

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

**EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE CRUDO
Y GAS DE LOS MÓDULOS DE PRODUCCIÓN VI Y VII DE LA
ESTACIÓN PRINCIPAL JUSEPÍN 2 (EPJ-2), ESTADO
MONAGAS**

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Br. Rodríguez B., Thaismar Y.
Para optar al Título
de Ingeniero de Petróleo

Caracas, Mayo de 2013

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

**EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE CRUDO
Y GAS DE LOS MÓDULOS DE PRODUCCIÓN VI Y VII DE LA
ESTACIÓN PRINCIPAL JUSEPÍN 2 (EPJ-2), ESTADO
MONAGAS**

Tutor Académico: Prof. Violeta Wills

Tutor Industrial: Ing. Víctor Malavé

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Br. Rodríguez B., Thaismar Y.

Para optar al Título
de Ingeniero de Petróleo

Caracas, Mayo de 2013

Caracas, Mayo de 2013

Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería de Petróleo, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por la Bachiller Rodríguez B., Thaismar Y. Titulado:

**EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE CRUDO Y GAS DE
LOS MÓDULOS DE PRODUCCIÓN VI Y VII DE LA ESTACIÓN
PRINCIPAL JUSEPÍN 2 (EPJ-2), ESTADO MONAGAS**

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

Prof. Sandro Gasbarri
Jurado

Prof. Carlos Gil
Jurado

Prof. Violeta Wills
Tutor Académico

Ing. Víctor Malavé
Tutor Industrial



DEDICATORIA

A Dios por contar con salud, esta grandiosa familia, mis padres e iluminar el camino para conseguir mis metas.

A mi madre Thais Belisario, por ser pilar en mi formación, por tu amor, apoyo incondicional y fortaleza, sin ti, esto no hubiese sido posible, este trabajo es en honor a ti, gracias mami Te Amo.

A mi padre, Marcelo Rodríguez, por tu apoyo y amor, tú también eres parte de esta meta hecha realidad.

A mis abuelos Carmen Pacheco y Domingo Belisario por brindarme su apoyo.

A mis grandiosos tíos, Arelis Belisario, Gleidys Belisario y Williams Belisario; y madrinas Yamila Pabón y Carmen Milagros Rauseo quienes me acompañaron a través de este largo camino y me brindaron su apoyo en todo momento.

AGRADECIMIENTOS

A “La Casa que vence la Sombra”, la Universidad Central de Venezuela por la formación que me ha brindado.

Gracias a mi Tutor Industrial, Ing. Víctor Malavé, por su orientación, por compartir sus valiosos conocimientos conmigo, sin escatimar en tiempo y dedicación, por brindarme su apoyo y amistad. ¡Gracias Víctor!

Gracias a mi Tutora Académica, Prof. Violeta Wills, quien a través de sus conocimientos y apoyo me aportó todas las herramientas necesarias para desarrollar este Trabajo Especial de Grado.

Gracias a mi Madre, Thais Belisario, por ser mi principal guía y sostén, por acompañarme y apoyarme en este largo camino, por brindarme su amor y apoyo incondicional.

Gracias a mi Padre, Marcelo Rodríguez, por enseñarme a creer en mí y ser soporte fundamental.

Gracias a mi hermosa familia, especialmente a mis Abuelos Carmen Pacheco y Domingo Belisario, a mis tías y madrinas Gleidys, Arelis, Yamila, Carmen Milagros y mi tío Williams. Gracias por contribuir con mi formación, brindarme su amor y apoyo a lo largo de toda mi carrera.

Gracias a PDVSA, Estación Principal Jusepín 2, por brindarme la excelente oportunidad de desarrollar mi Trabajo Especial de Grado y desenvolverme en el ámbito profesional.

Gracias al equipo que integra la Gerencia de Operaciones Furrial, Oscar Campos, Diana Salazar, Juan Mota, Omar Ruíz, Wilfredo López quienes aportaron todos sus conocimientos y contribuyeron en mi formación como profesional, además de brindarme su apoyo incondicional y amistad, por sentirme una más de la Familia de Operaciones. Sin duda alguna, una experiencia inolvidable. ¡Gracias!

Gracias a la Gerencia de Optimización Furrial, especialmente a la Sra. Ana Ballesteros, Sr. Luis Guevara y el Sr. Luis Pineda por su disposición para alcanzar oportunas soluciones.

Gracias al Departamento de Mantenimiento Furrial, Operadores de Producción y al personal del Centro de Análisis Jusepín por su respaldo y orientación.

Gracias a mis compañeros y amigos de pasantía, Shirley Bello, Rubén García, Virginia Cabrera, Mileidy Fragosa por el apoyo brindado y los buenos momentos que pasamos.

Gracias a mis amigos de la U.C.V, Fabiana Sánchez, Zandy Ferrigni, Liseth López, Alexis Berthi, Dayre Carreño, Natasha Lemoine, Isabel Ávila, Naurelkis Esteves por siempre estar allí y contar con su apoyo y amistad.

Gracias a todas aquellas personas que de una manera u otra colaboraron en la realización de este Trabajo Especial de Grado.

A todos...Mil gracias.

Rodríguez B. Thaismar Y.

**EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE CRUDO Y GAS DE
LOS MÓDULOS DE PRODUCCIÓN VI Y VII DE LA ESTACIÓN
PRINCIPAL JUSEPÍN 2 (EPJ-2), ESTADO MONAGAS.**

Tutor Académico: Prof. Violeta Wills. Tutor Industrial: Ing. Víctor Malavé. Tesis.

Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Petróleo. Año: 2013, 223 p.

Palabras claves: Enfriamiento de Crudos. Enfriamiento de Gas. Enfriadores por Aire.

Campo El Furrial, Estación Principal Jusepín 2.

Resumen: Como consecuencia del incremento en la relación gas-petróleo (RGP) en el Campo El Furrial Área Este, se presenta una limitación en la capacidad de manejo de gas en los Módulos de Producción VI y VII que conforman la Estación Principal Jusepín 2, PDVSA; esto deriva en una serie de problemas operacionales a nivel del sistema de enfriamiento conformado por enfriadores por aire de crudo y gas. Este aumento en la producción de gas genera disminución en la eficiencia de los equipos, aumento de la presión interna, temperatura del fluido mayor a la establecida, fugas en sus tubos y problemas mecánicos, ya que estos equipos no fueron diseñados para manejar tales volúmenes y por ende el proceso de enfriamiento no cumple con los requerimientos necesarios, causando a su vez problemas a nivel de planta compresora, exceso en el venteo de los módulos así como daños en la integridad mecánica de los equipos de proceso. Esta investigación describe las condiciones operacionales del sistema de enfriamiento de crudo y gas determinadas a partir de una evaluación técnica, la misma incluyó un estudio del funcionamiento de los enfriadores determinando la capacidad instalada y su eficiencia a través del uso del simulador PRO/II correlacionado con pruebas y datos de campo, así mismo se evaluó la red de transferencia hidráulica utilizando la herramienta PIPEPHASE para finalmente generar un balance de las condiciones actuales con las que operan estos equipos y establecer propuestas de optimización. Así mismo se realizó un estimado de costos clase V a partir de las propuestas realizadas. Los resultados soportan en forma preliminar, la factibilidad técnica de efectuar mantenimiento correctivo a los enfriadores de gas de módulo VI y VII ya que los mismos se encuentran trabajando fuera de especificación, mientras que el sistema de crudo permanece dentro de los parámetros de funcionamiento eficiente.

INDICE GENERAL

Introducción	xii
Índice de Figuras	xii
Índice de Tablas	xiv
Índice de Gráficos	xvii

CAPÍTULO I: PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.1 Planteamiento del Problema.....	3
1.2 Justificación de la Investigación	6
1.3 Objetivos	6
1.3.1 Objetivo General.....	6
1.3.2 Objetivos Específicos	6
1.4 Alcance de la Investigación	7
1.5 Limitaciones.....	9

CAPÍTULO II: MARCO TEÓRICO

2.1 Antecedentes Generales	10
2.2 Fundamentos Teóricos	11
2.2.1 Transferencia de Calor e Intercambiadores de Calor.....	12
2.2.2 Mecanismos de Transferencia de Calor	13
2.2.3 Clasificación de los Intercambiadores de Calor	14
2.3 Intercambiadores de Calor: Enfriadores por Aire	15
2.3.1 Generalidades.....	16
2.3.2 Configuración de los Enfriadores por Aire	17
2.3.3 Sistemas de Corriente Forzada y Corriente Inducida	18
2.3.4 Componentes de los enfriadores por aire.....	20
2.4 Análisis térmico	27
2.4.1 Consideraciones Generales	27

2.4.2	Suposiciones básicas	27
2.4.3	Coefficiente de transferencia de calor	29
2.4.4	Efectividad o eficiencia del intercambiador de calor	30
2.5	Flujo de fluidos en tuberías	31
2.5.1	Número de Reynolds	32
2.5.2	Ecuación de Darcy	33
2.5.3	Variables que Afectan la Caída de Presión en Tuberías Horizontales	34
2.5.4	Regímenes de Flujo Multifásico Horizontal	35
2.5.5	Flujo Multifásico en Tuberías	36
2.5.6	Velocidad de Erosión (Velocidad Límite)	37
2.5.7	Dimensionamiento de tuberías	37
2.6	Simulación de procesos	40
2.6.1	Selección del sistema termodinámico	41
2.6.2	Simulador PRO/II ®	41
2.6.3	Simulador PIPEPHASE®	42
2.6.4	Simulador HTRI (Heat Transfer Research Inc.)	43
2.7	Estimación de costos	43
2.7.1	Proceso de Ejecución de Proyectos en PDVSA	45
2.7.2	Estimado de costo	46
2.7.3	Clase de estimado de costos	47
2.7.4	Estimado Clase V. Estimado de orden de magnitud relacionado con la planificación a mediano plazo de proyectos	48
2.7.5	Contingencia	49
CAPÍTULO III: DESCRIPCIÓN DEL ÁREA DE ESTUDIO		
3.1	Ubicación y descripción del campo El Furrrial	50
3.2	Ubicación y descripción de la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2)	52
3.3	Área específica de estudio: Módulos de producción VI y VII	55
3.2.1	Enfriadores de crudo y gas	58
3.2.2	Descripción de los equipos	60

CAPÍTULO IV: METODOLOGÍA DE LA INVESTIGACIÓN

4.1 Tipo de investigación	62
4.2 Diseño de investigación	63
4.3 Población y Muestra.....	63
4.4 Procedimiento metodológico	64
4.5 Técnicas e Instrumentos.....	79
4.6 Recursos	80
4.6.1 Recursos Humanos	80
4.6.2 Recursos Financieros	80
4.6.3 Recursos Bibliográficos.....	80
4.7 Equipos y Herramientas de Trabajo.....	80

CAPÍTULO V: ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

5.1 Identificación del proceso de funcionamiento de los enfriadores de crudo y gas de los módulos de producción en la EPJ-2	82
5.2 Determinación de la capacidad instalada de los enfriadores en los módulos de producción.....	96
5.3 Comparación de la capacidad nominal instalada de los enfriadores con la producción promedio manejada en la EPJ-2.....	107
5.4 Evaluación el sistema hidráulico de la red de tuberías de los enfriadores de crudo y gas de los módulos de producción.	110
5.5 Eficiencia de los enfriadores de crudo y gas	139
5.6 Propuestas de optimización para los enfriadores de crudo y gas de acuerdo a la evaluación realizada.....	141
5.7 Evaluación económica de las propuestas de optimización al sistema de enfriamiento de crudo y gas de la EPJ-2.....	145
CONCLUSIONES	147
RECOMENDACIONES	150
BIBLIOGRAFÍA	152

NOMENCLATURA	156
GLOSARIO	160
APÉNDICES	164
Apéndice I: Especificaciones de Diseño de los Enfriadores de Crudo y Gas	165
Apéndice II: Análisis Cromatográfico de Crudo	168
Apéndice III: Reportes de Producción	171
Apéndice IV: Especificaciones para Δp según la norma PDVSA L-TP 1.5 “Cálculo Hidráulico de Tuberías”	175
Apéndice V: Especificaciones para velocidades según la norma PDVSA 90616.1.024 “Dimensionamiento de tuberías de proceso”	178
Apéndice VI: Propiedades del crudo y cromatografía de gas	180
Apéndice VII: Evaluación de la capacidad de la línea 16”B	183
Apéndice VIII: Diseño de enfriadores de Gas en HTRI	185
Apéndice IX: Estimación de Costos	200

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Filosofía de operación actual de la Estación Principal Jusepín 2	4
Figura 1.2 Vista General del Módulo de Producción VI	8
Figura 1.3 Vista General del Módulo de Producción VII.	8
Figura 2.1 Representación de los haces y <i>bays</i> en un enfriador por aire	17
Figura 2.2 Bosquejo de un intercambiador de calor enfriado por aire.....	18
Figura 2.3 Boceto de un enfriador por aire con corriente forzada	19
Figura 2.4 Boceto de un enfriador por aire con corriente inducida	19
Figura 2.5 Tipos de aletas en los tubos de un enfriador por aire.	24
Figura 2.6 Haz de tubos típico de un Enfriador por Aire.....	24
Figura 2.7 Cabezales más comunes de los enfriadores por aire.....	25
Figura 2.8 Banco de tubos en arreglo alineado	26
Figura 2.9 Banco de tubos en arreglo escalonado.....	26
Figura 2.10 Variación del número de Reynolds con la tasa de flujo, viscosidad y tamaño de tubería	33
Figura 2.11 Regímenes de flujo para flujo natural en tuberías horizontales.....	35
Figura 2.12 Ventana de entrada al software de simulación PRO/II	42
Figura 2.13 Ventana de entrada al software de simulación PIPEPHASE.....	43
Figura 2.14 Fase Visualizar: Proceso de Ejecución de Proyectos	45
Figura 3.1 Ubicación del Campo El Furrial	50
Figura 3.2 Sistema de Recolección Campo El Furrial, Área Este	52
Figura 3.3 Ubicación de la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2).....	53
Figura 3.4 Diagrama de procesos de la EPJ-2.....	55
Figura 3.5 Diagrama del Proceso de los Módulos VI y VII.....	56
Figura 3.6 Módulo de Producción VII	57
Figura 3.7 Tanque de estabilización 10.005, (TK-10.005)	58
Figura 3.8 Enfriadores de Crudo, Módulo VII.....	59
Figura 5.1 Diagrama de simulación del sistema de gas – crudo Módulo VI y VII (PRO/II, 9.0).....	98

Figura 5.2 Diagrama de la simulación del sistema de gas - Módulo VI (PIPEPHASE, 9.4)	111
Figura 5.3 Diagrama de la simulación del sistema de gas – Módulo VII (PIPEPHASE, 9.4)	118
Figura 5.4 Diagrama de la simulación del sistema de crudo - Módulo VI (PIPEPHASE, 9.4)	125
Figura 5.5 Diagrama de la simulación del sistema de crudo - Módulo VII (PIPEPHASE, 9.4)	132
Figura 5.6 Diagrama de la simulación de la Línea 16” B.	143

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1 Ventajas y desventajas del sistema de corriente forzada de aire.....	20
Tabla 2.2 Ventajas y desventajas del sistema de corriente inducida de aire.....	20
Tabla 2.3 Límites prácticos de temperatura para cada tipo de unión aleta-tubo.....	23
Tabla 2.4 Criterios de diseño líneas de líquido.....	38
Tabla 2.5 Criterios de diseño líneas de gas.....	39
Tabla 2.6 Rango de operación en P y T con el método.....	41
Tabla 3.1 Descripción de los separadores y depuradores de módulo VI.....	61
Tabla 3.2 Descripción de los enfriadores de crudo y gas de módulo VI.....	61
Tabla 3.3 Descripción de los separadores y depuradores de módulo VII.....	61
Tabla 3.4 Descripción de los enfriadores de crudo y gas de módulo VII.....	61
Tabla 5.1 Condiciones Operacionales del Sistema de instrumentación.....	83
Tabla 5.2 Temperaturas promedio entre enfriadores de crudo y tanques de estabilización.....	84
Tabla 5.3 Actualización de datos enfriadores de gas de módulo VI.....	85
Tabla 5.4 Actualización de datos enfriadores de gas de módulo VII.....	86
Tabla 5.5 Actualización de datos enfriadores de crudo de módulo VI.....	87
Tabla 5.6 Actualización de datos enfriadores de crudo de módulo VII.....	88
Tabla 5.7 Temperatura promedio de entrada y salida de los enfriadores de gas, módulo VI.....	89
Tabla 5.8 Temperatura promedio de entrada y salida de los enfriadores de gas, módulo VII.....	89
Tabla 5.9 Temperatura Promedio de entrada y salida de los enfriadores de crudo, módulo VI.....	90
Tabla 5.10 Temperatura Promedio de entrada y salida de los enfriadores de crudo, módulo VII.....	90
Tabla 5.11 Condición actual de los enfriadores de gas de módulo VI.....	90
Tabla 5.12 Problemas operacionales reportados en enfriadores no disponibles de módulo VI.....	91

Tabla 5.13 Condición actual de los enfriadores de gas, módulo VII	92
Tabla 5.14 Problemas operacionales reportados en enfriadores no disponibles de módulo VII.....	93
Tabla 5.15 Condición actual de los enfriadores de crudo de módulo VI.....	94
Tabla 5.16 Condición actual de los enfriadores de crudo de módulo VII.....	95
Tabla 5.17 Capacidad instalada de enfriadores de gas del módulo VI	99
Tabla 5.18 Comportamiento térmico del fluido con respecto al coeficiente de transferencia de calor, módulo VI.....	100
Tabla 5.19 Valores del efecto del factor de ensuciamiento en una superficie de transferencia de calor, módulo VI.....	101
Tabla 5.2 Capacidad instalada de enfriadores de gas del módulo VII	102
Tabla 5.21 Comportamiento térmico del fluido con respecto al coeficiente de transferencia de calor, módulo VII.....	103
Tabla 5.22 Valores del efecto del factor de ensuciamiento en una superficie de transferencia de calor, módulo VII.....	104
Tabla 5.23 Capacidad instalada de enfriadores de crudo del módulo VI.....	105
Tabla 5.24 Capacidad instalada de enfriadores de crudo del módulo VII	106
Tabla 5.25 Balance de producción actual manejado a nivel de módulo VI y VII	107
Tabla 5.26 Velocidades y caídas de presión en el primer tramo de tuberías del módulo VI.....	112
Tabla 5.27 Velocidades y caídas de presión en el segundo tramo de tuberías del módulo VI	114
Tabla 5.28 Velocidades y caídas de presión en el tercer tramo de tuberías del módulo VI.....	116
Tabla 5.29 Velocidades y caídas de presión en el cuarto tramo de tuberías del módulo VI.....	117
Tabla 5.3 Velocidades y caídas de presión en el primer tramo de tuberías del módulo VII.....	119
Tabla 5.31 Velocidades y caídas de presión en el segundo tramo de tuberías del módulo VII.....	121

Tabla 5.32 Velocidades y caídas de presión en el tercer tramo de tuberías del módulo VII.....	123
Tabla 5.33 Velocidades y caídas de presión en el cuarto tramo de tuberías del módulo VII.....	124
Tabla 5.34 Velocidades y caídas de presión en el primer tramo de tuberías del módulo VI.....	126
Tabla 5.35 Velocidades y caídas de presión en el segundo tramo de tuberías del módulo VI.....	128
Tabla 5.36 Velocidades y caídas de presión en el tercer tramo de tuberías del módulo VI.....	130
Tabla 5.37 Velocidades y caídas de presión en el cuarto tramo de tuberías del módulo VII.....	131
Tabla 5.38 Velocidades y caídas de presión en el primer tramo de tuberías del módulo VII.....	133
Tabla 5.39 Velocidades y caídas de presión en el segundo tramo de tuberías del módulo VII.....	135
Tabla 5.4 Velocidades y caídas de presión en el tercer tramo de tuberías del módulo VII.....	137
Tabla 5.41 Velocidades y caídas de presión en el cuarto tramo de tuberías del módulo VII.....	138
Tabla 5.42 Eficiencia térmica de los enfriadores de Gas de Módulo VI.....	139
Tabla 5.43 Eficiencia térmica de los enfriadores de Gas de Módulo VII.....	140
Tabla 5.44 Eficiencia térmica de los enfriadores de Crudo de Módulo VI y VII.....	140
Tabla 5.45 Máxima producción de manejo, Línea 16”B.....	142
Tabla 5.46 Evaluación de la capacidad Línea 16”B.....	143
Tabla 5.47 Estimado de costos.....	146

ÍNDICE DE GRÁFICOS

Gráfico 5.1 Distribución de actividad de los enfriadores de gas de módulo VI	91
Gráfico 5.2 Problemas operacionales reportados en enfriadores no disponibles de módulo VI	92
Gráfico 5.3 Distribución de actividad de los enfriadores de gas de módulo VII	93
Gráfico 5.4 Problemas operacionales reportados en enfriadores no disponibles de módulo VII.....	94
Gráfico 5.5 Distribución de actividad de los enfriadores de crudo, módulo VI	95
Gráfico 5.6 Distribución de actividad de los enfriadores de crudo, módulo VII	96
Gráfico 5.7 Comportamiento térmico del fluido con respecto al coeficiente de transferencia de calor, módulo VI.....	101
Gráfico 5.8 Efecto del factor de ensuciamiento en una superficie de transferencia de calor, módulo VI	102
Gráfico 5.9 Comportamiento térmico del fluido con respecto al coeficiente de transferencia de calor, módulo VII.....	104
Gráfico 5.10 Efecto del factor de ensuciamiento en una superficie de transferencia de calor, módulo VII.....	105
Gráfica 5.11 Tendencia de las tasas de crudo de módulo VI y VII con respecto a la capacidad nominal instalada por diseño.....	108
Gráfica 5.12 Tendencia de la producción actual de crudo para el módulo VI.....	108
Gráfica 5.13 Tendencia de la producción actual de crudo para el módulo VII	109
Gráfica 5.14 Tendencia de las tasas de gas de módulo VI y VII con respecto a la capacidad nominal instalada por diseño.....	110
Gráfica 5.15 Tendencia de la producción actual de gas para el módulo VII	110
Gráfico 5.16 Tendencia de las velocidades desde el SG6-2 hasta las líneas que involucran el cañón principal de entrada	113
Gráfico 5.17 Tendencia de las velocidades en los cañones principales de distribución a la entrada de cada enfriador.....	115
Gráfico 5.18 Tendencia de las velocidades en la salida de cada enfriador	116

Gráfico 5.19 Tendencia de las velocidades en las descargas de cada enfriador hasta la salida	118
Gráfico 5.20 Tendencia de las velocidades desde el SG7-2 hasta las líneas que involucran el cañón principal de entrada.	120
Gráfico 5.21 Tendencia de las velocidades en los cañones principales de distribución a la entrada de cada enfriador.....	122
Gráfico 5.22 Tendencia de las velocidades en la salida de cada enfriador	123
Gráfico 5.23 Tendencia de las velocidades en la descarga de cada enfriador hasta la salida.	124
Gráfico 5.24 Tendencia de las velocidades desde el SG6-3 hasta las líneas que involucran el cañón principal de entrada.	126
Gráfico 5.25 Tendencia de las velocidades en los cañones principales de distribución a la entrada de cada enfriador.....	129
Gráfico 5.26 Tendencia de las velocidades en la salida de cada enfriador	130
Gráfico 5.27 Tendencia de las velocidades en la descarga de cada enfriador hasta la salida.	132
Gráfico 5.28 Tendencia de las velocidades desde el SG7-3 hasta las líneas que involucran el cañón principal de entrada.	134
Gráfico 5.29 Tendencia de las velocidades en los cañones principales de distribución a la entrada de cada enfriador.....	136
Gráfico 5.30 Tendencia de las velocidades en la salida de cada enfriador.....	137
Gráfico 5.31 Tendencia de las velocidades en la descarga de cada enfriador hasta la salida.	139

INTRODUCCIÓN

El manejo y procesamiento de crudo a nivel de las instalaciones de superficie es un proceso muy importante en la industria petrolera; una vez que el crudo se encuentra en las estaciones recolectoras, comienza su verdadero procesamiento para llevarlo a especificación y transportarlo a los terminales de embarques y/o refinerías donde finalmente serán exportados o procesados.

Su importancia radica en desarrollar con éxito las operaciones de separación, enfriamiento, depuración, estabilización y deshidratación, buscando la optimización de los procesos de manejo de crudo, gas y agua.

La Estación Principal Jusepín 2 adscrita a la Gerencia de Producción del Distrito Furrial, PDVSA División Oriente, tiene como función recibir, separar, almacenar temporalmente y bombear los fluidos de sus pozos asociados por lo que su buen funcionamiento y actividades de mantenimiento son de vital importancia. Dicha estación maneja la producción de crudo y gas del campo El Furrial área Este, a través de nueve (9) módulos de producción (I, II, III, IV, V, VI, VII, VIII y IX) de acuerdo a la presión que manejan, alta, media y baja (540, 145 y 45 lpc, respectivamente). La producción actual manejada y procesada en la EPJ-2 es de aproximadamente 413,6 MBND de crudo de 28 °API y 628 MMPCND de gas.

Actualmente los pozos asociados a la producción presentan un aumento en la relación gas petróleo (RGP) debido a la declinación de la presión del yacimiento y a las diferentes operaciones de recuperación secundaria llevadas a cabo en campo, como es la inyección de agua y gas. El incremento del volumen de gas limita la capacidad de manejo de los módulos de producción y simultáneamente la del sistema de enfriamiento causando deficiencia en el sistema.

El sistema de enfriamiento de la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2) está compuesto por intercambiadores de calor enfriados por aire, los mismos se usan comúnmente cuando en alguna etapa del proceso se generan líquidos y gases a altas temperaturas mayores a las requeridas operacionalmente.

El fenómeno que se lleva a cabo en estos equipos es la transferencia de calor por medio de la convección forzada y por lo tanto es necesario el uso de arreglos de tubos adecuados para causar un intercambio de calor mayor y favorecer el régimen turbulento del aire, se hace uso de ventiladores para aumentar la velocidad del aire y de esta forma provocar que el mismo se encuentre en el régimen antes mencionado. Estos intercambiadores son apropiados para un extenso rango de aplicaciones y servicios que incluyen enfriamiento de hidrocarburos y gases sobre un amplio rango de condiciones de proceso.

Los análisis que se realizan en un sistema de producción, permiten predecir el comportamiento actual y futuro de un conjunto de pozos productores de hidrocarburos. Como resultado de este análisis, se puede obtener por lo general una mejoría en la eficiencia de flujo y por consiguiente un incremento en la producción.

En el siguiente trabajo de investigación se realizó una evaluación técnica del sistema de enfriamiento que compone la Estación Principal Jusepín 2, basado en un levantamiento de campo de las condiciones operacionales con las cuales trabajan estos equipos con el objetivo de evaluar su funcionamiento, eficiencia, sistemas de transferencia y de esta manera plantear propuestas de optimización. Además se llevó a cabo un análisis económico a objeto de definir la rentabilidad de dicho proyecto a nivel de la empresa, considerando las estrategias propuestas.

1.1 Planteamiento del Problema

La Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2) ubicada al Noreste del Estado Monagas a 2 Km de la localidad de Jusepín, Distrito Furrial, División Oriente, recibe el crudo proveniente de los campos productores de El Furrial área Este, para su posterior manejo y procesamiento.

El crudo proveniente de los pozos, es recolectado a través de oleoductos desde los diferentes múltiples y se distribuye en nueve módulos de producción, en los cuales el gas es separado del crudo en un proceso denominado en cascada, el cual consiste en hacer pasar los fluidos a través de distintas etapas de presión, alta, media y baja siendo éstas de 550, 145 y 45 lpc respectivamente, el crudo es enfriado, estabilizado, y deshidratado para posteriormente enviarlo a los tanques de almacenamiento para su fiscalización. El gas separado en las tres etapas de presión es enfriado, depurado y enviado a las plantas compresoras, las cuales comprimen el gas para ser entregado al proceso de extracción de líquidos y finalmente es reinyectado al yacimiento.

En la figura 1.1, se representa un croquis de la filosofía de producción que actualmente posee la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2), a fin de comprender mejor el proceso.

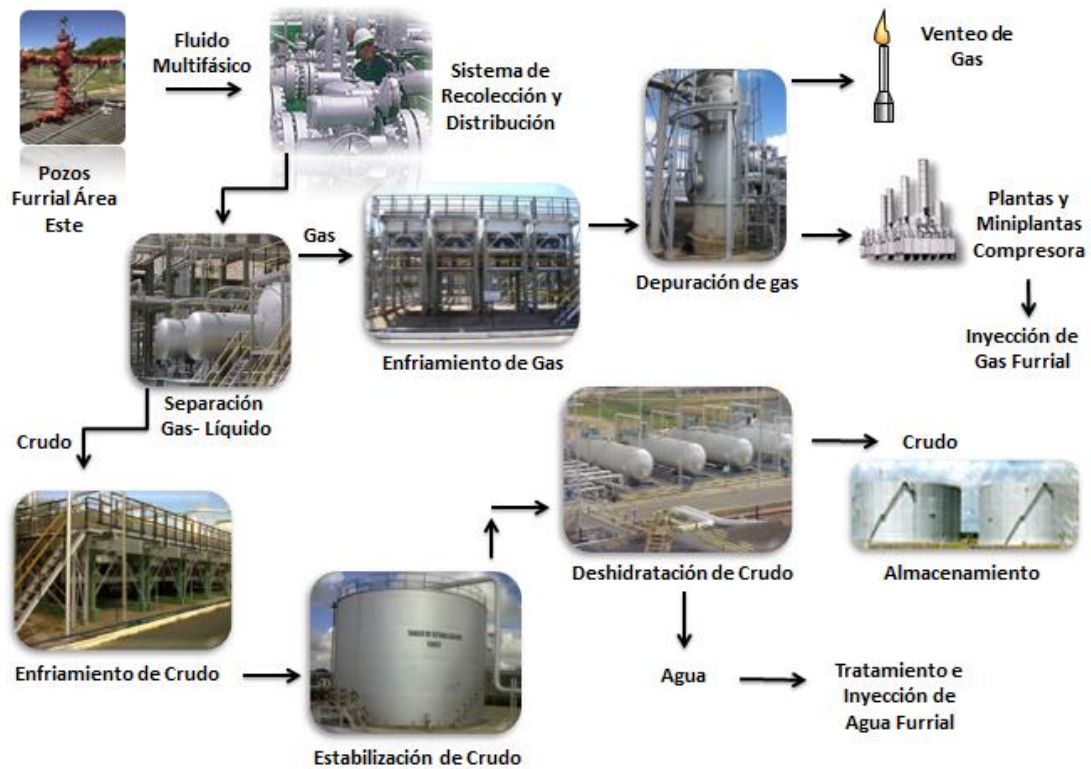


Figura 1.1 Filosofía de operación actual de la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2)

Los módulos de producción VI y VII fueron diseñados para manejar una relación gas-petróleo (RGP) igual o menor a 1000 PCND/MBND, sin embargo durante la explotación del yacimiento y el inicio de la recuperación secundaria por inyección de agua y gas, la RGP se ha incrementado considerablemente, limitándose la capacidad en el manejo de gas de los módulos de producción.

Como consecuencia del aumento de la RGP se presenta una limitación en la capacidad de manejo y residencia de líquido en la etapa de separación, promoviendo arrastres de crudo en las corrientes de gas que pasan a la etapa de enfriamiento provocando fugas en los tubos de los enfriadores en reiteradas ocasiones debido a las elevadas velocidades erosionales en el sistema, esto produce deterioros en las redes, tales como reducción de diámetro o cuellos de botella ocasionado por depósito de sedimentos, desgaste interno y corrosión.

Dichos aumentos en la producción de gas generan disminución en la eficiencia de los equipos, ya que estos no fueron diseñados para manejar tales volúmenes y por consiguiente, el proceso de enfriamiento no cumple con los requerimientos necesarios causando que la corriente de fluido saliente de los enfriadores presente una temperatura mayor a la establecida y como consecuencia se producen paros de plantas compresoras no programados por alto nivel de líquidos, lo que genera un exceso en el venteo de los módulos afectando el medio ambiente así como daños en la integridad mecánica de los equipos de proceso.

Los separadores, enfriadores y depuradores de media presión de los módulos VI y VII de la Estación Principal Jusepín 2 presentan altas presiones a consecuencia de los volúmenes de gas manejados, los cuales sobrepasan los caudales nominales y exceden en un 10% la presión de diseño. El incremento en la etapa de media trae como consecuencia una restricción de la producción así como deterioro y constantes disparos de las válvulas de seguridad.

Según investigaciones del Departamento de Mantenimiento Operacional Producción Furrial (2009), en los enfriadores se presentan fallas mecánicas específicamente en las correas, motores eléctricos y tubos aleteados. Estas fallas radican de manera importante en el funcionamiento del sistema de enfriamiento lo que produce una descendente disponibilidad operativa de los mismos.

En respuesta a la problemática evidente y a la política de aplicación de tecnologías de vanguardia que ayuden a optimizar los procesos en las instalaciones de PDVSA, se realizó una Evaluación Técnica del Sistema de Enfriamiento de Crudo y Gas de los Módulos de Producción VI y VII de la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2), desarrollando una evaluación del sistema de enfriamiento utilizando herramientas de cálculo, considerando las condiciones operacionales y propiedades existentes para el momento de la evaluación.

1.2 Justificación de la Investigación

Los fluidos provenientes del yacimiento asociado a la producción del Campo El Furrial área Este tienen una temperatura aproximada de 180 °F, la disminución de esta temperatura de líquido y gas en la Estación Principal Jusepín 2 se lleva a cabo a través de intercambiadores de calor del tipo enfriadores por aire en los nueve módulos de producción; el objetivo de este equipo, es enfriar los líquidos (crudo más agua) y gas por medio del uso de la ventilación forzada y de ésta manera darle continuidad en su procesamiento ya que la temperatura de salida de crudo del enfriador debe permanecer entre los (140-145)°F aproximadamente y la de gas debe mantenerse entre (105-110)°F aproximadamente, esto para cumplir con las especificaciones de entrega de ambos fluidos y mantener el sistema en óptimas condiciones.

1.3 Objetivos

1.3.1 Objetivo General

Realizar una evaluación técnica del sistema de enfriamiento de crudo y gas de los módulos de producción VI y VII de la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2), Estado Monagas.

1.3.2 Objetivos Específicos

1. Identificar el proceso de funcionamiento de los enfriadores de crudo y gas de los módulos de producción en la EPJ-2.
2. Establecer la capacidad instalada de los enfriadores en los módulos de producción.
3. Comparar la capacidad nominal instalada de los enfriadores con la producción promedio manejada en la EPJ-2.

4. Evaluar el sistema hidráulico de la red de tuberías de los enfriadores de crudo y gas de los módulos de producción.
5. Determinar la eficiencia de los enfriadores de crudo y gas.
6. Elaborar propuestas de optimización para los enfriadores de crudo y gas de acuerdo a la evaluación realizada.
7. Realizar una evaluación económica de las propuestas de optimización al sistema de enfriamiento de crudo y gas de la EPJ-2.

1.4 Alcance de la Investigación

El trabajo de investigación se realizó en la Estación Principal de Jusepín 2 (EPJ-2), localizada al noreste del Estado Monagas a 2 Km de la localidad de Jusepín, Distrito Furrial, PDVSA, División Oriente. Este trabajo estuvo enfocado en evaluar técnicamente el sistema de enfriamiento de crudo y gas de los módulos de producción VI y VII, en los cuales se llevó a cabo una evaluación de las condiciones operacionales con las que trabajan estos equipos.

El alcance del proyecto contempla la evaluación de 10 enfriadores de crudo y 8 de gas de Módulo VI y 10 enfriadores de crudo y 8 de gas de Módulo VII, para un total de 20 enfriadores de crudo y 16 enfriadores de gas, la figura 1.2 refleja la vista general del módulo VI y la figura 1.3 la del módulo VII.

