r = \frac{4 \times N \times V^2}{2 \times g \times g.e} \quad (2.19)$$

La caída de presión total en los tubos ( $\Delta P_T$ ) será:

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r \quad (2.20)$$

- Caída de presión del lado de la carcaza

La caída de presión a través de la carcaza de un intercambiador es proporcional al número de veces que el fluido cruza el haz entre los deflectores. También es proporcional a la distancia a través del haz, cada vez que lo cruza. Usando una modificación en la ecuación de Fanning se ha obtenido una ecuación para la caída de presión para fluidos que se calientan o enfrían y que incluye las pérdidas de entrada y salida:

$$\Delta P_c = \frac{f \times G_c^2 \times D_c \times (N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times g.e} \quad (2.21)$$

siendo:

$$(N+1) = \frac{L}{B} \quad (2.22)$$

En el apéndice F, figura F.6 se encuentran las gráficas de factores de fricción dimensionales para el lado de la carcaza dependiendo del tipo de flujo (PDVSA, MDP-05-F-01, 1997).

### Caída de Presión en Intercambiadores Doble Tubo

- Caída de Presión del lado del tubo

La caída de presión del lado del tubo se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$\Delta F_T = \frac{4 \times f \times G_T^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D} \quad (2.23)$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{\left(\frac{DG}{\mu}\right)^{0,42}} \quad (2.24)$$

▪ Caída de Presión del lado de la Carcaza

La caída de presión del lado de la carcaza se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$\Delta P_C = (\Delta F_C + \Delta F_L) \times \rho \quad (2.25)$$

$$\Delta F_C = \frac{4 \times f \times G_C^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times D_e'} \quad (2.26)$$

$$G_C = \frac{W}{A_C} \quad (2.27)$$

$$A_C = \frac{\pi}{4} \times (D_C^2 - D_T^2) \quad (2.28)$$

$$D_e' = D_C - D_T \quad (2.29)$$

$\Delta F_L$  se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$\Delta F_L = N \times \left( \frac{V^2}{2 \times g'} \right) \quad (2.30)$$

**Enfriadores de Aire**

Los enfriadores de aire consisten de uno o mas ventiladores de flujo axial, velocidades relativamente bajas y diámetros grandes, que forzan o inducen al aire a fluir a través de un banco de tubos, generalmente con aletas. La configuración básica de una unidad es un banco de tubos aleteados montados sobre una estructura de acero con una cámara de pleno y un anillo venturi, un motor y otros accesorios como persianas, guardaventilador, alambrado e interruptores de vibración.

La selección entre enfriadores de aire o intercambiadores convencionales de tubo y carcaza, depende del balance económico, el cual debe considerar en la inversión inicial, los costos de las facilidades requeridas dentro y fuera del área, para la instalación de los equipos y los costos de operación de los mismos.

En general, los enfriadores de aire resultan especialmente atractivos en aquellas localidades donde el agua escasea o requieren un tratamiento costoso como una torre de enfriamiento, donde las leyes de contaminación ambiental establezcan requisitos estrictos para los efluentes de agua, donde la expansión de los sistemas de agua de enfriamiento sean necesarios, o donde la naturaleza del medio enfriante cause taponamientos frecuentes o problemas de corrosión. En resumen, estas unidades requieren una inversión inicial más alta que los enfriadores de agua pero los costos de operación y mantenimiento son menores. Estos equipos se utilizan con frecuencia en combinación con enfriadores de agua, cuando se requiere remover una gran cantidad de calor. En este caso los enfriadores de aire remueven primero la mayor parte del calor y el enfriamiento final se consigue con los de agua. También pueden utilizarse como enfriadores de emergencia en caso de requerirse un bombeo rápido de una corriente de proceso.

Estas unidades aun con el ventilador apagado, son capaces de remover por convección natural entre 15 y 35% del calor de diseño, dependiendo del rango de temperatura de la corriente de proceso entrando al enfriador.

Los enfriadores de aire ocupan un área relativamente grande. Por lo tanto estas unidades se instalan normalmente encima de los tendidos de líneas y de los equipos de proceso, tales como tambores e intercambiadores. Cuando se considere la instalación de enfriadores de aire, se debería tomar en cuenta el efecto que puedan tener las pérdidas de calor de los equipos circundantes, en la temperatura de entrada del aire.

### **Intercambiadores de Calor en las Plantas de Crudo y Vacío.**

En las Plantas de Crudo y Vacío de la Refinería San Roque hay tres tipos de intercambiadores de calor: doble tubo, tubo y carcasa, y enfriadores por aire. La mayoría de éstos intercambiadores se encuentran en la Planta de Crudo, específicamente en el tren de precalentamiento, como su nombre lo indica la finalidad de ellos es aumentar la temperatura del crudo proveniente de los tanques de almacenamiento, los cuales al comenzar el bombeo desde ellos parte a una temperatura de 110°F y luego de pasar por cada uno de los intercambiadores de este tren debería aumentar hasta 360°F. La transferencia de calor en este caso se realiza aprovechando la carga calórica que trae cada

uno de los productos obtenidos en las torres de destilación atmosférica (TA-1) y al vacío (TV-1), con la finalidad de aumentar la temperatura del crudo y disminuir la de los cortes con la finalidad de que éstos puedan ser almacenados a una temperatura conveniente.

Entre los intercambiadores que se encuentran en el tren de precalentamiento se tienen doble tubo y tubo-carcaza.

Además de los intercambiadores dispuestos en el tren de precalentamiento también hay enfriadores, cuya finalidad como lo dice su nombre es enfriar los productos obtenidos en las torres fraccionadoras.

Otra modalidad son los enfriadores por aire, en este caso en particular la finalidad de ellos es enfriar los vapores de tope tanto de la TA-1 como de la TV-1.

A continuación se presenta una tabla donde se clasifican cada uno de los intercambiadores que hay en las Plantas en observación.

**Tabla 2.1. Clasificación de intercambiadores de calor en las Plantas de Crudo y Vacío de la Refinería San Roque.**

<b>Intercambiador</b>	<b>Tipo</b>	<b>Servicio</b>
IC-1A/B/C	Enfriadores por aire	Enfriar vapores de tope de la TA-1
IC-1-01	Tubo - Carcaza	Crudo / Diesel Liviano
IC-1-02 A/B/C	Tubo - Carcaza	Crudo / Destilado Pesado
IC-2A/B	Tubo - Carcaza	Condensadores de Gasolina
IC-3/4	Doble Tubo	Enfriador de Nafta
IC-5/6	Doble Tubo	Enfriador de Diesel Liviano
IC-7	Doble Tubo	Crudo / Diesel Medio
IC-8	Tubo - Carcaza	Crudo / Gasoil
IC-9/A	Tubo - Carcaza	Crudo / Destilado Liviano
IC-10/A	Tubo - Carcaza	Enfriador de Destilado Liviano
IC-11/12	Tubo - Carcaza	Condensadores de tope de la TV-1
IC-13/A	Tubo - Carcaza	Crudo / Residuo Vacío- Gasoil
IC-14	Enfriadores por aire	Enfriador de Destilado Pesado.

## HORNOS DE PROCESO

La palabra horno se deriva del latín “*fornax*” que significa estructura cerrada en la cual se quema combustible para producir calor. Un horno es el mayor componente del equipo requerido en muchas unidades de proceso químico y de petróleo, en el cual se libera y transfiere calor directamente al material del proceso. En estos equipos las llamas son la fuente del calor que se transmite hacia los tubos (PDVSA, MDP-05-F-02, 1997).

Existe gran variedad de arreglos o tipos de hornos, los cuales básicamente constan de tres componentes:

- Quemadores: dispositivo para mezclar el combustible y el aire para generar la combustión.
- Tubos: donde el calor es absorbido por el fluido que pasa a través de ellos. Series de tuberías rectas de longitud corta que se unen mediante codos de retorno de 180° para formar serpentines continuos.
- Caja de Fuego: donde se mantienen en su posición los quemadores y los tubos. Consta de una estructura, un recubrimiento de aislante refractario, soporte para los tubos y una chimenea para proveer el tiro y la medida del gas de combustión.

El calentamiento del fluido se logra por una combinación de transferencia de calor por radiación y por convección.

En forma general, los hornos son divididos en dos categorías principales:

- Hornos de pirólisis: los cuales proveen calor para que una reacción química se lleve a cabo dentro de los tubos del horno. Estos hornos operan normalmente a altas temperaturas.
- Hornos de proceso o convencionales: el calor que proveen estas unidades es usado en los equipos aguas abajo del horno; ejemplos típicos son hornos de columnas de destilación, precalentadores de reactores (hidrotratamiento y termoreactores) y rehervidores.

### Seguimiento de un horno

La operación de un horno debe seguirse y controlarse como es requerido para prevenir o minimizar paradas inesperadas y no deseadas. La intensidad del seguimiento depende del tipo de horno, cuan bien fue diseñado y construido, de la severidad de la operación y de lo crítico del horno para la planta.

Generalmente los hornos pueden ser limitados por uno o más de los parámetros operacionales siguientes:

- Velocidad másica de alimentación baja

Los hornos deben ser diseñados para minimizar la formación de coque. A temperaturas de película por encima de los 660°F aproximadamente se da origen al cráqueo 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.

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 mediante 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. (Gómez, 2001)

La velocidad másica se calcula según la siguiente ecuación:

$$G = \frac{\dot{m}}{p \times A} \quad (2.31)$$

En el apéndice F, tabla F.1, se encuentran reportados los flujos másicos de diseño característicos para hornos de proceso.

- Densidad de calor radiante

Es la cantidad de calor transferido a un tubo por unidad de área y se basa en el área externa total. Es función de varios factores que incluyen la geometría del horno, la alimentación, el servicio, el tipo de quemadores, etc; se calcula de la siguiente manera:

$$q_a = \frac{Q_A}{A_T} \quad (2.32)$$

En el apéndice F, tabla F.1, se presentan varias densidades de calor promedio recomendadas para ciertos servicios específicos. Debe señalarse que el choque de la llama o la combustión desbalanceada pueden dar como resultado el sobrecalentamiento localizado y/o fundición de algún tubo.

- Tiro insuficiente

Uno de los requerimientos principales para la operación eficiente de un horno, es poner en contacto el aire con el combustible y remover los productos de la combustión cuando se han formado. Esto puede realizarse de varias formas:

- a) El aire puede ser succionado por el tiro natural de una chimenea.
- b) El aire puede ser forzado a entrar bajo presión a los quemadores por el uso de un ventilador de tiro forzado. Esta presión sirve para impulsar los gases a través del horno, utilizando la chimenea para sacarlos.
- c) El aire puede ser succionado por un ventilador de tiro inducido en la base de la chimenea del horno para proveer el tiro adicional requerido, mayor que el suplido por la chimenea, para sacar el gas de escape a través de la sección de convección.

La mayoría de los hornos en una instalación donde solo se quema gas, operan por el tiro natural creado por sus chimeneas, cuya función secundaria es descargar el gas de combustión a la altura suficiente para evitar que sea un perjuicio. Un tiro insuficiente da como resultado la presurización del horno y con ello un patrón de llama muy pobre, choque de la llama, sobrecalentamiento de las dos primeras filas de tubos en la cámara de convección, quemado de los tubos y de los soportes refractario, corrosión de la carcasa y de la estructura.

▪ Temperatura en el altar

Generalmente utilizando densidades de calor radiante promedios dictadas por la condiciones de proceso se obtendrán temperaturas del gas de combustión saliendo de la sección radiante (temperatura del altar) en el orden de 1600 a 1800°F. A este nivel de temperatura puede esperarse un buen servicio mecánico de los materiales refractarios y de soporte de los tubos. Si la temperatura del altar es mayor que 1800°F debe utilizarse una densidad de calor menor.

▪ Distribución de flujo de alimentación

Los múltiples se utilizan para distribuir y recolectar el fluido de los pases del horno. Se diseñan para lograr una distribución uniforme de flujo en todos los pases. Un desbalance del flujo a través de los pases conduce a la formación de coque en los pases con flujo bajo lo que puede causar sobrecalentamiento y ruptura de algunos tubos. Los desbalances pueden ser detectados por:

- a) Lecturas diferentes en los medidores de flujo.
- b) Variación en las temperaturas de salida.
- c) Caídas de presión diferentes y posible aparición de puntos calientes en los tubos coquificados.

Sin embargo la capacidad de un horno, usualmente, no se limita por una característica precisa de diseño o condición de operación, sino por un conjunto de restricciones mecánicas las cuales varían en grado de importancia. A menudo comparando las condiciones de operación actuales o programadas del horno con aquellas características

**Hornos que se encuentran en las Plantas de Crudo y Vacío.**

La finalidad de los hornos que se encuentran dentro de las plantas en estudio es la de aumentar la temperatura de las corrientes de alimentación tanto para la torre de destilación atmosférica como para la torre de destilación al vacío; en total en esta planta hay cuatro hornos: HC-1A, HC-1B, HC-2 y HC-3.

### *Hornos HC-1A/B*

Los hornos HC-1A y HC-1B, son hornos que trabajan en paralelo, en donde por uno se procesa el 40% del crudo proveniente del tren de precalentamiento y por el otro se procesa el crudo restante, la finalidad de estos hornos es aumentar la temperatura del crudo hasta 420°F.

Estos hornos son de tiro natural y tipo caja con una zona radiante compuesta por 20 tubos y un área convectiva de 28 tubos, son fabricados por Born “Upflo” Engineering Co; tienen cuatro quemadores en línea tipo premezcla VBM-12, diseñados por la empresa John Zink.

### *Horno HC-2*

El horno HC-2 es el que permite aumentar la temperatura de la corriente proveniente del fondo del tambor Preflash PF-1 hasta una temperatura aproximada de 710-725 °F, la cual es la condición térmica a la que debe ingresar la corriente de alimentación a la torre de destilación atmosférica TA-1.

El horno HC-2 de la Refinería San Roque corresponde a la categoría de los hornos de procesos del tipo cabina con tubos horizontales. Este es un horno de tiro natural, fabricado por Alcorn Combustion; posee un total de 44 tubos dispuestos en forma horizontal, tiene cuatro quemadores John Zink VBM-14 de tipo premezcla.

En este tipo de hornos, los serpentines de tubo de la sección radiante de estos calentadores se disponen horizontalmente en las paredes laterales de la cámara de combustión y cubierta inclinada. El serpentín de la sección de convección se coloca de forma horizontal, como un banco de tubos sobre la cámara de combustión. Por lo general estos tubos se calientan en forma vertical desde el piso, pero también pueden ser calentados horizontalmente por quemadores montados en las paredes laterales, debajo del serpentín. Este diseño económico y de alta eficiencia representa en la actualidad la mayor parte de las nuevas instalaciones de calentadores por combustión de tubos horizontales. (Gómez, 2001)

### *Horno HC-3*

El horno HC-3 es un horno que se encarga de precalentar el residuo atmosférico proveniente de la TA-1 hasta una temperatura aproximada de 725 °F.

Es un horno fabricado por Black Sivalls and Bryson Inc, el cual consta de dos serpentines; por el serpentín número 1 fluye la corriente de residuo atmosférico que alimenta la TV-1, y por el serpentín número 2 se genera vapor sobrecalentado que es usado como fuente de despojamiento en las torres despojadoras TD-1, TD-2 y TD-3. Posee un quemador tipo Uniflux Fuel Reactor BS.

### **Estrategias de control usadas en los hornos de las Plantas de Crudo y Vacío.**

#### *Hornos HC-1A/B.*

En la sección de los hornos de crudo se encuentran implementadas una serie de estrategias de control que permiten mantener la temperatura del crudo a la salida de éstos, a continuación se explican:

1. Primero que todo la cantidad de crudo que se alimenta a los hornos se establece a partir del control de nivel (LIC-63080) del tambor Pre-Flash, de acuerdo a cuan bajo o alto se encuentre el nivel de este recipiente la apertura de las válvulas de control FCV-63049 y FCV-63058 (HC-1A y HC-1B, respectivamente) será mayor o menor, además hay que destacar que hay un control de relación, el cual se encarga de dividir la corriente proveniente de los intercambiadores IC-9/A e IC-13/A para que exista una relación entre las dos corrientes de alimentación a cada uno de los hornos, y así poder mantener la relación del 40% para el HC-1A y 60% para el HC-1B; el control de nivel en el tambor Pre-Flash (LIC-63080) se encuentra en cascada con el controlador de flujo FIC-63005 teniendo como variable principal el nivel y como variable secundaria el flujo de entrada antes de la bifurcación de los hornos, garantizando que en el proceso aguas abajo (horno HC-2 y torre TA-1) la cantidad de crudo sea constante. Las válvulas de control que regulan el flujo de crudo a los hornos fallan abiertas de manera de asegurar que en caso de alguna falla en el suministro de aire, se permita el paso de crudo a los hornos.

2. Una de las variables más importantes a controlar en los hornos es la temperatura; la estrategia de control para mantener la temperatura deseada es un control en cascada, donde la variable principal a controlar es la temperatura y la variable secundaria es el flujo de combustible; esta estrategia es idéntica para los dos hornos. La temperatura se mide justo a la salida de éstos a través de los instrumentos TIC-63053 y TIC-63061 para el HC-1A y HC-1B, la señal va a un controlador de flujo que varía el punto de ajuste del flujo de combustible por medio de la válvula de control FCV-63053 y FCV-63061. Este lazo de control también tiene un selector switch en donde de acuerdo a la situación, al activar la alarma de bajo flujo de crudo o de alta presión de combustible se corta el funcionamiento del horno con la válvula de control PV-63054 y PV-63072, para el HC-1A y el HC-1B, respectivamente. Para ambos casos las válvulas de control fallan cerradas de manera que si existiera algún inconveniente se corte el flujo de combustible al horno y de esa manera evitar un daño.
3. Adicionalmente hay indicadores y transmisores de presión en la entrada de cada horno PI/PIT-63300 y PI/PIT-63301, para el HC-1A Y HC-1B, respectivamente.
4. Los vapores que salen por el tope del Pre-Flash son controlados por medio del controlador de presión PIC-63066, para ser alimentados a la bandeja número 20 de la torre de destilación atmosférica TA-1.

#### *Horno de crudo (HC-2).*

El flujo a la entrada de este horno se controla por medio de la válvula de control FIC-63087 la cual se encuentra a la salida de la bomba B-1-01; adicionalmente si entra en funcionamiento la bomba B-1-01A (auxiliar) se controla su presión de descarga manipulando el flujo de vapor a la turbina.

Al igual que para los hornos HC-1A/B, se tiene un control en cascada para mantener la temperatura de salida del horno (TIC-63073) manipulando la presión del combustible (PIC-63073); también hay un selector que de acuerdo a la situación (alta presión en la línea de

combustible o bajo flujo en la descarga de la B-1-01) corte el flujo de combustible al horno. La válvula de control que regula el combustible al horno HC-2 (PCV-63073) falla cerrada de manera de evitar el paso de exceso de combustible en caso de alguna falla.

Las dos válvulas de control PV-63072 y FCV-63073 fallan cerradas de manera de evitar el paso de exceso de combustible en caso de alguna falla.

#### *Horno de Vacío (HC-3).*

Este horno tiene un control “*override*”, que permite sobreponer una acción en el momento que haya alguna señal de emergencia. Las señales de emergencia que se pueden presentar son: bajo o alto flujo de residuo atmosférico en la entrada del horno y señal de alta o baja presión de combustible, cuando alguna de las dos variables se desvíen del punto de ajuste se activa el lazo de control que corresponda al caso. Las identificaciones para los instrumentos en cada caso son: para el flujo FSSL-63160 y para la presión el PSL-63160; la señal de emergencia para el flujo se activaría por bajo nivel de flujo.

Adicionalmente se tiene un controlador “*feedback*” de temperatura (TIC-63163), es decir que simplemente mide la temperatura en la salida y manipula la cantidad de gas combustible. También se tiene un controlador de flujo (FIC-63167) del vapor que se produce en el otro serpentín del horno HC-3; este controlador permite mantener la inyección de vapor al residuo atmosférico antes de alimentarlo al horno, esto es posible por medio de la válvula de control FCV-63167, la cual falla cerrada.

## **DESTILACIÓN**

La destilación es un proceso por medio del cual se separan los componentes de una mezcla debido a sus diferentes puntos de ebullición. Se basa en el hecho de que cuando se vaporiza parte de una mezcla líquida, el vapor formado es más rico en los componentes más volátiles que el líquido original y el remanente. Si este vapor se separa o se condensa, se habrá obtenido una separación más o menos efectiva de los componentes de la mezcla. La destilación es la primera operación por la cual pasa el crudo en una refinería. (Fleur, 2001)

### **Destilación continua**

La destilación flash o en una etapa se utiliza esencialmente para la separación de componentes que tienen temperaturas de ebullición muy diferentes; no es eficaz en la separación de componentes de volatilidad comparable, puesto que el vapor condensado como el líquido residual distan mucho de ser componentes puros. Utilizando muchas destilaciones sucesivas se pueden obtener pequeñas cantidades de componentes prácticamente puros, pero este método es muy poco eficaz para las destilaciones industriales cuando se desean separaciones en componentes casi puros. Los métodos modernos, tanto en el laboratorio como en la industria, utilizan el fundamento de múltiples etapas. (Treybal, 1988)

La alimentación se introduce de modo más o menos centrado; el vapor que se eleva en la sección de arriba del alimentador (llamada sección rectificadora o enriquecedora) se lava con el líquido para eliminar el componente menos volátil; el líquido de lavado se obtiene condensando el vapor que sale por la parte superior, enriquecido con el componente más volátil. El líquido devuelto a la parte superior de la torre se llama reflujo y el material que se elimina permanentemente es el destilado, que puede ser un vapor o un líquido, enriquecido con el componente más volátil.

En la sección debajo del alimentador (sección de agotamiento), el líquido se desorbe del componente volátil mediante vapor que se produce en el fondo por evaporación parcial del líquido en el fondo. El líquido eliminado, enriquecido con el componente menos volátil, es el residuo o fondo. Dentro de la torre, los líquidos y los vapores siempre están en sus

puntos de burbuja y de rocío, respectivamente, de manera que las temperaturas más elevadas se encuentran en el fondo y las menores en el tope. Todo el arreglo se conoce como fraccionador. (Da Camara, 2001)

### **Torres de platos**

Las torres de plato son cilindros en que el líquido y el gas se ponen en contacto en forma de pasos sobre platos. El líquido entra en la parte superior y fluye en forma descendente por gravedad. En el camino fluye en el plato a través de un conducto, al plato inferior. El gas pasa hacia arriba, a través de orificios que pueden ser de distintos tipos; entonces burbujea en el nivel de líquido retenido sobre el plato para formar una espuma, se separa de la espuma y pasa al plato superior. El efecto global es contacto múltiple a contracorriente entre el gas y el líquido, aunque cada plato se caracteriza por el flujo transversal de los dos. Cada plato en la torre es una etapa, puesto que sobre el plato se ponen en contacto los fluidos en contacto íntimo, ocurre la difusión interfacial y los fluidos se separan. (Treybal, 1988)

El número de platos teóricos o etapas en el equilibrio de una columna o torre solo depende de lo complicado de la separación que se vaya a llevar a cabo y solo está determinado por el balance de materia y las consideraciones acerca del equilibrio. La eficiencia del plato, y por lo tanto el número de platos reales se determina por el diseño mecánico utilizado y las condiciones de operación. El diámetro de la torre depende de las cantidades de líquido y gas que fluyen a través de la torre por unidad de tiempo. Una vez que se ha determinado el número de etapas en equilibrio o platos teóricos requeridos, el problema principal en el diseño de las torres es escoger las dimensiones y arreglos que representarán la mejor combinación de varias tendencias opuestas; en efecto, por lo general las condiciones que llevan a elevadas eficiencias de platos conducen a dificultades en la operación.

Para que la eficiencia en los platos sea elevada, el tiempo de contacto debe ser largo, de manera tal que se lleve a cabo la difusión, y la superficie interfacial entre las fases debe ser grande; adicionalmente se requiere que la turbulencia sea de intensidad relativamente alta para obtener elevados coeficientes de transferencia de masa. Para que el tiempo de contacto

sea prolongado, la laguna líquida sobre cada plato debe ser profunda, de manera que las burbujas de gas tarden un tiempo relativamente largo en ascender a través del líquido. Cuando el gas se burbujea lentamente a través de los orificios en el plato, las burbujas son grandes, la superficie interfacial por unidad de volumen de gas es pequeña, el líquido relativamente tranquilo y gran parte del mismo puede pasar sobre el plato sin siquiera haberse puesto en contacto. Por el contrario, cuando la velocidad del gas es relativamente alta, se dispersa totalmente en el líquido, el cual es agitado hasta formar una espuma; esto proporciona áreas interfaciales grandes; luego para que los platos sean de eficiencia elevada, se requieren lagunas profundas del líquido y velocidades relativas elevadas del gas.

Mantener estas condiciones provoca dificultades; una de ellas es la entrada mecánica del líquido en la corriente ascendente del gas. A velocidades elevadas del gas, cuando el gas se desprende de la espuma, pequeñas gotas del líquido son acarreadas por el gas al plato superior; el líquido acarreado de esta forma hacia la parte superior de la torre, reduce el cambio de concentración que se realiza mediante la transferencia de masa, y en consecuencia afecta la eficiencia del plato. De esta forma, la velocidad del gas puede limitarse por la reducción de la eficiencia del plato debida al arrastre del líquido en forma de gotas.

Adicionalmente, tanto las profundidades elevadas del líquido, como las velocidades elevadas del gas producen una alta caída de presión del gas cuando este fluye a través del plato, y en consecuencia se obtienen varias dificultades; para el caso de la destilación, las altas presiones en el fondo de la torre crearía altas temperaturas de ebullición, lo que a su vez ocasiona dificultades en el calentamiento, y posiblemente daños a compuestos sensibles al calor.

Finalmente aparecen las dificultades únicamente mecánicas; se puede provocar inundación debido a las altas caídas de presión; si existe una alta caída de presión en el espacio entre los platos, el nivel de un líquido que abandona un plato a presión relativamente baja y entra a otro plato con presión alta, necesariamente debe ocupar una posición elevada en las

tuberías en descenso. Al aumentar la diferencia de presión debido al aumento de rapidez de flujo del gas o del líquido agrava rápidamente la condición, y el líquido puede llenar todo el espacio entre los platos; entonces la torre queda inundada, la eficiencia de los platos disminuye a un valor muy bajo, el flujo del gas es errático y el líquido puede forzarse hacia la tubería de salida en la parte superior de la torre.

### **Torre de destilación atmosférica TA-1 y torres despojadoras TD-1, TD-2 y TD-3.**

- Torre de destilación atmosférica

La TA-1 consta de 46 platos o bandejas enumeradas en orden ascendente. Las primeras cuatro tienen orificios perforados y el resto (42) son bandejas con casquetes de burbujeo fijados sobre chimeneas, por las cuales pasan los vapores que ascienden de una a otra bandeja; como cualquier otra torre de fraccionamiento, la temperatura de tope (230°F) es menor que la del fondo (650°F), esto se logra mediante los reflujos superiores e intermedios.

La composición de los vapores que ascienden en la torre es una mezcla de diversos hidrocarburos, los cuales condensan a diferentes temperaturas. El diseño de las bandejas de burbujeo de esta torre es de tal forma que se mantiene un nivel constante de líquido en cada una de ellas. De esta manera se logra un mejor contacto entre los vapores que ascienden y el líquido que baja; en caso de que el líquido condensado en una bandeja no sea retirado de la torre, la bandeja rebosa y el líquido cae al plato inferior.

En la figura 2.1 se muestra un diagrama representativo de la TA-1 y en la figura 2.2 se encuentran representados los porcentajes de recuperación de la TA-1 y de la TV-1.

Figura 2.1. Diagrama de la TA-1.

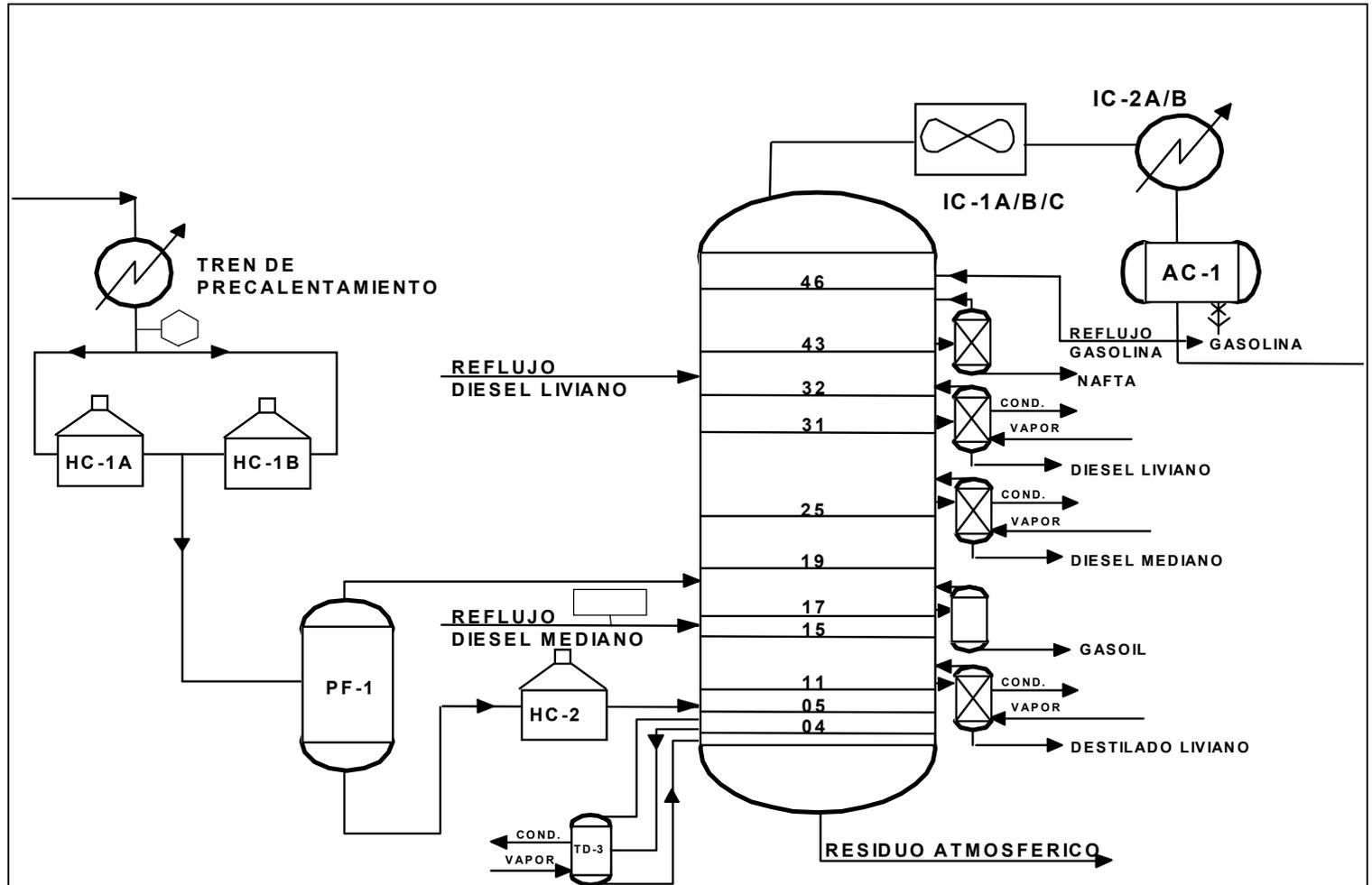
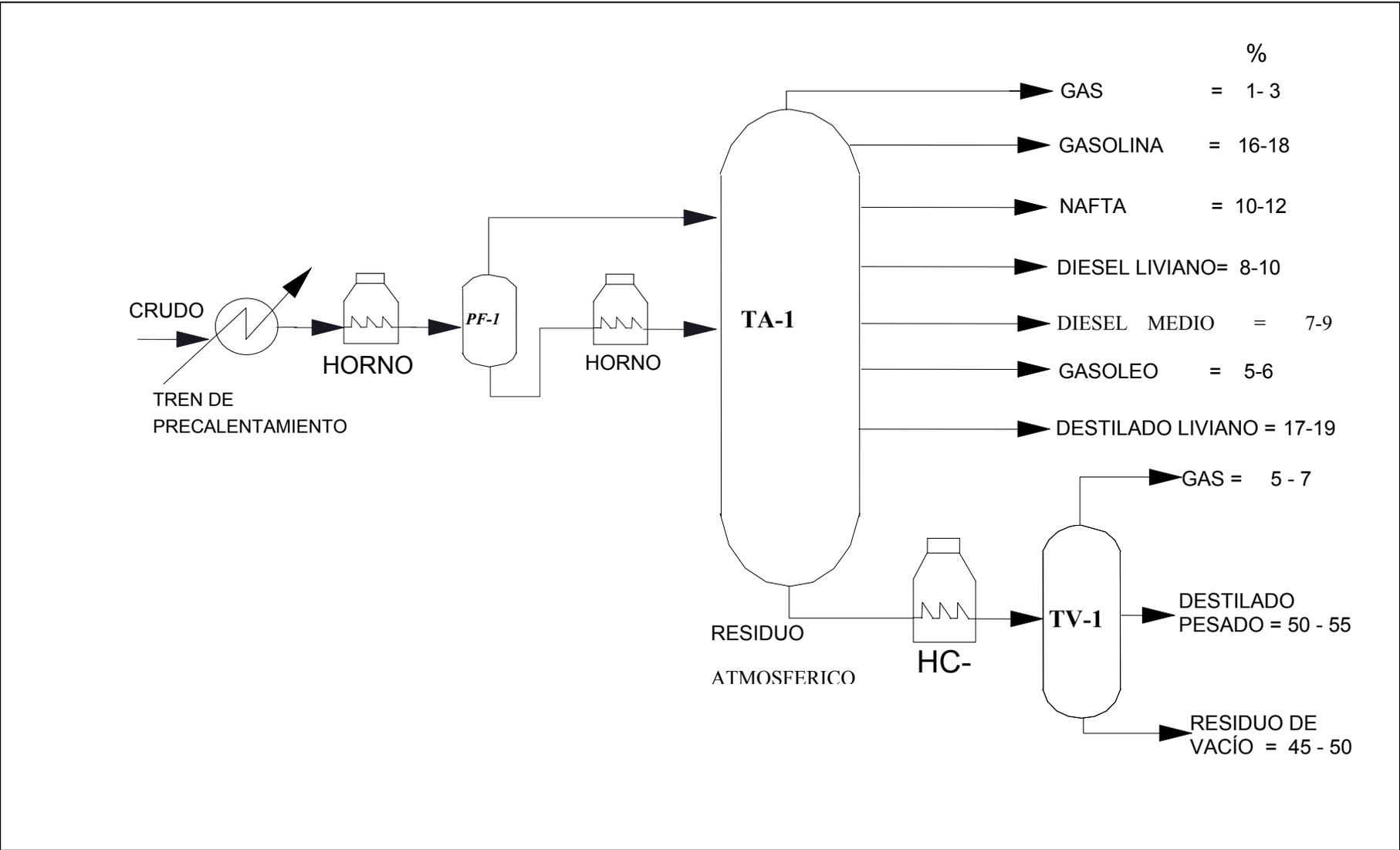


Figura 2.2. Porcentajes de recuperación de la TA-1 y TV-1.



En la tabla 2.2 se presentan las características de cada uno de los cortes obtenidos en la torre de destilación atmosférica TA-1.

**Tabla 2.2. Características de los productos obtenidos en la torre de destilación atmosférica TA-1.**

Corte	Temperatura de Salida (°F)	Porcentaje Volumétrico de recuperación	Punto de Ebullición Promedio (°F)	°API
Gas	115	1-3	--	--
Gasolina	115	16 - 18	190	65
Nafta	360	10 - 12	312 - 356	45
Diesel Liviano	395	8 - 10	441 - 456	37
Diesel Medio	495	7 - 9	529 - 544	33
Gasoil	625	5 - 6	544 - 565	31
Destilado Liviano	674	17 - 19	681 - 764	29
Residuo Atmosférico	690	36 - 23	800	--

- Torres despojadoras TD-1/2.

Estas son torres que se encargan de llevar los cortes de nafta, diesel liviano, diesel medio y destilado liviano a las especificaciones exigidas en la refinería; éstos despojadores se encuentran rellenos con monturas tipo Berl y la fuente de despojamiento es vapor sobrecalentado obtenido del horno HC-3.

Estas torres se encuentran divididas en dos secciones, cada una de 10 pies de altura y diámetro externo de 18 Pulgadas; en la sección superior de la TD-1 se despoja la nafta, en la sección inferior se despoja el diesel liviano, en la sección superior de la TD-2 se despoja el diesel medio y en la sección inferior de esta misma torre se despoja el destilado liviano.

- Torre despojadora TD-3.

La torre despojadora TD-3 forma parte integral de la torre atmosférica; esta consta de cinco bandejas, y usa como fuente despojadora vapor sobrecalentado proveniente del horno HC-3. A ella se alimenta la corriente de residuo atmosférico, la cual es despojada de cualquier cola ligera que pudiera recargar los eyectores de la TV-1. Esta es un recipiente de 13 Pie de longitud y 30 Pulg de diámetro.

- Descripción del control del proceso en las torres: TA-1, TD-1 y TD-2.

La temperatura en el tope de la torre de destilación atmosférica (TA-1) se controla por medio de un control en cascada, en donde la variable principal es la temperatura (TIC-63101) y la variable secundaria es el reflujo de gasolina (FIC-63121).

También se encuentran dispuestos a lo largo de la torre indicadores de temperatura que permiten monitorear en la sala de control cual es el perfil de temperatura; estos indicadores de temperatura están identificados con las siguientes etiquetas: TI-63277A, TI-63277B, TI-63277C, TI-63277D, TI-63277E, TI-63277F, TI-63277G, TI-63277I, TI-63277J, TI-63277K, TI-63277L, TI-63277M.

La TA-1 tiene un controlador de nivel (LIC-63146) el cual manipula el flujo de residuo atmosférico (LCV-63146) que succiona la bomba B-6; este controlador garantiza que la torre atmosférica no se seque en el fondo y que el suministro de residuo atmosférico sea constante al horno HC-3.

Junto con la torre atmosférica trabajan las torres despojadoras TD-1/2, cuya función es llevar los distintos cortes producidos en la TA-1 al punto de especificación deseado; este objetivo se logra mediante la inyección de vapor por el fondo de la torre despojadora el cual entra en contacto con la corriente proveniente de la TA-1; por el fondo de la columna despojadora se obtendrá el producto con la especificación deseada y por el tope se obtendrán los componentes de cola del corte de la TA-1.

Cada una de las secciones consta de un control de nivel, cuya variable a manipular es el flujo proveniente de la TA-1; adicionalmente tiene un controlador de flujo de vapor en el cual se manipula el flujo de vapor, se observa que este es un controlador “*feedforward*” ya que no se espera que se de una respuesta, sino que de acuerdo a la entrada se realizan los cambios.

Estas torres también tienen indicadores de temperatura en el fondo de cada sección.

Estas estrategias de control rigen para las dos torres despojadoras TD-1 y TD-2; en la tabla 2.3 se presentarán las identificaciones de los instrumentos que están involucrados dentro de Estas estrategias de control.

**Tabla 2.3. Denominación de los controladores en las torres despojadoras TD-1/2.**

Tipo de Controlador	Ubicación	TD-1	TD-2
Nivel	Superior	LIC-63131 / LCV-63131	LIC-63122 / LCV-63122
	Inferior	LIC-63132 / LCV-63132	LIC-63123 / LCV-63123
Flujo	Superior	--	FIC-63128 / FCV-63128
	Inferior	FIC-63136 / FCV63136	FIC-63129 / FCV-63129

La torre TD-3 solo tiene una válvula de control que permite regular la cantidad de vapor de despojamiento.

### **Torres al Vacío**

Uno de los métodos usados para hervir líquidos a temperatura por debajo de sus puntos de ebullición normales es la destilación bajo presión reducida o como se llama comúnmente al vacío. (Salager, 1986)

La destilación al vacío de un crudo significa, que la presión del proceso de destilación es más baja que la presión atmosférica; para que la destilación pueda llevarse a cabo, la presión de vapor del líquido que está siendo destilado debe ser un poco más grande que la presión ejercida sobre él. Las moléculas se mantienen juntas por dos fuerzas: cohesión natural y el peso de la atmósfera; la ebullición comenzará cuando la presión del vapor del líquido se ha hecho un poco más alta que la presión ejercida sobre él, es decir al reducir la fuerza externa, el líquido comenzará a hervir a una temperatura más baja.

Las unidades al vacío se diferencian de las atmosféricas, porque tienen un diámetro mayor y sus platos están más separados, debido a que se deben manejar mayores volúmenes de vapores debido a la baja presión. Cualquier aumento de vacío aumenta el volumen del vapor rápidamente y posiblemente cause inundación en la torre. Se dice que una torre está inundada cuando el volumen de líquido o de vapores fluyendo en la torre es mayor que la capacidad de la torre. Básicamente el procedimiento de operación de la torre de vacío es el mismo que el de cualquier fraccionador operando bajo condiciones atmosféricas.

El vacío se mantiene por dos métodos generales: bombas de vacío y eyectores. Los eyectores se usan extensamente en equipos de refinación, mientras que las bombas de vacío se usan en los laboratorios. El sistema de vacío se usa para remover vapores que no pueden ser condensados; estos vapores son vapores de hidrocarburos no condensables y el aire que entra en el sistema por la carga y las filtraciones; los eyectores extraen los gases de la torre por medio del uso del vapor de agua como fuerza motriz. Una serie de eyectores, (normalmente tres) se usan para aumentar la presión de los gases en la torre de vacío a la presión atmosférica; el vapor usado para remover los gases es condensado en cada etapa y removido como agua; el agua es eliminada de las etapas de eyectores por una bomba o fluye por gravedad. Si los eyectores están a una altura superior a 34 pies sobre el nivel de la tierra, el agua sale por gravedad; a cualquier altura menor de 34 pie, el agua debe ser sacada por una bomba. Los sistemas barométricos son generalmente controlados cambiando la cantidad de agua al condensador para la primera etapa eyectora. Se puede tener control variando el vapor de agua al eyector, pero este tipo de control no es normalmente tan efectivo como variar el agua al condensador. Cada sistema de vacío tiene una capacidad definida, la cual se mide como la cantidad de no condensables removidos mientras se mantiene un vacío definido; cuando la cantidad de no condensables excede la capacidad de los eyectores, se pierde vacío. Es decir cuando el agua de enfriamiento a la primera etapa de eyectores es reducida, la cantidad de gases no condensables excede la capacidad del eyector y se pierde vacío.

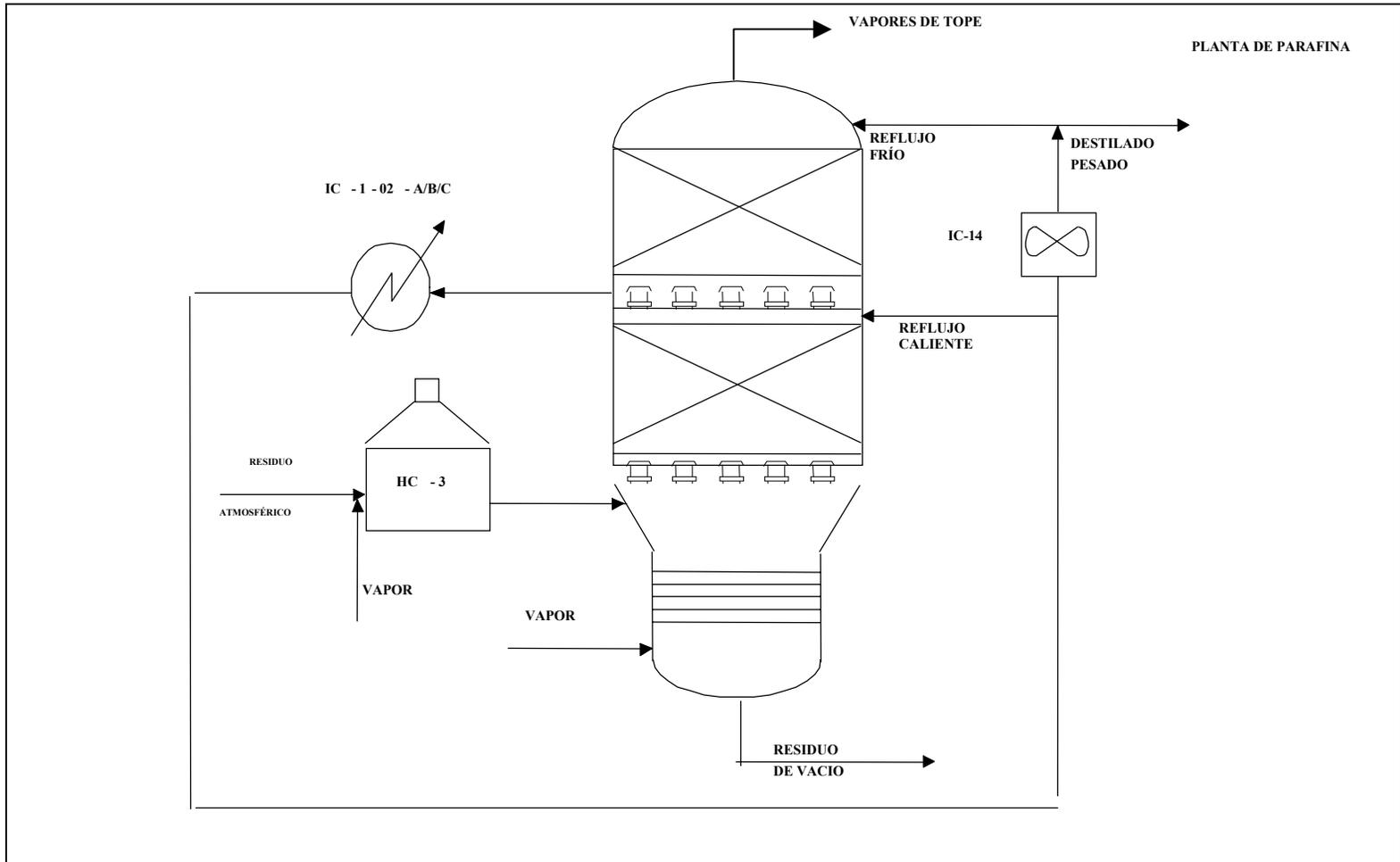
Una torre de vacío constante es conveniente, y en algunos casos, se puede obtener por un control automático que regule la cantidad de agua al condensador.

### **Torre de destilación al vacío TV-1.**

La TV-1 es una columna empacada formada por dos rellenos estructurados tipo GEMPACK-24 y distribuidores de líquido tipo rociador, además el fondo de la torre está formado por 5 platos tipo tamiz, como ha sido descrito en la sección de descripción del proceso. La sección empacada tiene una longitud de 30 Pie y un diámetro de 8 Pie, mientras que la sección inferior tiene una longitud de 14 Pie y un diámetro de 3,5 Pie.

En la figura 2.3 se tiene un esquema de la torre de destilación al vacío.

Figura 2.3. Diagrama de la TV-1.



La tabla 2.4 tiene las características principales de los productos obtenidos en la torre de destilación al vacío.

**Tabla 2.4. Características de los productos obtenidos en la torre de destilación al vacío.**

Corte	Temperatura de Salida	Porcentaje Volumétrico de recuperación	Punto de Ebullición	°API
Vapor de Tope	195	5-7	--	--
Destilado Pesado	475	50-55	746 - 767	29
Residuo de Vacío	588	45-50	800	19

Descripción del control del proceso en la TV-1 y en el sistema de eyección.

Torre de destilación al Vacío.

La TV-1 es un equipo cuyas condiciones de operación son difíciles de mantener, debido a la complejidad de la condición de vacío dentro de esta, a continuación se explicaran las estrategias de control usadas:

1. Nivel de la Sección Superior de la Torre.

Control en cascada para mantener el nivel en la sección superior; el controlador que envía la señal de punto de ajuste es el LIC-63177 hasta el controlador de flujo FIC-63188, que manipula el flujo de destilado pesado a las bombas B-138 A/B, esta válvula de control (FCV-63188) falla cerrada debido a que es necesario siempre mantener nivel de líquido en esta sección.

2. Nivel de la Sección Inferior de la torre.

La estrategia también consiste en un control en cascada. La variable principal es el nivel de la torre, cuyo controlador LIC-63194 envía el set point al controlador secundario (FIC-63226, controlador del flujo de vapor de a la bomba B-13/A/B); la válvula de control que manipula el flujo de vapor a las bombas B-13/A/B (FCV-63226), falla cerrada, de modo de mantener siempre nivel en la torre.

3. Temperatura en el plato de retiro del destilado pesado.

Justo a la altura de la placa 14 hay una estrategia de control en cascada, en donde se debe controlar la temperatura de la torre (TIC-63193), manipulando el reflujo caliente

(flujo proveniente de los intercambiadores IC-1-02 A/B/C, FIC-63193), a través de la válvula de control FCV-63193, la cual falla abierta con la finalidad de que en caso de alguna contingencia el paso de reflujo a la torre no se detenga.

#### 4. Temperatura de tope.

En el tope de la torre se presenta una estrategia de control en cascada, en donde se controla la temperatura (TIC-63185) manipulando el reflujo frío de destilado pesado al tope (FIC-63185); la válvula de control que manipula el reflujo (FCV-63185) falla abierta para garantizar que en ningún momento se presente sobrecalentamiento en el tope de la torre.

#### Sistema de eyección.

El sistema de eyección de la torre TV-1 es el que se encarga de mantener la condición de vacío, este sistema está formado por tres etapas (eyectores J-1, J-2, J-3 A/B).

A continuación se presentan las estrategias de control usadas para mantener la condición de vacío dentro de la torre.

En primer lugar se controla la presión del tope de la torre (PIC-63182), manipulando el flujo de vapor que se suministra al eyector J-1, a través de la válvula de control PCV-63182, la cual falla abierta debido a que es necesario mantener siempre la acción del eyector J-1, por medio de la inyección de vapor a este.

Los vapores que salen del eyector J-1 son enviados hacia el condensador IC-12, en donde se condensa parte de los vapores de la corriente de tope de la TV-1; el flujo de vapores que todavía no han condensado se direccionan hacia el eyector J-2, en esta etapa del sistema de eyección se mide la presión a la salida del IC-12 (PI-63303), y de acuerdo a esta se manipula manualmente el flujo de vapor al eyector J-2; el condensado es enviado a la bomba B-17/A. Luego los vapores que salen del J-2 son enviados al condensador IC-11, en donde condensa otra parte de los vapores; esta corriente es enviada a la bomba B-17/A, al igual que en el IC-12. La corriente de vapor que queda remanente es enviada a la tercera etapa de eyección (J-3 A/B), y luego desde allí los gases resultantes son enviados al mechurrio.

Al igual que el eyector J-2, los eyectores J-3 A/B tampoco tienen control automatizado en cuanto al suministro de vapor, sino que de acuerdo a la medición de presión a la salida del IC-11 (PI-63302) se manipula el flujo de vapor manualmente.

Adicionalmente se mide la temperatura en la corriente de salida de los eyectores J-1 y J-2, a través de los instrumentos TI-63301 y TI-63300, respectivamente.

El condensador IC-12 tiene un control de nivel en la bota (LIC-63204), para mantener esta variable se manipula el flujo de condensado a la salida de la bomba B-17/A, por medio de la válvula de control LCV-63204, la cual falla cerrada para mantener ante cualquier situación el nivel dentro de la bota del condensador IC-12; ver diagrama de tubería e instrumentación 7266-P-103 para observar la representación del sistema de eyectores de la TV-1.

## **SIMULADORES DE PROCESO.**

Con la finalidad de validar u obtener en el caso más simple un modelo de operación de la Plantas de Crudo y Vacío, es necesario llevar a cabo la corrida de la planta utilizando la herramienta de un simulador; adicionalmente con la simulación se puede determinar la eficiencia actual y validar las modificaciones requeridas desde el punto de vista de proceso.