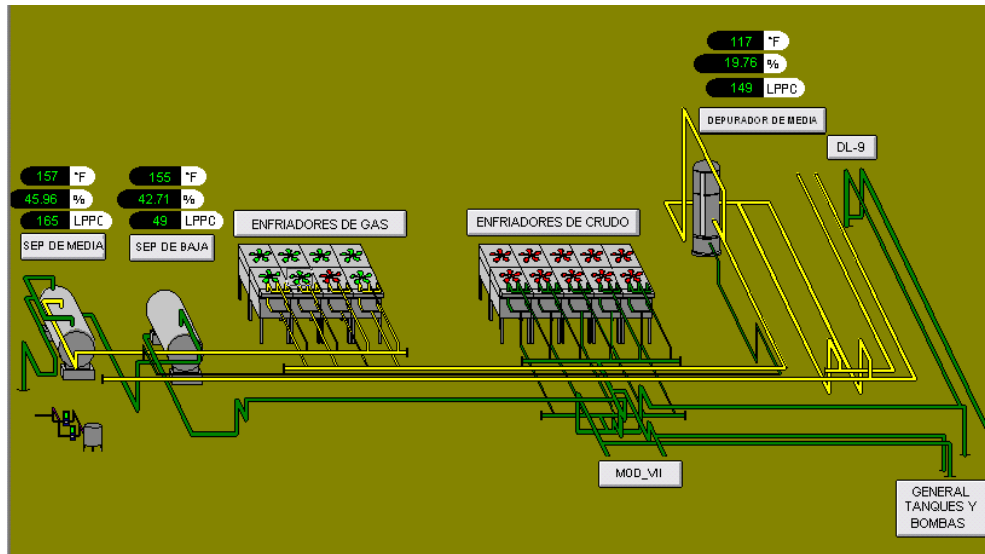


Figura 1.2 Vista General del Módulo de Producción VI. (CIOC PDVSA, 2012)

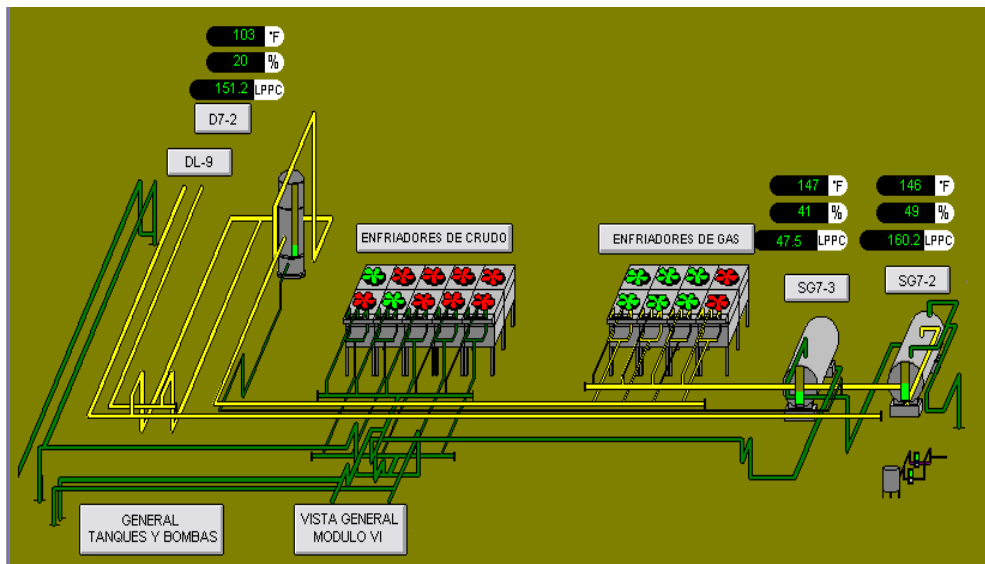


Figura 1.3 Vista General del Módulo de Producción VII. (CIOC PDVSA, 2012)

Este proyecto sólo abarco la evaluación técnica de los enfriadores de módulo VI y VII, por ser los más críticos, sin embargo se pretende con este estudio extrapolar los resultados de la evaluación a los demás módulos de producción que componen la Estación Principal Jusepín 2 para futuros estudios.

1.5 Limitaciones

1. Dificultad en la obtención de datos en la descripción de algunos enfriadores de crudo y gas sobre su diseño, ya que estos equipos tienen 17 años en funcionamiento y por efectos ambientales no se encuentran en buen estado.
2. No se contaron con datos de las fallas o averías reportadas en los enfriadores de crudo y gas en los últimos años, debido a que los mismos no estuvieron disponibles.

En este capítulo se realizó un resumen de los antecedentes generales del estudio, las bases teóricas que sustentan el tema y se definieron términos para facilitar la comprensión del mismo.

2.1 Antecedentes Generales

La Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2), PDVSA, no cuenta con estudios anteriores relacionados con parámetros de funcionamiento eficiente para la optimización de enfriadores, por lo tanto este es un estudio pionero en la empresa que surge de la necesidad de optimizar el sistema de enfriamiento de la estación, tomando en cuenta la necesidad de obtener una mejor transferencia de calor que favorezca el proceso de enfriamiento de crudo y gas.

Estudios relacionados con mejoras en la transferencia de calor de intercambiadores enfriados por aire, generalmente van orientados a mejorar el diseño o funcionamiento del mismo.

De acuerdo a un estudio llevado a cabo por Mendoza, A. (2005) en el año 1998, el Instituto de Búsqueda de Tecnología Industrial y el Departamento de Ingeniería Mecánica de la Universidad de Yuan-Ze, ambos pertenecientes a la República de China, realizaron investigaciones relacionadas a mejoras en el coeficiente de transferencia de calor en la superficie de los tubos con aletas, mediante la utilización de aletas onduladas que permiten prolongar el flujo de aire a través del intercambiador de calor y proveer un flujo de aire más homogéneo.

En 2002, la compañía The Moore, publica un estudio en el cual se ofrecen soluciones que permiten obtener mayor flujo de aire para intercambiadores de enfriamiento por aire, las cuales involucran reemplazo de ventiladores obsoletos, conocer los requerimientos de niveles de ruido y la importancia de limpiar los enfriadores.

En 2005, Mendoza A., en su Trabajo Especial de Grado realiza un estudio en el cual determina los parámetros de funcionamiento eficiente para la realización de la limpieza de los enfriadores de gas en la Planta de Gas de Alta Presión El Furrial. Los parámetros para la limpieza de los enfriadores estuvieron basados en valores de coeficiente total de transferencia de calor.

En 2008, Marc Ellmer, de la empresa GEA Airflow Services SAS realiza una publicación, donde realiza una guía práctica para identificar y solventar problemas de rendimiento en el campo de intercambiadores de calor enfriados por aire realizando una inspección de todos los mecanismos involucrados en su funcionamiento llevando a cabo un estudio por fases para identificar los problemas que los mismos puedan presentar.

En Julio de 2009, la Estación Principal Jusepín 2 presenta un reporte con la situación que presentaban los enfriadores de gas de Módulo VI. El reporte ilustra que los enfriadores presentaban una alta incidencia de fallas en sus tubos aleteados debido al desgaste interno y corrosión ocasionada por altas velocidades erosionales producto de un incremento en la producción de gas lo que conllevó al aumento de la presión interna de los enfriadores causando filtraciones, adicionalmente se tomó en cuenta la cantidad de tubos taponados que incrementan las presiones internas en los equipos debido a la restricción del flujo. Dentro de las fallas expuestas se encuentra filtración en las colmenas, daños en los motores eléctricos ocasionados por problemas en los rodamientos, aumento de vibración en los equipos e incremento de la frecuencia de fugas en los tubos de las bahías de los enfriadores de gas.

2.2. Fundamentos Teóricos

Dentro de este orden de ideas se hace necesario la explicación de los conceptos básicos, procesos y de los equipos que conforman el presente estudio, es por ello, que se presenta a continuación una serie de fundamentos teóricos los cuales facilitan la comprensión de este trabajo especial de grado.

2.2.1 Transferencia de Calor e Intercambiadores de Calor

La ciencia de la termodinámica trata de las transiciones cuantitativas y reacomodos de energía como calor en los cuerpos de materia. La ciencia de transferencia de calor está relacionada con la razón de intercambio de calor entre cuerpos calientes y fríos llamados fuente y receptor. La función básica de los intercambiadores es la transferencia de energía térmica entre dos o más fluidos a diferente temperatura. El calor fluye, como resultado del gradiente de temperatura, desde el fluido caliente hacia el frío a través de una pared de separación, la cual se le denomina superficie o área de transferencia de calor. Es decir, no existe fuente de energía térmica en un intercambiador de calor.

Las funciones típicas de un intercambiador de calor en los procesos industriales son las siguientes:

- **Recuperación de calor:** la corriente fría recupera parte del calor contenido en la corriente caliente. Es decir, calentamiento y enfriamiento de las corrientes involucradas, las cuales fluyen simultáneamente a ambos lados del área de transferencia de calor, fenómeno que se lleva a cabo en los equipos de estudio de este material.
- **Evaporación:** una de las corrientes involucradas en el intercambio de calor cambia de fase líquida a vapor.

- **Condensación:** una de las corrientes involucradas en el intercambio de calor cambia de fase vapor a fase líquida.

2.2.2 Mecanismos de Transferencia de Calor

La transferencia de calor, como se definió previamente, es una interacción entre fluidos o materiales a consecuencia de un gradiente de temperatura entre ellos. Esta interacción ocurre mediante tres mecanismos diferentes, a saber:

- **Conducción**
- **Radiación**
- **Convección**

Estrictamente hablando, solamente el primer mecanismo puede clasificarse como operación de transferencia de calor, porque depende solamente de la existencia de un gradiente de temperatura y de un medio de propagación. El mecanismo de convección está fuertemente influenciado por el patrón de flujo (dinámica de fluido); pero tiene asociado un intercambio de energía desde las zonas de alta hacia baja temperatura.

- **Conducción** es fundamentalmente transferencia de energía por contacto físico en ausencia de movimiento del material a nivel macroscópico. Este mecanismo puede ocurrir en sólidos, líquidos o gases.
- **Radiación** es la transferencia de calor de un cuerpo a otro mediante el movimiento de ondas electromagnéticas a través del espacio, inclusive cuando exista vacío entre ellos. No necesita medio de propagación.
- **Convección** es transferencia de calor de un punto a otro en un fluido, gas o líquido, debido a la mezcla y movimiento de las diferentes partes del fluido.

Existen dos mecanismos de transferencia de calor por convección, denominados convección forzada y convección natural.

En la convección forzada, el movimiento del fluido es debido a fuerzas externas, tal como bombeo; mientras que en la convección natural el movimiento es inducido por la diferencia de densidades resultante de la diferencia de temperatura en el fluido. El fenómeno de convección forzada es el que se lleva a cabo en los enfriadores en estudio.

2.2.3 Clasificación de los Intercambiadores de Calor

Los intercambiadores son diseñados para satisfacer requerimientos específicos, existiendo en el mercado una gran diversidad que difieren en tamaño y forma. Estos tipos son clasificados de acuerdo a diferentes criterios, tales como procesos y mecanismos de transferencia de calor, patrón de flujo, número de fluidos, geometría y tipo de construcción. Este último criterio engloba un amplio rango de intercambiadores usados en la industria petrolera, los cuales se enumeran a continuación.

Intercambiadores de calor tipo tubo y carcaza

- Intercambiador de cabezal fijo
- Intercambiador con tubos en U
- Intercambiador de cabezal fijo con junta de expansión o junta de empaques
- Intercambiador de cabezal flotante

Enfriadores por aire

Intercambiadores de doble tubo

Intercambiadores de superficie extendida

Intercambiadores de placa

- Intercambiadores de placas en espiral (Spiral Plate)
- Intercambiadores de Placas con Empacadura (Plate-and-Frame Exchanger)
- Intercambiadores de placas con aletas (Plate-and-Fin Exchanger)
- Intercambiadores de láminas repujadas (Patterned Plates)
- Intercambiadores de tipo espiral (“Hampson Coil”)

Otros tipos de intercambiadores de calor

- Intercambiadores tipo superficie raspadora (Scraped-Surface)
- Intercambiadores tipo bayoneta
- Enfriadores de película vertical descendente
- Enfriadores de serpentín (Worm Coolers)
- Condensadores de contacto directo (Barométricos)
- Enfriadores de cascada
- Intercambiadores de grafito impermeable

A efectos de Trabajo Especial de Grado, solo se describirá el tipo Enfriador por Aire empleados en la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2).

2.3 Intercambiadores de Calor: Enfriadores por Aire

Mendizábal (2002) describe que los intercambiadores de calor enfriados por aire son empleados para enfriar fluidos que pasan dentro de una tubería utilizando el aire del ambiente como agente de enfriamiento. Los componentes básicos de un sistema de enfriamiento que emplea estas unidades son las secciones de tubos dispuestos axialmente con respecto al flujo generado por los intercambiadores, controladores de velocidad y el sistema de soporte e instalación.

Este tipo de intercambiadores de calor consisten de uno o más 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 montado sobre una estructura de acero.

Estas unidades aún 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.

2.3.1 Generalidades

- **Haz de Tubo:** Conjunto de cabezales, tubos y armazón. También se le llama una “sección”.
- **Bay:** Uno o más haces de tubos servidos por uno o más ventiladores incluyendo la estructura, el pleno y otros equipos presentes.
- **Unidad:** Uno o más haces de tubo en uno o más bays para un servicio único.
- **Banco:** Uno o más bays incluyendo una o más unidades arregladas en una estructura continua.

Generalmente, se define el *Bay* como una unidad con ancho equivalente a un ventilador. Puede haber más de un haz de tubos en paralelo en un *Bay*. Si existen varios ventiladores en un *Bay*, se supone que éstos están colocados en serie a lo largo del haz de tubos. La figura 2.1 muestra los *Bays* y haces de tubos de una unidad.

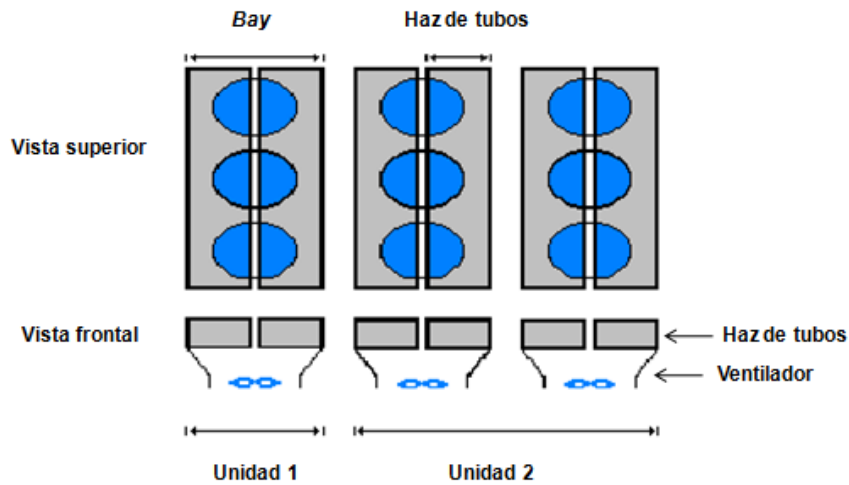


Figura 2.1 Representación de los haces y bays en un enfriador por aire. (Mendizábal, 2002)

2.3.2 Configuración de los Enfriadores por Aire

En un enfriador por aire el fluido a ser enfriado fluye por el interior de un haz de tubos aleteados, mientras que el aire fluye sobre la superficie exterior de los tubos con un patrón de flujo transversal. Varias configuraciones de flujo son usadas, conjuntamente con un amplio rango de diseño de aletas.

En la figura 2.2 se puede apreciar un intercambiador de calor enfriado por aire.; estos sistemas constan, básicamente, de una o varias hileras de tubos en un espaciado rectangular, soportados por una estructura de acero. Los extremos de los tubos están fijados a placas de tubos, las que a su vez están sujetas a cabezales. Estos últimos poseen deflectores que permiten desviar el flujo a fin de obtener el número de pasos por los tubos que se desee.

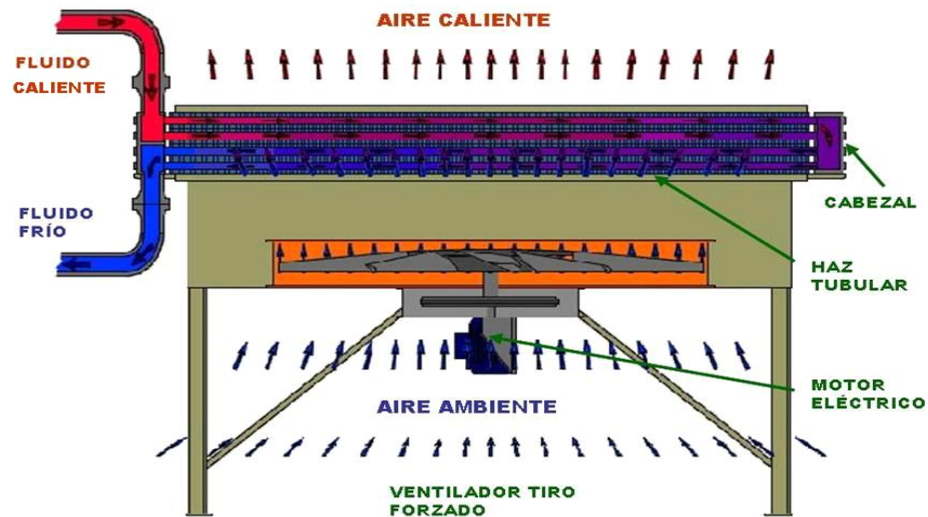


Figura 2.2 Bosquejo de un intercambiador de calor enfriado por aire. (Maldonado, 2005)

La transferencia de calor generalmente es en contracorriente, el fluido caliente entra por la parte de arriba del haz y el aire fluye verticalmente hacia arriba a través del haz. La longitud de tubo más común es de 30 pies, sin embargo, los haces estándar vienen disponibles en longitudes de 8, 10, 15, 20, 24, 34 y 40 pies. Los haces pueden estar superpuestos, colocados en paralelo, o en serie para un servicio específico.

2.3.3 Sistemas de Corriente Forzada y Corriente Inducida

De acuerdo a la posición relativa entre el haz de tubos y el ventilador, éste puede clasificarse como ventilador de tiro forzado ver figura 2.3 o ventilador de tiro inducido ver figura 2.4. Independientemente de la orientación del haz de tubos se debe seleccionar entre los sistemas de corriente forzada e inducida de aire.

En los de corriente forzada el aire es impulsado por los ventiladores y forzado a pasar por entre los tubos; mientras que en el de corriente inducida, el aire primero es succionado a través del haz y luego es que pasa por los ventiladores. Siempre que se

trabaje con haces de orientación horizontal, el aire se hace circular hacia arriba para evitar la recirculación del aire caliente.

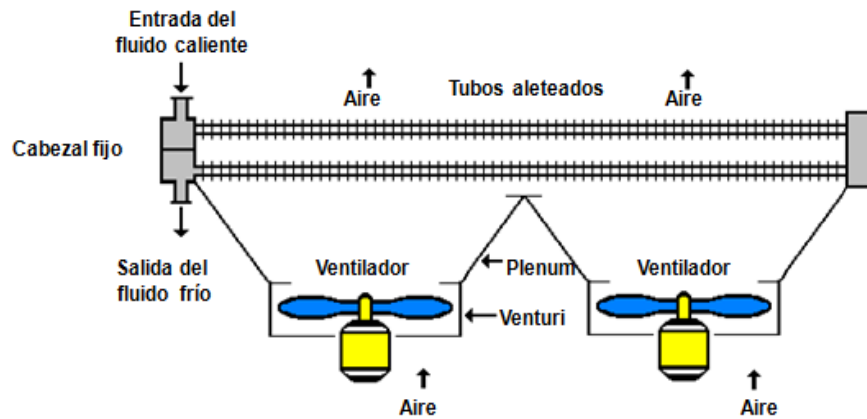


Figura 2.3 Boceto de un enfriador por aire con corriente forzada. (Mendizábal, 2002)

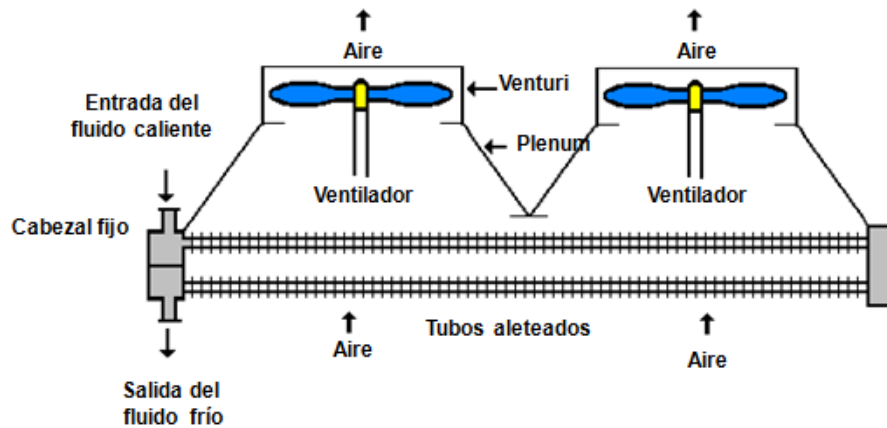


Figura 2.4 Boceto de un enfriador por aire con corriente inducida. (Mendizábal, 2002)

Ambos sistemas ofrecen ventajas y desventajas, éstas son las siguientes:

Tabla 2.1 Ventajas y desventajas del sistema de corriente forzada de aire

Ventajas	Desventajas
Los requerimientos de potencia son ligeramente menores, ya que el ventilador está del lado del aire frío.	Pobre distribución de aire en el área seccional de transferencia de calor.
Mejor accesibilidad a los componentes mecánicos para el mantenimiento.	La posibilidad de recirculación de aire es mucho mayor, debido a la baja velocidad del aire de descarga.
Fácilmente adaptable para recirculación de aire precalentado (para invierno).	Exposición total de los tubos al sol, lluvia y efectos corrosivos ambientales.
Requiere menos soporte estructural.	

Tabla 2.2 Ventajas y desventajas del sistema de corriente inducida de aire

Ventajas	Desventajas
Mejor distribución de aire en la sección transversal.	Mayor requerimiento de potencia, ya que el ventilador está localizado en la sección del aire caliente.
Menos posibilidad de retorno de aire caliente a la sección de la succión. El aire caliente es descargado a una velocidad de 2,5 veces mayor que la velocidad de entrada y alrededor de 1.500 pies/minuto	La temperatura del aire efluente está limitada a 200 °F, para prevenir fallas en las aspas del ventilador.
El efecto del sol, la lluvia y la corrosión es menor ya que aproximadamente solo el 60% del área está abierta.	Los componentes que mueven al ventilador son menos accesibles para el mantenimiento, éste tiene que hacerse en ambiente caliente generado por convección natural.
Mayor capacidad aún con el ventilador apagado, ya que el efecto de la corriente natural es mucho mayor que en la corriente forzada.	Para fluidos con temperatura de entrada por encima de 350 °F, se debe utilizar el diseño de corriente forzada.
Más apropiado para casos con pequeñas temperatura de acercamiento entre el aire de entrada y el fluido de proceso de salida.	

2.3.4 Componentes de los enfriadores por aire

A continuación se presenta con detalle cada elemento que conforma los intercambiadores de calor enfriados por aire.

- **Ventiladores**

Los ventiladores que soplan o succionan aire a través del banco de tubos son del tipo axial, con diámetros que oscilan entre 3 y 16 pies, aunque pueden encontrarse equipos de 30 pies. Los ventiladores desplazan grandes cantidades de este aire en contra de una presión estática.

Estos equipos tienen curvas de desempeño características que están especificadas por cada fabricante. El diseñador deberá tener acceso a las curvas de los ventiladores que proporcionan información concerniente al volumen de aire, presión estática, potencia consumida y ruido. Un ventilador está constituido por dos componentes especiales, el eje y las aspas.

- **Eje**

Está montado en el árbol del ventilador. Puede construirse con hierro fundido, aluminio fundido o acero. Los fabricantes usualmente llevan a cabo el balance dinámico y estático del eje en el sitio de origen. Comercialmente se disponen de dos tipos de ejes, el de ajuste manual, que permite alterar el ángulo del aspa sólo cuando el ventilador se encuentra fuera de servicio, o el autovariable que incluye un dispositivo, usualmente un controlador neumático, que puede modificar el ángulo del aspa aun cuando el ventilador está en movimiento. En este último, el control se lleva a cabo usualmente mediante una señal de un indicador controlador de temperatura que responde a la temperatura de salida del fluido de proceso.

- **Aspas**

Pueden estar elaboradas de metal, usualmente aluminio o plástico reforzado con fibra de vidrio (PRFV) en donde la matriz está compuesta de una resina de plástico

termoestable y el refuerzo es fibra de vidrio. Las aspas de plástico son permisibles para operaciones con temperaturas de salida de aire menores a los 158 °F

El número de aspas y la habilidad del ventilador de trabajar bajo presión son proporcionales. Por lo tanto, puede enviarse la misma cantidad de aire con seis aspas operando a una menor velocidad angular que con cuatro. Sin embargo, a medida que se aumenta el número de aspas más allá de seis, disminuye la eficiencia del ventilador puesto que cada aspa trabaja en la zona turbulenta o remolino del aspa adyacente. Todas las aspas deben poseer el mismo ángulo de inclinación con respecto a la horizontal para asegurar una operación uniforme.

Usualmente, el ángulo se sitúa entre 12° y 27°, puesto que disminuye el desempeño del ventilador con ángulos menores y se hace inestable el flujo de aire con ángulos mayores. Los ventiladores deben ser del tipo flujo axial y cada uno debe ocupar al menos el 40% del área de la cara del haz de tubos al que entregan el aire.

- **Tubos aleteados**

Los tubos son usualmente de 1 pulgada de diámetro y pueden emplearse desnudos o contener aletas, dependiendo del servicio. Las aletas pueden llegar a proporcionar mayor área de transferencia entre un 15% y 20% que cuando se emplea el tubo desnudo. Esto resulta muy útil porque el coeficiente convectivo del lado del aire es sumamente bajo; de esta manera, el uso de aletas minimiza la resistencia a la transferencia de calor que proporciona este fluido.

Las aletas son generalmente de aluminio, por su bajo peso y alta conductividad térmica, comúnmente están espaciadas entre 8 y 16 aletas/pulgada y tienen una altura que oscila entre 3/8 pulgada y 5/8 pulgada y espesores entre 0,012 y 0,02 pulgadas.

En los tubos aleteados se desarrolla una resistencia mecánica y térmica entre el tubo y la base de la aleta debido a la diferencia en los coeficientes de expansión lineal del aluminio y del acero al carbón, siendo el primero dos a tres veces mayor. A medida que aumenta la temperatura de operación, la diferencia entre los coeficientes de expansión aumenta y así la resistencia. En este sentido, se han establecido valores máximos de temperaturas de operación soportadas por tubos aleteados dependiendo de los materiales de construcción del tubo y la aleta y del tipo de unión entre éstos.

Tabla 2.3 Límites prácticos de temperatura para cada tipo de unión aleta-tubo

Tipo de unión Aleta – Tubo	Temperatura máxima de diseño permitida (°C)
Incrustadas	400
Forzadas	260
Pie en tensión (<i>single, L-footed</i>)	120
Pie doble en tensión (<i>double, L-footed</i>)	150
Pie canalizado en tensión	260
Pie canalizado en tensión	260
Pega de canto	120

La figura 2.5 muestra dos tipos de tubos y como se clasifica de acuerdo a la manera como se sujete la aleta a éstos. La ilustración muestra la primera configuración de un tubo y aleta tipo “L” mientras que la segunda es la unión aleta-tubo tipo G incrustada.

Tipos de aletas:

- Tubos de aletas tipo pie en tensión (*single, L-footed*)
- Tubos de aletas tipo pie doble en tensión (*double, L-footed*)
- Tubos de aletas incrustadas (*grooveds or embeddeds*)
- Tubos aleteados bimetálicos
- Tubos de aletas forzadas (*extruddeds*)

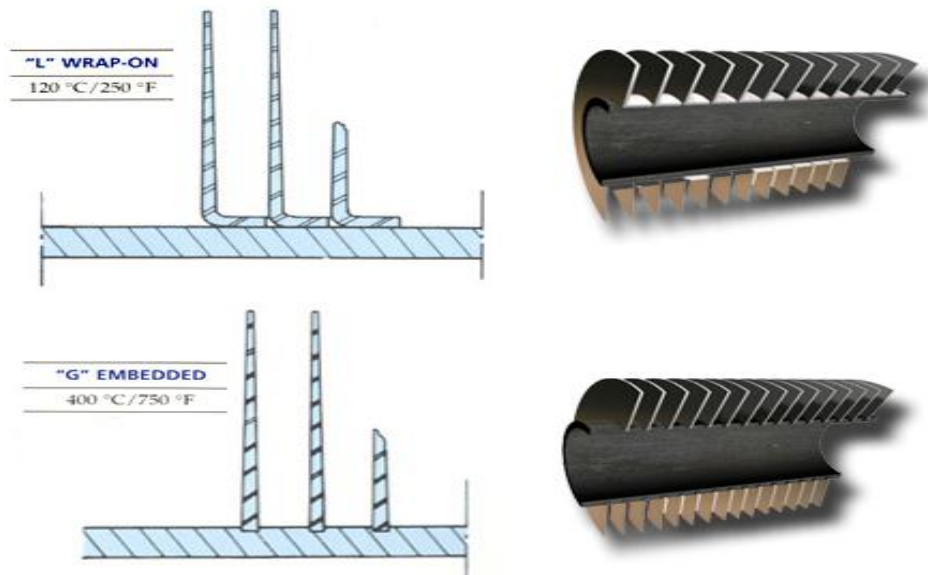


Figura 2.5 Tipos de aletas en los tubos de un enfriador por aire. (Avellán, 2012)

- **Haz de tubos**

El haz de tubos es el corazón de un intercambiador de calor enfriado por aire. Los tubos generalmente se arreglan en haces de 4 a 40 pies de longitud y de 4 a 20 pies de ancho y hasta una profundidad de 8 filas. En la figura 2.6 se aprecia un haz de tubos típico de un enfriador por aire.

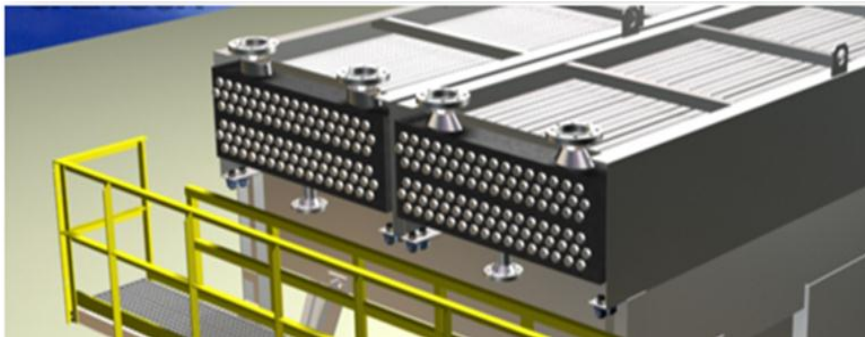


Figura 2.6 Haz de tubos típico de un Enfriador por Aire. (Avellán, 2012)

Al igual que los intercambiadores de tubo y carcaza, los diseños más económicos resultan cuando se emplean tubos largos. Por lo general las dimensiones máximas las impone el transporte de los equipos. Los haces pueden colocarse en paralelo o en serie, dependiendo del servicio requerido, pudiendo emplearse un mismo Bay para varios servicios pequeños.

- **Cabezales**

Los cabezales se emplean para introducir el fluido caliente a los tubos y recolectar el condensado en el extremo opuesto. Además, soportan las boquillas de entrada y salida así como las placas de repartición que crean los distintos números de pasos. Existen diversos tipos de cabezales, la figura 2.7 muestra cada uno de los que se nombrarán a continuación.

- Cabezal tipo tapón (*plug*)
- Cabezal tipo placa de cubierta (*cover plate*).
- Cabezal tipo colector de tubos (*manifold*) y
- Cabezal tipo sombrero (*Bonnet*).

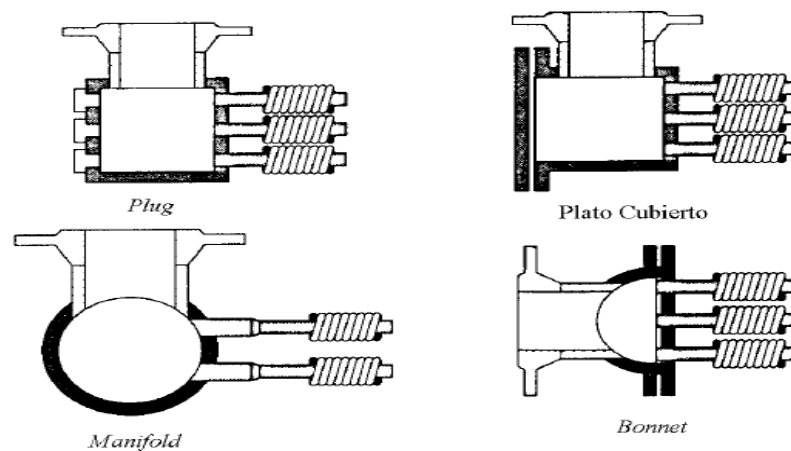


Figura 2.7 Cabezales más comunes de los enfriadores por aire. (Mendizábal, 2002)

- **Arreglo de los tubos en el haz**

Los tubos en el haz pueden estar colocados en arreglo alineado o en arreglo escalonado. En la figura 2.8 se detalla un banco de tubos en arreglo alineado, mientras la figura 2.9 un arreglo del tipo escalonado, éste tipo de configuración escalonada es característico de los enfriadores por aire de la estación.

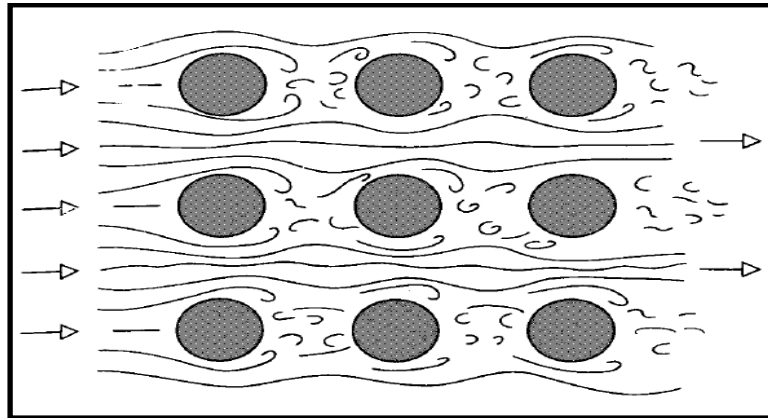


Figura 2.8 Banco de tubos en arreglo alineado. (Mendizábal, 2002)

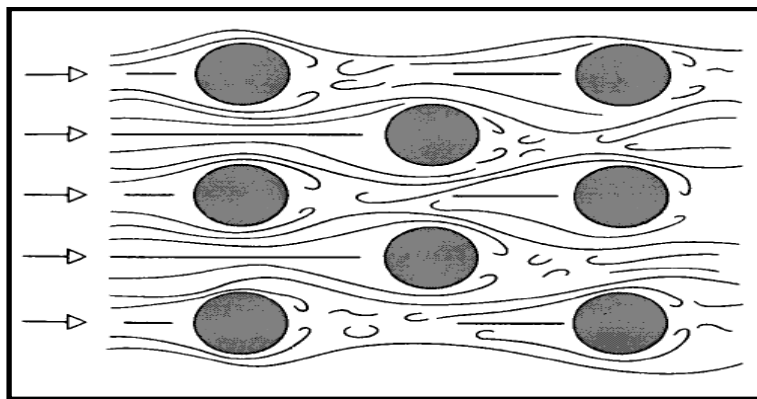


Figura 2.9 Banco de tubos en arreglo escalonado. (Mendizábal, 2002)

2.4 Análisis térmico

2.4.1 Consideraciones Generales

Los intercambiadores enfriados por aire están sujetos a una amplia variedad de cambios en las condiciones climáticas que plantean problemas de control. Es posible generar muchas soluciones a un problema térmico dado porque el número de filas de tubos, el área de los tubos expuesta al ventilador, la velocidad del aire y la geometría de la superficie, pueden ser variadas.

El procedimiento general para deducir las ecuaciones de diseño del enfriador por aire involucra la transferencia de calor y balance de materiales para el aire, el gas y el crudo en el intercambiador. Como parte de este balance se calcula el coeficiente de transferencia de calor y la temperatura media logarítmica, además es requerido un factor de corrección F , que corrige la diferencia de temperatura del medio del registro para cualquier desviación del flujo verdadero de la contracorriente.