Los simuladores de proceso son paquetes comerciales de computación utilizados como herramientas de trabajo mediante los cuales se puede diagramar y hacer predicciones acerca de las condiciones de operación de algunos procesos, en cortos períodos de tiempo con una alta confiabilidad en los resultados. Están provistos de bases de datos con la información de las propiedades más importantes de una gran cantidad de compuestos que permiten ejecutar los cálculos de balances de masa y energía necesarios para modelar procesos en estado estacionario o transitorio. (Da Camara, 2001)

En el mercado existe una serie de simuladores, cada uno destinado a temas específicos dependiendo de las necesidades del usuario. Para la realización de este proyecto se empleó el simulador de procesos PRO/II-PROVISION versión: 5.61, el cual es ampliamente utilizado por los ingenieros de procesos como herramienta de cálculo para realizar evaluaciones y estudios asociados a plantas de la industria química, petroquímica, petrolera y del gas. PRO/II-PROVISION es recomendado para modelar sistemas de separación (destilación, absorción, etc.), reacción, intercambio de calor y bombas; y cuenta con sistemas de control que permiten la manipulación de las variables de interés para obtener un resultado específico. (Invensys Process Systems-SIMSCI, 2000)

PRO/II-PROVISION es un simulador de procesos en estado estacionario del grupo SIMSCI, que ha sido producto de cuatro generaciones de desarrollo. Al igual que sus predecesores, PRO/II-PROVISION es un simulador que resuelve problemas de transferencia de calor y balances de masa en estado estacionario, pero mejorado. Adicionalmente este simulador proporciona al usuario la flexibilidad de trabajar en un ambiente Windows<sup>TM</sup>. PRO/II-PROVISION ayuda a resolver complejas aplicaciones de la industria que tienen un rango difícil con gran facilidad.

## CAPÍTULO 3. METODOLOGÍA

Para cumplir con los objetivos propuestos para la elaboración del Trabajo Especial de Grado se siguió la siguiente metodología:

### ***1. Recopilación y lectura de la información técnica relevante.***

#### ***▪ Descripción del proceso de la refinería y en especial de la Planta de Crudo y Vacío.***

Se recopiló toda la información concerniente a los procesos que se llevan a cabo en la refinería, entre ellos se pueden nombrar: la destilación atmosférica y al vacío, la cristalización, filtración, denudación y percolación, los cuales son los procesos por medio del cual se obtiene la parafina.

Toda esta información se obtuvo de los diferentes manuales de operación que hay en refinería, también fueron de gran ayuda algunas tesis; se hizo hincapié en la información del proceso de las Plantas de Crudo y Vacío, debido a que este Trabajo Especial de Grado se desarrolló dentro de los límites de Estas.

#### ***▪ Recopilación de diagramas de flujo de proceso (DFP) y de diagramas de tubería e instrumentación (DTI).***

Se realizó la búsqueda de los diagramas de flujo de proceso y de tubería e instrumentación de las Plantas de Crudo y Vacío; éstos documentos en su mayoría se encontraban dentro de la Sala de Consola, que es el sitio donde se encuentran la mayoría de los manuales de operación actualizados, junto con este tipo de documentos. Cuando se halló toda esta información, fue posible realizar diagramas simplificados y resúmenes acerca de cómo se lleva a cabo el proceso; la elaboración de este material permitió el fácil entendimiento de las explicaciones de los distintos operadores en las Plantas, y en consecuencia una mayor fijación de la información, lo que permitió un fácil desenvolvimiento dentro de las instalaciones, ya que se pudo visualizar de manera más práctica las diferentes líneas y equipos.

## **2. Conocimiento y recorrido de la Refinería.**

Durante las primeras semanas dentro de la refinería se hicieron recorridos en compañía de los operadores de las distintas plantas de la refinería, de manera de conocer de forma general el proceso para obtener la parafina.

Luego de tener la información general acerca de las operaciones llevadas a cabo en la refinería, se realizaron visitas dirigidas por los supervisores de turno de las Plantas de Crudo y Vacío en donde explicaban como se realiza en forma general el proceso y adicionalmente explicaciones progresivas acerca el comportamiento y funcionamiento de cada uno de los equipos de Estas Plantas. Todos los recorridos hechos con los operadores permitieron ir creando una fijación acerca de la ubicación física de los diferentes equipos.

## **3. Verificación con DTI's de equipos y líneas que se encuentran operativos**

Con la ayuda de los distintos diagramas que elaboraron (mencionados en el punto 1) y con las salidas a Planta se realizó un conteo acerca de los equipos que se encuentren operativos y se verificó que las líneas de proceso de los DTI's fueran las que se encuentran incorporadas en el espacio físico asignado para ello; cuando existió alguna incongruencia se resaltó de manera tal que en el momento de hacer las modificaciones de los documentos fueran tomadas en cuenta.

Con los diagramas realizados y con las salidas a las Plantas se realizó el conteo de equipos, en donde se verificó cuales se encuentran operativos y cuales no; también se verificó cuales líneas se encuentran incorporadas en el espacio físico y se determinó cuales equipos no se encuentran numerados en planta igual que en los documentos, para luego realizar las modificaciones pertinentes.

## **4. Elaboración de listado de equipos existentes actualmente en campo.**

- *Recopilación de hojas de especificaciones y datos de operación actuales de los equipos existentes en campo.*

Luego de realizar un listado completo de los equipos que se encuentran dentro de las Plantas de Crudo y Vacío, se pudo empezar la búsqueda de las distintas hojas de especificaciones de cada equipo.

Esta búsqueda se realizó en su mayoría dentro de la Sala Técnica, el cual es el sitio donde se encuentran las carpetas de los equipos con los datos de diseño y de las distintas modificaciones que se les han realizado. Se evidenció el problema de que a muchos equipos no se les encontraban sus datos de diseño debido a su antigüedad, por lo tanto se emprendió la tarea de buscar dentro de los Manuales APG, en donde se encuentran los datos de diseño de los equipos instalados en la Refinería desde sus inicios.

Se realizó un estudio de las variables que se encuentran dentro de las tablas de Límites de Operación Segura de los manuales ISP que ya se han realizado (PDVSA, ISP Alquiler, 2000), con la finalidad de establecer cuales eran las variables que debían ser monitoreadas diariamente para luego obtener los promedios de estas.

Las variables que se buscaron de acuerdo a los modelos seguidos de tablas de Límites de Operación Segura y Consecuencias de las Desviaciones son las siguientes:

- a. Bombas:  $NPSH_R$ ,  $NPSH_D$ , presión de succión típica y máxima, presión de descarga típica y máxima, flujos típicos, máximos y mínimos, tanto de operación como de diseño, y temperatura de succión y de descarga.
  
- b. Intercambiadores de Calor: temperaturas típicas de entrada y salida de cada uno de los lados (tubo y carcasa), temperaturas de operación y máximas de diseño, presión de entrada y salida por cada uno de los lados, caída de presión y presión máxima de operación de diseño, y flujos típicos, mínimos y máximos, tanto de diseño como de operación.
  
- c. Torres: temperaturas típicas, mínimas y máximas de los cortes más importantes, presiones típicas y de diseño, porcentaje de nivel y flujos típicos, mínimos y máximos, tanto de operación como de diseño.
  
- d. Hornos: temperaturas de entrada, salida, en las zonas de radiación y convección, tanto típicas como de diseño, presiones en cada una de las zonas anteriormente descritas, tanto de operación como de diseño, y flujos típicos, máximos y mínimos.

- e. Tambores: temperaturas de entrada y salida (operación y diseño), presiones típicas y de diseño, porcentaje de nivel, y flujos típicos y de diseño.

Luego de definir cuales eran las variables a estudiar, se procedió a realizar un seguimiento de los equipos para recopilar en planta valores de presión y temperatura en su mayoría de bombas e intercambiadores de calor, mientras que de los otros equipos se tomaron valores monitoreados por medio de la Sala de Control.

El seguimiento en planta se realizó desde el 5 de junio hasta el 26 de junio del 2002 y la recopilación de datos de la sala de control se realizó partir del primero de enero y hasta el 30 de junio de 2002, esto fue posible mediante el programa *Aspen Process Explorer*, el cual lleva el seguimiento de la mayoría de los instrumentos de control instalados en la refinería y a su vez guarda una base de datos de hasta un año.

Para obtener los resultados que se observan en los renglones de temperatura, flujo y presión típicas de las tablas de Límites de Operación Segura y Consecuencias de las Desviaciones que se encuentran en el capítulo 4 se calcularon los promedios para los datos que fueron tomados en planta, mientras que para las variables obtenidas por *Aspen Process Explorer* se tuvo primero que eliminar los puntos que se alejaban del comportamiento normal de la variable en estudio, y luego se calcularon los promedios.

- *Registro de comportamiento de los equipos (antecedentes).*

Este registro pudo hacerse simultáneamente con la recopilación de las hojas de especificación de los equipos, ya que toda esta información la mayoría de las veces se encuentran en las mismas carpetas, y se pudieron hacer las anotaciones más resaltantes acerca del comportamiento de cada uno de los equipos; toda esta labor se reafirmó mediante conversaciones con el personal que labora en planta; el registro de los antecedentes se realizó con la finalidad de facilitar el análisis de las desviaciones de los equipos que se encontraban operando fuera de los límites de operación segura.

##### **5. Revisión de las normas de diseño de PDVSA.**

Con la finalidad de obtener los límites de operación segura de los equipos fue indispensable revisar las normas de diseño de PDVSA, ya que en estas se establecen parámetros de

diseño para cada tipo de equipo; dentro de las normas se indican ciertos fundamentos que permiten establecer los límites mínimos y máximos de operación para los equipos; adicionalmente se debe indicar que no fue necesario usar otras normas porque los manuales de diseño de proceso de PDVSA están bajo los lineamientos establecidos por las normas internacionales.

#### **6. Realizar la simulación de los equipos de las Plantas de Crudo.**

La simulación se llevó a cabo con el programa de Simulación de SIMSCI PRO/II-PROVISION Versión 5.61.

Como el objetivo general de este Trabajo Especial de Grado es la evaluación operativa de los equipos de las Plantas de Crudo y Vacío, se tomó como iniciativa utilizar la herramienta de la simulación con la finalidad de obtener una validación de los resultados obtenidos a través del estudio realizado durante el tiempo de la pasantía; a partir de la simulación con las condiciones del proceso se pudo realizar un estudio de la eficiencia de las unidades de destilación.

La simulación se realizó a partir de una serie de pasos consecutivos que serán nombrados a continuación:

- *Elaboración de la hoja de trabajo.*

En este paso se procedió a elaborar la hoja de la simulación, es decir se construyó el diagrama de flujo del proceso que se simuló.

- *Chequeo del sistema de unidades de medición.*

Este es un paso importante porque permite realizar las comparaciones entre los resultados reportados por el simulador y datos operacionales de una forma más fácil y rápida.

- *Definición de componentes.*

Se debieron definir los componentes que fueron usados en la simulación; solo se definió el agua, las demás componentes fueron generados como pseudocomponentes al especificar cada una de las corrientes externas.

▪ *Selección del método termodinámico.*

La selección del método termodinámico es uno de los puntos principales que se tomaron en cuenta en el momento de realizar la simulación, debido a que es la herramienta que ofrece los modelos matemáticos usados por el simulador para realizar los cálculos necesarios y de esta forma obtener los resultados; como en éste Trabajo Especial de Grado se está trabajando con torres de destilación se recomienda usar los métodos termodinámicos que están en la clasificación de Correlaciones Generalizadas.

▪ *Definición de las corrientes del proceso.*

En este paso se especificaron la temperatura, presión, flujos y composiciones a las corrientes externas del proceso; para el caso de corrientes de hidrocarburos, las cuales son las que se encuentran en su mayoría en este trabajo, se especificaron las curvas de destilación de las corrientes externas, la densidad API o la gravedad específica y los flujos.

▪ *Definición de las condiciones del proceso.*

En este paso se especificaron las condiciones a las cuales debían operar cada uno de los equipos colocados en la hoja. Cada una de las unidades de operación tienen cuadros remarcados en los bordes con color rojo, esto indica que se debía introducir ese dato sin excepción para completar los grados de libertad del problema y que se pudiera ejecutar satisfactoriamente la simulación.

▪ *Corrida de la simulación y revisión de los resultados.*

Primero se revisó que ninguno de los componentes de la hoja (corrientes, equipos, cuadros del menú) estuviera bordeado con color rojo antes de realizar la corrida de la simulación; luego de realizar la verificación se procedió a ejecutar la corrida y se revisaban los resultados, y se ajustaban los datos de entrada con la finalidad de minimizar las desviaciones respecto a los datos de campo.

***7. Determinación de los equipos que se encuentran fuera de los rangos de diseño permisible para su normal operación.***

Luego de realizar el seguimiento de las variables a todos los equipos de las Plantas de Crudo y Vacío, se realizaron los cálculos necesarios para obtener los resultados de las tablas de Límite de Operación Segura y Consecuencias de las Desviaciones; algunas variables de las tablas son las que se tomaron directamente de los equipos, pero otras fueron calculadas; a partir de este primer resultado se logró obtener un rango aproximado de operación de cada equipo; este rango se comparó con los establecidos por los fabricantes en las hojas de especificaciones de los equipos. Hubo equipos cuyos límites máximos y mínimos de diseño no se encontraban establecidos dentro de las hojas de especificaciones, para éstos casos se realizaron cálculos fundamentados en los manuales de diseño de proceso de PDVSA.

Los equipos cuyo rango de operación actual se desviaron del rango de operación de diseño, se clasificaron como un equipo fuera de límite.

***8. Actualización de la descripción y control del proceso de la Torre de Destilación Atmosférica (TA-1) y la Torre de Vacío (TV-1).***

A partir de la lectura de los manuales de operación de Planta de Crudo y Vacío, de la información que se obtiene del sistema de control de proceso en la refinería, de los diagramas de tubería e instrumentación y de consulta con el personal que labora en la Sala de Control se pudo llevar a cabo la actualización de la descripción del control de proceso de las torres de destilación atmosférica, de la torre de vacío y del proceso en general.

Se debe destacar que a medida que se fue realizando la descripción del control de proceso se pudo observar que existían ciertas diferencias entre los diagramas de tuberías e instrumentación y el desarrollo del proceso actual; todas estas diferencias se fueron anotando con la finalidad adicionarlas a las modificaciones a realizar en los diagramas de tubería e instrumentación.

**9. Actualización de los sistemas de válvulas de control, válvulas de alivio y placas de orificio.**

Esta tarea se llevó a cabo luego de obtener una lista de todas las válvulas de control y de alivio que se encuentren operando en las Planta de Crudo y Vacío; la recopilación de esta información fue posible mediante la lectura de manuales de las Plantas y del sistema de control de proceso de la refinería. Fue necesario primero que todo generar un listado preliminar; en el caso de las válvulas de control y las placas de orificio, esto se logró a partir del uso del programa *Aspen Process Explorer*. Para el caso de las válvulas de alivio se logró obtener un listado con la información del Departamento de Sección Técnica.

Luego de tener los listados preliminares, se realizó un chequeo en la sala de control (Consola) para verificar qué instrumentos se encontraban funcionando en ese momento.

**10. Evaluación de las consecuencias de las desviaciones de los Límites de Operación Segura (LOS).**

Todas las tablas de Límites de Operación Segura contienen una sección donde se evalúan las posibles consecuencias de las desviaciones de las variables en estudio para cada equipo. En el capítulo 4 se estableció un análisis acerca de las posibles desviaciones del proceso en general.

**11. Proposición de recomendaciones y conclusiones preliminares.**

Al obtener los equipos que se encuentren fuera de rango de operación de diseño y tener las consecuencias que pueden traer éstos al desarrollo del proceso, se establecieron las conclusiones y recomendaciones preliminares con la finalidad de resolver la desviación y en general aportar una solución que permittiera llevar al proceso a trabajar dentro de los Límites de Operación Segura que quedaron establecidos de acuerdo a los datos proporcionados por los fabricantes de los equipos o establecidos en este trabajo; y así cumplir con el objetivo primordial de la Gerencia de Seguridad de los Procesos, el cual es garantizar el funcionamiento óptimo de las plantas con el mínimo riesgo tanto para el proceso como para los trabajadores.

**12. *Diseño y/o especificación de equipos que se encuentren fuera de los límites de operación segura***

Luego de analizar las consecuencias que pudieran traer los equipos que se encontraban trabajando fuera de las especificaciones establecidas, se diseñaron y especificaron los equipos que deberían sustituir los que se encuentran operando hoy en día, utilizando como guía las especificaciones establecidas por los manuales de diseño de proceso de PDVSA.

**13. *Elaboración de hojas de datos y/o especificaciones.***

Se procedió al llenado de hojas de especificaciones de las bombas que se recomendó fueran sustituidas.

**14. *Actualización de diagramas de tuberías e instrumentación.***

Luego de establecer que líneas de proceso o estrategias de control de los DTI's no se encontraban en concordancia con la situación actual, se realizaron las modificaciones pertinentes dentro de los documentos (DTI's).

Con marcadores de diferentes colores, rojo, amarillo y verde se realizaron las modificaciones. Con el color verde se colocaron las líneas, equipos y estrategias de control que existen dentro de las Plantas, pero que no están representadas en los diagramas; el color rojo se utilizó para quitar los equipos que se encontraban dentro de los documentos, pero que no existen dentro las Plantas; y el color amarillo para remarcar equipos, líneas o estrategias de control que no fueran a tener modificaciones.

**15. *Elaboración del estimado de costo de inversión, (Clase III).***

Después de haber establecido las recomendaciones pertinentes a las desviaciones obtenidas en los equipos de las Plantas de Crudo y Vacío, se calculó un estimado de costo con el objetivo de estudiar la viabilidad de las soluciones propuestas. El estimado de costos realizado es clase 3 que implica una desviación de  $\pm 20\%$ .

**16. *Elaboración del manual de Información de Seguridad de los Procesos (ISP).***

Este manual debe contener introducción, marco teórico, descripción de sustancias peligrosas, descripción de equipos (listado, tablas de LOS, hojas de especificaciones), listados de instrumentos y líneas del proceso, balances de masa, validación del diseño, evaluación económica, consideraciones generales, normas y criterios, recomendaciones, anexos (DTI's, isométricos, cálculos tipo, etc).

## **CAPÍTULO 4. RESULTADOS Y ANÁLISIS**

En el capítulo anterior se explicaron todas las pautas seguidas para realizar satisfactoriamente la evaluación de los equipos de las Plantas de Crudo y Vacío; el objetivo del presente capítulo es presentar los resultados finales y analizarlos luego de haber estudiado el comportamiento operativo de dichos equipos y de haber realizado la simulación de las Plantas.

### **EVALUACIÓN DE EQUIPOS**

El objetivo de esta sección del trabajo es explicar los pasos, las limitaciones y las distintas soluciones ofrecidas durante la elaboración de las tablas de Límites de Operación Segura y Consecuencias de las Desviaciones.

Los datos operacionales y de diseño recopilados en las tablas de LOSCD's se encuentran en unidades de medición con las cuales el personal de la planta se encuentra familiarizado; como todas las mediciones obtenidas por el sistema de controladores de las Plantas en estudio y las lecturas de los instrumentos de medición se encuentran bajo el Sistema Ingles de Medición, entonces las variables que se encuentran dentro de las tablas también están en este sistema de medición.

Los Límites de Operación Segura fueron establecidos a 70 equipos existentes en las Plantas de Crudo y Vacío de la Refinería y adicionalmente a un total 166 válvulas de control, válvulas de alivio, placas de orificio y líneas de proceso, en total se establecieron límites de operación a un total de 236 renglones entre equipos, instrumentos y líneas de proceso; en la tabla 4.1 se presentan cuantificados el número de equipos o instrumentos de acuerdo a su clasificación.

**Tabla 4.1. Cantidad de equipos e instrumentos estudiados en las Plantas de Crudo y Vacío de la Refinería San Roque**

<b>Equipo</b>	<b>Cantidad</b>
Bombas	28
Intercambiadores de Calor	30
Hornos	4
Torres	5
Tambores	3
<b>Total Equipos</b>	<b>70</b>
Válvulas de Control	38
Válvulas de Alivio	29
Placas de Orificio	28
Líneas de Proceso	70
<b>Total Tuberías e Instrumentos</b>	<b>166</b>
<b>Total Equipos, Instrumentos y Tuberías</b>	<b>236</b>

A continuación se presenta un análisis de acuerdo al tipo de equipo, instrumento o línea de proceso.

### **Bombas.**

Dentro de esta sección se realiza un análisis de cómo se obtuvieron los Límites de Operación Segura para cada tipo de variable en estudio, adicionalmente se presentan las consecuencias de las desviaciones que se tienen dentro de las tablas LOS, y por último se habla acerca de los equipos que se encuentran operando fuera de los límites de operación especificados en este trabajo, junto con la explicación de la problemática específica que pudiera desarrollarse si se sigue trabajando bajo esas condiciones.

El estudio se realizó a las 28 bombas que hay en Plantas de Crudo y Vacío comprendió la recopilación de las siguientes variables de operación: la presión de succión, presión de

descarga, flujos y temperaturas de succión y de descarga, adicionalmente se realizó el cálculo del  $NPSH_D$ .

Para realizar los cálculos de presión de succión, presión de descarga y  $NPSH_D$ , se realizaron adicionalmente los cálculos de densidades y viscosidades cuyo procedimiento de cálculo aparece explicado en los cálculos tipo B.2 y B.3 en el apéndice B.

Los Límites de Operación Segura dentro de las tablas para las bombas se estableció de la siguiente manera:

- Presión de Succión

De acuerdo al formato establecido en trabajos anteriores que contienen las variables que deben ser monitoreadas, se observa que esta sección debe contener la presión de succión promedio y el valor de la presión de succión mínima de diseño, (PDVSA, ISP Unidad de Alquiler, 2001); para el caso de las bombas que existen en las Plantas de Crudo y Vacío se tuvo que tomar el valor de la presión de succión de diseño de las hojas de especificaciones, debido a que en ninguno de los casos se encontraba especificado este valor de presión de succión mínima; adicionalmente se debe agregar que dentro de los manuales de diseño de proceso para equipos en general y particularmente para las bombas no se hace referencia acerca alguna de norma que permitiese determinar la presión de succión mínima.

En la mayoría de los casos ninguna de las bombas tenían manómetros en sus puntos de succión, las excepciones fueron las bombas B-11B y la B-17; un caso problema fue la bomba B-12, en la cual no se pudo determinar el flujo y por lo tanto no se pudieron realizar los cálculos pertinentes para obtener la presión de succión.

Con la finalidad de poder tener los valores necesarios para completar las tablas de LOSCD's se tuvieron que realizar los cálculos pertinentes de la presión de succión; el procedimiento de cálculo de presión de succión se encuentra explicado en el apéndice B, cálculo tipo B.6.

- Presión de Descarga.

En la sección de presión de descarga de las tablas de LOS para las bombas, se pide introducir datos de presión de descarga promedio y presión de descarga máxima de diseño. Al contrario que en la sección de presión de succión la mayoría de las bombas sí tenían los manómetros en los puntos de descarga, la excepción fue la bomba B-8B, a la cual mediante un procedimiento análogo al cálculo de presión de succión fue posible calcular esta variable (ver procedimiento en el apéndice B, cálculo tipo B.6). La presión de descarga promedio se obtuvo mediante la toma de datos diarios desde el 5 de junio hasta el 26 de junio del año 2002, todos éstos datos fueron promediados y son los que aparecen en la tabla de Límites de Operación Segura y Consecuencias de las Desviaciones para bombas.

La presión de descarga máxima de diseño tuvo que ser calculada siguiendo el procedimiento dictado por el manual de diseño de proceso de bombas, en el que indica que la presión de descarga máxima es la suma de la presión de succión máxima y la presión diferencial máxima. Para llegar a los resultados deseados fue necesario hallar las presiones de succión máximas de cada una de las bombas, las cuales se obtuvieron sumando la presión de ajuste de la válvula de seguridad del recipiente desde donde succionan las bombas, las caídas de presión desde la válvula de seguridad al punto donde se mantiene el nivel del líquido y el máximo cabezal estático de succión; para calcular el máximo cabezal estático se tomó el nivel más alto del líquido. (PDVSA, MDP-01-P-01, 1997)

El cálculo tipo de presión de descarga máxima se encuentra en el apéndice B, cálculo tipo B.11.

- $NPSH_D$  y  $NPSH_R$ .

La comparación establecida entre estos parámetros es una de las más importantes, ya que con ella se puede establecer el riesgo o la proximidad que existe, de que en la bomba se presente el fenómeno de cavitación, el cuál es explicado en el capítulo dos de este trabajo.

La limitante en este caso fue que no todas las hojas de especificación tenían el valor del  $NPSH_R$ , y por esta razón no se pudo establecer la comparación entre los dos valores. El  $NPSH_R$  es un valor que no se puede calcular, y que solo puede ser proporcionado por el fabricante de la bomba, no como el  $NPSH_D$  que es un valor inherente al sistema al cual pertenece el equipo.

Para las bombas B- 12 y B-17/A no se pudieron realizar los cálculos de  $NPSH_D$ , debido a ausencia de medidores de flujo en la succión o descarga de cada una de estas bombas; el procedimiento de cálculo de  $NPSH_D$  se encuentra en el apéndice B, cálculo tipo B.8.

De las 28 bombas que fueron evaluadas se realizó el cálculo del  $NPSH_D$  a 23 de ellas; el cálculo para las 5 bombas restantes no se pudo realizar porque como se mencionó anteriormente a algunas no se le pudo obtener el flujo típico y las otras normalmente están fuera de servicio; adicionalmente se debe agregar que la comparación del  $NPSH_D$  y del  $NPSH_R$  pudo ser establecida a 17 bombas que eran las que tenían la información del  $NPSH_R$  en sus hojas de especificaciones.

- Flujo.

En esta sección de la tabla de LOS de las bombas se pide recaudar los datos de flujo máximo, mínimo y promedio operacional, con ellos se establecieron los rangos de operación; éstos datos de flujos fueron obtenidos a partir de los datos que registran las placas de orificio que se encuentran en las Plantas de Crudo y Vacío de la refinería, los cuales son recopilados y se tiene la facilidad de tener acceso a través del programa *Aspen Process Explorer*. Este registro de datos se hizo desde el 1° de enero del año pasado hasta el 6 de junio del mismo año; los promedios se realizaron utilizando solo los puntos que trazaban una misma tendencia dentro de ese tiempo de observación.

Para poder establecer los Límites de Operación Segura en función de los flujos de diseño, es decir flujo mínimo y máximo de diseño, se usaron dos procedimientos de cálculo

establecidos en el manual de Información de Seguridad de los Procesos de la Planta STG de la Refinería de Puerto la Cruz. (PDVSA, ISP STG, 2001)

Hay dos procedimientos para calcular el flujo mínimo de las bombas; la escogencia entre uno o el otro dependió de la disponibilidad de los datos necesarios para realizar los cálculos; a continuación se muestra la tabla 4.2 que contiene los datos usados por cada procedimiento de calculo.

**Tabla 4.2. Datos usados en cada procedimiento de cálculo de flujo mínimo de bombas.**

Parámetro	Método 1	Método 2
$NPSH_R$	X	X
$NPSH_D$	X	
BEP	X	
NSS	X	X
RPM		X
Número de Etapas		X

Uno de los inconvenientes presentados en el momento de realizar este tipo de cálculo fue que muchas de las bombas no tenían todos los datos de diseño completos, y en este caso específicamente el del  $NPSH_R$ ; a las bombas que les faltaba ese valor, se les realizó el cálculo en función de la norma de diseño que dice que el flujo mínimo de diseño debe ser 25% menor que el flujo de operación de diseño. (Mc Naughton, 1992)

También se presentaron casos de bombas a las cuáles se les podía calcular el flujo mínimo por medio de los dos métodos, en este sentido se tomó el valor más crítico para el proceso, es decir el flujo más bajo.

Como se había dicho anteriormente otra variable necesaria para establecer los Límites de Operación Segura es el flujo máximo, en este caso se usó un procedimiento de cálculo, pero que solo tiene fundamento para bombas centrífugas eléctricas, debido a que se usan los términos de eficiencia y potencia del motor. Este cálculo tiene basamento en que el flujo máximo con el que puede trabajar una bomba es el máximo permitido por el motor; la limitante es que este es un procedimiento de cálculo que puede ser aplicado solo a bombas eléctricas, lo cual deja fuera a las bombas reciprocantes o a las bombas centrífugas que usan vapor, para éstos casos se usó también la norma de diseño que indica que las bombas

deben ser diseñadas para trabajar con un flujo por encima del 25% de su flujo de operación de diseño. (Mc Naughton, 1992)

Los flujos máximos y mínimos fueron establecidos para todas aquellas bombas que tenían especificados sus datos de flujo de diseño, en total resultaron 27 a las que se les pudieron realizar éstos cálculos; en el apéndice B, cálculo tipo B.9 y B.10 se encuentra el procedimiento de cálculo de flujo mínimo y máximo para la bomba B-7.

- **Temperatura.**

Se realizaron mediciones de temperatura en los puntos de succión y de descarga de las bombas, en la mayoría de los casos se presentó algún incremento de la temperatura de descarga con respecto a la de succión, este incremento pudiera indicar que existe una pérdida de energía de la bomba que en vez de ser utilizada en el trabajo proporcionado por esta para realizar el movimiento del fluido hasta su punto de llegada, esta energía es convertida en energía calórica que se ve reflejada en el aumento de la temperatura de descarga del fluido. Adicionalmente por medio de éstos valores se logra establecer la comparación entre la temperatura de operación (promedio de la temperatura de succión y de descarga) con respecto a la temperatura máxima de operación.

La medición de temperaturas en los puntos de succión y descarga de las bombas se realizó con un termómetro de contacto a 13 bombas, las cuales eran las que se encontraban operando durante la evaluación.

Debido a que las bombas operan a temperaturas mayores que las del ambiente, se tiene una norma que permite establecer la temperatura máxima de operación en función de una diferencia con la temperatura de diseño de 50°F, es decir la temperatura de operación máxima debe estar por debajo de la temperatura de diseño por lo menos 50°F para poder asegurar un buen funcionamiento del equipo sin que se afecte su integridad mecánica. (PDVSA, MDP-01-DP-01, 1997)

### **Consecuencias de las desviaciones establecidas dentro de las tablas de bombas.**

Esta sección de las tablas permite obtener resumidamente una visión acerca de que tipos de problemas pudieran desarrollarse si ocurriera alguna desviación del desempeño normal de alguna de las variables de operación de las bombas. A continuación se explica brevemente las causas de las desviaciones descritas dentro de la tabla 4.6.

- **NPSH<sub>R</sub> y NPSH<sub>D</sub>**

En esta sección solo se mencionó que si el NPSH<sub>D</sub> llegará a ser menor que el NPSH<sub>R</sub> se puede presentar la cavitación en la bomba.

- **Presión.**

Aquí se presentó una comparación entre las presiones mínimas y máximas con respecto a las de operación.

En la sección que establece las consecuencias que se originan si la presión de descarga típica es mayor que la máxima se establece que se puede afectar la vida útil de la bomba.

- **Flujo.**

Cuando el flujo típico es menor que el flujo mínimo de diseño, se establece que se puede presentar sobrecalentamiento del fluido, y llegar a ocasionar evaporación del mismo o recirculación interna y de esta forma presentarse cavitación; este tipo de cavitación será explicada más adelante con mayor detalle.

En cambio si el flujo típico de operación resultara ser mayor que el flujo máximo de diseño, se estableció que se pueden presentar grandes daños al motor y ocasionar caídas de presión elevadas que traerían a su vez problemas de erosión.

- **Temperatura.**

Si las temperaturas de succión y de descarga son mayores que las temperaturas de operación máxima de diseño (temperatura de diseño 50°F por encima de la temperatura

máxima de operación), puede traer como consecuencia la generación de alto calor friccional ocasionando desgaste en las empaaduras y en los sellos mecánicos.

**Bombas que se encuentran operando fuera de los Límites de Operación Segura.**

En esta sección se establecieron que bombas se encontraban trabajando fuera de los límites establecidos, y adicionalmente se realiza un análisis de los problemas asociados a estas desviaciones.

En la tabla 4.3 se recopilan las bombas que se encuentran fuera de las especificaciones de diseño:

**Tabla 4.3. Bombas operando fuera de los límites de operación segura.**

TAG	Servicio	Observación	Desviación, %
B-1-02	Reflujo Diesel Liviano	Flujo típico por debajo del flujo normal de diseño.	68,29
B-3	Diesel Liviano/Nafta	Flujo típico menor que la mitad del flujo normal.	51,22
B-8B	Destilado Liviano	Flujo típico menor que el flujo mínimo de diseño.	17,91
B-14A	Destilado Pesado	Temperatura de succión y descarga mayor que la temperatura de diseño. <sup>1</sup>	25,88

Solo se presentaron desviaciones de los límites establecidos al 14% de las 28 bombas evaluadas, al observar la tabla anterior se tiene que uno de los problemas que más se presentan en el funcionamiento de las bombas (11% de las bombas), es que el flujo de operación de los equipos está por debajo del establecido dentro de la sección de flujo mínimo calculado a partir de sus datos de diseño, reportando porcentajes de desviación entre 18 y 68%, caso observado en las bombas: B-1-02, B-3, B-8B. Al analizar éstos resultados se infiere que no es conveniente proponer un sistema de recirculación para estas bombas, debido a que para llegar a alcanzar el flujo nominal sería necesario recircular prácticamente la totalidad del flujo que se descarga.

<sup>1</sup> Tomando como temperaturas de succión y descarga típicas las de la bomba B-14B.

El funcionamiento de las bombas centrífugas con capacidades reducidas puede producir inconvenientes, que ocurren de manera simultánea o por separado; a continuación se mencionan algunos de ellos:

- a. Funcionar a menos de la eficiencia máxima.
- b. Mayor carga en los cojinetes.
- c. Aumento de temperatura: debido a que la mayor parte del caballaje consumido se convierte en calor desperdiciado.
- d. Recirculación interna: con ciertos flujos menores a los de máxima eficiencia, todas las bombas centrífugas tienen recirculación interna, en las zonas de succión y descarga del impulsor. Esto puede ocasionar borboteos hidráulicos y daños al impulsor, similares a los que produce la cavitación pero en un lugar diferente en el impulsor; la recirculación interna produce vórtices o remolinos muy intensos, con altas velocidades en sus centros, y en consecuencia una importante reducción en la presión estática de ese lugar. (McNaughton, 1992)

En el caso de la bomba B-14A, sus temperaturas de operación están por encima de la temperatura de diseño, la cual representa las condiciones coincidentes más severas de presión y temperatura que puede soportar el equipo; esta temperatura es la utilizada en el momento de seleccionar los materiales para la fabricación del equipo. (PDVSA, MDP-01-DP-01, 1997)

Cuando la temperatura de bombeo se excede con respecto a la temperatura de diseño se acelera la tasa de corrosión del acero al carbón, disminuyendo de esta forma el tiempo de vida útil del cuerpo de la bomba; otro problema asociado con la operación a altas temperaturas es la expansión térmica de las partes de las bombas, lo cual tiende a distorsionar los espacios internos libres para el flujo y la alineación del eje. La expansión de la tubería también distorsiona partes y alineación.

A continuación se presentan la tabla 4.4 que contiene los Límites de Operación Segura y Consecuencias de las Desviaciones para las bombas.

**Tabla 4.4. Límites de Operación Segura y Consecuencias de las Desviaciones para bombas.**

LÍMITES DE OPERACIÓN SEGURA Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES																
PLANTA DE CRUDO <b>Legenda:</b>																
a) Hoja de especificaciones    b) Valor calculado																
c) Información de campo    d) Información adicional																
1) No se posee información técnica																
2) No se dispone de instrumentos de medición																
EQUIPOS ROTATIVOS - BOMBAS																
DESCRIPCIÓN		NPSH (ft de agua)		PRESIÓN (Psig)			FLUJO (BPH)					TEMPERATURA (°F)				
		Disp.	Req.	Operación	P Dis.	Operación	Pmáx	Operación	Operación		Diseño		Operación		TMO / Diseño	
Tag								Fmín.	Fmáx.	Fmín.	Fnom.	Fmáx.	Succión	Descarga		
Tag	B-2															
Servicio	Crudo TK-11/12	102,79	(1)	N/F/S	(1)	N/F/S	91,33	N/F/S	N/F/S	N/F/S	247	329	411	F/S	F/S	(1)
P&ID																
Rev. 0	Fuente	b					b					a				
Tag	B-1-01/A															
Servicio	Fracción Fondo PF-1	226,53	6	91,04	70	270	312,81	209	203	219	37,71	214	447,14	491,35	493,05	500 / 550
P&ID	7266-P-101															
Rev. 0	Fuente	b	a	b	a	c	b	b	c	c	b	a	b	c	c	a
Tag	B-1-02/A															
Servicio	Reflujo Diesel Liviano	125,54	(1)	<b>39,95</b>	<b>35</b>	<b>70</b>	<b>91,56</b>	<b>83</b>	<b>81</b>	<b>85</b>	<b>262</b>	<b>349</b>	<b>436</b>	<b>279</b>	<b>261</b>	<b>500 / 550</b>
P&ID	7266-P-100															
Rev. 0	Fuente	b		b	a	c	b	b	d	d	a	a	b	c	c	a
Tag	B-2A															
Servicio	Crudo	102,59	6,50	29,79	(1)	F/S	439,15	223	215	228	92	291	263,63	F/S	F/S	70 / 120
P&ID	7266-P-100															
Rev. 0	Fuente	b	a	b	a		b	c	c	c	b	a	b			a
Tag	B-2B															
Servicio	Crudo	102,50	6,5	29,75	(1)	359	426,25	223	215	228	92	291	351	89	95	100 / 150
P&ID	7266-P-100															
Rev. 0	Fuente	b	a	b	a	c	b	c	c	c	b	a	b			a
<b>Consecuencias de las Desviaciones</b>		<b>Disp.&lt; Requer.:</b> Cavitación		<b>Típ. Succión &lt; Mín. Succión:</b> Consecuencia directamente relacionada con los niveles mínimos en los equipos a los cuales descargan y/o succionan el flujo.				<b>Típ. &lt; Mín.:</b> Recalentamiento del fluido causando pérdida de energía en la bomba o evaporación del fluido.				<b>Típ. &gt;Máx.:</b> Se genera alto calor friccional ocasionando desgaste en las empacaduras y en los sellos mecánicos.				
				<b>Típ. Descarga &gt;Máx. Descarga:</b> Desgaste de la vida útil de la bomba				<b>Típ. &gt;Máx.:</b> Potencial daño al motor de la bomba, además de generarse caídas de presiones muy grandes las cuales provocan erosión.								

Continuación tabla 4.4.

		<b>LÍMITES DE OPERACIÓN SEGURA Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES</b>														
		<b>PLANTA DE CRUDO</b>														
		<b>Legenda:</b>														
		a) Hoja de especificaciones b) Valor calculado														
		c) Información de campo d) Información adicional 1) No se posee información técnica 2) No se dispone de instrumentos de medición														
<b>EQUIPOS ROTATIVOS - BOMBAS</b>																
DESCRIPCIÓN		NPSH (ft de agua)		PRESIÓN (Psig)				FLUJO (BPH)					TEMPERATURA (°F)		TMO / Diseño	
		Disp.	Req.	Succión		Descarga		Operación	Operación		Diseño			Operación		
				Operación	P Dis.	Operación	Pmáx		Fmín.	Fmáx.	Fmín.	Fnom.	Fmáx.	Succión		Descarga
Tag	B-3	68,66 86,17	(1)	21,08 23,67	23	132	156,46	41 15	38 13	44 18	30,75	41	51	306	295	400 / 450
Servicio	Nafta a Alm/Diesel Liv.															
P&ID	7266-P-102															
Rev. 0	Fuente	b	d	b	a	c	b	c	c	c	d	a	a	c	c	a
Tag	B-4	68,57 86,16	(1)	21,04 23,66	23	70	157,96	41 15	38 13	44 18	30,75	41	51	256	288	400 / 450
Servicio	Nafta Alm/ Diesel Liv															
P&ID	7266-P-102															
Rev. 0	Fuente	b	a	b	a	c	b	c	c	c	d	a	a	c	c	a
Tag	B-5	68,49 86,14	(1)	21,00 23,66	26	109	157,66	N/F/S	N/F/S	37	N/F/S	49	61	N/F/S	N/F/S	265 / 315
Servicio	Nafta Alm/ Diesel Liv															
P&ID	7266-P-102															
Rev. 0	Fuente	b	a	b	a	c	b	c	c	c	c	a	c	c	c	a
Tag	B-6	93,00	6	28,03	9	54	226,13	43	41	49	(1)	(1)	(1)	605	625	630 / 680
Servicio	Residuo Atm															
P&ID	7266-P-102															
Rev. 0	Fuente	b	d	b	a	c	b	c	c	c	a	a	a	c	c	a
Tag	B-7/A	43,93	6	9,35	9	70	161,99	194,93	174,65	214,53	184	367	543	125	122	150 / 200
Servicio	Gasolina Alm															
P&ID	7266-P-102															
Rev. 0	Fuente	b	a	c	a	c	b	c	c	c	b	a	b	c	c	a
Consecuencias de las Desviaciones		Disp.< Requer.: Cavitación		Típica < Mín.: Consecuencia directamente relacionada con los niveles mínimos en los equipos a los cuales envían o succionan el flujo. Típica >Máx.: Desgaste de la vida útil de la bomba				Tip. < Mín.: Recalentamiento del fluido causando pérdida de energía en la bomba. Tip. >Máx.: Potencial daño al motor de la bomba, además de generarse caídas de presiones muy grandes las cuales provocan erosión.					Típ. >Máx.: Se genera alto calor friccional ocasionando desgaste en las empaaduras y en los sellos mecánicos.			

Continuación tabla 4.4.

 <p>PDVSA</p>	<b>LÍMITES DE OPERACIÓN SEGURA Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES</b>															
	<b>PLANTA DE CRUDO</b>															
	<b>Legenda:</b>															
	a) Hoja de especificaciones b) Valor calculado															
	c) Información de campo d) Información adicional 1) No se posee información técnica 2) No se dispone de instrumentos de medición															
<b>EQUIPOS ROTATIVOS - BOMBAS</b>																
DESCRIPCIÓN		NPSH (ft de agua)		PRESIÓN (Psig)				FLUJO (BPH)					TEMPERATURA (°F)			
		Disp.	Req.	Succión		Descarga		Operación	Operación		Diseño			Operación		TMO / Diseño
				Operación	P Dis.	Operación	Pmáx		Fmín.	Fmáx.	Fmín.	Fnom.	Fmáx.	Succión	Descarga	
Tag	B-8B	90,15	7	26,39	5,92	(2)	200,22	34	35	39	41,42	62,85	78,57	604	567	520 / 670
Servicio	Destilado Liv															
P&ID	7266-P-102															
Rev. 0	Fuente	b	a	b	a	c	a	c	c	c	a	a	a	c	c	a
Tag	B-9	120,19	8	37,42	(1)	70	117,80	29	23	33	27	36	77	110	120	450 / 500
Servicio	Diesel Medio															
P&ID	7266-P-100															
Rev. 0	Fuente	b	a	c	a	c	a	c	c	c	b	a	b	c	c	a
Tag	B-10	F/S	(1)	F/S	(1)	F/S	53,64	F/S	F/S	F/S	30	40	50	F/S	F/S	(1)
Servicio	Diesel Medio															
P&ID	7266-P-100															
Rev. 0	Fuente											a				
Tag	B-11/A	F/S	(1)	F/S	(1)	F/S	250	F/S	F/S	F/S	16	21	26	F/S	F/S	(1)
Servicio	Diesel Medio															
P&ID	7266-P-100															
Rev. 0	Fuente						a					a				
Tag	B-11 B	77,73	6,3	22,20	10,69	300	300	8,48	7	9	8,25	11	13,75	158	162	560 / 610
Servicio	Gasoi a Alm															
P&ID	7266-P-100															
Rev. 0	Fuente	b	a	c	a	c	a	c	a	a	a	a	a	c	c	a
<b>Consecuencias de las Desviaciones</b>		<b>Disp.&lt; Requer.:</b> Cavitación		<b>Típica &lt; Mín.:</b> Consecuencia directamente relacionada con los niveles mínimos en los equipos a los cuales envían o succionan el flujo. <b>Típica &gt;Máx.:</b> Desgaste de la vida útil de la bomba				<b>Típ. &lt; Mín.:</b> Recalentamiento del fluido causando pérdida de energía en la bomba. <b>Típ. &gt;Máx.:</b> Potencial daño al motor de la bomba, además de generarse caídas de presiones muy grandes las cuales provocan erosión.					<b>Típ. &gt;Máx.:</b> Se genera alto calor friccional ocasionando desgaste en las empaaduras y en los sellos mecánicos.			

**Continuación tabla 4.4.**

 <p>PDVSA</p>	<b>LÍMITES DE OPERACIÓN SEGURA Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES</b>															
	<b>PLANTA DE CRUDO Leyenda:</b>															
	a) Hoja de especificaciones b) Valor calculado															
	c) Información de campo d) Información adicional															
	1) No se posee información técnica 2) No se dispone de instrumentos de medición															
<b>EQUIPOS ROTATIVOS – BOMBAS</b>																
DESCRIPCIÓN	NPSH (ft de agua)		PRESIÓN (Psig)					FLUJO (BPH)					TEMPERATURA (°F)			
	Disp.	Req.	Succión		Descarga			Típico	Operación		Diseño			Operación		TMO / Diseño
			Operación	P Dis.	Operación	Pmáx	Fmín.		Fmáx.	Fmín.	Fnom.	Fmáx.	Succión	Descarga		
Tag	B-12															
Servicio	Agua Enfriamiento															
P&ID	7266-P-103															
Rev. 0	Fuente															
Tag	B-13 / A															
Servicio	Residuo Vacío															
P&ID	7266-P-103															
Rev. 0	Fuente															
Tag	B-13 B															
Servicio	Residuo Vacío															
P&ID	7266-P-103															
Rev. 0	Fuente															
Tag	B-14															
Servicio	Destilado Pesado															
P&ID	7266-P-103															
Rev. 0	Fuente															
Tag	B-14 A															
Servicio	Destilado Pesado															
P&ID	7266-P-103															
Rev. 0	Fuente															
Consecuencias de las Desviaciones	Disp.< Requer.: Cavitación		Típica < Mín.: consecuencia directamente relacionada con los niveles mínimos en los equipos a los cuales envían o succionan el flujo. Típica >Máx.: Desgaste de la vida útil de la bomba					Tip. < Mín.: Recalentamiento del fluido causando pérdida de energía en la bomba. Tip. >Máx.: Potencial daño al motor de la bomba, además de generarse caídas de presiones muy grandes las cuales provocan erosión.					Tip. >Máx.: Se genera alto calor friccional ocasionando desgaste en las empaaduras y en los sellos mecánicos.			

**Continuación tabla 4.4.**

 <p>PDVSA</p>	<b>LÍMITES DE OPERACIÓN SEGURA Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES</b>															
	<b>PLANTA DE CRUDO</b> <b>Legenda:</b>															
	a) Hoja de especificaciones    b) Valor calculado															
	c) Información de campo    d) Información adicional															
	1) No se posee información técnica 2) No se dispone de instrumentos de medición															
<b>EQUIPOS ROTATIVOS - BOMBAS</b>																
DESCRIPCIÓN		NPSH (ft de agua)		PRESIÓN (Psig)				FLUJO (BPH)					TEMPERATURA (°F)			
				Succión		Descarga		Operación	Operación		Diseño			Operación		Diseño
		Disp.	Req.	Operación	P Dis.	Operación	Pmáx		Fmín.	Fmáx.	Fmín.	Fnom.	Fmáx.	Succión	Descarga	
Tag	B-14 B	26,86	(1)	-1,65	0,35	99,00	81,55	77	70	88	41	164	189	502	505	490 / 540
Servicio	Destilado Pesado															
P&ID	7266-P-103															
Rev. 0	Fuente															
Tag	B-17	(1)	2,00	(1)	(1)	43,25	(1)	(1)	(1)	(1)	12	16	38	86,3	87,4	90 / 140
Servicio	Agua Enfriamiento															
P&ID	7266-P-103															
Rev. 0	Fuente															
Tag	B-17 A	(1)	2,50	8,00	(1)	17,00	(1)	(1)	(1)	(1)	11	14	18	F/S	F/S	(1)
Servicio	Agua Enfriamiento															
P&ID	7266-P-103															
Rev. 0	Fuente															
Tag																
Servicio																
P&ID																
Rev. 0	Fuente															
Consecuencias de las Desviaciones		Disp.< Requer.: Cavitación		Típica < Mín.: Consecuencia directamente relacionada con los Niveles mínimos en los equipos a los cuales envían o succionan el flujo. Típica >Máx.: Desgaste de la vida útil de la bomba				Tip. < Mín.: Recalentamiento del fluido causando pérdida de energía en la bomba. Tip. >Máx.: Potencial daño al motor de la bomba, además de generarse caídas de presiones muy grandes las cuales provocan erosión.					Tip. >Máx.: Se genera alto calor friccional ocasionando desgaste en las empaaduras y en los sellos mecánicos.			

### **Intercambiadores de Calor**

Al igual que en la sección de bombas, aquí también se explica detalladamente cómo se obtuvieron los Límites de Operación Segura bajo los cuales se realizaron las comparaciones de las condiciones de diseño de los intercambiadores con sus condiciones de operación, también se explicarán las distintas consecuencias de las desviaciones y por último se describen los intercambiadores de calor que se encuentran operando fuera de los límites de operación establecidos.

A continuación se explicarán las características más resaltantes que aparecieron a medida que se fueron estableciendo los Límites de Operación Segura para los 30 intercambiadores de calor evaluados.

En este caso el estudio de estos equipos se fundamentó en el seguimiento de las temperaturas y presiones de entrada y salida por cada lado del intercambiador y de los flujos que entraban al intercambiador por cada uno de sus lados.

- **Temperatura.**

No todos los intercambiadores que se encuentran en las Plantas de Crudo y Vacío de la refinería San Roque tienen termocuplas, debido a esta problemática fue necesario realizar las mediciones de temperatura con la ayuda de un termómetro de contacto; estas mediciones se realizaron desde el 5 de junio hasta el 26 de junio el año 2002.

Las mediciones de temperaturas se realizaron en los puntos de entrada y salida por cada uno de los lados del intercambiador (tubo y carcaza); uno de los mayores inconvenientes fue que habían intercambiadores que se encontraban a una altura considerable y eran de difícil acceso, lo cual influía en que el error de la medición aumentara. La dificultad incidía en que la distancia para realizar la medición era muy grande (mayor que un metro o un metro y medio), y en otras oportunidades el problema presentado fue que los puntos donde se debían tomar las temperaturas estaban cubiertos por material de aislamiento y los puntos que quedaban descubiertos eran poco visibles. Con la finalidad de obtener mediciones con una buena aproximación a la realidad, las mediciones se realizaron en los puntos donde se

veía que la tubería era más delgada, este hecho ocurría principalmente en los codos próximos a los puntos donde se requería realizar la medición.

Se pudo observar que la línea por donde fluía el crudo era la que tenía mayor cantidad de termocuplas debido a que tenía que ser calentado para poder ser alimentado a los hornos y luego a la TA-1, este hecho evidencia que uno de los aspectos que más se cuida dentro de la refinería es la condición térmica del crudo para obtener el fraccionamiento deseado en la torre; otro de los puntos en donde también se observaba presencia de termocuplas eran aquellos en donde ya los productos intermedios, que son usados para aprovechar su calor, eran enviados hacia los tanques de almacenamiento, esto debido a que es necesario mantener la temperatura en un rango entre 200-225°F, debido a que el agua remanente dentro del tanque podría evaporarse y causar derramamiento. (PDVSA, MDP-05-E-01, 1997)

Los valores de temperatura fueron tomados para 21 intercambiadores de los 30 que fueron evaluados, se debe destacar que de los 9 intercambiadores restantes 3 estaban fuera de servicio y los restantes se eran de difícil acceso.

- Presión

Al igual que en el caso de la temperatura, para la presión tampoco se encontraban manómetros en todos los puntos en los cuáles se requería tomar la medición; para solventar este problema fue necesario realizar cálculos hidráulicos desde puntos donde sí eran conocidas las presiones y adicionalmente realizar cálculos de caídas de presión en los equipos a los cuales les hiciera falta la medición luego del proceso de intercambio de calor; es decir si se tenía la presión por medio de la primera forma de cálculo (evaluación hidráulica) y luego se obtenía la caída de presión, se tenía resuelta la incógnita de la presión para el otro punto; de esta forma se lograron obtener las presiones de entrada y salida para 17 de los 30 intercambiadores evaluados, tomando en cuenta que a los que no se les pudo obtener las presiones fue por falta de manómetros en toda la línea.

Se tuvo un inconveniente en el cálculo de la caída de presión en los intercambiadores de tubo y carcaza (lado carcaza); en las hojas de especificaciones faltaban datos acerca del espaciado de los deflectores, por este motivo se tuvieron que realizar los cálculos en

función de una acotación hecha en el manual de diseño de proceso de principios básicos para intercambiadores de calor el cual indica que el mínimo espaciado de los deflectores debe ser 20% del diámetro interno de la carcasa o 2 pulg el que resulte mayor (PDVSA, MDP-05-E-01); todos los procedimientos de cálculo junto con un cálculo tipo se presentan en el apéndice B.

Al igual que en la sección de temperatura, se observó que la mayor cantidad de manómetros se encontraban distribuidos en la línea por donde circulaba el crudo; cuando se obtuvieron los resultados de qué equipos se encontraban fuera de los Límites de Operación Segura, principalmente en el caso de la caída de presión, se realizaron las mediciones con manómetros que sí estaban calibrados y de esta forma se verificó que el equipo estuviera realmente fuera del límite establecido.

Para los equipos que no tienen válvulas de alivio se calculó la presión de operación máxima a partir de un enunciado que se hace en el manual de diseño de proceso de principios básicos para intercambiadores de calor, el cual indica que la presión de diseño debe ser igual a la presión de operación máxima más 25 Psig o más el 10% de la presión de operación máxima, de esos dos enunciados se escoge la POM que resulte menor. (PDVSA, MDP-05-E-01, 1997)

La presión de operación máxima fue calculada para 25 intercambiadores; de los 5 intercambiadores restantes 3 estaban fuera de servicio y 2 no tenían los datos de presión de diseño en sus hojas de especificaciones.

- Flujo.

La medición de flujos típicos, mínimos y máximos de operación se realizó de igual forma que en la sección de bombas; los flujos de diseño no se hallaron en las hojas de especificaciones, por lo tanto no se pudo establecer la comparación entre los flujos de diseño y de operación. Se debe añadir que se realizaron cálculos para obtener el agua de enfriamiento de los enfriadores, debido a que no se encontraron placas de orificio que midieran este flujo, ver en el cálculo tipo B.12 del apéndice B.

Se debe agregar que a excepción de los intercambiadores IC-11 e IC-12, en las hojas de especificaciones no se hallaron los valores correspondientes a las condiciones de operación de diseño, que se debían establecer durante el diseño de los equipos, para ninguna de las variables en estudio.

#### **Consecuencias de las desviaciones establecidas dentro de las tablas.**

- **Temperatura.**

Para el caso de la temperatura la condición insegura aparece, cuando la temperatura típica de operación es mayor que la temperatura máxima de operación, debido a que se favorece a la deformación mecánica del equipo por dilatación térmica, además desde el punto de vista del proceso realizado, se obtendría un producto por el otro lado del equipo con características que no son las deseadas.

Debido a que en las hojas de especificación de los intercambiadores de calor no aparecían los datos de temperatura de diseño del proceso no se pudo establecer una comparación entre la temperatura mínima de operación, que tenía que estar definida en la hoja de especificaciones, y la temperatura típica de operación; aunque no se hayan establecido los límites mínimos de operación se explican las consecuencias de las desviaciones.

Cuando el fluido se encuentra con una temperatura menor que la establecida en los límites, no se tienen efectos que afecten la integridad mecánica del equipo, pero el proceso si se vería afectado porque el enfriamiento de la corriente que se encuentra por el otro lado del intercambiador se vería afectado, es decir la corriente se enfriaría más de lo requerido por el proceso.

- **Presión.**

En este caso solo se observa si la caída de presión es mayor que la permitida de acuerdo a las normas de diseño, en la tabla 4.4 se tienen las caídas de presión típicas para intercambiadores de tubo y carcaza, doble tubo y enfriadores de aire establecidas en el Manual de Diseño de Proceso de PDVSA para Intercambiadores de Calor, Principios Básicos.

**Tabla 4.5. Caídas de Presión Típicas de cuerdo al Manual de Diseño de Proceso para Intercambiadores de Calor - Principios Básicos.**

Servicio	Caída de Presión, Psi
Líquidos	25
Gases y Vapores a Presión Atmosférica	12 mmHg
Vapores (condensadores de torres de vacío)	2

Si se presentara el caso de una caída de presión mayor que la permitida se pudiera tener el riesgo de una posible ruptura metálica en el interior del equipo lo cual generaría fuga de fluido desde la zona de mayor presión a la de menor presión.

- Flujo.

Aun cuando los flujos de diseño de los intercambiadores de calor no aparecían tabulados en las hojas de diseño, se colocaron las posibles consecuencias que pudiera traer un flujo mayor que el especificado por el diseñador o un flujo menor que el especificado en todas las tablas.

Para flujos mínimos de operación menores que los especificados en la sección de diseño, se tienen las siguientes consecuencias:

- a. Si el equipo es un enfriador se puede presentar recalentamiento del agua, propiciandoo así la formación de carbonatos que pueden incidir en el aumento de la probabilidad de taponamiento en el haz de tubos.
- b. Para cualquier caso si el flujo que está manejando el intercambiador es menor que el establecido por alguna bomba que se encuentre aguas abajo del proceso, esta pudiera presentar problemas de operación por bajo flujo.
- c. Si el flujo proviene de alguna torre de fraccionamiento, este hecho es indicativo de baja producción en la columna y adicionalmente generará bajo nivel al recipiente al cual será enviado luego, si existe algún recipiente o tanque aguas abajo del proceso.

- d. Riesgo de problemas por operaciones a bajo flujo en las bombas aguas abajo del proceso. Las especificaciones del fluido que va por el otro lado no serían la deseadas para el proceso.

Si los flujos son mayores a los de diseño se tiene: alta caída de presión en el equipo, riesgo de erosión en la línea de entrada y salida al equipo, disminución del período de vida útil.

**Intercambiadores de Calor que se encuentran operando fuera de los Límites de Operación Segura.**

De los 30 intercambiadores de calor que fueron evaluados 5 de ellos resultó operando fuera de los límites de operación establecidos; en la tabla 4.5 se encuentran los intercambiador que presentaron desviación. En estos equipos se observa que el problema que se presentó fue que la caída de presión se encuentra por encima de la especificación de diseño por norma. (PDVSA, MDP-05-E-01, 1997)

**Tabla 4.6. Intercambiadores de calor operando fuera de límites.**

TAG	Servicio	Observación	Desviación, %
IC-15	Agua / Res. Vacío	Caída de presión mayor que la de diseño del lado del tubo.	> 100
IC-9	Crudo / Dest. Liv.	Presión de operación mayor que la presión de operación máxima.	5,82
IC-9A	Crudo / Dest. Liv.	Presión de operación mayor que la presión de operación máxima.	12,00
IC-13	Crudo / Res. Vacío	Presión de operación mayor que la presión de operación máxima.	10,29
IC-13	Crudo / Res. Vacío	Presión de operación mayor que la presión de operación máxima.	11,76

La principal causa de alta caída de presión dentro de los intercambiadores de calor es la acumulación de residuos e incrustaciones en el interior del equipo, debido a esta presunción se recomienda realizar mantenimiento al equipo antes de realizarle alguna modificación, que pudiera resultar más costosa; luego de realizarle el mantenimiento al intercambiador se le debe realizar seguimiento.

A los intercambiadores de calor que presentaron la presión de operación mayor que la presión de operación máxima, se les recomendó colocar algún instrumento antes de que el

fluido llegara al intercambiador, con la finalidad de disminuir la presión con la que se moviliza.

A continuación se muestra la tabla 4.7 que contiene los Límites de Operación Segura y Consecuencias de las Desviaciones para los intercambiadores de calor.

**Tabla 4.7. Límites de Operación Segura y Consecuencias de las Desviaciones para intercambiadores de calor.**

LÍMITES DE OPERACIÓN Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES															
		<p align="center"><b>PLANTA DE CRUDO Y VACÍO</b></p> <p><b>Legenda:</b>                      a) Hoja de Especificaciones      d) Normas de Diseño                      b) Valor Calculado                      (1) No se dispone de Información Técnica                      c) Información de Campo              (2) No se dispone de Instrumentación                      N/F/S: Normalmente Fuera de Servicio.</p>													
		EQUIPOS ESTATICOS. INTERCAMBIADORES DE CALOR													
DESCRIPCION	UBICACION	SERVICIO	TEMPERATURA (°F)			PRESIÓN (PSIG)				FLUJO (BPH)					
			Típico	Diseño		Típico	Diseño	Diseño		Típico	Operación		Diseño		
				Operación	Máx.			Caída	Operación		Mín.	Máx.			
Tag	<b>IC-1 A/B/C</b>	TUBO	Entra	Gasolina	232,53	(1)	(1)	16,17	(1)	(1)	(1)	14782	13096	15392	(1)
Nombre	Enfriador de vapores gasolina		Sale		157										
P&ID	7266-P-102	CASCO	Entra	Aire	(2)	(1)	(1)	(2)	(1)	(1)	(1)	(2)	(2)	(2)	(1)
Rev. 0	Fuente	-	-	-	c	a	a	c	a	a	b	c	c	c	a
Tag	<b>IC-1-01</b>	TUBO	Entra	Crudo	140	230,1	500	319,98	390	2,94	355	223,37	219	227	(1)
Nombre	Pre calentamiento de Crudo		Sale		200	286,4		317,09							
P&ID	7266-P-100	CASCO	Entra	Diesel Liviano	441	441	500	38,94	60	9,52	55	82,77	82	84,5	(1)
Rev. 0	Fuente	-	-	-	223	403		38,92							
Tag	<b>IC-1-02 A</b>	TUBO	Entra	Crudo	193,7	(1)	480	317,09	380	(1)	345	223,37	219	227	(1)
Nombre	Pre calentamiento de Crudo		Sale		227,2	(1)		316,67							
P&ID	7266-P-100	CASCO	Entra	Destilado Pesado	267	(1)	480	48,00	110	(1)	100	72,39	70	86	(1)
Rev. 0	Fuente	-	-	-	240	(1)		47,95							
Tag	<b>IC-1-02 B</b>	TUBO	Entra	Crudo	167,17	(1)	480	316,67	380	(1)	345	223,37	219	227	(1)
Nombre	Pre calentamiento de Crudo		Sale		193,84	(1)		313,03							
P&ID	7266-P-100	CASCO	Entra	Destilado Pesado	(2)	(1)	480	48,05	110	(1)	100	72,37	70	86	(1)
Rev. 0	Fuente	-	-	-	241	(1)		48,00							
Consecuencias de las Desviaciones		TEMPERATURA			PRESIÓN			FLUJO							
		Típico >Diseño			Típico >Diseño			Típico >Diseño							
		Deformación de la estructura metálica del equipo por efecto de Dilatación.			Posible ruptura metálica en el interior del equipo generando fuga de fluido desde la zona de mayor presión a la menor.			Alta caída de presión en el equipo. Poca transferencia de calor. Riesgo de erosión en la línea de entrada y salida al equipo. Disminución del período de vida útil.							
		Típico <<Diseño						Típico << Diseño							

Continuación tabla 4.7.

LÍMITES DE OPERACIÓN Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES															
 PDVSA		PLANTA DE CRUDO Y VACÍO													
		<b>Legenda:</b> a) Hoja de Especificaciones      d) Normas de Diseño b) Valor Calculado                      (1) No se dispone de Información Técnica c) Información de Campo              (2) No se dispone de Instrumentación N/F/S: Normalmente Fuera de Servicio.													
EQUIPOS ESTATICOS. INTERCAMBIADORES DE CALOR															
DESCRIPCION		UBICACION		SERVICIO	TEMPERATURA (°F)			PRESIÓN (PSIG)			FLUJO (BPH)				
					Operación	Diseño		Operación	Diseño	Diseño		Operación	Operación		Diseño
						Operación	Máx.			Caída	Operación		Mín.	Máx.	
Tag	IC-1-02C	TUBO	Entra	Crudo	182,4	(1)	450	313,03	380	(1)	345	223,37	219	227	(1)
Nombre	Pre calentamiento de Crudo		Sale		323	(1)		309,38							
P&ID	7266-P-100	CASCO	Entra	Destilado Pesado	450	(1)	450	48,09	110	(1)	100	72,37	70	86	(1)
Rev. 0	Fuente		Sale		(2)	(1)		48,05							
Tag	IC-2 A/B	TUBO	Entra	Agua de enfriamien.	92	(1)	155	(2)	150	(1)	136	(1)	(2)	(2)	1551
Nombre	Enfriador de Gasolina		Sale		96	(1)		(2)							
P&ID	7266-P-102	CASCO	Entra	Gasolina	157	(1)	200	(2)	150	(1)	136	64,32	58	67	(1)
Rev. 0	Fuente		Sale		112	(1)		(2)							
Tag	IC-3	TUBO	Entra	Agua de enfriamien.	94,5	(1)	650	(2)	600	(1)	545	64,47	56,85	69,48	(1)
Nombre	Enfriador de Nafta		Sale		107,6	(1)		(2)							
P&ID	7266-P-102	CASCO	Entra	Nafta	299	(1)	650	35,22	600	(1)	545	40,83	36	44	(1)
Rev. 0	Fuente		Sale		250	(1)		15,31							
Tag	IC-4	TUBO	Entra	Agua de enfriamien.	87	(1)	650	(2)	600	(1)	545	118,36	104,36	127,56	(1)
Nombre	Enfriador de Nafta		Sale		105	(1)		(2)							
P&ID	7266-P-102	CASCO	Entra	Nafta	267	(1)	650	(2)	600	(1)	545	40,83	36	44	(1)
Rev. 0	Fuente		Sale		116	(1)		(2)							
Consecuencias de las Desviaciones		TEMPERATURA			PRESIÓN			FLUJO							
		Típico >Diseño			Típico >Diseño			Típico >Diseño							
		Deformación de la estructura metálica del equipo por efecto de Dilatación.			Posible ruptura metálica en el interior del equipo generando fuga de fluido desde la zona de mayor presión a la menor.			Alta caída de presión en el equipo. Poca transferencia de calor. Riesgo de erosión en la línea de entrada y salida al equipo. Disminución del período de vida útil.							
		Típico <<Diseño			Típico <<Diseño			Típico <<Diseño							
No presenta daños a la integridad mecánica del equipo.						Tubo: Pre calentamiento del agua con formación de carbonatos, lo que repercutiría al taponamiento del haz de tubo. Riesgo de cavitación si hay bombas aguas abajo del proceso.									

		aguas abajo del proceso. <b>Casco:</b> Indicativo de baja producción en la torre de donde provenga el corte y generarán bajo nivel al equipo a donde se envíen. Baja eficiencia en la transferencia de calor. Riesgo de cavitación en bombas aguas abajo del proceso.
--	--	--



PDVSA

LÍMITES DE OPERACIÓN Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES

PLANTA DE CRUDO Y VACÍO

**Legenda:**

- a) Hoja de Especificaciones      d) Normas de Diseño  
b) Valor Calculado                      (1) No se dispone de Información Técnica  
c) Información de Campo              (2) No se dispone de Instrumentación  
N/F/S: Normalmente Fuera de Servicio.

EQUIPOS ESTATICOS. INTERCAMBIADORES DE CALOR

DESCRIPCION		UBICACION		SERVICIO	TEMPERATURA (°F)			PRESIÓN (PSIG)			FLUJO (BPH)				
					Operación	Diseño		Operación	Diseño	Diseño		Operación	Operación		Diseño
						Operación	Máx.			Caída	Operación		Mín.	Máx.	
Tag	IC-5	TUBO	Entra	Agua de enfriamien.	97	(1)	650	(2)	600	(1)	545	61,64	52,00	72,00	(1)
Nombre	Enfriador de Diesel Liviano		Sale		108	(1)		(2)							
P&ID	7266-P-102	CASCO	Entra	Diesel Liviano	394	(1)	650	35,05	600	(1)	545	15,41	13	18	(1)
Rev.0	Fuente		Sale		252	(1)		16,29							
Tag	IC-6	TUBO	Entra	Agua de enfriamien.	90,3	(1)	650	(2)	600	(1)	545	61,32	51,73	71,62	(1)
Nombre	Enfriador de Nafta		Sale		102,5	(1)		(2)							
P&ID	7266-P-102	CASCO	Entra	Diesel Liviano	247	(1)	650	40	600	(1)	545	15,41	13	18	(1)
Rev.0	Fuente		Sale		103	(1)		(2)							
Tag	IC-7 A/B	TUBO	Entra	Crudo	94,93	(1)	650	356,22	600	(1)	545	223,37	219	227	(1)
Nombre	Precalentamiento de Crudo		Sale		102	(1)		342,28							
P&ID	7266-P-100	CASCO	Entra	Diesel Medio	497	(1)	650	38,55	600	(1)	545	20,08	23	33	167,4
Rev.0	Fuente		Sale		114	(1)		38,24							
Tag	IC-8	TUBO	Entra	Crudo	169	170	300	325,98	400	(1)	375	223,37	219	227	293,26
Nombre	Precalentamiento de Crudo		Sale		197	204		325,02							
P&ID	7266-P-100	CASCO	Entra	Gasoil	270	600	700	38,85	300	(1)	275	8,48	7,00	9,00	20,96
Rev.0	Fuente		Sale		168	211		(1)							

	TEMPERATURA	PRESIÓN	FLUJO
	Típico >Diseño	Típico >Diseño	Típico >Diseño
Consecuencias de las Desviaciones	Deformación de la estructura metálica del equipo por efecto de Dilatación.	Posible ruptura metálica en el interior del equipo generando fuga de fluido desde la zona de mayor presión a la menor.	Alta caída de presión en el equipo. Poca transferencia de calor. Riesgo de erosión en la línea de entrada y salida al equipo. Disminución del periodo de vida útil.
	Típico << Diseño		Típico << Diseño
	No presenta daños a la integridad mecánica del equipo.		Tubo: Precalentamiento del agua con formación de carbonatos, lo que repercutiría al taponamiento del haz de tubo (enfriadores), o recalentamiento del fluido. Riesgo de cavitación en las bombas involucradas. Casco: Indicativo bajo nivel en la torre de donde provengan y generarán bajo nivel al equipo a donde se envíen. Baja eficiencia en la transferencia de calor. Producto fuera de especificaciones.



LÍMITES DE OPERACIÓN Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES

PLANTA DE CRUDO Y VACÍO

Legenda:

- a) Hoja de Especificaciones      d) Normas de Diseño  
 b) Valor Calculado                    (1) No se dispone de Información Técnica  
 c) Información de Campo            (2) No se dispone de Instrumentación  
 N/F/S: Normalmente Fuera de Servicio.

EQUIPOS ESTATICOS. INTERCAMBIADORES DE CALOR

DESCRIPCION		UBICACION		SERVICIO	TEMPERATURA (°F)			PRESIÓN (PSIG)			FLUJO (BPH)				
					Operación	Diseño		Operación	Diseño	Diseño		Operación	Operación		Diseño
						Operación	Máx.			Caída	Operación		Min.	Máx.	
Tag	IC-9	TUBO	Entra	Crudo	304	(1)	500	290,75	300	(1)	275	90,31	(2)	(2)	(1)
Nombre	Intercambiador Crudo/Dest. Liv		Sale		329	(1)		290,00							
P&ID	7266-P-100	CASCO	Entra	Destilado Liviano	429	(1)	700	33,8	300	(1)	275	34	35	28,86	(1)
Rev 0	Fuente		Sale		(2)	(1)		33,5							
Tag	IC-9 A	TUBO	Entra	Crudo	322	(1)	500	308,44	300	(1)	275	90,31	(2)	(2)	(1)
Nombre	Intercambiador Crudo/Dest. Liv		Sale		349,6	(1)		299,10							
P&ID	7266-P-100	CASCO	Entra	Destilado Liviano	(2)	(1)	700	54,84	300	(1)	275	34	35	28,86	(1)
Rev. 0	Fuente		Sale		328	(1)		50,05							
Tag	IC-10	TUBO	Entra	Agua	85,27	(1)	150	14,00	150	(1)	227	241,56	(2)	(2)	(1)
Nombre	Enfriador de Destilado Liv.		Sale		96,44	(1)		13,00							
P&ID	7266-P-100	CASCO	Entra	Destilado Liviano	(1)	(1)	350	39,47	250	(1)	136	34	35	28,86	(1)
Rev. 0	Fuente		Sale		(1)	(1)		38,20							
Tag	IC-10A	TUBO	Entra	Agua de enfriamien.	83,7	(1)	200	26,00	150	(1)	275	100,31	(2)	(2)	(1)
Nombre	Enfriador de Destilado Liv.		Sale		96,93	(1)		16,00							
P&ID	7266-P-100	CASCO	Entra	Destilado Liviano	321	(1)	450	38,20	300	(1)	136	34	35	28,86	(1)
Rev. 0	Fuente		Sale		225	(1)		31,05							
Consecuencias de las Desviaciones	TEMPERATURA				PRESIÓN				FLUJO						
	Típico >Diseño				Típico >Diseño				Típico >Diseño						
	Deformación de la estructura metálica del equipo por efecto de Dilatación.				Posible ruptura metálica en el interior del equipo generando fuga de fluido desde la zona de mayor presión a la menor.				Alta caída de presión en el equipo. Poca transferencia de calor, riesgo de erosión en la línea de entrada y salida al equipo, disminución del período de vida útil.						
	Típico <<Diseño								Típico << Diseño						
	No presenta daños a la integridad mecánica del equipo.								Tubo: Pre calentamiento del agua con formación de carbonatos, lo que repercutiría al taponamiento del haz de tubo (enfriadores). Indicativo de baja recepción de crudo. Recalentamiento del crudo. Riesgo de cavitación en las bombas involucradas. Casco: Indicativo baja producción de destilado en la TA-1 y pudiera ocasionar problemas en equipos aguas abajo del proceso, B-8, planta parafina en general. Baja eficiencia en la transferencia de calor.						



LÍMITES DE OPERACIÓN Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES

PLANTA DE CRUDO Y VACÍO

**Legenda:**

- a) Hoja de Especificaciones      d) Normas de Diseño  
 b) Valor Calculado                (1) No se dispone de Información Técnica  
 c) Información de Campo        (2) No se dispone de Instrumentación  
 N/F/S: Normalmente Fuera de Servicio.

EQUIPOS ESTATICOS. INTERCAMBIADORES DE CALOR

DESCRIPCION	UBICACION	SERVICIO	TEMPERATURA (°F)				PRESIÓN (PSIG)				FLUJO (BPH)			
			Típico	Diseño		Típico	Diseño	Diseño		Típico	Operación		Diseño	
				Operación	Máx.			Caída	Operación		Min.	Máx.		
Tag	IC-11	TUBO	Entra	105	115	150	30	225	5	205	(2)	(2)	(2)	421.8
Nombre	Condensador Tope TV-1		Sale	275	119		(2)							
P&ID	7266-P-103	CASCO	Entra	123,36	300	350	-20	225	0,097	205	(2)	(2)	(2)	799 lb/hr
Rev 0	Fuente		Sale	135,05	120		(1)							
Tag	IC-12	TUBO	Entra	87,8	100	150	50	150	5	91	(2)	(2)	(2)	1428
Nombre	Condensador Tope TV-1		Sale	80,84	110		40							
P&ID	7266-P-103	CASCO	Entra	106,92	225	350	(1)	150	0,097	68	(2)	(2)	(2)	4550
Rev. 0	Fuente		Sale	(1)	215		-20"Hg							
Tag	IC-13	TUBO	Entra	223,76	(1)	500	299,72	300	(1)	272	133,06	(2)	(2)	(1)
Nombre	Crudo/Res. Vacío.		Sale	277,6	(1)		295,22							
P&ID	7266-P-100	CASCO	Entra	523	(1)	650	52,33	150	(1)	136	6,35	5,6	7,9	(1)
Rev. 0	Fuente		Sale	(2)	(1)		52,27							
Tag	IC-13 A	TUBO	Entra	277,6	(1)	500	303,55	300	(1)	272	133,06	(2)	(2)	(1)
Nombre	Crudo/Res. Vacío.		Sale	347,37	(1)		299,72							
P&ID	7266-P-100	CASCO	Entra	(2)	(1)	650	52,33	150	(1)	136	6,35	5,6	7,9	(1)
Rev. 0	Fuente		Sale	309	(1)		52,27							
			TEMPERATURA				PRESIÓN				FLUJO			
			Típico >Diseño				Típico >Diseño				Típico >Diseño			
			Deformación de la estructura metálica del equipo por efecto de Dilatación.				Posible ruptura metálica en el interior del equipo generando fuga de fluido desde la zona de mayor presión a la menor.				Alta caída de presión en el equipo. Poca transferencia de calor. Riesgo de erosión en la línea de entrada y salida al equipo. Disminución del período de vida útil.			
			Consecuencias de las Desviaciones								Típico << Diseño			
			No presenta daños a la integridad mecánica del equipo.								Tubo: Precalentamiento del agua con formación de carbonatos, lo que repercutiría al taponamiento del haz de tubo (enfriadores). Recalentamiento del crudo. Riesgo de cavitación en las bombas involucradas. Casco: Indicativo bajo flujo en la TV-1. Riesgo de cavitación en las bombas, B-13/A/B, B-12. Baja eficiencia de en la transferencia de calor.			



LÍMITES DE OPERACIÓN Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES

PLANTA DE CRUDO Y VACÍO

Legenda:

- a) Hoja de Especificaciones      d) Normas de Diseño  
 b) Valor Calculado                    (1) No se dispone de Información Técnica  
 c) Información de Campo            (2) No se dispone de Instrumentación  
 N/F/S: Normalmente Fuera de Servicio.

EQUIPOS ESTATICOS. INTERCAMBIADORES DE CALOR

DESCRIPCION		UBICACION		SERVICIO	TEMPERATURA (°F)			PRESIÓN (PSIG)			FLUJO (BPH)				
					Típico	Diseño		Típico	Diseño	Diseño		Típico	Operación		Diseño
						Operación	Máx.			Caída	Operación		Min.	Máx.	
Tag	IC-14	TUBO	Entra	Destilado Pesado	267	450	650	(2)	120	10	109	58,96	50,13	80,00	116
Nombre	Enfriador de Destilado Pesado		Sale		151,85	150		(2)							
P&ID	7266-P-103	CASCO	Entra	Aire	(2)	98	(2)	(2)	(2)	10	109	(2)	(2)	(2)	(1)
Rev. 0	Fuente		Sale		(2)	139		(2)							
Tag	IC-15	TUBO	Entra	Agua de Enfr.	85	(1)	650	80,00	600	(1)	136	188,46	155,62	196,04	(1)
Nombre	Enf Res Vacío		Sale		88	(1)		22,80							
P&ID	7266-P-100	CASCO	Entra	Res. Vacío	255	(1)	650	50,09	600	(1)	136	85,48	77,00	97,00	(1)
Rev. 0	Fuente		Sale		244	(1)		28,36							
Tag	IC-16 A/B	TUBO	Entra	Agua de Lavado	N/F/S	90	400	N/F/S	400	10	363	N/F/S	N/F/S	N/F/S	10208
Nombre	Calentador de Agua al Desalador		Sale			187									
P&ID	7266-P-100	CASCO	Entra	Agua de Proceso	N/F/S	249,60	400	N/F/S	400	0,63	363	N/F/S	N/F/S	N/F/S	10122
Rev. 0	Fuente		Sale			152,5									
Tag	IC-17	TUBO	Entra	Agua de Lavado	N/F/S	187,00	450	N/F/S	400	3,03	363	N/F/S	N/F/S	N/F/S	10208
Nombre	Calentador de Agua al Desalador		Sale			259,00									
P&ID		CASCO	Entra	Vapor Saturado	N/F/S	379,50	450	N/F/S	350	0,02	318	N/F/S	N/F/S	N/F/S	800
Rev. 0	Fuente		Sale			310,9									
		TEMPERATURA			PRESIÓN			FLUJO							
		Típico >Diseño			Típico >Diseño			Típico >Diseño							
		Deformación de la estructura metálica del equipo por efecto de Dilatación.			Posible ruptura metálica en el interior del equipo generando fuga de fluido desde la zona de mayor presión a la menor.			Alta caída de presión en el equipo. Poca transferencia de calor. Riesgo de erosión en la línea de entrada y salida al equipo. Disminución del periodo de vida útil.							
Consecuencias de las Desviaciones		Típico << Diseño										Típico << Diseño			
		No presenta daños a la integridad mecánica del equipo.						Tubo: Precaentamiento del agua con formación de carbonatos (IC-15), lo que repercutiría al taponamiento del haz de tubo. Indicativo de baja producción de destilado en la TV-1 (referido al IC-14). Casco: Indicativo baja producción de destilado pesado en la TV-1. Baja eficiencia de en la transferencia de calor.							



LÍMITES DE OPERACIÓN Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES

PLANTA DE CRUDO Y VACÍO

**Legenda:**

- a) Hoja de Especificaciones      d) Normas de Diseño
  - b) Valor Calculado                (1) No se dispone de Información Técnica
  - c) Información de Campo        (2) No se dispone de Instrumentación
- N/F/S: Normalmente Fuera de Servicio.

EQUIPOS ESTATICOS. INTERCAMBIADORES DE CALOR

DESCRIPCION		UBICACION		SERVICIO	TEMPERATURA (°F)			PRESIÓN (PSIG)			FLUJO (BPH)				
					Típico	Diseño		Típico	Diseño	Diseño		Típico	Operación		Diseño
						Operación	Máx.			Caída	Máxima		Mín.	Máx.	
Tag	IC-18	TUBO	Entra	Agua de Enfriamiento	N/F/S	90,0	250	N/F/S	200	6,28	175	N/F/S	29000		
Nombre	Calentamiento de Agua al Desalador.		Sale			103,40									
P&ID	7266-P-100	CASCO	Entra	Vapor Saturado	N/F/S	152,50	400	N/F/S	400	0,64	363	N/F/S	10122		
Rev.0	Fuente		Sale			114,00									
Tag		TUBO	Entra												
Nombre		TUBO	Sale												
P&ID		CASCO	Entra												
Rev.0	Fuente	CASCO	Sale												
Tag		TUBO	Entra												
Nombre		TUBO	Sale												
P&ID		CASCO	Entra												
Rev.0	Fuente	CASCO	Sale												
Tag		TUBO	Entra												
Nombre		TUBO	Sale												
P&ID		CASCO	Entra												
Rev.0	Fuente	CASCO	Sale												
Consecuencias de las Desviaciones		TEMPERATURA		PRESIÓN			FLUJO								
		Típico >Diseño		Típico >Diseño			Típico >Diseño								
		Típico << Diseño		Típico < Diseño.			Típico << Diseño								

## Hornos

En esta sección se discutirán las distintas situaciones que se plantearon durante la elaboración de los Límites de Operación Segura establecidos para los hornos, también se analizarán las distintas consecuencias de las desviaciones planteadas dentro de las tablas y por último se presentan los equipos que se encuentran operando fuera de los Límites de Operación Segura.

- Temperatura.

Las tablas de los hornos solo permiten establecer un rango de operación típico, el cual quedará fijado de acuerdo a las mediciones de temperaturas realizadas durante el lapso de observación (1° de enero hasta el 30 de junio del año 2002); para éstos equipos sí existe la facilidad de obtener las mediciones de las temperaturas, debido a que son equipos claves porque permiten elevar la temperatura del crudo y del residuo atmosférico (HC-3), y por lo tanto los puntos de entrada y salida del horno tienen termocuplas que envían la información hacia la sala de control de la Refinería; en este caso la comparación de la temperatura típica de operación debería hacerse con respecto a la temperatura máxima de operación del equipo, la cual va a ser 50°F menos que la temperatura de diseño. (PDVSA, MDP-01-DP-01, 1997)

Por la característica de este trabajo se debería definir también la temperatura mínima de operación; de acuerdo al manual de diseño de proceso de temperatura y presión, la temperatura mínima de operación es la más baja temperatura del proceso prevista para las desviaciones esperadas de operación normal; dentro de las tablas se debería definir la temperatura mínima de operación solo si esta es mayor que la temperatura promedio de un día; debido a que las características del proceso llevado a cabo en las Plantas de Crudo y Vacío no presentan la posibilidad de adquirir bajas temperaturas que representen peligro a la integridad mecánica del equipo, y de acuerdo al lineamiento expuesto anteriormente no se especificó la temperatura mínima de operación.

- Presión .

Esta es una de las variables que menos es cuidada en los hornos, en este sentido se tienen manómetros en las entradas y salidas del horno, pero no se encontraban funcionando, razón por la cual no se pudieron reportar estos valores en las tablas, a excepción de la presión en la entrada del HC-1A/B, los cuales son valores obtenidos en la sala de control de la refinería.

Debido a este inconveniente no se pudo realizar la comparación entre la caída de presión de operación con respecto a los valores ofrecidos por los manuales de diseño de proceso.

- Flujo.

En función de las exigencias de las tablas de Límites de Operación Segura se requirió obtener los valores de flujo típico, mínimo y máximo de operación y los flujos de diseño; sin embargo al igual que la mayoría de los equipos de las Plantas en estudio se obtuvieron los valores de las variables de operación, pero los datos de diseño no; los datos de flujo de operación se obtuvieron con la facilidad del programa *Aspen Process Explorer* para todos los hornos.

Por éstos inconvenientes presentados y debido a que éstos son equipos importantes dentro del proceso, surgió la necesidad de dar un mayor aporte con respecto a la operación de éstos equipos; por los motivos expuestos anteriormente se realizó un estudio con respecto al flujo másico por área de sección transversal, este análisis es descrito en la sección que enumera que equipos se encuentran fuera de rango.

### **Consecuencias de las desviaciones establecidas dentro de las tablas.**

- Temperatura.

La temperatura máxima de operación está definida para preservar la integridad mecánica del equipo, por esta razón las consecuencias de las desviaciones se realizaron con ese enfoque.

Cuando la temperatura típica de operación es mayor que la temperatura máxima de operación se presenta el riesgo de ruptura en el haz de tubos, se disminuye el período de

vida útil del equipo debido a posibles desgastes en su integridad física, también es posible que se presente riesgo de incendio en el hogar del horno, y como consecuencia a todos éstos hechos, lo más posible es que se presente parada no programada del equipo.

En cambio cuando la temperatura del fluido es mucho menor que la establecida de acuerdo a los manuales de operación de la planta la consecuencia que se presentaría, es que el crudo o el residuo atmosférico que son nuestros casos de estudio, se obtendrían fuera de las especificaciones necesarias para llevar a cabo satisfactoriamente el proceso; además permitiría hacer la conjetura de que existe algún problema en el tren de precalentamiento para el caso de los hornos de crudos, o en la torre de destilación atmosférica en el caso del horno de vacío.

- Presión.

Cuando la presión típica de operación es mayor que la máxima de operación de diseño es posible que se presenten daños a la integridad mecánica del equipo; y cuando la presión típica de operación es menor que la presión indicada por los manuales de operación es factible que el fluido no venza la caída de presión exigida por el equipo y este no culmine su recorrido.

- Flujo.

Si el flujo típico es mayor que el de diseño de proceso se presenta riesgo de erosión en las líneas del proceso y además ocasionaría daños a la integridad mecánica del equipo.

Por otro lado si el flujo típico es menor que el de diseño de operación se presentaría recalentamiento del crudo o del residuo atmosférico, y con esto se incrementaría la temperatura de operación del equipo que se encuentre aguas abajo.

A continuación se presentan la tabla 4.8 que contiene los Límites de Operación Segura y Consecuencias de las Desviaciones para los hornos.



PDVSA

**Tabla 4.8. Límites de Operación Segura y Consecuencias de las Desviaciones para Hornos.**

LÍMITES DE OPERACIÓN Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES

PLANTA DE CRUDO Y VACÍO

Legenda:

- a) Hoja de especificaciones
- b) Valor calculado (1) no se dispone de información técnica
- c) Información de campo (2) no se dispone de instrumentación
- d) señal de alto – alto

EQUIPO ESTÁTICOS - HORNO

DESCRIPCIÓN		UBICACIÓN	TEMPERATURA (°F)					PRESIÓN (PSIG)			FLUJO (BPH)				
			Típico	Operación		Diseño		Típico	Operación		Diseño Máximo	Típico	Operación		Diseño Máximo
				Mín.	Máx.	Op. Máx	Diseño		Mín	Máx			Mín	Máx	
Tag	HC-1A	Entrada	341,69	326,00	356,00	950	1000	365	(1)	(1)	300	100,80	96,85	102,22	(1)
Nombre	Horno Crudo	Salida	414,64	360,00	378,00			(2)							
Servicio	Precaletamiento de Crudo	Convección	428,78	313,47	500,85			(2)							
		Radiación	863,40	754,08	820,15			(2)							
P&ID	7266-P-101	Chimenea	(2)	(2)	(2)	(2)									
Rev 1	Fuente	-	c	c	a	c	a	a	c	c	c	a			
Consecuencias de las desviaciones		Temperatura > diseño: riesgo de ruptura en el haz de tubos. Riesgo del incendio en el hogar del horno. Disminución del período de vida útil debido a posibles desgastes en la integridad física. Parada no programada. Temperatura < mínimo: consecuencia directamente relacionada con el funcionamiento del tren de precalentamiento. Crudo fuera de especificaciones.					Presión > diseño: desgaste de la integridad mecánica del equipo. Presión < mínimo: riesgo que el producto no culmine su recorrido.			Flujo > diseño: riesgo de erosión en las líneas del proceso. Potencial daño mecánico del equipo. Flujo < mínimo: Riesgo de recalentamiento del crudo. Aumento de la temperatura en el Pre-Flash PF-1. Crudo fuera de especificación.					
Tag	HC-1B	Entrada	341,69	326	356	950	1000	365	(1)	(1)	300	123,28	118,27	126,63	(1)
Nombre	Horno de Crudo	Salida	465,13	450	475			(2)							
		Convección	614,47	545,16	679,03			(2)							
Servicio	Precaletamiento de Crudo	Radiación	(2)	(2)	(2)			(2)							
P&ID	7266-P-101	Chimenea	(2)	(2)	(2)	(2)									
Rev 1	Fuente	-	c	a	a	a	a	a	c	c	c	c			
Consecuencia de las desviaciones		Temperatura > diseño: riesgo de ruptura en el haz de tubos. Riesgo del incendio en el hogar del horno. Disminución del período de vida útil debido a posibles desgastes en la integridad física. Parada no programada. Temperatura < mínimo: consecuencia directamente relacionada con el funcionamiento del tren de precalentamiento. Crudo fuera de especificaciones					Presión > diseño: desgaste de la integridad mecánica del equipo. Presión < mínimo: riesgo que el producto no culmine su recorrido.			Flujo > diseño: riesgo de erosión en las líneas del proceso. Potencial daño mecánico del equipo. Flujo < mínimo: Riesgo de recalentamiento del crudo. Aumento de la temperatura en el Pre-Flash PF-1. Crudo fuera de especificación.					



PDVSA

LÍMITES DE OPERACIÓN Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES

PLANTA DE CRUDO Y VACÍO

Legenda:

- a) Hoja de especificaciones
- b) Valor calculado
- c) Información de campo
- d) señal de alto – alto
- (1) no se dispone de información técnica
- (2) no se dispone de instrumentación

EQUIPO ESTÁTICOS - HORNO

DESCRIPCIÓN		UBICACIÓN	TEMPERARURA (°F)					PRESIÓN (PSIG)			FLUJO (BPH)				
			Típico	Operación		Diseño		Típico	Operación		Diseño Máximo	Típico	Operación		Diseño Máximo
				Mín.	Máx.	Op. Máx	Diseño		Mín	Máx			Mín	Máx	
Tag	HC-2	Entrada	443,47	434,94	447,41	1200	1250	131,51	124,1	136,81	(1)	209	203	219	(1)
Nombre	Horno Crudo	Salida	712,88	706,33	715			(1)	(1)	(1)					
Servicio	Precalentamiento de Crudo	Convección	(1)	(1)	(1)			(1)	(1)	(1)					
		Radiación	(1)	(1)	(1)			(1)	(1)	(1)					
P&ID	7266-P-101	Chimenea	(1)	(1)	(1)			(1)	(1)	(1)					
Rev I	Fuente	-	c	c	a	c	a	a	c	c	c	a			
Consecuencias de las desviaciones		Temperatura > diseño: riesgo de ruptura en el haz de tubos. Riesgo del incendio en el hogar del horno. Disminución del periodo de vida útil debido a posibles desgastes en la integridad física. Parada no programada. Temperatura < mínimo: consecuencia directamente relacionada con la temperatura de fraccionamiento del crudo. Crudo fuera de especificaciones.					Presión > diseño: desgaste de la integridad mecánica del equipo. Presión < mínimo: riesgo que el producto no culmine su recorrido.			Flujo > diseño: riesgo de erosión en las líneas del proceso. Aumento de la presión de equipos aguas arriba, debido al aumento de la caída de presión dentro del horno. Flujo < mínimo: Riesgo de recalentamiento del crudo. Aumento de la temperatura de en equipos aguas abajo del proceso, productos fuera de especificaciones.					
Tag	HC-3	Entrada	688	(1)	620 (a)	750	800	(2)	(1)	(1)	110	43	41	49	51
Nombre	Horno de Residuo Atm.	Salida	716,61	710	720	750	800	(2)							
		Convección	917,7	885,23	994,44	800	850	(2)							
Servicio	Serpentin 1: Residuo Atm .	Radiación	998,12	962,85	1029,14	800	850	(2)							
P&ID	7266-P-103	Chimenea	1192	1192	1192	(1)	(1)	(2)							
Rev I	Fuente	-	c	c	a	c	a	a	c	c	c	a			
Consecuencia de las desviaciones		Temperatura > diseño: riesgo de ruptura en el haz de tubos. Riesgo del incendio en el hogar del horno. Disminución del periodo de vida útil debido a posibles desgastes en la integridad física. Parada no programada. Temperatura < mínimo: consecuencia directamente relacionada con la temperatura de calentamiento de los intercambiadores a los que llega el servicio.					Presión > diseño: desgaste de la integridad mecánica del equipo. Presión < mínimo: riesgo que el producto no culmine su recorrido.			Flujo > diseño: riesgo de erosión en las líneas del proceso. Potencial daño a la integridad mecánica del equipo. Flujo < mínimo: Riesgo de recalentamiento del crudo. Aumento de la temperatura de en equipos aguas abajo del proceso, productos fuera de especificaciones.					



PDVSA

LÍMITES DE OPERACIÓN Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES

PLANTA DE CRUDO Y VACÍO

Leyenda:

a) Hoja de especificaciones

d) señal de alto – alto

b) Valor calculado (1) no se dispone de información técnica

c) Información de campo (2) no se dispone de instrumentación

EQUIPO ESTÁTICOS - HORNO

DESCRIPCIÓN		UBICACIÓN	TEMPERARURA (°F)				PRESIÓN (PSIG)				FLUJO (BPH)			
			Típico	Operación		Diseño Máximo	Típico	Operación		Diseño Máximo	Típico	Operación		Diseño Máximo
				Mín.	Máx.			Mín	Máx			Mín	Máx	
Tag	HC-3	Entrada	300 (a)	399,25	481,28	(1)	(1)	124,1	136,81	300	(1)	(1)	(1)	3600 Lb/h
Nombre	Horno Residuo Atmosférico	Salida	423,76	706,33	715	800	(1)	(1)	(1)					
Servicio	Serpentin 2: Vapor	Convección	-	-	-	-	-	-	-					
		Radiación	-	-	-	-	-	-	-					
P&ID	7266-P-101	Chimenea	-	-	-	-	-	-	-					
Rev 1	Fuente	-	c	c	a	c	c	a	c	c	c	a		
Consecuencia de las desviaciones		Temperatura > diseño: riesgo de ruptura en el haz de tubos. Riesgo del incendio en el hogar del horno. Disminución del periodo de vida útil debido a posibles desgastes en la integridad física. Parada no programada. Temperatura < mínimo: consecuencia directamente relacionada con la temperatura de despojamiento de isobutano. Producto fuera de especificaciones.				Presión > diseño: desgaste de la integridad mecánica del equipo. Presión < mínimo: riesgo que el producto culmine su recorrido. Disminución de la temperatura de fraccionamiento en la torre T-22.				Flujo > diseño: riesgo de erosión en las líneas del proceso. Potencial daño a la integridad mecánica del equipo. Flujo < mínimo: Riesgo de recalentamiento del crudo. Aumento de la temperatura de fraccionamiento de la torre T-22. Riesgo de productos fuera de especificaciones.				

**Hornos que se encuentran operando fuera de los Límites de Operación Segura.**

En Plantas de Crudo y Vacío hay cuatro hornos: tres (HC-1A/B y el HC-2) cuya función es incrementar la temperatura del crudo antes de ser alimentado a la TA-1 y el cuarto (HC-3) que es el horno que permite incrementar la temperatura del residuo atmosférico.

Al realizar la comparación de los hornos con sus condiciones de diseño de presión y temperatura se observa que todos operan dentro de los límites a excepción del HC-3, cuya temperatura de operación es mayor que la de diseño establecida por el fabricante.

Para servicios convencionales de hidrocarburos la velocidad másica debe ser mantenida en el rango de 250-350 Lb/pie<sup>2</sup>s; este rango ha demostrado en la práctica ser satisfactorio para hornos que tengan flujos verticales u horizontales. En condiciones por debajo del rango de operación la velocidad másica debe mantenerse por encima de los 150 Lb/pie<sup>2</sup>s. Recircular a través del horno puede considerarse para mantener la velocidad másica en condiciones de rango de operación y evitar altas caídas de presión en condiciones de diseño. En general un diseño con un rango de operación menor de 60% de la carga de diseño produce un sobre costo. (PDVSA, MDP-05-F-02, 1997)

Aunque el lineamiento de este trabajo exige solo comparación de las variables que aparecen dentro de las tablas de límites de operación, se realizó un estudio adicional del flujo másico por área de sección transversal, el cual a partir de los resultados recopilados en la tabla 4.8 se observó que todos los hornos se encuentran aparentemente por debajo del flujo mínimo establecido por el Manual de Diseño de Proceso para Hornos-Consideraciones Diseño de PDVSA.

**Tabla 4.9. Velocidad másica de operación para cada uno de los hornos.**

TAG	Servicio	Velocidad Másica, Lb/(h Pie <sup>2</sup> ) / Zonas	
		Convección	135,75
HC-1A	Crudo	Radiación	78,76
HC-1B	Crudo	Convección	166,02
		Radiación	96,32
HC-2	Crudo	175,08	
HC-3	Residuo Atmosférico	35,52	

Adicionalmente se debe hacer otra acotación que está registrada en el Manual de Diseño de Proceso para Hornos-Consideraciones de Diseño de PDVSA, la cual dice que los hornos que tengan una carga calórica menor que 10MM Btu/h deben ser considerados hornos muy pequeños y que difícilmente cumplen con los criterios normales de diseño. En el caso de los hornos estudiados se tiene que el HC-1A, HC-1B y el HC-3 son considerados dentro de esta clasificación, porque tienen una carga calórica de 8MM Btu/h, el HC-1A y el HC-1B y de 6,5MM Btu/h, el HC-3; por lo tanto tomando esta clasificación resultó que ninguno de los hornos mencionados anteriormente tiene desviación de sus parámetros de diseño con respecto al flujo másico. De acuerdo a las especificaciones de diseño del horno HC-2 debería cumplir con una carga calórica de 32,4MM Btu/h, por lo tanto es considerado un horno de proceso convencional, cuyo flujo másico es de 175 lb/pie<sup>2</sup>-s resultado que lo clasifica como un horno cercano a su límite mínimo de flujo másico (16,67%), este hecho debe ser tomado en cuenta ya que si se disminuyera la carga de crudo a refinería por encima del porcentaje mencionado anteriormente el horno trabajaría por debajo de su capacidad lo cual representaría de alguna forma sobre costo de la operación.

En la tabla 4.10 se encuentra el porcentaje de desviación de la temperatura de operación del HC-3 con respecto a su temperatura de diseño.

**Tabla 4.10. Porcentaje de desviación de la temperatura de operación del HC-3.**

Equipo	Servicio	Observación	Desviación, %
HC-3	Residuo Atmosférico	Temperatura en la zona de convección mayor que la de diseño.	7,96
		Temperatura en la zona de radiación mayor que la de diseño.	17,42

De acuerdo a los resultados observados en la tabla anterior, se tiene que las temperaturas de las zonas de convección y radiación del horno HC-3 se encuentran por encima de la temperatura máxima de operación y de la de diseño, en este caso se sugiere sacar de operación algunos de los quemadores, porque aunque es considerado un horno pequeño pudiera ser que el flujo manejado es muy pequeño con respecto al “turndown” o maniobrabilidad de los quemadores lo cual no permite regular o disminuir el calor.

## Torres

A continuación se explicaran las distintas partes que componen las tablas de Límites de Operación Segura y Consecuencias de las Desviaciones que contienen los datos de operación y de diseño de las distintas torres que forman parte de las Plantas de Crudo y Vacío de la refinería, y adicionalmente se presentarán los equipos que se encuentran fuera de los Límites de Operación Segura.

- Temperatura.

Dentro de este renglón se especificaron las temperaturas de salida de los productos de mayor importancia que se obtienen en las torres; aquí se tabularon los datos de temperaturas típicas, mínimas y máximas y la temperatura máxima de operación de diseño; las tablas también exigen los datos de diseño, pero estos no fueron hallados en las hojas de especificación de las torres. El criterio que se usó establecer la temperatura de operación máxima fue el mismo que para equipos que trabajan a temperatura mayores que la temperatura ambiente.

- Presión.

En esta clasificación se debían introducir las presiones de salida de cada producto especificado para las torres; éstos datos pudieron ser completados solo para el tope, puntos intermedios y fondo de la TV-1, para la TA-1 solo se halló la presión de tope y para el PF-1 se obtuvo la presión de fondo del recipiente, para los otros puntos y equipos no se encontraban manómetros instalados en los puntos donde debían hacerse las mediciones.

En el caso de los equipos que tenían válvulas de alivio se calculó la presión de operación máxima tomando en cuenta la presión de ajuste de la válvula; este procedimiento se realizó considerando la norma de PDVSA, en la cual se dice que la presión de diseño debe ser igual a la presión de operación máxima más la diferencia de presión entre la presión máxima de operación y la presión fijada para el alivio. (PDVSA, MDP-01-DP-01, 1997)

#### Nivel.

En esta sección se especificaron los niveles registrados por los instrumentos de medición que se encuentran ubicados en las torres, pero no se pudo realizar la comparación con los datos de diseño porque estos no se encontraron en las hojas de especificaciones de estos equipos; la falta de información de los niveles de diseño de las torres es desventajoso ya que el alto nivel en los fondos de las torres ocasiona problemas en las columnas de destilación atmosférica y al vacío, los cuales serán explicados en la sección de consecuencias de las desviaciones.

- Flujo.

En esta sección se tabularon los datos de flujos típicos, mínimos y máximos de operación y los flujos de diseño, pero de igual forma que con los otros equipos no se encontraron los datos de diseño de flujo; solo se encontraron datos en los manuales de operación acerca los porcentajes de recuperación de las torres de destilación atmosférica y al vacío.

#### **Consecuencias de las desviaciones establecidas dentro de las tablas.**

- Temperatura.

Cuando la temperatura típica de los productos se encuentran por encima de las condiciones de diseño especificadas para las torres, se obtienen cortes más pesados que los deseados es decir productos fuera de especificaciones; otra condición que debe ser verificada es que las temperaturas típicas de los cortes no sobrepasen la temperatura máxima de operación de diseño del equipo, porque en este caso se pudieran ocasionar daños en la integridad mecánica de este.

- Presión.

Si la presión típica de operación es mayor que la presión de operación máxima de diseño, se presentaría activación de las válvulas de alivio debido a la presurización presentada en la torre.

En caso contrario al anterior cuando se tiene una disminución excesiva de la presión, se obtendría una evaporación excesiva de las corrientes de hidrocarburos a la temperatura de operación.

- Nivel.

En este caso aunque no se pudieron establecer los límites de operación, se explicaron las posibles consecuencias de las desviaciones de los niveles en las torres; cuando el nivel está por encima del especificado por las características de diseño de la torre se presentan problemas de inundación, inestabilidad y poca separación.

Si el nivel se encuentra por debajo del establecido en las especificaciones, se tienen principalmente problemas de falta de flujo en los equipos que se encuentren ubicados aguas abajo del proceso.

- Flujo.

Aunque no se hallaron las especificaciones de flujo de la torre se reportaron las posibles consecuencias de las desviaciones en casos de alto o bajo flujo.

Para el caso de alto flujo se pueden presentar daños a la integridad mecánica del equipo, en caso contrario se expone que se pueden presentar daños en los equipos aguas abajo del proceso debido a bajo flujo.

### **Equipos operando fuera de los LOS.**

Dentro de las comparaciones hechas en función de la información de las tablas de Límites de Operación Segura y Consecuencias de las Desviaciones, se observó que todos los equipos se encontraban operando dentro de los límites establecidos.

Se debe acotar que en la sección de generalidades de la simulación se presenta con mayor extensión el análisis de la operación para cada una de las torres, debido a que el enfoque principal de esta sección es con la finalidad de establecer la eficiencia global de las torres y realizar una evaluación más extensa principalmente de la TA-1 y de la TV-1, que son los equipos de importancia clave dentro de las Plantas en estudio.

A continuación se muestran la tabla 4.11 que contiene los Límites de Operación Segura y Consecuencias de las Desviaciones de las torres.