Antes de escribir las ecuaciones que regulan el fenómeno de transferencia de calor en un intercambiador de calor, se deben establecer unas condiciones o suposiciones básicas que sustentan los modelos propuestos.

2.4.2 Suposiciones básicas

- El intercambiador opera en estado estacionario.
- Pérdidas de calor a los alrededores despreciables.
- No hay generadores de calor dentro del equipo.
- La capacidad calorífica a presión constante (C_p), de cada fluido es constante.
- La velocidad y la temperatura de los fluidos a la entrada del intercambiador son uniformes.
- El coeficiente de transferencia de calor (U) es constante a través del equipo.

- El área de transferencia de calor está distribuida uniformemente sobre cada fluido. En intercambiadores de pasos múltiples, el área de transferencia de calor se considera igualmente repartida en cada paso.
- Se supone que no ocurre cambio de fase en los fluidos involucrados o el cambio de fase ocurre bajo alguna de las siguientes condiciones:
 - A temperatura constante (fluido puro a presión constante). En este caso la capacidad calorífica del fluido que cambia de fase se considera infinito.
 - La temperatura del fluido que cambia de fase varía linealmente con el calor transferido durante la condensación o ebullición. En este caso el calor específico es constante y finito para el fluido que cambia de fase.
- En cuanto a la disposición de los fluidos:
- En flujo paralelo y en flujo contracorriente: la temperatura es uniforme en una sección transversal (dA) del equipo.
- En flujo cruzado cada fluido puede considerarse mezclado o no-mezclado en cada sección del equipo, dependiendo de las especificaciones del problema.
- En equipos con múltiples pasos, las condiciones anteriores aplican a cada paso dependiendo del arreglo de flujo que exista en cada uno de ellos. Entre cada paso, el fluido puede considerarse mezclado o sin mezclar, dependiendo del problema.
- El flujo másico de cada fluido está distribuido uniformemente a través del equipo dentro de cada paso. No hay estratificación, bypass, ni derrames de fluido.
- La conducción axial en el fluido y en las paredes del equipo son despreciables.
- Los cambios de energía cinética y potencial que sufren los fluidos son despreciables.

2.4.3 Coeficiente de transferencia de calor

Una parte esencial, y a menudo la más incierta, de cualquier análisis de intercambiador de calor es la determinación del coeficiente global de transferencia de calor. Durante la operación normal de un intercambiador de calor, a menudo las superficies están sujetas a la obstrucción por impurezas, formación de moho, u otras reacciones entre otros.

Jaramillo, O. (2007) en su libro Intercambiadores de Calor considera lo siguiente: existen dos flujos en un intercambiador de calor, el fluido caliente tiene una razón de capacidad calorífica definida como $C_h = \dot{m}C_{ph}$ [W/K] donde \dot{m} [kg/s] es el flujo másico y $C_h = \dot{m}C_{ph}$ [J/kgK] es su capacidad calorífica a presión constante y análogamente para el fluido frío se tiene $C_c = \dot{m}C_{pc}$. Entonces, con base en la primera ley de la termodinámica o conservación de la energía, se establece que el calor transferido (q) entre ambos flujos se puede describir por un balance de entalpía de la forma:

$$q = C_h(T_1 - T_2) = C_c(t_2 - t_1) \dots\dots\dots \text{Ecuación (1)}$$

Donde los subíndices 1 y 2 se refieren a entrada y salida del intercambiador, respectivamente, y las literales T y t son empleadas para indicar las temperaturas de los fluidos a la entrada y la salida, respectivamente.

La ecuación (1) es una representación ideal donde no se consideran pérdidas de calor y ésta sólo describe el calor que será transferido (la capacidad o comportamiento del intercambiador) para el caso donde se conocen los flujos másicos y las temperaturas de operación. Sin embargo, dicha ecuación no provee ninguna indicación del tamaño del intercambiador necesaria para mejorar su capacidad o eficiencia. Si consideramos el tamaño del intercambiador en la ecuación (1) podemos escribir,

$$q = U_n S \theta_m = U_h \eta_{ov,h} S_h \theta_m = U_c \eta_{ov,c} S_c \theta_m \dots\dots\dots \text{Ecuación (2)}$$

Donde S_h y S_c son las áreas de las superficies caliente y fría del intercambiador, U_h y U_c son los coeficientes globales de transferencia de calor referidos a la parte caliente y fría del intercambiador, y θ_m es la diferencia de temperaturas en operación. Las cantidades $\eta_{ov,h}$ y $\eta_{ov,c}$ es la eficiencia de intercambio de aleta y en el caso donde no se conocen para el intercambiador se puede utilizar la aproximación $\eta_{ov,h} = \eta_{ov,c} = 1$. Así, el proceso de intercambio de calor completo se puede representar por:

$$q = U_h \eta_{ov,h} S_h \theta_m = U_c \eta_{ov,c} S_c \theta_m = C_h (T_1 - T_2) = C_c (t_2 - t_1)$$

Que es en definitiva la combinación de las ecuaciones (1) y (2).

2.4.4 Efectividad o Eficiencia en un Intercambiador de Calor

$$\epsilon = \frac{q}{q_{max}}, (0 \leq \epsilon \leq 1) \dots\dots\dots \text{Ecuación (3)}$$

Que es la razón de la transferencia de calor a la máxima transferencia de calor posible.

Donde:

q = Cantidad de calor total transferido por el intercambiador.

q_{max} = Cantidad de calor total por diseño transferido por el intercambiador.

2.5 Flujo de fluidos en tuberías

El método más común para transportar fluidos de un punto a otro es impulsarlo a través de un sistema de tuberías. El manejo de los fluidos en superficies provenientes de un yacimiento de petróleo o gas, requieren de la aplicación de conceptos básicos relacionado con el flujo de fluidos en tuberías en sistemas sencillos y en red de tuberías, el uso de válvulas, accesorios y las técnicas necesarias para diseñar, evaluar y especificar equipos utilizados en operaciones de superficie.

El estudio del flujo multifásico ha tenido auge por el interés de ciertas industrias, como la petrolera y la del gas natural, en optimizar y hacer más rentable el transporte de sus productos. La importancia de esto es de tal magnitud, que el estudio de flujos multifásicos se ha venido desarrollando desde la década de los 50 en un intento por entender el comportamiento de las mezclas de múltiples fases, enfocados principalmente al cálculo de la caída de presión y velocidades de los fluidos en la tubería.

El modelaje matemático de este fenómeno, basado en balances de momento, masa y energía, es bastante complicado, por lo que ha resultado en una serie de correlaciones empíricas que describen el proceso de una manera más sencilla, suministrando a su vez relaciones entre la pérdida de presión y variables propias del sistema como: patrones de flujo, geometría y disposición de la tubería, propiedades de las fases y velocidad de los fluidos. El patrón de flujo se refiere a cómo se distribuyen las fases al fluir simultáneamente a través de una tubería, es decir, a la forma que adopta el flujo bajo determinadas condiciones de caudal (Beggs y Brill, 1991).

2.5.1 Número de Reynolds

Las investigaciones de Reynolds demostraron que el tipo de flujo, laminar o turbulento dependen del diámetro de la tubería, de la densidad, viscosidad del fluido y de la velocidad del flujo. El número adimensional resultante de combinar estas variables, llamado número de Reynolds, es la relación de las fuerzas dinámicas de la masa del fluido respecto a los esfuerzos de deformación ocasionados por la viscosidad. El número de Reynolds para mezclas homogéneas es definido como:

$$Re_M = \frac{\rho_M * v_M * d_i}{\mu_M} \dots\dots\dots \text{Ecuación (4)}$$

Donde:

Re_M : Número de Reynolds de la mezcla.

ρ_M : Densidad del fluido (mezcla).

v_M : Velocidad del flujo.

d_i : Diámetro interno de la tubería.

μ_M : Viscosidad absoluta o dinámica del fluido (mezcla).

El número de Reynolds varia linealmente con la tasa de flujo para un fluido y un tamaño de tubería dado (ver figura 2.10). La transición de flujo laminar a turbulento ocurre en Re igual a 2100.

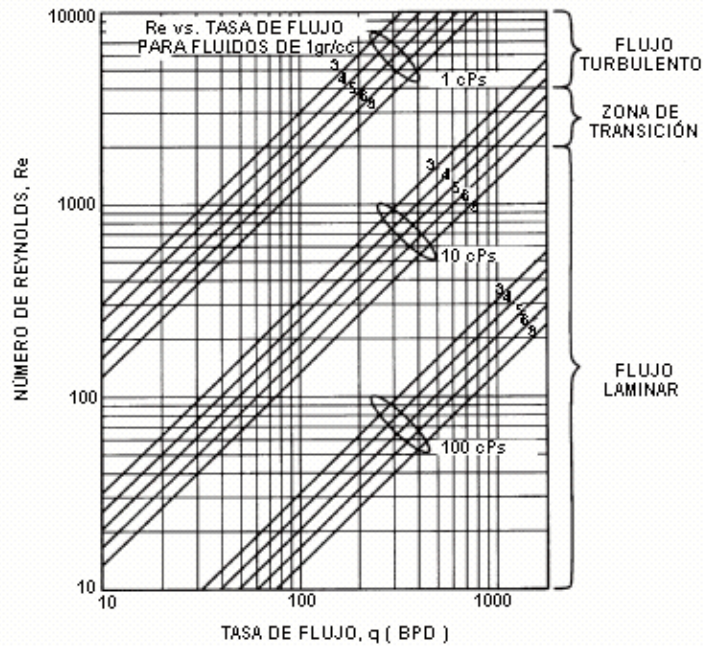


Figura 2.10 Variación del número de Reynolds con la tasa de flujo, viscosidad y tamaño de tubería. (Maldonado, 2002)

2.5.2 Ecuación de Darcy

La ecuación general de la caída de presión, conocida como la ecuación de Darcy, para flujo en tuberías es:

$$\Delta P = \frac{\rho * f * L * v^2}{2 * d_i} \dots\dots\dots \text{Ecuación (5)}$$

Donde:

- ΔP : Caída de presión.
- ρ : Densidad del fluido.
- f : Factor de fricción.
- L : Longitud de la tubería.
- v : Velocidad del flujo.
- d_i : Diámetro interno de la tubería.

Esta ecuación es válida tanto para flujo laminar como para flujo turbulento y para cualquier líquido en la tubería. Se aplica a tuberías de diámetro constante, considerando que la densidad permanece razonablemente constante a través de una tubería recta, ya sea horizontal, vertical o inclinada.

2.5.3 Variables que Afectan la Caída de Presión en Tuberías Horizontales

- **Efecto del diámetro de la tubería:** A menor diámetro mayor será la pérdida de presión a lo largo de la tubería.
- **Efecto de la tasa de flujo:** A mayor tasa de flujo, mayor será la velocidad de los fluidos transportados, lo que provoca un aumento en las pérdidas por fricción.
- **Efecto de la relación Gas-Líquido:** En tuberías horizontales, contrariamente a lo que ocurre en tuberías verticales, a mayor relación gas-líquido, mayor la pérdida de presión, ello se debe a que la tubería debe transportar un fluido adicional, en otras palabras, a mayor relación gas-líquido mayor será la velocidad de la mezcla por lo que las pérdidas de presión por fricción serán mayores.
- **Efecto de la viscosidad líquida:** A mayor viscosidad de la fase líquida mayor será la resistencia que dicha fase opone a fluir, por lo que mayores serán las pérdidas de energía en la tubería.
- **Efecto de la relación Agua-Petróleo:** Excepto para crudos viscosos la relación agua petróleo no tiene un marcado efecto sobre las curvas de gradiente horizontal.

- **Efecto de la energía cinética:** Salvo para altas tasa de flujo en regiones de baja presión (menor de 150 lpc) donde la densidad es baja y la velocidad se incrementa rápidamente, el término de aceleración no se toma en cuenta.

2.5.4 Regímenes de Flujo Multifásico Horizontal

Para los regímenes de flujo de líneas horizontales las caídas de presión no tienen tanta incidencia como en las tuberías verticales, sin embargo, los regímenes de flujo son considerados en algunas correlaciones de caída de presión y pueden afectar las operaciones de producción en otras vías.

En la figura 2.11 (Beggs y Brill, 1978) presenta la descripción de los regímenes de flujo más comunes de gas-líquido en líneas horizontales. Estos regímenes son clasificados en cuatro (4) tipos de regímenes: flujo estratificado, en el cual las dos fases están separadas; flujo intermitente, en el cual el gas y el líquido están alternados, flujo anular donde la fase gaseosa es continua y la mayor parte de líquido se introduce en ésta en gotas, la pared de la tubería está compuesta por una película y la fase gaseosa controla la caída de presión y el flujo disperso, en el cual una fase está dispersa en la otra fase.

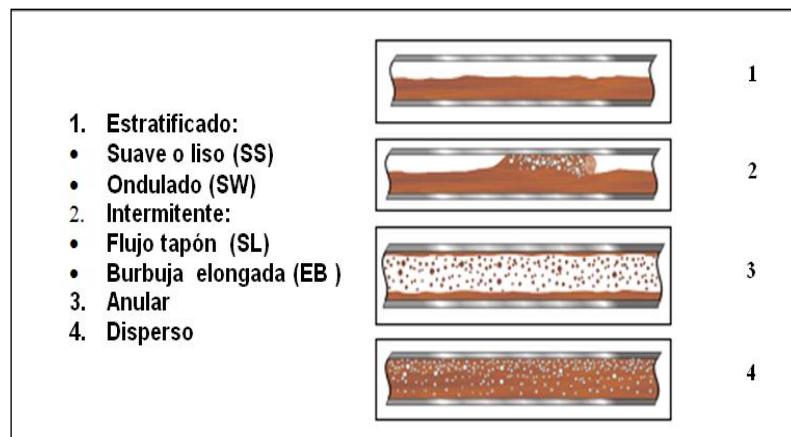


Figura 2.11 Regímenes de flujo para flujo natural en tuberías horizontales. (Maldonado, 2005)

El flujo estratificado está clasificado en estratificado liso y estratificado ondulado. El flujo estratificado suave consiste en el líquido fluye sólo en el fondo de la tubería y el gas fluye sólo en el tope, con una interface uniforme entre las fases. Este régimen de flujo ocurre a tasas relativamente bajas de ambas fases. En tasas altas de gas la interface viene a ser ondulada y el flujo resultante estratificado ondulado.

Los regímenes de flujo intermitentes son flujo tapón de líquido (*SLUG*) y flujo tapón de gas (*PLUG*) (también llamado burbuja elongada). El flujo tapón de líquido consiste en un tapón largo de líquido alternadamente con una de burbuja de gas de alta velocidad que llena siempre la tubería entera.

El flujo anular se produce cuando las burbujas de gas se expanden y atraviesan los tapones de líquidos más viscosos, originando que el gas forme una fase continua cerca del centro de la tubería, llevando pequeñas gotas de líquido en ella, y a lo largo de la tubería se produce una película de líquido que se mueve.

Para el caso del flujo disperso es muy similar al anular pero, en este caso la fase dispersa es el gas y no el líquido.

2.5.5 Flujo Multifásico en Tuberías

Para analizar este fenómeno generalmente se divide el estudio en cuatro (4) categorías:

- Flujo multifásico en la tubería vertical
- Flujo multifásico en tuberías horizontales
- Flujo multifásico en la tubería inclinada
- Flujo multifásico direccional.

Los usos que tienen estos estudios del flujo de fluido dentro de la industria petrolera son variados y van desde; el flujo natural para pozos, el estudio de la completación de pozos, las estimaciones de los métodos de levantamiento artificial, la determinación de los sistemas de separación, la determinación de los sistemas de tuberías tanto de pozos como de superficie, entre otros.

Las pérdidas de presión entre dos puntos que se suscitan durante el flujo de fluidos por la tubería vertical son la respuesta de un balance de energía en el flujo de fluidos.

2.5.6 Velocidad de Erosión (Velocidad Límite)

Líneas de flujo, múltiples de producción, procesos de cabezales de pozos y otras líneas que transportan gas y líquido en flujo bifásico deben diseñarse primeramente con base en la velocidad de erosión del fluido. La experiencia ha demostrado que la pérdida de espesor de la pared ocurre por un proceso de erosión/corrosión. Este proceso es acelerado por las altas velocidades del fluido, presencia de arena, contaminantes corrosivos tales como CO₂, H₂S y de accesorios que perturban la trayectoria de la corriente como los codos.

2.5.7 Dimensionamiento de tuberías

Las condiciones de diseño de la tubería, incluyendo temperatura y presión, deben estar de acuerdo con los requerimientos de las normas ANSI B31.3, ANSI B31.4, ANSI B31.8 utilizadas en las normas de PDVSA (el que aplique de acuerdo al servicio y ubicación de la línea). Los lineamientos para el dimensionamiento de líneas de líquido, gas y flujo bifásico, están dados a continuación:

Líquidos

- Cuando los líquidos son movidos por una presión diferencial (incluyendo cabezales estáticos) y la caída de presión no es una consideración, la velocidad máxima permisible es determinada desde el punto de vista de vibración, ruido y erosión.
- Para otros servicios de líquidos se recomienda en general que las pérdidas por fricción máxima sea de 4 lpc/100 pies y las velocidades entre 5 y 15 pies/seg.

Tabla 2.4 Criterios de diseño líneas de líquido
Norma PDVSA L- TP 1.5 “Cálculo hidráulico de tuberías”

Criterios de diseño		
Tipo de servicio	Velocidad permisible (pies/seg)	ΔP máximo
Recomendación general	5-15	4,0(lpc/100 pies)
Línea de transferencia hidrocarburo	----	1-3(pies líq/100 pies)

Gases y Vapores

- Para sistemas atmosféricos y super atmosféricos, las pérdidas por fricción deben mantenerse entre 0,15 y 2 lpc /100 pies.
- Para sistemas sub atmosféricos, las perdidas por fricción deben mantenerse menor a 0,1 lpc /100 pies de tubería.

Tabla 2.5 Criterios de diseño líneas de gas
 Norma PDVSA L- TP 1.5 “Cálculo hidráulico de tuberías”

Caídas de presión máximas	
Tipo de servicio Recomendación general Nivel de presión, lpc	ΔP máximo (lpc/100 pies)
P>500	2,0
200<P<500	1,5
150<P<200	0,6
50<P<150	0,3
0<P<50	0,15

- La velocidad debe ser menor a la velocidad erosional, recomendándose entre 30 – 120 pies/seg.
- La velocidad erosional está dada por la siguiente expresión:

$$V_{erosional} = \frac{160}{\sqrt{\rho_g}} \dots\dots\dots \text{Ecuación (6)}$$

- Para líneas de proceso, se recomienda una velocidad para el gas de:

$$V_{recomendada} = \frac{100}{\sqrt{\rho_g}} \dots\dots\dots \text{Ecuación (7)}$$

Mezcla Gas-Líquido

En general, la velocidad promedio permisible de una mezcla debe ser igual o menor a la velocidad erosional.

- Para crudos sucios (presencia de arena), la velocidad máxima permisible de la mezcla debe ser menor o igual al 50% de la velocidad erosional o sea:

$$V_{\text{max,permisible}} = \frac{80}{\sqrt{\rho_m}} \dots\dots\dots \text{Ecuación (8)}$$

- Para crudos limpios (sin presencia de arena), la velocidad máxima permisible de la mezcla debe ser menor o igual al 62,5 % de la velocidad erosional o sea:

$$V_{\text{max,permisible}} = \frac{100}{\sqrt{\rho_m}} \dots\dots\dots \text{Ecuación (9)}$$

- Las pérdidas por fricción deben ser menores a 4 lpc/100 pies de tubería.

2.6 Simulación de procesos

Los paquetes de simulación son instrumentos de cálculo básico para la realización de diversas aplicaciones en el campo de la ingeniería. Estos permiten realizar una evaluación rápida y confiable de diversos procesos, proporcionando información útil para el diseño conceptual, así como para el estimado de costos de equipos y servicios.

También, con el uso de simuladores es posible analizar y/o optimizar la secuencia operacional de los elementos que componen el proceso (diagramas de flujo), localizar restricciones (cuellos de botella) y predecir el comportamiento de plantas existentes que pueden ser sometidas a diversas condiciones de operación, a fin de predecir la respuesta del proceso a estas modificaciones, proporcionando suficiente información para planificar una mejor operación.

Las partes de un simulador de procesos son sus modelos matemáticos, conjunto de ecuaciones que relacionan entre sí las variables de proceso, tales como: presión, temperatura, composición, flujo, carga térmica, etc. Los modelos matemáticos fundamentales de un simulador de proceso son las ecuaciones de estado, entre las más

usadas en la industria del gas natural se encuentran: Soave- Redlich- Kwong (SRK), Peng-Robinson (PR) y Benedict-Webb-Rukin-Starling (BWRS).

2.6.1 Selección del sistema termodinámico

Según las características del gas de entrada a la planta y debido a la ausencia de hidrógeno en la corriente de alimentación y presencia de C5 y más pesados, las ecuaciones que se pueden emplear son: Peng-Robinson (PR), Soave Redlich Kwong (SRK), Benedict Webb Rubein Starling Twu (BRWST) y Lee Kesler Plocker (LKP).

En la tabla 2.6 se muestra un rango de operación de las ecuaciones y se observa que Peng-Robinson (PR) y SRK (Soave Redlich Kwong), presentan el mismo rango de operación

Tabla 2.6 Rango de operación en P y T con el método. (Rebolledo, 2007)

Método	Rango de Temperatura (°F)	Rango de presión (lpca)
PR/SRK	-460 a 1200	0 a 5000
LPK	-460 a 600	0 a 2000
BWRST	-460 a 200	0 a 2000

2.6.2 Simulador PRO/II ®

PRO/II ® es un paquete de simulación de procesos en estado estacionario diseñado por la empresa Simulation Sciences (Simsci) para el uso de la industria química, de refinación de petróleo, de gas natural y petroquímica en general. En este sistema se combina la fuente de datos de una extensa librería de componentes químicos y de métodos de predicción de propiedades químicas; con la más avanzada y flexible técnica de operación unitaria para ofrecer al ingeniero de procesos la facilidad de cálculos en el manejo de balances de masa y energía.

PRO/II es un programa de simulación de procesos exhaustivo, se ejecuta como una aplicación compatible con Windows en Windows 2000, XP o 2003. PRO/II combina todas las potentes funciones de simulación familiares a la ingeniería de procesos en todo el mundo con la facilidad de una interfaz gráfica de usuario intuitiva. Diagrama de flujo de procesos, que incluye unidades de procesos como columnas rigurosas de destilación, compresores, reactores, intercambiadores de calor, mezcladores, etc, pueden ser construido y simulado utilizando PRO/II. (SimSci-Esscor 2006).



Figura 2.12 Ventana de entrada al software de simulación PRO/II

Los métodos de cálculo de PRO/II están basados en modelos matemáticos y ecuaciones de estado clásicas que describen los procesos químicos mediante el cálculo de temperaturas, presiones, composición y propiedades termodinámicas tales como entropías y entalpías. Para esto el programa analiza cada equipo por separado, estudiando las corrientes de entrada y salidas, resolviendo balances de masa y energía mediante la resolución de sistemas de ecuaciones.

2.6.3 Simulador PIPEPHASE®

PIPEPHASE ® es un programa de simulación que predice estado estable, presión, temperatura y perfiles de líquidos embotellados en pozos, líneas de flujo, sistemas de recolección, y otras configuraciones lineales o de red de tuberías, pozos, bombas,

compresores, separadores y otras facilidades. Los tipos de fluido que PIPEPHASE puede manejar incluye líquido, gas, vapor y mezclas multifásicas de gas y líquido.

Varias capacidades especiales han sido diseñadas en PIPEPHASE incluyendo análisis de pozos con comportamiento de influjo; análisis de gas lift y análisis de sensibilidad nodal. Estas adiciones amplían el rango de aplicación de PIPEPHASE tanto que el rango completo de la red de problemas de línea de tubería pueden ser solucionados.

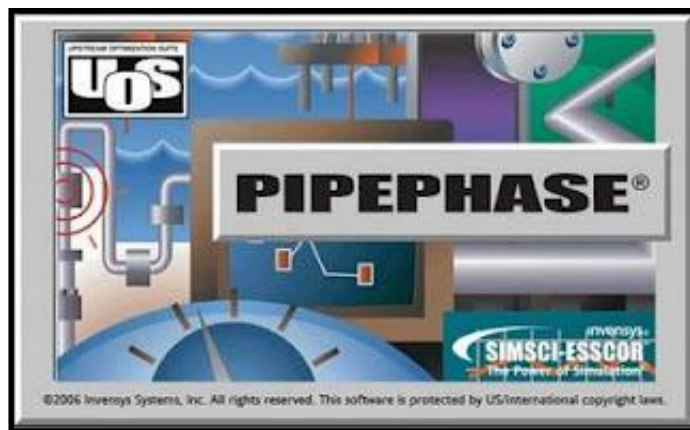


Figura 2.13 Ventana de entrada al software de simulación PIPEPHASE

2.6.4 Simulador HTRI (Heat Transfer Research Inc.)

Los programas de HTRI son el “estándar de facto” para diseño de intercambiadores de calor. Alguno de los cálculos que permite este programa es evaluar el desempeño de enfriadores por aire geoméricamente especificados, no plantea el diseño pero permite evaluarlos de forma completa, al usar información rigurosa mecánica del equipo permitiendo además el flujo bifásico en tubos.

2.7 Estimación de costos

En PDVSA la ejecución de un proyecto es vista como un proceso de desarrollo de fases, desde que se visualiza hasta la puesta en operación del activo o la instalación.

Es por ello que para la ejecución de proyectos se elaboraron unas guías donde se resumieron una serie de reglas y prácticas de gerencia para la conducción exitosa del proyecto a través de todas las fases y asegurar así, que se agoten todas las instancias debidas y establecidas antes de pasar de una fase a la otra y acarrear costos adicionales.

Las Guías de Gerencia para la Ejecución de Proyectos de Inversión de Capital o GGPIC son guías de uso práctico en la ejecución de proyectos, las cuales dividen un proyecto de inversión de capital en cinco fases, descritas a continuación:

- **Visualizar:** Se identifica el proyecto para el plan de negocios
- **Conceptualizar:** Selección de la mejor opción o alternativa del proyecto
- **Definir:** Definición completa del alcance de la(s) opción(es) seleccionada(s) y desarrollo de un plan de ejecución detallado que le permita a PDVSA comprometer los fondos u obtener el financiamiento requerido
- **Implantar:** Contratación y materialización del plan de ejecución del proyecto hasta la completación mecánica
- **Operar:** Puesta en operación del proyecto y análisis del cumplimiento de las expectativas del negocio

En cada fase, la elaboración de los estimados de costo es obligatoria, con el propósito de que se aprueben los alcances logrados y determinar si la inversión realizada hasta el momento justifica la continuidad del proyecto.

Los estimados de Costo Clase V o de Orden de Magnitud son elaborados en la fase de Visualización de un proyecto. Estos permiten a Gerencias de Negocios de la organización determinar la pre-factibilidad económica de la inversión a partir de los planes de inversión contemplados a largo y mediano plazo.

Para realizar los estimados de costos, PDVSA cuenta en cada una de sus filiales con especialistas en esta rama que utilizan sistemas de costos

2.7.1 Proceso de Ejecución de Proyectos en PDVSA

La ejecución de un proyecto puede ser vista como un proceso que se desarrolla en fases, desde que nace o se concibe la idea hasta que se materializa y se pone en operación el activo o la instalación, y ésta comienza a generar un valor al accionista o dueño.

Para efectos del trabajo especial de grado, la estimación de costos está basada en la fase de visualización en la ejecución de proyectos. En esta primera fase se originan los proyectos de inversión, se establecen los objetivos y propósitos de los mismos, se verifica el cumplimiento con las estrategias y lineamientos del plan de negocios, se elabora el alcance preliminar, se estima el costo (estimados Clase V) y tiempo de ejecución, y se evalúa la factibilidad técnica y económica para proseguir el proyecto.

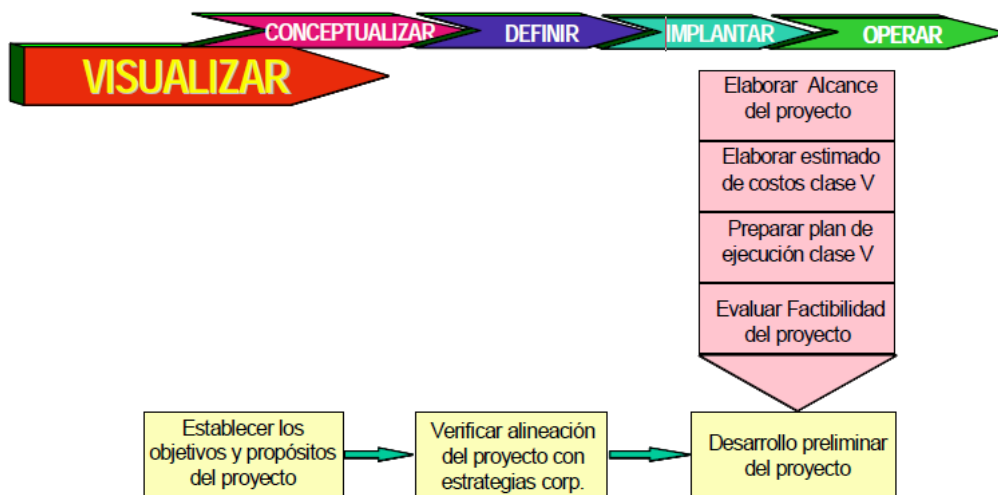


Figura 2.14 Fase Visualizar: Proceso de Ejecución de Proyectos (Zerpa, 2003)

Entre tanto, las fases conceptualizar, definir, implantar y operar se encuentran a cargo de la Gerencia de Optimización de Producción Furrrial.

2.7.2 Estimado de costo

Un estimado de costo se define como el pronóstico de los costos de los diferentes elementos que integran un proyecto o programa de alcance definido y el cual respalda la toma de decisiones sobre la viabilidad de ejecutar el proyecto o programa en las fases de visualización, conceptualización y definición. En general, los estimados de costos cubren los siguientes objetivos:

- Evaluación de la factibilidad de ejecución
- Análisis de rentabilidad económica y estudios económicos de alternativas
- Aprobación presupuestaria
- Base para la comparación de ofertas en las licitaciones
- Control de costos en la fase de construcción de proyectos

La confiabilidad y calidad de los estimados de costos depende del grado de definición del alcance o completación de la ingeniería del proyecto, metodología o información de costos que dispongan los grupos de estimadores responsables por su preparación, y del plan de ejecución para la ingeniería, procura de equipos y materiales, licitación y construcción del proyecto.

El alcance de un estimado incluye todos los costos directos e indirectos para la ingeniería, equipos, materiales, mano de obra y costos del propietario.

- **Costos directos**

Son los que están relacionados directamente a un trabajo o actividad particular, e incluye los costos asociados a las horas hombre de ingeniería, equipos, materiales, mano de obra, equipos de construcción e insumos.

- **Costos indirectos**

Son aquellos que no forman parte final de la instalación pero que corresponden al costo del proyecto, tales como los costos de servicios profesionales de gerencia, coordinación, supervisión de la ingeniería, procura, construcción, facilidades temporales para la construcción (talleres, oficinas), vehículos, impuestos, seguros y gastos administrativos tanto del contratista como del propietario del proyecto, ganancias del contratista, costo de insumos y mano de obra requerida para el arranque y puesta en marcha del proyecto, contingencias y escalación.

2.7.3 Clase de estimado de costos

Los estimados de costo requeridos para la evaluación, aprobación presupuestaria, licitaciones, control de costos de proyectos y programas sometidos en el presupuesto de inversiones de PDVSA, son desarrollados por los estimadores de costos, bajo las mismas bases y criterios, de manera de garantizar su consistencia y precisión. En caso de ser contratados, los estimados deberán ser avalados por dichos estimadores.

Dependiendo de la fase en que se encuentre el proyecto y de la necesidad de sus promotores y gerentes, se pueden elaborar distintos tipos de estimados que se diferencian entre ellos por el grado de precisión, nivel de incertidumbre que se maneja y la cantidad de información y herramientas utilizadas en la estimación.

A continuación se nombran las clases de estimados de costos:

- **Clase V.** Estimado de orden de magnitud relacionado con la planificación a mediano plazo de proyectos
- **Clase IV.** Estimado de costo para solicitar la ejecución de la ingeniería del proyecto
- **Clase III.** Estimados para someter propuestas tentativas en el presupuestos de inversiones
- **Clase II.** Estimado de costo para someter propuestas firmes en el presupuesto de inversiones
- **Clase I.** Estimados detallados para análisis de ofertas para la contratación de obras control de casos relacionados con la fase de ejecución

A continuación se define el Estimado Clase V indicándose sus características, grado de precisión y confiabilidad que puede esperarse del mismo.

2.7.4 Estimado Clase V. Estimado de orden de magnitud relacionado con la planificación a mediano plazo de proyectos

Este tipo de estimado de costos se utiliza con el propósito de respaldar la toma de decisiones con respecto a la preparación del plan a mediano plazo y solicitar fondos para la realización de la ingeniería conceptual. Es utilizado en la etapa inicial del proyecto o fase de visualización, para su aplicación debe haber una definición a “grosso modo” del proyecto y de sus principales unidades de proceso.

El método de estimación se basa en datos históricos de costos de proyectos ejecutados o curvas de costos de unidades de procesos similares, correlacionadas por su capacidad y actualizarla por índices de precios. La mayor dificultad en los sistemas de estimación de orden de magnitud, es desarrollar una comprensiva y suficiente

información histórica de costos. Esta información debe obtenerse de proyectos ejecutados, suplidores, listas de precios, etc.

Cabe destacar que la información a recabar debe ser equivalente al alcance del trabajo que se está estimando. Su precisión y confiabilidad dependerán de la pericia con que se evalúe, factorice o escale la información estadística de costos de proyectos similares, anteriormente ejecutados o en actual etapa de desarrollo.

2.7.5 Contingencia

Es un elemento de costo que se agrega para compensar desviaciones desfavorables en el estimado de costo por imprevistos e intangibles producidos por imperfecciones de los métodos de estimación, errores de información y de cálculos, condiciones económicas, accidentes durante la construcción, desfase en la ejecución y baja productividad.

Es importante señalar que las contingencias no cubren cambios en el alcance del proyecto ni eventos mayores como desastres ambientales y huelgas. Para determinar el monto de contingencias y el grado de precisión del estimado se recurre a los análisis de riesgo, utilizando herramientas matemáticas. Adicionalmente, con el análisis de riesgo se maximiza la probabilidad de éxito de un proyecto debido a que se identifica, analiza y se establece un plan de acción para mitigar los riesgos de un proyecto.

Generalidades del Área de Estudio

En este capítulo se hace una descripción del área de trabajo representada por el campo El Furrial y la Estación Principal Jusepín 2.

3.1 Ubicación y descripción del Campo El Furrial

El campo El Furrial fue descubierto en el año 1986 por LAGOVEN S.A. con la perforación del pozo FUL - 1, el cual probó un potencial de 7500 BPD de crudo de 26 °API. El campo está situado al norte del Estado Monagas a unos 35 Km al oeste de Maturín y tiene aproximadamente 13 Km de largo y 7 Km de ancho.

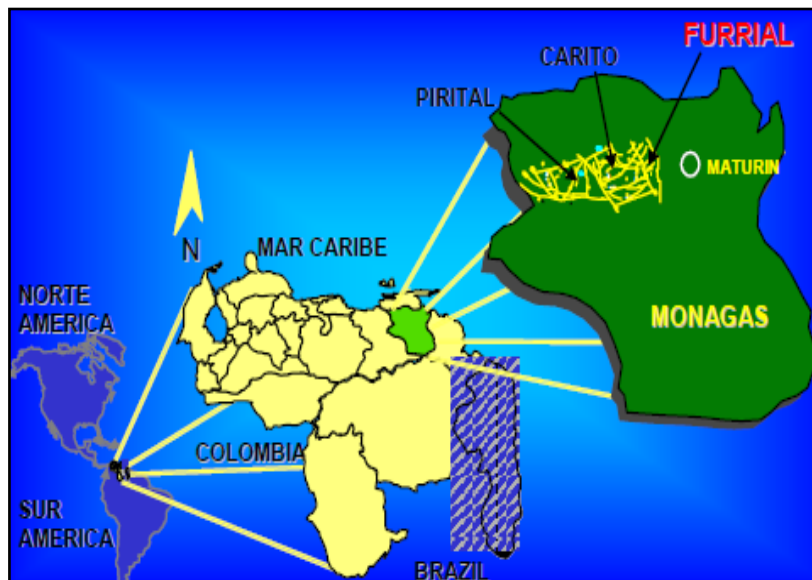


Figura 3.1 Ubicación del campo El Furrial. (Ávila, 2012)

El Furrial representa el mayor campo productor de petróleo del oriente del país, está conformado por los yacimientos Naricual Superior, Naricual Inferior y Cretáceo.