**Tabla 4.11. Límites de Operación Segura y Consecuencias de las Desviaciones para Torres.**

DESCRIPCIÓN		UBICACIÓN	TEMPERATURA (°F)				PRESIÓN (PSIG)				NIVEL (%)			FLUJO (BPH)						
			Típico	Operación		Diseño		Típico	Operación		Diseño	Típico	Operación		Diseño					
Tag			Min.	Máx.	Op. Máx	Diseño	Min.	Máx.	Op. Máx	Diseño	Min.	Máx.	Diseño Máx	Típico	Min.	Máx.	Diseño Máx			
Tag	TA – 1	Tope (vapor)	232,53	230	233		16,17							14782	13096	15392				
Servicio	Destilación Atm.	Crudo HC-2	712	706	715	700	750	(1)	(1)	(1)	87,5	125	41,77	38,96	48,00	(1)	209	203	219	
		Nafta	319,71	312	340												41	38	44	
		Des. Liv	693,22	690	697												34	35	39	
P&ID	7266-P-102	Fondo	684	672	690		25,37							43	41	49	(1)			
Rev 0	Fuente		c	c	c	a	c	a	b	a	c	c	c	a	c	c	c	a		
Consecuencias de las Desviaciones		Temperatura				Presión				Nivel			Flujo							
		Típica >> Diseño: Daños a la integridad física y disminución de vida útil del equipo. Vapores de hidrocarburos livianos fuera de especificaciones.				Típica >> Diseño: Torre presurizada con activación de válvulas de alivio (tope). Cortes fuera de rango de especificación.				Nivel Alto Alto: causa inundación inestabilidad y poca separación. Bajo Bajo: Potenciales daños mecánicos a la bomba B-6.			Flujo Alto: posibilidad de mayor rendimiento en el fraccionamiento de los hidrocarburos. Flujo Bajo: Daños en los equipos aguas abajo (TD-1/2/3, B-6, HC-3, TV-1).							
Tag	TD – 1	Tope (vapor)	(2)	(2)	(2)		(2)							(2)	2282,6	4403				
Servicio	Sección Superior: Despojador Nafta	Entrada	318,4	313	344	600	650	(2)	(1)	(1)	121	192	50	50	55	(1)	(2)	1013	1080	(1)
P&ID	7266-P-102	Fondo	324,74	315	345			(2)							41	38	44			
Rev 0	Fuente		c	c	c	a	c	a	b	a	c	c	c	a	c	c	c	a		
Consecuencias de las Desviaciones		Temperatura				Presión				Nivel			Flujo							
		Típica >> Diseño: Daños a la integridad física y alta disminución de vida útil del equipo. Nafta fuera de especificaciones. Típica << Diseño: Nafta fuera de especificaciones.				Típica >> Diseño: Torre presurizada con activación de válvulas de alivio (tope). Nafta fuera de rango de especificación.				Nivel Alto Alto: causa inundación inestabilidad y poca separación. Bajo Bajo: Potenciales daños mecánicos a las bombas B-4/5.			Flujo Alto: posibilidad de mayor rendimiento en el despojamiento de vapores de gasolina de la corriente de nafta. Flujo Bajo: Daños en los equipos aguas abajo (IC-3/4, B-4/5).							



LÍMITES DE OPERACIÓN Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES

PLANTA DE CRUDO Y VACÍO

Leyenda:

- a) Hoja de Especificaciones F/S: fuera de servicio
- b) Valor Calculado N/A: no aplica
- c) Información de Campo
- 1) No se posee información técnica
- 2) No posee instrumentos de medición

EQUIPO ESTÁTICO – TORRES

**LÍMITES DE OPERACIÓN Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES**

**PLANTA DE CRUDO Y VACÍO Legenda:**

- a) Hoja de Especificaciones F/S: fuera de servicio  
 b) Valor Calculado N/A: no aplica  
 c) Información de Campo  
 (1) No se posee información técnica  
 (2) No posee instrumentos de medición

**EQUIPO ESTÁTICO - TORRES**

DESCRIPCIÓN		UBICACIÓN	TEMPERATURA (°F)					PRESIÓN (PSIG)					NIVEL (%)				FLUJO (BPH)					
			Típico	Operación		Diseño		Típico	Operación		Diseño		Típico	Operación		Diseño Máx	Típico	Operación		Diseño Máx		
				Mín.	Máx.	Op. Max	Diseño		Mín.	Máx.	Op. Máx	Diseño		Mín.	Máx.			Mín.	Máx.			
Tag	<b>TD – 1</b>	Tope (vapor)	456	436	472						(2)							(2)	(2)	(2)		
Servicio	Sección Inferior: Desp. Diesel Liv	Entrada	498	482	517	600	650	(2)	(1)	(1)	121	192	55	20	80	(1)	(2)	(2)	(2)	(1)		
P&ID	7266-P-102	Fondo	404	381	428			(2)									15	13	18			
Rev.0	Fuente		c	c	c	a		c	c	b	a		c	a	a	a	c	c	c	a		
<b>Consecuencias de las Desviaciones</b>		Temperatura					Presión					Nivel				Flujo						
		<b>Típica &gt;&gt; Diseño:</b> Daños a la integridad física y alta disminución de vida útil del equipo. Diesel Liviano fuera de especificaciones. <b>Típica &lt;&lt; Diseño:</b> Diesel Liviano fuera de especificaciones.					<b>Típica &gt;&gt; Diseño:</b> Torre presurizada con activación de válvulas de alivio (tope). Diesel Liviano fuera de rango de especificación.					<b>Nivel Alto Alto:</b> causa inundación inestabilidad y poca separación. <b>Bajo Bajo:</b> Potenciales daños mecánicos a las bombas B-3/5.				<b>Flujo Alto:</b> posibilidad de mayor rendimiento en el despojamiento de vapores de nafta de la corriente de diesel liviano <b>Flujo Bajo:</b> Daños en los equipos ubicados aguas abajo (IC-5/6, B-3/5).						
		Tag	<b>TD – 2</b>	Tope (vapor)	(2)	(2)	(2)			(2)									(2)	(2)	(2)	
		Servicio	Sección Superior: Desp. Diesel Med	Entrada	522	507	535	750	650	(2)	(1)	(1)	121	192	50	50	50	(1)	(2)	(2)	(2)	(1)
P&ID	7266-P-102	Fondo	475	453	490			(2)									29	23	33			
Rev.0	Fuente		c	c	c	a		c	a	b	a		c	c	c	a	c	c	c	a		
<b>Consecuencias de las Desviaciones</b>		Temperatura					Presión					Nivel				Flujo						
		<b>Típica &gt;&gt; Diseño:</b> Daños a la integridad física y alta disminución de vida útil del equipo. Diesel Medio fuera de especificaciones. <b>Típica &lt;&lt; Diseño:</b> Diesel Medio fuera de especificaciones.					<b>Típica &gt;&gt; Diseño:</b> Torre presurizada con activación de válvulas de alivio (tope). Diesel Medio fuera de rango de especificación.					<b>Nivel Alto Alto:</b> causa inundación, inestabilidad y poca separación. <b>Bajo Bajo:</b> Potenciales daños mecánicos a la bomba B-9.				<b>Flujo Alto:</b> posibilidad de mayor rendimiento en el despojamiento de Diesel Liviano de la corriente de Diesel Medio. <b>Flujo Bajo:</b> Daños en los equipos ubicados agua abajo (B-9, IC-7 A/B).						



**LÍMITES DE OPERACIÓN Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES**

**PLANTA DE CRUDO Y VACÍO**

**Legenda:**

- a) Hoja de Especificaciones      F/S: fuera de servicio
- b) Valor Calculado                      N/A: no aplica
- c) Información de Campo
- (1) No se posee información técnica
- (2) No posee instrumentos de medición

**EQUIPO ESTÁTICO – TORRES**

DESCRIPCIÓN		UBICACIÓN	TEMPERATURA (°F)					PRESIÓN (PSIG)				NIVEL (%)			FLUJO (BPH)					
			Típico	Operación		Diseño		Típico	Operación		Op. Máx	Diseño	Típico	Operación		Diseño Máx	Típico	Operación		Diseño Máx
				Mín.	Máx.				Mín.	Máx.				Mín.	Máx.			Mín.	Máx.	
Tag	TD – 2	Tope	(2)	(2)	(2)			(2)	(1)	(1)	121	192	50	50	50	(1)	(2)	(2)	(2)	(1)
Servicio	Sección Inferior: Dest. Liviano	Entrada	693	688	697	600	650	(2)	(1)	(1)	121	192	50	50	50	(1)	(2)	(2)	(2)	(1)
P&ID	7266-P-102	Fondo	632	619	647												34	35	39	
Rev 0	Fuente		c	c	a	a	a	c	c	b	a		c	c	c	a	c	c	c	a
Consecuencias de las Desviaciones		<b>Temperatura</b> <b>Típica &gt;&gt; Diseño:</b> Daños a la integridad física y alta disminución de vida útil del equipo. Destilado Liviano fuera de especificaciones. <b>Típica &lt;&lt; Diseño:</b>					<b>Presión</b> <b>Típica &gt;&gt; Diseño:</b> Torre presurizada con activación de válvulas de alivio. Destilado Liviano fuera de especificación.				<b>Nivel</b> <b>Nivel Alto Alto:</b> causa inundación inestabilidad y poca separación. <b>Bajo Bajo:</b> Potenciales daños mecánicos a la bomba B-8. Caso crítico parada de planta. (Todo esto en el caso de que la torre se encontrara funcionando).			<b>Flujo</b> <b>Flujo Alto:</b> posibilidad de mayor rendimiento en el proceso de separación. <b>Flujo Bajo:</b> Daños agua abajo para la Bomba B-8, IC-9/10..						
		Tag	PF-1	Tope	443,47	434,94	447,41			87,98	80,00	90,00						874,84 (b)	698,58 (b)	766,83 (b)
Servicio	Separar Vapores Livianos del Crudo	Entrada				650	600					120	51,32	50	60	(1)	223	215	228	(1)
P&ID	7266-P-101	Fondo	443,47	434,94	447,41			87,98	80,00	90,00							209	203	219	
Rev 0	Fuente		c	c	c	a		c	a	a	a		c	c	c	a	c	c	c	a
Consecuencias de las Desviaciones		<b>Temperatura</b> <b>Típica &gt;&gt; Diseño:</b> Daños a la integridad física y alta disminución de vida útil del equipo. Producto de fondo fuera de especificaciones.					<b>Presión</b> <b>Típica &gt;&gt; Diseño:</b> Torre presurizada con activación de válvulas de alivio. Productos fuera de especificación.				<b>Nivel</b> <b>Nivel Alto Alto:</b> causa inundación inestabilidad y poca separación. <b>Bajo Bajo:</b> Potenciales daños mecánicos a las bombas B-1-01 / A.			<b>Flujo</b> <b>Flujo Alto:</b> posibilidad de mayor rendimiento en las torres fraccionadoras TA-1 y TV-1. <b>Flujo Bajo:</b> Daños agua abajo para los equipos (B-1-01, HC-2, TA-1).						
		Tag	PF-1	Tope	443,47	434,94	447,41			87,98	80,00	90,00						874,84 (b)	698,58 (b)	766,83 (b)
Servicio	Separar Vapores Livianos del Crudo	Entrada				650	600					120	51,32	50	60	(1)	223	215	228	(1)
P&ID	7266-P-101	Fondo	443,47	434,94	447,41			87,98	80,00	90,00							209	203	219	
Rev 0	Fuente		c	c	c	a		c	a	a	a		c	c	c	a	c	c	c	a



PDVSA

**LÍMITES DE OPERACIÓN Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES**

**PLANTA DE CRUDO Y VACÍO**

**Legenda:**

a) Hoja de Especificaciones F/S: fuera de servicio

b) Valor Calculado N/A: no aplica

c) Información de Campo

(1) No se posee información técnica

(2) No posee instrumentos de medición

**EQUIPO ESTÁTICO - TORRES**

DESCRIPCIÓN		UBICACIÓN	TEMPERATURA (°F)					PRESIÓN (Pig Hg)				NIVEL (%)				FLUJO (BPH)			
			Típico	Operación		Diseño		Típico	Operación		Diseño Máx	Típico	Operación		Diseño Máx	Típico	Operación		Diseño Máx
				Mín.	Máx.	Op. Máx	Diseño		Mín.	Máx.			Mín.	Máx.			Mín.	Máx.	
Tag	<b>TV- 1</b>	Tope	195	188	199														
Servicio	Frac. Res. Atm	Reflujo Frío	153	142	167	600	650	-27,53	-25,39	-	60 Psig	35	30	40	(1)	(2)	(2)	(2)	(1)
P&ID	7266-P-103	Plato 14	569	548	580			(1)	(1)	(1)									
		Fondo	610	603	624			-27,38	-28,05	-		43	38	50		77,00	70,00	88,00	
Rev 0	Fuente		c	c	c	a	a	c	c	c	a	c	c	c	a	c	c	c	a
Consecuencias de las Desviaciones			Temperatura					Presión				Nivel				Flujo			
			<b>Típica &gt;&gt; Diseño:</b> Daños a la integridad física y alta disminución de vida útil del equipo. Destilado Pesado fuera de especificaciones. <b>Típica &lt;&lt; Diseño:</b>					<b>Típica &gt;&gt; Diseño:</b> Torre presurizada con activación de válvulas de alivio. Destilado Pesado fuera de especificación.				<b>Nivel Alto Alto:</b> causa inundación inestabilidad y poca separación. <b>Bajo Bajo:</b> posibles daños mecánicos en bombas B-13/14 A/B e intercambiadores IC-1-02 A/B/C/13/15.				<b>Flujo Alto:</b> daños en la integridad mecánica del equipo. <b>Flujo Bajo:</b> Puede representar daños a los equipos aguas abajo del proceso (bombas B-13/14 A/B e intercambiadores IC-1-02 A/B/C/13/15).			



## **Tambores**

En esta sección se explican cada uno de los aspectos contenidos en las tablas de Límites de Operación Segura y Consecuencias de las Desviaciones para los tambores que fueron evaluados, adicionalmente se presentan los tambores que se encuentran operando fuera de los límites de operación segura.

- **Temperatura.**

Dentro de este renglón se tabulan los valores de temperatura típica, mínima y máxima de operación y los valores de temperaturas máximas de operación de diseño; la temperatura de operación máxima y mínima fueron establecidas con los mismos criterios que para los hornos.

- **Presión.**

En esta sección se suministraron las presiones típicas, mínimas y máximas de operación y las presiones de operación máximas para cada uno de los tambores; la presión máxima de operación se calculó de igual forma que para las torres.

- **Nivel.**

De igual forma que en las torres los tambores no tenían los valores de especificaciones de diseño para los niveles, sin embargo se recopilaron los valores típicos, mínimos y máximos de esta variable para los tambores que tenían el instrumento de medición.

- **Flujo.**

Se recopilaron los datos de flujos típicos, mínimos y máximos de operación; al igual que para los otros equipos se pedían en las tablas los flujos de diseño, pero éstos no se pudieron reportar en las tablas porque no se hallaron en las hojas de especificaciones de los equipos.

**Consecuencias de las desviaciones establecidas dentro de las tablas.**

▪ Temperatura.

Si la temperatura típica es mayor que la temperatura operación máxima de diseño es posible que se originen daños a la integridad física del equipo.

Debido a que no hay consecuencias referentes a daños de los equipos por efecto de disminución de la temperatura no se establecieron ni límites ni consecuencia dentro de las tablas.

▪ Presión.

Si se presentan presiones mayores que la presión de operación máxima de diseño es posible la presencia de una parada no programada o aumento en la temperatura del fluido.

En este tipo de equipos no se establecen límites en función de la presión mínima de operación, debido a que no se presentan daños evidentes en el equipo.

▪ Nivel.

En caso de bajo nivel se tiene riesgo mal funcionamiento en los equipos que se encuentren aguas abajo del proceso por bajo flujo.

▪ Flujo.

Para el caso de alto nivel de flujo se presenta riesgo de erosión en las líneas de entrada y salida del equipo, y en el caso contrario se afectaría la operación y se presentaría posible riesgo de parada no programada en equipos aguas abajo del proceso.

***Equipos operando fuera de los límites.***

Todos estos equipos se encuentra operando dentro de los Límites de Operación Segura.

En la tabla 4.12 se encuentran los Límites de Operación Segura establecidos para los tambores de separación.

**Tabla 4.12. Límites de operación Segura y Consecuencias de las Desviaciones para los tambores de Separación.**

LÍMITES DE OPERACIÓN Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES																		
PLANTA DE CRUDO Y VACÍO																		
 PDVSA		<b>Leyenda:</b> a) Hoja de Especificaciones      e) Señal de alto - alto b) Valor Calculado                      (1) No se dispone de Información Técnica c) Información de Campo              (2) No se dispone de Instrumentación d) Normas de diseño																
		EQUIPOS ESTATICOS. TAMBORES																
DESCRIPCION		TEMPERATURA (°F)				Diseño Máx	PRESIÓN (PSIG)				NIVEL %				FLUJO (BPH)			
		Operación		Operación			Operación	Operación		Diseño Máximo	Operación	Operación		Diseño Máximo	operación	Operación		Diseño Máximo
		Entra	Sale	Mín	Máx			Mín	Máx			Mín	Máx			Mín	Máx	
Tag	AC-1	118	125	118	130	600	8,38	5,56	10,46	59	54,76	50,00	60,00	(1)	64	57	67	(1)
Nombre	Ac. Gasolina																	
Servicio	Gasolina TA-1																	
P&ID	7266-P-102																	
Rev. 0		c	c	c	c	a	c		c	a	c	c	c	a	c	c	c	a
Tag	AC-2	610	(1)	(1)	(1)	(1)	(2)	(2)	(1)	(1)	(2)		(1)	611	599	618	(1)	
Nombre	Ac. Gasoil																	
Servicio	Gasoil TA-1																	
P&ID	7266-P-102																	
Rev. 0		c	c	c		a	c	c	a	a	c	c	c	a	c	c	c	a
		TEMPERATURA				PRESIÓN				NIVEL				FLUJO				
Consecuencias de las desviaciones		Típica >Diseño: daños a la integridad mecánica del equipo.				Típica > Diseño: Riesgo de parada no programada. Efecto sobre la temperatura.				Típica > Diseño: potencial daño físico al motor de la bomba B-7/A. Mayor requerimiento energético para el sistema de bombeo. Típica < Diseño: Riesgo de cavitación en las bombas.				Típica > Diseño: riesgo de erosión en las líneas de entrada y salida del equipo. Típica < Diseño: Incidencia en el funcionamiento de la torre, porque faltaría el reflujo de gasolina de ésta (AC-1). Riesgo de parada no programada.				



LÍMITES DE OPERACIÓN Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES

PLANTA DE CRUDO Y VACÍO

Leyenda:

- a) Hoja de Especificaciones
- b) Valor Calculado
- c) Información de Campo
- d) Normas de diseño
- e) Señal de alto - alto
- (1) No se dispone de Información Técnica
- (2) No se dispone de Instrumentación

EQUIPOS ESTATICOS. TAMBORES

DESCRIPCION		TEMPERATURA (°F)						PRESIÓN (PSIG)				NIVEL %			FLUJO (BPH)						
		Operación		Operación		Diseño		Operación	Operación		Diseño		Operación	Operación		Diseño Máximo	Operación	Operación		Diseño Máximo	
		Entra	Sale	Mín	Máx	Op. Máx	Diseño		Mín	Máx	Op. Máx	Diseño		Mín	Máx			Mín	Máx		
Tag	AP-6																				
Nombre	Acum. Nafta	(2)	(2)	(2)	(2)	600	650	(2)	(2)	(2)	62	75	48	40	50	(1)	186	140	229	(1)	
Servicio	Vapores-Nafta																				
P&ID	--																				
Rev. 1	Fuente	c	c	a	a	a	a	c	a	a	a	a	c	c	c	a	c	c	c	a	
		TEMPERATURA						PRESIÓN				NIVEL			FLUJO						
Consecuencias de las Desviaciones		Típica >Diseño. daños a la integridad mecánica del equipo.						Típica > Diseño: Riesgo de parada no programada. Típica < Diseño: Riesgo de parada no programada				Típica > Diseño: potencial daño fisico al motor de la bomba B-16. Mayor requerimiento energético para el sistema de bombeo. Típica < Diseño: Riesgo de cavitación en la B-16.			Típica > Diseño: riesgo de erosión en las líneas de entrada y salida del equipo. Típica < Diseño: Incidencia en el funcionamiento de la TP-2, debido a que la nafta del AP-6 es usada para el reflujo. Riesgo de parada no programada.						

### **Actualización del control del proceso**

Uno de los puntos que exige el manual de Información de Seguridad de los Procesos es la actualización de las estrategias de control que tiene la Planta en la cual se está trabajando, y principalmente las estrategias de las unidades de destilación; esto se realiza con la finalidad ofrecer información actualizada acerca del control del proceso a las personas que lo necesiten.

Una de las principales herramientas usadas para realizar esta actualización fueron los diagramas de tubería e instrumentación, con ellos se realizó una descripción preliminar del control del proceso, luego se verificó toda esa información con los diagramas que usa la Sala de Control, para llevar el seguimiento de las distintas unidades, junto con el personal que labora en esa sección de la refinería.

En general se observó que la mayoría de los lazos de control que se encontraban en los diagramas eran los mismos que los que se presentan en la actualidad; solo se hallaron diferencias con respecto al lazo de control de la alimentación de los hornos de crudo (HC-1A y HC-1B) y el que tiene el tambor Pre-Flash.

En relación a los hornos HC-1A y HC-1B los cambios realizados en cuanto a la descripción del control del proceso fue, que en los diagramas de tuberías e instrumentación solo aparece una división de la corriente del crudo procedente de los intercambiadores de calor IC-9/A e IC-13/A, hoy en día la cantidad de crudo que se alimenta a los hornos se establece a partir del control de nivel (LIC-63080) del tambor Pre-Flash; de acuerdo a cuan bajo o alto se encuentre el nivel de este recipiente la apertura de las válvulas de control FCV-63049 y FCV-63058 (HC-1A y HC-1B, respectivamente) será mayor o menor, además hay que destacar que hay un control de relación, el cual se encarga de dividir la corriente proveniente de los intercambiadores IC-9/A e IC-13/A para que exista una relación entre las dos corrientes de alimentación a cada uno de los hornos, y así poder mantener la relación volumétrica del 40% para el HC-1A y 60% para el HC-1B; el control de nivel en el tambor Pre-Flash (LIC-63080) se encuentra en cascada con el controlador de flujo FIC-

63005 teniendo como variable principal el nivel y como variable secundaria el flujo de entrada antes de la bifurcación de los hornos, garantizando que en el proceso aguas abajo (horno HC-2 y torre TA-1) la cantidad de crudo sea constante. Las válvulas de control que regulan el flujo de crudo a los hornos fallan abierta de manera de asegurar que en caso de alguna falla en el suministro de aire, se permita el paso de crudo a los hornos.

En los diagramas de tuberías e instrumentación del tambor Pre-Flash (PF-1) el control de nivel estaba en cascada con el control de flujo que se encontraba en el punto de descarga de la bomba B-1-01 (bomba aguas abajo del PF-1).

La descripción del control del proceso se encuentra en el apéndice G.

### **Actualización de los sistemas válvulas de control, válvulas de alivio y placas de orificio.**

Luego de realizar la actualización del control del proceso se tenían verificadas automáticamente cuales válvulas de control y placas de orificio existían en ese momento en las Plantas de Crudo y Vacío; el listado e información concerniente a las válvulas de alivio se obtuvo por medio de documentos que tenía el personal de Sección Técnica de la refinería.

A continuación se realiza una breve explicación acerca del procedimiento seguido para obtener los datos que requieren las tablas que fueron llenadas.

- Válvulas de control: las tablas que debían llenarse para éstos instrumentos debían contener tamaño de las válvulas y valores de coeficientes de capacidad (Cv). El valor del Cv debía ser el típico y máximo del proceso o el valor especificado por el fabricante de la válvula. Estos valores fueron hallados a partir del uso de los manuales de los fabricantes de las válvulas de control (*FISHER* y *LESLIE*) u observando en la etiqueta de cada una de las válvulas.

En el caso de las válvulas *FISHER* se utilizaron las tablas que hay para cada tipo de válvula en el manual; para usar estas tablas primero que todo fue necesario hallar la apertura promedio de las válvulas; se realizó un procedimiento similar al usado en la obtención de las otras variables del proceso (flujos, temperaturas, presiones), con la ayuda del programa *Aspen Process Explorer* se lograron hallar los datos de apertura de las válvulas (en porcentaje) desde el primero de enero hasta el 30 de junio del año 2002. Con estos valores y luego de realizar una revisión a cada una de las válvulas en cada planta, de manera de verificar que tipo de cuerpo tenían cada una (para el caso específico de las válvulas *FISHER*: EZ, ED, AR, A), se logró realizar la tabulación de cada uno de los coeficientes, tomando como premisa que las válvulas tienen como característica machos de igual porcentaje.

- Placas de orificio: las tablas de Límites de Opeación Segura para éstos instrumentos contienen los valores del Beta (relación del diámetro del orificio con el diámetro de la tubería), el rango de caída de presión y los flujos típicos y máximos que leen estos instrumentos; los valores de los diámetros de los orificios, de las caídas de presión y de los flujos máximos se obtuvieron de las hojas de especificaciones de éstos instrumentos, mientras que los flujos típicos fueron tabulados en el momento de realizar las tablas de Límites de Operación Segura de los equipos.
  
- Válvulas de Alivio: con la lista obtenida para estas válvulas y los DTI's se logró obtener una tabulación final que contiene equipo, fabricante y presión de ajuste como datos principales.

A continuación se presentan las tablas 4.13, 4.14 y 4.15 que contienen los Límites de Operación Segura para éstos instrumentos.

Tabla 4.13. Listado de Válvulas de Control.

 PDVSA	REFINERÍA SAN ROQUE GERENCIA DE OPERACIONES INTEGRADAS DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PROCESOS				Código
Revisión N°	INFORMACIÓN DE SEGURIDAD DE LOS PROCESOS PLANTA DE CRUDO Y VACÍO				Fecha: 11 / 2002
Reemplaza a:					Página 1 de 1
Listado Válvulas de Control					
TAG N°	SERVICIO	TAMAÑO (Pulg)	CV		P&ID
			Oper.	Máx.	
FV-63009	Destilado liviano a IC-9	3	(*)	30 (1)	7266-P-100
FV-63016	Gasoil a B-10/11A	1	(*)	4 (1)	7266-P-100
FV-63019	Diesel mediano a B-9	1	(*)	(2)	7266-P-100
FV-63049	Crudo hacia HC-1A	1 ½	5,60	35,8	7266-P-101
FV-63053	Gas combustible a HC-1A	1	3,28	17,2	7266-P-101
FV-63058	Crudo hacia HC-1B	1 ½	(*)	9 (1)	7266-P-101
FV-63061	Gas combustible a HC-1B	1	(*)	15 (1)	7266-P-101
FV-63087	Fondo PF-1	2	(*)	(*)	7266-P-101
FV-63120	Gasolina a almacenaje	1	6,14	13,2	7266-P-102
FV-63121	Reflujo gasolina a TA-1	2	21,4	53,8	7266-P-102
FV-63128	Vapor a TD-2	1	(*)	9 (1)	7266-P-102
FV-63129	Vapor a TD-2 (Destilado Liviano)	1	(*)	9 (1)	7266-P-102
FV-63136	Vapor a TD-1	1	(*)	3,8 (1)	7266-P-102
FV-63148	Nafta desde el IC-4 a almacenaje	1	(*)	15 (1)	7266-P-102
FV-63150	Diesel liviano a IC-6	1	(*)	9 (1)	7266-P-102
FV-63158	Vapor TD-2 (Destilado Liviano)	1 ½	(*)	30 (1)	(*)
FV-63160	Residuo atmosférico al HC-3	1	5,18	17,2	7266-P-103
FV-63167	Vapor sobrecalentado del HC-3	2	(*)	(*)	7266-P-103
FV-63185	Reflujo de destilado pesado frío	1	(*)	(*)	7266-P-103
FV-63188	Destilado pesado a almacen	1	(*)	(*)	7266-P-103
FV-63193	Reflujo de destilado pesado caliente	1	(*)	(*)	7266-P-103
FV-63270	Reflujo de diesel liviano a TA-1	3	34,76	114	7266-P-102
LV-63122	Despojador TD-2 (Diesel Medio)	1 ½	1,62	28,1	7266-P-102
LV-63123	Despojador TD-2 (Destilado Liviano)	1 ½	1,56	28,1	7266-P-102
LV-63131	Despojador TD-1 (Nafta)	1 ½	1,13	28,1	7266-P-102
LV-63132	Despojador TD-1 (Diesel Liviano)	1 ½	0,80	28,1	7266-P-102
LV-63204	Enfriador de vapores (IC-12)	1	(*)	(*)	7266-P-103
PV-63004	Descarga de Bombas B-2/A/B	1	(**)	13,2	7266-P-100
PV-63066	Tope PF-1 hacia TA-1	2	53,03	53,8	7266-P-101
PV-63067	Vapor de B-1-01/A	3	(**)	114	7266-P-101
PV-63073	Gas combustible del HC-2	1 ½	6,46	28,1	7266-P-101
PV-63111	Acumulador de gasolina	2	42,145	53,8	7266-P-102
PV-63123	(*)	(*)	(*)	(*)	ANI032
PV-63182	Tope de TV-1	2 ½	(2)	(2)	7266-P-103
PV-63257	Descarga de B-8/A	1	(*)	15 (1)	7266-P-102
TV-63025	Destilado liviano a almacenaje	3 *	(*)	57 (1)	AAPO14
TV-63163	Salida del HC-3	2 ½	(*)	(*)	7266-P-103
TV-63187	Salida de reflujo de destilado	1 ½	(*)	(*)	7266-P-103

Nota: La información anteriormente presentada fue extraída de las hojas de especificaciones de las válvulas de control.  
 (\*) No se posee información (\*\*) Totalmente Cerrada (1) Cv del fabricante (2) Difícil acceso a la información.  
 Los Cv máximo, son referidos al Cv máximo de operación del proceso en el cual están involucrados.

Tabla 4.14. Listado de Placas de Orificio.

 <b>PDVSA</b>	<b>REFINERÍA SAN ROQUE</b> <b>GERENCIA DE OPERACIONES INTEGRADAS</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>PLANTA DE CRUDO Y VACÍO</b>	<b>Fecha:</b> <b>11 /2002</b>
<b>Reemplaza a:</b>		<b>Página</b> <b>1 de 2</b>

TAG	SERVICIO	BETA	RANGO ( inH <sub>2</sub> O)	FLUJO (BPH)		P&ID
				NORMAL	MAXIMO	
FI-63005	Crudo a IC-7 A/B	0,6110	0-200	209	289,48	7266-P-100
FI-63009	Destilado liviano a IC-9	0,5643	0-50	34	56,28	7266-P-100
FI-63016	Gasoil a B-10/11A	0,4547	0-50	8,48	21	7266-P-100
FI-63019	Diesel mediano a B-9	0,4453		20,08		7266-P-100
FI-63049	Crudo hacia HC-1A	0,4230	0-100	100,80	225,36	7266-P-101
FI-63053	Gas combustible a HC-1A	(*)	(*)	2269,52 Pie <sup>3</sup> /h	(*)	7266-P-101
FI-63058	Crudo hacia HC-1B	0,4241	0-100	123,28	146	7266-P-101
FI-63061	Gas combustible a HC-1B	(*)	0-100	(*)	14,453 Pie <sup>3</sup> /h	7266-P-101
FI-63087	Fondo PF-1	(*)	0-200	209	(*)	7266-P-101
FI-63117	Gas AC-1 a mechurrio	0,3653	0-100	32,97	(*)	7266-P-102
FI-63019	Diesel medio de B-9	0,4453	0-100	28,79	33	7266-P-100
FI-63120	Gasolina a almacenaje	0,4395	0-200	63,00	70	7266-P-102
FI-63121	Reflujo gasolina a TA-1	0,5799	0-100	131,93	150	7266-P-102
FI-63128	Vapor a TD-2	0,2755	0,2755	75,45 Lb/h	(*)	7266-P-102
FI-63129	Vapor a TD-2 (Destilado Liviano)	0,3810	0-200	183,58 Lb/h	380 Lb/h	7266-P-102
FI-63136	Vapor a TD-1	0,3185	0-100	190,46	140 Lb/h	7266-P-102
FI-63087	Fondo de PF-1	(*)	0-200	209	271	7266-P-101
FI-63148	Nafta de IC-4 a almacen	0,4714	0-200	41	42	7266-P-102
FI-63150	Diesel liviano a IC-6	0,6598	0-100	15	30	7266-P-102
FI-63158	Entrada de vapor a TD-3	0,3611	0-100	999,27	1510 Lb/h	7266-P-102
FI-63160	Residuo atmosférico al HC-3	0,4179	0-200	43	112	7266-P-103
FI-63167	Vapor sobrecalentado del HC-3	0,3183	0-50	79,65	400 Lb/h	7266-P-103
FI-63174	Vapor de Torre de Vacío	0,2968	0-100	190,46	488	7266-P-103
FI-63185	Reflujo de destilado frío	0,4258	0-200	33,25	127	7266-P-103
FI-63188	Destilado Pesado a almacen	0,4202	0-200	25,71	58	7266-P-103
FI-63193	Reflujo destilado caliente a TV-1	0,4627	0-200	13,43	37	7266-P-103



Tabla 4.15. Listado de Válvulas de Alivio.

 <b>PDVSA</b>	<b>REFINERÍA SAN ROQUE</b> <b>GERENCIA DE OPERACIONES INTEGRADAS</b> <b>DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PROCESOS</b>			<b>Código</b>	
	<b>Revisión N°</b>	<b>INFORMACIÓN DE SEGURIDAD DE LOS PROCESOS</b> <b>PLANTA DE CRUDO Y VACÍO</b>			<b>Fecha:</b> <b>11 / 2002</b>
	<b>Reemplaza a:</b>				<b>Página</b> <b>1 de 1</b>
Listado Válvulas de Alivio.					
TAG N°	SERVICIO	TAMAÑO (Pulg)	PRESIÓN DE AJUSTE (PSIG)	P&ID	
PSV-63002	B-2B	1 ½ X 2	300	7266-P-100	
PSV-63010A	IC-1-02A	¾ X 1	380	7266-P-100	
PSV-63010B	IC-1-02C	¾ X 1	380	7266-P-100	
PSV-63012	B-10A	1 X 2	150	7266-P-100	
PSV-63014	B-11	1 X 2	150	7266-P-100	
PSV-63020	B-10	1 X 2	125	7266-P-100	
PSV-63085	PF-1	2 X 4	100	7266-P-101	
PSV-63100	TOPE TA-1	4 X 6	50	7266-P-102	
PSV-63119	AC-1	4 X 6	50	7266-P-102	
PSV-63126	PARTE MEDIA TD-2	1 ½ X 2	50	7266-P-102	
PSV-63127	TOPE TD-2	1 ½ X 2	50	7266-P-102	
PSV-63137	TOPE TD-1	1 ½ X 2	50	7266-P-102	
PSV-63147	PARTE BAJA DE TA-1	4 X 6	50	7266-P-102	
PSV-63170	SALIDA DE VAPOR DEL HC-3	¾ X 1	300	7266-P-103	
PSV-63190	PLATO 6 TV-1	4 X 6	50	7266-P-103	
PSV-63196	B-13A	1 X 2	150	7266-P-103	
PSV-63199	B-13	1 X 2	150	7266-P-103	
PSV-63213	B-13B	1 X 2	150	7266-P-103	
PSV-63251	B-8B	1 X 1	265	7266-P-102	
PSV-63253	B-8	1 X 1	265	7266-P-102	
PSV-63255	B-8A	1 X 1	265	7266-P-102	
PSV-63258	B-6A	¾ X 1	300	7266-P-102	
PSV-63260	B-6B	¾ X 1	300	7266-P-102	
PSV-63261	B-6	¾ X 1	300	7266-P-102	
PSV-63372	PARTE MEDIA TD-1	1 ½ X 2	50	7266-P-102	
PSV-63788	IC-16	(*)	(*)	7266-P-100	
PSV-63789	IC-17	(*)	(*)	7266-P-100	
PSV-63800	D-01	(*)	(*)	7266-P-100	
(*) No se posee información					

### **Líneas de Proceso**

También se realizaron tablas de Límites de Operación Segura y Consecuencias de las Desviaciones para las líneas de proceso; en ellas se especificaron las líneas comenzando desde los tanques TK-11/12 y clasificándolas hasta llegar a algún equipo; en ese tramo especificado se debió de especificar la longitud, la cantidad de accesorios e instrumentos (codos, té, expansiones, reducciones, válvulas de control, placas de orificio), y también sus condiciones de temperatura, presión, y flujo.

En función a las variables temperatura, presión y flujo, se especificaron los promedios típicos y sus límites máximos.

A continuación se presentan los criterios con los cuales fueron hallados los valores reportados en las tablas para la temperatura, presión y flujo.

1. Los promedios típicos se obtuvieron en función a los equipos a los cuales se encontraban integradas las líneas.
2. Las temperaturas máximas se especificaron en función a la del equipo al cual estaba integrada la tubería.
3. Las presiones máximas se especificaron en función de los rangos de presión para bridas de acero al carbono normal de las tuberías, esto fue posible luego de clasificar cada tramo hallado en función de la clase de brida; la mayoría de las tuberías de las Plantas de Crudo y Vacío tenían bridas clase 150 y 300, con la clase de brida seleccionada y la temperatura máxima hallada para ese tramo se podía encontrar la presión máxima con la tabla F.2 que se encuentra en el apéndice F.

A continuación se presentan la tabla 4.16 que contiene los Límites de Operación Segura para las líneas de proceso.

**Tabla 4.16. Límites de Operación Segura y Consecuencias de las Desviaciones para Líneas de Proceso.**













## GENERALIDADES DE LA SIMULACIÓN

A continuación se explicarán los puntos más relevantes que fueron tomados en cuenta en el momento de realizar la simulación, y adicionalmente se expondrán las limitaciones y problemas que fueron surgiendo a medida de ir realizando esta.

### **Elaboración de la hoja de trabajo.**

Para realizar el diagrama de flujo que representa el proceso de las Plantas de Crudo y Vacío de la Refinería San Roque se usó la paleta del simulador que contiene todos las unidades que posee el simulador; allí se seleccionaron los equipos que se usan dentro de Estas plantas entre ellos se tienen: bombas, intercambiadores de calor, torres de destilación, tambores flash, torres despojadoras laterales.

A continuación se presentan los equipos o unidades que presentaban alguna característica en especial y que se considera debe ser comentada.

Puntos de separación y de unión de corrientes: en este caso se usaron las unidades que se encuentran dentro de la paleta con los nombres de *Mixer* (unión) y *Splitter* (separación). El mezclador (*Mixer*) no exige ninguna especificación, en cambio el separador de corrientes (*Splitter*) pide el porcentaje en el cual se quieran dividir las corrientes o directamente el flujo que se va por cada una de ellas.

Hornos: Estas unidades se simularon como intercambiadores de calor a los cuales se les especificó la condición térmica deseada y su caída de presión. Un procedimiento específico que se debe destacar es la alimentación de vapor a la corriente de residuo atmosférico que alimenta el horno HC-3 para evitar la formación de coque, este procedimiento se simuló mediante la unión con un mezclador, de la corriente de residuo atmosférico con una corriente de vapor a la cual se le especificó la temperatura, la presión y el flujo másico.

Torres de destilación: dentro de este grupo de unidades de operación se tomaron en cuenta algunos aspectos que permitieron que la simulación convergiera con mayor facilidad; estos fueron: *Initial Estimate Generation* (Generación de Estimados Iniciales) y *Algorithm*

*Selection* (Selección del Algoritmo). La opción de *Generación de Estimados Iniciales*, permite establecer que tipo de valores iniciales deben ser tomados como “*semilla*” dentro del proceso modelado; mientras más aproximado a los resultados deseados sea el valor inicial introducido al simulador, más rápido será el proceso de convergencia. Dentro de esta opción se presentan cuatro modelos que pueden ser usados de acuerdo a la exigencia del proceso a simular, éstos son: *Simple*, *Conventional*, *Refinery* y *Chemical*. Para el caso estudiado se tiene que el método que mejor reporta estimados iniciales es el *Refinery* (Refinería), este fue creado específicamente para columnas con múltiples salidas y torres despojadoras laterales, lo cual es muy común en refinerías de petróleo; esta función tiene la ventaja que permite acomodar los circuitos de *Pumparounds*, los cuales son típicos en columnas de destilación atmosféricas y al vacío. (PRO/II with Provision-Guetting Started, 2001)

La opción de la selección del algoritmo depende de la complejidad de las especies químicas y de la complejidad mecánica de la columna; de acuerdo al manual PRO/II with Provision-Guetting Started se tiene que para sistemas como los simulados en este trabajo (columnas de destilación atmosféricas y al vacío) los algoritmos a seleccionar deberían ser el *Inside/Out* o el *Enhanced Inside/Out*, debido a que son los algoritmos que mejor modelan sistemas termodinámicamente simples, pero mecánicamente complejos; para los casos que corresponden a este trabajo se usó el algoritmo *Inside/Out*.

Las torres simuladas en este trabajo poseen reflujos externos que son simulados con la opción de *Pumparound*.

Los datos y especificaciones introducidas al simulador se encuentran en el apéndice E.

### **Definición de componentes.**

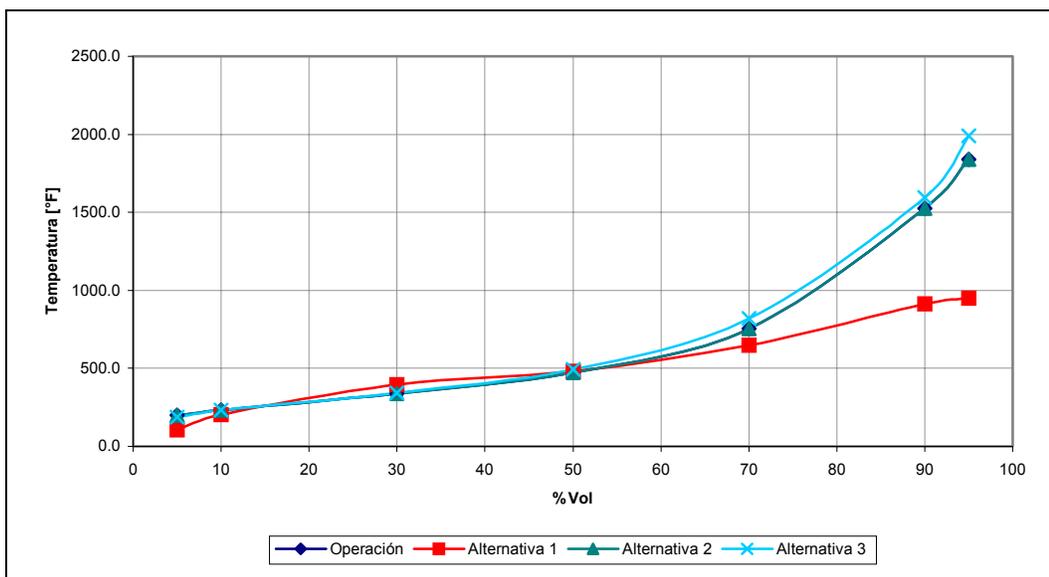
Cuando se realiza una simulación, es necesario que la corriente de alimentación se ajuste a los datos reales de operación del sistema en estudio; este hecho es de gran importancia debido a que si no se tiene un buen ajuste, es imposible obtener una buena aproximación del equilibrio líquido-vapor; con la finalidad de obtener los productos deseados en la torre de destilación atmosférica fue necesario introducir una corriente que se ajustara a la curva de destilación real de la alimentación, y que a su vez contenga las curvas de destilación de

cada uno de los cortes a producir, si no se cumple esta condición es muy poco probable que la simulación reporte resultados ajustados a la realidad.

Antes de obtener los resultados finales de la simulación de la torre, se realizaron algunas simulaciones con dos alternativas para corrientes de alimentación diferentes a la curva final. En un principio se realizó una reconstitución de la corriente de alimentación elaborando una mezcla de todos los cortes obtenidos en la torre; en esta operación se introdujeron al simulador los datos de las curvas de destilación de cada producto junto con su flujo másico, pero no se obtuvo una corriente de alimentación que se ajustara a la curva de destilación obtenida en el laboratorio, es decir a la curva real de la alimentación. Como segunda opción se alimentó al sistema simulado, la curva de destilación obtenida directamente en el laboratorio.

En la figura 4.1 se muestra la tendencia de la curva de destilación obtenida para las tres alternativas de alimentación, y se observa que la tendencia para la alternativa 1 no cumple con la visualizada en la curva de destilación obtenida en el laboratorio (operación), por esa razón se descarta esa opción como alternativa de alimentación al sistema simulado; ver en el apéndice D la tabla D.1, allí se encuentran los datos que se usaron para realizar las curvas mencionadas anteriormente.

**Figura 4.1. Curvas de destilación para las distintas alternativas de corriente de alimentación.**

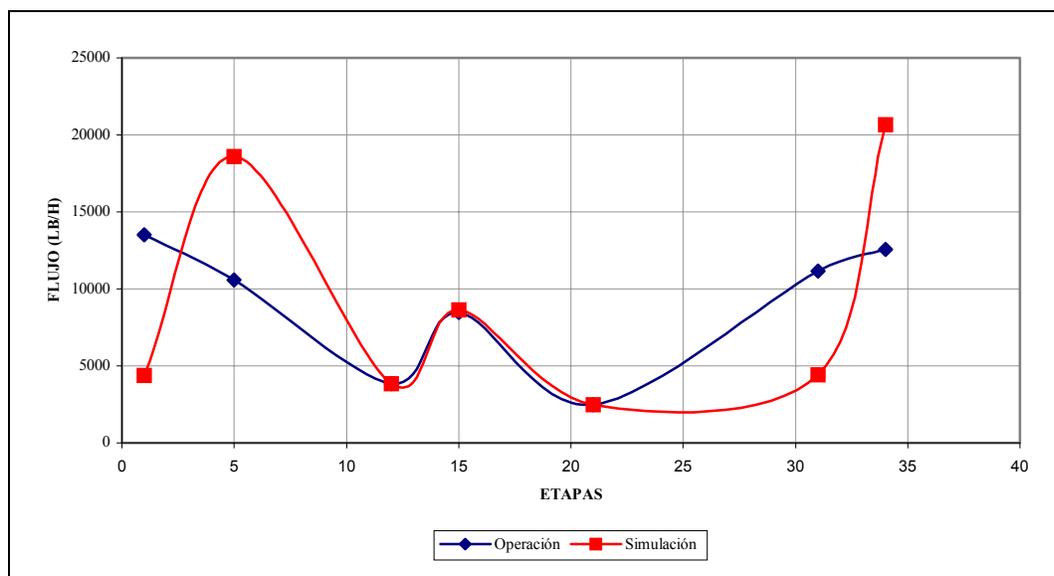


Para las alternativas 1 y 2 de alimentación se realizaron simulaciones con dos tipos de especificaciones: en una se especificó el flujo con la finalidad de obtener los cortes con las curvas de destilación deseadas, y en la segunda opción se especificó un punto de la curva de destilación y se varió la salida de cada corte con la finalidad de obtener una ajuste satisfactorio; los resultados obtenidos en éstos casos nunca se ajustaban totalmente, es decir cuando se hallaba analogía entre los flujos no coincidía la curva de destilación o viceversa.

Los flujos introducidos en las especificaciones de la torre fueron obtenidos a partir del cálculo tipo B.17 que se encuentra en el apéndice B.

En la figura 4.2 se muestran los flujos de los productos en cada una de sus etapas de salida especificando la temperatura en el punto de 95% de recuperación para cada corte, ver tabla de datos D.12 en el apéndice D.

**Figura 4.2. Flujos de productos de la TA-1, para la simulación con la segunda alternativa de alimentación y especificación de curvas de destilación para productos.**

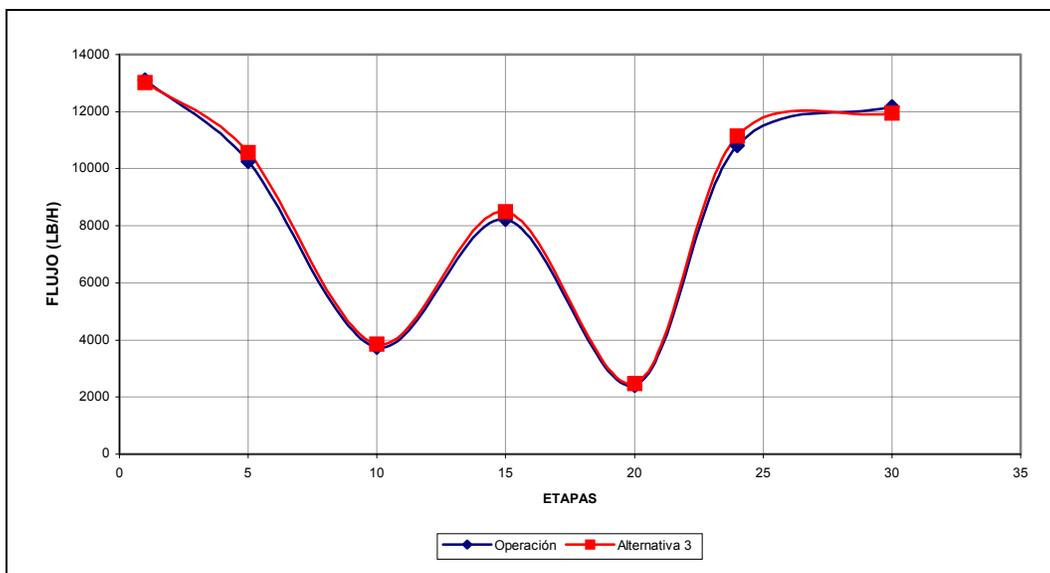


La tercera y última alternativa utilizada, fue la construcción de una corriente de alimentación que incluyera las curvas de destilación de cada uno de los cortes y que

además se ajustara a la curva de destilación real; esto se logró verificando cuáles eran los puntos de cada corte que se encontraban incluidos dentro la curva de alimentación real, de este modo se realizó una repartición de las temperaturas de las curvas de destilación para cada producto dentro del rango de porcentaje de recuperación de la alimentación. La simulación realizada con esta alternativa reportó resultados dentro de los parámetros establecidos en este trabajo (porcentajes de desviación de flujos, temperaturas y curvas de destilación menores o iguales al 10%).

La figura 4.3 muestra los flujos obtenidos para cada uno de los cortes cuando se realizó la simulación con la tercera alternativa de alimentación, y se obtuvo que los porcentajes de desviación fueron menores que un 10%, por lo tanto a partir de esos resultados se pudo escoger esta alternativa de alimentación como la mejor aproximación para realizar la simulación.

**Figura 4.3. Flujos de los productos en la TA-1 con la tercera alternativa de alimentación.**



### Selección del Método Termodinámico.

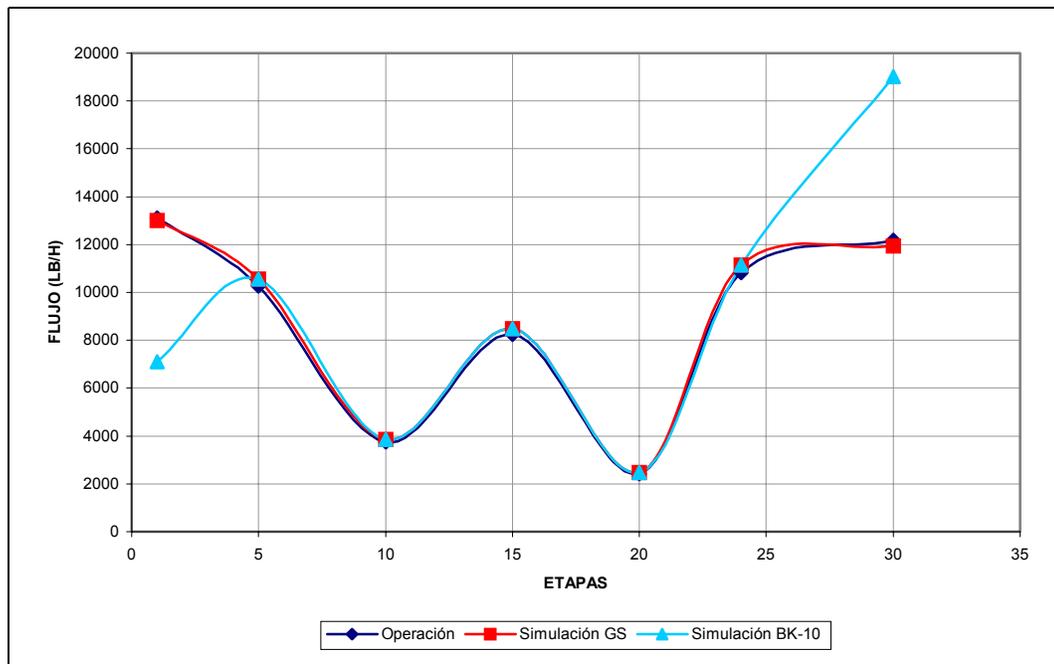
Para realizar simulaciones de torres de destilación atmosférica y al vacío los fabricantes del simulador recomiendan usar los métodos termodinámicos que se encuentran dentro de la

categoría de Correlaciones Generalizadas, los cuales son métodos empíricos o semi-empíricos basados en el principio de los estados correspondientes. Estos son los usados principalmente para mezclas de hidrocarburos no polares. Como ejemplos particulares para este tipo de sistemas se encuentran el Braun-K10 y el Grayson-Streed (GS).