El Petróleo Original en Sitio (POES) estimado para el campo El Furrial es de 8642 MMBND, las reservas probadas totales fueron cuantificadas en 4192 MMBND, lo que resulta en un factor de recobro del 48,5% luego de la incorporación de

3019 MMBND mediante procesos de mantenimiento de presión por inyección de agua y gas.

Los más importantes factores que influyen el comportamiento de los fluidos del campo El Furrial son:

- Alta temperatura (273-320 °F) y presión (11020 Lpca)
- Contenido de asfáltenos (4-12% peso)

La columna de hidrocarburos es altamente subsaturada, los yacimientos son de tipo volumétrico, no hay capa de gas, y tiene altas condiciones de presión y temperatura. Esto muestra un claro gradiente composicional con profundidad. Los cambios composicionales son reflejados en la gravedad API, los asfáltenos, sulfuros, contenido de hierro y vanadio, todos estos aumentan con la profundidad.

El Plan de explotación del Campo El Furrial está caracterizado por la inyección de agua y gas. El Proyecto de inyección de agua fue iniciado en 1992 por Lagoven con la primera etapa de recuperación secundaria a través del proyecto de Recuperación Secundaria Oriente (RESOR) en el Yacimiento El Furrial, mientras que para el año 1997 comenzó la segunda etapa del proceso mediante la inyección de gas para así mantener la presión del yacimiento.

El campo se divide en dos áreas, Furrial Este y Furrial Oeste. Actualmente, el campo El Furrial Este cuenta con ciento tres (103) pozos activos con un aporte de producción en el orden de 413,6 MBND y 628 MMPCND.

Esta producción es recolectada en siete (7) múltiples de producción localizados estratégicamente en el campo y transferida por diecisiete (17) líneas principales de transferencia de fluido hacia la Estación Principal Jusepín 2, tal como muestra la figura 3.2, en la cual se realiza el procesamiento de los fluidos en tres (3) niveles de

presión, alta, media y baja (540, 145 y 45 lpc, respectivamente), donde finalmente es procesado para cumplir con las normativas de especificación.

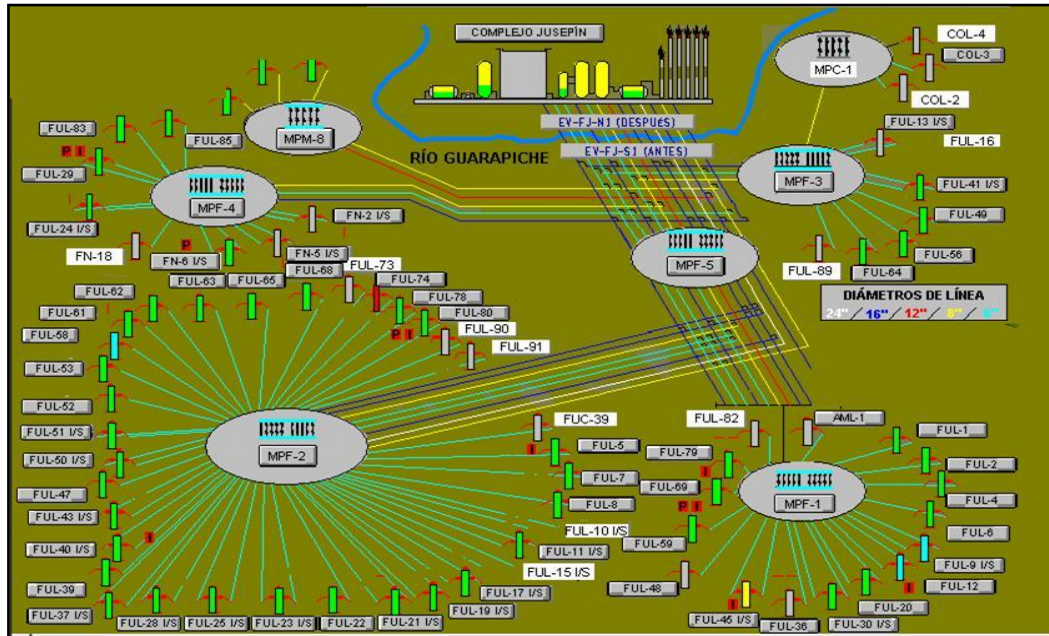


Figura 3.2 Sistema de Recolección Campo El Furrial, Área Este

3.2 Ubicación y descripción de la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2)

La Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2) perteneciente al Distrito Furrial de PDVSA - Oriente, está ubicada al Noreste del Estado Monagas a 2 Km de la localidad de Jusepín, tal como se muestra en la siguiente figura; la estación se encarga de procesar los fluidos asociados al sistema de recolección de los pozos del Campo Furrial Área Este.

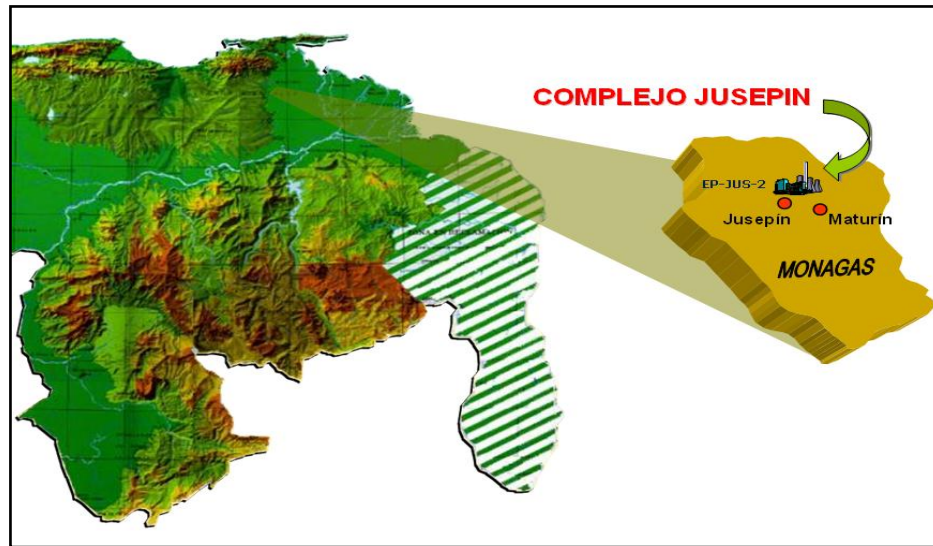


Figura 3.3 Ubicación de la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2)

En la EPJ-2 el manejo y procesamiento de crudo y gas se lleva a cabo mediante los siguientes procesos de tratamiento:

1. Separación gas/líquido.
2. Enfriamiento de crudo y gas.
3. Depuración de gas.
4. Estabilización de crudo.
5. Deshidratación del crudo.
6. Tratamiento químico del crudo.
7. Sistema de automatización y control de operaciones.

El crudo proveniente del campo El Furrial área Este, es recolectado en los siete múltiples de producción repartidos en diferentes localizaciones del campo, de estos múltiples, parte un sistema de líneas de transferencia de diferentes diámetros que pasan por el MPF-5 (Múltiple de Furrial 5) y luego llegan a la EPJ-2. El sistema de líneas troncales está conformada por 17 oleoductos laterales (6" prueba, 6" media, 6" JOM, 8", 8" de prueba, 12", 16" A/B/C/D Vieja, D Nueva/E/F/G/H/I y 24") los cuales manejan la producción húmeda del campo.

La Estación Principal Jusepín 2 está conformada por:

- Nueve (9) módulos de producción (I, II, III, IV, V, VI, VII, VIII y IX) con separación en cascada, con una capacidad en separación y depuración a nivel de alta presión de 160 MBND y 128 MMPCND y en media de presión de 528 MBND y 500 MMPCND.
- Seis (6) tanques de estabilización de crudo, con un total de quince (15) bombas centrífugas con motor eléctrico de operación regular con capacidad de bombeo de 41 MBD cada una y (3) auxiliares de combustión interna con capacidad de bombeo de 40 MBD para la transferencia del fluido desde la etapa de estabilización de crudo hasta la planta de deshidratación.
- Dos (2) tanques de asentamiento dinámico de 55 MBD cada uno, con nueve (9) bombas para el envío de fluido desde los tanques de asentamiento dinámico hacia los deshidratadores electrostáticos.
- Siete (7) deshidratadores electrostáticos con capacidad para procesar en total 400 MBD de crudo y 26 MBD de agua cada uno.
- Dos (2) oleoductos de 24 y 20 pulgadas, para la transferencia de crudo desde la EPJ-2 hasta patio de tanque y una tubería de 16 pulgadas, para la transferencia en custodia del agua desde la planta de deshidratación en la EPJ-2 hasta SAEN.
- Tres (3) trenes de prueba, módulo JOM, módulo II y módulo IV.
- Tres (3) mecheros (M-01/ M-05/ M-06)
- SAI (Sistema de aire e instrumentos)
- S.C.I (Sistema contra incendio)
- Fosa 24.000

A continuación se presenta en la figura 3.4 un esquema general de la Estación Principal Jusepín 2.

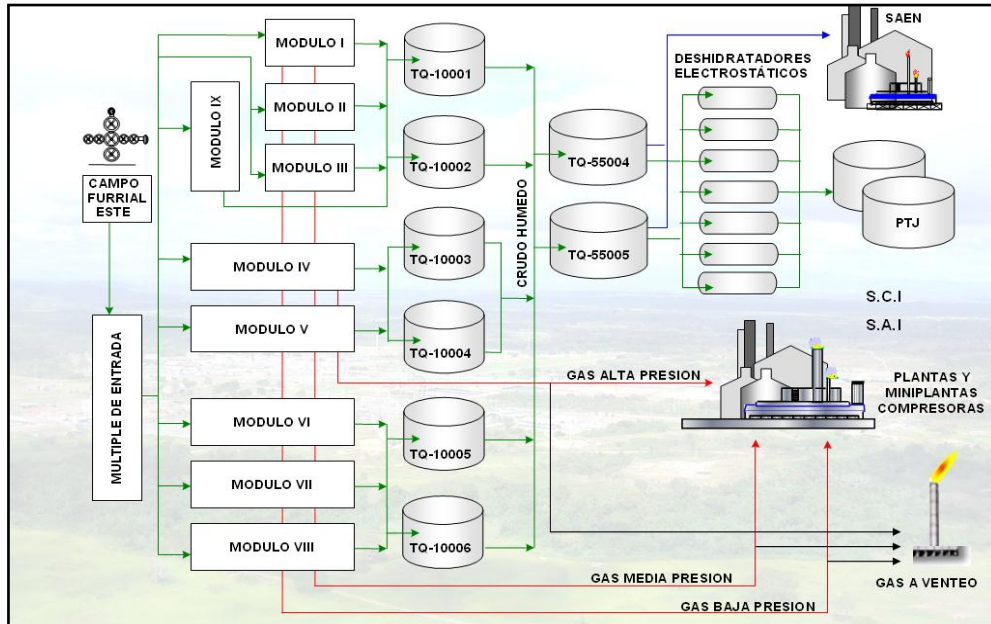


Figura 3.4 Diagrama de procesos de la EPJ-2

3.3 Área específica de estudio: Módulos de producción VI y VII

El módulo de producción VI fue puesto en marcha en el año 1997, mientras que el módulo VII fue puesto en funcionamiento en el año 1998. Cada módulo fue diseñado para manejar por separado 80 MBND de crudo y 80 MMPCND de gas.

Los módulos VI y VII son similares y cuentan con dos etapas de separación en serie: media presión (145 lpc) y baja presión (45 lpc). La figura 3.5 muestra el diagrama del proceso de los módulos.

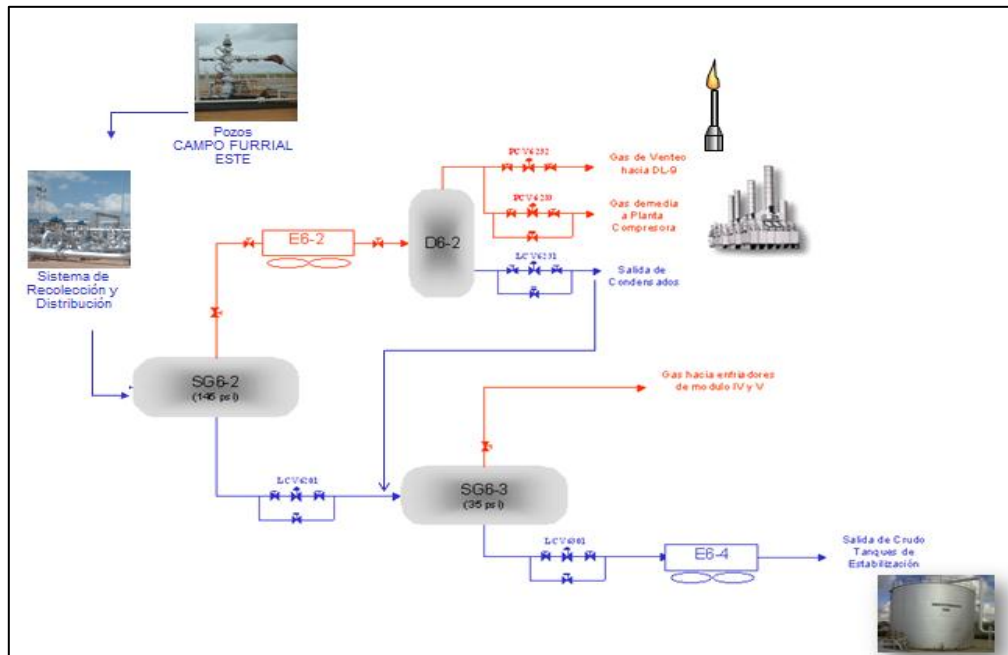


Figura 3.5 Diagrama del Proceso de los Módulos VI y VII

La primera opera a una presión de 145 lpc, allí el crudo es separado del gas mediante separadores horizontales, el gas proveniente de esta etapa se enfría en enfriadores por aire a una temperatura comprendida entre los 105-110 °F y luego pasa a un depurador de media antes de ser transferido a las miniplantas o plantas compresoras. El crudo proveniente de la primera etapa de separación pasa a la segunda etapa, esta opera a una presión de 45 lpc, el gas separado allí es transferido a los enfriadores y depuradores ubicados en los módulos IV y V, antes de ser transferido como gas de baja a las plantas compresoras.



Figura 3.6 Módulo de Producción VII

El crudo proveniente de la segunda etapa de separación, se enfría para luego pasar por la etapa de estabilización en tanque, en el cual, los vapores producidos son enviados a las recuperadoras de vapor (REVAS) para luego pasar el crudo a los tanques de lavado de la Planta de Deshidratación.

Cada módulo está constituido por dos (2) separadores horizontales SG6-2/3 y SG7-2/3, un (1) depurador D6-2 y D7-2, ocho (8) enfriadores de gas E6-2A/B/C/D y E7-2A/B/C/D, diez (10) enfriadores de crudo E6-4A/B/C/D/E y E7-4A/B/C/D/E y dos (2) tanques de estabilización TK-10005/6 con cinco (5) bombas eléctricas más una (1) auxiliar cada uno.

La Estación Principal Jusepín 2 cuenta dentro de sus instalaciones con seis (6) tanques estabilizadores (10.001, 10.002, 10.003, 10.004, 10.005 y 10.006), cada uno de ellos ubicado aguas abajo del proceso de separación primario y de enfriamiento de la fase líquida de cada módulo de producción. La finalidad de los mismos es ofrecer mediante un tiempo de retención, una etapa de estabilización de las fases presentes en la corriente líquida.

El tanque 10.005 recibe la producción del módulo VI mientras que el tanque 10.006 recibe la producción del módulo VII.



Figura 3.7 Tanque de estabilización 10.005, (TK-10.005)

Dentro de la estación también se cuenta con siete (7) despojadores de líquido DL-1/2/3A, DL-1/2/3B y DL-2C. El DL-2C es empleado para la extracción de líquido del gas de venteo proveniente de los separadores y depuradores de media presión de los módulos VI y VII (SG7-2, SG6-2, D7-2 y D6-2), el gas se envía al mechero M-05 y el líquido a los tanques de estabilización 10.005 y 10.006.

En la estación se inyectan cuatro clases de productos químicos, los cuales son: Química Demulsificante, Dispersante de Asfaltenos Antiespumante al 5 % y Químico Anticorrosivo.

3.2.1 Enfriadores de crudo y gas

Dentro de la ingeniería de dichos módulos, se contempló la instalación de dos sistemas de enfriamiento, cuya función es disminuir la temperatura tanto del gas

como del crudo proveniente de los separadores del módulo hasta los valores operacionales requeridos.

- **Enfriamiento de Crudo**

Este proceso consta de 05 bahías de enfriadores por aire de gas de media E6-4A/B/C/D/E y E7-4A/B/C/D/E. Cada bahía posee dos ventiladores eléctricos, los cuales requieren remover una carga térmica de 26 MM Btu/hr para manejar 80 MBND con una caída de presión máxima de 15 lpca.

Estos equipos cuentan con 10 motores eléctricos de 1765 RPM, 25 Hp, los cuales se alimentan desde tableros y cajas con arrancadores ubicados en sitio.



Figura 3.8 Enfriadores de Crudo, Módulo VII

Estos módulos de producción presentan dentro de su ingeniería de diseño características muy similares en cuanto al arreglo, capacidad y número y capacidad de sus equipos instalados.

- **Enfriamiento de Gas**

Este proceso consta de 04 bahías de enfriadores por aire de gas de media E6-2A/B/C/D y E7-2A/B/C/D. Cada bahía posee dos ventiladores eléctricos, los cuales requieren remover una cantidad de calor de 15 MM BTU/Hr para manejar una producción nominal de 80 MMPCND con una caída de presión máxima de 10 lpa.



Figura 3.9 Enfriadores de gas módulo VII

Estos equipos cuentan con 08 motores eléctricos de 1765 RPM, 15 Hp y 60 HZ los cuales se alimentan desde tableros y cajas con arrancadores ubicados en sitio.

3.2.2 Descripción de los equipos

Dentro de este contexto es importante mencionar y describir detalladamente los equipos que componen los módulos en estudio.

Tabla 3.1 Descripción de los separadores y depuradores de módulo VI

Equipos	Tipo	Diámetro	Longitud	Capacidad
Separador Media Presión (SG6-2)	Horizontal	9 pies	32 pies	80 MBPD
Separador Baja Presión (SG6-3)	Horizontal	9 pies	32 pies	80 MBPD
Depurador de Media Presión (D6-2)	Vertical	9 pies	13 pies	80 MMPCND

Tabla 3.2 Descripción de los enfriadores de crudo y gas de módulo VI

Equipos	Cantidad	Tipo	Dimensiones	Capacidad	Cap. Térmica
Enfriador Gas de Media P. (E6-2)	Unidad de 8 ventiladores	Fin Fan Coolers	45,7 pies x 20 pies	80 MMPCND	15 MMBTU/HR
Enfriador Crudo (E6-4)	Unidad de 10 ventiladores	Fin Fan Coolers	67,8 pies x 30 pies	80 MBND	26 MMBTU/HR

Tabla 3.3 Descripción de los separadores y depuradores de módulo VII

Equipos	Tipo	Diámetro	Longitud	Capacidad
Separador Media Presión (SG7-2)	Horizontal	9 pies	32 pies	80 MBPD
Separador Baja Presión (SG7-3)	Horizontal	9 pies	32 pies	80 MBPD
Depurador de Media Presión (D7-2)	Vertical	9 pies	13 pies	80 MMPCND

Tabla 3.4 Descripción de los enfriadores de crudo y gas de módulo VII

Equipos	Cantidad	Tipo	Dimensiones	Capacidad	Cap. Térmica
Enfriador Gas de Media P. (E7-2)	Unidad de 8 ventiladores	Fin Fan Coolers	45,7 pies x 20 pies	80 MMPCND	15 MMBTU/H
Enfriador Crudo (E7-4)	Unidad de 10 ventiladores	Fin Fan Coolers	67,8 pies x 30 pies	80 MBND	26 MMBTU/H

Este capítulo comprende los métodos y técnicas que se utilizaron para desarrollar el estudio. Éstos permitieron tener de forma clara y precisa el tipo de investigación y diseño empleado, la población y muestra, los procedimientos metodológicos, los instrumentos y técnicas de recolección de datos, así como también los recursos utilizados.

4.1 Tipo de investigación

Basándose en los fines e interrogantes del estudio, esta investigación se caracterizó según los siguientes criterios:

- **Descriptiva:** Porque analiza cómo es y cómo se manifiestan los fenómenos y sus componentes, además permite detallar estos fenómenos estudiados a través de la medición de sus atributos. En relación a esto Dankhe (1986) plantea que los *“estudios descriptivos buscan especificar las propiedades importantes de personas, grupos, comunidades o cualquier otro fenómeno que sea sometido a análisis”*.
- **Correlacional:** Ya que su pretensión es visualizar cómo se relacionan o vinculan ciertos fenómenos entre sí o si por el contrario no existe relación entre ellos. En cuanto a este tipo de investigación, Dankhe (1986) explica que *“la utilidad y el propósito de los estudios correlacionados es saber cómo se puede comportar un concepto o variable conociendo el comportamiento de otras variables relacionadas”*.
- **Explicativa:** Debido a que busca encontrar las razones o causas que ocasionan ciertos fenómenos y su objetivo es explicar por qué ocurre y en qué condiciones se da dicho fenómeno. En tal sentido Bellorín y Rivas (1992) expresan: *“la investigación explicativa se preocupa por buscar las causas por*

las cuales ocurre el fenómeno para exponer los efectos de dicha situación, una vez que se conoce la problemática” (p.54)

4.2 Diseño de investigación

El diseño de la investigación es la estrategia que adopta el investigador para responder al problema planteado. En esta sección se definió y se justificó el tipo de investigación según el diseño o estrategia por emplear.

Según Arias (1999), explica que *“la investigación de campo consiste en la recolección de datos directamente de la realidad donde ocurren los hechos, sin manipular o controlar variable alguna” p. 21.*

De acuerdo con la metodología del proyecto, esta investigación es de campo, debido a que en este tipo de diseño la información se recoge en un contexto natural visitando el área específica, siendo ésta, las instalaciones de la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2), específicamente el sistema de enfriamiento de los módulos VI y VII.

4.3 Población y Muestra

La población o universo se refiere al conjunto para el cual serán válidas las conclusiones que se obtengan: a los elementos o unidades (personas, instituciones o cosas) involucradas en la investigación. (Morles, 1994, p. 17).

En este trabajo la población objeto de estudio estuvo conformado por el sistema de enfriamiento de la Estación Principal Jusepín 2, compuesto por un total de 170 enfriadores de crudo y gas a lo largo de nueve módulos de producción.

En cuanto a las dimensiones de la población se considera que es finita, ya que está estructurada por un número limitado de elementos, en referencia a esto Münch (1997)

expresa que la población es finita “*cuando se conoce cuántos elementos tiene la población*”.

Como la población es grande y resulta difícil estudiar todos sus miembros, se hace necesaria la selección de una muestra de estudio la cual sea representativa y ejemplifique el problema así como las posibles soluciones de tal manera que se garantice que los resultados puedan ser extrapolados al conjunto considerado en la población. En base a lo expuesto, Morles (1994) describe que la muestra es un “*subconjunto representativo de un universo o población.*”

La muestra está representada por 10 enfriadores de crudo y 8 de gas del módulo VI y 10 enfriadores de crudo y 8 de gas de Módulo VII, para un total de 20 enfriadores de crudo y 16 enfriadores de gas incluyendo además el sistema hidráulico de redes y tuberías.

4.4 Procedimiento metodológico

A continuación se exponen los pasos seguidos en el desarrollo metodológico de esta investigación.

1. Inducción de Campo

El proceso de evaluación se inició con el reconocimiento de las instalaciones de la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2) y de los procesos que allí se llevan a cabo. Esta inducción incluyó la visita a los módulos de producción y múltiples del campo El Furrial.

2. Recopilación Bibliográfica

A lo largo del estudio se consultó material bibliográfico relacionado a los aspectos tratados, en diferentes formatos como libros, publicaciones, trabajos técnicos, manuales, sitios web, entrevistas, entre otros. También se revisaron trabajos previos que abordaron temas afines a la aplicación de enfriadores por aire para crudo y gas e intercambiadores de calor. Para lograr el desarrollo de esta etapa se recopiló información suministrada por PDVSA, específicamente de la Gerencia de Operaciones de Producción y la Gerencia de Optimización Furrrial de la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2) en apoyo con los diferentes departamentos vinculados en el estudio.

3. Identificación del proceso de funcionamiento de los enfriadores de crudo y gas de los módulos de producción en la EPJ-2

Dicho objetivo plantea 2 fases: la primera fase involucra la revisión, inspección visual y recolección de los datos de los equipos e instrumentos que componen el sistema y la segunda una actualización de los datos de procesos.

1era. Fase: Revisión, inspección visual y recolección de datos

Consistió en la realización de inspecciones visuales al área de trabajo compuesto por los enfriadores de crudo y gas de los módulos VI y VII. Se realizaron visitas a campo que permitieron tomar y verificar la información aportada previamente, complementada con entrevistas y/o reuniones con el personal capacitado de la empresa, lo que sirvió de punto de partida para realizar el estudio.

Esta revisión e inspección visual consistió en determinar:

- Número de enfriadores de crudo y gas
- Estado de los equipos (activos y no disponibles)
- De los enfriadores no disponibles, se procedió a identificar las causas de no estar en funcionamiento
- Estado de los equipos transmisores de temperatura y presión

Para verificar que los transmisores de temperatura y equipos de medición en sitio pertenecientes al sistema de enfriamiento estuviesen en correcto funcionamiento, se ejecutó una prueba de lazo en los equipos que componen los módulos de producción, compuesto por separadores, enfriadores, depuradores y tanques de estabilización.

Esta verificación fue de vital importancia debido a que los valores reportados por los instrumentos deben ser confiables, ya que errores en la medición de alguna variable pueden generar desviaciones en el comportamiento operacional que se está describiendo; para esta verificación se contó con la ayuda de los especialistas en instrumentación de la planta, específicamente del Departamento de Mantenimiento Operacional El Furrial, los cuales verificaron que las mediciones registradas por los instrumentos coincidían con la señal enviada a sala de control.

2da. Fase: Actualización de datos de procesos

En esta etapa se actualizó la información proveniente de la hoja técnica del enfriador suministrada por el fabricante (Ver apéndice I.1 y I.2), así como los datos de proceso para la fecha (2012), los parámetros verificados fueron:

- Tipo de fluido que maneja
- Presión de operación y diseño
- Temperatura de entrada y salida de fluido

- Número de bahías
- Número de filas de tubos
- Número de tubos aleteados
- Número de tubos condenados por enfriador

A través del Concentrador de Información de Campo (CIO) PDVSA, se tomaron las temperaturas de entrada y salida de los fluidos, así como la presión en los intercambiadores y de esta manera cotejarlos con las especificaciones de entrega que deben mantener ambos fluidos. Esta información fue verificada por los transmisores de temperaturas y presión ubicados en campo.

4. Establecimiento de la capacidad instalada de los enfriadores en los módulos de producción.

Durante esta fase se procedió a simular el proceso llevado a cabo mediante la transferencia de calor en el enfriamiento de crudo y gas.

Inicialmente se construyó un Modelo Base con la finalidad de inicializar el modelo (cotejo), para esto fue necesario introducir en la interface de simulación los parámetros de entrada por diseño del fabricante así como los de proceso para el sistema de crudo y gas, éstos parámetros fueron:

- Temperatura de entrada del fluido
- Presión y caída de presión permitida
- Características mecánicas del equipo
- Tasa de flujo de entrada, entre otros

Una vez simulado el modelo, se procedió a verificar la correspondencia de los resultados de salida con la hoja de datos de diseño del fabricante, los cuales coincidieron.

Establecido el Modelo Base se procedió a construir el Modelo Actual. Las variables de estudio vienen dadas en función de los datos de procesos, las mismas fueron clasificadas como variables de campo, estas fueron:

- Caudal de flujo
- Temperaturas de entrada y salida
- Presión de entrada
- Características mecánicas del equipo

Las variables de campo seleccionadas provienen de los datos de proceso y su medición fue registrada por instrumentos que se encuentran en campo. Estos instrumentos poseen conexión de señal digital que permite transmitir, a través de cables de fibra óptica, las mediciones que hace el instrumento en tiempo real, para ser registradas en la sala de control de la planta y almacenadas en una base de datos.

Para determinar las propiedades del fluido de proceso se tomaron como datos los aportados por las últimas cromatografías disponibles de las líneas que alimentan los módulos de producción VI y VII, (Ver apéndice II). Al obtenerse la data, se procedió a introducirla al software PRO/II ® versión 9.0, éstas son las siguientes:

- **Flujo de gas (MMPCND):** es una variable que se obtuvo de los medidores individuales ubicados en los depuradores de gas, lo que nos indica el total de millones de pies cúbicos de gas contabilizados que pasa a través de sistema de enfriamiento por día. En la medición de esta variable se asumió que no hay pérdida de gas a través del proceso y que las condiciones del gas son estables y permanentes.
- **Flujo de crudo (MBND):** es una variable que se obtuvo de las pruebas de nivel tomadas en los tanques de estabilización y datos de producción.

- **Temperatura de entrada de gas (°F):** se obtuvo del transmisor de temperatura ubicado a la salida de gas del separador de media.
- **Temperatura de entrada de crudo (°F):** se obtuvo del transmisor de temperatura ubicado a la salida de crudo del separador de baja.
- **Temperatura de salida del gas (°F):** fue registrada a través de los transmisores de temperatura ubicados a la salida de los enfriadores.
- **Temperatura de salida del crudo (°F):** fue registrada a través de los transmisores de temperatura ubicados a la salida de los enfriadores.
- **Temperatura de entrada del aire (°F):** se asumió que la temperatura ambiental es igual a la temperatura de entrada del aire considerando que los equipos se encuentran en espacios abiertos. La temperatura ambiental fue registrada por una unidad meteorológica y almacenada en la base de datos.
- **Condiciones mecánicas del equipo:** las mismas fueron verificadas y actualizadas en campo.

Una vez simulado el Modelo Actual, se obtuvieron los resultados que permitieron llevar a cabo el análisis del proceso. Las variables calculadas fueron:

- Coeficiente total de transferencia de calor actual y requerido
- Temperatura del fluido dentro de los tubos
- Factor de ensuciamiento
- Área de transferencia actual y requerida
- Capacidad calórica de intercambio de calor
- Eficiencia

- **Coefficiente total de transferencia de calor (BTU/HR-FT²-°F):** esta fue la variable central de este estudio, ya que después de un período de tiempo de operación, las superficies de termotransferencias de un intercambiador de calor pueden cubrirse con diferentes depósitos que se encuentran presentes en los sistemas de flujo o corroerse como resultado de la interacción entre los fluidos y el material empleado para la construcción del intercambiador de calor.

En cualquier caso, este recubrimiento representa una resistencia al flujo de calor, dando como resultado una disminución en el funcionamiento. El coeficiente total de transferencia de calor involucra el factor de suciedad o también denominado factor de ensuciamiento como una resistencia adicional al flujo de calor, por esta razón fue seleccionado como centro del estudio para determinar los parámetros de funcionamiento eficiente.

- **Área de transferencia de calor (pies):** en función de lo antes expuesto se evaluó el área de transferencia de calor disponible y requerida.
- **Eficiencia (%):** La eficiencia térmica en raros casos llega al 100% y está condicionada además de su diseño a su material, en cuanto al material cuanto mejor conductividad térmica posea mayor será el rendimiento, pero también hay que tener en cuenta los factores de convección de los fluidos a ambos lados del intercambiador y el factor de radiación.

En el mantenimiento de los intercambiadores hay que prestar atención a la limpieza de las superficies conductoras, tanto interiores como exteriores, pues la aparición de suciedad en las mismas supone la aparición de una nueva capa de material por la que el calor debe transmitirse, y la conductividad térmica de la suciedad no es buena ya que causa una interferencia en el intercambio de

calor que se debe llegar a cabo entre el fluido y los tubos que componen el intercambiador de calor.

Éste es un parámetro que depende de todos los parámetros involucrados en el sistema y es la razón de la transferencia de calor a la máxima transferencia de calor posible.

Este es un valor que es estimado directamente por el simulador. De esta manera se evaluaron las condiciones de operación actuales del sistema en la determinación de la capacidad instalada y eficiencia del sistema de crudo y gas.

5. Comparación de la capacidad nominal instalada de los enfriadores con la producción promedio manejada en la EPJ-2

A través de datos de producción se cotejó la tasa de crudo y gas manejada en la estación (Ver apéndice III.1 y III.2), con esto se realizó la comparación entre la capacidad nominal instalada por diseño de los enfriadores con el flujo de fluido manejado actualmente por los módulos en estudio, en conjunto fue analizada la relación gas-petróleo que manejan ambos sistemas. Para realizar este análisis, fueron empleados gráficos de dispersión y de barras donde se muestra la relación entre los valores numéricos estableciendo como serie de datos la fecha de evaluación y la tasa de flujo de gas y crudo proyectándose una tendencia y de esta manera arrojar los resultados.

6. Evaluación del sistema hidráulico de la red de tuberías de los enfriadores de crudo y gas de los módulos de producción

Se realizó la evaluación hidráulica de la red de tuberías de los enfriadores de crudo y gas basándose en los datos recopilados de campo, con la finalidad de estudiar caídas

de presión y las velocidades de flujo generadas en la red, ya que estos pueden variar como consecuencia de la tasa de flujo manejada actualmente y las condiciones que ofrece el sistema.

Para determinar si la velocidades de flujo a través de las líneas de alimentación y líneas de salida de los enfriadores de crudo y gas, así como las caídas de presión cumplen con los criterios planteados en la normas PDVSA L-TP 1.5 “Cálculo hidráulico en tuberías” (Ver apéndice IV) y la norma PDVSA 90616.1.024 “Dimensionamiento de tuberías de proceso” (Ver apéndice V) se simuló el comportamiento de flujo mediante PIPEPHASE versión 9.4, ya que cuando los fluidos son movidos por una presión diferencial a través de tuberías teniendo una velocidad máxima es fundamental determinar que las velocidades y caídas de presión en el sistema sean óptimas.

La norma PDVSA L-TP 1.5 “Calculo hidráulico en tuberías” estipula que la caída de presión en la línea por cada 100 pies no debe exceder 4 lpc para líneas de líquido, mientras que para líneas de gas establece una caída de presión limitada por un rango de presiones:

- Para líneas con presiones entre 150 y 200 lpc permite una caída de presión de hasta 0.6 lpc por 100 pies de tuberías.
- Para líneas con presiones entre 50 a 150 lpc permite una caída de presión de hasta 0.3 lpc por 100 pies de tuberías.

Se utilizaron los planos isométricos que se disponían de los módulos de producción, enfocándonos en las líneas involucradas en el proceso, tomando diámetros, longitudes y elevaciones de las tuberías necesarias para la simulación, información que fue verificada con visitas a campo, por lo cual estuvo sujeta a modificaciones no actualizadas en los planos.

Para la evaluación hidráulica del sistema de enfriamiento de gas se estableció un tramo de tubería conformado por 4 secciones, la primera sección fue tomada desde la línea de salida del separador general de media presión siguiendo el cañón principal de entrada, la segunda sección involucra las líneas principales de distribución a la entrada de cada enfriador, la tercera sección comprende las líneas a la salida de cada enfriador y la cuarta sección hasta el cañón de salida que conduce el gas y condensado hasta los depuradores de gas.

Para la evaluación hidráulica del sistema de enfriamiento de crudo también se establecieron tramos de tuberías conformado por 4 secciones, la primera sección fue tomada desde la línea de salida del separador de gas de baja presión siguiendo el cañón principal de entrada, la segunda sección involucra las líneas principales de distribución a la entrada de cada enfriador, la tercera sección comprende las líneas a la salida de cada enfriador y la cuarta sección hasta el cañón de salida que conduce el crudo a los tanques de estabilización.

Las velocidades fueron evaluadas a partir de la velocidad de mezcla que muestra la herramienta PIPEPHASE® en su versión 9.4 por cada sección de tubería, estas deben ser menores a las velocidades de diseño y las velocidades erosionales calculadas mediante la densidad de la mezcla que también es resultado de la simulación en PIPEPHASE 9.4.

La velocidad de diseño y erosional por sección fueron calculadas a partir de la norma PDVSA 90616.1.024 “Dimensionamiento de tuberías de proceso” la cual establece:

- Para Gas:

$$V_{erosional} = \frac{160}{\sqrt{\rho_{mezcla}}} \dots\dots\dots \text{Ecuación (4.1)}$$

$$V_{diseño} = \frac{100}{\sqrt{\rho_{mezcla}}} \dots\dots\dots \text{Ecuación (4.2)}$$

- Para líquidos:

$$V_{erosional} = \frac{100}{\sqrt{\rho_{mezcla}}} \dots\dots\dots \text{Ecuación (4.3)}$$

$$V_{diseño} = \frac{80}{\sqrt{\rho_{mezcla}}} \dots\dots\dots \text{Ecuación (4.4)}$$

Donde:

V erosional: velocidad erosional de la sección de tubería expresada en pie/seg.

V diseño: velocidad de diseño de la sección de tubería. Expresada en pie/seg.

ρ mezcla: densidad de la mezcla expresada en lb/pie³.

Se tomaron como datos para establecer el sistema de crudo:

- °API
- Gravedad específica del agua y gas
- Viscosidades del fluido a dos temperaturas
- Densidad
- Presiones
- Temperaturas
- RGP
- %AyS
- Caudal de flujo (estimados y fijos, según el caso)

Para esto fue necesario tomar muestras de crudo a nivel del separador de baja los cuales alimentan a los enfriadores de crudo mediante un molino en campo, las

muestras fueron procesadas en el Centro de Análisis Jusepín mediante un viscosímetro digital modelo Herzog Walter GmbH (Ver apéndice VI.1) y por último se tomaron como datos de las líneas:

- Diámetros
- Longitud de tuberías
- Elevaciones
- *Schedule*
- Número de codos y válvulas

Esto fue realizado con apoyo de planos isométricos de los módulos involucrados, los mismos se encuentran como soporte en el apéndice VII. Para el caso del gas se tomaron como datos los aportados por las últimas cromatografías disponibles de cada módulo, (Ver apéndice VI.2). Al obtenerse la data, se procedió a introducirla al software PIPEPHASE versión 9.4

7. Elaboración de las propuestas de optimización

De acuerdo a los resultados obtenidos mediante la inspección visual, actualización de datos y construcción del modelo de simulación con las condiciones actuales en el sistema de enfriamiento, se elaboraron propuestas de optimización que permitirán mejorar la eficiencia del sistema de gas y que los mismos operen dentro de especificaciones.

Estas propuestas de optimización estuvieron orientadas a mejorar a corto, mediano y largo plazo las condiciones del sistema, las mismas fueron asistidas y evaluadas de manera conceptual por parte del equipo de Optimización Furrial.

Adicionalmente, se contó con el apoyo del Grupo Avellán, especialista en el área de Intercambiadores de calor del tipo Enfriadores por Aire para el diseño de nuevos

enfriadores tomando en cuenta las condiciones de proceso actual, para ello fue necesario el empleo de la herramienta de simulación denominada HTRI (Heat Transfer Research Inc.) (Ver apéndices VII y VIII)

Para el modelo de diseño fue necesario:

- Configuración mecánica deseada
- Temperatura de entrada del fluido de proceso
- Temperatura de salida requerida
- Propiedades termodinámicas del gas
- Flujo másico del fluido de proceso

8. Evaluación económica de las propuestas de optimización

En base al estudio realizado, se ejecutó un Informe Técnico sujeto a las propuestas de optimización planteadas, el mismo fue evaluado por la Gerencia de Ingeniería de Costos Producción Oriente División Furrial.

La estimación de costos está basada en la fase de visualización en la ejecución de proyectos. En esta primera fase se originan los proyectos de inversión, se establecen los objetivos y propósitos de los mismos, se verifica el cumplimiento con las estrategias y lineamientos del plan de negocios, se elabora el alcance preliminar, se estima el costo (estimados Clase V) y tiempo de ejecución, y se evalúa la factibilidad técnica y económica para proseguir el proyecto (ver apéndice IX)

Entre tanto, las fases conceptualizar, definir, implantar y operar se encuentran a cargo de la Gerencia de Optimización de Producción Furrial.

Para estimar los costos asociados a las propuestas basados en un Estimado de Costo Clase V, se definieron las siguientes premisas:

Bases del estimado:

- Estimado Clase V
- La obra será ejecutada bajo la Convención Colectiva Petrolera 2011-2013
- Se consideraron jornadas normales de trabajo (40 horas por semana), 8 horas diarias.
- Los costos se estimaron en moneda nacional (Bs.)

Evaluación de costos necesarios en:

- Ingeniería
- Procura
- Construcción
- Gestión
- Contingencia

Alcance del estimado:

El alcance del proyecto contemplo la continuidad operacional por reemplazo/mantenimiento del sistema de enfriamiento de crudo y gas de los módulos de producción VI y VII.

Ingeniería:

El costo de la ingeniería contemplo el desarrollo de la ingeniería conceptual, se consideró una tarifa promedio de 354,00 Bs./HH (Honorario más estipendio y una contingencia general de 30% para cubrir las posibles variables no identificadas durante el proceso de estimación, debido al nivel de información suministrada).

Procura:

Adquisición de 5 intercambiadores de calor del tipo: Enfriadores por aire

Especificaciones Técnicas:

Tiro Forzado/ Capacidad Calórica: 15 MMBTU/HR

Nº Bays: 5/ Cada bahía compuesta por 2 ventiladores

Dimensiones: 10ft x18 ft

Sección tubular de 364 tubos aleteados de 18 ft cada uno

Material: Acero al carbono

Construcción:

Para la construcción se determinó las horas hombres de labor directa requeridas para realizar el proyecto, basado en el manual de estimación de costos clase V (tipo curva). Se consideró una tarifa promedio de 464,00 Bs./HH, con una contingencia del 30% para cubrir las posibles variables no identificadas para los cálculos métricos durante el proceso de estimación, debido al nivel de información suministrada.

Gestión:

La gestión se estimó con una tarifa promedio, del personal propio de PDVSA, de 148,00 Bs./HH.

Una vez que fueron establecidas estas premisas se llevó a cabo la estimación basado en datos históricos de proyectos similares, Manuales Corporativos de Estimados Presupuestarios (Intevep), Manual de estimación de costos (tipo curva) y Manuales de Ingeniería de costos Richardson.

La estimación detallada se puede apreciar en el capítulo V de resultados.

Contingencia:

La contingencia se define como un factor aplicado al costo total del proyecto y depende del nivel de confiabilidad del estimado. En la práctica y por el tipo de confiabilidad del estimado este factor de costo oscila entre el 25% y 30% seleccionando para el caso en estudio 30%, con la finalidad de cubrir las posibles variables no identificadas durante el proceso de estimación, debido al nivel de información suministrada.

4.5 Técnicas e Instrumentos

Para la elaboración de este proyecto se seleccionaron las técnicas e instrumentos necesarios a fin de alcanzar los objetivos propuestos. La evaluación de las variables se obtuvo utilizando herramientas para la captura y diagnóstico de la información, utilizando software de avanzada. Dichas herramientas se especifican a continuación:

- **Observación directa**

Se tuvo contacto directo con los enfriadores y toda la estación para obtener la información necesaria referente a los equipos involucrados lo cual fue indispensable para el estudio.

- **Entrevistas con expertos**

Se utilizó como apoyo las entrevistas a ingenieros y personal técnico que labora en la Estación Principal Jusepín 2 perteneciente al Departamento de Operaciones de Producción, Departamento de Optimización Furrrial y departamentos afines vinculados con el estudio.

4.6 Recursos

La realización de este proyecto se hizo posible gracias a una serie de recursos humanos, financieros, bibliográficos y materiales, los cuales se desglosan a continuación:

4.6.1 Recursos Humanos

Se obtuvo la colaboración, inducción y apoyo del personal profesional y técnicos especializados en el área de Operaciones, Mantenimiento e Ingeniería pertenecientes a PDVSA, a su vez se contó con la orientación industrial del Líder de la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2) y Tutor Industrial y orientación metodológica de profesores de la Escuela de Ingeniería de Petróleo de la Universidad Central de Venezuela.

4.6.2 Recursos Financieros

El financiamiento económico para el desarrollo del estudio estuvo a cargo de la Gerencia de Recursos Humanos de PDVSA División Oriente.

4.6.3 Recursos Bibliográficos

Toda la bibliografía e información necesaria se recopiló a través de libros, manuales técnicos y electrónicos, documentos técnicos de la empresa, simuladores, tutoriales, páginas web, entre otros.

4.7 Equipos y Herramientas de Trabajo

Los equipos y herramientas para la recolección de muestras en campo, incluyendo además los equipos de protección personal (guantes, botas, cascos, bragas, lentes,

etc.), así como también el software para el análisis del estudio y en general para el desarrollo de la investigación, fueron facilitados por PDVSA, dentro de los cuales se pueden mencionar los siguientes:

- Cinta Métrica
- Planos Isométricos
- Herramientas Computacionales (Software PRO/II ® versión 9.0 y PIPEPHASE® versión 9.4)
- Equipos de Medición automática de Viscosidad
- Equipo de Medición de Densidad, °API y Gravedad Específica

En este capítulo se proporcionan y analizan los resultados obtenidos en las pruebas de campo y simulaciones desarrolladas a lo largo de todo el estudio luego de un estricto seguimiento del proceso.

5.1 Identificación del proceso de funcionamiento de los enfriadores de crudo y gas de los módulos de producción en la EPJ-2

1era. Fase: Revisión e Inspección Visual

Durante la inspección visual se evaluaron los equipos de proceso e instrumentación del sistema de enfriamiento de crudo y gas y se realizó un diagnóstico completo sobre las condiciones actuales en que se encuentran los equipos e instrumentos, donde se pudo constatar lo siguiente:

- Se determinó que los dieciséis (16) enfriadores de gas de los módulos VI y VII permanecen en su totalidad funcionando durante 24 horas por día, al menos que las temperaturas del gas sean las adecuadas para cumplir con las especificaciones de entrega, la temperatura del ambiente esté alrededor de los 70°F o el equipo presente alguna falla mecánica y se encuentre fuera de servicio.
- Se determinó que los veinte (20) enfriadores de crudo de ambos módulos no permanecen en su totalidad funcionando durante 24 horas por día, ya que el equipo es capaz de remover del 15-35% de calor por convección natural; sin embargo cuando las temperaturas son mayores a los 150°F en los tanques de estabilización, los enfriadores necesarios son accionados hasta que se regule la temperatura en el sistema.
- La instrumentación asociada a los indicadores de temperatura de gas se encontró en un 87,5% operativa (ver tabla 5.1), por lo que se realizaron

cambios y reparación en los transmisores que se encontraban reportando alarmas. Estos trabajos de reparación, calibración y mantenimiento fueron realizados por el grupo de Mantenimiento Operacional El Furrial.

- La instrumentación asociada a los indicadores de temperatura de crudo se encontró en un 100% operativa (ver tabla 5.1)
- La instrumentación asociada a los indicadores de presión se encontró en un 100% operativa (ver tabla 5.1)

Tabla 5.1 Condiciones Operacionales del Sistema de instrumentación

Equipo/Medidor	Cantidad	Funcionan (%)	No Funcionan (%)	Reportan Averías (%)	Después de la reparación (%)
Manómetros Enfriadores de Gas	8	100	0	0	100
Manómetros Enfriadores de Crudo	10	100	0	0	100
Transmisores de Temperatura de Gas	8	87,5	12,5	0	100
Transmisores de Temperatura de Crudo	10	100	0	100	0

En general los resultados obtenidos durante la inspección indican que los equipos e instrumentos se encuentran en buenas condiciones.

Con respecto a los transmisores de temperatura de los enfriadores de crudo que reportaron averías, estas fueron determinadas después de haber sido realizada la prueba de lazo que vincula el sistema con las mediciones registradas y que son enviadas a la Sala de Control (SCADA). Estos transmisores de temperatura de crudo no se encuentran registrando las temperaturas de salida adecuadas, esto, porque realizando un balance de temperatura en la entrada de los enfriadores de crudo de módulo VI y VII se tiene una temperatura promedio de 154 °F y una temperatura de

salida registrada por los transmisores de 91°F, mientras que las temperaturas promedio registradas en los tanques de estabilización es de 145 °F (ver tabla 5.2), lo cual es físicamente incongruente ya que debería cumplirse que:

$$T_{salida_{Enfriador}} \cong T_{entrada_{Tanques\ de\ estabilización}}$$

Tabla 5.2 Temperaturas promedio entre enfriadores de crudo y tanques de estabilización

Enfriadores de Crudo		
\bar{T} Entrada al enfriador	\bar{T} Salida del enfriador	\bar{T} Tanques de estabilización
154 °F	91 °F	145 °F

Estos desbalances en temperatura fueron atribuidos a descalibración en los transmisores de temperatura, ya que los tramos de tuberías que conectan el sistema de enfriamiento con los tanques de estabilización no presentan averías. A pesar de este resultado, este factor no representó impedimento alguno para la realización del estudio.

2da. Fase: Actualización de datos de procesos

- Se verificó en campo la información proveniente de la hoja de especificación del fabricante para los enfriadores de gas de módulo VI, los resultados son expuestos en la tabla 5.3

En la misma se puede apreciar que este sistema posee 8 enfriadores, los cuales manejan gas de media presión (145 lpc), la presión de operación de estos equipos en promedio varía desde (162-170) lpc, cada bahía está compuesta por 364 tubos aleteados distribuidos a través de 7 filas cada uno y esta unidad actualmente no posee tubos condenados o taponados.

Tabla 5.3 Actualización de datos de los enfriadores de gas de módulo VI

ID Equipo	E6-2A1	E6-2A2	E6-2B1	E6-2B2	E6-2C1	E6-2C2	E6-2D1	E6-2D2
Tipo de Fluido	Gas de media	Gas de media	Gas de media	Gas de media	Gas de media	Gas de media	Gas de media	Gas de media
Presión de operación (lpc)	162	162	166	166	170	170	168	168
# de Tubos	364	364	364	364	364	364	364	364
# de Bahías	1	1	1	1	1	1	1	1
# de Filas de Tubos	7	7	7	7	7	7	7	7
# de Tubos condenados	0	0	0	0	0	0	0	0

- Se verificó en campo la información proveniente de la hoja de especificación del fabricante para los enfriadores de gas de módulo VII, los resultados son expuestos en la tabla 5.4

En la tabla 5.4 se puede apreciar que este sistema posee 8 enfriadores, los cuales manejan gas de media presión (145 lpc), la presión de operación de estos equipos en promedio varía desde (166-170) lpc, cada bahía está compuesta por 364 tubos aleteados distribuidos a través de 7 filas cada uno; esta unidad presenta 1 tubo taponado en el equipo E7-2A1 y E7-2A2 y 5 tubos taponados en la unidad E7-2D1 y E7-2D2, lo cual evidencia que estos equipos presentaron fugas en sus tubulares con anterioridad.

Tabla 5.4 Actualización de datos de los enfriadores de gas de módulo VII

ID Equipo	E7-2A1	E7-2A2	E7-2B1	E7-2B2	E7-2C1	E7-2C2	E7-2D1	E7-2D2
Tipo de Fluido	Gas de media	Gas de media	Gas de media	Gas de media	Gas de media	Gas de media	Gas de media	Gas de media
Presión de operación (lpc)	166	166	160	160	170	170	170	170
# de Tubos	364	364	364	364	364	364	364	364
# de Bahías	1	1	1	1	1	1	1	1
# de Filas de Tubos	7	7	7	7	7	7	7	7
# de Tubos condenados	1	1	0	0	0	0	5	5

La información proveniente de la hoja de especificación de todos los enfriadores concuerda con la adquirida en campo, esto en cuanto al número de tubos, bahías y filas de tubos, ya que la cantidad de tubos condenados o taponados depende exclusivamente de las reparaciones hechas en el sistema por fugas.

La presión de operación actual de los enfriadores de gas excede en un 10% la presión de diseño (160 lpc) y la de operación (145 lpc) en un 14,83%. Este aumento en la presión del sistema es atribuido a los volúmenes de gas manejados, los cuales sobrepasan los caudales nominales (80 MMPCND) y hacen que los enfriadores se encuentren trabajando fuera de especificación, de igual forma influye la cantidad de números taponados ya que esto disminuye el área total y produce un incremento de la presión interna del sistema.

- Se verificó en campo la información proveniente de la hoja de especificación del fabricante para los enfriadores de crudo de módulo VI, los resultados son expuestos en la siguiente tabla.

En la tabla 5.5 se puede apreciar que el sistema está compuesto por 10 enfriadores los cuales manejan crudo, la presión de operación de estos equipos en promedio varía desde (16-17) lpc, cada bahía está compuesta por 304 tubos aleteados distribuidos mediante de 8 filas cada uno; esta unidad no presenta tubos taponados.

Tabla 5.5 Actualización de datos de los enfriadores de crudo de módulo VI

ID Equipo	E6-4A1	E6-4A2	E6-4B1	E6-2B2	E6-4C1	E6-4C2	E6-4D1	E6-4D2	E6-4E1	E6-4E2
Tipo de Fluido	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo
Presión de Operación (lpc)	16	16	17	17	16	16	17	17	14	14
# de Tubos	304	304	304	304	304	304	304	304	304	304
# de Bahías	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
# de Filas de Tubos	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8
# de Tubos condenados	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

- Se verificó en campo la información proveniente de la hoja de especificación del fabricante para los enfriadores de crudo de módulo VII, los resultados se presentan a continuación.

La tabla 5.6 muestra que éstos enfriadores manejan crudo por medio de 10 enfriadores, la presión de operación de estos equipos en promedio varía desde (16-17) lpc, cada bahía está compuesta por 304 tubos aleteados distribuidos a por medio de 8 filas cada uno; esta unidad no presenta tubos taponados.

Tabla 5.6 Actualización de datos de los enfriadores de crudo de módulo VII

ID Equipo	E7-4A1	E7-4A2	E7-4B1	E7-2B2	E7-4C1	E7-4C2	E7-4D1	E7-4D2	E7-4E1	E7-4E2
Tipo de Fluido	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo	Crudo
Presión de Operación (lpc)	18	18	20	20	15	15	18	18	19	19
# de Tubos	304	304	304	304	304	304	304	304	304	304
# de Bahías	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
# de Filas de Tubos	8	8	8	8	8	8	8	8	8	8
# de Tubos condenados	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

La información proveniente de la hoja de especificación de todos los enfriadores concuerda con la adquirida en campo. La presión de operación actual de los enfriadores de crudo trabaja por debajo de la presión de operación (45 lpc) y la de diseño (100 lpc) lo cual es satisfactorio y hace que los mismos estén trabajando dentro de especificación.

- Las temperaturas de entrada y salida de los enfriadores de crudo y gas del módulo VI y VII fueron registradas mediante el CIOC (Concentrador de información operacional de campo), las mismas se encuentran registradas desde el 1/08/2012 hasta el 31/10/2012, en las siguientes tablas se presenta un promedio.
- Las temperaturas registradas para el módulo VI y VII en la etapa de enfriamiento de gas no cumple con las especificaciones, la cual establece que la temperatura de salida del gas debe permanecer entre 105-110 °F.

Para el Módulo VI se tiene un temperatura promedio de entrada de 156,2°F con una temperatura de salida del sistema que varía desde 119,2°F siendo ésta la más baja y reportándose la más alta de 130,3°F para el enfriador E6-2C.

Tabla 5.7 Temperatura promedio de entrada y salida de los enfriadores de gas de módulo VI

Enfriadores de Gas Módulo VI							
E6-2 ^a		E6-2B		E6-2C		E6-2D	
T Entrada	T Salida	T Entrada	T Salida	T Entrada	T Salida	T Entrada	T Salida
156,2	119,4	156,2	122,9	156,2	130,3	156,2	125,2

Para el Módulo VII se tiene un temperatura promedio de entrada de 150°F con una temperatura de salida del sistema que varía desde 112°F siendo ésta la más baja y reportándose la más alta de 118°F.

Tabla 5.8 Temperatura promedio de entrada y salida de los enfriadores de gas de módulo VII

Enfriadores de Gas Módulo VII							
E7-2 ^a		E7-2B		E7-2C		E7-2D	
T Entrada	T Salida	T Entrada	T Salida	T Entrada	T Salida	T Entrada	T Salida
150	118	150	116	150	112	150	115

- Las temperaturas registradas para el módulo VI y VII en la etapa de enfriamiento del crudo cumple con las especificaciones, la cual establece que la temperatura de salida debe permanecer entre 140-150 °F, lo cual es satisfactorio ya que se está llevando a cabo el proceso de enfriamiento adecuado, lo que favorece la estabilización de los líquidos para remover los hidrocarburos más livianos en los tanques de estabilización.

Tabla 5.9 Temperatura promedio de entrada y salida de los enfriadores de crudo de módulo VI

Enfriadores de Crudo Módulo VI									
E6-4A		E6-4B		E6-4C		E6-4D		E6-4E	
T Entrada	T Salida	T Entrada	T Salida	T Entrada	T Salida	T Entrada	T Salida	T Entrada	T Salida
154,3	143	154,3	143	154,3	143	154,3	143	154,3	143

Tabla 5.10 Temperatura promedio de entrada y salida de los enfriadores de crudo de módulo VII

Enfriadores de Crudo Módulo VII									
E6-4A		E6-4B		E6-4C		E6-4D		E6-4E	
T Entrada	T Salida	T Entrada	T Salida	T Entrada	T Salida	T Entrada	T Salida	T Entrada	T Salida
147	144,5	147	144,5	147	144,5	147	144,5	147	144,5

- En la tabla 5.11 se puede observar cual es la condición actual de cada uno de los enfriadores de gas del módulo VI, con última fecha de actualización (Diciembre,2012)

Tabla 5.11 Condición actual de los enfriadores de gas de módulo VI

Enfriadores de Gas Módulo VI		
ID Equipo	Activo	No disponible
E6-2A1	✓	
E6-2A2	✓	
E6-2B1		✓
E6-2B2	✓	
E6-2C1		✓
E6-2C2	✓	
E6-2D1		✓
E6-2D2	✓	

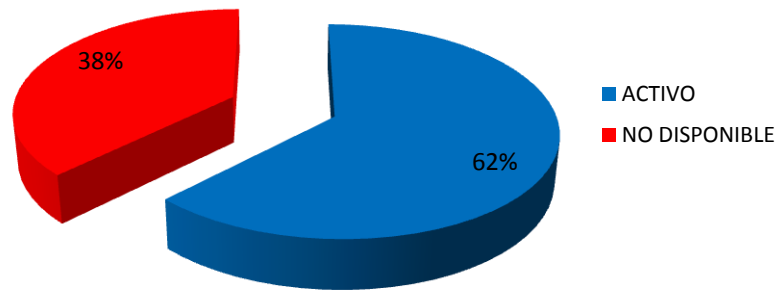


Gráfico 5.1 Distribución de actividad de los enfriadores de gas de módulo VI

- De los enfriadores no disponibles se determinaron las siguientes fallas en su sistema operativo:

Tabla 5.12 Problemas operacionales reportados en enfriadores no disponibles de módulo VI

Equipo	Problemas operacionales reportados			Total
	Fugas	Motor	Correa	
E6-2A1				0
E6-2A2				0
E6-2B1	✓			1
E6-2B2				0
E6-2C1	✓	✓	✓	3
E6-2C2				0
E6-2D1	✓			1
E6-2D2				0
			Total	5

La tabla 5.12 refleja 3 fugas reportadas en el sistema de gas durante el periodo de evaluación en distintos enfriadores, 1 falla por avería en motor eléctrico y 1 falla por ruptura de correa; los enfriadores que no pesentaron problemas operacionales se encontraban activos en correspondencia con la tabla 5.11

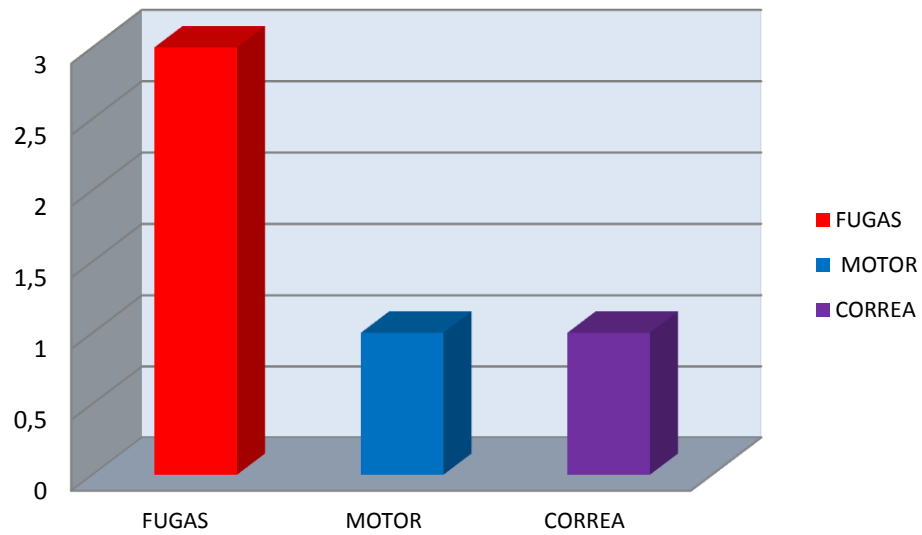


Gráfico 5.2 Problemas operacionales reportados en enfriadores no disponibles de módulo VI

- En la tabla 5.13 se puede observar cual es la condición actual de cada uno de los enfriadores de gas del módulo VII, con última fecha de actualización (Diciembre,2012)

Tabla 5.13 Condición actual de los enfriadores de gas, módulo VII

Enfriadores de Gas Módulo VII		
ID Equipo	Activo	No disponible
E7-2A1	✓	
E7-2A2	✓	
E7-2B1		✓
E7-2B2	✓	
E7-2C1	✓	
E7-2C2	✓	
E7-2D1		✓
E7-2D2	✓	

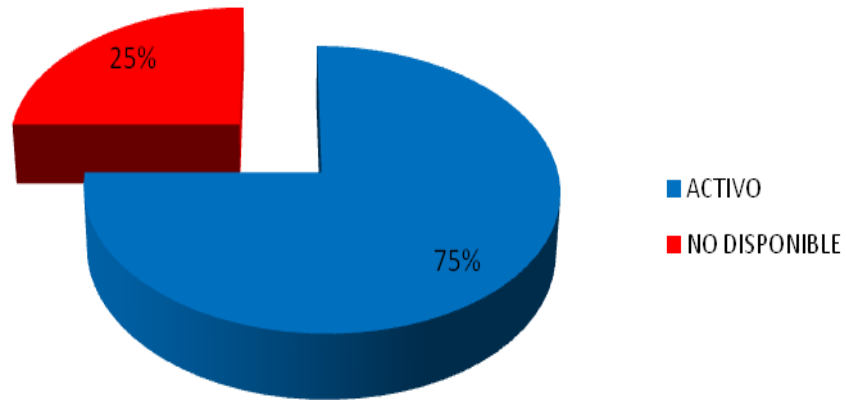


Gráfico 5.3 Distribución de actividad de los enfriadores de gas de módulo VII

- De los enfriadores no disponibles se determinaron las siguientes fallas en su sistema operativo:

Tabla 5.14 Problemas operacionales reportados en enfriadores no disponibles de módulo VII

Equipo	Problemas operacionales reportados			Total
	Fugas	Motor	Correa	
E7-2A1	✓			1
E7-2A2				0
E7-2B1		✓	✓	2
E7-2B2				0
E7-2C1				0
E7-2C2				0
E7-2D1	✓ 2		✓	3
E7-2D2				0
			Total	6

La tabla 5.14 refleja 3 fugas reportadas en el sistema de gas durante el período de evaluación en distintos enfriadores; el enfriador E7-2A1 se encontraba fugando y de igual forma se encontraba activo, 1 falla por motor eléctrico y 2 fallas por ruptura de correa para un total de 6 fallas operacionales.

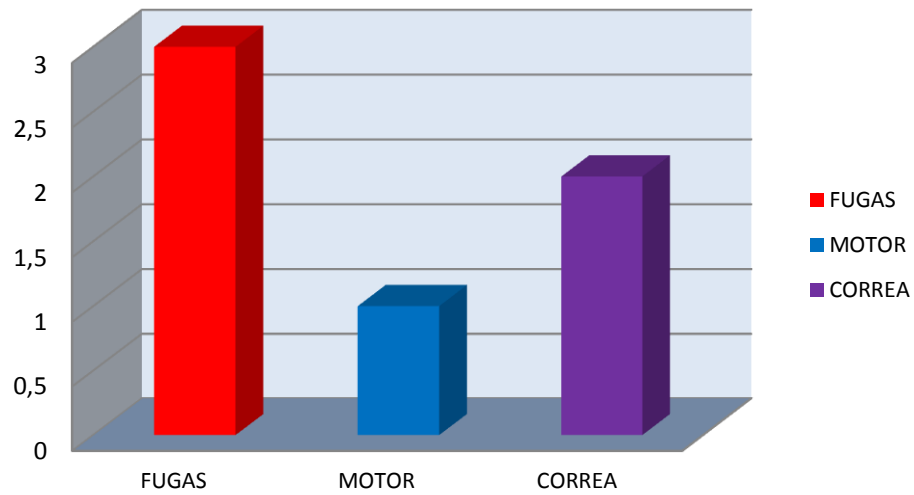


Gráfico 5.4 Problemas operacionales reportados en enfriadores no disponibles de módulo VII

- En la tabla 5.15 se puede observar cual es la condición actual de cada uno de los enfriadores de crudo del Módulo VI.

Tabla 5.15 Condición actual de los enfriadores de crudo de módulo VI

Enfriadores de Crudo Módulo VI		
ID Equipo	Activo	Disponible
E6-4A1		✓
E6-4A2	✓	
E6-4B1		✓
E6-4B2		✓
E6-4C1		✓
E6-4C2		✓
E6-4D1		✓
E6-4D2		✓
E6-4E1		✓
E6-4E2		✓

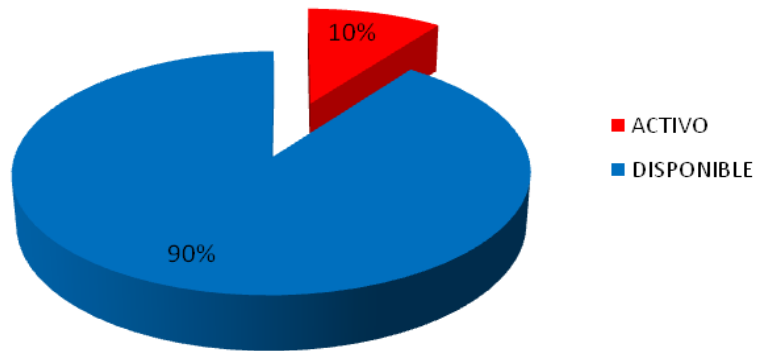


Gráfico 5.5 Distribución de actividad de los enfriadores de crudo de módulo VI

De los enfriadores activos e inactivos se determinó que los mismos se encuentran en perfecto funcionamiento, los mismos fueron sometidos a una prueba de campo, encendidos y probados para garantizar su funcionamiento. No se reportaron ningún tipo de problemas operacionales en el sistema de enfriamiento de crudo durante la evaluación.

- En la tabla 5.16 se puede observar cual es la condición actual de actividad de cada uno de los enfriadores de crudo del Módulo VII.

Tabla 5.16 Condición actual de los enfriadores de crudo de módulo VII

Enfriadores de Crudo Módulo VII		
ID Equipo	Activo	Disponible
E7-4A1	✓	
E7-4A2		✓
E7-4B1		✓
E7-4B2		✓
E7-4C1		✓
E7-4C2		✓
E7-4D1		✓
E7-4D2		✓
E7-4E1		✓
E7-4E2		✓

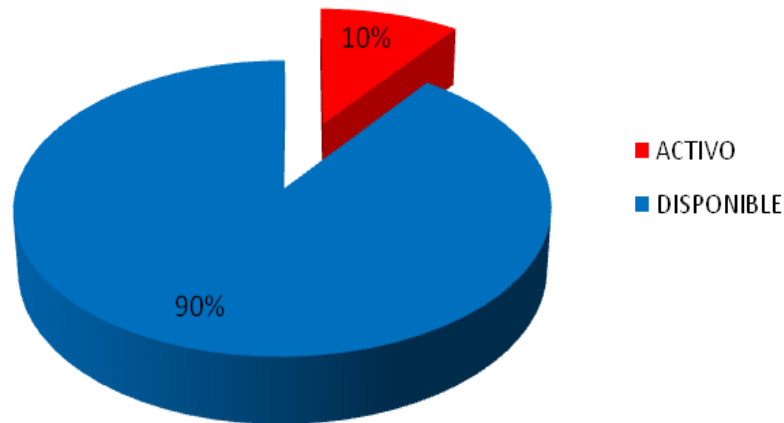


Gráfico 5.6 Distribución de actividad de los enfriadores de crudo de módulo VII

De los enfriadores activos y disponibles se determinó que los mismos se encuentran en perfecto funcionamiento, los mismos fueron encendidos y probados durante una prueba de campo para garantizar su funcionamiento. No se reportaron ningún tipo de problemas operacionales en el sistema de enfriamiento de crudo durante la evaluación.

5.2 Determinación de la capacidad instalada de los enfriadores en los módulos de producción.

Para el estudio del comportamiento de los enfriadores de crudo y gas de la planta se crearon simulaciones del proceso de enfriamiento, las cuales permitieron apreciar los cambios en la temperatura de salida del gas realizando una variación en el factor de ensuciamiento de los mismos, mediante este sistema se determinó la capacidad instalada.

Para la realización de las simulaciones se contó con el programa de simulación PRO/II ® en su versión 9.0. Este programa de simulación requiere la especificación de las condiciones bajo las cuales va a operar el simulador. Se seleccionó el paquete

de unidades del sistema británico de unidades y las ecuaciones de Peng Robinson para la realización de los cálculos.

La selección de los componentes del fluido de alimentación se creó a partir de la cromatografía del mismo y añadiendo los componentes que conforman el gas de proceso, como son:

- ✓ Metano (C1)
- ✓ Etano (C2)
- ✓ Propano (C3)
- ✓ Butano (C4)
- ✓ Isobutano (NC4)
- ✓ Nitrógeno (N2)
- ✓ CO2
- ✓ H2S

Para crear y especificar el fluido de alimentación dentro de la simulación se ingresó la composición molar de cada componente, la presión, la temperatura y el caudal por día del fluido de alimentación de acuerdo a los datos de entrada de la planta.

En el plano de la simulación se instalaron las unidades operacionales y las conexiones que permiten representar los módulos de producción, ambos poseen la misma configuración, por ende se creó una simulación como base y se cambiaron los parámetros operacionales para cada módulo.

Además, se requirió información de las hojas de especificación de los equipos para ingresar al simulador las especificaciones de fábrica requeridas así como la configuración mecánica de los equipos en estudio. Se tomaron datos de campo que permiten completar la información necesaria para definir las unidades operacionales en la simulación y representar las condiciones de operación actuales.