Las simulaciones se realizaron con los dos métodos termodinámicos, pero los resultados más ajustados fueron los obtenidos con el método Grayson-Streed, las desviaciones que se obtuvieron fueron de 4 y 5% para la gasolina y el residuo respectivamente. Con el BK-10 se obtuvieron desviaciones en los cortes de gasolina y de residuo atmosférico de 47% y –52%, además se observó que el peso molecular del residuo atmosférico era muy alto (818), lo cual se reflejaba a lo largo de toda la torre con productos más pesados; en función de los resultados obtenidos se eligió el método termodinámico Grayson-Streed.

A continuación se presenta la figura 4.4, que contiene las curvas de los flujos de operación y los flujos obtenidos en sus etapas de salida, para las simulaciones realizadas con los dos métodos termodinámicos; los datos de flujos y porcentajes de desviación para cada uno de los cortes se encuentran en la tabla D.12 apéndice D.

**Figura 4.4. Flujos de los productos para la operación y la simulación de la TA-1.**



### Simulación de la Torre de Destilación Atmosférica.

Las simulaciones fueron realizadas con la finalidad de obtener ciertos resultados que luego de ser analizados permitieron establecer algunas conclusiones acerca el funcionamiento de las torres, por medio de este recurso se pudieron obtener resultados de la eficiencia global y por sección de la torre, el porcentaje de inundación por etapas, perfiles de temperaturas y calidades de los cortes obtenidos en la torre. Las especificaciones para la simulación final de la TA-1 se encuentra en el apéndice E; a continuación se realizarán los análisis para cada uno de los puntos mencionados anteriormente.

- *Eficiencia.*

Para realizar la simulación de esta torre de destilación se usó el concepto de eficiencia global; esta no es más que la relación entre el número de etapas teóricas y el número de etapas reales. (PRO/II with Provision-Guetting Started, 2001)

Uno de los objetivos específicos de este Trabajo Especial de Grado es el cálculo de la eficiencia de las unidades de destilación, con esa finalidad se realizó la simulación definiendo etapas teóricas, para luego establecer la relación con las respectivas etapas reales, ya fuera globalmente o por cada sección en la torre.

Debido a la cantidad de productos y de corrientes de entrada que tiene esta torre se comenzó a realizar su simulación con una torre de 12 etapas, que posee un condensador total, una corriente de vapor por el fondo y un *Pumparound* de la corriente de producto de diesel liviano; a partir de este número de etapas sin que coincidieran alguna de las entradas de los reflujos de los productos con sus salidas; se fueron aumentando el número de etapas y cambiando la salida y entrada de los reflujos, hasta que se cumplieran: el balance de masa y energía, el perfil de temperatura y las curvas de destilación de los productos, tomando como referencia un porcentaje de desviación menor al 10%. Se realizaron simulaciones hasta que se obtuvo una torre de 30 etapas teóricas cuyas etapas de salida para los productos se encuentran en la tabla 4.17, la cual cumplió con los requerimientos exigidos anteriormente; ver especificaciones finales de la torre en el apéndice E.

**Tabla 4.17. Etapa de salida de los productos en la realidad y en la simulación de la torre TA-1.**

Corte	Etapas Real	Etapas Simuladas
Gasolina	1	Tope
Nafta	6	5
Diesel Liviano	15	10
Diesel Medio	21	15
Gasoil	30	20
Destilado Liviano	36	24
Residuo Atmosférico	47	30

Cuando el diámetro de las torres excede 4 Pies, se pueden obtener correlaciones teóricas que predicen eficiencias entre 80 y 100%, pero en el caso de columnas que operan en la realidad la eficiencia aproximada es de 60% (Kister, 1992); en el caso en estudio se obtuvo que la eficiencia global de la TA-1 es de 61%, lo cual es un resultado satisfactorio si se compara con el hecho mencionado anteriormente.

Debido a que las eficiencias pueden cambiar de una sección a otra, es recomendable realizar los cálculos de eficiencia para cada sección; en la tabla 4.18 se presentan estos resultados.

**Tabla 4.18. Eficiencias de las secciones de destilación de la TA-1.**

Sección	Eficiencia
Global	61
Gasolina–Nafta	60
Nafta–Diesel Liviano	56
Diesel Liv.-Diesel Medio	83
Diesel Medio-Gasoil	56
Gasoil-Destilado Liviano	67
Dest. Liv.-Alimentación	50
Alimentación-Res. Atm.	60

En general de acuerdo a los resultados obtenidos en la simulación se puede decir que se obtuvieron las etapas teóricas necesarias para realizar el proceso en cada una de las secciones dentro de las limitaciones establecidas (flujos, temperaturas y curvas de destilación) en el momento de realizar las comparaciones.

▪ *Inundación*

Adicionalmente se usó la opción del simulador que permitió calcular los porcentajes de inundación por etapa de la torre, esto fue posible introduciendo el diámetro de la columna y el tipo de platos que usa la torre por sección.

La inundación es la acumulación excesiva de líquido dentro de la columna; a continuación se presenta la tabla 4.19 que contiene los resultados reportados por el simulador con los porcentajes de inundación por cada sección establecida.

**Tabla 4.19. Porcentajes de inundación por cada sección de la TA-1.**

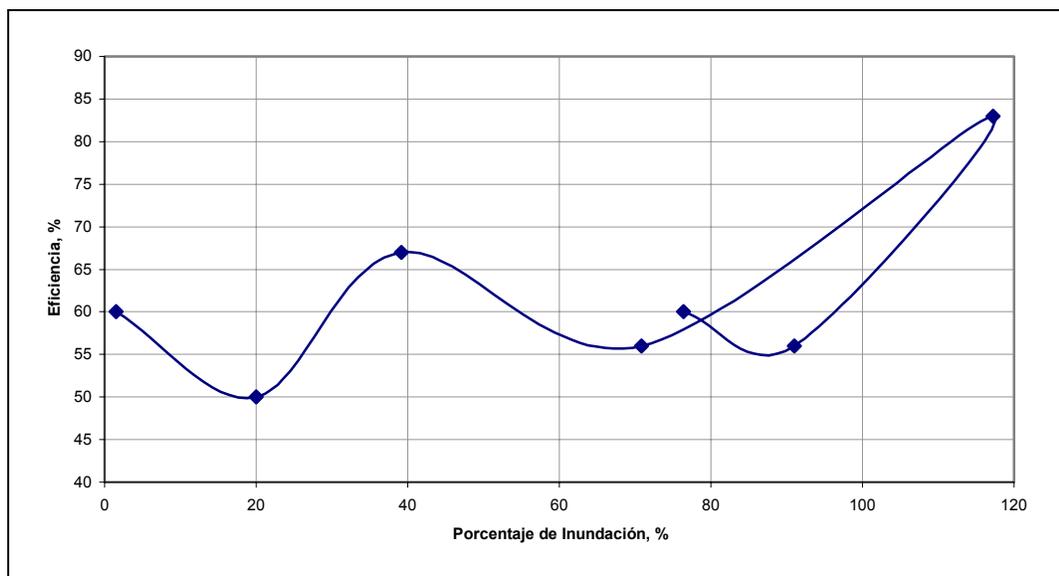
Sección	Porcentaje de Inundación, %
Gasolina–Nafta	76,40
Nafta–Diesel Liviano	91,04
Diesel Liv.-Diesel Medio	117,24
Diesel Medio-Gasoil	70,84
Gasoil-Destilado Liviano	39,15
Dest. Liv.-Alimentación	20,00
Alimentación-Res. Atm.	1,50

Dentro de los parámetros establecidos para el diseño de torres se tiene que el rango de porcentajes de inundación que se debería usar como referencia es de 80-85%; se debe acotar que el simulador es conservador en estos cálculos, y por esta razón se puede asegurar que la torre no está inundada aunque los resultados en la zona de Diesel Liviano-Diesel Medio confirmen lo contrario.

Uno de los factores que afectan la eficiencia de las torres es la cantidad de flujo por etapa; a altas cargas de líquido se incrementa la eficiencia de las etapas porque se incrementa el líquido atrapado en los platos y de esa forma se incrementa el tiempo de contacto entre el líquido y el vapor, (Kister, 1992); en los resultados obtenidos se observa que en las secciones donde hay mayores porcentajes de inundación es donde la eficiencia alcanza los valores más altos.

La figura 4.5 se realizó con los promedios de porcentajes de inundación obtenidos por cada una de las secciones de la torre y se puede demostrar gráficamente lo mencionado anteriormente, los datos para elaborar esta figura se encuentran en la tabla 4.18.

**Figura 4.5. Porcentajes de inundación en función de las eficiencias obtenidas para la TA-1.**



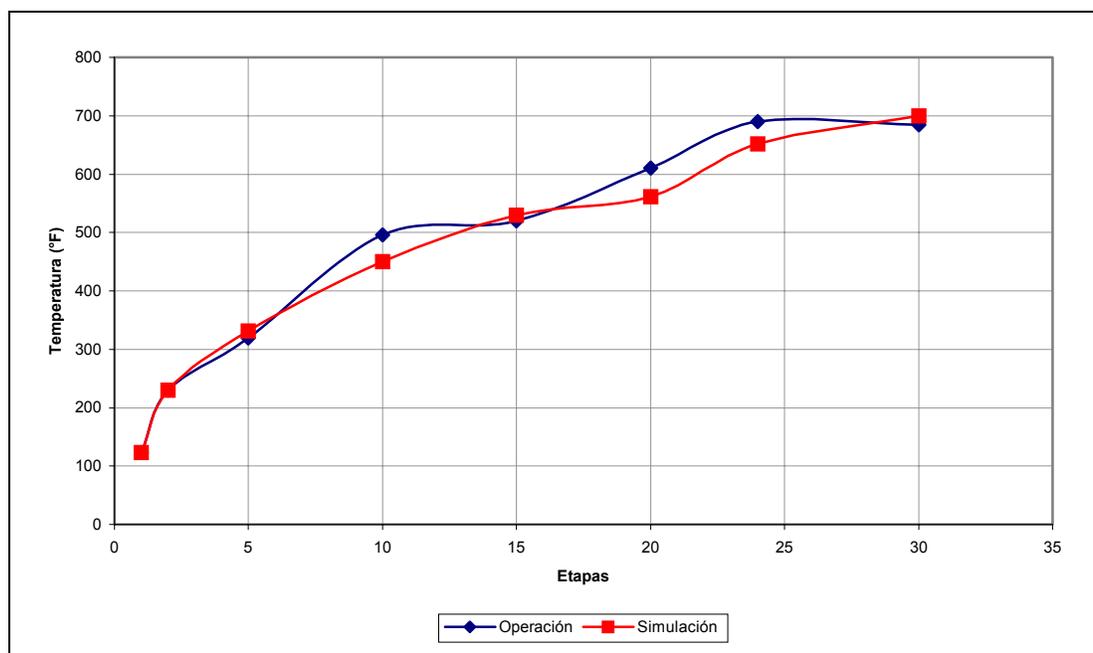
Se debe agregar que con respecto a los flujos de vapor establecidos por normas de diseño de torres se deben introducir a las torres 10 Lb de vapor por cada barril de producto de fondo, en función a esta acotación se observa que de acuerdo a los datos recopilados de vapor de despojamiento se están introduciendo a la torre 988 Lb/h de vapor mientras que de acuerdo a la norma de diseño se deberían introducir 463,4 Lb/h de vapor, este hecho pudiera estar incidiendo en los resultados de los porcentajes de inundación tan bajos que han sido obtenidos en el fondo de la torre.

▪ *Perfiles de temperatura*

En la figura 4.6 se tienen las curvas obtenidas para las temperaturas de los productos tanto a condiciones de operación normales como las obtenidas en la simulación; las tablas D.10 contiene los datos usados para la elaboración de esta figura y se encuentran en el apéndice D.

Las temperaturas obtenidas para cada uno de los productos presentaron porcentajes de desviación por debajo del 10%, se debe añadir que estas temperaturas fueron obtenidas para etapas teóricas y no son representativas realmente con las temperaturas de las salidas de los productos, debido a que en este caso una sola etapa teórica puede representar más de un plato en la realidad. (Guevara, 2002)

**Figura 4.6. Perfil de Temperaturas.**



▪ *Curvas de Destilación*

A continuación se presentarán las gráficas que permiten observar la tendencia de las curvas de destilación obtenidas en el laboratorio para cada uno de los productos de la torre de destilación atmosférica, y las curvas de destilación resultantes para cada uno de los métodos termodinámicos con los cuales se trabajó en la simulación.

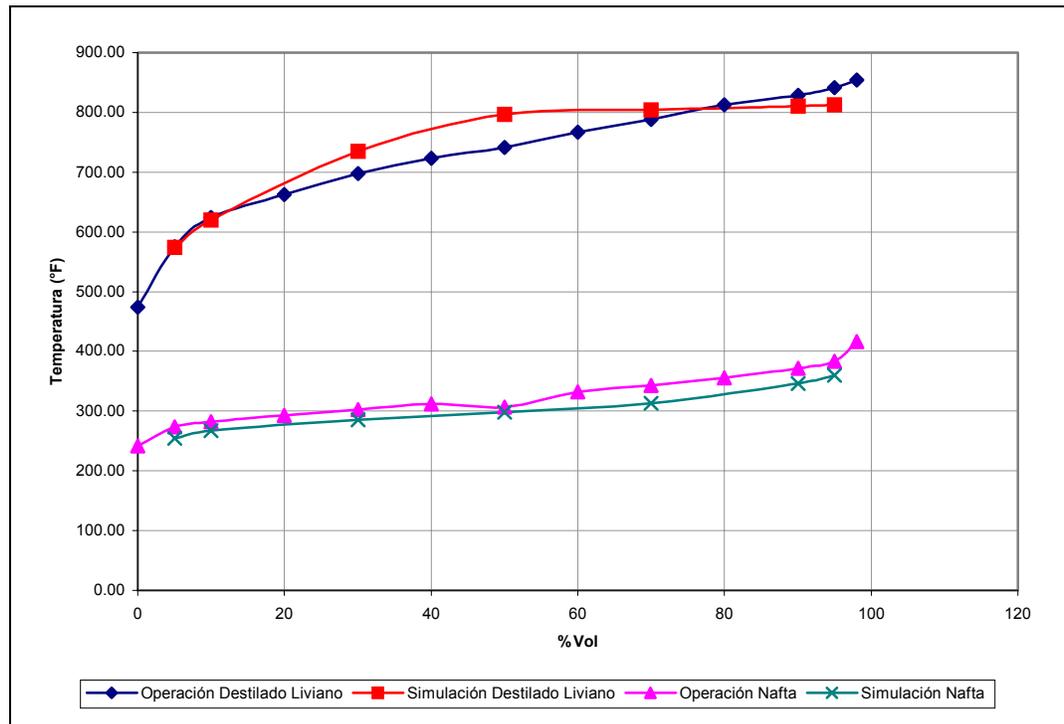
Destilado Liviano

El destilado liviano es el producto de mayor importancia dentro del proceso de separación realizado en la TA-1, debido a que este es el corte que es enviado a la Planta de Parafina con la finalidad de obtener la parafina como producto principal de la refinería, luego de ser sometido a otros procesos de separación, como lo son la cristalización, el filtrado y la denudación. Como se puede observar en la figura 4.6 se obtuvo una curva de destilación en los puntos entre el 5-30% y el 70-95% de recuperación con una cantidad de componentes más livianos con respecto a la curva de operación obtenida en el laboratorio, reportando porcentajes de desviación menores al 3%, mientras que en la zona central de la gráfica se observa una tendencia de la curva a tener componentes más pesados, con porcentajes de desviación entre el 2 y el 7%; este hecho junto con la eficiencia obtenida demuestra que en esta zona de la torre no se presentan problemas operacionales; los datos para la elaboración de la figura 4.6 se encuentra en las tablas D.7 del apéndice D.

Nafta

La figura 4.6 contiene la curva de destilación de la nafta, de la cual se puede decir que es el segundo producto importante obtenido dentro de la TA-1, ya que cumple un papel fundamental como solvente en la Planta de Parafina; los porcentajes de desviación obtenidos para esta curva de destilación oscilan entre el 3 y 9%; los datos para la elaboración de la figura 4.7 se encuentra en las tablas D.3 del apéndice D.

Figura 4.7. Curva de Destilación del Destilado Liviano y Nafta.



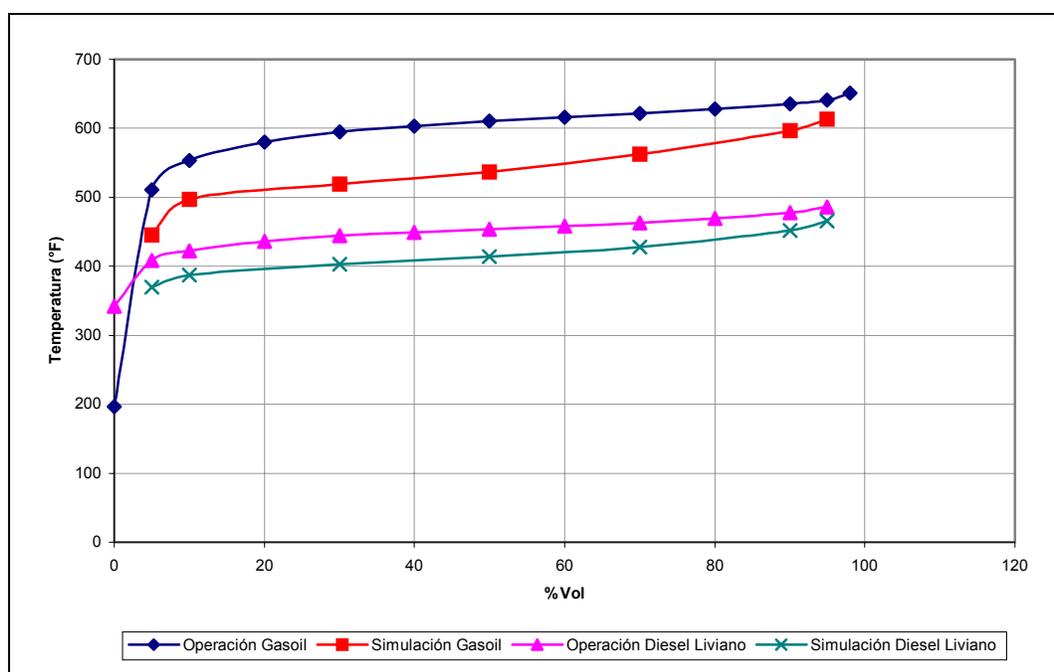
### Gasoil

El corte de gasoil es enfriado en el intercambiador IC-8 y luego es mezclado con el corte de residuo de vacío obtenido en la TV-1; luego de ser unidos éstos dos productos son enfriados en el IC-15 para luego ser enviados a los tanques TK-17/18, de allí éstos productos son enviados a Anaco para ser recuperados; luego de revisar el recorrido del gasoil se puede observar que este no es un producto fundamental dentro del proceso de obtención de la parafina, por esa razón no se afinaron los resultados de la curva de destilación (4-13% de desviación), aunque si se cumplen la temperatura de salida del producto con 9% de porcentaje de desviación sin tener alguna desviación en el flujo másico de salida; la figura 4.8 contiene las curvas de destilación de operación y de la simulación del gasoil, y sus datos se encuentran en las tablas D.6, del apéndice D.

Diesel Liviano

Aunque el diesel liviano no es un producto que proporciona beneficio económico ni tampoco es necesario en el proceso de obtención de la parafina se obtuvo una curva de destilación que sí se encuentra dentro del porcentaje de desviación fijado para los productos principales. Esta curva presenta porcentajes de desviación entre el 4 y 9%; la figura 4.8 contiene las curvas de destilación de operación y de la simulación de este producto, y sus datos se encuentran en las tablas D.4, del apéndice D.

**Figura 4.8. Curvas de Destilación del Gasoil y Diesel Liviano.**



Diesel Medio

Al igual que el gasoil, el diesel medio no es un producto de importancia dentro del proceso y no proporciona ningún incentivo económico, ya que este también es enviado a un proceso de recuperación fuera de la refinería; este corte presenta porcentajes de desviación que se encuentran dentro de los parámetros de comparación establecidos (8-10%); la curva de destilación obtenida en la simulación para este corte se encuentra en la figura 4.9.

### Gasolina

El corte de gasolina es el que se obtiene por el tope de la torre, aunque se cumplen las condiciones de tope en la simulación, no se logra obtener un corte con la curva de destilación deseada; los porcentajes de desviación de este producto con respecto a la curva de destilación oscilan desde 2 hasta 22%, observando que entre el 5 y 10% de recuperación se tiene un corte más pesado que el deseado con un porcentaje de desviación de 22%, a partir del 10 hasta el 95% de recuperación se tienen porcentajes de desviación desde el 2 y hasta 14%, reportando una curva de destilación que refleja un producto más liviano con respecto a la curva de destilación obtenida en el laboratorio; al igual que los cortes de gasoil, diesel liviano y diesel mediano, este es un producto que carece de importancia dentro de la refinería, a excepción del papel que juega como corriente de reflujo; la curva de destilación obtenida en la simulación para este corte se encuentra en la figura 4.9.

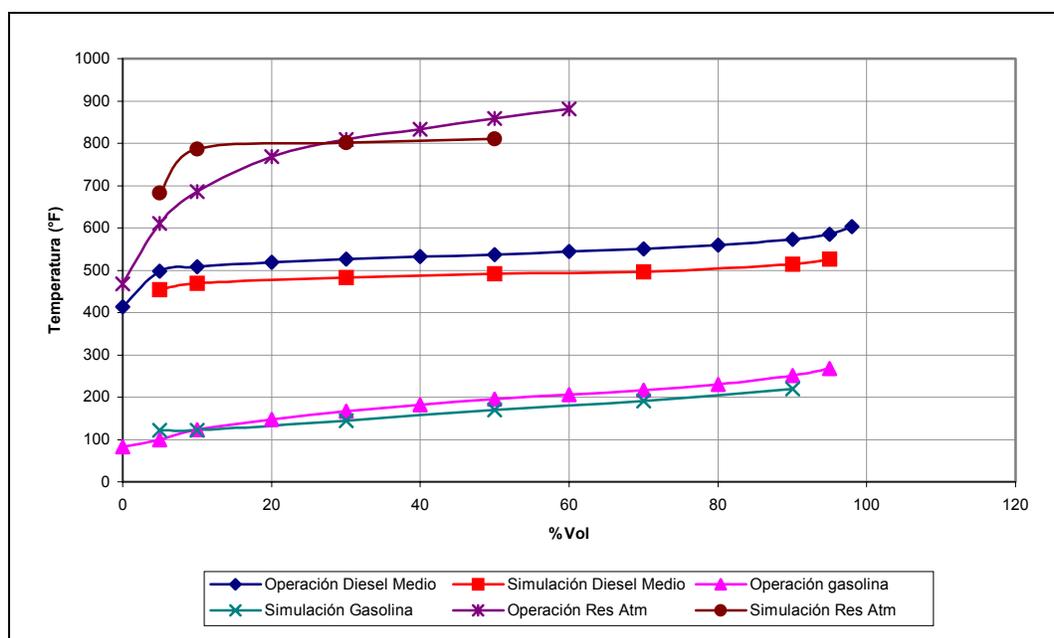
### Residuo Atmosférico

La curva de destilación obtenida hasta el 30% de recuperación resultó ser más pesada y reportó porcentajes de desviación de hasta -15%, mientras que para porcentajes de recuperación mayores que el 30% la curva obtuvo una tendencia similar a la del laboratorio con desviaciones de hasta 5%; la figura 4.9 contiene las curvas de destilación de operación y las obtenidas en la simulación para el diesel medio, la gasolina y el residuo atmosférico, los datos para la elaboración de estas gráficas están en las tablas D.5, D.2 y D.8, respectivamente, del apéndice D.

Se observó que los productos que presentaron desviaciones fuera de los límites establecidos (gasoil y gasolina) son cortes que en la refinería no se les realiza un seguimiento consecuente de las curvas de destilación, es decir a éstos cortes no se les toman muestras frecuentemente, por lo que no se pudieron presentar promedios de estas curvas sino que la comparación se hizo en función de los análisis realizados para una muestra tomada para cada corte en un momento determinado, no como para los otros cortes cuyas curvas de operación que aparecen graficadas son promedios de una serie de curvas recopiladas.

Aunque el residuo atmosférico es la alimentación a la TV-1, no se le realiza tampoco un seguimiento frecuente dentro de la refinería, porque dentro de la TA-1 lo que tiene mayor relevancia es obtener la mayor cantidad de destilado liviano con la calidad deseada, a partir de esa premisa se puede obtener el residuo atmosférico para que sea tratado en la TV-1, y a partir de los resultados de las curvas de destilación obtenidas para el destilado pesado en el laboratorio durante el día, se van variando las distintas variables de operación de la torre hasta obtener los resultados deseados en la calidad del destilado pesado.

**Figura 4.9. Curvas de Destilación del Diesel Medio, Gasolina y Residuo Atmosférico.**



### Simulación de la Torre de Vacío.

Como la TV-1 es una torre empacada y el simulador trabaja en función de etapas teóricas, entonces surgió la necesidad de usar el concepto de altura equivalente de una etapa teórica (HETP), el cual establece una relación entre la altura del empaque y el número de etapas teóricas equivalentes para el mismo grado de separación. Al realizar los cálculos para los dos lechos y los cinco platos que tiene la torre se obtuvieron 22 etapas teóricas.

Luego de establecidas las etapas teóricas se procedió a establecer las distintas condiciones de operación de la torre, ver tablas E.11, E.12, E.13 y E.14, en donde como método termodinámico se escogió el Grayson Streed, como algoritmo de cálculo se escogió el *Inside/Out*, y como método para la *Generación de Estimados Iniciales* se escogió el

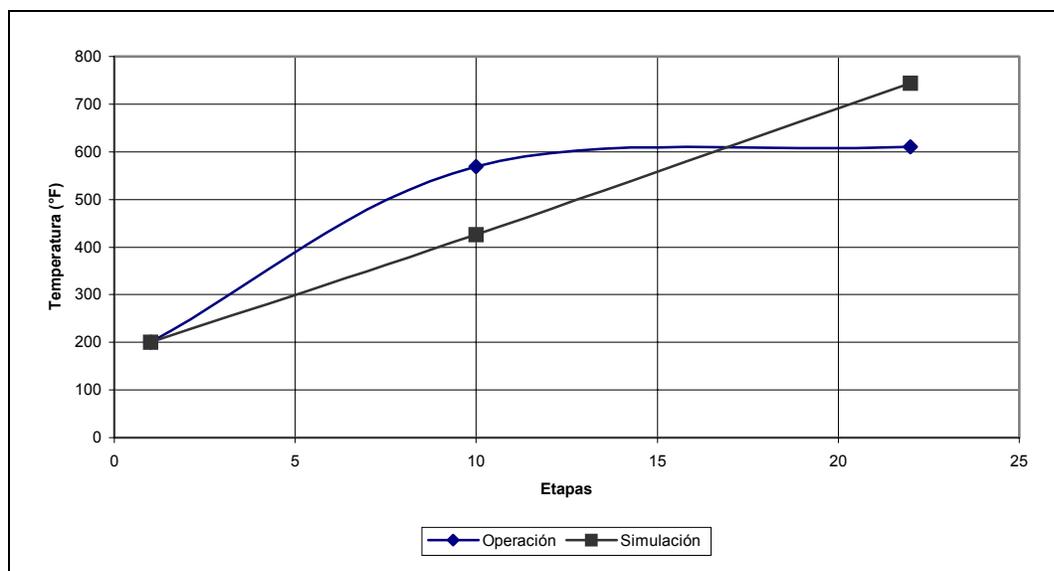
*Refinery*. Adicionalmente se agregaron dos *Pumparounds*, cuyas corrientes se obtienen de la etapa ideal 10, de donde se obtiene la corriente de destilado pesado, el primer *Pumparound* establecido fue hacia el tope de la columna, con la finalidad de eliminar calor y mantener la temperatura del tope en 200 °F.

El segundo *Pumparound* también parte desde la etapa 10 pero hacia la etapa 11, el cual simula el reflujo intermedio de la torre, este tiene como finalidad mantener los perfiles de temperatura de la torre y mantener mojado el lecho empacado.

Se realizaron varias alternativas de simulaciones para la torre de destilación al vacío introduciendo los datos de operación recopilados, primero que todo se realizó la simulación en conjunto, es decir agrupándola con el sistema realizado a partir de todos los equipos de planta de crudo, pero no convergió la TV-1; en esta simulación se especificaron los dos *Pumparounds*, denominados en la operación real reflujo caliente y reflujo frío, y además se especificó el calor de tope variando el calor del *Pumparound* número 1 (reflujo frío).

La figura 4.10 muestra las temperaturas obtenidas en el fondo, tope y punto de salida del destilado pesado para los datos de operación y los resultados de la simulación en la TV-1 cuando fue simulada junto con la TA-1.

**Figura 4.10. Perfil de temperaturas de la TV-1 simulada con todo el sistema.**



Aunque se cambiaron las especificaciones en función de los flujos de salida, eliminando los *Pumparounds* por corrientes alimentadas directamente a la torre con las curvas de destilación y temperaturas a las que deberían entrar, la torre no convergió.

A partir de esos resultados se decidió realizar la simulación en una hoja nueva, en este caso la corriente de alimentación se realizó especificándola con la curva de destilación y la temperatura de salida del residuo atmosférico de la TA-1, luego se colocó una bomba correspondiente a la B-6 que elevaba la presión hasta 54 Psig, después se dispuso un mezclador con la finalidad de introducir la corriente de vapor antes del horno de vacío con la finalidad de evitar la formación de coque luego se simuló el horno HC-3 como un intercambiador de calor el cual eleva la temperatura desde 690 hasta 720°F con una caída de presión de 53 Psi.

A partir de estas disposiciones establecidas se realizaron las primeras simulaciones colocando especificaciones, pero ninguna convergió, otra opción evaluada fue eliminar los *Pumparounds* y colocarlos directamente como corrientes de entrada en las etapas correspondientes, esta simulación se corrió sin especificaciones y con especificaciones y convergió para los dos casos; en la opción sin especificaciones no se obtienen ni los flujos que se deberían obtener ni el perfil de temperatura deseado, tomando como puntos de referencia el tope, producto intermedio y fondo.

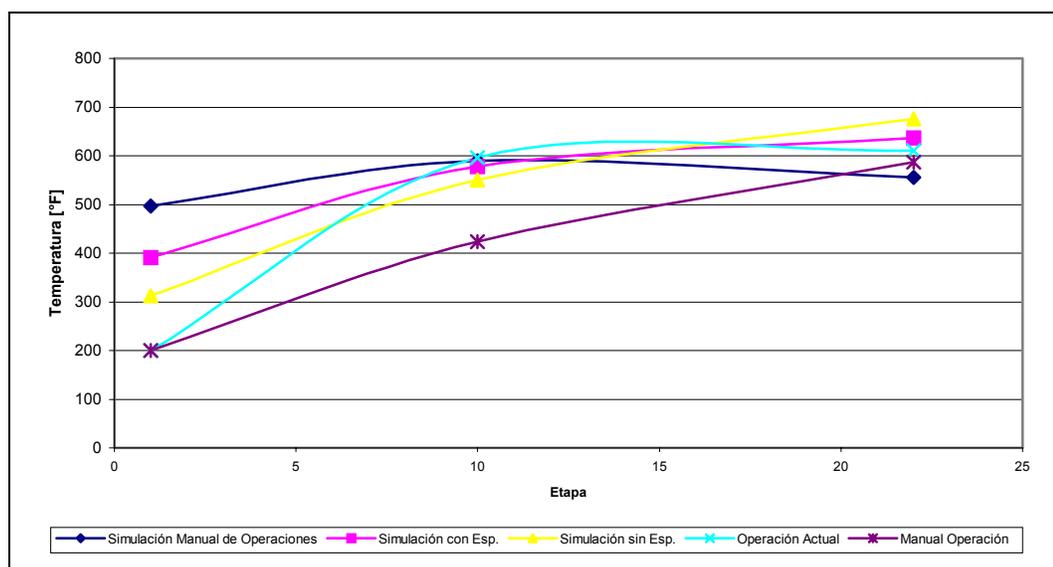
La otra simulación se realizó especificando el flujo de destilado pesado o de residuo de vacío variando el flujo de destilado o de vapor de despojamiento, pero la temperatura de tope presentaba porcentajes de desviación mayores al 50%.

Al obtener estos resultados se consideró la opción de realizar la simulación en función de las condiciones de operación de manera de validar la operación original y revisar el problema de raíz, para este caso la simulación convergió con los *Pumparounds* y sin especificaciones, pero la temperatura de tope obtenida resultó ser de 496°F, lo cual reportó un porcentaje de desviación mayor al 100%.

La figura 4.11 representa los perfiles de temperaturas obtenidos para el fondo, la salida del destilado pesado y tope de la torre de vacío, allí se tienen los resultados obtenidos para la

simulación realizada con los datos del manual de operaciones, considerados en este trabajo como datos de diseño de operación de la TV-1, simulación con datos de operación con especificaciones (c/e) y sin especificaciones (s/e), temperaturas de operación actual y del manual de operaciones.

**Figura 4.11. Perfil de Temperaturas de las simulaciones de la TV-1.**



En la tabla 4.20 están los datos usados para la elaboración de esta figura 4.10.

**Tabla 4.20. Porcentajes de desviación entre las temperaturas de las simulaciones, la operación actual y de los manuales.**

Sección	Temp. Manual Operación, °F	Temp. Simulación Manual Operación, °F	Desv, %	Temp. Operación Actual, °F	Simulación Actual c/e, °F	Desv, %	Temp. Simulación Actual s/e, °F	Desv, %
Tope	200	496	-148,00	200	390	-95,00	312,9	-56,44
Destilado Pesado	423	577	-36,41	596	578	3,02	549,9	7,73
Fondo	587	555	5,45	610	637	-4,43	676,0	-10,81

Luego de realizar la validación de los datos presentados en los manuales de operación se observa que esta converge sin especificaciones, pero no cumple con las limitaciones de porcentajes de desviación de flujo, temperatura, y curva de destilación, de esta forma se predice que es difícil obtener resultados satisfactorios o de convergencia con respecto a los datos de operación normal.

La información de diseño de proceso de la torre TV-1 no se encontró dentro de los registros que se tenían en la refinería, adicionalmente se debe destacar que ésta es una torre que en una oportunidad se le cambió el empaque a la sección superior, y aunque se halló el tipo de empaque que tiene actualmente (Gempack-24) no se logro conseguir el tipo de empaque original para la cual fue diseñada; uno de los factores que pudo haber afectado la convergencia de la simulación fue la falta de información veraz acerca del proceso realizado en esta torre; es muy probable que los datos que se encuentren en los manuales de operación estén en función a los resultados que se quieren obtener en la refinería, pero que no se ajusten para una operación satisfactoria de la torre.

Se debe destacar que de acuerdo a estudios realizados uno de los sistemas más difíciles de modelar por medio de simulaciones son los de las torres de vacío debido a que uno de los mayores dilemas es la caracterización de componentes pesados, principalmente para la alimentación y para los fondos de las torres.

Adicionalmente se habla de que la única forma de obtener resultados satisfactorio en las simulaciones de torres es proporcionar al programa datos correctos acerca de la eficiencia de las etapas o del empaque para asegurar la validación de la torre simulada, lo cual en nuestro caso no se puede asegurar. (Kister, 2002)

A partir de esos resultados no se puede determinar con la herramienta de la simulación si la TV-1 presenta algún problema operacional y además no se puede determinar si hay variaciones del HETP del empaque el cual es la medida de la eficiencia para torres empacadas.

### **ESTIMADO DE COSTO DE INVERSIÓN**

En este Trabajo Especial de Grado se desarrolló un estimado de costos clase III, el cual es aquel que se desarrolla a partir de tres conceptos fundamentales: visualización, conceptualización y definición, en el cual se debe asegurar que se haya visualizado y conceptualizado de manera eficiente el problema que se quiere resolver, para luego llegar a la fase de definición que es el basamento en el que se fundamenta este tipo de estimados de costos. Este tipo de estimado se realiza cuando se tiene suficiente información que permita calcular el presupuesto y tiene una desviación de  $\pm 20\%$ . (Peters, 1968)

A partir de la evaluación de las Plantas de Crudo y Vacío se obtuvo que es necesario realizar algunos cambios en las bombas que se encuentran operando fuera de los Límites de Operación Segura y realizar mantenimiento a los intercambiadores que están trabajando con una caída de presión por encima de la establecida en este trabajo.

Como alternativa sugerida para el caso de las bombas que se encuentran operando por debajo del flujo mínimo de operación establecido se sugiere que deben ser cambiadas por unas de menor capacidad, y además se deben realizar cambios en las tuberías de succión y descarga de estas, debido a que las velocidades del flujo que fluye por ellas es menor que el establecido por las normas de diseño; las hojas de especificaciones de las bombas se encuentran en el apéndice H. (Corpoven, 1996)

En la tabla 4.21 se encuentran las caídas de presión y velocidades que deben haber en las tubería de succión y de descarga de las bombas.

**Tabla 4.21. Velocidades de diseño en las líneas de succión y de descarga de las bombas.**

	<b>Velocidad, Pie/s</b>	<b>Caída de Presión, Psi / 100 Pie</b>
Succión, líquido no ebulendo	7	1
Descarga ( $P_D < 1000$ Psig)	7 / 12	2

Luego de verificar que las velocidades de flujo de las tuberías que se encuentran instaladas en la actualidad eran menores que las especificadas por el manual de diseño al que se hizo referencia se realizaron los cálculos necesarios y se obtuvieron los diámetros que se encuentran reportados en la tabla 4.22.

**Tabla 4.22. Diámetros de tuberías que cumplen la especificación.**

<b>Bomba</b>	<b>Diámetro, Pulg</b>	
B-1-02	Succión	1 ½
	Descarga	1
B-3	Succión	¾
	Descarga	½
B-8B	Succión	1 ½
	Descarga	1

De acuerdo a información obtenida por el personal del Departamento de Servicios Técnicos de la refinería se obtuvieron las especificaciones de las tuberías de diámetros menores que 2 Pulgadas, a continuación se mencionan:

1. Acero al carbono ASTM A-106 Gr. B
2. Tubos sin costuras.
3. Cédula 80.

En la tabla 4.23 se tienen los precios de las tuberías por cada junta de 6 metros, luego con la longitud medida para las líneas de succión y de descarga se obtuvieron los costos totales de tuberías; también se realizó el cambio total de bolívares a dólares, usando como tasa de cambio Bs. 1600 por cada dólar.

**Tabla 4.23. Precios de tuberías.**

<b>Diámetro, Pulgada</b>	<b>Precio, Bs. / 20 Pies de junta</b>	<b>Longitud Pies / 20 Pies</b>	<b>Costo total, Bs.</b>
¾	55000	2	110000
½	65000	18	1170000
1	75000	15	1050000
1 ½	85000	14	1275000
<b>Total (Bs.)</b>			<b>3605000</b>
<b>Total (\$)</b>			<b>2253</b>

En el caso del intercambiador IC-15 que se encuentra operando con una caída de presión por encima de la establecida en Manual de Diseño de PDVSA, se sugiere realizarle mantenimiento. Se obtuvo una caída de presión de 57,2 Psi del lado de los tubos (lado agua de enfriamiento), por lo cual la solución que se propone debe ser limpieza con agua a presión de aproximadamente 5000 Psig; esta recomendación está fundamentada en que con anterioridad ya se han hecho trabajos de esta misma especie dentro de la refinería, de los cuales el más reciente fue la limpieza realizada al enfriador IC-10 (agua-destilado liviano) por la empresa VENELIN con resultados satisfactorios.

Debido a que la limpieza mencionada al IC-10 se realizó el 25 de abril del año 2002, se tomará como referencia el precio establecido por la empresa contratada en ese momento; a esos precios se les aplicará la inflación obtenida para el año pasado con la finalidad de obtener el valor actual; de acuerdo a datos ofrecidos por el Banco Central de Venezuela la inflación para el año 2002 quedó fijada en 31,2%.

El costo de este tipo de pruebas depende del número de tubos que tenga el intercambiador de calor, también se debe agregar que dentro del precio establecido por la empresa

contratista ya incluye los gastos sujetos a pago de personal, de equipos y piezas que deban ser usadas o reemplazadas en ese momento, es decir que es un precio neto.

El precio total por intercambiador depende del número de tubos del equipo, y el precio por tubo es de Bs. 15.000; en función a que el enfriador IC-15 tiene 94 tubos se obtuvo un costo de Bs. 1.410.000 al cual luego de aplicársele la inflación se obtuvo un valor presente de Bs. 1.849.920; como los precios de las bombas están en dólares se realizó el cambio de bolívares a dólares, usando una tasa de cambio de Bs. 1600 y este resultó en \$ 1156.

A continuación se muestra la tabla 4.24 que contiene los precios de las bombas y tuberías que deben ser sustituidas y del mantenimiento para el enfriador.

**Tabla 4.24. Costos obtenidos de acuerdo a las recomendaciones propuestas para los equipos que presentaron desviaciones.**

<b>Equipo</b>	<b>Precio (\$)</b>
IC-15	1156
B-1-02	12000
B-3	12500
B-8	12500
Tuberías	2253
<b>Total</b>	<b>40409</b>

## CAPÍTULO 5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1. De los 69 equipos estudiados el 88% de los equipos se encontró operando dentro de los límites de operación segura.
2. Los límites de operación mínimos no proporcionan gran posibilidad de que se presente algún accidente, debido a que Venezuela presenta clima tropical; el caso más particular dentro de las Plantas es la disminución de las temperaturas del gasoil, destilado liviano, destilado pesado, residuo atmosférico y de vacío por debajo de su punto de fusión (buscar puntos de fusión) debido a que se pudieran solidificar y se pudieran ocasionar daños a los equipos y a las tuberías.
3. Los equipos que se encontraron fuera de los límites permitidos fueron las bombas B-1-02, B-3 y B-8B, cuya desviación fue operar por debajo del flujo mínimo establecido; la bomba B-14A que operaba a una temperatura mayor que la temperatura de operación máxima; también se encontraron algunos intercambiadores operando fuera de los límites establecidos entre ellos: IC-9, IC-9A, IC-13 e IC-13A, los cuales operaban con una presión de operación mayor que la presión de operación máxima; el intercambiador IC-15 se encontró operando con una caída de presión mayor que la establecida como límite de operación; el horno HC-3 se encontró operando con una temperatura de operación mayor que la temperatura de operación máxima; todos los tambores de separación se encontraron trabajando dentro de los límites de operación establecidos.
4. La torre TA-1 se representó en la simulación con 30 etapas teóricas y una eficiencia global de 61%. Las eficiencias de las distintas secciones en que fue dividida la torre se encuentran dentro del mismo orden de eficiencia global obtenida, a excepción de las secciones denominadas Diesel Liviano-Diesel Medio y Destilado Liviano-Alimentación.

5. El método termodinámico Grayson-Streed es el más adecuado para predecir el comportamiento de la TA-1 bajo las condiciones operacionales estudiadas.
6. Los costos obtenidos para tener una operación segura fueron \$ 40409.

Luego de realizar la evaluación para cada uno de los equipos e instrumentos de las Plantas de Crudo y Vacío se pudieron establecer las siguientes recomendaciones:

1. Se recomienda cambiar las bombas B-1-02, B-3 y B-8, debido a que están operando fuera de los límites establecidos.
2. Se sugiere realizar limpieza con agua a presión al intercambiador IC-15.
3. Se deben colocar las válvulas de alivio correspondientes a las bombas B-8, B-8 A, B-8B, B-11, B-11 A, B-6 y B-6 A, y las válvulas check a las bombas B-10 A y B-17.
4. Se deberían colocar los manómetros correspondientes a los puntos de descarga de las bombas B-8, B-8 A, B-8B y colocar uno que funcione en la descarga del bomba B-13B; adicionalmente también se deberían colocar manómetros en los puntos de succión de las bombas todas (las mencionadas en el listado de bombas a excepción de la B-11B); también se sugiere colocar manómetros en los puntos de entrada y salida del lado agua de los intercambiadores IC-2 A, IC-2B, IC-3, IC-4, IC-5 e IC-6, debido a que son los lados más críticos con respecto al ensuciamiento del interior del equipo con la finalidad de monitorear su caída de presión con más frecuencia.
5. Colocar una placa de orificio que permita medir la cantidad de flujo de vapor que sale por el tope de la torre de destilación al vacío y algunas que permitan contabilizar la cantidad de agua y condensado que fluyen por las bombas B-12 y B-

17 respectivamente, con la finalidad de establecer sus rangos de operación segura en función al flujo, lo cual también aplica para el estudio

## CAPÍTULO 6. BIBLIOGRAFÍA

- Cameron. **“Hidraulic Data”**. 17° Edición. Ingersoll-Rand, U.S.A, 1988, pp. 1-11.
- Crane. **“Flujo de Fluidos, en válvulas, accesorios y tuberías”**. México: Editorial Mc Graw Hill, 1992, pp. 1-2-9,2-2, 2-10-13.
- Da Cámara, Lesly. **“Evaluación de la Planta de Crudo de la Refinería San Roque para un Estudio en el Incremento de Carga”**. Informe final de cursos en cooperación, Universidad Simón Bolívar, Sartenejas, Diciembre, 2001, pp 24-28, 33-47.
- Gómez, Marileysa. **“Evaluación Térmica e Hidráulica del Tren de Precalentamiento de Crudo y de la Vida Remanente de los Tubos del Horno de Crudo de la Refinería San Roque-PDVSA, Edo.Anzoátegui”**, Trabajo de Grado Presentado ante la Universidad de Oriente como Requisito Parcial para optar al Título de Ingeniero Químico, Puerto la Cruz, 2001.
- Invensys Process Systems-SIMSCI. **“PRO/II with Provision”**. U.S.A: Invensys Process Systems-SIMSCI, 2001.
- Kern. **“Procesos de Transferencia de Calor”**. México: Compañía Editorial Continental, 1978.
- Kister. **“Distillation-Design”**.U.S.A: Mc Graw-Hill, 1992.
- Kister. **“Can We Believe the Simulation Results?”**. [www.ccpmagazine.org](http://www.ccpmagazine.org) . Octubre, 2002.
- McNaughton, Kenneth. **“Bombas, Selección, Uso y Mantenimiento”**. 1° Ed. México: Editorial Mc Graw Hill, 1992, pp. 71-72, 81-83, 153-154.
- Maxwell. **“Data Book on Hydrocarbons”**. U.S.A: Editorial Standard Oil Development Company, 1975.
- PDVSA. **“Manual de Diseño de Proceso: Temperatura y Presión de Diseño”**. MDP-01-DP-01, 1997.

- PDVSA. **“Manual de Diseño de Proceso: Flujo de Fluidos, Flujo en Fase Líquida”**. MDP-02-FF-03, 1997.
- PDVSA. **“Manual de Diseño de Proceso: Intercambiadores de Calor, Principios Básicos”**. MDP-05-E-01, 1997, pp. 8, 14.
- PDVSA. **“Manual de Diseño de Proceso: Intercambiadores de Calor, Procedimiento de diseño para intercambiadores doble tubo”**. MDP-05-E-04, 1997, pp. 3-4.
- PDVSA. **“Manual de Diseño de Proceso: Transferencia de Calor, Hornos, Principios Básicos”**. MDP-05-F-01, 1997.
- PDVSA. **“Manual de Diseño de Proceso: Transferencia de Calor, Hornos, Consideraciones de Diseño”**. MDP-05-F-02, 1997, pp. 4.
- PDVSA. **“Manual de Información de Seguridad de los Procesos”**. Puerto la Cruz: Unidad de Alquiler, 2001.
- PDVSA, **“Refinería San Roque, 50 años iluminando a Venezuela”**. Puerto la Cruz, 2002.
- Salager, Jean Louis. **“Refinación, Petróleo II”**. Mérida: Laboratorio de Fenómenos Interfaciales y Recuperación del Petróleo, Universidad de los Andes, 1986, pp. 17-19.
- Salazar, Helen. **“Recuperación de nafta de los Intercambiadores-Raspadores y del Sistema de Vacío en la Planta de Parafina”**. Informe de Pasantía Industrial, Escuela de Ingeniería Química, Universidad Central de Venezuela, 2000, pp. 6-7.
- Treybal, Robert. **“Operaciones de Transferencia de Masa. 2º Edición”**. México: Editorial Mc Graw Hill, 1988, pp. 378 - 379, 411-412.
- Welty, James. **“Fundamentos de Transferencia de Momento, Calor y Masa”**. 1º Edición. México: Editorial Limusa, 1978.

## CAPÍTULO 7. APÉNDICES.

### APÉNDICE A. MODELOS DE TABLAS DE LÍMITES DE OPERACIÓN SEGURA Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES.

**Tabla A.1. Modelo de Límites de Operación y Consecuencias de las Desviaciones para Bombas.**

 PDVSA		<b>LÍMITES DE OPERACIÓN SEGURA Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES</b>															
		PLANTA DE CRUDO Leyenda:															
		a) Hoja de especificaciones b) Valor calculado															
		c) Información de campo d) Información adicional															
		1) No se posee información técnica 2) No se dispone de instrumentos de medición															
<b>EQUIPOS ROTATIVOS - BOMBAS</b>																	
DESCRIPCIÓN		NPSH (ft de agua)		PRESIÓN (Psig)				FLUJO (BPH)					TEMPERATURA (°F)				
				Succión		Descarga		Típico	Operación		Diseño			Típico		Diseño	
		Disp.	Req.	Típico	Pmín.	Típico	Pmáx.		Fmín.	Fmáx.	Fmín.	Fnom.	Fmáx.	Succión	Descarga		
Tag																	
Servicio																	
P&ID																	
Rev. 0	Fuente																
Tag																	
Servicio																	
P&ID																	
Rev. 0	Fuente																
<b>Consecuencias de las Desviaciones</b>		<b>Disp.&lt; Requer.:</b>		<b>Típica &lt; Mín.: Típica &gt;Máx.:</b>				<b>Típ. &lt; Mín.: Típ. &gt;Máx.:</b>					<b>Típ. &gt;Máx.:</b>				

**Tabla A.2. Tabla Modelo de Límites de Operación Segura para Hornos.**

 PDVSA		LÍMITES DE OPERACIÓN Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES												
		PLANTA DE CRUDO Y VACÍO										Leyenda:		
		a) Hoja de especificaciones						d) señal de alto – alto						
		b) Valor calculado (1) no se dispone de información técnica						c) Información de campo (2) no se dispone de instrumentación						
		EQUIPO ESTÁTICOS - HORNO												
DESCRIPCIÓN		UBICACIÓN	TEMPERATURA (°F)				PRESIÓN (PSIG)			FLUJO (BPH)				
			Típico	Operación		Diseño Máximo	Típico	Operación		Diseño Máximo	Típico	Operación		Diseño Máximo
				Mín.	Máx.			Mín	Máx			Mín	Máx	
Tag		Entrada												
Nombre		Salida												
Servicio		Convección												
		Radiación												
P&ID		Chimenea												
Rev 1	Fuente	-												
Consecuencias de las desviaciones		Temperatura > diseño Temperatura < mínimo				Presión > diseño Presión < mínimo			Flujo > diseño Flujo < mínimo					
Tag	HC-1B	Entrada												
Nombre		Salida												
		Convección												
Servicio		Radiación												
P&ID		Chimenea												
Rev 1	Fuente	-												
Consecuencia de las desviaciones		Temperatura > diseño Temperatura < mínimo				Presión > diseño Presión < mínimo			Flujo > diseño. Flujo < mínimo.					