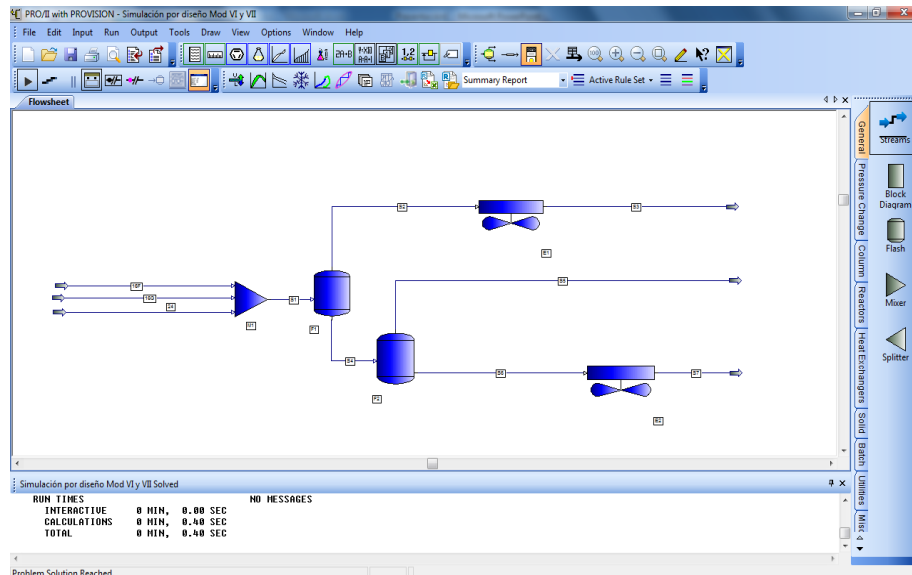


Figura 5.1 Diagrama de simulación del sistema de gas – crudo Módulo VI y VII (PRO/II, 9.0)

A continuación se presentan los resultados arrojados por el simulador para los enfriadores de gas de módulo VI. El proceso fue llevado a cabo por cada bahía de enfriador.

Los resultados de la simulación para el módulo VI expuestos en la tabla 5.17, indican la presencia de un factor de ensuciamiento promedio dentro de los tubos de 0,0029 HR-FT²-F/BTU mayor al de diseño (0,001 HR-FT²-F/BTU). Este ensuciamiento es atribuido a cualquier capa o depósito de materia en la superficie de transferencia de calor, comúnmente estos materiales tienen baja conductividad térmica (son malos conductores de calor y entorpecen la transferencia de calor), lo que provoca una mayor resistencia a la transferencia de calor, esto, se evidencia con los valores de capacidad calorífica los cuales son menores a los de diseño (15 MMBTU/HR) en todos los enfriadores.

Tabla 5.17 Capacidad instalada de enfriadores de gas del módulo VI

Parámetros	Unidades	Diseño	Actual	Actual	Actual	Actual
ID Equipo		E6-2A/2B/2C/2D	E6-2A	E6-2B	E6-2C	E6-2D
Factor de ensuciamiento	HR-FT2-F/BTU	0,001	0,0025	0,0028	0,0034	0,003
Temperatura dentro de los tubos	F	110	120	123	130	125
Coefficiente de transferencia de calor (Actual)	BTU/HR-FT2-F	3,693	2,413	2,1143	1,5432	1,9876
Coefficiente de transferencia de calor (Requerido)	BTU/HR-FT2-F	0	1,9912	1,9915	2,0063	1,9926
Área superficial (Actual)	FT2	146.388,99	129.082,56	125.392,07	144.521,98	126.733,21
Área superficial (Requerida)	FT2	0	91.726,8	96.651,8	106.349,5	98.152,5
Capacidad calórica de intercambio de calor	MMBTU/HR	15,4	12,9751	11,8951	10,8525	10,1805

Así mismo se tiene que los valores del coeficiente de transferencia de calor son menores a los de diseño (3,693 BTU/HR-FT2-F), es decir el equipo tiene menor capacidad de transferir el calor a través del área expuesta.

En estos equipos se producen diferentes tipos de ensuciamiento. La sedimentación se produce por deposición de materiales finamente divididos, a partir del fluido de proceso. La formación de escamas se debe, con frecuencia, a la cristalización de un material cuya solubilidad, a la temperatura de la pared del tubo, es más baja que a la temperatura promedio del fluido. Muchas corrientes de proceso reaccionan y el material resultante, menos soluble, se deposita en la superficie como una película, con frecuencia de una resistencia y espesor considerable.

Es por ello que el área de superficie actual que tienen los enfriadores es ligeramente menor a la que tenían inicialmente destinada para llevar a cabo la transferencia de calor, el valor de diseño para estos equipos es de 146.338,99 ft²

Por lo antes expuesto, las temperaturas de salida del gas son mayores a las establecidas, y se determina que los equipos están trabajando fuera de especificación.

A medida que el coeficiente de transferencia de calor es menor, las temperaturas asociadas al fluido de proceso serán mucho más altas, esto, se muestra a continuación en la tabla 5.18 y gráficamente a través del gráfico 5.7

Tabla 5.18 Comportamiento térmico del fluido con respecto al coeficiente de transferencia de calor, módulo VI

Parámetro	Temperatura (°F)	Coeficiente de Transferencia de Calor (Btu/Hr.Ft2.°F)
Diseño	110	3,693
E6-2A	120	2,413
E6-2B	123	2,1143
E6-2D	125	1,9876
E6-2C	130	1,5432

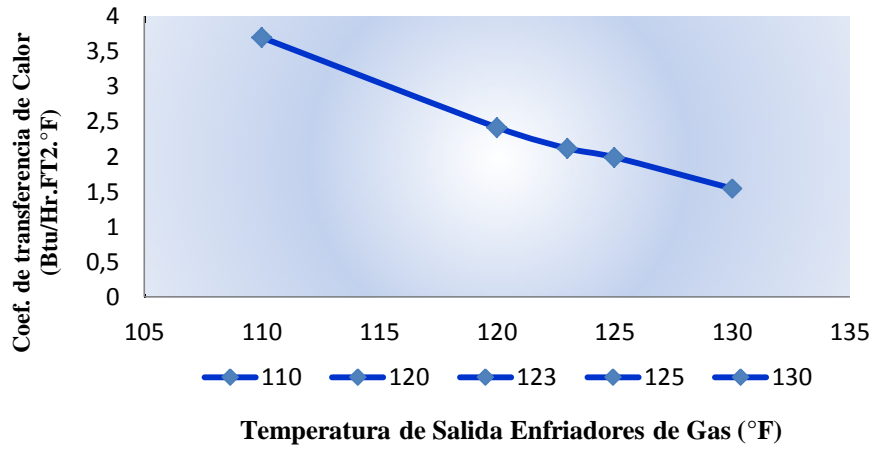


Gráfico 5.7 Comportamiento térmico del fluido con respecto al coeficiente de transferencia de calor

Así mismo, se determinó que a medida que el factor de ensuciamiento es mayor en la superficie interna y externa del intercambiador el coeficiente de transferencia de calor es menor (ver tabla 5.19 y gráfico 5.8)

Tabla 5.19 Valores del efecto del factor de ensuciamiento en una superficie de transferencia de calor, módulo VI

Parámetro	Factor de ensuciamiento (HR-FT²-F/BTU)	Coeficiente de transferencia de calor (Btu/Hr.Ft².°F)
Diseño	0,001	3,693
E6-2A	0,0025	2,413
E6-2B	0,0028	2,1143
E6-2D	0,003	1,9876
E6-2C	0,0034	1,5432

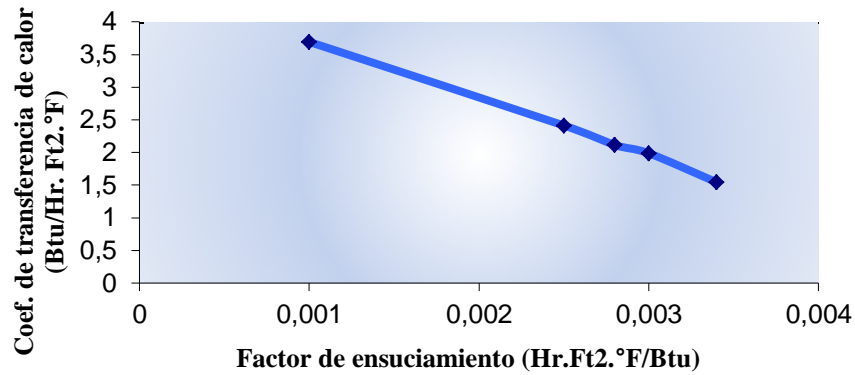


Gráfico 5.8 Efecto del factor de ensuciamiento en una superficie de transferencia de calor, módulo VI

- A continuación se presentan los resultados arrojados por el simulador para los enfriadores de gas de módulo VII. El proceso fue llevado a cabo en cada bahía de enfriador.

Tabla 5.2 Capacidad instalada de enfriadores de gas del módulo VII

Parámetros	Unidades	Diseño	Actual	Actual	Actual	Actual
ID Equipo		E7-2A/2B/2C/2D	E7-2A	E6-2B	E6-2C	E6-2D
Factor de ensuciamiento	HR-FT2-F/BTU	0,001	0,0023	0,00167	0,0013	0,0016
Temperatura dentro de los tubos	F	110	118	116	112	115
Coeficiente de transferencia de calor (Actual)	BTU/HR-FT2-F	3,693	2,5679	2,8754	3,2308	3,0387
Coeficiente de transferencia de calor (Requerido)	BTU/HR-FT2-F	0	1,9912	0,4892	0,1888	0,1094
Área superficial (Actual)	FT2	146.388,99	137.275,9	139.275,8	140.275,9	136.275,1
Área superficial (Requerida)	FT2	0	90.635,6	88.414,5	85.110,13	92.731,09
Capacidad calórica de intercambio de calor	MMBTU/HR	15,4	13,1	13,7	13,3	13,8

Los resultados de la simulación para el módulo VII indican la misma tendencia de los resultados para el módulo VI, por ende los resultados son proporcionales y se pueden extrapolar. Por lo antes expuesto se determina que los equipos están trabajando fuera de especificación.

De igual manera a medida que el coeficiente de transferencia de calor es menor, las temperaturas asociadas al fluido de proceso serán mucho más altas, este fenómeno también se lleva a cabo en estos enfriadores ver tabla 5.21 y gráficamente a través del gráfico 5.9

Tabla 5.21 Comportamiento térmico del fluido con respecto al coeficiente de transferencia de calor

Parámetro	Temperatura (°F)	Coeficiente de Transferencia de Calor (Btu/Hr.Ft ² .°F)
Diseño	110	3,693
E7-2A	118	2,5679
E7-2B	116	2,8754
E7-2D	112	3,2308
E7-2C	115	3,0387

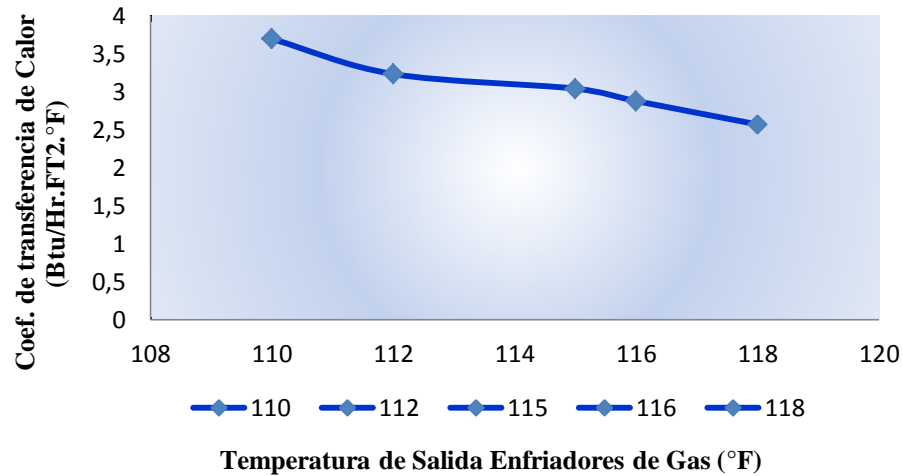


Gráfico 5.9 Comportamiento térmico del fluido con respecto al coeficiente de transferencia de calor

Así mismo, se determinó que a medida que el factor de ensuciamiento es mayor en la superficie interna y externa del intercambiador el coeficiente de transferencia de calor es menor (ver tabla 5.22 y gráfico 5.10)

Tabla 5.22 Valores del efecto del factor de ensuciamiento en una superficie de transferencia de calor

Parámetro	Factor de ensuciamiento (HR-FT2-F/BTU)	Coefficiente de transferencia de calor (Btu/Hr.Ft2.°F)
Diseño	0,001	3,693
E7-2A	0,0023	2,5679
E7-2B	0,00167	2,8754
E7-2D	0,0013	3,2308
E7-2C	0,0016	3,0387

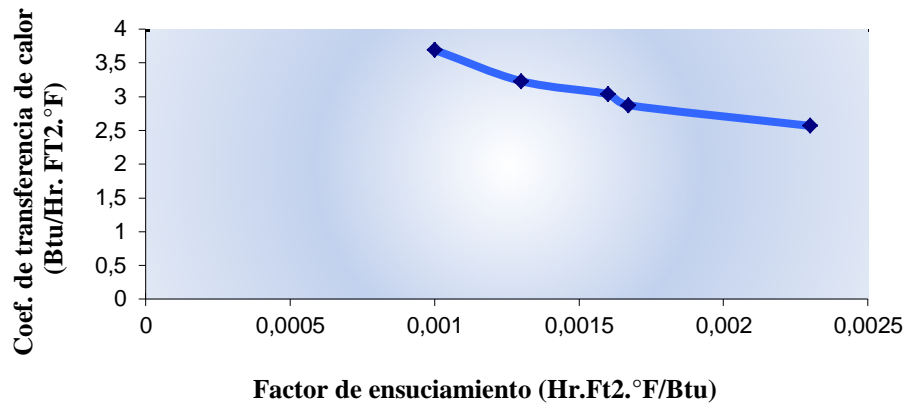


Gráfico 5.10 Efecto del factor de ensuciamiento en una superficie de transferencia de calor

- A continuación se presentan los resultados obtenidos a través de la simulación para los enfriadores de crudo de módulo VI y VII. El proceso fue simulado y ejemplificado en un caso base para una determinada temperatura de salida de crudo.

Tabla 5.23 Capacidad instalada de enfriadores de crudo del módulo VI

Parámetros	Unidades	Diseño	Actual
ID Equipo		E6-4A/B/C/D/E	E6-4A/B/C/D/E
Resistencia debida al ensuciamiento	HR-FT2-F/BTU	0,002	0,0025
Temperatura producto dentro del tubo	F	140	145,0789
Coef. De transferencia de calor (Actual)	BTU/HR-FT2-F	0,566	0,442
Coef. De transferencia de calor (Requerido)	BTU/HR-FT2-F	0	0,2531
Área de la superficie (Actual)	FT2	467.389,76	452.913,91
Área de la superficie (Requerido)	FT2	0	14.475,9
Capacidad Calorífica	MM BTU/HR	15,6	15,3

Tabla 5.24 Capacidad instalada de enfriadores de crudo del módulo VII

Parámetros	Unidades	Diseño	Actual
ID Equipo		E7-4A/B/C/D/E	E7-4A/B/C/D/E
Resistencia debida al ensuciamiento	HR-FT2-F/BTU	0,002	0,0025
Temperatura producto dentro del tubo	F	140	144,5465
Coef. De transferencia de calor (Actual)	BTU/HR-FT2-F	0,566	0,4517
Coef. De transferencia de calor (Requerido)	BTU/HR-FT2-F	0	0,263
Área de la superficie (Actual)	FT2	467.389,76	455.120,1
Área de la superficie (Requerido)	FT2	0	12.269,66
Capacidad Calorífica	MM BTU/HR	15,6	15,2

Los resultados de la simulación de crudo para el módulo VI y VII indican la presencia de un factor de ensuciamiento promedio de 0,0025 HR-FT2-F/BTU mayor al de diseño (0,002 HR-FT2-F/BTU). Este ensuciamiento es atribuido a cualquier capa o depósito de materias en la superficie de transferencia de calor, sin embargo los resultados se encuentran dentro de los parámetros tolerables y el mismo no afecta la capacidad calorífica de los equipos ya que se encuentra en el orden de la capacidad calórica por diseño 15.6 MMBTU/HR lo cual es favorable.

Así mismo, se tiene que los valores del coeficiente de transferencia de calor son menores a los de diseño (0,566 BTU/HR-FT2-F), es decir el equipo tiene menor capacidad de transferir el calor a través del área expuesta, pero los valores registrados se encuentran en el orden de los valores de diseño.

El área de superficie actual que tienen los enfriadores es ligeramente menor a la que tenían inicialmente destinada para llevar a cabo la transferencia de calor, el valor de diseño para estos equipos es de (467.389,76 ft²), sin embargo, es satisfactorio el hecho de que el área actual sea mayor al área requerida, lo que garantiza un intercambio de energía.

Por lo antes expuesto, se puede concluir que las temperaturas de salida del crudo de los módulos VI y VII se encuentran dentro del rango de operaciones (140-150°F) y se determina que los equipos están trabajando dentro de especificaciones.

5.3 Comparación de la capacidad nominal instalada de los enfriadores con la producción promedio manejada en la EPJ-2.

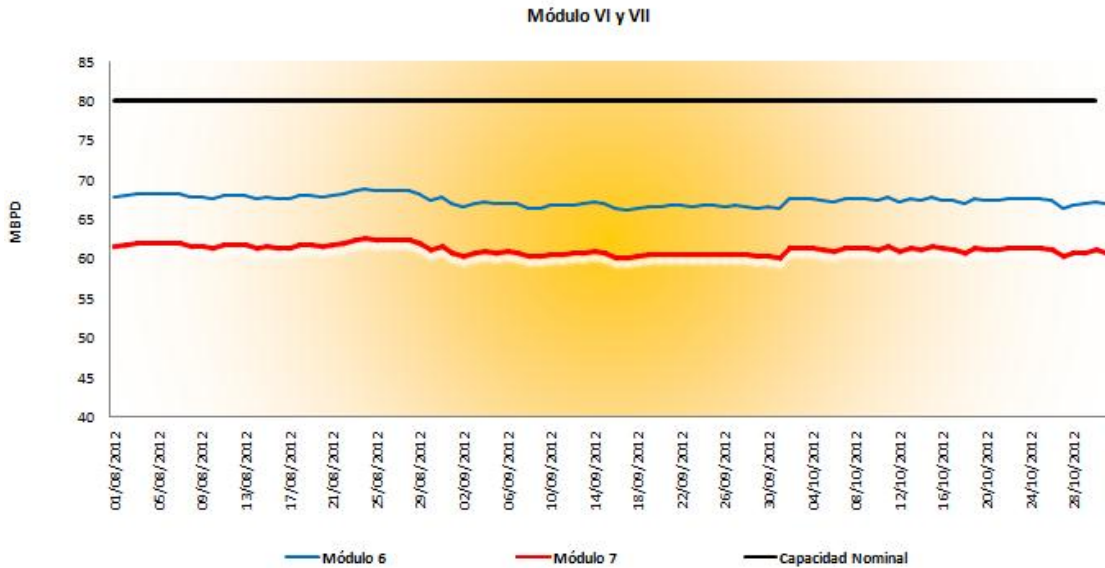
Por medio de datos de producción se analizaron las tasas de crudo, gas y la relación gas-petróleo manejadas actualmente por los equipos de módulo VI y VII, estos datos se compararon con la capacidad nominal de diseño inicialmente instalada. Los resultados son expuestos a continuación.

La tasa de crudo manejada actualmente por el módulo VI se encuentra en el orden de los 64 MBD de crudo procesado mientras que para el módulo VII se encuentra en aproximadamente 50 MBD de crudo. Comparando estos resultados con los valores de capacidad nominal (80 MBD) se constata que el módulo VI se encuentra trabajando dentro de especificaciones con un 19,2% por debajo de su capacidad nominal mientras que para el módulo VII se tiene que el mismo se encuentra trabajando con un 23,4% por debajo de su capacidad nominal, lo que nos garantiza que estos equipos en producción se encuentran dentro de los parámetros operacionales requeridos y de seguridad.

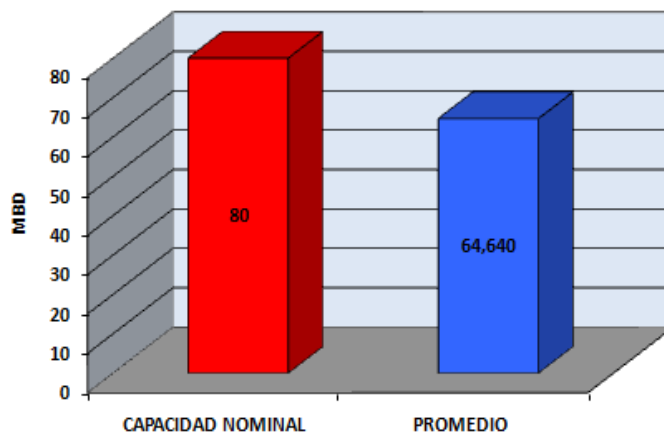
Tabla 5.25 Balance de producción actual manejado a nivel de módulo VI y VII

INSTALACIÓN	CRUDO		GAS		RGP	
	Capacidad Nominal MBD	Manejo Actual MBD	Capacidad Nominal MMPCND	Manejo Actual MMPCND	Capacidad Nominal (MPCND/MBD)	Manejo Actual (MPCND/MBD)
MODULO VI	80	64,64	80	128,11	1000	1982
MODULO VII	80	49,76	80	114,66	1000	2305

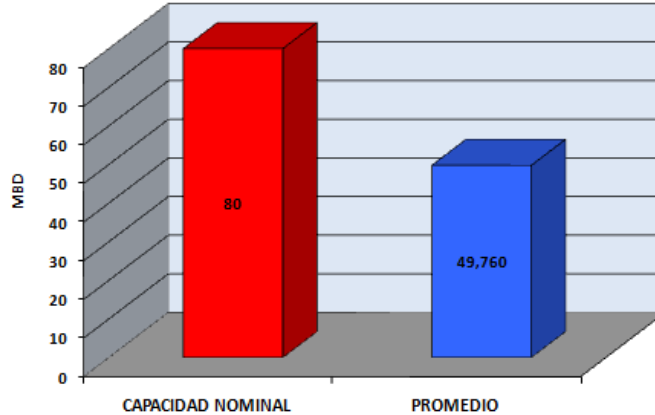
La tendencia de estos valores a través de periodo de evaluación se encuentra en la gráfica 5.11, también se muestra un gráfico de barras para los módulos VI y VII.



Gráfica 5.11 Tendencia de las tasas de crudo de módulo VI y VII con respecto a la capacidad nominal instalada por diseño



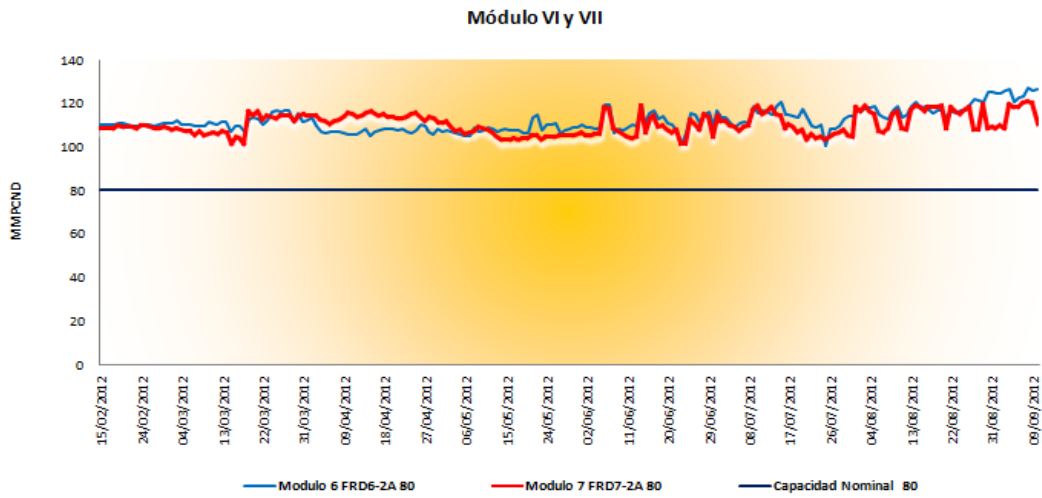
Gráfica 5.12 Tendencia de la producción actual de crudo para el módulo VI



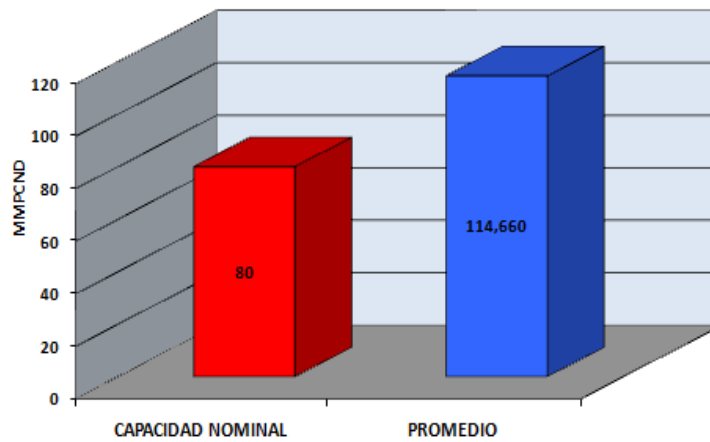
Gráfica 5.13 Tendencia de la producción actual de crudo para el módulo VII

La tasa de gas manejada actualmente por el módulo VI se encuentra en el orden de los 128,11 MMPCND de gas procesado mientras que para el módulo VII se encuentra aproximadamente en 114,66 MMPCND de gas. Comparando estos resultados con los valores de capacidad nominal (80 MMPCND) se concluye que el módulo VI se encuentra trabajando fuera de especificaciones con un 60% por encima de su capacidad nominal mientras que para el módulo VII se tiene que el mismo se encuentra trabajando con un 43,3% por encima de su capacidad nominal, lo cual es contraproducente en el manejo de fluidos en estos módulos ya que se encuentran trabajando fuera de los parámetros operacionales requeridos y de seguridad, ver tabla 5.25

La tendencia de estos valores a través de periodo de evaluación se encuentra en la gráfica 5.14, también se muestra un gráfico de barras para los módulos VI y VII.



Gráfica 5.14 Tendencia de las tasas de gas de módulo VI y VII con respecto a la capacidad nominal instalada por diseño



Gráfica 5.15 Tendencia de la producción actual de gas para el módulo VII

5.4 Evaluación el sistema hidráulico de la red de tuberías de los enfriadores de crudo y gas de los módulos de producción.

Para simular el proceso de enfriamiento de crudo y gas se realizó el levantamiento hidráulico de las líneas de crudo y gas, para lo cual se recopilaron datos de campo con relación a longitud, diámetros y tipos de tubería, válvulas, reducciones y equipos.

En estos sistemas se debe mantener una velocidad límite de flujo en las tuberías para evitar la erosión de las líneas y la deposición de sólidos disueltos en la corriente de fluidos, para ello es necesario calcular el límite superior de velocidad en las tuberías del proceso. Esta velocidad es la llamada velocidad de erosión y equivale a una velocidad por encima de la cual ocurriría una erosión excesiva que provocaría fallas en las tuberías. Para determinar las velocidades en el sistema se simuló mediante el software PIPEPHASE en su versión 9.4 el sistema de enfriamiento de gas y crudo de los módulos de producción VI y VII tomando en cuenta las condiciones operacionales actuales de estos equipos.

5.5.1 Resultados de la simulación en el sistema de gas – Módulo VI

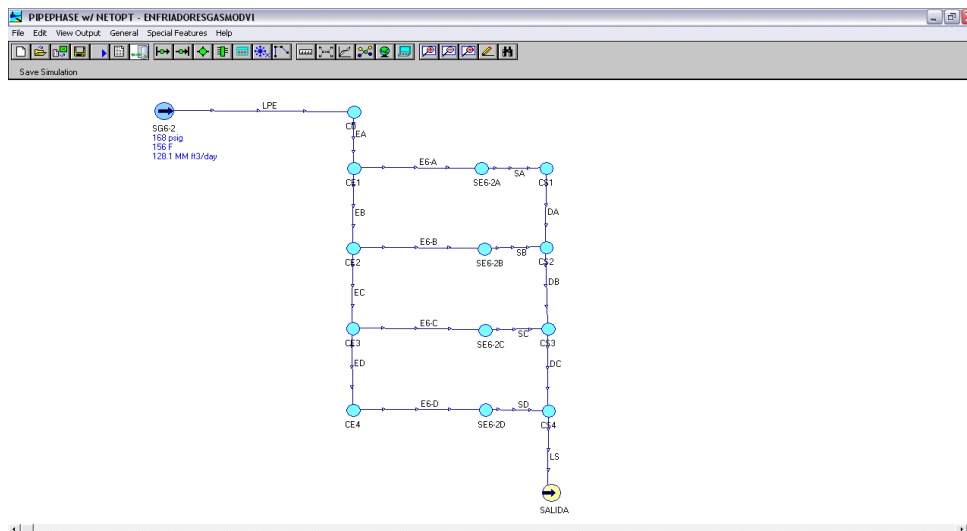


Figura 5.2 Diagrama de la simulación del sistema de gas - Módulo VI (PIPEPHASE, 9.4)

- **1er. Tramo**

Los resultados de la simulación desde la salida del fluido del separador general de media presión SG6-2 y a través de la línea principal de distribución A, B, C y D indican que las velocidades del gas se mantienen dentro de los límites tolerables de velocidades de diseño y erosionales (ver tabla 5.26). La gráfica 5.16 representa las velocidades medias obtenidas en la simulación de dicho sistema para un caudal de

128.11 MMPCND, en ella se observa que las velocidades se mantienen por debajo de la velocidad máxima de diseño (125 pies/seg) y de la velocidad límite erosional (200 pies/seg).

Así mismo, las caídas de presión en el sistema se encuentran dentro de los límites tolerables y se cumple con lo establecido según la norma que se tomó para este caso, la cual establece que la caída de presión por cada 100 pies de tubería debe ser menor a 0,6 lpc para un rango de presión de 150 a 200 lpc y en este tramo de tubería se cumple.

Tabla 5.26 Velocidades y caídas de presión en el primer tramo de tuberías del módulo VI

LINEA	TUBERÍA	DIÁMETRO	ρ GAS	V PIPEPHASE	V DISEÑO	VEROSIONAL	CRITERIO DISEÑO	CRITERIO EROSIÓN	ΔP PIPEPHASE	NORMA
		PULG	LB/PIE3	PIES/SEG	PIES/SEG	PIES/SEG			LPC/100PIES	
LPE	P010	16"	0,64	71,33	125,00	200,00	SI	SI	0,27	SI
	P011	16"	0,64	71,37	125,00	200,00	SI	SI	0,30	SI
	P012	16"	0,64	71,42	125,00	200,00	SI	SI	0,27	SI
EA	P015	16"	0,64	71,48	125,00	200,00	SI	SI	0,27	SI
EB	P002	16"	0,64	53,58	125,00	200,00	SI	SI	0,15	SI
EC	P016	16"	0,64	35,72	125,00	200,00	SI	SI	0,07	SI
ED	P017	16"	0,64	17,87	125,00	200,00	SI	SI	0,02	SI

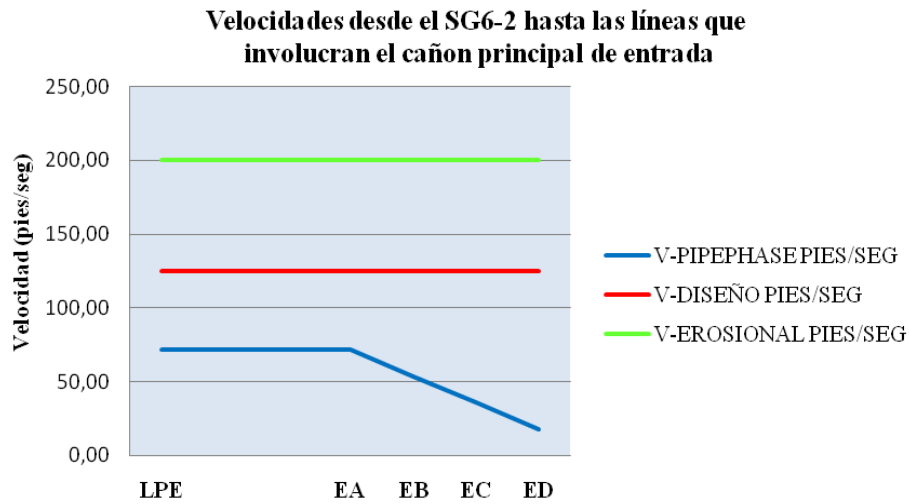


Gráfico 5.16 Tendencia de las velocidades desde el SG6-2 hasta las líneas que involucran el cañón principal de entrada

- **2do. Tramo**

En la segunda sección que involucra las líneas de entrada de cada enfriador se obtuvo una velocidad máxima de diseño de (127 pies/seg). Para el sistema actual, en las secciones de tuberías que poseen un diámetro de 8” las velocidades medias se encuentran dentro de los límites tolerables de diseño y erosión, mientras que en aquellas secciones que poseen un diámetro de 6” las velocidades medias superan la velocidad de diseño en aproximadamente un 41%, sin embargo éstas velocidades no superan la velocidad límite de erosión (203,2 pies/seg) (ver tabla 5.27)

El gráfico 5.17 representa las velocidades medias obtenidas en la simulación de dicho sistema, en ella se observa una tendencia oscilatoria en aumento y descenso de las velocidades por las reducciones en diámetro de 8” a 6”.

En cuanto a las caídas de presión en el sistema, las mismas se encuentran dentro de los límites tolerables para líneas que manejan desde (150-200) lpc de presión la cual no debe ser mayor a 0.6 lpc por cada 100 pies de tubería, sin embargo, en algunas

secciones de 6" la norma no se cumple producto de diámetros de líneas que no favorecen el flujo de gas con estas condiciones.

Tabla 5.27 Velocidades y caídas de presión en el segundo tramo de tuberías del módulo VI

LÍNEA	TUBERÍA	DIÁMETRO	ρ GAS	VPIPEPHASE	V DISEÑO	VEROSIONAL	CRITERIO DISEÑO	CRITERIO EROSIÓN	ΔP PIPEPHASE	NORMA
		PULG	LB/PIE3	PIES/SEG	PIES/SEG	PIES/SEG			LPC/100PIES	
E6-A	P014	8"	0,62	99,83	127,00	203,20	SI	SI	0,44	SI
	P018	8"	0,62	100,08	127,00	203,20	SI	SI	0,41	SI
	P022	8"	0,62	100,32	127,00	203,20	SI	SI	0,46	SI
	P023	6"	0,62	176,62	127,00	203,20	NO	SI	0,47	SI
	P024	6"	0,62	178,93	127,00	203,20	NO	SI	0,44	SI
	P021	6"	0,62	180,18	127,00	203,20	NO	SI	0,62	NO
E6-B	P003	8"	0,62	99,55	127,00	203,20	SI	SI	0,46	SI
	P004	8"	0,62	99,79	127,00	203,20	SI	SI	0,47	SI
	P005	8"	0,62	100,03	127,00	203,20	SI	SI	0,48	SI
	P006	6"	0,62	176,10	127,00	203,20	NO	SI	0,49	SI
	P007	6"	0,62	178,38	127,00	203,20	NO	SI	0,53	SI
	P008	6"	0,62	179,62	127,00	203,20	NO	SI	0,59	SI
E6-C	P020	8"	0,62	99,54	127,00	203,20	SI	SI	0,42	SI
	P025	8"	0,62	99,78	127,00	203,20	SI	SI	0,45	SI
	P026	8"	0,62	100,02	127,00	203,20	SI	SI	0,49	SI
	P027	6"	0,62	176,08	127,00	203,20	NO	SI	0,52	SI
	P028	6"	0,62	178,37	127,00	203,20	NO	SI	0,53	SI
	P029	6"	0,62	179,61	127,00	203,20	NO	SI	0,61	NO
E6-D	P030	8"	0,62	99,63	127,00	203,20	SI	SI	0,34	SI
	P031	8"	0,62	99,88	127,00	203,20	SI	SI	0,35	SI
	P032	8"	0,62	100,12	127,00	203,20	SI	SI	0,36	SI
	P033	6"	0,62	176,25	127,00	203,20	NO	SI	0,37	SI
	P034	6"	0,62	178,54	127,00	203,20	NO	SI	0,38	SI
	P035	6"	0,62	179,78	127,00	203,20	NO	SI	0,64	NO

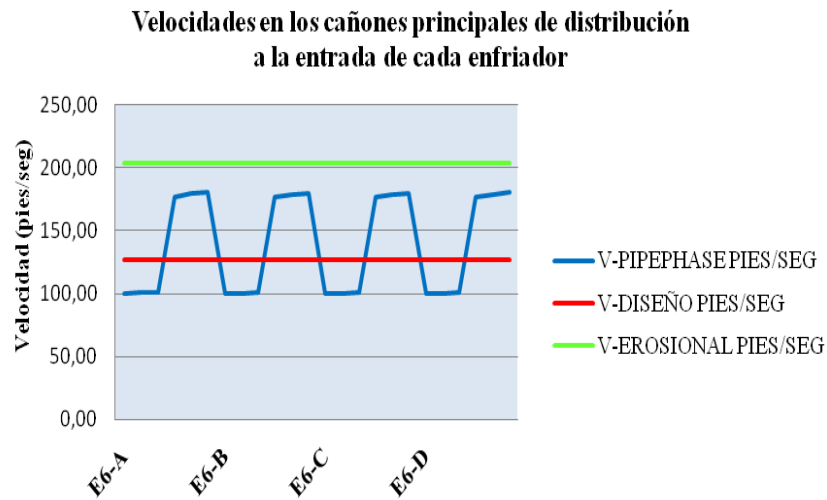


Gráfico 5.17 Tendencia de las velocidades en los cañones principales de distribución a la entrada de cada enfriador

- **3er. Tramo**

Los resultados obtenidos en la simulación para las líneas de salida de cada enfriador indican que las velocidades del gas se mantienen dentro de los límites a excepción de las líneas que poseen un diámetro de 6” las mismas se encuentran alrededor de 174,5 pies/seg, éstas líneas corresponden a la descarga luego de pasar por cada enfriador, sin embargo éstas velocidades no exceden la velocidad límite erosional (ver tabla 5.28).