**Tabla A.3. Tabla Modelo de Límites de Operación y Consecuencias de las Desviaciones para Intercambiadores de Calor.**

DESCRIPCION		UBICACION		SERVICIO	TEMPERATURA (°F)			PRESIÓN (PSIG)			FLUJO (BPH)		
					Típico	Diseño		Típico	Diseño	Diseño		Típico	Operación
Operación	Máx.	Caída	Operación	Mín.		Máx.							
Tag		TUBO	Entra										
Nombre			Sale										
P&ID		CASCO	Entra										
Rev 0	Fuente		Sale										
Tag		TUBO	Entra										
Nombre			Sale										
P&ID		CASCO	Entra										
Rev. 0	Fuente		Sale										
Tag		TUBO	Entra										
Nombre			Sale										
P&ID		CASCO	Entra										
Rev. 0	Fuente		Sale										
Consecuencias de las Desviaciones		TEMPERATURA		PRESIÓN			FLUJO						
		Típico >Diseño		Típico >Diseño			Típico >Diseño						
		Típico << Diseño		Típico << Diseño			Típico << Diseño						

**Tabla A.4. Tabla Modelo de Límites de Operación y Consecuencias de las Desviaciones para Tambores.**

DESCRIPCION		TEMPERATURA (°F)				PRESIÓN (PSIG)			NIVEL %			FLUJO (BPH)				
		Típico		Operación		Diseño Máx	Típico	Operación		Diseño Máximo	Típico		Diseño Máximo	Operación		Diseño Máximo
Tag	Nombre	Entra	Sale	Mín	Máx			Mín	Máx		Mín	Máx		Mín	Máx	
Rev. 0	Fuente															
Tag																
Nombre																
Servicio																
P&ID																
Rev. 0	Fuente															
Tag																
Nombre																
Servicio																
P&ID																
Rev. 0	Fuente															
		TEMPERATURA				PRESIÓN			NIVEL			FLUJO				
Consecuencias de las desviaciones		Típica >Diseño Típica < Diseño				Típica > Diseño Típica < Diseño			Típica > Diseño Típica < Diseño:			Típica > Diseño Típica < Diseño				



PDVSA

LÍMITES DE OPERACIÓN Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES

PLANTA DE CRUDO Y VACÍO

Leyenda:

- a) Hoja de Especificaciones
- b) Valor Calculado
- c) Información de Campo
- d) Normas de diseño
- e) Señal de alto - alto
- (1) No se dispone de Información Técnica
- (2) No se dispone de Instrumentación

**Tabla A.5. Tabla Modelo de Límites de Operación y Consecuencias de las Desviaciones para Torres.**

 PDVSA	LÍMITES DE OPERACIÓN Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES																
	PLANTA DE CRUDO Y VACÍO																
	a) Hoja de Especificaciones      F/S: fuera de servicio b) Valor Calculado                N/A: no aplica																
	c) Información de Campo																
	No se posee información técnica No posee instrumentos de medición																
EQUIPO ESTÁTICO - TORRES																	
DESCRIPCIÓN	UBICACIÓN	TEMPERATURA (°F)				PRESIÓN (PSIG)				NIVEL (%)			FLUJO (BPH)				
		Típico	Operación		Diseño Máx	Típico	Operación		Diseño Máx	Típico	Operación		Diseño o Máx	Típico	Operación		Diseño Máx
			Mín.	Máx.			Mín.	Máx.			Mín.	Máx.			Mín.	Máx.	
Tag		Tope (vapor)															
Servicio		Entrada															
P&ID		Fondo															
Rev.0	Fuente																
Consecuencias de las Desviaciones		Temperatura				Presión				Nivel			Flujo				
		Típica >> Diseño Típica << Diseño.				Típica >> Diseño: Típica << Diseño:				Nivel Alto Alto, o Bajo Bajo			Flujo Alto: Flujo Bajo:				
Tag		Tope (vapor)															
Servicio		Entrada															
P&ID		Fondo															
Rev. 0	Fuente																
Consecuencias de las Desviaciones		Temperatura				Presión				Nivel			Flujo				
		Típica >> Diseño Típica << Diseño				Típica >> Diseño: Típica << Diseño.				Nivel Alto Alto, o Bajo Bajo			Flujo Alto Flujo Bajo				

## APÉNDICE B. CÁLCULOS TIPO.

A continuación se presentaran los cálculos realizados para la obtención de los resultados de las tablas de Límites de Operación Segura.

### *B.1. Promedios de variables (flujo, temperatura, nivel, presión) para los distintos equipos de Planta de Crudo.*

Los promedios de las variables que se encuentran en las distintas tablas, se calcularon a partir de los datos que se contabilizan día a día por medio de los distintos instrumentos existentes en refinería; para obtener todos los valores de las variables correspondientes desde el primero de enero hasta el 30 de junio del año 2002, se utilizó un programa denominado ASPEN PROCESS EXPLORER Version 2.5.

A través de este programa se pueden obtener las distintas variables que son leídas por los instrumentos de todas las plantas de la refinería San Roque; luego de obtener los datos de flujo en los distintos puntos de entrada y salida de los diferentes equipos se elaboraron gráficos (con EXCEL) donde se observaron las distintas tendencias; los puntos que se encontraban fuera de la tendencia fueron eliminados del cálculo de promedio, debido a que iban a desviar los valores normales de operación de los equipos; uno de los casos en donde se verifica una desviación en todas las variables (flujos, temperatura, presión, nivel) es en el intervalo de tiempo desde el 18 de enero hasta el 24 de enero del año 2002.

Al descartar todos esos puntos problema se realizó el cálculo de promedio de las variables como se muestra a continuación:

$$V_p = \frac{\sum_{i=1}^n V}{N}, \quad (\text{B.1})$$

### B.2. Cálculo de la densidad de crudos.

Las densidades del crudo y de los cortes de la torre atmosférica se calcularon a partir los registros de gravedad API que hay en la refinería; se debe aclarar que éstos registros se encuentran reportados a la temperatura de 60 °F, por lo tanto fue necesario hallar las

densidades a la temperatura de operación con la figura F.7 se realiza el cambio de densidades de una temperatura a otra.

Para la Nafta:

$$^{\circ}\text{API} = 45,4.$$

$$T_{\text{Op}} = 272 \text{ }^{\circ}\text{F}.$$

Con los datos reportados para la nafta y la gráfica anteriormente mencionada se puede leer en el eje Y, la gravedad específica a la temperatura de operación.

$$g.e = 0,7.$$

Resultados reportados en la tabla C.15.

La densidad se puede calcular con la ecuación 2.1.

$$g.e = \frac{\rho_{\text{fluido}(T)}}{\rho_{\text{agua}(15^{\circ}\text{C})}} \Rightarrow \rho_{\text{fluido}(T)} = g.e \times \rho_{\text{agua}(15^{\circ}\text{C})} = 0,7 \times 1000 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 700 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}.$$

Los resultados de la densidad se encuentran reportados en la tabla C.17.

### **B.3. Cálculo del Punto de Ebullición Promedio.**

El punto de ebullición promedio se calcula a partir de la figura F.1 en la curva de Mean Average, el cual presenta sus resultados para crudos caracterizados de acuerdo a una destilación ASTM al 10%.

Para usar la gráfica se debe calcular primero el valor del eje de las X y el valor de la curva que se debe cortar ( $t_V$ ) para luego leer en el eje Y el valor numérico que se debe restar al  $t_V$ .

$$O.X = \frac{t_{70} - t_{10}}{60} \tag{B.2}$$

$$t_V = \frac{t_0 + 4t_{50} + t_{100}}{6} \tag{B.3}$$

$$T_{NBP} = t_V + O.Y \tag{B.4}$$

A continuación se presentará un cálculo típico de temperatura promedio de ebullición para el diesel liviano:

$$O.X = \frac{343 - 282}{60} = 1,01, \text{ valor reportado en la tabla C.2, junto con los resultados de todos}$$

los cortes en estudio.

Los resultados de las destilaciones de los distintos cortes se encuentran desde la tabla C.1 hasta la tabla C.6.

$$t_V = \frac{241,4 + 4 \times 306,5 + 416,8}{6} = 314,0, \text{ resultado reportado en la tabla C.2}$$

A partir de los valores hallados anteriormente se puede leer en la figura F.1, el resultado de  $-4^\circ\text{F}$  como valor numérico correspondiente al O.Y.

$$T_{NBP} = 445,5 + (-4) = 310,0^\circ\text{F}.$$

Resultado reportado en la tabla C.43.

Para los cortes cuyo valor O.X se encontraba fuera de escala, se usó la figura F.2, curva correspondiente al Mean Average para una destilación de crudo Assay.

#### **B.4. Cálculo de la viscosidad.**

Para calcular la viscosidad se usa la figura F.3, la cual está conformada por varias curvas que representan los cortes del crudo en distintos rangos de puntos de ebullición promedio.

Se debe caracterizar el corte de acuerdo a las curvas que se presentan en el apéndice anteriormente mencionado; ésta caracterización se realiza comparando el punto de ebullición promedio hallado para los cortes a partir del procedimiento de cálculo descrito en el punto 2, con los rangos de ebullición mostrados en la figura; luego con la temperatura de operación en el eje de las X, se traza una línea vertical hasta la curva asignada al corte de crudo en estudio, y desde allí una línea horizontal hasta tocar el eje de las Y, el cual va a resultar ser el valor correspondiente de la viscosidad a la temperatura de operación.

Para los cortes cuyas temperaturas de ebullición promedio se encontraban por encima de  $527^\circ\text{F}$ , se usaron las figuras F.8 y F.9 con la finalidad de obtener la temperatura corregida, debido a que por encima de esa temperatura las curvas de la figura F.3 fueron generadas a una presión de vacío de 40 mmHg.

Para el corte de nafta:

$$T_{NBP} = 310,0^\circ\text{F} \Rightarrow \text{Curva 11} \Rightarrow T_{\text{Operación}} = 272^\circ\text{F} \Rightarrow \mu = 0,22 \text{ cP.}$$

Las viscosidades de los cortes están reportadas en la tabla C.15.

**B.5. Cálculo de la Presión de Vapor.**

Para hallar la presión de vapor del crudo y de sus cortes se usan las figuras F.10 y F.11, cuyas curvas dependen del punto promedio de ebullición y de la temperatura de operación; para usar éstas gráficas se procede de la siguiente manera: se debe unir con una línea recta el valor de la temperatura de operación que se encuentra en el eje Y (izquierdo) con la línea diagonal que representa en la gráfica los puntos promedios de ebullición, la línea a trazar debe seguir el recorrido hasta la otra línea correspondiente con el eje Y (derecho), el número correspondiente es la presión del fluido a la temperatura de operación.

Con la temperatura promedio de ebullición de la nafta de 310,0 °F y la temperatura de operación de 272 °F, se realizó el procedimiento anteriormente descrito y se obtuvo una presión de vapor igual a 9 Psia; las presiones de vapor se encuentran en la tabla C.16.

**B.6. Cálculos Hidráulicos.**

Presión de succión y de descarga.

Dos de los puntos que se piden especificar en las tablas de los Límites de Operación Segura en la sección de bombas, son la presión de succión y de descarga; para obtener éstos resultados fue necesario identificar en campo que bombas tenían manómetros y adicionalmente verificar que éstos funcionaran; casi todas las bombas tenían manómetros en la descarga (la B-8 y B-13 fueron la excepción), lo cual fue el caso contrario que para el punto de succión de las bombas, en la cual solo la bomba B-11 tenía manómetro.

Para realizar los cálculos de presión de succión y descarga en las bombas que faltaban manómetros se utilizó el principio de la ecuación de Bernoulli entre dos puntos de la línea de succión o descarga de acuerdo fuera el caso en estudio.

La ecuación de Bernoulli se desarrolla en el capítulo 2, a través de la ecuación 2.9, pero para los casos anteriormente descritos en la succión y en la descarga de las bombas (representada en la figura B.1) la ecuación queda desarrollada de la siguiente forma:

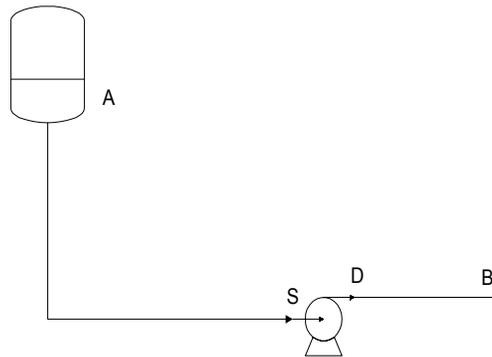


Figura B.1. Representación de la succión y descarga de una bomba.

Para la succión:

$$\frac{P_A}{\rho g} + \frac{U_A^2}{2g} + Z_A = \frac{P_S}{\rho g} + \frac{U_S^2}{2g} + Z_S + Hf \quad (B.5)$$

De la ecuación anterior se debe despejar  $P_S$  como se muestra a continuación:

$$P_S = \left[ \frac{P_A}{\rho g} + \frac{U_A^2}{2g} - \frac{U_S^2}{2g} + Z_A - Z_S - Hf \right] \times \rho g. \quad (B.6)$$

Para resolver la ecuación anterior se partió de dos ideas iniciales:

- $U_A$  y  $U_S$  para todos los casos son iguales, porque los diámetros de tubería son iguales en los dos puntos, por lo tanto estos términos se anulan.
- $Z_S$  es el nivel de referencia, por lo tanto su valor es igual a cero.

### **B.7. Cálculo de las pérdidas por fricción:**

Las pérdidas por fricción se calculan a partir de la ecuación 2.10.

Lo primero que debe hacerse es calcular el factor de fricción de Darcy, el cual se calcula de acuerdo al tipo de régimen de flujo que se tiene, ver ecuaciones 2.11 y 2.12.

El factor de fricción depende del Número de Reynolds y de la Rugosidad Relativa.

Rugosidad relativa: se calcula por medio de la siguiente ecuación:

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0.00005m}{D(m)}, \quad (B.7)$$

El valor de la rugosidad relativa ( $\varepsilon$ ) fue tomado de la figura F.12.

Para el bombeo de Nafta (B-4), se tiene un diámetro nominal de tubería de 2 pulgadas, pero para realizar todos los cálculos es necesario usar el diámetro interno de la tubería, tomando para todos los cálculos los diámetros que se encuentran en la clasificación estándar. En este caso en particular se tiene un diámetro de 2,07 pulgadas (0,0525 m).

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0.00005m}{0.0525m} = 9,52 \times 10^{-4},$$

todos los valores de la rugosidad relativa se encuentran en la tabla C.16.

Número de Reynolds:

El número de Reynolds se calcula a partir de la ecuación 2.7 y la velocidad del fluido se calcula con la ecuación 2.6.

Para obtener el valor numérico de la velocidad es necesario calcular el área de sección transversal de la tubería, el cual se obtiene de la siguiente manera:

$$A = \frac{\pi \times D^2}{4} \tag{B.8}$$

Para el ejemplo que se está ofreciendo se obtiene el siguiente resultado:

$$A = \frac{\pi \times (2,07 \text{ pu lg})^2}{4} = 3,3653 \text{ pu lg}^2 \Rightarrow 0,002165 \text{ m}^2.$$

El caudal usado para calcular la velocidad media del fluido se encuentra registrado en la tabla C.16.

$$V = \frac{41 \text{ BPH}}{3,3653 \text{ pu lg}^2} = 0,8330 \frac{m}{s}.$$

$$\text{Re} = \frac{700 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \times 0,8330 \frac{m}{s} \times 0,0525m}{0,22 \times 10^{-3} \text{ Pa} \cdot s} = 139148.$$

Los números de Reynolds correspondientes al cálculo de succión y descarga de las bombas se encuentran en las C.17, apéndice C.

Con el número de Reynolds y la rugosidad relativa ya calculados se puede obtener el factor de fricción de Darcy, a partir de la ecuación 2.12,

$$f_D = 4 \times \left[ -3.6 \text{Log} \left( \frac{6.9}{139148} \right) + \left( \frac{9,52 \times 10^{-4}}{3.7} \right)^{1.1} \right]^{-2} = 0,02149.$$

Los factores de fricción se encuentran reportados en la tabla C.18.

Cálculo de la longitud equivalente de tuberías y coeficiente de resistencia total para accesorios:

Tubería:

La longitud equivalente de las tuberías se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$LE_T = \frac{L}{D} \quad (\text{B.9})$$

$$LE_T = \frac{9,85m}{0,0525m} = 187,62.$$

Accesorios.

Para el cálculo de pérdidas por accesorios se usaron cada una de sus longitudes equivalentes:

$$\text{Codos: } \frac{L}{D_{\text{codos}}} = 30.$$

$$LE_{TC} = N \times \frac{L}{D_{\text{Codos}}} = 7 \times 30 = 210,$$

Tés:

$$\frac{L}{D_{\text{tés}}} = 60 \Rightarrow LE_{Ttés} = N \times \frac{L}{D_{\text{tés}}} = 3 \times 60 = 180$$

Válvulas:

$$\frac{L}{D_V} = 8.$$

$$LE_{TV} = N \times \frac{L}{D_V} = 3 \times 8 = 24.$$

Las longitudes equivalentes fueron tomadas de las figuras F.13 y F.14.

También deben restarse las pérdidas por equipos que se encuentren dentro del recorrido del fluido, en éste casos se debe restar la caída de presión por el lado de la carcasa del IC-3 que resulto igual a 19,91 Psi.

*Cálculo de presión en las torres despojadoras TD-1/2 y AC-2.*

Para obtener la presión en cada sección de éstos recipientes se debe calcular el espaciamento entre cada plato en la torre de destilación atmosférica.

La longitud de la TA-1 sin tomar en cuenta los cabezales de la torre (T/T) es de 98,6 Pie y se tienen 46 platos.

$$ESP = \frac{T/T}{\#Platos} \quad (B.10)$$

ESP: espaciamento entre los platos.

T/T: longitud de la torre.

# Platos: número de platos.

$$ESP = \frac{98,6Pie}{46Platos} = 2,1 \frac{Pie}{Plato}$$

Cálculo de las alturas aproximadas de las distintas salidas de los cortes en la TA-1.

Nafta

La nafta se retira en el plato número 43 de la TA-1.

$$A = \frac{Plato}{ESP} \quad (B.11)$$

$$A = \frac{43Plato}{2,1 \frac{Pie}{Plato}} = 92,2Pie.$$

Cálculo aproximado entre la salida de nafta y tope de la TD-1.

La longitud de las torres TD-1/2 es de 20 Pie, y tomando como premisa que la base de la TA-1 mide 3 Pie y las bases de las TD-1 y TD-2 miden 2 Pie cada una.

$$B = (A + Base_{TA-1}) - (h_{TD-1/2} + Base_{TD-1/2}) \quad (B.12)$$

$$B = (92,2 + 3,0) - (20,0 + 2,0) = 73,2Pie \times \frac{0,3048m}{1Pie} = 22,3m$$

Se asumirá que B será la longitud aproximada de la tubería, a la cual se le adicionará 1 m debido a que B solo toma en cuenta el tramo vertical de la tubería.

Debido a que no se puede acceder fácilmente a ésta sección y por lo tanto no se pueden contabilizar los accesorios de ésta sección, se añadirá un 20% a la longitud equivalente de la tubería para tomar en cuenta las pérdidas por fricción por válvulas y accesorios.

Los resultados del número de Reynolds y factor de fricción obtenidos anteriormente se usarán para el cálculo de la presión aproximada en el despojador TD-1, en la sección de nafta.

Para éste caso específico la longitud equivalente resultará de la siguiente forma:

$$\frac{L}{D} = \frac{22,3m}{0,0525m} = 443,98$$

$$H_f = 1,2 \times 443,98 \times 0,02149 \times \frac{\left(0,8330 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \times 9,81 \frac{m}{s^2}} = 0,4049m.$$

$$P_{TD-1} = \left( \frac{\left(16,17Psig + 0,2 \cdot \frac{Psi}{Plato} \times 4Platos\right) \times \left(\frac{101,3 \times 10^3 Pa}{14,7Psig}\right)}{700 \frac{Kg}{m^3} \times 9,81 \frac{m}{s^2}} + 22,31m - 0,4049m \right) \times 700 \frac{Kg}{m^3} \times 9,81 \frac{m}{s^2}$$

$$P_{TD-1} = 267365Pa \left| \frac{14,7Psig}{101,3 \times 10^3 Pa} \right| = 38,78Psig.$$

El procedimiento a seguir para el cálculo de la presión aproximada en los otros recipientes es análogo al realizado anteriormente; los datos necesarios para el cálculo y los otros resultados se encuentran reportados en las tabla C.15 y C.17.

Con la presión en la sección de nafta de la torre despojadora TD-1 se puede calcular la presión de succión en el punto de succión de la bomba, para éste caso específico la B-4.

$$P_S = \left[ \frac{38,79Psig \left| \frac{101,3 \times 10^3}{14,7Psig} \right|}{700 \frac{Kg}{m^3} \times 9,81 \frac{m}{s^2}} + 2,60m - 0,43m \right] \times 700 \frac{Kg}{m^3} \times 9,81 \frac{m}{s^2} = 282209Pa \Rightarrow 40,93Psig.$$

$$P_{SF} = P_S - \Delta P_{EQ} \quad (B.13)$$

$$P_{SF} = 40,93 - 19,91 = 21,02Psig.$$

Las presiones de succión final de cada bomba se encuentran reportadas en las tablas de LOSCD's.

### B.8. Cálculo del NPSH<sub>D</sub>.

El NPSH<sub>D</sub> se calcula a partir de la ecuación 2.17.

Primero que todo se debe convertir el valor de la presión en el punto A, a unidades de longitud, de la misma forma se debe hacer con la presión de vapor.

$$h_A = \frac{(38,79 + 14,69)Psia \left| \frac{101,3 \times 10^3 Pa}{14,7Psia} \right|}{700 \frac{Kg}{m^3} \times 9,81 \frac{m}{s^2}} = 53,68m \Rightarrow 176,11pie.$$

$$h_{PV} = \frac{6Psia \left| \frac{101,3 \times 10^3 Pa}{14,7Psia} \right|}{700 \frac{Kg}{m^3} \times 9,81 \frac{m}{s^2}} = 6,02m \Rightarrow 19,75pie.$$

$$Z = 2,6m \left| \frac{1Pie}{0,3048m} \right| = 8,53Pie.$$

$$H_f = 0,43m \left| \frac{1Pie}{0,3048m} \right| + \frac{19,91Psi \left| \frac{101,3 \times 10^3 Pa}{14,7Psi} \right|}{700 \frac{Kg}{m^3} \cdot 9,81 \frac{m}{s^2}} \times \left| \frac{1Pie}{0,3048m} \right| = 66,96Pie.$$

$$NPSH_D = 176,11 - 19,75 + 8,53 - 66,96 = 97,93Pie.$$

El cálculo anterior reporta el NPSH<sub>D</sub> en pie de nafta, a continuación se realizará el cálculo para obtener el NPSH<sub>D</sub> en pie de agua; los resultados están reportados en las tablas de LOSCD's de bombas.

$$NPSH_D = 97,93PieNafta \left| \frac{43,69 \frac{Lbm}{Pie^3}}{62,42 \frac{Lbm}{Pie^3}} \right| = 68,54PieH_2O$$

### B.9. Cálculo del Flujo Mínimo en las bombas

El flujo mínimo en las bombas se calcula por medio de dos métodos señalados por los fabricantes de bombas.

Método 1:

En la hoja de especificación de las bombas se encuentran registrados sus valores de diseño, dentro de los cuales se encuentra el  $NPSH_R$  y  $NPSH_D$ ; con éstos valores se calcula una relación :

$$R = \frac{NPSH_D}{NPSH_R} \quad (B.14)$$

El cálculo tipo se realizará para la bomba de gasolina B-7.

$$R = \frac{8}{6} = 1,33.$$

Con éste valor R, se corta la curva correspondiente a hidrocarburos en la figura F.15, y se lee el valor de la constante  $K_1$ , con la cual se determina el flujo mínimo a partir de la siguiente ecuación:

$$FM = \frac{K \cdot \%BEP \cdot Q}{100} \quad (B.15)$$

El valor de K leído en la figura F.15 es 0,75.

El %BEP se determina con la figura F.16, la cual es una curva que depende de la velocidad específica de succión (NSS).

Para determinar la velocidad específica de succión se usa la ecuación que se desarrolla a continuación:

$$NSS = \frac{RPM \cdot Q^{1/2}}{NPSH_R^{0,75}} \quad (B.16)$$

Luego de obtener el valor de la velocidad específica de succión, se intercepta con el tipo de bomba correspondiente en la figura F.16 y se obtiene el valor del %BEP.

$$NSS = \frac{3550 \cdot 257^{1/2}}{6^{0,75}} = 14845.$$

Determinando a partir de la hoja de especificación o mediante visualización física para algunas bombas, se pudo concluir que la bomba es de una sola etapa y tiene un diámetro de tubería de descarga de 3 pulg; con éste dato se eligió la curva B de la figura para determinar el %BEP.

Con el valor R, la NSS y luego de haber determinado la curva B de la figura para resolver este caso, se obtuvo un valor de %BEP igual a 55%.

Con todas las variables ya especificadas para resolver la ecuación B.15 se puede determinar el flujo mínimo que puede operar en la bomba B-7.

$$FM = \frac{0,75 \cdot 55 \cdot 257}{100} = 106,01 \text{ gpm.}$$

Método 2:

Éste método es similar al anterior, pero difiere en el tipo de gráfica a usar. Para calcular el flujo mínimo en éste caso se utiliza la ecuación del flujo mínimo B.18, pero sin la variable K.

$$FM = \frac{\%BEP \cdot Q}{100} \tag{B.17}$$

La velocidad específica de succión se calcula por medio de la siguiente ecuación:

$$NSS = \frac{RPM \cdot \left( \frac{Q}{N^\circ \text{ etapas}} \right)^{1/2}}{NPSH_R^{0,75}} \tag{B.18}$$

El cálculo se realizará también para la bomba B-7.

$$NSS = \frac{3550 \cdot \left( \frac{257}{1} \right)^{1/2}}{6^{0,75}} = 14845.$$

Con el flujo de diseño (Q) y la velocidad específica de succión calculada anteriormente se puede obtener el valor del %BEP a partir de la figura F.17, el cual resultó de 50%.

$$FM = \frac{50 \cdot 257}{100} = 128,5 \text{ gpm.}$$

Al comparar los dos valores de flujos mínimos obtenidos se observa que difieren, por lo tanto en el momento de escoger el resultado final a ser utilizado en las tablas de Límite de Operación Segura el criterio a utilizar será el que represente la alternativa más insegura para la bomba, lo cual significa que se escogerá el menor flujo que resulte por alguno de los dos métodos.

Todos los resultados obtenidos en los cálculos de flujos mínimos de las bombas por los dos métodos se encuentran reportados en las tablas C.18 y C.19.

### **B.10. Cálculo de Flujo máximo en bombas.**

No existe una expresión definida para estimar el flujo máximo en las bombas, sin embargo se puede calcular a partir del siguiente procedimiento; si las bombas son eléctricas el flujo máximo que puede manejar la bomba será el permitido por su motor, por lo que se pueden plantear expresiones conocidas que involucran la potencia del motor.

$$HP = \frac{BHP}{\eta_{MOTOR}} \Rightarrow BHP = HP \times \eta_{MOTOR} \quad (B.19)$$

Como la eficiencia del motor no estaba especificada en las hojas de especificación y las placas de identidad de la mayoría de las bombas eran ilegibles, se asume una eficiencia conservadora de 90%, tomando en cuenta que los motores de las bombas generalmente se diseñan con una eficiencia superior al 95%, la cual disminuye con el funcionamiento.

En la hoja de especificación si aparece especificado el valor de la potencia del motor (HP), por lo tanto se puede calcular el BHP por medio de la ecuación 12.16.

$$BHP = 50 \times 0,9 = 45 \text{ hp.}$$

Con el valor calculado del BHP se puede calcular la potencia hidráulica a partir de la siguiente ecuación:

$$Hyd.P = BHP \times \eta_{BOMBA} \quad (B.20)$$

$$Hyd.P = 45 \times 0,57 = 25,65 \text{ hp.}$$

Por la definición de potencia hidráulica se tiene:

$$Hyd.P = \frac{m' \times H}{33000} \Rightarrow m' = \frac{Hyd.P \times 33000}{H} \quad (B.21)$$

$$m' = \frac{25,65 \times 33000}{373,8} = 2264 Lb / \text{min}.$$

$$F_{MAX} = \frac{2264 \frac{Lb}{\text{min}}}{0,7 \times 62,5 \frac{Lb}{\text{pie}^3}} = 51,76 \frac{\text{pie}^3}{\text{min}} \left| \frac{1 BBL}{5,6146 \text{pie}^3} \right| \left| \frac{60 \text{min}}{1h} \right| = 553 BPH.$$

Los resultados obtenidos en el cálculo de flujo máximo de las bombas se encuentran en las tabla C.19.

### B.11. Cálculo de la presión de descarga máxima.

Para realizar éste cálculo se utiliza la siguiente ecuación:

$$P_{DMAX} = P_{SMAX} + H \quad (B.22)$$

La presión de succión máxima se calcula de la misma manera que la presión de succión descrita en el punto 6, pero en vez de usar la presión inicial (de donde se succiona) como la presión del recipiente se utiliza la presión de la válvula de alivio que posea el recipiente de donde se succiona.

$$P_{SMAX} = \left[ \frac{P_{VA}}{\rho g} + \frac{U_A^2}{2g} - \frac{U_S^2}{2g} + Z_A - Z_S - Hf \right] \times \rho g$$

Las pérdidas por fricción son las mismas que las calculadas en el punto 6.

$$P_{SMAX} = \left[ \frac{50 \text{Psig} \left| \frac{101,3 \times 10^3 Pa}{14,7 \text{Psig}} \right|}{700 \frac{Kg}{m^3} \times 9,81 \frac{m}{s^2}} + 5m - 20,41m \right] \times 700 \frac{Kg}{m^3} \times 9,81 \frac{m}{s^2} = 238737 Pa \Rightarrow 34,63 \text{Psig}.$$

$$P_{DMAX} = 34,63 + 123,00 = 157,63 \text{Psig}$$

Los datos necesarios para realizar los cálculos se encuentran en la tabla C.19, y los resultados finales en las tablas LOSCD's.

**B.12. Cálculo de la masa de agua de los enfriadores.**

El cálculo tipo a realizar es del agua de enfriamiento del intercambiador IC-3 (nafta).

$$q = m \times C_p \times \Delta T \tag{B.23}$$

$$\Delta T = T_2 - T_1$$

$$\Delta T = (299 - 250)^\circ F = 49^\circ F.$$

Las temperaturas promedios para los enfriadores IC-2, IC-3, IC-4, IC-5, IC-6, IC-10, IC-10A e IC-15 se encuentran en las tablas de LOSCD's.

Las capacidades caloríficas de los fluidos se obtuvieron a partir de la simulación hecha para ampliación de la Planta de Crudo, éstos valores se encuentran reportados en la tabla C.7.

Para la nafta se obtuvo un  $C_p$  igual a  $0,60 \text{Btu}/(\text{Lbm} \cdot ^\circ F)$ .

El flujo másico se calculó utilizando la densidad de la nafta en la entrada del enfriador, a partir del siguiente procedimiento:

$$m = 690 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \times 41 \text{BPH} \times \left| \frac{\frac{1 \text{m}^3}{\text{s}}}{22643,32 \text{BPH}} \right| = 1,25 \frac{\text{Kg}}{\text{s}} \times \left| \frac{7936,64 \frac{\text{Lb}}{\text{h}}}{1 \frac{\text{Kg}}{\text{s}}} \right| = 9915 \frac{\text{Lb}}{\text{h}}.$$

$$q = 9915 \frac{\text{Lb}}{\text{h}} \times 0,60 \frac{\text{Btu}}{\text{Lb}^\circ F} \times 49^\circ F = 291501 \frac{\text{Btu}}{\text{h}}.$$

$$q_{\text{Cedido}} = q_{\text{Ganado}} \tag{B.24}$$

$$m = \frac{q_{\text{Ganado}}}{C_p \Delta T} = \frac{291501 \frac{\text{Btu}}{\text{h}}}{1 \frac{\text{Btu}}{\text{Lb}^\circ F} \times 13^\circ F} = 22252 \frac{\text{Lb}}{\text{h}}.$$

Con la densidad del agua se puede obtener el caudal de agua que fluye por los tubos del enfriador IC-3.

$$Q = \frac{22252 \frac{Lb}{h}}{1000 \frac{Kg}{m^3} \times \left| \frac{350,51 \frac{Lb}{Bbl}}{1000 \frac{Kg}{m^3}} \right|} = 63,48 BPH.$$

**B.13. Cálculo de la caída de presión en intercambiadores doble tubo.**

El cálculo tipo a realizar será para el enfriador IC-3.

La caída de presión del lado del tubo se calcula con la ecuaciones 2.24 y 2.25.

Con el flujo de agua calculado en la sección anterior se calcula el flujo másico por área transversal de tubo ( $G_T$ ).

$$A = \frac{\pi \times (1,9 Pu lg)^2 \times \frac{1 Pie^2}{144 Pu lg^2}}{4} = 1,96 \times 10^{-2} Pie^2.$$

$$G_T = \frac{22252 \frac{Lb}{h}}{1,96 \times 10^{-2} Pie^2} = 1135306 \frac{Lb}{Pie^2 h}$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{\left( \frac{1,9 Pu lg \times \left| \frac{1 Pie}{12 Pu lg} \right| \times 1135306 \frac{Lb}{Pie^2 h}}{2,42} \right)^{0,42}} = 0,0059.$$

El valor de L que se encuentra en la ecuación 2.24 se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$L = \frac{A_{TC}}{IPS} \tag{B.25}$$

$$L = \frac{141 Pie^2}{0,498 Pie} = 283 Pie.$$

$$\Delta F_{DT} = \frac{4 \times 0,0059 \times (1135306)^2 \times 283 Pie}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times (62,5)^2 \times 0,16} = 16,47 Pie \Rightarrow 16,47 \times \frac{62,5}{144} \Rightarrow 7,15 Psig = \Delta P_T$$

**Lado Carcaza**

La caída de presión de éste lado se calcula a partir de la ecuación 2.27, 2.28, 2.29, 2.30, 2.31 y 2.32.

$$A_c = \frac{\pi}{4} \times \left( (0,26Pie)^2 - (0,16Pie^2)^2 \right) = 0,032Pie^2.$$

$$G_c = \frac{41 \frac{Bbl}{h} \times 690 \frac{Kg}{m^3} \times \left| \frac{0,3505 \frac{Lb}{Bbl}}{1 \frac{Kg}{m^3}} \right|}{0,032Pie^2} = 309864 \frac{Lb}{Pie^2 h}.$$

$$De' = (0,26 - 0,16)Pie = 0,1Pie.$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{\left( \frac{0,1Pie \times 309864 \frac{Lb}{Pie^2 h}}{0,5808 \frac{Lb}{Pie h}} \right)^{0,42}} = 0,0062.$$

$$\Delta F_c = \frac{4 \times 0,0062 \times 309864^2 \times 283}{2 \times 4,18 \times 10^8 \times 43,06^2 \times 0,1} = 4,35Pie.$$

$$V = \frac{G_c}{\rho} = \frac{309864 \frac{Lb}{Pie^2 h}}{43,06 \frac{Lb}{Pie^3}} \times \left| \frac{1h}{3600s} \right| = 2,00 \frac{Pie}{s}$$

$$\Delta F_L = 1 \times \left( \frac{\left( 2,00 \frac{Pie}{s} \right)^2}{2 \times 32,2 \frac{Pie}{s^2}} \right) = 0,062Pie.$$

$$\Delta P_c = (0,06 + 4,35)Pie \times \left| \frac{43,06 \frac{Lb}{Pie^3}}{144 Pu \lg^2} \right| = 1,32Psig.$$

Los datos y resultados obtenidos en ésta sección están reportados desde la tabla C.8 - C.10.

**B.14. Cálculo de la caída de Presión en intercambiadores de tubo y carcaza.**

El cálculo tipo de la caída de presión para intercambiadores de tubo y carcaza se realizará para el intercambiador IC-1-02 A.

Los datos adicionales para los siguientes cálculos se encuentran desde la tabla C.11, C.12, C.13 y C.14.

### Lado Tubo

Se debe calcular la caída de presión con las ecuaciones 2.19, 2.20 y 2.21.

Para obtener la caída de presión del lado de los tubos es necesario calcular el factor de fricción, ver ecuación 2.19 y figura F.4.

Es necesario obtener el Número de Reynolds del flujo que fluye por el lado de los tubos para poder utilizar la figura mencionada anteriormente, a continuación se calculará:

$$a_t = \frac{n_t \times a'_t}{n_{Pasos}} \quad (B.26)$$

$$a_t = \frac{196 \times 0,268 Pu \lg^2 \left| \frac{1Pie^2}{144 Pu \lg^2} \right|}{2} = 0,1824Pie^2$$

$$G_t = \frac{223,8BPH \left| \frac{0,16 \frac{m^3}{h}}{1BPH} \right| \times 719 \frac{Kg}{m^3}}{0,1824Pie^2} = 139772 \frac{Kg}{Pie^2 h} \left| \frac{2,2Lb}{1Kg} \right| = 308143 \frac{Lb}{Pie^2 h}$$

$$Re_t = \frac{0,047Pie \times 308143 \frac{Lb}{Pie^2 h}}{1,06 \frac{Lb}{Pie h}} = 13663.$$

Con el  $Re_t$  hallado y la figura F.4 se obtiene un factor de fricción igual a 0,0002.

$$\Delta P_t = \frac{0,0002 \times 308143^2 \times 20 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,047 \times 0,719} = 0,43 Psi.$$

La caída de presión por retorno o pérdida por regreso en los tubos se calcula con la ecuación 2.20.

El término de velocidad se obtiene a partir de la figura F.5, la cual es una gráfica que depende del flujo másico por área de sección transversal.

Con un flujo másico de 308143 Lb/Pie<sup>2</sup>h se obtiene que el término de velocidad es igual a 0,012 Psi, cuando se trata de agua, lo cual es equivalente a una cabeza de velocidad, si se trata de otro fluido se debe tomar la premisa de 4 cabezas de velocidad, a partir de lo referido anteriormente se debe usar la ecuación 2.20.

$$\Delta P_r = \frac{4 \times 2 \times 0,012}{0,719} = 0,13 \text{ Psi.} \quad \Delta P_t = (0,43 + 0,13) \text{ Psi} = 0,56 \text{ Psi}$$

### Lado Carcaza

La caída de presión del lado de la carcaza se obtiene a partir de la ecuación 2.22; a continuación se presentaran los cálculos previos para obtener el resultado final:

$$a_c = \frac{D_c \times C' \times B}{P_t} \tag{B.27}$$

$$a_c = \frac{17,124 \text{ Pu lg} \times 0,353 \text{ Pu lg} \times 30 \text{ Pu lg}}{0,9375 \text{ Pu lg}} \left| \frac{1 \text{ Pie}^2}{144 \text{ Pu lg}^2} \right| = 1,34 \text{ Pie}^2.$$

$$G_c = \frac{72 \text{ BPH} \left| \frac{0,16 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}}{1 \text{ BPH}} \right| \times 796,2 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}{1,34 \text{ Pie}^2} = 6844 \frac{\text{Kg}}{\text{Pie}^2 \text{ h}} \left| \frac{2,2 \text{ Lb}}{1 \text{ Kg}} \right| = 15059 \frac{\text{Lb}}{\text{Pie}^2 \text{ h}}.$$

$$\text{Re}_c = \frac{D_c \times G_c}{\mu} \tag{B.28}$$

$$\text{Re}_c = \frac{0,0792 \times 15059}{8,09} = 147$$

Con el número de Reynolds y la figura F.6 se obtiene un factor de fricción igual a 0,0050.

Otro de los valores que debe ser calculado para obtener la caída de presión debe ser el número de cruces en el intercambiador (N+1).

$$(N + 1) = \frac{20 \text{ Pie}}{30 \text{ Pu lg}} \left| \frac{12 \text{ Pu lg}}{1 \text{ Pie}} \right| = 8$$

Hubo algunos intercambiadores que no tenían especificados el espaciado de los deflectores (B) y se tuvo que calcular a partir de una acotación hecha en el manual de diseño de

proceso de principios básicos para intercambiadores de calor (PDVSA, MDP-05-E-01) el cual indica que el mínimo espaciado de los deflectores debe ser 20% del diámetro interno de la carcaza o 2 Pulg el que resulte mayor.

$$\Delta P_c = \frac{0,005 \times 15059^2 \times 1,427 \times 12 \times 8}{5,22 \times 10^{10} \times 0,0792 \times 0,796} = 0,05 \text{Psi}.$$

Los datos usados para los cálculos se encuentran reportados en desde las tabla C.11 - C.13.

**B.16. Cálculo de flujo másico por área de sección transversal hornos.**

Éste cálculo se realiza a partir de la ecuación 2.33.

La densidad se halló a partir del procedimiento del punto 2.

Horno HC-1A

Debido a que el diámetro del serpentín de éste horno cambia es distinto para la zona de convección y de radiación fue necesario calcular el flujo másico par cada sección.

$$D_{Conv} = 3 \text{ Pulg} \quad d_i = 3,068 \text{ Pulg.}$$

$$D_{Rad} = 4 \text{ Pulg} \quad d_i = 4,026 \text{ Pulg.}$$

$$A_{Conv} = \frac{\pi}{4} \times (3,068 \text{ Pulg})^2 = 7,39 \text{ Pulg}^2 \Rightarrow 0,051 \text{ Pie}^2 \Rightarrow 0,0048 \text{ m}^2.$$

$$A_{Rad} = \frac{\pi}{4} \times (4,026 \text{ Pulg})^2 = 14,73 \text{ Pulg}^2 \Rightarrow 0,088 \text{ Pie}^2 \Rightarrow 0,0082 \text{ m}^2.$$

Para °API = 41,4 @ 60°F.

Temperatura = 342 °F.

Se tiene una gravedad específica igual a 0,7.

$$G_{Conv} = \frac{100,80 \text{ BPH} \left| \frac{0,16 \text{ m}^3}{h} \right| \times 700 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \left| \frac{2,2 \text{ Lb}}{1 \text{ Kg}} \right| \left| \frac{1 h}{3600 s} \right|}{0,051 \text{ Pie}^2} = 134,70 \frac{\text{Lb}}{\text{pie}^2 s}$$

$$G_{Rad} = \frac{100,80 \text{ BPH} \left| \frac{0,16 \text{ m}^3}{h} \right| \times 700 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \left| \frac{2,2 \text{ Lb}}{1 \text{ Kg}} \right| \left| \frac{1 h}{3600 s} \right|}{0,088 \text{ Pie}^2} = 78,4 \frac{\text{Lb}}{\text{pie}^2 s}.$$

Tanto éstos resultados como los de los otros hornos se encuentran reportados en la sección de hornos de los resultados de LOSCD's.

**B.17. Cálculo del balance de masa en la torre de destilación atmosférica TA-1 y en la torre de destilación al vacío (TV-1).**

Para realizar el balance de masa en la torre de destilación atmosférica y en la torre de destilación al vacío fue necesario realizar todos los cambios de caudal a flujo másico de cada uno de los cortes en cada torre.

Los datos utilizados para realizar este balance de masa junto con sus resultados finales se encuentran reportados en la sección de balance de masa.

El cálculo tipo a realizar será para el corte de destilados liviano.

$$m = 273,39 \frac{Lb}{Bbl} \times 39,59 \frac{Bbl}{h} = 10823 \frac{Lb}{h} \left| \frac{24h}{1d} \right| = 259764 \frac{Lb}{d}$$

Luego de obtener todos los resultados para todos los cortes se realizó un procedimiento para comprobar que los flujos de las salidas fueran iguales que los flujos de entrada, es decir para que el balance de masa se cumpliera.

$$\sum \dot{m}_E = \sum \dot{m}_S \tag{B.29}$$

$$\dot{m}_E = 62627 + 40 + 75 + 201 + 998 = 63941 Lb / h.$$

$$\dot{m}_S = 34 + 13108 + 10256 + 3748 + 8235 + 2409 + 10824 + 12182 = 60796 Lb / h.$$

Debido a que se observó que los flujos másicos no resultaron iguales se procedió a calcular el porcentaje de desviación.

$$\%Desv = \frac{\dot{m}_E - \dot{m}_S}{\dot{m}_E} \times 100 \tag{B.30}$$

$$\%Desv = \frac{63941 - 60796}{63941} \times 100 = 4,92\%$$

El balance de la torre de vacío se realizó con las mismas ecuaciones que el balance anterior, la diferencia fue que no se pudo comprobar el balance debido a que en el tope de la torre, ni en equipos aguas abajo del proceso se encuentra algún instrumento que mida el flujo de vapor.

**B.18. Cálculo de la presión de operación máxima en recipientes e intercambiadores de calor.**

Para los equipos que no tienen válvulas de alivio se calcula la presión de operación máxima a partir de un enunciado que se hace en el manual de diseño de proceso de principios básicos para intercambiadores de calor (PDVSA, MDP-05-E-01, 1997), el cual indica que la presión de diseño debe ser igual a la presión de operación máxima más 25 Psig o más el 10% de la presión de operación máxima, de esos dos enunciados se escoge la POM que resulte menor.

A continuación se realizará el cálculo tipo para el IC-3.

$$POM = P_D - 25Psig \quad (B.31)$$

$$POM = \frac{P_D}{1,1} \quad (B.32)$$

$$POM_I = 600Psig - 25Psig = 575Psig.$$

$$POM_{II} = \frac{600}{1,1} = 545Psig.$$

Para éste caso la presión máxima de operación que se resultó definitiva fue la POM<sub>II</sub>.

En el caso de los equipos que tenían válvulas de alivio se calculó la presión de operación máxima tomando en cuenta la presión de ajuste de la válvula; éste procedimiento se realizó a partir de uno de los enunciados en las normas de PDVSA (PDVSA, MDP-01-DP-01, 1997), el cual dice que la presión de diseño debe ser igual a la presión de operación máxima más la diferencia de presión entre la presión máxima de operación y la presión fijada para el alivio.

$$P_D = POM + POM - P_{ALIVIO} \quad (B.33)$$

$$POM = \frac{P_D + P_{ALIVIO}}{2} \quad (B.34)$$

El cálculo tipo se realizará para la torre de destilación atmosférica.

$$POM = \frac{125 + 50}{2} = 87,5Psig.$$

Los resultados de las presiones de operación máxima se encuentran en las tablas de Límites de Operación en las tablas de Límites de Operación Segura.

**APÉNDICE C. RESULTADOS INTERMEDIOS OBTENIDOS PARA LA OBTENCIÓN DE LOS DATOS DE LAS TABLAS DE LOS LÍMITES DE OPERACIÓN SEGURA Y CONSECUENCIAS DE LAS DESVIACIONES.**

A continuación se presentarán las tablas que contienen los resultados intermedios obtenidos durante los cálculos realizados para el llenado de las Tablas de Límites de Operación Segura y Consecuencias de las Desviaciones.