En el gráfico 5.18 se observa la tendencia de las velocidades medias obtenidas en la simulación de dicho sistema.

Con respecto a las caídas de presión, las mismas se encuentran dentro de los límites para cumplir con la norma.

Tabla 5.28 Velocidades y caídas de presión en el tercer tramo de tuberías del módulo VI

LINEA	TUBERÍA	DIÁMETRO	ρ GAS	VPIPEPHASE	VDISEÑO	VEROSIONAL	CRITERIO DISEÑO	CRITERIO EROSIÓN	ΔP PIPEPHASE	NORMA
		PULG	LB/PIE3	PIES/SEG	PIES/SEG	PIES/SEG			LPC/PIE	
SA	P009	6"	0,61	173,73	128,04	204,86	NO	SI	0,45	SI
	P013	6"	0,61	176,06	128,04	204,86	NO	SI	0,42	SI
	P019	8"	0,61	103,79	128,04	204,86	SI	SI	0,35	SI
SB	P036	6"	0,61	173,20	128,04	204,86	NO	SI	0,52	SI
	P037	6"	0,61	175,52	128,04	204,86	NO	SI	0,49	SI
	P038	8"	0,61	103,46	128,04	204,86	SI	SI	0,32	SI
SC	P039	6"	0,61	173,19	128,04	204,86	NO	SI	0,53	SI
	P040	6"	0,61	175,50	128,04	204,86	NO	SI	0,54	SI
	P041	8"	0,61	103,45	128,04	204,86	SI	SI	0,38	SI
SD	P042	6"	0,61	173,37	128,04	204,86	NO	SI	0,50	SI
	P043	6"	0,61	175,69	128,04	204,86	NO	SI	0,43	SI
	P044	8"	0,61	103,56	128,04	204,86	SI	SI	0,33	SI

Velocidades en la salida de cada enfriador

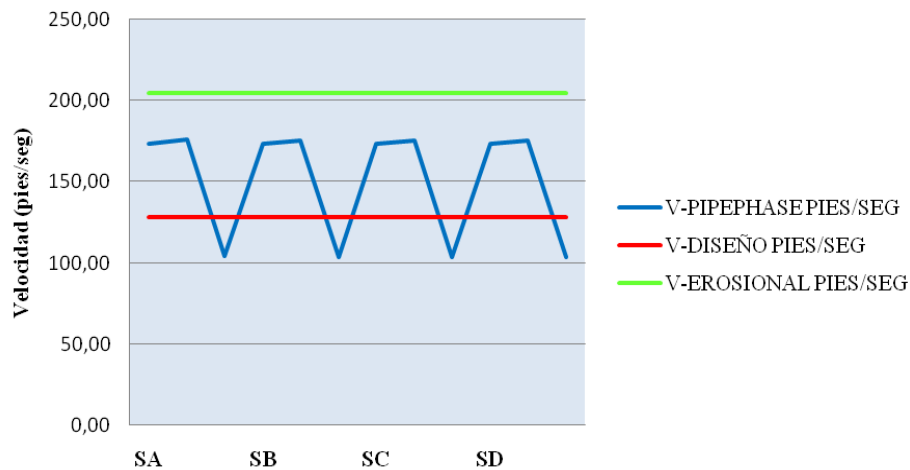


Gráfico 5.18 Tendencia de las velocidades en la salida de cada enfriador

- **4to. Tramo**

En el sistema que componen las líneas de descarga de fluido de cada enfriador para finalmente conducirlo a la salida del sistema se obtuvo una velocidad máxima de diseño de 128,04 pies/seg y una velocidad límite erosional de (204,86 pies/seg) (ver tabla 5.29). El gráfico 5.19 muestra las velocidades medias obtenidas en la simulación para el sistema, donde se detalla que las velocidades de flujo de estas líneas no alcanzan el límite erosional y diseño.

Tabla 5.29 Velocidades y caídas de presión en el cuarto tramo de tuberías del módulo VI

LÍNEA	TUBERÍA	DIÁMETRO	ρ GAS	VPIPEPHASE	V DISEÑO	VEROSIONAL	CRITERIO DISEÑO	CRITERIO EROSIÓN	ΔP PIPEPHASE	NORMA
		PULG	LB/PIE3	PIES/SEG	PIES/SEG	PIES/SEG			LPC/100PIES	
DA	P050	16"	0,61	18,71	128,04	204,86	SI	SI	0,25	SI
DB	P049	16"	0,61	37,37	128,04	204,86	SI	SI	0,22	SI
DC	P051	16"	0,61	56,04	128,04	204,86	SI	SI	0,16	SI
LS	P001	16"	0,61	74,74	128,04	204,86	SI	SI	0,29	SI

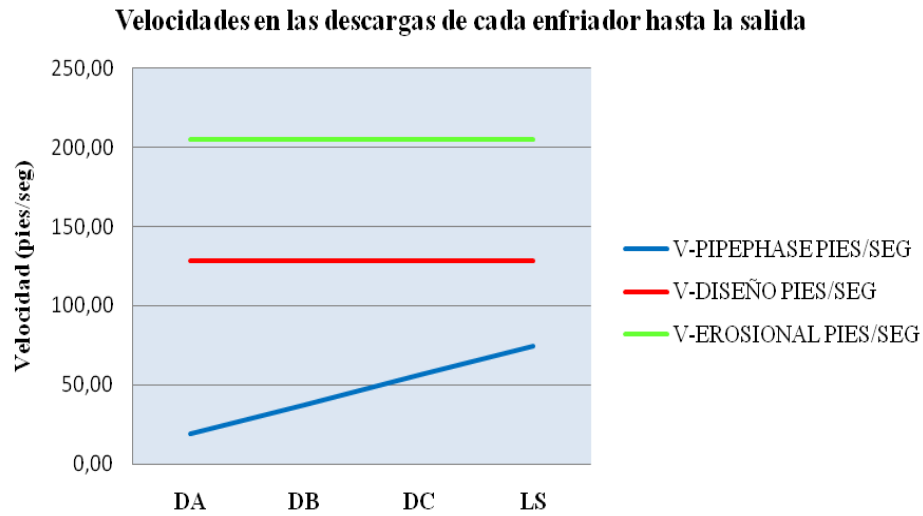


Gráfico 5.19 Tendencia de las velocidades en las descargas de cada enfriador hasta la salida

5.5.2 Resultados de la simulación en el sistema de gas - Módulo VII

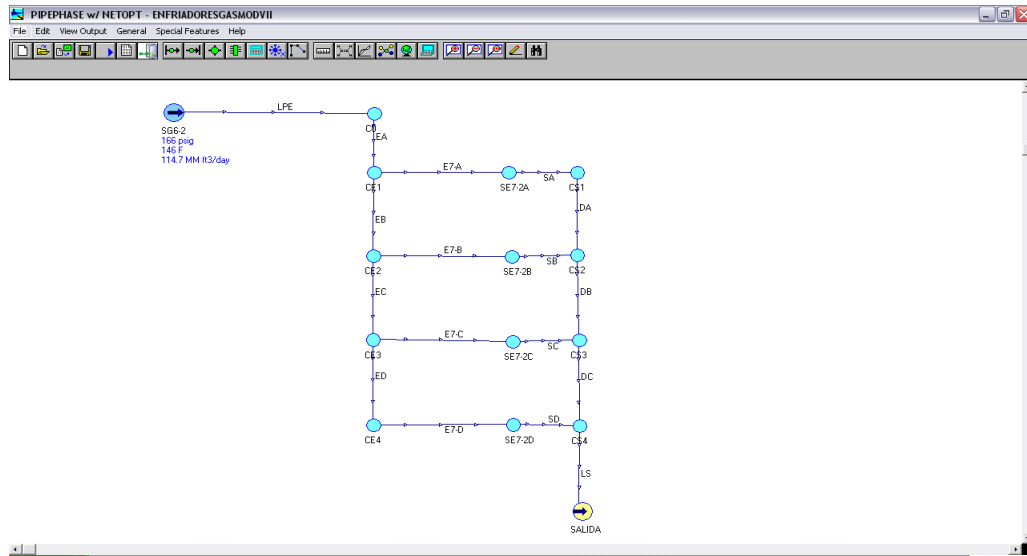


Figura 5.3 Diagrama de la simulación del sistema de gas – Módulo VII (PIPEPHASE, 9.4)

- **1er. Tramo**

Los resultados de la simulación desde la salida del fluido del separador general de media presión SG7-2 y a través de la línea principal de distribución A, B, C y D del módulo VII indican que las velocidades del gas se mantienen dentro de los límites tolerables de velocidades de diseño y erosionales (ver tabla 5.3). La gráfica 5.20 representa las velocidades medias obtenidas en la simulación de dicho sistema para un caudal de 114,7MMPCND, en ella se observa que las velocidades se mantienen por debajo de la velocidad máxima de diseño (125 pies/seg) y de la velocidad límite erosional (200 pies/seg). Así mismo las caídas de presión en el sistema se encuentran dentro de los límites.

Tabla 5.3 Velocidades y caídas de presión en el primer tramo de tuberías del módulo VII

LINEA	TUBERÍA	DIÁMETRO	ρ GAS	VPIPEPHASE	V DISEÑO	VEROSIONAL	CRITERIO DISEÑO	CRITERIO EROSIÓN	ΔP PIPEPHASE	NORMA
		PULG	LB/PIE3	PIES/SEG	PIES/SEG	PIES/SEG			LPC/100PIES	
LPE	P010	16"	0,64	64,57	125,00	200,00	SI	SI	0,22	SI
	P011	16"	0,64	64,60	125,00	200,00	SI	SI	0,44	SI
	P012	16"	0,64	64,63	125,00	200,00	SI	SI	0,22	SI
EA	P015	16"	0,64	64,66	125,00	200,00	SI	SI	0,22	SI
EB	P002	16"	0,64	48,47	125,00	200,00	SI	SI	0,13	SI
EC	P016	16"	0,64	32,32	125,00	200,00	SI	SI	0,06	SI
ED	P017	16"	0,64	16,17	125,00	200,00	SI	SI	0,01	SI

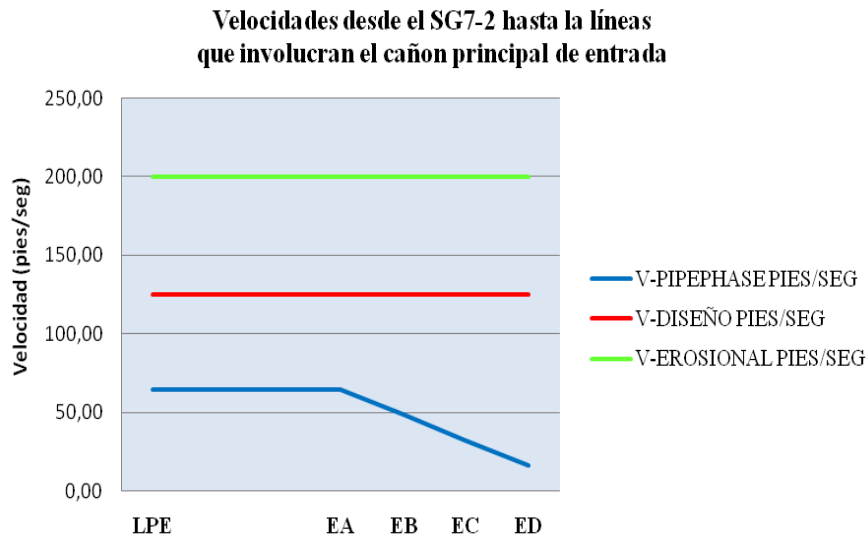


Gráfico 5.20 Tendencia de las velocidades desde el SG7-2 hasta las líneas que involucran el cañón principal de entrada.

- **2do. Tramo**

En la segunda sección que involucra las líneas de entrada de cada enfriador se obtuvo una velocidad máxima de diseño de (128,04 pies/seg). Para el sistema actual, en las secciones de tuberías que poseen un diámetro de 8” las velocidades medias se encuentran dentro de los límites tolerables de diseño y erosión, mientras que en aquellas secciones que poseen un diámetro de 6” las velocidades medias superan la velocidad de diseño en aproximadamente un 25%, sin embargo éstas velocidades no superan la velocidad límite de erosión (204,86 pies/seg) (ver tabla 5.31)

La gráfica 5.21 representa las velocidades medias obtenidas en la simulación de dicho sistema, en ella se observa una tendencia oscilatoria en aumento y descenso de las velocidades por las reducciones en diámetro de 8” a 6”. Estas condiciones originan diferenciales de presión por encima de la norma, producto de diámetros de líneas que no favorecen el flujo de gas con estas condiciones.

En cuanto a las caídas de presión en el sistema, las mismas se encuentran dentro de los límites tolerables para líneas que manejan desde (50-150) lpc de presión, sin embargo hay una serie de tuberías de 6” donde no se cumple la norma.

Tabla 5.31 Velocidades y caídas de presión en el segundo tramo de tuberías del módulo VII

LÍNEA	TUBERÍA	DIÁMETRO	ρ GAS	VPIPEPHASE	VDISEÑO	VEROSIONAL	CRITERIO DISEÑO	CRITERIO EROSIÓN	ΔP PIPEPHASE	NORMA
		PULG	LB/PIE3	PIES/SEG	PIES/SEG	PIES/SEG			LPC/100PIES	
E6-A	P014	8"	0,61	90,23	128,04	204,86	SI	SI	0,41	SI
	P018	8"	0,61	90,41	128,04	204,86	SI	SI	0,43	SI
	P022	8"	0,61	90,57	128,04	204,86	SI	SI	0,48	SI
	P023	6"	0,61	158,94	128,04	204,86	NO	SI	0,50	SI
	P024	6"	0,61	160,61	128,04	204,86	NO	SI	0,51	SI
	P021	6"	0,61	161,51	128,04	204,86	NO	SI	0,57	SI
E6-B	P003	8"	0,61	90,00	128,04	204,86	SI	SI	0,37	SI
	P004	8"	0,61	90,17	128,04	204,86	SI	SI	0,38	SI
	P005	8"	0,61	90,34	128,04	204,86	SI	SI	0,44	SI
	P006	6"	0,61	158,51	128,04	204,86	NO	SI	0,46	SI
	P007	6"	0,61	160,17	128,04	204,86	NO	SI	0,45	SI
	P008	6"	0,61	161,06	128,04	204,86	NO	SI	0,65	NO
E6-C	P020	8"	0,61	89,99	128,04	204,86	SI	SI	0,35	SI
	P025	8"	0,61	90,16	128,04	204,86	SI	SI	0,39	SI
	P026	8"	0,61	90,33	128,04	204,86	SI	SI	0,32	SI
	P027	6"	0,61	158,50	128,04	204,86	NO	SI	0,57	SI
	P028	6"	0,61	160,16	128,04	204,86	NO	SI	0,59	SI
	P029	6"	0,61	161,05	128,04	204,86	NO	SI	0,64	NO
E6-D	P030	8"	0,61	90,07	128,04	204,86	SI	SI	0,33	SI
	P031	8"	0,61	90,24	128,04	204,86	SI	SI	0,35	SI
	P032	8"	0,61	90,41	128,04	204,86	SI	SI	0,39	SI
	P033	6"	0,61	158,65	128,04	204,86	NO	SI	0,37	SI
	P034	6"	0,61	160,31	128,04	204,86	NO	SI	0,38	SI
	P035	6"	0,61	161,20	128,04	204,86	NO	SI	0,64	NO

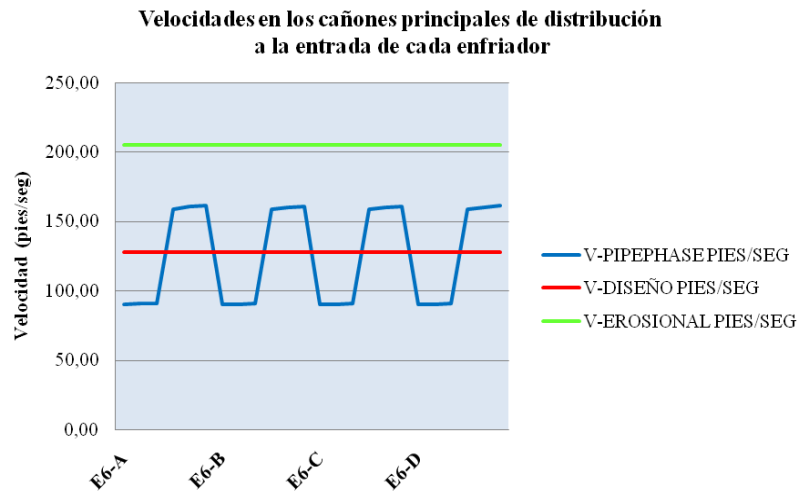


Gráfico 5.21 Tendencia de las velocidades en los cañones principales de distribución a la entrada de cada enfriador.

- **3er. Tramo**

Los resultados obtenidos en la simulación para las líneas de salida de cada enfriador indican que las velocidades del gas se mantienen dentro de los límites a excepción de las líneas que poseen un diámetro de 6", las mismas se encuentran alrededor de 155,7 pies/seg, éstas líneas corresponden a la descarga luego de pasar por cada enfriador, sin embargo éstas velocidades no exceden la velocidad límite erosional (ver tabla 5.32).

En la gráfica 5.22 se observa la tendencia de las velocidades medias obtenidas en la simulación de dicho sistema.

Con respecto a las caídas de presión que se tienen en el sistema, las mismas se encuentran dentro de los límites tolerables para cumplir con la norma.

Tabla 5.32 Velocidades y caídas de presión en el tercer tramo de tuberías del módulo VII

LÍNEA	TUBERÍA	DIÁMETRO	ρ GAS	VPIPEPHASE	V DISEÑO	VEROSIONAL	CRITERIO DISEÑO	CRITERIO EROSIÓN	ΔP PIPEPHASE	NORMA
		PULG	LB/PIE3	PIES/SEG	PIES/SEG	PIES/SEG			LPC/100PIES	
SA	P009	6"	0,6	155,18	129,10	206,56	NO	SI	0,44	SI
	P013	6"	0,6	156,83	129,10	206,56	NO	SI	0,42	SI
	P019	8"	0,6	92,07	129,10	206,56	SI	SI	0,27	SI
SB	P036	6"	0,6	154,77	129,10	206,56	NO	SI	0,46	SI
	P037	6"	0,6	156,41	129,10	206,56	NO	SI	0,46	SI
	P038	8"	0,6	91,81	129,10	206,56	SI	SI	0,37	SI
SC	P039	6"	0,6	154,75	129,10	206,56	NO	SI	0,38	SI
	P040	6"	0,6	156,39	129,10	206,56	NO	SI	0,34	SI
	P041	8"	0,6	91,80	129,10	206,56	SI	SI	0,29	SI
SD	P042	6"	0,6	154,91	129,10	206,56	NO	SI	0,41	SI
	P043	6"	0,6	156,55	129,10	206,56	NO	SI	0,43	SI
	P044	8"	0,6	91,90	129,10	206,56	SI	SI	0,38	SI

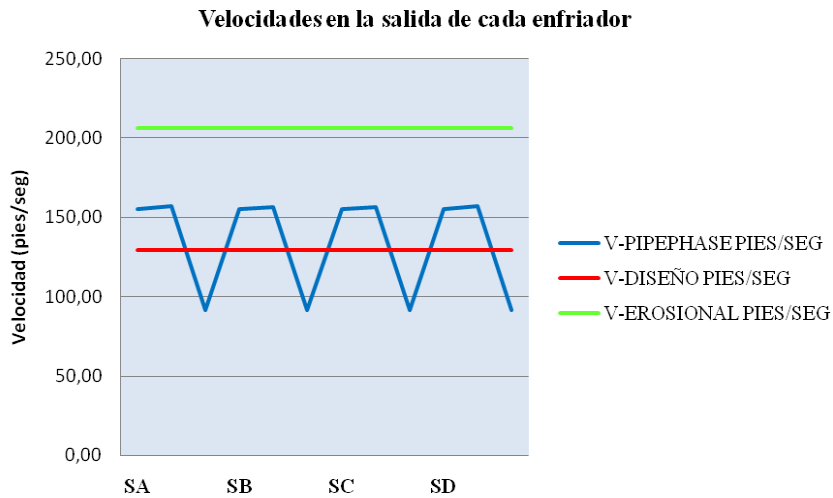


Gráfico 5.22 Tendencia de las velocidades en la salida de cada enfriador

• 4to. Tramo

En el sistema que componen las líneas de descarga de fluido de cada enfriador para finalmente conducirlo a la salida del sistema se obtuvo una velocidad máxima de diseño de 131,31 pies/seg y una velocidad límite erosional de 210,09 pies/seg (ver tabla 5.33). La gráfica 5.23 muestra las velocidades medias obtenidas en la simulación para el sistema, donde se detalla que las velocidades de flujo de estas líneas no alcanzan el límite erosional y diseño.

Tabla 5.33 Velocidades y caídas de presión en el cuarto tramo de tuberías del módulo VII

LINEA	TUBERÍA	DIÁMETRO	ρ GAS	VPIPEPHASE	VDISEÑO	VEROSIONAL	CRITERIO DISEÑO	CRITERIO EROSIÓN	Δ PIPEPHASE	NORMA
		PULG	LB/PIE3	PIES/SEG	PIES/SEG	PIES/SEG			LPC/100PIES	
DA	P050	16"	0,58	16,59	131,31	210,09	SI	SI	0,24	SI
DB	P049	16"	0,58	33,14	131,31	210,09	SI	SI	0,28	SI
DC	P051	16"	0,58	49,69	131,31	210,09	SI	SI	0,13	SI
LS	P001	16"	0,58	66,27	131,31	210,09	SI	SI	0,23	SI

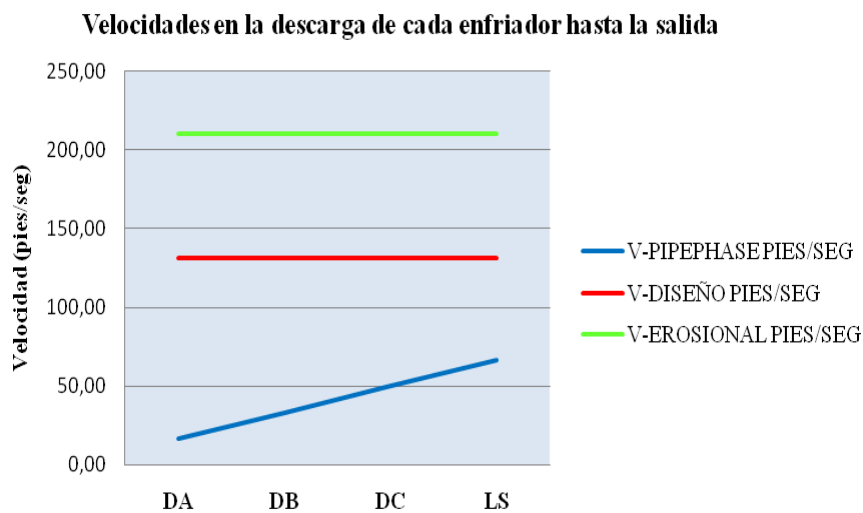


Gráfico 5.23 Tendencia de las velocidades en la descarga de cada enfriador hasta la salida.

5.5.3 Resultados de la simulación en el sistema de crudo – Módulo VI

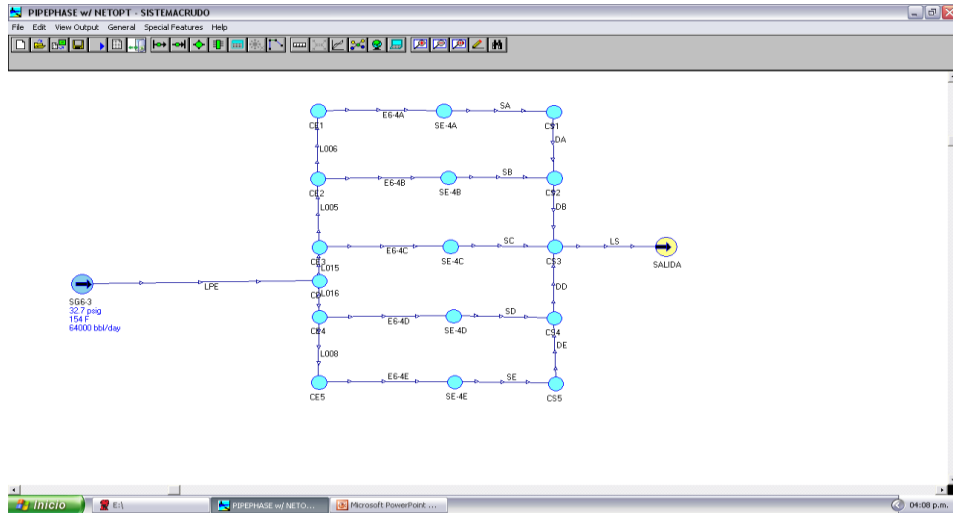


Figura 5.4 Diagrama de la simulación del sistema de crudo - Módulo VI (PIPEPHASE, 9.4)

- 1er. Tramo

La tabla 5.34 arroja los resultados obtenidos de la evaluación para las líneas involucradas desde la salida del fluido del separador general de baja presión SG6-3 y a través de la línea principal de distribución A, B, C y D

Se puede observar en la tabla que en esta sección se cumple con los requerimientos según la norma para líneas que transportan crudo en cuanto al diferencial de presión recomendado, las cuales no deben ser mayores a 4lpc/100 pies de tubería. Adicionalmente se nota que las velocidades se mantienen dentro de los límites tolerables de velocidades de diseño y erosionales.

La gráfica 5.24 representa las velocidades medias obtenidas en la simulación de dicho sistema para un caudal de 64,64 MBPD.

Tabla 5.34 Velocidades y caídas de presión en el primer tramo de tuberías del módulo VI

LÍNEA	TUBERÍA	DIÁMETRO	ρ CRUDO	VPIPEPHASE	V DISEÑO	VEROSIONAL	CRITERIO DISEÑO	CRITERIO EROSIÓN	Δ PPIPEPHASE	NORMA
		PULG	LB/PIE ³	PIES/SEG	PIES/SEG	PIES/SEG			LPC/100PIES	
LPE	P010	16"	2,764	18,87	48,12	60,15	SI	SI	1,12	SI
	P011	16"	2,764	18,89	48,12	60,15	SI	SI	1,22	SI
	P012	16"	2,764	18,86	48,12	60,15	SI	SI	1,24	SI
EA	P015	16"	2,764	18,76	48,12	60,15	SI	SI	1,47	SI
EB	P002	16"	2,764	18,74	48,12	60,15	SI	SI	1,53	SI
EC	P016	16"	2,764	18,66	48,12	60,15	SI	SI	1,52	SI
ED	P 052	16"	2,764	18,63	48,12	60,15	SI	SI	1,55	SI
EE	P017	16"	2,764	20,76	48,12	60,15	SI	SI	1,41	SI

Velocidades desde el SG6-3 hasta la líneas que involucran el cañón principal de entrada

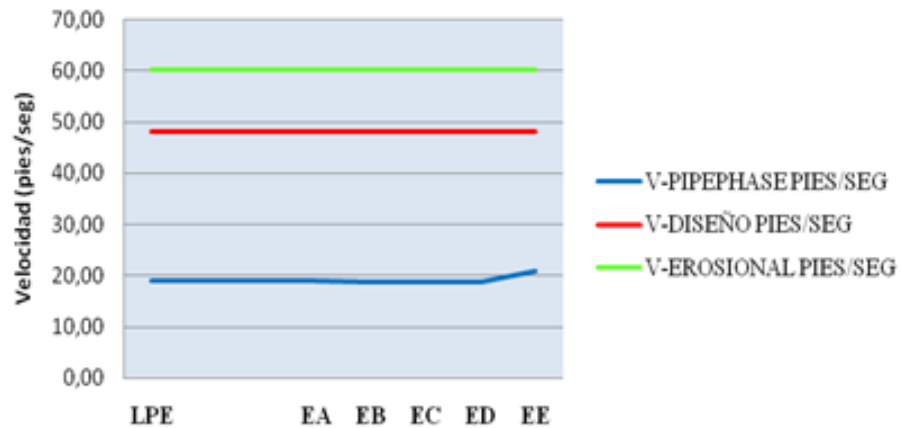


Gráfico 5.24 Tendencia de las velocidades desde el SG6-3 hasta las líneas que involucran el cañón principal de entrada.

- **2do. Tramo**

En la segunda sección que involucra las líneas de entrada de cada enfriador se obtuvo una velocidad máxima de diseño de (47,01 pies/seg). Para el sistema actual, en las secciones de tuberías que poseen un diámetro de 8" y 6" las velocidades medias se encuentran dentro de los límites establecidos en la norma para diseño y erosión.

En cuanto a las caídas de presión en el sistema, las mismas se encuentran dentro de los límites tolerables para líneas que manejan crudo las cuales deben ser menores a 4 lpc/100pies de tubería.

En la gráfica 5.25 se representa las velocidades medias obtenidas en la simulación de dicho sistema.

Tabla 5.35 Velocidades y caídas de presión en el segundo tramo de tuberías del módulo VI

LINEA	TUBERÍA	DIÁMETRO	ρ CRUDO	VPIPEPHASE	V Diseño	VEROSIONAL	CRITERIO DISEÑO	CRITERIO EROSIÓN	ΔP PIPEPHASE	NORMA
		PULG	LB/PIE3	PIES/SEG	PIES/SEG	PIES/SEG			LPC/100PIES	
E6-4A	P014	8"	2,896	22,84	47,01	58,76	SI	SI	2,11	SI
	P018	8"	2,896	17,88	47,01	58,76	SI	SI	2,25	SI
	P022	8"	2,896	19,85	47,01	58,76	SI	SI	2,27	SI
	P023	6"	2,896	25,46	47,01	58,76	SI	SI	2,46	SI
	P024	6"	2,896	24,78	47,01	58,76	SI	SI	2,48	SI
	P021	6"	2,896	23,91	47,01	58,76	SI	SI	2,53	SI
E6-4B	P003	8"	2,896	22,81	47,01	58,76	SI	SI	2,33	SI
	P004	8"	2,896	17,10	47,01	58,76	SI	SI	2,34	SI
	P005	8"	2,896	19,23	47,01	58,76	SI	SI	2,39	SI
	P006	6"	2,896	25,87	47,01	58,76	SI	SI	2,45	SI
	P007	6"	2,896	24,32	47,01	58,76	SI	SI	2,51	SI
	P008	6"	2,896	23,78	47,01	58,76	SI	SI	2,52	SI
E6-4C	P020	8"	2,896	22,54	47,01	58,76	SI	SI	2,21	SI
	P025	8"	2,896	17,54	47,01	58,76	SI	SI	2,20	SI
	P026	8"	2,896	20,66	47,01	58,76	SI	SI	2,29	SI
	P027	6"	2,896	25,99	47,01	58,76	SI	SI	2,37	SI
	P028	6"	2,896	24,23	47,01	58,76	SI	SI	2,42	SI
	P029	6"	2,896	23,09	47,01	58,76	SI	SI	2,45	SI
E6-4D	P030	8"	2,896	22,10	47,01	58,76	SI	SI	2,46	SI
	P031	8"	2,896	17,45	47,01	58,76	SI	SI	2,42	SI
	P032	8"	2,896	20,98	47,01	58,76	SI	SI	2,39	SI
	P033	6"	2,896	25,27	47,01	58,76	SI	SI	2,45	SI
	P034	6"	2,896	24,35	47,01	58,76	SI	SI	2,51	SI
	P035	6"	2,896	23,67	47,01	58,76	SI	SI	2,52	SI
E6-4E	P030	8"	2,896	22,71	47,01	58,76	SI	SI	2,55	SI
	P031	8"	2,896	17,46	47,01	58,76	SI	SI	2,57	SI
	P032	8"	2,896	20,12	47,01	58,76	SI	SI	2,59	SI
	P033	6"	2,896	25,55	47,01	58,76	SI	SI	2,63	SI
	P034	6"	2,896	24,98	47,01	58,76	SI	SI	2,69	SI
	P035	6"	2,896	23,97	47,01	58,76	SI	SI	2,65	SI

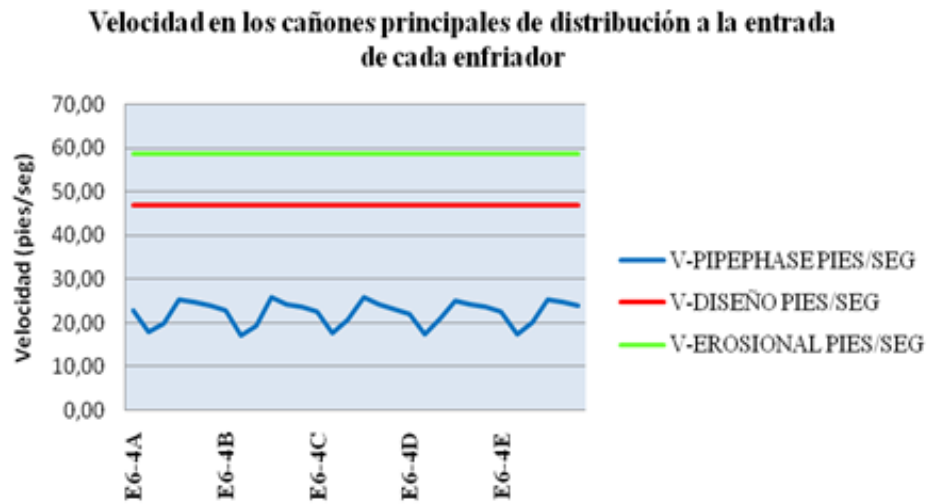


Gráfico 5.25 Tendencia de las velocidades en los cañones principales de distribución a la entrada de cada enfriador.

- **3er. Tramo**

Los resultados obtenidos en la simulación para las líneas de salida de cada enfriador indican que las velocidades del crudo se mantienen dentro de los límites, las mismas se encuentran en promedio alrededor de 21,63 pies/seg. En la gráfica 5.26 se observa la tendencia de las velocidades medias obtenidas en la simulación de dicho sistema.

Con respecto a las caídas de presión que se tienen en el sistema, las mismas se encuentran cumpliendo con la norma establecida.