**Tabla C.1. Datos de pruebas de destilación para la nafta.**

% Vol	Temperaturas (°F)						
	01-Jul	02-Jul	03-Jul	04-Jul	11-Jul	18-Jul	Promedios
IBP	240.7	219.9	240.4	277.5	235.7	234.3	241.4
5	268.2	264.0	266.9	299.7	276.2	269.3	274.1
10	276.7	272.0	273.6	310.0	283.7	277.6	282.3
20	287.4	282.7	282.7	322.8	294.8	287.2	292.9
30	296.0	292.9	291.4	334.2	303.7	296.1	302.4
40	305.0	301.6	300.5	345.2	314.2	304.8	311.9
50	316.5	312.7	309.5	355.6	232.3	312.3	306.5
60	327.2	323.3	319.1	366.9	333.4	320.7	331.8
70	339.8	335.0	330.5	378.7	344.2	329.6	343.0
80	354.4	349.0	343.4	391.7	357.5	339.7	356.0
90	371.8	366.4	360.8	406.6	374.1	353.0	372.1
95	385.2	379.1	374.0	415.9	386.3	362.6	383.9
FBP	441.6	404.2	402.7	444.8	418.6	389.0	416.8
S	1.1	1.1	0.9	1.1	1.0	0.9	1.0
Tv	324.7	312.5	313.5	357.5	263.9	312.1	314.0
PEB	322	308	309	355	257	310	310

**Tabla C.2. Datos de pruebas de destilación para el diesel liviano.**

% Vol	Temperatura (°F)					
	14-Jul	04-Jul	23-Jun	16-Jun	31-May	Promedios
IBP	346.4	371.0	328.2	310.9	356.1	342.5
5	398.7	416.7	409.4	405.1	411.5	408.3
10	412.3	428.7	425.3	422.2	425.0	422.7
20	425.7	441.3	439.2	436.1	438.4	436.1
30	433.6	447.8	447.5	446.5	445.1	444.1
40	438.8	452.8	452.7	452.1	450.2	449.3
50	443.3	457.3	457.4	456.8	454.5	453.9
60	447.6	461.9	461.7	461.5	458.8	458.3
70	452.1	467.8	466.4	466.5	463.5	463.3
80	457.8	472.8	472.5	472.8	469.4	469.1
90	466.3	481.3	481.4	482.0	478.3	477.9
95	473.7	488.3	490.1	492.1	486.6	486.2
FBP	496.0	513.2	512.2	544.4	507.5	514.7
S	0.7	0.7	0.7	0.7	0.6	0.7
Tv	435.9	452.2	445.0	447.1	446.9	445.4
PEB	441	456	449	451	452	449.8

**Tabla C.3. Datos de pruebas de destilación para el diesel mediano.**

% Vol	Temperaturas (°F)					Promedios
	14-Jul	23-Jun	16-Jun	26-May	19-May	
IBP	393.4	374.3	424.7	421.3	454.2	413.6
5	487.1	504.9	494.4	502.1	503.5	498.4
10	500.5	510.3	506.6	510.3	512.9	508.1
20	512.1	522.7	517.6	521.1	522.8	519.3
30	520.9	528.1	524.0	526.9	528.7	525.7
40	526.8	534.1	530.8	532.7	533.9	531.7
50	532.7	539.8	537.3	538.4	539.2	537.5
60	539.4	546.0	544.7	544.3	545.3	543.9
70	546.7	553.1	552.4	551.0	551.6	551.0
80	556.2	562.4	562.3	559.2	559.8	560.0
90	569.5	575.9	576.2	571.5	571.4	572.9
95	581.5	589.3	589.2	582.7	581.1	584.8
FBP	598.2	609.7	603.8	608.1	597.8	603.5
S	0.8	0.7	0.8	0.7	0.6	0.7
Tv	520.4	523.9	529.6	530.5	534.8	527.8
PEB	529	532	537	538	544	536

**Tabla C.4. Datos de pruebas de destilación para el gasoil.**

% Vol	TEMPERATURA (°F)		
	23-Jun	19-Mar	Promedios
IBP	113.3	278.7	196.0
5	503.5	518.9	511.2
10	555.4	551.6	553.5
20	585.5	573.9	579.7
30	601.7	588.7	595.2
40	610.9	596.2	603.6
50	618.3	602.6	610.5
60	624.5	608.1	616.3
70	630.4	613.5	622.0
80	636.6	619.3	628.0
90	643.9	626.6	635.3
95	650.1	632.3	641.2
FBP	656.1	645.3	650.7
S	1.3	1.0	1.1
Tv	540.4	555.7	548.1
PEB	544	565	554.5

**Tabla C.5. Datos de pruebas de destilación para el destilado liviano.**

% Vol	Temperaturas (°F)					Promedios
	01-Abr	18-Ago	20-Jul	23-Sep	17-Sep	
IBP	483	532	435	522	398	474.0
5	560	668	510	598	542	575.6
10	614	698	610	624	576	624.4
20	650	720	660	658	622	662.0
30	690	748	680	708	664	698.0
40	710	782	705	728	690	723.0
50	730	798	715	756	710	741.8
60	748	810	760	784	732	766.8
70	760	818	790	802	772	788.4
80	800	832	815	816	798	812.2
90	825	846	825	830	818	828.8
95	835	858	840	838	834	841.0
FBP	858	862	850	850	852	854.4
S	2.4	2.0	3.0	3.0	3.3	2.7
Tv	710.2	764.3	690.8	732.7	681.7	715.9
PEB	712.2	768.3	690.8	732.7	677.7	716.3

**Tabla C.6. Datos de pruebas de destilación para el destilado pesado.**

% Vol	Temperaturas (°F)					
	27-Abr	26-Abr	25-Abr	30-Jul	31-Ago	Promedios
IBP	465	468	468	538	450	477.8
5	586	576	580	586	546	574.8
10	640	610	642	648	592	626.4
20	700	700	705	724	676	701.0
30	748	736	743	769	728	744.8
40	770	773	775	795	764	775.4
50	790	813	795	812	786	799.2
60	810	820	812	832	804	815.6
70	826	833	825	848	820	830.4
80	848	845	845	865	838	848.2
90	866	860	860	892	858	867.2
95	878	873	875	916	872	882.8
FBP	888	885	882	920	884	884.8
S	3.1	3.7	3.1	3.3	3.8	3.4
Tv	752.2	767.5	755.0	784.3	746.3	759.9
PEB	750.0	763.5	753.0	782.3	742.3	758.2

**Tabla C.7. Flujo de agua de enfriamiento.**

Tag	Lado	Servicio	Cap. Caloríf. (Btu/Lbm-°F)	Delta T	Q Normal (btu/h)	Masa Normal (Lb/h)	BPH Normal	Lb/h Mín	Q mín (Btu/h)	BPH Mín	Lb/h Max	Q máx (Btu/h)	BPH Máx
IC-3	Tubo	Agua	1,00	12.93	291501	22252	63,48	19925	257531	56.85	24352	314761	69.48
	Carcaza	Nafta	0,60	49.00	292084	--		8703	257531	36.00	10637	314761	44.00
IC-4	Tubo	Agua	1,00	18.14	752597	41488	118.37	36580	663568	104.36	44709	811028	127.56
	Carcaza	Nafta	0.52	148.05	752597	--		8703	663568	36.00	10637	811028	44.00
IC-5	Tubo	Agua	1,00	12.09	261216	21606	61.64	18227	220364	52.00	25237	305120	72.00
	Carcaza	Diesel Liviano	0,52	142.32	261216	--		3006	220364	13.00	4162	305120	18.00
IC-6	Tubo	Agua	1,00	12.22	262630	21491	61.32	18130	221556	51.73	25104	306771	71.62
	Carcaza	Diesel Liviano	0,52	143.09	262630	--		3006	221556	13.00	4162	306771	18.00
IC-15	Tubo	Agua	1,00	3.00	198171	66057	188.46	54545	163635	155.62	68712	206138	196.04
	Carcaza	Residuo Vacío	0,85	10.85	198171	--		17808	163635	77.00	22433	206138	97.00

**Tabla C.8. Datos para el cálculo de la caída de presión en intercambiadores doble tubo.**

Tag	Lado	Flujo (BPH)	Densidad (Kg/m3)	Flujo (Kg/s)	Flujo (Lb/h)	Diámetro (plg)
IC-3	Tubo	64.47	1000	2.85	22598	1.90
	Carcaza	40.83	6.90	1.24	9871	3.07
IC-4	Tubo	118.37	1000	5.23	41479	1.90
	Carcaza	40.83	690	1.24	9871	3.07
IC-5	Tubo	72.04	1000	3.18	25244	1.90
	Carcaza	15.41	660	0.45	3564	3.07
IC-6	Tubo	61.77	1000	2.73	21645	1.90
	Carcaza	15.41	660	0.45	3564	3.07
IC-7	Tubo	223.37	818	8.07	64026	2.38
	Carcaza	20.08	693	0.61	4873	3.55

**Tabla C.9. Datos para el cálculo de la caída de presión en intercambiadores doble tubo.**

	De' (pie)	Viscosidad (Lb/Pie-h)	Area, pie2	G' (Lb/hpie2)	Reynolds	f	Area	L
IC-3	0.16	2.42	0.02	1135306	7.51E+04	0.00587	141.00	283
	0.10	0.58	0.03	311885	5.23E+04	0.00625	141.00	283
IC-4	0.16	2.42	0.02	2106631	1.38E+05	0.00533	141.00	283
	0.10	0.58	0.03	311885	5.23E+04	0.00625	141.00	283
IC-5	0.01	2.42	0.02	1282096	6.99E+03	0.00991	141.00	283
	0.10	0.61	0.03	112610	1.81E+04	0.00780	141.00	283
IC-6	0.01	2.42	0.02	1099321	5.99E+03	0.01034	141.00	283
	0.10	0.61	0.03	112610	1.81E+04	0.00780	141.00	283
IC-7	0.02	10.82	0.03	1040625	1.59E+03	0.01545	160.00	321
	0.10	0.53	0.04	128606	2.36E+04	0.00734	160.00	321

**Tabla C.10. Datos para el cálculo de la caída de presión en intercambiadores doble tubo.**

	Densidad Lb/pie3	Delta Fa	Velocidad (pie/s)	Número pases	Delta FI	Delta P
IC-3	62.50				--	7.15
	43.12	4.35	2.01	1.00	0.06	1.32
IC-4	62.50				--	22.50
	43.12	4.55	2.01	1.00	0.06	1.38
IC-5	62.50				--	15.49
	41.25	0.81	0.76	1.00	0.01	0.23
IC-6	62.50				--	11.88
	41.25	0.81	0.76	1.00	0.01	0.23
IC-7	51.13				--	17.65
	43.29	1.02	0.83	1.00	0.01	0.31

**Tabla C.11. Datos para el cálculo de la caída de presión en intercambiadores tubo y carcaza.**

		Flujo (BPH)	Flujo (m3/s)	Densidad (Kg/m3)	Flujo (Kg/s)	Flujo (Lb/h)	Diámetro (plg)
IC-1-01	Tubo	223.37	0.00986	762	7.52	59655	0.75
	Carcaza	82.77	0.00366	690	2.52	20010	12.09
IC-1-02A	Tubo	223.37	0.00986	719	7.09	56258	0.75
	Carcaza	72.39	0.00320	796	2.55	20197	17.12
IC-1-02B	Tubo	223.37	0.00986	708	6.98	55417	0.75
	Carcaza	72.39	0.00320	797	2.55	20229	17.12
IC-1-02C	Tubo	223.37	0.00986	716	7.07	56063	0.75
	Carcaza	72.39	0.00320	805	2.57	20422	17.12
IC-8	Tubo	223.37	0.00986	809	7.98	63324	0.75
	Carcaza	8.48	0.00037	727	0.27	2160	12.00
IC-9	Tubo	90.31	0.00399	723	2.89	22895	0.75
	Carcaza	33.81	0.00149	640	0.96	7582	10.14
IC-10	Tubo	241.56	0.01067	1000	6.83	54173	0.75
	Carcaza	33.81	0.00149	640	0.96	7582	15.25
IC-10A	Tubo	100.31	0.00443	1000	2.84	22496	0.75
	Carcaza	33.81	0.00149	640	0.96	7582	8.07
IC-13	Tubo	133.06	0.00588	732	4.30	34150	0.75
	Carcaza	6.35	0.00028	680	0.19	1513	17.12
IC-15	Tubo	13.89	0.00061	1000	0.61	4867	0.75
	Carcaza	85.48	0.00378	720	2.72	21566	12.09

**Tabla C.12. Datos para el cálculo de la caída de presión en intercambiadores tubo y carcaza.**

Tag	Lado	at' (Pie <sup>2</sup> )	at - as (pie2)	Viscosidad (cP*2.42)	# TUBOS	# PASOS	G' (Lb/hpie2)	Reynolds
IC-1-01	Tubo	0.2680	0.0856	1.67	92	2	696812	2.03E+04
	Carcaza	5.0680	5.0680	0.58	--	1	3948	3.12E+02
IC-1-02A	Tubo	0.2680	0.1824	1.06	196	2	308451	2.13E+04
	Carcaza	1.3425	1.3425	8.09	--	1	15044	1.47E+02
IC-1-02B	Tubo	0.2680	0.1824	1.06	196	2	303839	2.10E+04
	Carcaza	1.3425	1.3425	8.46	--	1	15068	1.41E+02
IC-1-02C	Tubo	0.2680	0.1824	1.06	196	2	307381	2.13E+04
	Carcaza	1.3425	1.3425	5.30	--	1	15212	2.27E+02
IC-8	Tubo	0.2680	0.0875	2.28	94	2	723937	2.34E+04
	Carcaza	2.1082	2.1082	2.61	--	1	1025	1.80E+01
IC-9	Tubo	0.2680	0.0577	0.75	62	2	396829	3.89E+04
	Carcaza	0.1204	0.1204	0.39	--	1	62980	7.45E+03
IC-10	Tubo	0.2680	0.0698	2.42	150	4	776216	2.36E+04
	Carcaza	0.2725	0.2725	0.39	--	--	27822	3.29E+03
IC-10A	Tubo	0.2680	0.0298	2.42	32	2	755463	2.30E+04
	Carcaza	0.0946	0.0946	0.39	--	--	80169	9.49E+03
IC-13	Tubo	0.2680	0.0949	0.82	204	4	359793	3.24E+04
	Carcaza	0.3436	0.3436	1.45	--	1	4403	1.39E+02
IC-15	Tubo	0.2680	0.0875	2.42	94	2	55643	5.01E+03
	Carcaza	0.1727	0.1727	16.94	--	1	124901	3.94E+03

**Tabla C.13. Datos para el cálculo de la caída de presión en intercambiadores tubo y carcaza.**

Tag	Lado	Longitud Tubo (m) [L±1]	Caída Presión Tubos (Psi) [ΔP <sub>t</sub> ±0,01]	Velocidad (Psi) [ΔP <sub>v</sub> ±0,0001]	Caída Presión Retorno (Psi) [ΔP <sub>r</sub> ±0,01]	Caída Presión Total (Psi) [ΔP <sub>t</sub> ±0,01]
IC-1-01	Tubo	20	2.21	0.0650	0.68	2.89
	Carcaza	--	--	--	--	0.02
IC-1-02A	Carcaza	--	--	--	--	0.05
IC-1-02B	Tubo	20	0.28	0.0120	0.14	0.41
	Carcaza	--	--	--	--	0.05
IC-1-02C	Tubo	20	0.28	0.0120	0.13	0.42
	Carcaza	--	--	--	--	0.04
IC-8	Tubo	14	0.96	0.0600	0.59	1.55
	Carcaza	--	--	--	--	0.0008
IC-10	Carcaza	--	--	--	--	1.26
IC-10A	Carcaza	--	--	--	--	7.15
IC-13 A/B	Carcaza	--	--	--	--	0.06
IC-15	Carcaza	--	--	--	--	21.73

**Tabla C.14. Datos para los cálculos de caídas de presión de intercambiadores de tubo y carcaza.**

Tag	Lado	B	N+1	C' (pulg)	Pt (Pulg)	De (pulg)	f (pie <sup>2</sup> /pulg <sup>2</sup> )
IC-1-01	Tubo						
	Carcaza	6.33	37.89	0.79	0.08	0.0458	0.0040
IC-1-02A	Tubo						
	Carcaza	30.00	8.00	0.35	0.94	0.0792	0.0050
IC-1-02B	Tubo						
	Carcaza	30.00	8.00	0.35	0.94	0.0792	0.0054
IC-1-02C	Tubo						
	Carcaza	30.00	8.00	0.35	0.94	0.0792	0.0046
IC-8	Tubo						
	Carcaza	30.00	5.60	0.79	0.94	0.0458	0.020
IC-9	Tubo						
	Carcaza	2.03	82.87	0.79	0.94	0.0458	0.0022
IC-10	Tubo						
	Carcaza	3.05	62.95	0.79	0.94	0.0458	0.0026
IC-10A	Tubo						
	Carcaza	2.00	96.00	0.79	0.94	0.0458	0.0022
IC-13	Carcaza						
	Tubo	3.42	56.06	0.79	0.94	0.0458	0.0054
IC-15	Carcaza						
	Tubo	2.42	79.40	0.79	0.93	0.0458	0.0025

**Tabla C.15. Datos usados para el cálculo de la presión en TD-1, TD-2, AC-2.**

Recipiente	Corte	Plato de Sustracción	Longitud Tubería (Pie) [L±0,01]	Presión (Psig) [P <sub>A</sub> ±0,01]
TD-1	Nafta	43	76,47	38,79
TD-1	Diesel Liviano	30	55,32	36,99
TD-2	Diesel Medio	26	36,74	33,25
TD-2	Destilado Liviano	8	8,15	25,88
AC-2	Gasoil	16	6,56	22,37

**Tabla C.16. Datos usados en los cálculos de la presión de succión y NPSH<sub>D</sub>.**

Bombas	Corte	Presión Equipo a succionar (Psig) [P <sub>s</sub> ±0,01]	Altura Succión (Pie) [Z <sub>a</sub> ± 0,01]	Caudal (BPH) [Q±0,01]	Velocidad (Pie/s) [U±0,01]	Gravedad Específica (adimensional) [g <sub>e</sub> ±0,01]	Densidad (Lb/Pie <sup>3</sup> ) [ρ±0,01]	Diámetro (Pie) [Ø±0,01]	Viscosidad (cP) [μ±0,01]
B-1-01	Fondo PF-1	80,00	3,61	208,92	1,62	0,70	43,70	0,51	0,21
B-1-02	Diesel Liviano	38,70	3,28	82,78	0,64	0,76	47,45	0,51	0,50
B-2B	Crudo	25,82	3,28	223,00	1,11	0,82	51,19	0,34	4,7
B-3	Diesel Liviano	46,35	6,56	15,41	1,03	0,75	46,82	0,17	0,42
B-4	Nafta	38,79	16,40	40,83	2,73	0,70	43,70	0,17	0,22
B-5	Nafta	38,79	16,40	40,83	2,73	0,70	43,70	0,17	0,22
B-6	Residuo Atmosférico	25,37	8,20	46,75	0,36	0,75	46,82	0,51	0,72
B-7	Gasolina	8,38	3,28	64,32	1,13	0,70	43,70	0,34	0,38
B-8B	Destilado Liviano	26,85	3,28	33,81	2,26	0,69	43,08	0,17	0,31
B-9	Diesel Medio	33,25	14,92	20,08	1,34	0,85	53,07	0,17	0,27
B-13B	Residuo de Vacío	-13,44	6,23	6,38	0,19	0,78	48,70	0,26	1,05
B-14-B	Destilado Pesado	-13,52	37,73	72,39	1,28	0,73	45,57	0,34	0,42

**Tabla C.17. Datos usados en los cálculos de la presión de succión y NPSH<sub>D</sub>.**

Bombas	Corte	Número Reynolds (adim) [Re ± 1]	Rugosidad Relativa (ε/D ± 0, 01)	Longitud de Tubería (Pie) [L±0,01]	Presión de Vapor (Psia) [P <sub>v</sub> ±0,01]	Factor de Fricción (f <sub>D</sub> ± 0,0001)	Pérdidas por Fricción (Pie) [Hf±0,01]
B-1-01	Fondo PF-1	2,54 X 10 <sup>5</sup>	3,25 X 10 <sup>-4</sup>	24,93	7,50E+00	0,0174	0,16
B-1-02	Diesel Liviano	4,59 X 10 <sup>4</sup>	3,25 X 10 <sup>-4</sup>	216,21	2,06E-01	0,0221	0,13
B-2	Crudo	6,02 X 10 <sup>3</sup>	4,89 X 10 <sup>-4</sup>	167,98	1,18E-03	0,0362	0,52
B-2 A/B	Crudo	6,02 X 10 <sup>3</sup>	4,89 X 10 <sup>-4</sup>	49,38	1,08E+00	0,0362	0,85
B-3	Nafta Diesel Liviano	2,95 X 10 <sup>4</sup>	9,52 X 10 <sup>-4</sup>	32,32	1,00E+00	0,0258	1,28 0,33
B-4	Nafta/ Diesel Liviano	1,39 X 10 <sup>5</sup>	9,52 X 10 <sup>-4</sup>	53,64	6,00E+00	0,0215	1,44 0,36
B-5	Nafta/ Diesel Liv	2,95 X 10 <sup>4</sup>	9,52 X 10 <sup>-4</sup>	59,25	6,4E+00	0,0258	1,54 0,36
B-6	Residuo Atmosférico	1,78 X 10 <sup>4</sup>	3,24 X 10 <sup>-4</sup>	15,75	2,40E+00	0,0271	0,03
B-7	Gasolina	6,52 X 10 <sup>4</sup>	4,89 X 10 <sup>-4</sup>	85,30	5,00E+00	0,0214	0,10
B-8	Destilado Liviano	8,06 X 10 <sup>4</sup>	9,52 X 10 <sup>-4</sup>	192,65	2,400E-00	0,0225	1,57
B-9	Diesel Medio	6,77 X 10 <sup>3</sup>	9,52 X 10 <sup>-4</sup>	30,18	5,88E-04	0,0356	1,90
B-13B	Residuo de Vacío	3,41 X 10 <sup>3</sup>	6,42 X 10 <sup>-4</sup>	61,35	--	0,0187	0,03
B-14-B	Destilado Pesado	6,92 X 10 <sup>5</sup>	4,89 X 10 <sup>-4</sup>	20,70	1,4	0,0212	0,23

**Tabla C.18 Datos usados para el cálculo de flujo mínimo de bombas centrífugas a partir del primer método.**

Bombas	Caudal (gpm) [Q±1]	NPSH <sub>R</sub> (Adim) [NPSH <sub>R</sub> ±1]	NPSH <sub>D</sub> (Adim) [NPSH <sub>D</sub> ±1]	Rev/Min Motor (RPM) [RPM±1]	NPSH <sub>D</sub> / NPSH <sub>R</sub> (Adim) [CHART±0,01]	K (Adim) [K±0,01]	NSS	Mejor Punto Efic, (Adim) [BEP±0,01]
B-1-01/A	160	6,0	8,0	3450	1,33	0,75	11383	0,22
B-2A	204	6,5	8,5	3600	1,31	0,74	12631	0,43
B-2B	204	6,5	8,5	3600	1,31	0,74	12631	0,43
B-7	257	6,0	8,0	3550	1,33	0,75	14845	0,55
B-9	25	8,0	10,0	3470	1,25	0,76	3647	--
B-12	300	9,0	11,0	3500	1,22	0,77	11667	0,38
B-14	115	5,0	11,2	3530	2,24	0,65	11321	0,38
B-14A	115	7,0	11,2	3600	1,60	0,72	8971	0,28
B-17	11	2,0	4,0	1750	2,00	0,68	3451	--

**Tabla C.19. Datos usados para el cálculo de flujo mínimo de bombas centrífugas a partir del segundo método y para el flujo máximo.**

Bombas	Caudal (gpm) [Q±1]	Flujo Másico Lb/min [m'±1]	#N° Etapas	NSS	Mejor Punto Efic, (Adim) [BEP±0,01]	HP (Hoja)	Pot, Freno (HP) [BHP±0,01]	Efic, Bomba (%) [η ±1]	Hyd, P, (HP) [Hyd,P±0,01]	Cabezal (Pie) [H <sub>B</sub> ±0,01]
B-1-01/A	160	1569	1	11383	0,10	50	45,00	56	25,20	530,00
B-2A	204	1261	3	7292	--	79	71,10	58	41,24	1079,00
B-2B	204	1677	3	7292	--	100	90,00	59	53,10	1045,00
B-7	257	2264	1	14845	0,50	50	45,00	57	25,65	373,80
B-9	25	313	1	3647	--	7,5	6,75	26	1,76	185,00
B-12	300	3110	1	11667	0,24	7,5	6,75	74	5,00	53,00
B-14	115	775	1	11321	0,13	5	4,50	60	2,70	115,00
B-14A	115	1211	1	8971	0,92	10	9,00	53	4,77	130,00
B-17	11	225	1	3451	--	5	4,50	10	0,45	66,00

**APÉNDICE D. RESULTADOS OBTENIDOS EN LA SIMULACIÓN.**

En éste apéndice se reportan las curvas de destilación del laboratorio para el crudo y los productos obtenidos en las torres TA-1 y TV-1 junto con los resultados de las curvas de destilación obtenidas en la simulación.

**Tabla D.1. Curva de Destilación obtenida para el Crudo.**

Porcentaje de Recuperación, %	Curva de Laboratorio, °F	Curva de PRO-II para la Alternativa 1, °F	Porcentaje de Desviación, %	Curva de PRO-II para la Alternativa 3, °F	Porcentaje de Desviación, %
5	199,59	104,21	47,79	186,73	6,44
10	231,36	205,53	11,16	231,96	-0,26
30	339,93	397,19	-16,85	343,67	-1,10
50	473,30	482,23	-1,89	495,18	-4,62
70	756,27	646,76	14,48	818,35	-8,21
90	1524,84	915,1	39,99	1593,30	-4,49
95	1838,36	949,21	48,37	1992,14	-8,37

**Tabla D.2. Curva de Destilación obtenida para la Gasolina.**

Porcentaje de Recuperación, %	Curva de Laboratorio, °F	Curva de PRO-II, °F	Porcentaje de Desviación, %
0	82,70	--	--
5	98,90	121,19	-22,54
10	123,80	121,19	2,11
20	148,00	--	--
30	166,80	143,93	13,71
40	182,30	--	--
50	194,90	169,46	13,05
60	206,10	--	--
70	217,20	190,25	12,41
80	230,50	--	--
90	250,50	219,25	12,48
95	268,00	232,74	13,16

**Tabla D.3. Curva de Destilación obtenida para la Nafta.**

Porcentaje de Recuperación, %	Curva de Laboratorio, °F	Curva de PRO-II, °F	Porcentaje de Desviación, %
0	241,40	--	--
5	274,10	254,09	7,30
10	282,30	267,21	5,35
20	292,90	--	--
30	302,40	285,70	5,52
40	311,90	--	--
50	306,50	297,91	2,80
60	331,80	--	--
70	343,00	313,04	8,74
80	356,00	--	--
90	372,00	345,89	7,02
95	383,90	359,61	6,33

**Tabla D.4. Curva de Destilación obtenida para el Diesel Liviano.**

Porcentaje de Recuperación, %	Curva de Laboratorio, °F	Curva de PRO-II, °F	Porcentaje de Desviación, %
0	342,50	--	--
5	408,30	369,73	9,45
10	422,70	386,95	8,46
20	436,10	--	--
30	444,10	402,71	9,32
40	449,30	--	--
50	453,90	414,539	8,67
60	458,30		
70	463,30	428,355	7,54
80	469,10	--	--
90	477,90	451,858	5,45
95	486,20	465,495	4,26

**Tabla D.5. Curva de Destilación obtenida para el Diesel Mediano.**

Porcentaje de Recuperación, %	Curva de Laboratorio, °F	Curva de PRO-II, °F	Porcentaje de Desviación, %
0	413,60	--	--
5	498,40	453,88	8,93
10	508,10	469,64	7,57
20	519,30	--	--
30	525,70	483,26	8,07
40	531,70	--	--
50	537,50	491,30	8,60
60	543,90	--	--
70	551,00	496,86	9,83
80	560,00	--	--
90	572,90	516,00	9,93
95	584,80	526,64	9,94

**Tabla D.6. Curva de Destilación obtenida para el Gasoil.**

Porcentaje de Recuperación, %	Curva de Laboratorio, °F	Curva de PRO-II, °F	Porcentaje de Desviación, %
0	196,00	--	--
5	511,20	445,08	12,93
10	553,50	496,66	10,27
20	579,70	--	--
30	595,20	519,58	12,70
40	603,60	--	--
50	610,50	536,90	12,06
60	616,30	--	--
70	622,00	562,53	9,56
80	628,00	--	--
90	635,30	596,48	6,11
95	641,20	613,62	4,30

**Tabla D.7. Curva de Destilación obtenida para el Destilado Liviano.**

Porcentaje de Recuperación, %	Curva de Laboratorio, °F	Curva de PRO-II, °F	Porcentaje de Desviación, %
0	474,00	--	--
5	575,60	573,65	0,34
10	624,40	619,67	0,76
20	662,00		
30	698,00	734,92	-5,29
40	723,00		
50	741,80	796,68	-7,40
60	766,80		
70	788,40	803,99	-1,98
80	812,20	--	--
90	828,80	810,65	2,19
95	841,00	812,32	3,41

**Tabla D.8. Curva de Destilación obtenida para el Residuo Atmosférico.**

Porcentaje de Recuperación, %	Curva de Laboratorio, °F	Curva de PRO-II, °F	Porcentaje de Desviación, %
0	467,50	--	--
5	611,10	682,12	-11,62
10	686,40	786,56	-14,59
20	768,00	--	--
30	809,00	801,69	0,90
40	833,80	--	--
50	858,40	810,88	5,54
60	881,10	--	--

**Tabla D.9. Perfil de Temperaturas de la TA-1.**

<b>Corte</b>	<b>Temperatura de Operación, °F</b>	<b>Temperatura Simulación, °F</b>	<b>Porcentaje de Desviación, %</b>
Gasolina	123	123	0,00
Tope	230	230	0,00
Nafta	319	332	-3,98
Diesel Liviano	496	451	9,17
Diesel Medio	520	530	-1,96
Gasoil	610	561	8,03
Destilado Liviano	690	652	5,48
Residuo Atmosférico	684	699	-2,22

**Tabla D.10. Perfil de Flujos.**

<b>Corte</b>	<b>Flujos de Operación, Lb/h</b>	<b>Flujos de Operación Conciliados, Lb/h</b>	<b>Flujos de simulación Alternativa 1 alimentación, Lb/h</b>	<b>Porcentaje de Desviación, %</b>	<b>Flujo Simulación, Lb/h</b>	<b>Porcentaje de Desviación, %</b>	<b>Flujo Simulación BK-10</b>
Gasolina	13107	13510	4361	68	13013	0,00	7095
Nafta	10255	10570	18576	-76	10570	-3,98	10570
Diesel Liviano	3748	3863	3843	1	3863	9,17	3863
Diesel Medio	8235	8488	8619	-2	8488	-1,96	8488
Gasoil	2408	2482	2538	0	2482	8,03	2482
Destilado Liviano	10823	11156	4440	60	11157	5,48	11156
Residuo Atmosférico	12182	12557	20653	-64	11954	-2,22	19025

**Tabla D.11. Perfil de Flujos de la TA-1.**

<b>Corte</b>	<b>Flujos de Operación, Lb/h</b>	<b>Flujos de Operación Conciliados, Lb/h</b>	<b>Flujo Simulación, Lb/h</b>	<b>Porcentaje de Desviación, %</b>
Gasolina	13107	13510	13013	0,00
Nafta	10255	10570	10570	-3,98
Diesel Liviano	3748	3863	3863	9,17
Diesel Medio	8235	8488	8488	-1,96
Gasoil	2408	2482	2482	8,03
Destilado Liviano	10823	11156	11157	5,48
Residuo Atmosférico	12182	12557	11954	-2,22

**APÉNDICE E. DATOS GENERALES PARA LAS SIMULACIONES.**

A continuación se presentan los datos generales que fueron ingresados al simulador para realizar la simulaciones.

▪ **Torre de Destilación atmosférica.**

**Tabla E.1. Datos para la simulación de la TA-1.**

<b>Número de Etapas</b>	30
<b>Número de Iteraciones</b>	50
<b>Factor de Damping</b>	0,9
<b>Tipo de Algoritmo</b>	Inside Out
<b>Fases Calculadas</b>	Líquido - Vapor
<b>Condensador</b>	Total

**Tabla E.2. Estimados Iniciales.**

<b>Método de generación de Estimados Iniciales</b>	Refinery
<b>Temperatura de Tope</b>	230
<b>Temperatura de Fondo</b>	690
<b>Temperatura del Condensador</b>	123

**Tabla E.3. Datos del Pumparound.**

<b>Etapa de Salida</b>	10
<b>Etapa de llegada</b>	8
<b>Flujo, Lb/h</b>	22400
<b>Temperatura, °F</b>	261

**Tabla E.4. Especificaciones establecidas en a la TA-1.**

<b>Especificación</b>	<b>Variable</b>
Temperatura en la etapa 2	Calor del condensador.
Flujo de todos los componentes en base seca de la corriente de salida de fondo del despojador de nafta = 10570 Lb/h.	Flujo de retiro de la corriente nafta de la TA-1.
Flujo de todos los componentes en base seca de la corriente de salida de fondo del despojador de diesel liviano = 3863 Lb/h.	Flujo de retiro de la corriente de diesel liviano de la TA-1.
Flujo de todos los componentes en base seca de la corriente de salida de fondo del despojador de diesel medio = 8488 Lb/h.	Flujo de retiro de la corriente de diesel medio de la TA-1.
Flujo de todos los componentes en base seca de la corriente de salida de fondo del despojador de destilado liviano = 11156 Lb/h.	Flujo de retiro de la corriente de destilado liviano de la TA-1.

▪ **Despojadores Laterales.**

**Tabla E.5. Datos iniciales para los despojadores laterales.**

<b>Número de Etapas</b>	2
<b>Factor de Damping</b>	0,9
<b>Método de Estimados Generales</b>	Refinery

**Tabla E.6. Corrientes de alimentación y productos de los despojadores laterales.**

<b>Despojador</b>	<b>Etapas</b>	<b>Alimentación</b>	<b>Productos, Lb/h</b>	
TD-1I	1	Nafta	Vapor a la TA-1	--
	2	Vapor de Despojamiento	Nafta despojada	10570
TD-1II	1	Diesel Liviano	Vapor a la TA-1	--
	2	Vapor de Despojamiento	Diesel Liviano despojado	3863
TD-2I	1	Diesel Medio	Vapor a la TA-1	--
	2	Vapor de Despojamiento	Diesel Medio despojado	8488
TD-2II	1	Destilado Liviano	Vapor a la TA-1	--
	2	Vapor de Despojamiento	Destilado Liviano despojado	11156

▪ **Separador Pre-Flash (PF-1)**

**Tabla E.7. Datos del separador PF-1.**

<b>Presión, Psig</b>	<b>90</b>
<b>Temperatura, °F</b>	<b>432</b>
<b>Fases de las corrientes de salida</b>	
TOPEPF-1	<b>Vapor</b>
ATV-1	<b>Líquido</b>

▪ **Splitter.**

**Tabla E.8. Especificaciones de los separadores de corrientes.**

	<b>Especificación</b>
<b>SP1</b>	4388 Lbmol/h de todos los componentes en base seca de la corriente CRUDO5.
<b>SP2</b>	3510 Lbmol/h de todos los componentes en base seca de la corriente AHC-1A.

▪ **Hornos**

**Tabla E.9. Especificaciones de los hornos.**

	Especificación	
	Temperatura de Salida, °F	Caída de Presión, Psi
HC-1A	422	200
HC-1B	463	200
HC-2	713	100

▪ **Bombas.**

Las especificaciones hechas a las bombas fueron la presiones de descarga, las cuales se encuentran especificadas en el renglón de presión de descarga típica en las tablas de Límites de Operación Segura y Consecuencias de las Desviaciones de las bombas.

▪ **Torre de Destilación al Vacío.**

**Tabla E.10. Datos generales para la simulación de la TV-1.**

Número de Etapas	22
Número de Iteraciones	50
Factor de Damping	0,9
Tipo de Algoritmo	Inside Out
Fases Calculadas	Líquido - Vapor

**Tabla E.11. Estimados Iniciales.**

Método de generación de Estimados Iniciales	Refinery
Temperatura de Tope	195
Temperatura de Fondo	610

**Tabla E.12. Datos de los Pumparounds.**

	Pumparounds N°	
	1	2
Etapa de Salida	10	10
Etapa de llegada	1	11
Flujo, Lb/h	10672	4972
Temperatura, °F	--	240

**Tabla E.13. Especificaciones establecidas en a la TV-1.**

<b>Especificación</b>	<b>Variable</b>
Temperatura en la etapa 1 = 195 °F	Calor del Pumparound N°1

**APÉNDICE F. FIGURAS COMPLEMENTARIAS.**

En éste capítulo se muestran los figuras complementarias usadas para obtener los resultados presentados en este Trabajo Especial de Grado.

**Figura F.1. Curvas para obtener el punto de ebullición promedio de los cortes de hidrocarburos (Destilación 10% ASTM). (Maxwell, 1975)**

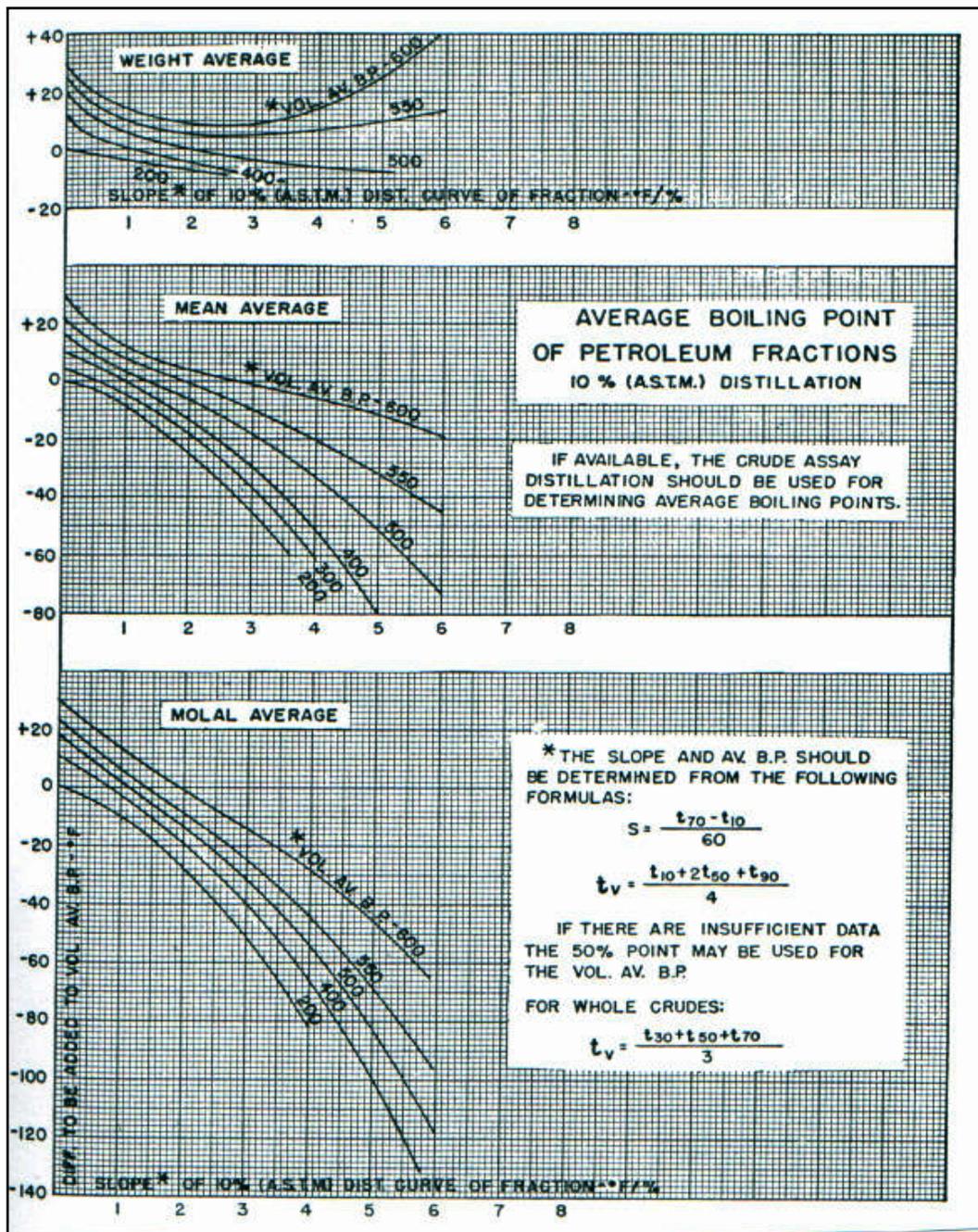


Figura F.2. Curvas para obtener el punto de ebullición promedio de los cortes de hidrocarburos. (Maxwell, 1975)

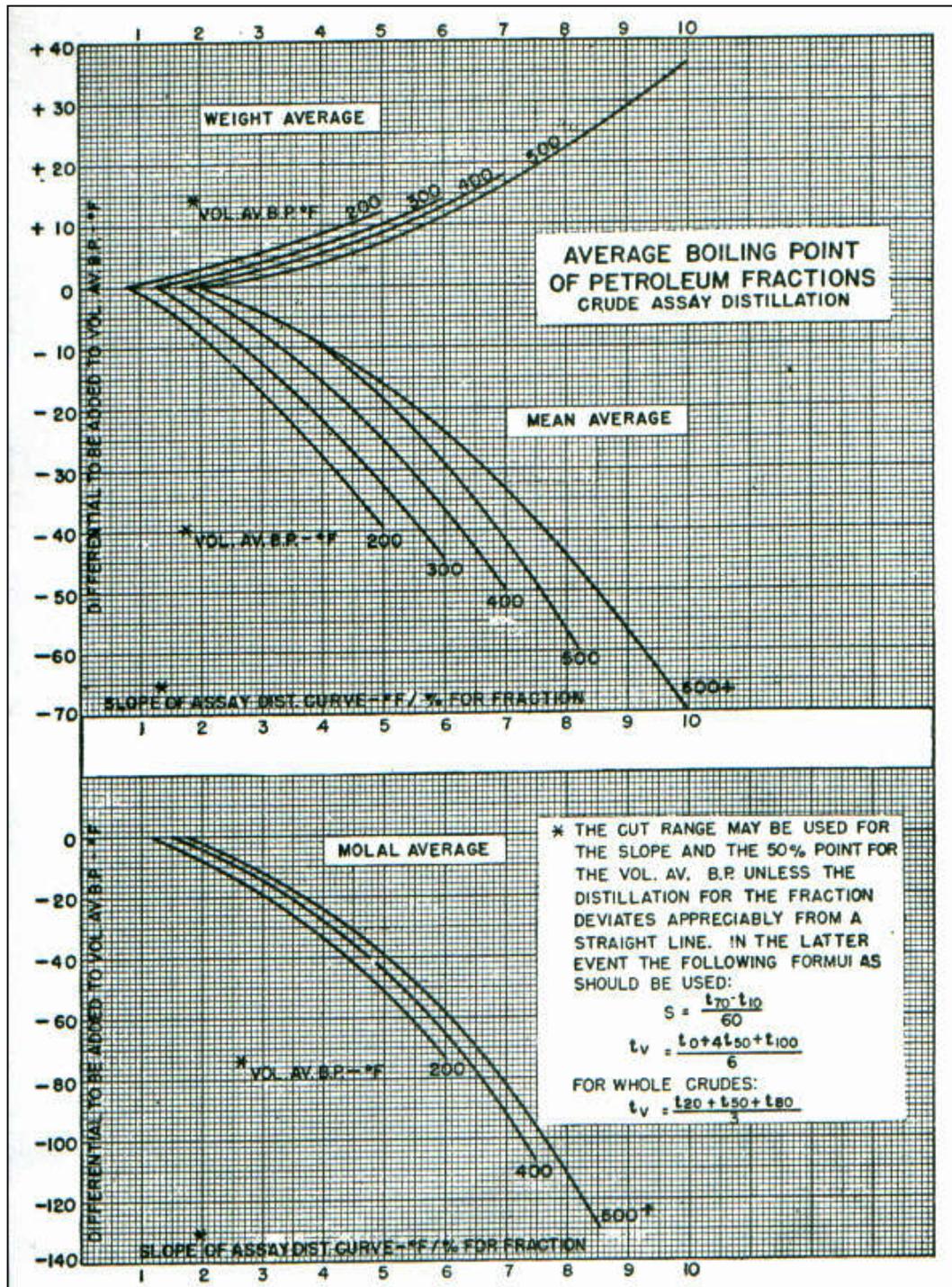
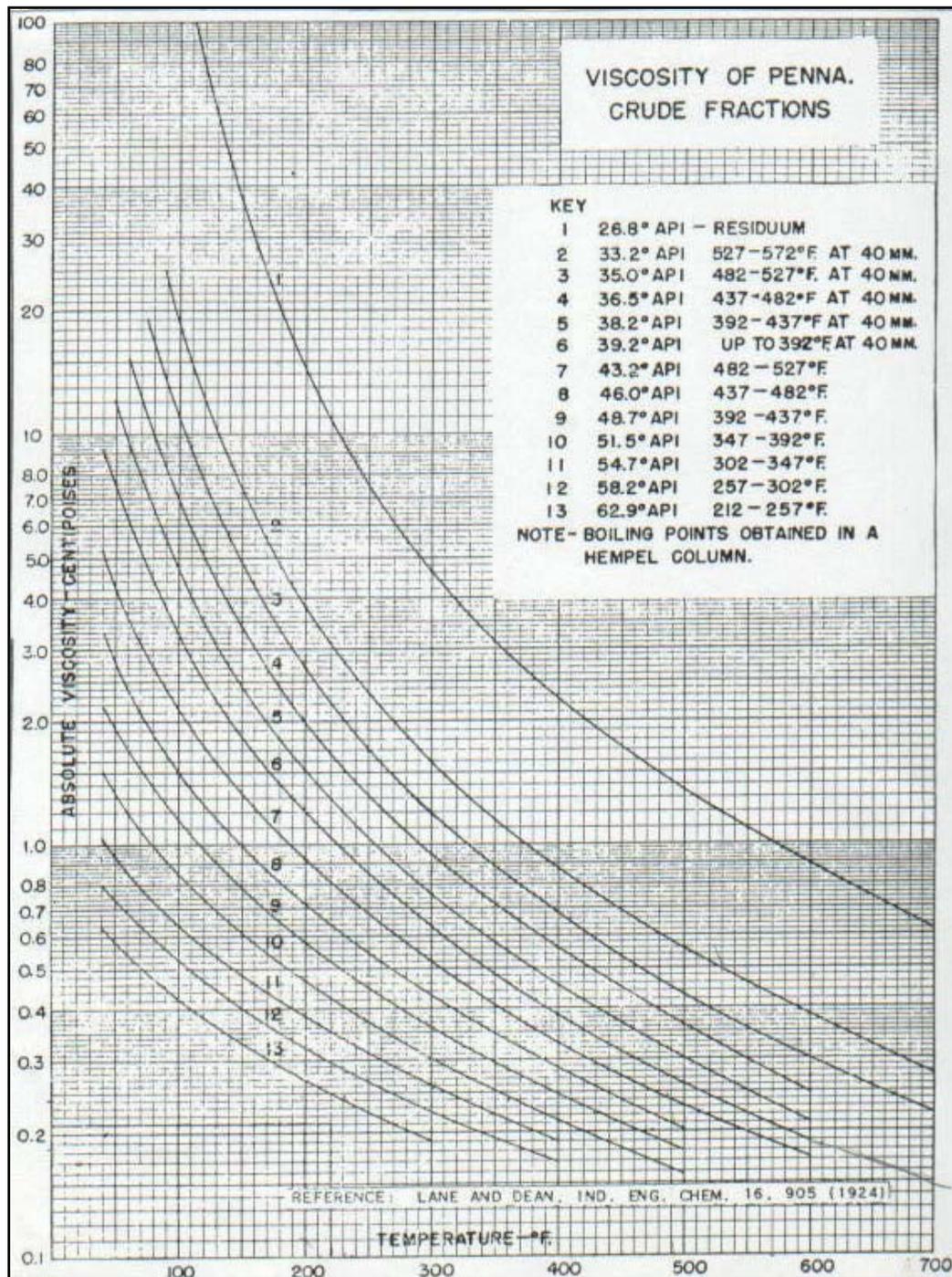


Figura F.3. Viscosidad en fracciones de hidrocarburos. (Maxwell, 1975)



**Figura F.4. Factores de fricción para el lado de los tubos en intercambiadores tubo-carcaza. (Kern, 1978)**

Figura F.5. Pérdida de presión por retorno, lado tubos. (Kern, 1978)

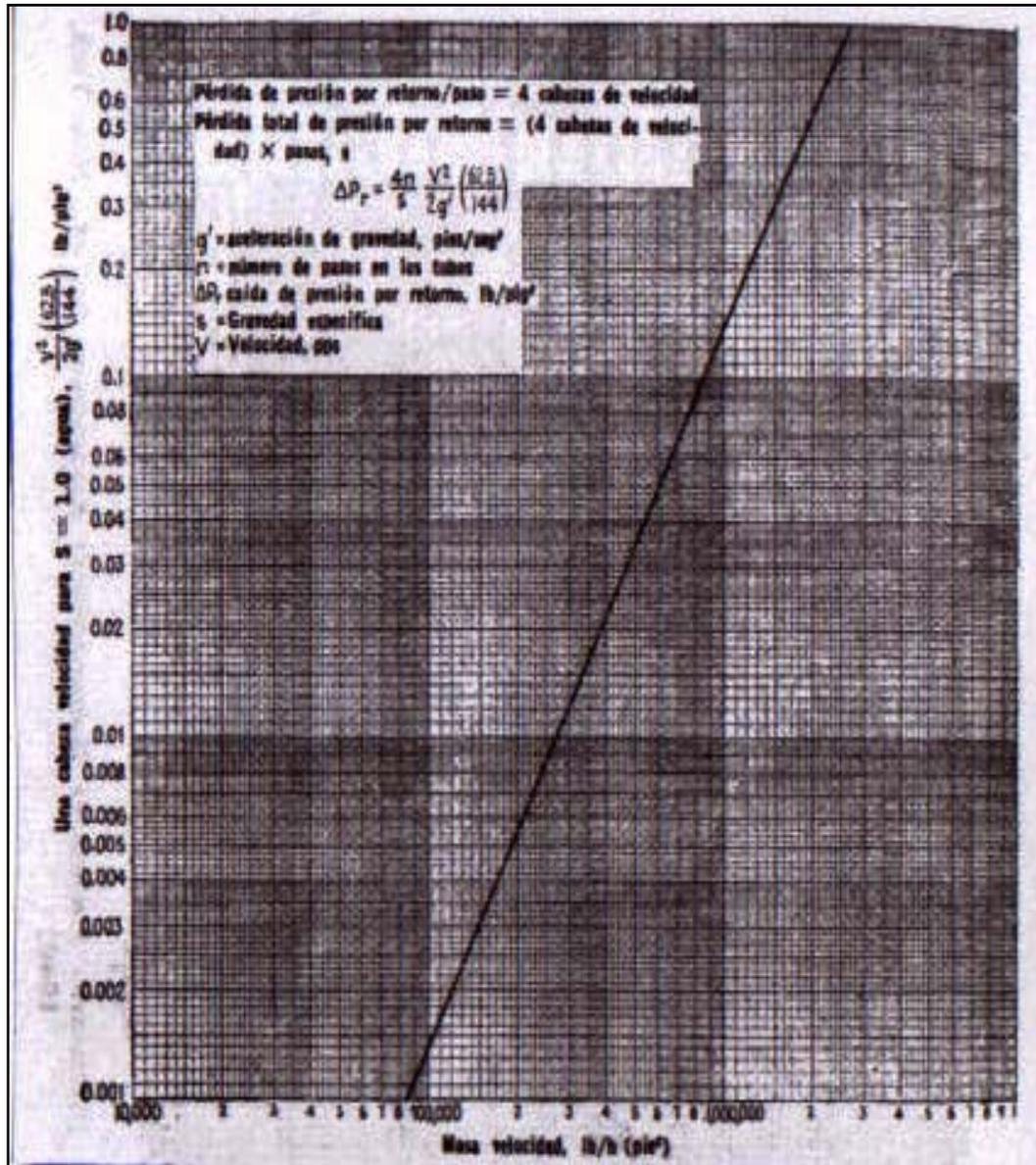


Figura F.6. Factores de fricción lado carcasa, para haces de tubos con deflectores segmentados 25% (Kern, 1978)

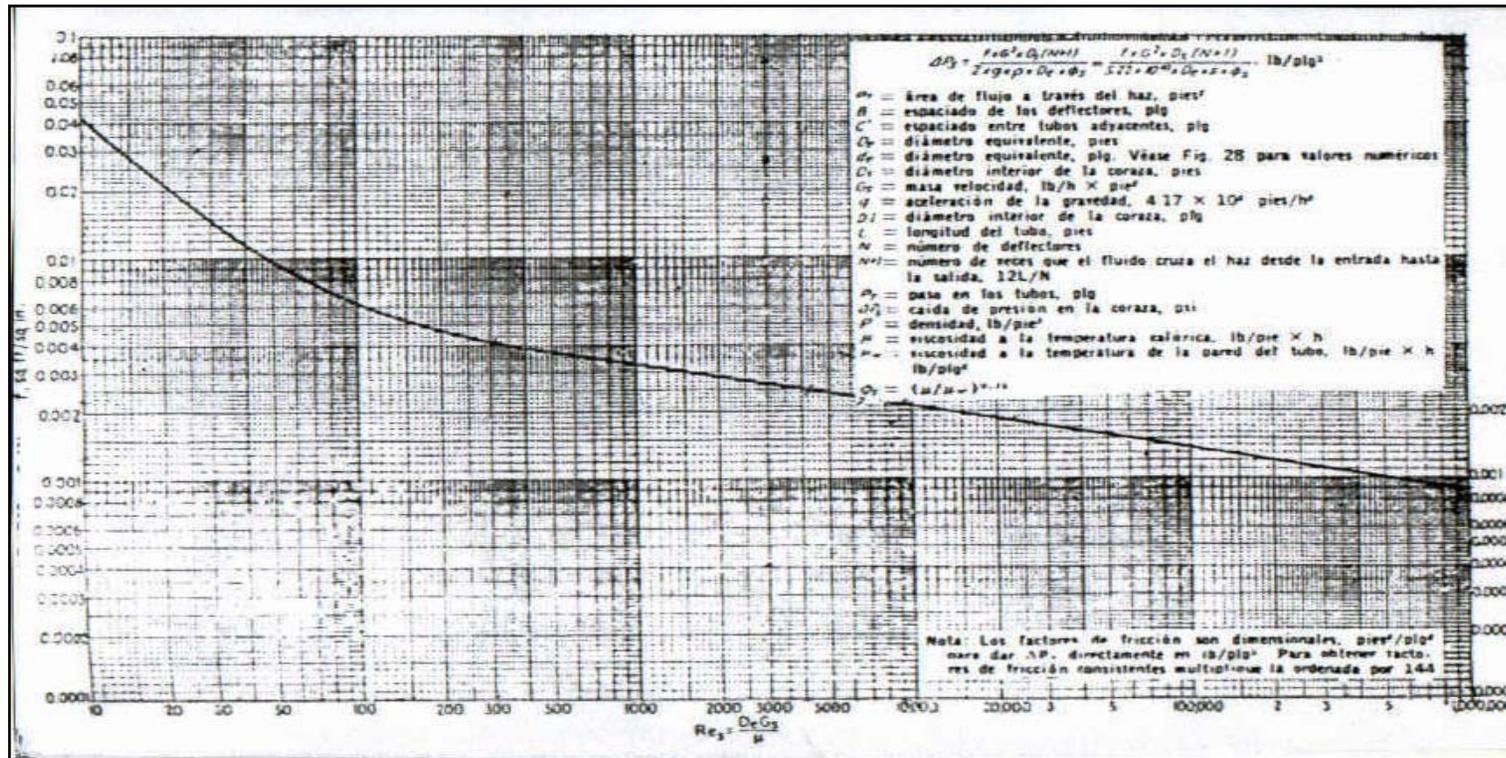
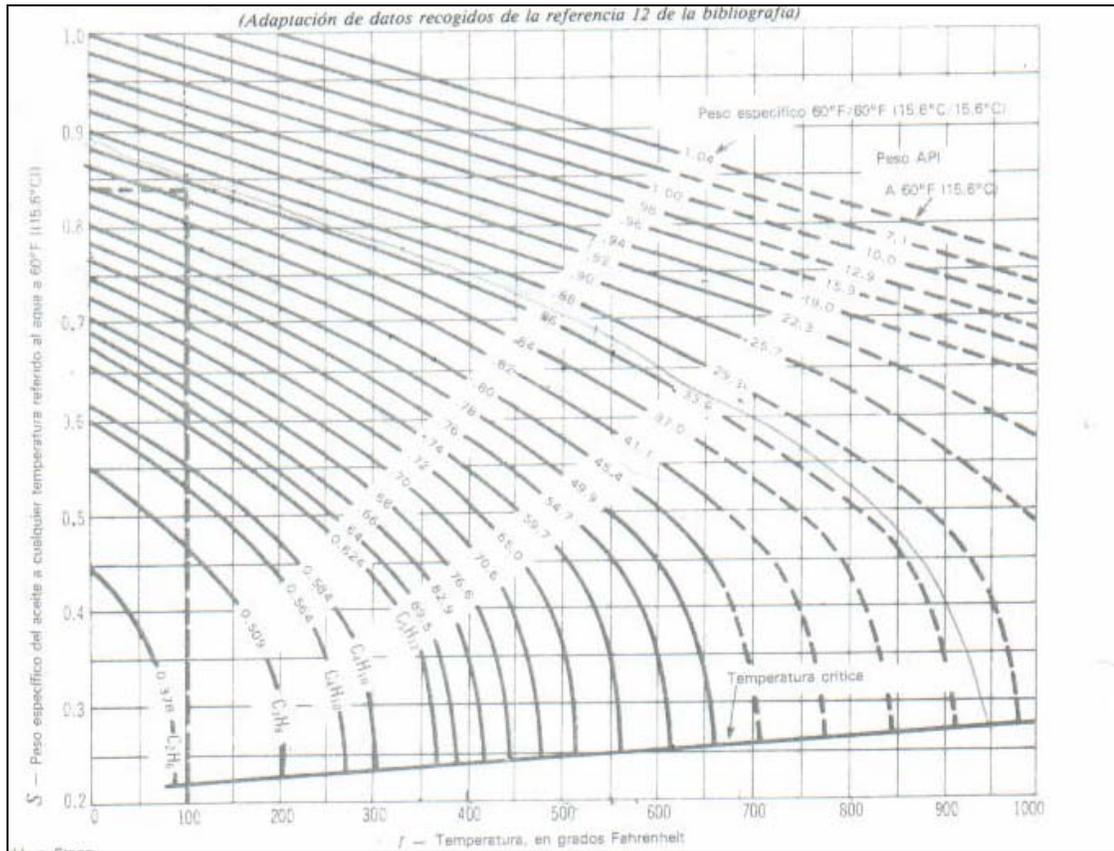


Figura F.7. Relación peso específico-temperatura. (Crane, 1992)





**Figura F.8. Correlación Generalizada para el Punto Normal de Ebullición de Hidrocarburos (500-1000°F)**

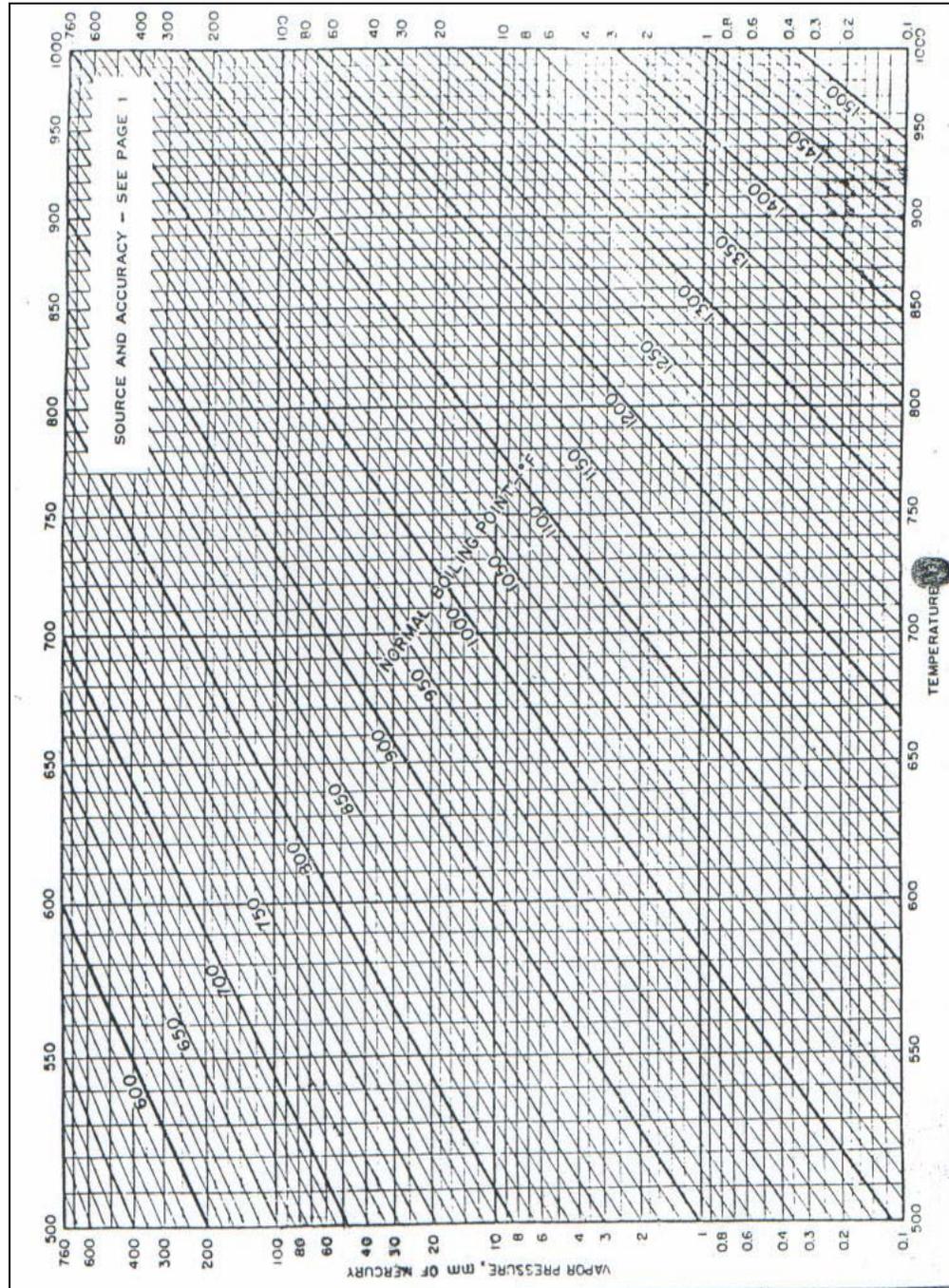


Figura F.9. Correlación Generalizada para el Punto Normal de Ebullición de Hidrocarburos (100-500°F)

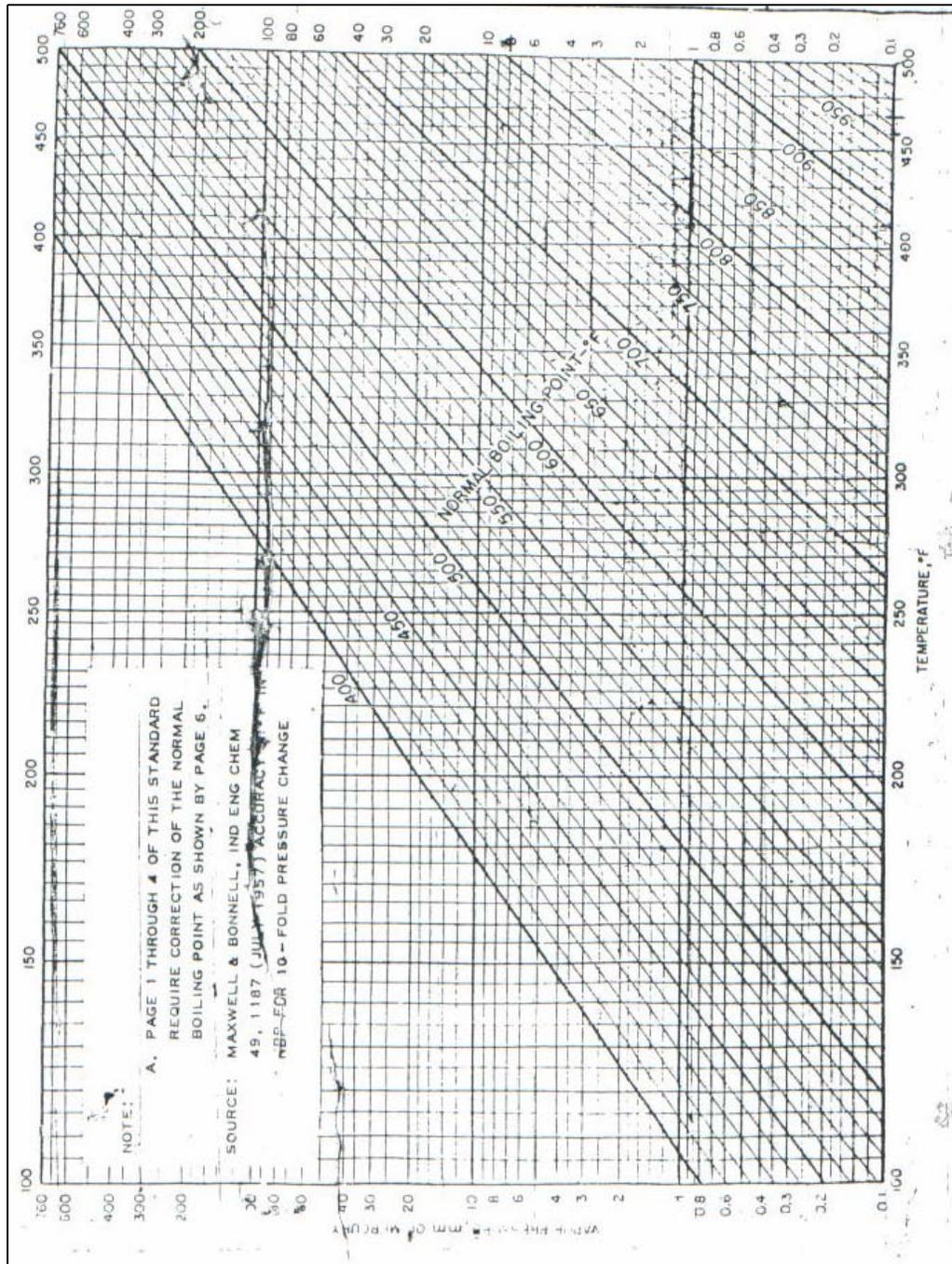
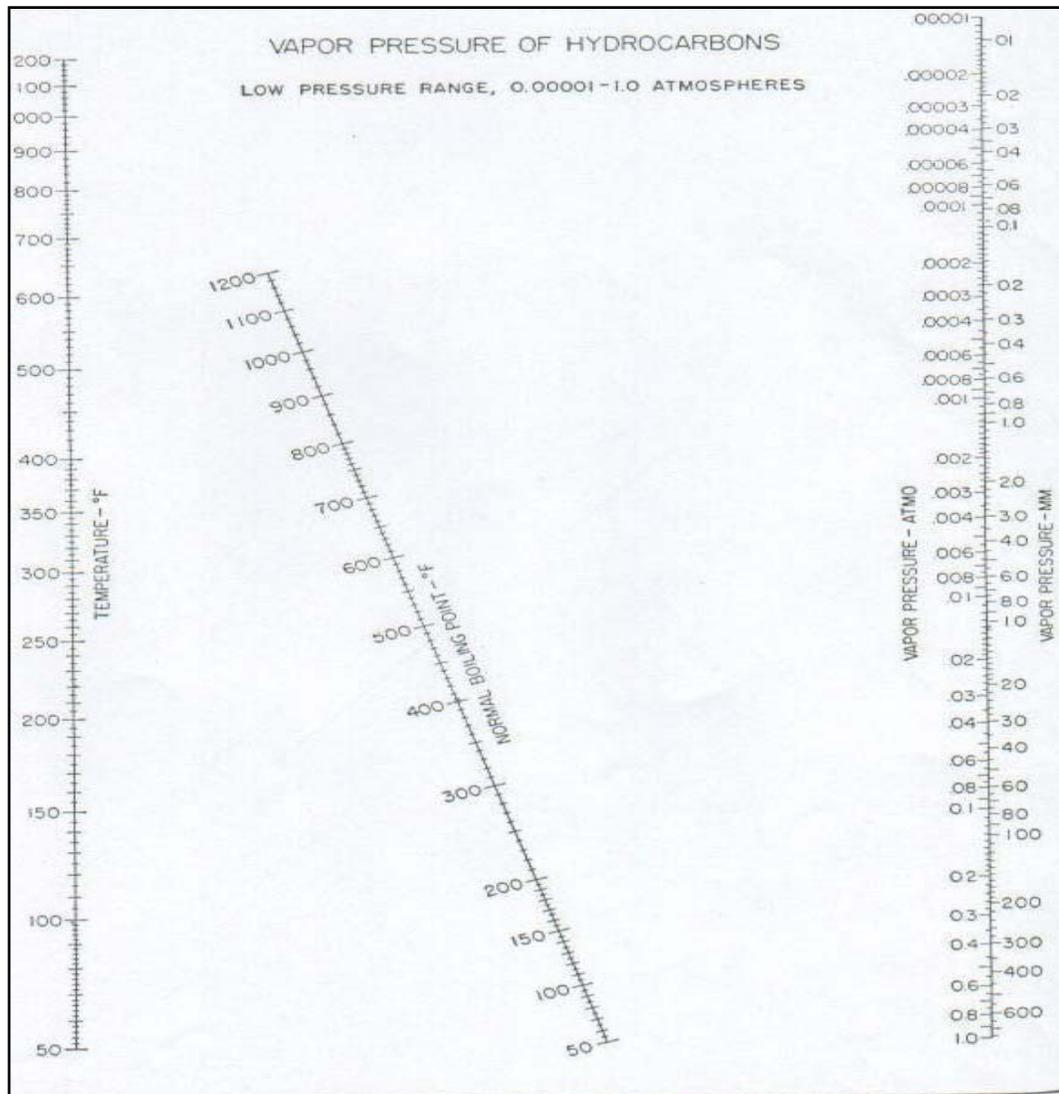


Figura F.10. Curva de presión de vapor para hidrocarburos a bajas presiones.  
(Maxwel, 1975)





**Figura F.12. Rugosidad Relativa**

Figura F.13. Coeficientes de resistencia ( $K$ ) válidos para codos y té (Crane, 1992).

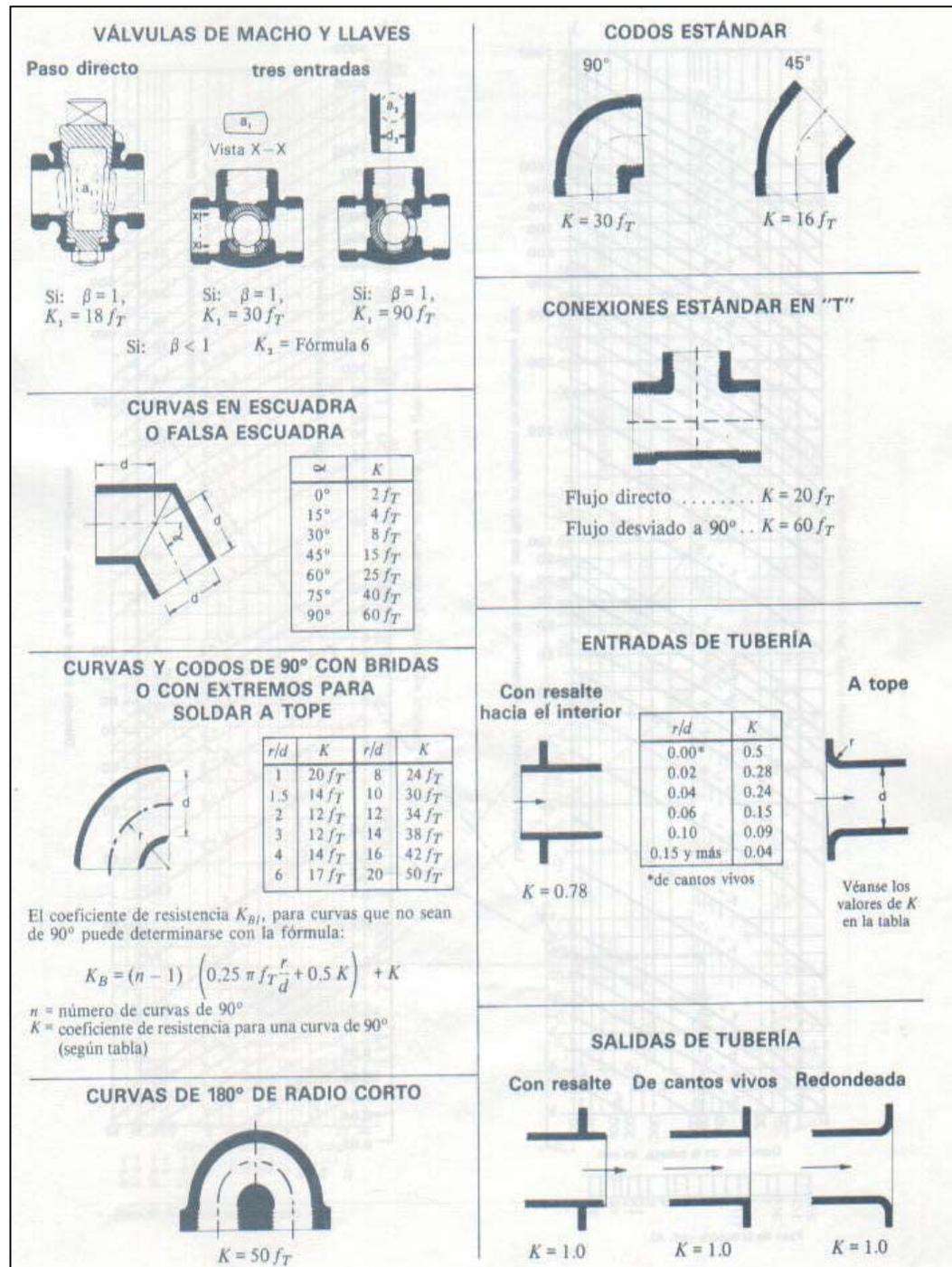


Figura F.14. Coeficientes de resistencia ( $K$ ) válidos para válvulas y accesorios (Crane, 1992).

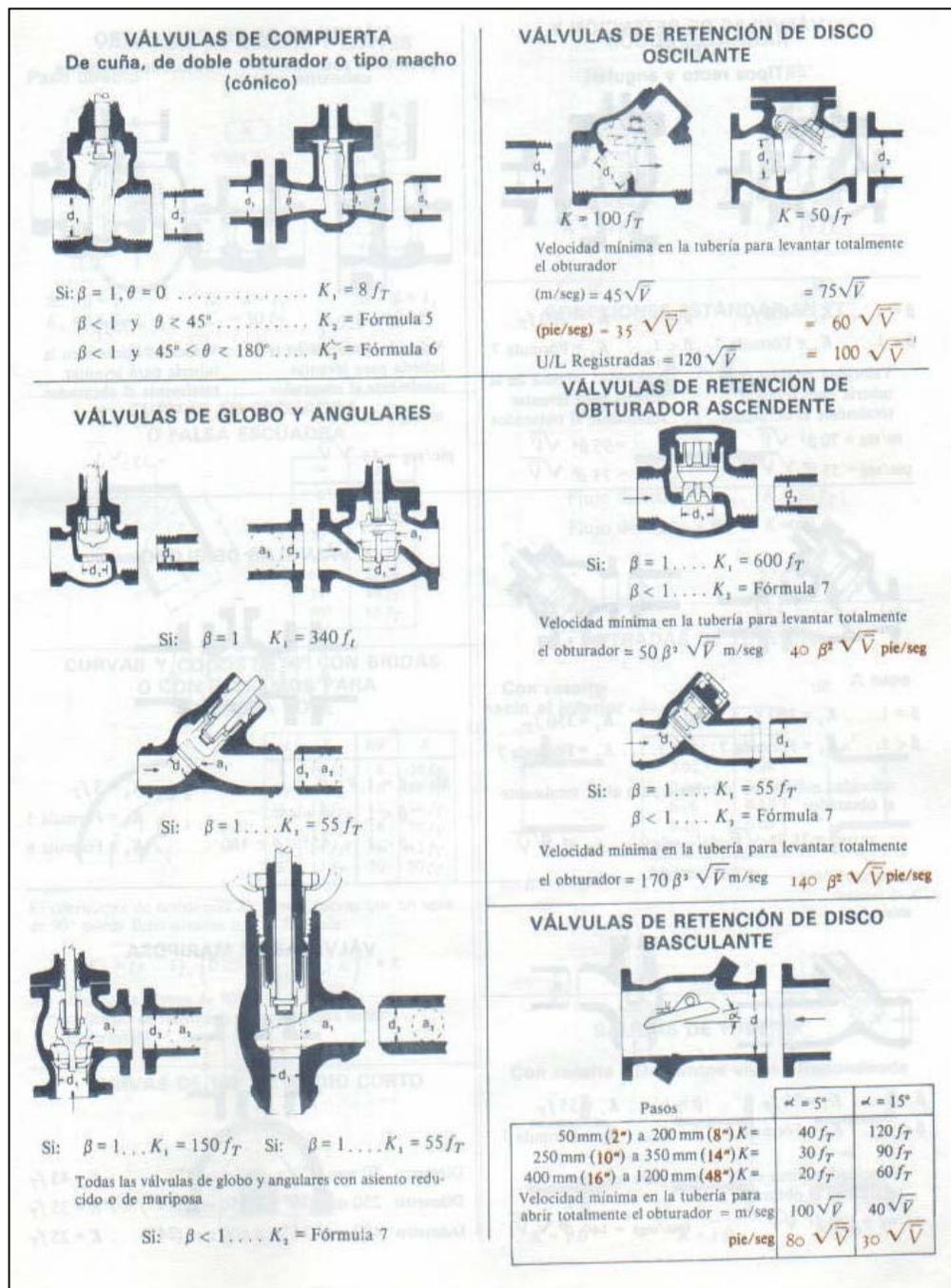


Figura F.15. Curva para calcular el factor  $K_M$  necesario para el cálculo de flujo mínimo en bombas.

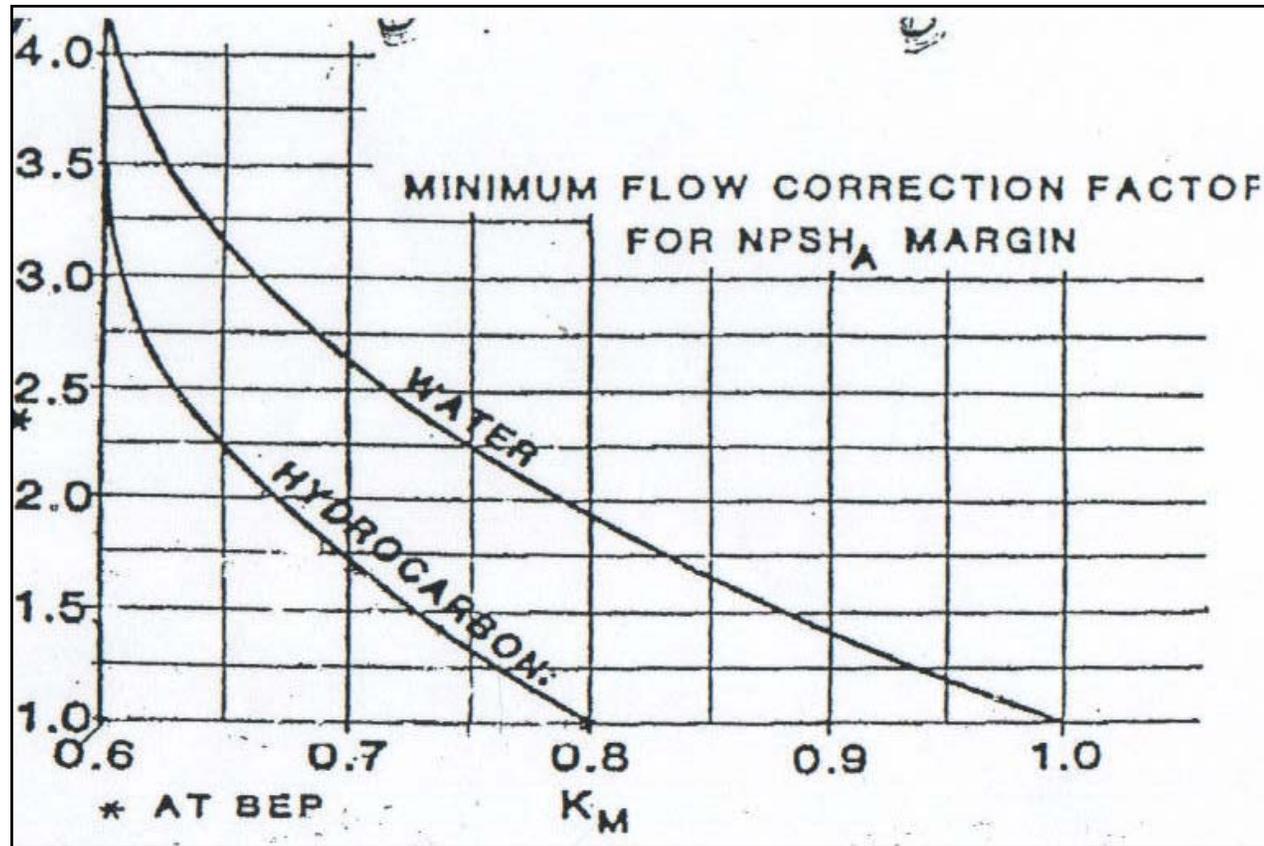


Figura F.16. Curva de velocidad de succión específica.

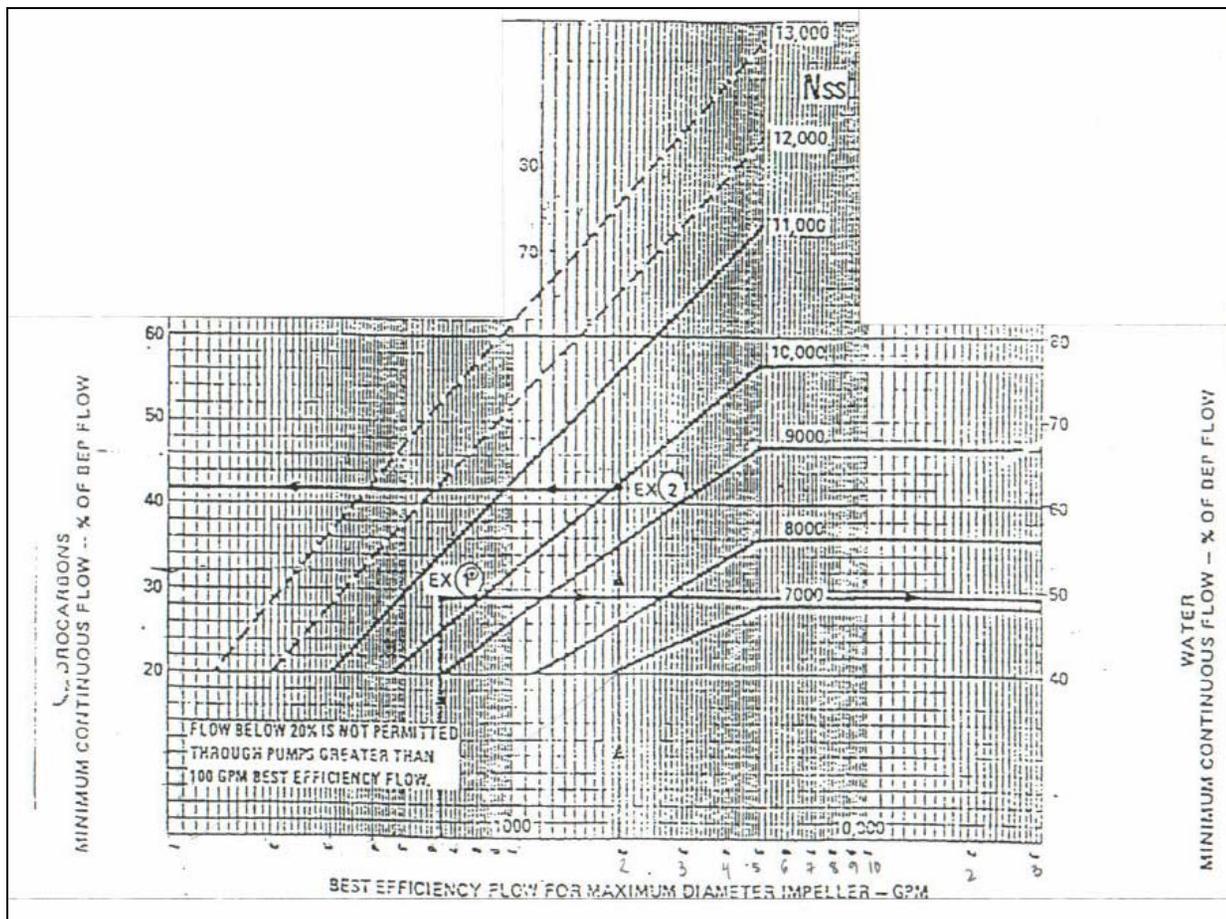


Figura F.17. Curva de velocidad de succión específica especificando número de etapas de las bombas.

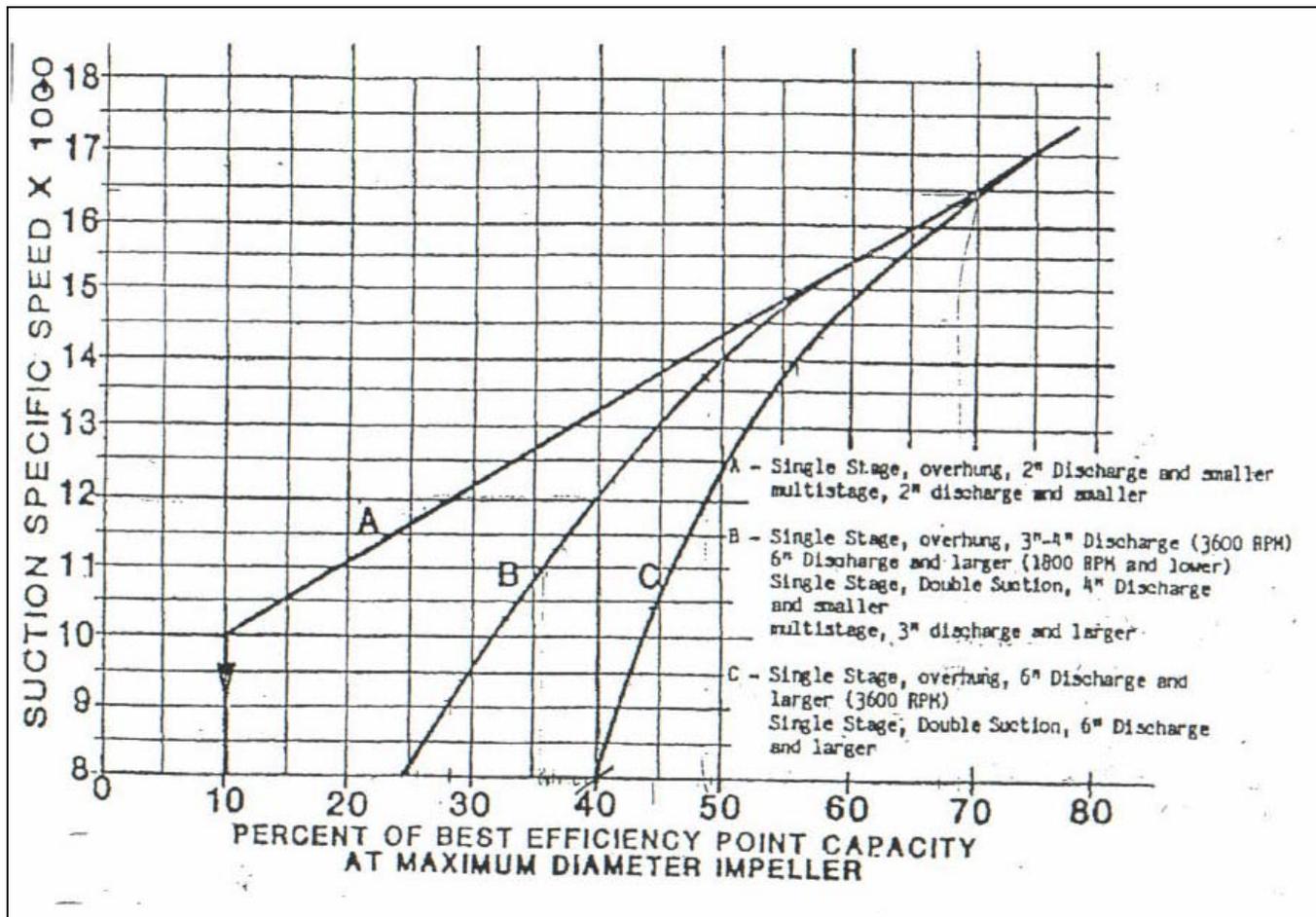




Tabla F.1. Condiciones de Diseño para Hornos de Proceso. ( PDVSA, MDP-05-F-02, 1997)

Servicios	Densidad calórica promedio sugerida Ø <sub>r</sub> (Basada en tubos expuestos al fuego por un lado)*		Diseño sugerido Velocidad másica; G	OBSERVACIONES
	BTU/hpie <sup>3</sup>	(W/m <sup>2</sup> )	lb/spie <sup>2</sup>	
<b>Servicios ordinarios</b>				
Pre calentadores atmosféricos	(12000)	37860	250 (mín.) a 350	Contenido de sal menor que 18 kg/1000 barriles (40 lb/1000 bbl). Ver abajo para salida de tubos, limitaciones de tiempo y temperatura para alambiques de tubos de vacío para lubricantes
Pre calentadores de vacío	12000	37860	250 (mín.) a 350	
Unidades de comp. livianos				
a. Pre calentadores y rehervidores	12000	37860	250 (mín.) a 350	Menor que 80% de vaporización. No hay gran cantidad de materiales sin saturarse que puedan polimerizarse.
b. Calentamiento de aceite rico y pobre	12000	37860	250 (mín.) a 350	
Pre calentadores de lubricantes	12000	37860	250 (mín.) a 350	
Calentadores de gas comb. Liviano	12000	37860	250 (mín.) a 350	
<b>Servicios Especiales</b>				
Pre calentador de vacío	12000	37860	120 a 150	Máximo 2 tubos de salida por paso, para evitar alta temperatura a la salida del serpentín.
Tubos de salida				
Calentadores de asfalto	6000	18930	250 a 350	Densidad calórica baja debido a un coeficiente de película pobre.
Calentadores de residuo en sistemas de circulación de aceite comb.	10000	31546	250 a 350	Requiere corridas largas y operación dependiente. Puede manejar materiales pesados y sucios.
Reformador catalítico				
a. Pre calentamiento de gas	12000	37860	35 a 50	Para servicios todo vapor
b. Pre calentamiento de nafta	12000	37860	100 a 200	
c. Gas mezclado y nafta (termoreactor)	12000	37860	15 a 40	
Tratamiento de lubricantes				
a. Solución de extracto	12000	37860	100 a 200	Basado en la ausencia de craqueo y contenido moderado de sal
b. Solución de refinado	7000	22080	200 a 300	
Servicio de craqueo (reductores de viscosidad)				
a. Calentadores	12000	37860	600 a 900	

Tabla F.2. Rangos de presión y temperatura para bridas de acero al carbón normal.

RANGOS DE PRESION - TEMPERATURA PARA BRIDAS DE ACERO AL CARBONO NORMAL (1,2)							
Las presiones son en bar man. Para obtener kPa man. multiplique por 100. (4).							
Temperatura °C (3)	Clase 150	Clase 300	Clase 400	Clase 600	Clase 900	Clase 1500	Clase 2500
-28 a 38	19.6	51.1	68.1	102.1	153.2	255.3	425.5
50	19.2	50.1	66.8	100.2	150.2	250.4	417.3
75	18.4	48.2	64.3	96.5	144.6	241.1	401.9
100	17.7	46.4	61.8	92.8	139.1	231.9	386.5
125	16.7	45.8	61.0	91.6	137.4	229.0	381.7
150	15.6	45.2	60.3	90.5	135.7	226.1	376.9
175	14.9	44.5	59.3	89.0	133.6	222.6	371.0
200	14.0	43.8	58.4	87.6	131.5	219.1	365.2
225	13.0	42.7	57.0	85.5	128.3	213.8	356.4
250	12.1	41.7	55.6	83.4	125.2	208.6	347.7
275	11.1	40.2	53.6	80.4	120.7	201.1	335.2
300	10.2	38.7	51.6	77.5	116.2	193.7	322.8
325	9.3	37.8	60.4	75.7	113.5	189.2	315.4
350	8.4	37.0	49.3	73.9	110.9	184.8	308.0
375	7.4	36.5	48.6	72.9	109.4	182.3	303.9
400	6.5	34.5	46.0	69.0	103.5	172.5	287.5
425	5.6	28.8	38.3	57.5	86.3	143.8	239.6
450	4.7	20.0	26.7	40.1	60.1	100.2	166.9
475	3.7	13.5	18.1	27.1	40.6	67.7	112.9
500	2.8	8.8	11.7	17.6	26.4	44.0	73.3
525	1.9	5.2	6.9	10.4	15.5	25.9	43.2
540	1.3	3.3	4.3	6.5	9.8	16.3	27.2

Notas: (1) Basado en ANSI B16.5-1977.  
 (2) Se permiten interpolaciones lineales para encontrar los rangos de presión a temperaturas entre las temperaturas de la tabla.  
 (3) Para convertir de grados CELSIUS a FARENHEIT use:  
 $^{\circ}F = 1.8 (^{\circ}C) + 32$   
 (4) Para convertir de bar man. a Psig multiplique por: 14.5038

**APÉNDICE G. DESCRIPCIÓN DEL CONTROL DEL PROCESO DE LAS PLANTAS DE CRUDO Y VACÍO.**

 <p><b>PDVSA</b></p>	<p><b>REFINERÍA SAN ROQUE</b>  <b>GERENCIA DE OPERACIONES INTEGRADAS</b>  <b>DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PROCESOS</b></p>	<p><b>Código</b></p>
<p><b>Revisión N°</b></p>	<p><b>INFORMACIÓN DE LA SEGURIDAD DE LOS PROCESOS</b>  <b>PLANTAS DE CRUDO Y VACÍO</b></p>	<p><b>Fecha:</b>  <b>11 / 2002</b></p>
<p><b>Reemplaza a:</b></p>		<p><b>Página</b>  <b>1 de 7</b></p>

**Descripción del control de proceso.**

Normalmente se carga a la unidad de destilación atmosférica (TA-1) 5700 BPD de crudo parafinoso, con gravedad entre 40.0 y 41.8 °API y un contenido de parafina entre 9 y 15% en peso, el cual es succionado por la bomba B-2 desde el tanque 11 ó 12 y descarga con una presión de 61 lbs/in<sup>2</sup> a la succión de la bomba B-2A (reforzadora), descargando ésta a una presión de 300 lbs/in<sup>2</sup> aproximadamente.

El sistema está dotado de una bomba auxiliar a vapor, B-2B, la cual posee un control automático (PIC-63004) que permite a ésta entrar en servicio inmediatamente, de producirse una caída de presión en la línea de descarga de crudo, hasta 359 lbs/in<sup>2</sup>. El control está ajustado de manera que al pararse cualquiera de las bombas regulares entra en operación la auxiliar, como una medida de seguridad para evitar falla de flujo de crudo a los hornos.

Tren de Pre calentamiento. Para que el fraccionamiento en la torre atmosférica TA-1 sea el adecuado, es necesario que el crudo se encuentre a una temperatura de aproximadamente 710 °F, para lograr ese objetivo el crudo es enviado a un tren de pre calentamiento donde intercambia calor con los distintos cortes producidos en la TA-1, de ésta forma el crudo aumenta su temperatura aprovechando la energía con que se obtienen los cortes y que además también deben disminuir su temperatura, para poder ser enviados a los tanques de almacenamiento.

A la salida de la bomba B-2B se encuentra un controlador de flujo (FIC-63005) que permite manipular la cantidad de flujo de crudo (válvula de control FCV-63005) que ingresará a los hornos HC-1 A/B.

En la sección de los hornos de crudos se encuentran implementadas una serie de estrategias de control que permiten mantener la temperatura del crudo a la salida de éstos, a continuación se explicarán: Primero que todo la cantidad de crudo que se alimenta a los hornos se establece a partir del control de nivel (LIC-63080) del tambor Pre-Flash, de acuerdo a cuan bajo o alto se encuentre el nivel de éste recipiente la apertura de las válvulas de control FCV-63049 y FCV-63058 (HC-1A y HC-1B, respectivamente) será mayor o

 <b>PDVSA</b>	<b>REFINERÍA SAN ROQUE</b> <b>GERENCIA DE OPERACIONES INTEGRADAS</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>PLANTAS DE CRUDO Y VACÍO</b>	<b>Fecha:</b> <b>11 / 2002</b>
<b>Reemplaza a:</b>		<b>Página</b> <b>2 de 7</b>

menor, además hay que destacar que hay un control de relación, el cual se encarga de dividir la corriente proveniente de los intercambiadores IC-9/A e IC-13/A para que exista una relación entre las dos corrientes de alimentación a cada uno de los hornos, y así poder mantener la relación del 40% para el HC-1A y 60% para el HC-1B; el control de nivel en el tambor Pre-Flash (LIC-63080) se encuentra en cascada con el controlador de flujo FIC-63005 teniendo como variable principal el nivel y como variable secundaria el flujo de entrada antes de la bifurcación de los hornos, garantizando que en el proceso aguas abajo (horno HC-2 y torre TA-1) la cantidad de crudo sea constante. Las válvulas de control que regulan el flujo de crudo a los hornos fallan abierta de manera de asegurar que en caso de alguna falla en el suministro de aire, se permita el paso de crudo a los hornos.

Una de las variables más importantes a controlar en los hornos es la temperatura; la estrategia de control para mantener la temperatura deseada es un control en cascada, donde la variable principal a controlar es la temperatura y la variable secundaria es el flujo de combustible; ésta estrategia es idéntica para los dos hornos. La temperatura se mide justo a la salida de éstos a través de los instrumentos TIC-63053 y TIC-63061 para el HC-1A y HC-1B, respectivamente y se manipula el flujo de combustible por medio de la válvula de control FCV-63053 y FCV-63061. Éste lazo de control también tiene un selector switch en donde de acuerdo a la situación, al activar la alarma de bajo flujo de crudo o de alta presión de combustible se corta el funcionamiento del horno con la válvula de control PV-63054 y PV-63072, para el HC-1A y el HC-1B, respectivamente. Para ambos casos las válvulas de control fallan cerrada de manera que si existiera algún inconveniente se corte el flujo de combustible al horno y de esa manera evitar un sobrecalentamiento.

5. Adicionalmente hay indicadores y transmisores de presión en la entrada de cada horno PI/PIT-63300 y PI/PIT-63301, para el HC-1A Y HC-1B, respectivamente.

6. Los vapores que salen por el tope del Pre-Flash son controlados por medio del controlador de presión PIC-63066, para ser alimentados a la bandeja número 20 de la torre de destilación atmosférica TA-1.

 <b>PDVSA</b>	<b>REFINERÍA SAN ROQUE</b> <b>GERENCIA DE OPERACIONES INTEGRADAS</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>PLANTAS DE CRUDO Y VACÍO</b>	<b>Fecha:</b> <b>11 / 2002</b>
<b>Reemplaza a:</b>		<b>Página</b> <b>3 de 7</b>

**Horno de Crudo (HC-2).**

El flujo a la entrada de este horno se controla por medio de la válvula de control FIC-63087 la cual se encuentra a la salida de la bomba B-1-01; adicionalmente si entra en funcionamiento la bomba B-1-01A (auxiliar) se controla su presión de descarga manipulando el flujo de vapor a la turbina.

Al igual que para los hornos HC-1A/B, se tiene un control en cascada para mantener la temperatura de salida del horno (TIC-63073) manipulando la presión del combustible (PIC-63073); también hay un selector switch que de acuerdo a la situación (alta presión en la línea de combustible o bajo flujo en la descarga de la B-1-01) se corte el flujo de combustible al horno. La válvula de control que regula el combustible al horno HC-2 (PCV-63073) falla cerrada de manera de evitar el paso de exceso de combustible en caso de alguna falla.

Las dos válvulas de control PV-63072 y FCV-63073 fallan cerradas de manera de evitar el paso de exceso de combustible en caso de alguna falla.

**Torre de destilación atmosférica (TA-1)**

La temperatura en el tope de la torre de destilación atmosférica (TA-1) se controla por medio de un control en cascada, en donde la variable principal es la temperatura (TIC-63101) y la variable secundaria es el reflujo de gasolina (FIC-63121).

También se encuentran dispuestos a lo largo de la torre indicadores de temperatura que permiten monitorear en la sala de control cual es el perfil de temperatura; estos indicadores de temperatura están identificados con los siguientes Tag's: TI-63277A , TI-63277B, TI-63277C, TI-63277D, TI-63277E, TI-63277F, TI-63277G, TI-63277I, TI-63277J, TI-63277K, TI-63277L, TI-63277M.

La TA-1 tiene un controlador de nivel (LIC-63146) el cual manipula el flujo de residuo atmosférico (LCV-63146) que succiona la bomba B-6; éste controlador garantiza que la torre atmosférica no se seque en el fondo y que el suministro de residuo atmosférico sea constante al horno HC-3.

Junto con la torre atmosférica trabajan las torres despojadoras TD-1/2, las cuales no tienen otra función que llevar a los distintos cortes producidos en la TA-1 al punto de especificación deseado; éste objetivo se logra mediante la inyección de vapor por el

 <p><b>PDVSA</b></p>	<p><b>REFINERÍA SAN ROQUE</b>  <b>GERENCIA DE OPERACIONES INTEGRADAS</b>  <b>DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PROCESOS</b></p>	<p><b>Código</b></p>
<p><b>Revisión N°</b></p>	<p><b>INFORMACIÓN DE LA SEGURIDAD DE LOS PROCESOS</b>  <b>PLANTAS DE CRUDO Y VACÍO</b></p>	<p><b>Fecha:</b>  <b>11 / 2002</b></p>
<p><b>Reemplaza a:</b></p>		<p><b>Página</b>  <b>4 de 7</b></p>

fondo de la torre despojadora el cual entra en contacto con la corriente proveniente de la TA-1; por el fondo de la columna despojadora se obtendrá el producto con la especificación deseada y por el tope se obtendrán los componentes de cola del corte de la TA-1. Estas torres despojadoras constan de dos secciones y cada una de ellas despoja un corte.

Cada una de las secciones consta de un control de nivel, cuya variable a manipular es el flujo proveniente de la TA-1; adicionalmente tiene un controlador de flujo de vapor en el cual se manipula el flujo de vapor, se observa que éste es un controlador de feedforward ya que no se espera que se de una respuesta, sino que de acuerdo a la entrada se realizan los cambios.

Estas torres también tienen indicadores de temperatura en el fondo de cada sección. Estas estrategias de control rigen para las dos torres despojadoras TD-1 y TD-2.

En la torre TD-1 se tienen en la sección superior el controlador LIC-63131 junto con la válvula de control LCV-63131, y en la sección inferior se tiene el controlador LIC-63132 y su válvula de control LCV-63132; en cuanto a los controladores de flujo de vapor a ésta torre despojadora se tiene el FIC-63136 y su válvula de control FCV-63136.

Para la torre TD-2 se tiene el controlador de nivel en la sección superior LIC-63122 y su válvula de control LCV-63122, en la sección inferior se tiene el controlador LIC-63123 y la válvula de control LCV-63123; en el caso del flujo de vapor de despojamiento se tiene el controlador FIC-63128 y la válvula de control FCV-63128, para la sección inferior se tiene el controlador FIC-63129 y su válvula de control FCV-63129.

**Horno de Vacío (HC-3).**

Este horno tiene un control override, que permite sobreponer una acción en el momento que haya alguna señal de emergencia. Las señales de emergencia que se pueden presentar son: bajo o alto flujo de residuo atmosférico en la entrada del horno y señal de alta o baja presión de combustible, cuando alguna de las dos variables se desvíen del set point se activa el lazo de control que corresponda al caso. Los tag's correspondientes para cada caso son: para el flujo FSL-63160 y para la presión el PSL-63160; la señal de emergencia para el flujo se activaría por bajo nivel de flujo.

 <b>PDVSA</b>	<b>REFINERÍA SAN ROQUE</b> <b>GERENCIA DE OPERACIONES INTEGRADAS</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>PLANTAS DE CRUDO Y VACÍO</b>	<b>Fecha:</b> <b>11 / 2002</b>
<b>Reemplaza a:</b>		<b>Página</b> <b>4 de 7</b>

Adicionalmente se tiene un controlador feedback de temperatura (TIC-63163), es decir que simplemente mide la temperatura en la salida y manipula la cantidad de gas combustible. También se tiene un controlador de flujo (FIC-63167) del vapor que se produce en el otro serpentín del horno HC-3; éste controlador permite mantener la inyección de vapor al residuo atmosférico antes de alimentarlo al horno, esto es posible por medio de la válvula de control FCV-63167, la cual falla cerrada.

### **Torre de vacío (TV-1)**

La TV-1 es un equipo cuyas condiciones de operación son difíciles de mantener, debido a lo complejo de mantener el vacío dentro de ésta, a continuación se explicaran las estrategias de control usadas:

#### **Nivel de la Sección Superior de la torre**

Control en cascada para mantener el nivel en la sección superior (plato 14, destilado pesado); el controlador que envía la señal de set point es el LIC-63177 hasta el controlador de flujo FIC-63188, que manipula el flujo de destilado pesado a las bombas B-138 A/B, ésta válvula de control (FCV-63188) falla cerrada debido a que es necesario siempre mantener nivel de líquido en ésta sección.

#### **Nivel de la Sección Inferior de la torre**

La estrategia también consiste en un control en cascada. La variable principal es el nivel de la torre, cuyo controlador LIC-63194 envía el set point al controlador secundario (FIC-63226, controlador del flujo de vapor de a la bomba B-13/A/B); la válvula de control que manipula el flujo de vapor a las bombas B-13/A/B (FCV-63226), falla cerrada, de modo de mantener siempre nivel en la torre.

#### **Temperatura en la placa 14**

Justo a la altura de la placa 14 hay una estrategia de control en cascada, en donde se debe controlar la temperatura de la torre (TIC-63193), manipulando el reflujo caliente (flujo proveniente de los intercambiadores IC-1-02 A/B/C, FIC-63193), a través de la válvula de control FCV-63193, la cual falla abierta con la finalidad de que en caso de alguna contingencia el paso de reflujo a la torre no se detenga.

 <b>PDVSA</b>	<b>REFINERÍA SAN ROQUE</b> <b>GERENCIA DE OPERACIONES INTEGRADAS</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>PLANTAS DE CRUDO Y VACÍO</b>	<b>Fecha:</b> <b>11 / 2002</b>
<b>Reemplaza a:</b>		<b>Página</b> <b>6 de 7</b>

**Temperatura de tope**

En el tope de la torre se presenta una estrategia de control en cascada, en donde se controla la temperatura (TIC-63185) manipulando el reflujo frío de destilado pesado al tope (FIC-63185); la válvula de control que manipula el reflujo (FCV-63185) falla abierta para garantizar que en ningún momento se presente sobrecalentamiento en el tope de la torre.

**Sistema de eyección**

El sistema de eyección de la torre TV-1 es el que se encarga de mantener la condición de vacío; éste sistema está formado por tres etapas (eyectores J-1, J-2, J-3 A/B). A continuación se presentan las estrategias de control usadas para mantener la condición de vacío dentro de la torre.

En primer lugar se controla la presión del tope de la torre (PIC-63182), manipulando el flujo de vapor que se suministra al eyector J-1, a través de la válvula de control PCV-63182, la cual falla abierta debido a que es necesario mantener siempre la acción del eyector J-1, por medio de la inyección de vapor a éste.

Los vapores que salen del eyector J-1 son enviados hacia el condensador IC-12, en donde se condensa parte de los vapores de la corriente de tope de la TV-1; el flujo de vapores que todavía no han condensado se direccionan hacia el eyector J-2, en esta etapa del sistema de eyección se mide la presión a la salida del IC-12 (PI-63303), y de acuerdo a ésta se manipula manualmente el flujo de vapor al eyector J-2; el condensado es enviado a la bomba B-17/A. Luego los vapores que salen del J-2 son enviados al condensador IC-11, en donde condensa otra parte de los vapores; ésta corriente es enviada a la bomba B-17/A, al igual que en el IC-12. La corriente de vapor que queda remanente es enviada a la tercera etapa de eyección (J-3 A/B), y luego desde allí los gases resultantes son enviados a mechurrio.

Al igual que el eyector J-2, los eyectores J-3 A/B tampoco tienen control automatizado en cuanto al suministro de vapor, sino que de acuerdo a la medición de presión a la salida del IC-11 (PI-63302) se manipula el flujo de vapor manualmente.

Adicionalmente se mide la temperatura en la corriente de salida de los eyectores J-1 y J-2, a través de los instrumentos TI-63301 y TI-63300, respectivamente.

 <p><b>PDVSA</b></p>	<p align="center"><b>REFINERÍA SAN ROQUE</b></p> <p align="center"><b>GERENCIA DE OPERACIONES INTEGRADAS</b></p> <p align="center"><b>DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PROCESOS</b></p>	<p align="center"><b>Código</b></p>
<p><b>Revisión N°</b></p>	<p align="center"><b>INFORMACIÓN DE LA SEGURIDAD DE LOS PROCESOS</b></p> <p align="center"><b>PLANTAS DE CRUDO Y VACÍO</b></p>	<p><b>Fecha:</b></p> <p align="center"><b>11 / 2002</b></p>
<p><b>Reemplaza a:</b></p>		<p><b>Página</b></p> <p align="center"><b>7 de 7</b></p>

El condensador IC-12 tiene un control de nivel en la bota (LIC-63204), para mantener ésta variable se manipula el flujo de condensado a la salida de la bomba B-17/A, por medio de la válvula de control LCV-63204, la cual falla cerrada para mantener ante cualquier situación el nivel dentro de la bota del condensador IC-12.

**APÉNDICE H. ISOMÉTRICOS.**