Tabla 5.36 Velocidades y caídas de presión en el tercer tramo de tuberías del módulo VI

LINEA	TUBERÍA	DIÁMETRO	ρ CRUDO	VPIPEPHASE	V DISEÑO	VEROSIONAL	CRITERIO DISEÑO	CRITERIO EROSIÓN	ΔP- PIPEPHASE	NORMA
		PULG	LB/PIE3	PIES/SEG	PIES/SEG	PIES/SEG			LPC/100PIES	
SA	P009	6"	2,549	22,50	50,11	62,63	SI	SI	2,53	SI
	P013	6"	2,549	23,65	50,11	62,63	SI	SI	2,56	SI
	P019	8"	2,549	15,76	50,11	62,63	SI	SI	2,31	SI
SB	P036	6"	2,549	22,63	50,11	62,63	SI	SI	2,56	SI
	P037	6"	2,549	23,32	50,11	62,63	SI	SI	2,54	SI
	P038	8"	2,549	16,76	50,11	62,63	SI	SI	2,21	SI
SC	P039	6"	2,549	25,87	50,11	62,63	SI	SI	2,56	SI
	P040	6"	2,549	23,00	50,11	62,63	SI	SI	2,56	SI
	P041	8"	2,549	17,88	50,11	62,63	SI	SI	2,33	SI
SD	P042	6"	2,549	21,30	50,11	62,63	SI	SI	2,51	SI
	P043	6"	2,549	25,76	50,11	62,63	SI	SI	2,49	SI
	P044	8"	2,549	15,88	50,11	62,63	SI	SI	2,45	SI
SE	P042	6"	2,549	23,87	50,11	62,63	SI	SI	2,50	SI
	P043	6"	2,549	26,98	50,11	62,63	SI	SI	2,56	SI
	P044	8"	2,549	19,33	50,11	62,63	SI	SI	2,45	SI

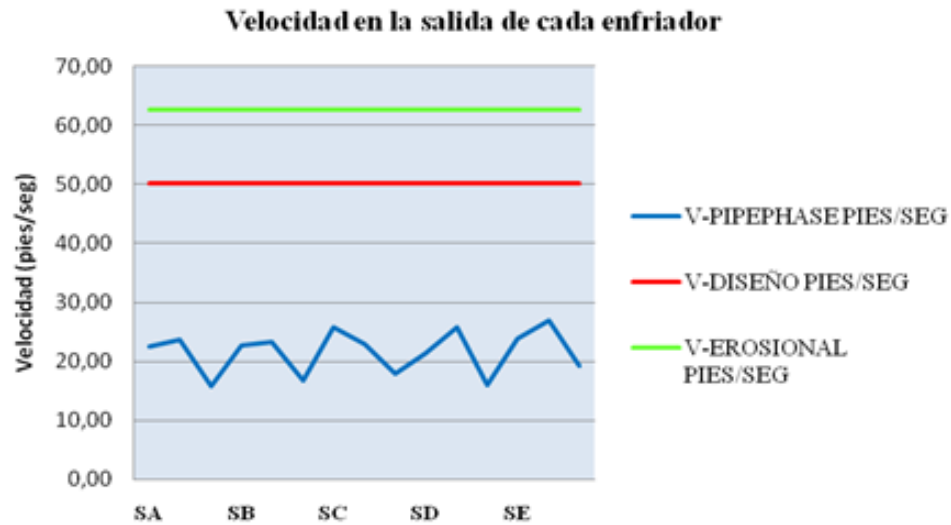


Gráfico 5.26 Tendencia de las velocidades en la salida de cada enfriador

- **4to. Tramo**

En la tabla 5.37 se muestran los resultados obtenidos en la evaluación del cuarto tramo establecido, se puede notar que se cumple con lo requerido para las líneas de descarga de fluido de cada enfriador para finalmente conducirlo a la salida del sistema; de acuerdo a los criterios tomados para evaluar las velocidades de diseño y de erosión así como también las caídas de presión que se generan se cumplen efectivamente.

La gráfica 5.27 muestra las velocidades medias obtenidas en la simulación para el sistema, donde se detalla que las velocidades de flujo de estas líneas no alcanzan el límite erosional y diseño.

Tabla 5.37 Velocidades y caídas de presión en el cuarto tramo de tuberías del módulo VII

LÍNEA	TUBERÍA	DIÁMETRO	P CRUDO	VPIPEPHASE	V DISEÑO	V EROSIONAL	CRITERIO DISEÑO	CRITERIO EROSIÓN	ΔP- PIPEPHASE	NORMA
		PULG	LB/PIE3	PIES/SEG	PIES/SEG	PIES/SEG			LPC/100PIES	
DA	P050	16"	2,331	16,56	52,40	65,50	SI	SI	1,23	SI
DB	P049	16"	2,331	23,18	52,40	65,50	SI	SI	1,33	SI
DD	P051	16"	2,331	26,19	52,40	65,50	SI	SI	1,36	SI
DE	P051	16"	2,331	29,80	52,40	65,50	SI	SI	1,42	SI
LS	P001	16"	2,331	33,12	52,40	65,50	SI	SI	1,51	SI

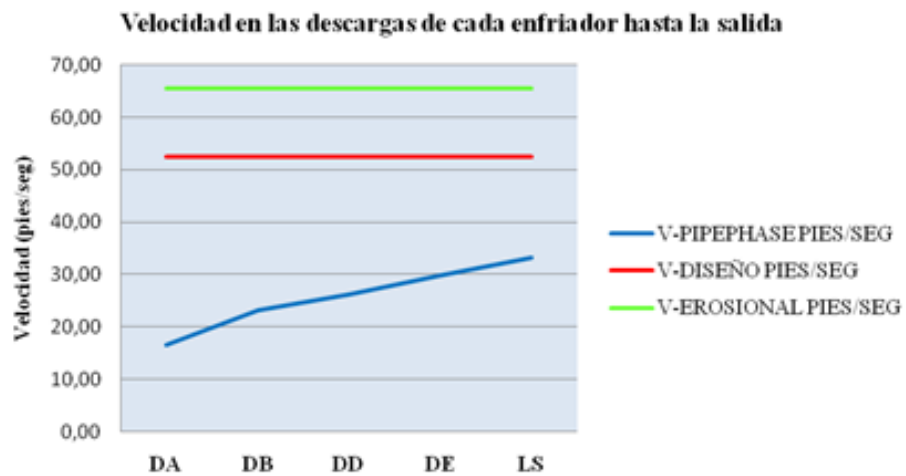


Gráfico 5.27 Tendencia de las velocidades en la descarga de cada enfriador hasta la salida.

5.5.4 Resultados de la simulación en el sistema de crudo – Módulo VII

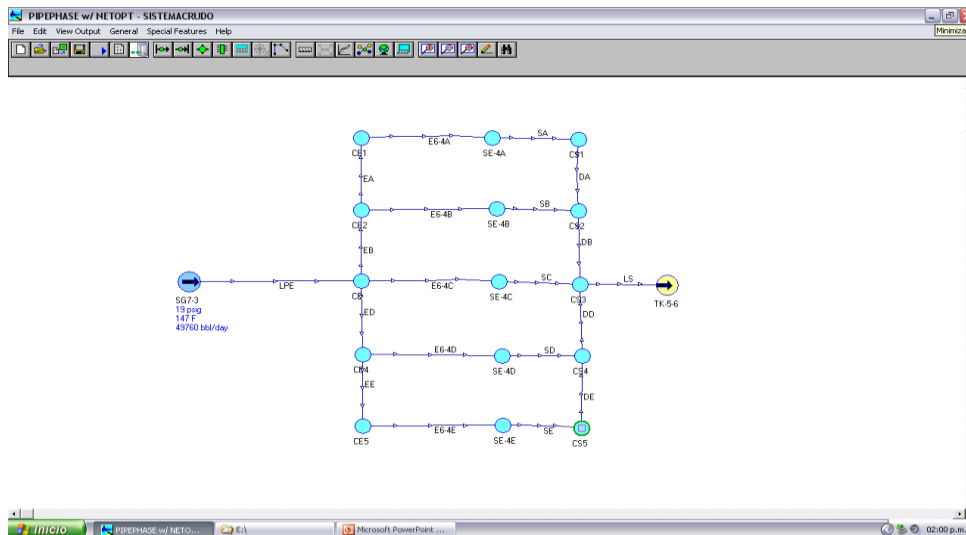


Figura 5.5 Diagrama de la simulación del sistema de crudo - Módulo VII (PIPEPHASE, 9.4)

- **1er. Tramo**

La tabla 5.38 arroja los resultados obtenidos de la evaluación para las líneas involucradas desde la salida del fluido del separador general de baja presión SG7-3 y a través de la línea principal de distribución A, B, C y D del módulo VII, en ella se puede notar que las velocidades determinadas por el simulador con las condiciones operacionales actuales se encuentran por debajo de la velocidad de diseño y erosional cumpliendo con los requerimientos establecidos.

Por otra parte se puede observar en la tabla que en esta sección se cumple con los requerimientos según la norma para líneas que transportan crudo en cuanto al diferencial de presión recomendado.

La gráfica 5.28 representa las velocidades medias obtenidas en la simulación de dicho sistema para un caudal de 49,76 MBPD.

Tabla 5.38 Velocidades y caídas de presión en el primer tramo de tuberías del módulo VII

LINEA	TUBERÍA	DIÁMETRO	ρ CRUDO	VPIEPHASE	VDISEÑO	VEROSIONAL	CRITERIO DISEÑO	CRITERIO EROSIÓN	ΔP- PIPEPHASE	NORMA
		PULG	LB/PIE3	PIES/SEG	PIES/SEG	PIES/SEG			LPC/100PIES	
LPE	P010	16"	2,832	17,31	47,54	59,42	SI	SI	1,05	SI
	P011	16"	2,832	16,65	47,54	59,42	SI	SI	1,03	SI
	P012	16"	2,832	16,63	47,54	59,42	SI	SI	1,11	SI
EA	P015	16"	2,832	15,15	47,54	59,42	SI	SI	1,07	SI
EB	P002	16"	2,832	16,98	47,54	59,42	SI	SI	1,04	SI
EC	P016	16"	2,832	16,42	47,54	59,42	SI	SI	1,20	SI
ED	P 052	16"	2,832	16,65	47,54	59,42	SI	SI	1,21	SI
EE	P017	16"	2,832	17,21	47,54	59,42	SI	SI	1,12	SI

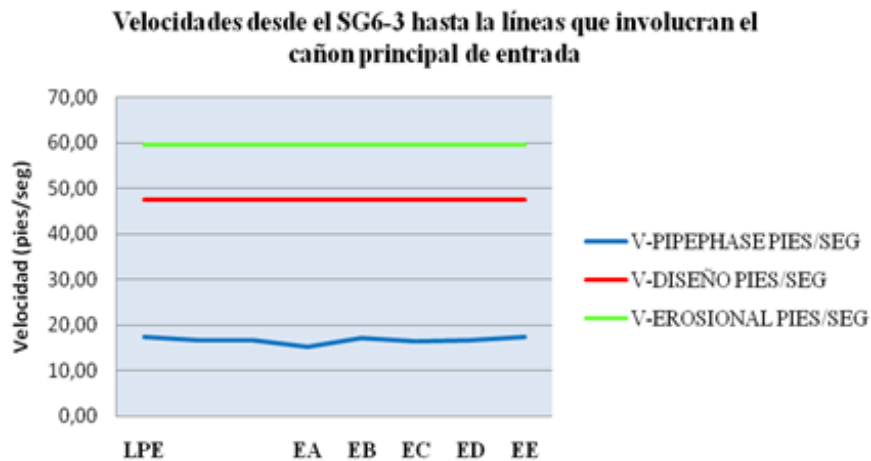


Gráfico 5.28 Tendencia de las velocidades desde el SG7-3 hasta las líneas que involucran el cañon principal de entrada.

- **2do. Tramo**

En la segunda sección que involucra las líneas de entrada de cada enfriador se obtuvieron velocidades acordes a las establecidas en la norma para diseño y erosión. Así mismo las caídas de presión se encuentran dentro de los límites tolerables para los sistemas de crudo (ver tabla 5.39).

En la gráfica 5.29 se representa las velocidades medias obtenidas en la simulación de dicho sistema.

Tabla 5.39 Velocidades y caídas de presión en el segundo tramo de tuberías del módulo VII

LINEA	TUBERÍA	DIÁMETRO	ρ CRUDO	VPIPEPHASE	VDISEÑO	VEROSIONAL	CRITERIO DISEÑO	CRITERIO EROSIÓN	ΔP- PIPEPHASE	NORMA
		PULG	LB/PIE3	PIES/SEG	PIES/SEG	PIES/SEG			LPC/100PIES	
E7-4A	P014	8"	2,675	18,32	48,91	61,14	SI	SI	2,08	SI
	P018	8"	2,675	17,53	48,91	61,14	SI	SI	2,10	SI
	P022	8"	2,675	17,65	48,91	61,14	SI	SI	2,12	SI
	P023	6"	2,675	20,12	48,91	61,14	SI	SI	2,36	SI
	P024	6"	2,675	20,65	48,91	61,14	SI	SI	2,41	SI
	P021	6"	2,675	21,20	48,91	61,14	SI	SI	2,58	SI
E7-4B	P003	8"	2,675	17,00	48,91	61,14	SI	SI	2,12	SI
	P004	8"	2,675	17,12	48,91	61,14	SI	SI	2,23	SI
	P005	8"	2,675	18,87	48,91	61,14	SI	SI	2,25	SI
	P006	6"	2,675	19,65	48,91	61,14	SI	SI	2,44	SI
	P007	6"	2,675	20,98	48,91	61,14	SI	SI	2,49	SI
	P008	6"	2,675	21,30	48,91	61,14	SI	SI	2,50	SI
E7-4C	P020	8"	2,675	22,54	48,91	61,14	SI	SI	2,09	SI
	P025	8"	2,675	17,54	48,91	61,14	SI	SI	2,19	SI
	P026	8"	2,675	20,66	48,91	61,14	SI	SI	2,20	SI
	P027	6"	2,675	25,99	48,91	61,14	SI	SI	2,33	SI
	P028	6"	2,675	24,23	48,91	61,14	SI	SI	2,67	SI
	P029	6"	2,675	23,09	48,91	61,14	SI	SI	2,71	SI
E7-4D	P030	8"	2,675	18,65	48,91	61,14	SI	SI	2,46	SI
	P031	8"	2,675	17,41	48,91	61,14	SI	SI	2,15	SI
	P032	8"	2,675	17,54	48,91	61,14	SI	SI	2,13	SI
	P033	6"	2,675	22,76	48,91	61,14	SI	SI	2,18	SI
	P034	6"	2,675	22,65	48,91	61,14	SI	SI	2,51	SI
	P035	6"	2,675	22,98	48,91	61,14	SI	SI	2,45	SI
E7-4E	P030	8"	2,675	19,76	48,91	61,14	SI	SI	2,32	SI
	P031	8"	2,675	19,43	48,91	61,14	SI	SI	2,22	SI
	P032	8"	2,675	18,56	48,91	61,14	SI	SI	2,35	SI
	P033	6"	2,675	21,21	48,91	61,14	SI	SI	2,68	SI
	P034	6"	2,675	21,43	48,91	61,14	SI	SI	2,69	SI
	P035	6"	2,675	21,58	48,91	61,14	SI	SI	2,70	SI

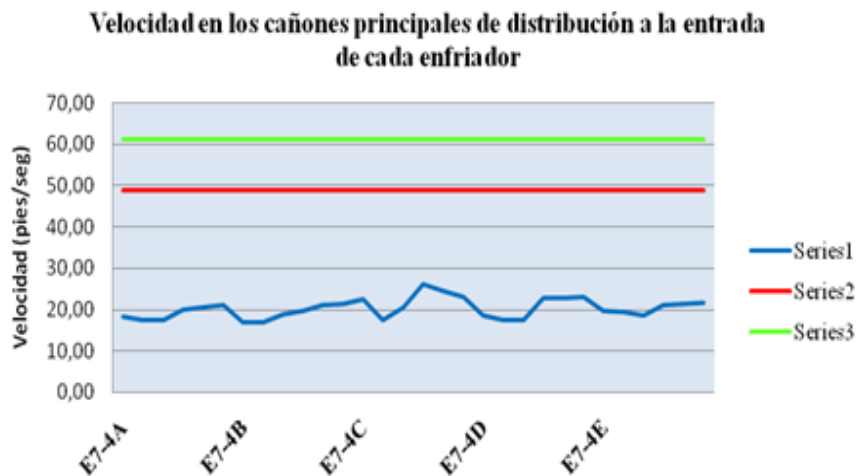


Gráfico 5.29 Tendencia de las velocidades en los cañones principales de distribución a la entrada de cada enfriador.

- **3er. Tramo**

Para el tercer tramo los resultados obtenidos en la simulación revelan que las velocidades del crudo se mantienen dentro de los límites por debajo de la velocidad erosional y la de diseño. En la gráfica 5.30 se observa la tendencia de las velocidades medias obtenidas en la simulación de dicho sistema.

Con respecto a las caídas de presión que se tienen en el sistema, las mismas se encuentran cumpliendo con la norma establecida.

Tabla 5.4 Velocidades y caídas de presión en el tercer tramo de tuberías del módulo VII

LINEA	TUBERÍA	DIÁMETRO	ρ CRUDO	VPIPEPHASE	V Diseño	V Erosional	CRITERIO DISEÑO	CRITERIO EROSIÓN	ΔP- PIPEPHASE	NORMA
		PULG	LB/PIE3	PIES/SEG	PIES/SEG	PIES/SEG			LPC/100PIES	
SA	P009	6"	2,589	22,77	49,72	62,15	SI	SI	2,45	SI
	P013	6"	2,589	22,87	49,72	62,15	SI	SI	2,39	SI
	P019	8"	2,589	18,76	49,72	62,15	SI	SI	2,12	SI
SB	P036	6"	2,589	22,63	49,72	62,15	SI	SI	2,51	SI
	P037	6"	2,589	23,43	49,72	62,15	SI	SI	2,46	SI
	P038	8"	2,589	17,76	49,72	62,15	SI	SI	2,10	SI
SC	P039	6"	2,589	21,87	49,72	62,15	SI	SI	2,45	SI
	P040	6"	2,589	21,50	49,72	62,15	SI	SI	2,49	SI
	P041	8"	2,589	17,88	49,72	62,15	SI	SI	2,05	SI
SD	P042	6"	2,589	21,88	49,72	62,15	SI	SI	2,64	SI
	P043	6"	2,589	21,37	49,72	62,15	SI	SI	2,62	SI
	P044	8"	2,589	19,23	49,72	62,15	SI	SI	2,23	SI
SE	P042	6"	2,589	22,87	49,72	62,15	SI	SI	2,43	SI
	P043	6"	2,589	22,03	49,72	62,15	SI	SI	2,52	SI
	P044	8"	2,589	18,76	49,72	62,15	SI	SI	2,33	SI

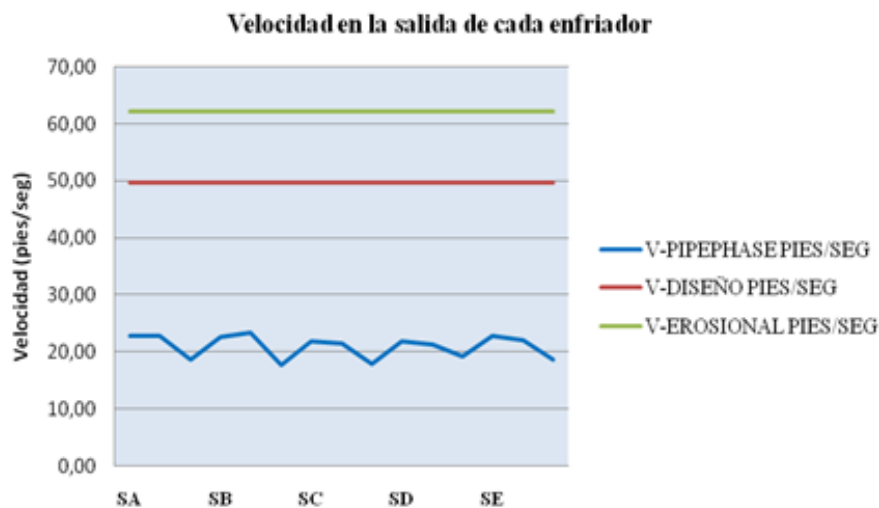


Gráfico 5.30 Tendencia de las velocidades en la salida de cada enfriador

- **4to. Tramo**

En la tabla 5.41 se muestran los resultados obtenidos del cuarto tramo establecido en la evaluación, se puede notar que se cumple con lo requerido para las líneas de descarga de fluido de acuerdo a las normas tomadas en cuenta para evaluar las velocidades de diseño y de erosión así como también las caídas de presión en efecto se cumplen.

La gráfica 5.31 muestra las velocidades medias obtenidas en la simulación para el sistema, donde se detalla que las velocidades de flujo de estas líneas no alcanzan el límite erosional y diseño.

Tabla 5.41 Velocidades y caídas de presión en el cuarto tramo de tuberías del módulo VII

LINEA	TUBERÍA	DIÁMETRO	ρ CRUDO	VPIPEPHASE	V Diseño	V Erosional	CRITERIO DISEÑO	CRITERIO EROSIÓN	ΔP- PIPEPHASE	NORMA
		PULG	LB/PIE3	PIES/SEG	PIES/SEG	PIES/SEG			LPC/100PIES	
DA	P050	16"	2,453	15,54	51,08	63,85	SI	SI	1,08	SI
DB	P049	16"	2,453	23,43	51,08	63,85	SI	SI	1,13	SI
DD	P051	16"	2,453	24,12	51,08	63,85	SI	SI	1,25	SI
DE	P051	16"	2,453	22,60	51,08	63,85	SI	SI	1,38	SI
LS	P001	16"	2,453	30,10	51,08	63,85	SI	SI	1,46	SI

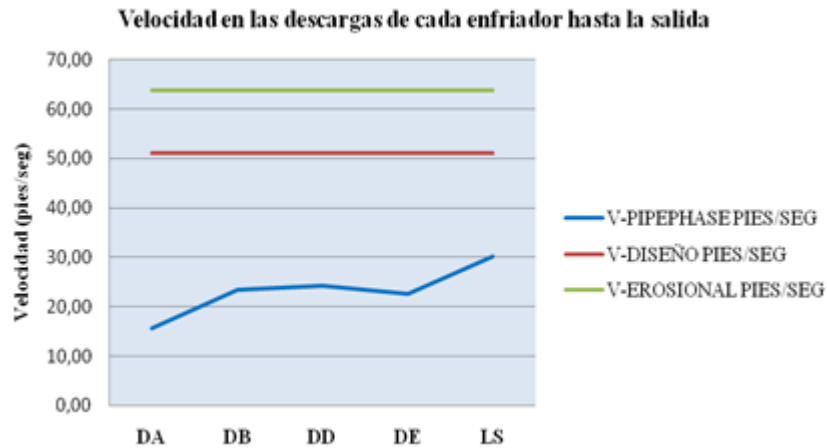


Gráfico 5.31 Tendencia de las velocidades en la descarga de cada enfriador hasta la salida.

5.5 Eficiencia de los enfriadores de crudo y gas

La eficiencia del sistema de enfriamiento de crudo y gas fue determinado a partir de la simulación de procesos mediante los resultados aportados por el simulador PRO/II, estos valores son estimados tomando en cuenta el coeficiente de transferencia de calor aportado por el equipo actualmente y el máximo coeficiente de transferencia de calor de diseño.

- **Eficiencia Enfriadores de Gas**

Tabla 5.42 Eficiencia térmica de los enfriadores de Gas de Módulo VI

Equipo	Eficiencia (%)
E6-2A	68,31
E6-2B	69,23
E6-2C	65,12
E6-2D	66,87

De los resultados mostrados en la tabla 5.42 se evidencia que la eficiencia con la que actualmente se desempeñan los enfriadores de Gas de Módulo VI se encuentran entre (65-69) %

Tabla 5.43 Eficiencia térmica de los enfriadores de Gas de Módulo VII

Equipo	Eficiencia (%)
E7-2A	73,13
E7-2B	75,13
E7-2C	74,54
E7-2D	73,65

De los resultados mostrados en la tabla 5.43 se evidencia que la eficiencia con la que actualmente se desempeñan los enfriadores de Gas de Módulo VII se encuentran en el del (73-75) %

Estos valores aportan una idea del funcionamiento general de los enfriadores por aire, sin considerar problemas mecánicos asociados al sistema operacional de los mismos.

- **Eficiencia Enfriadores de Crudo**

Tabla 5.44 Eficiencia térmica de los enfriadores de Crudo de Módulo VI y VII

Equipo	Eficiencia (%)
E6-4A/B/C/D/E	89,76
E7-4A/B/C/D/E	87,7

De los resultados mostrados en la tabla 5.44 se evidencia que la eficiencia con la que actualmente se desempeñan los enfriadores de crudo de Módulo VI y VII se encuentra en el orden del (86-89) %, lo cual es satisfactorio y garantiza que el proceso de enfriamiento de crudo se lleva de manera eficiente.

5.6 Propuestas de optimización para los enfriadores de crudo y gas de acuerdo a la evaluación realizada.

En base a los resultados obtenidos a lo largo de los objetivos planteados en esta investigación, a continuación se plantean posibles propuestas de optimización que garantizará la continuidad operacional y disminución de los riesgos asociados a los problemas anteriormente determinados en el sistema de enfriamiento de Gas. Las acciones son planteadas en un marco temporal definidas como acciones a corto, mediano y largo plazo.

1. A corto plazo

- Realizar el taponamiento o reentubado de los tubos que presentan fugas en los enfriadores de gas de ambos módulos de producción como proyecto de mantenimiento correctivo para garantizar la continuidad operacional de éstos equipos y detener la fuga de fluidos, teniendo en cuenta que estos enfriadores no presentan el 10% de tubos taponados que especifica la norma.
- Realizar un estudio de factibilidad a nivel de pozo con la finalidad de determinar pozos candidatos por su alta presión de cabezal o alta producción de gas que puedan ser cambiados al sistema de alta presión; de igual forma aquellos que sean candidatos a ser cambiados a baja presión. Por ejemplo:

Cambiar el pozo FUL-79 al sistema de alta presión, para esto se requiere evaluar infraestructura y arreglo mecánico a nivel del múltiple MPF-2 hasta la Estación Principal Jusepín 2, ya que la evaluación de la hidráulica de la línea que transfiere el fluido asociado a este pozo (16”B) fue evaluada a través del simulador PIPEPHASE versión 9.4.

Tomando en consideración los cambios que se quieren plantear, se evaluó hidráulicamente la línea 16” B (Alta Presión), considerando perfil topográfico del terreno y producción asociada en alta presión, para evaluar que al incrementar la producción del pozo candidato se cumplan las condiciones de máxima capacidad de fluido a manejar por la línea y opere en condiciones seguras.

La producción asociada al pozo FUL- 79 de acuerdo a la última prueba de producción fue de 2,171 MBPD y 14,876 MMPCND.

De un estudio previo realizado por la Gerencia de Optimización Furrrial se determinó que la máxima producción que puede manejar la línea 16”B garantizando condiciones seguras de operación es de 24,286 MBPD con 30% A y S y 110.5 MMPCND.

Tabla 5.45 Máxima producción de manejo, Línea 16”B

MMPCND	BPD	%AyS	L(Km)	CASO
110,5	24286	30%	8,5	MAXIMO EN CONDICIONES SEGURAS DE OPERACIÓN

Se tomaron como premisas las establecidas con anterioridad en la norma PDVSA 90616.1.024 para el cálculo de la velocidad erosional y la caída de presión en concordancia con la norma PDVSA LTP-1.5, al igual que se evite exceder las capacidades instaladas para manejo de crudo y gas a nivel del sistema de recolección.

A continuación se presentan los resultados obtenidos en la simulación.

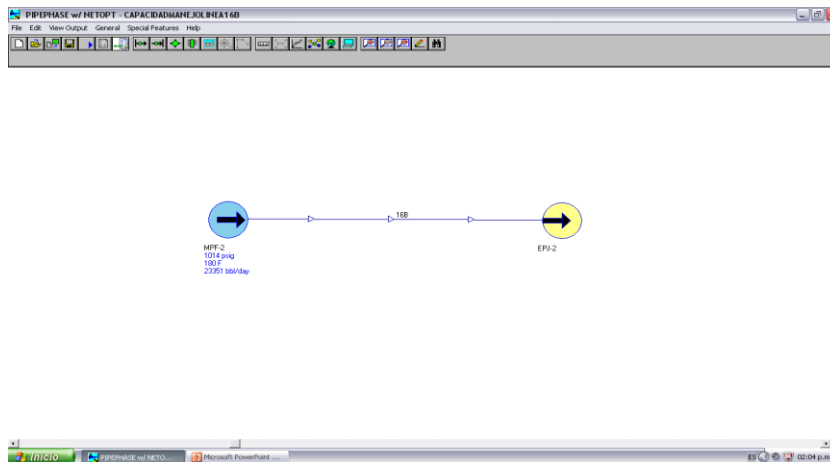


Figura 5.6 Diagrama de la simulación de la Línea 16” B. (PIPEPHASE, 2012)

Tabla 5.46 Evaluación de la capacidad Línea 16”B

TRAMO	MMPCND	BPD	%AyS	L(Km)	CASO
16”B MPF-2@EPJ-2	81	21180	27%	8,5	BASE
	14,9	2171	1%	8,5	ADICIÓN POZO FUL-79
	95,9	23351	28%	8,5	TOTAL
	110,5	24286	30%	8,5	MAXIMO EN CONDICIONES SEGURAS DE OPERACIÓN

En tabla 5.46 se puede notar que la línea 16”B maneja inicialmente un caso base de 81 MMPCND y 21180 BPD; con la adición del pozo FUL-79 se mantienen las condiciones seguras de operación manejando un total de 95,9 MMPCND y 23,351 MBPD con un 28% de AyS sin superar el máximo que la misma puede manejar. Los resultados más detallados de la simulación se encuentran en el apéndice VIII.

- Impulsar la activación del Separador V-503 ubicado en MPF-2, para alinear el pozo FUL- 106 (6,534 MBPD y 39,342 MMPCND). Al activar este equipo se desincorporaría del sistema general de media presión 39 MMPCND, al realizar pre-separación de la mezcla y quema en sitio del gas.

En líneas generales a corto plazo, al incorporar el pozo FUL-79 a alta presión y activar el separador V-503 en MPF-2 se desincorporaría del sistema general 59 MMPCND, lo cual traería como resultados mejoras en las condiciones de operación del sistema de transferencia, manejo y procesamiento de fluidos del área Furrial Este. Así mismo, se reducirá la presión, el caudal y las constantes fugas de los módulos de producción VI y VII.

2. A mediano plazo

- En base a los resultados obtenidos en cuanto al coeficiente total de transferencia de calor y la capacidad calorífica que pueden transferir los equipos se plantea realizar una limpieza interna y externa del sistema de enfriamiento para disminuir el efecto causado por el factor de ensuciamiento en las superficies internas y externas de los tubos. Para la limpieza interna se pueden utilizar 2 tipos de limpieza, una mecánica y una química mientras que para la limpieza externa se utilizan productos químicos y detergentes a presión con la finalidad de remover el sucio entre las aletas de las tuberías, caja de viento, aspás, protectores y soportes.
- Basándose en el área requerida para llevar a cabo de manera eficiente el mecanismo de transferencia de calor y lograr tener las temperaturas de salida adecuadas manejando el caudal actual se requiere ampliar la capacidad nominal instalada de los enfriadores de gas con la adquisición de nuevos enfriadores por aire.

Para el módulo VI se requiere un área de aproximadamente 405880,7278 ft² lo que hace un total de 3 bahías de enfriadores, cada bahía compuesta por dos ventiladores, se recomienda la configuración actual que se utiliza en la planta, los cuales son intercambiadores de calor enfriados por aire, cuya configuración es de tiro forzado, de dimensiones 10 ft x 18 ft, con una capacidad para intercambiar calor de 15 MMBTU/HR.

La misma situación se presenta para el módulo VII manejando el caudal actual se requiere un área total de 356891,2839 ft² lo que hace un total de 2 bahías, cada bahía compuesta por dos ventiladores, el mismo está compuesto por la configuración actual de los enfriadores que se manejan en planta.

Como las condiciones de proceso han variado a lo largo de los años se utilizó el simulador HTRI (Heat Transfer Research Inc.) con la finalidad de garantizar que las condiciones de proceso actuales estén involucradas en el nuevo diseño de los enfriadores planteados. Los resultados de esta simulación se encuentran en el apéndice IX

3. A largo plazo

- Culminar implantación del siguiente proyecto: Módulo de Producción X, el cual tendrá una capacidad de procesamiento de 100 MBPD y 200 MMCPED.

5.7 Evaluación económica de las propuestas de optimización al sistema de enfriamiento de crudo y gas de la EPJ-2

Las propuestas de optimización planteada tienen asociados unos costos para llevar a cabo estos proyectos. En este objetivo se llevó a cabo una estimación de costos a partir de los requerimientos necesarios, con la finalidad de obtener los costos

asociados a estos proyectos. El alcance preliminar de este proyecto contempla la continuidad operacional por reemplazo y mantenimiento del sistema de enfriamiento de gas de los módulos de producción VI y VII de la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2).

La procura estuvo sustentada en la adquisición de 5 intercambiadores de calor del tipo enfriadores por aire de tiro forzado, con una capacidad calórica de 15 MMBTU/HR. Los costos y premisas llevadas a cabo en este objetivo se pueden visualizar de manera más detallada en el apéndice X.

Los resultados de la estimación de costos son los siguientes:

Valores constantes a Enero de 2013

Tabla 5.47 Estimado de costos de Enfriadores de Gas

TOTALES	H-H	Bs	\$
Ingeniería	1.644,00	581.944,00	
Procura			1.015.019,00
Construcción	6.271,00	2.909.720,00	
Gestión	1.062,00	157.125,00	
Contingencia (30%)	2.693,00	1.094.637,00	101.502,00
TOTAL	11.670,00	4.743.426,00	1.116.521,00

Paridad Cambiaria (Bs./US\$): 4,30

CONCLUSIONES

En función de los resultados obtenidos a lo largo de la investigación se presentan las conclusiones obtenidas:

- La temperatura promedio de salida de Gas de los enfriadores de Módulo VI es mayor a 110°F, lo cual representa un incremento de 22,7% por encima de la temperatura recomendada operacionalmente.
- La temperatura promedio de salida de Gas de los enfriadores de Módulo VII es mayor a 110°F, lo cual representa un incremento de 13,86% por encima de la temperatura recomendada operacionalmente.
- La temperatura promedio de salida de Crudo de los enfriadores de Módulo VI y VII se mantiene dentro de los parámetros de operación requeridos (140-145)°F
- La presión de operación actual de los enfriadores de Gas excede en un 10% la presión de diseño (160 lpc) y la de operación (145 lpc) en un 14,83%.
- La presión de operación actual de los enfriadores de Crudo trabaja por debajo de la presión de operación (45 lpc) y la de diseño (100 lpc).
- El mayor porcentaje de problemas operacionales registrados en los enfriadores de gas de módulo VI y VII son atribuidos a fugas en los tubos aleteados de los enfriadores.
- Los enfriadores de crudo no presentaron problemas operacionales durante la evaluación.

- Se determinó que a menor coeficiente de transferencia de calor la temperatura de salida del fluido de proceso de los enfriadores será mayor.
- A mayor factor de ensuciamiento en una superficie de transferencia de calor el coeficiente de transferencia de calor será menor.
- El manejo actual de Gas se encuentra por encima de la capacidad nominal instalada (80 MMPCND). Para el módulo VI este incremento es del 60% y para el módulo VII este aumento es de 43,3%.
- El manejo actual de Crudo se encuentra por debajo de la capacidad nominal instalada (80 MBPD) en un 19,2% para el módulo VI y en un 23,2% para el módulo VII.
- Las velocidades en la red hidráulica de los Enfriadores de Gas de ambos módulos se encuentran por debajo de la velocidad de diseño y erosional solo en las tuberías de diámetro de 16" y 8". Para las tuberías de diámetro de 6" las velocidades del sistema superan la velocidad de diseño pero sin exceder la velocidad erosional, aun así, estas condiciones de cambio de diámetro originan diferenciales de presión y velocidades por encima de la norma establecida, estos diámetros de líneas no favorecen el flujo de gas con estas condiciones.
- Las velocidades en la red hidráulica de los Enfriadores de Crudo de ambos módulos se encuentran por debajo de la velocidad de diseño y erosional a lo largo del sistema de enfriamiento, las mismas se ubican dentro de las especificaciones cumpliendo con las normativas especificadas.

- El sistema de enfriamiento de Gas para el Módulo VI y VII indica caídas de presión mayores a 0,6 lpc/100 pies en los tramos que involucran tuberías de 6".
- El sistema de enfriamiento de Gas de Módulo VI tiene una eficiencia promedio de 68% y el Módulo VII de 74%
- El sistema de enfriamiento de Crudo de Módulo VI tiene una eficiencia promedio de 89% y el Módulo VII de 88%
- Se determinó que los enfriadores de Gas de Módulo VI y VII se encuentran trabajando fuera de parámetros operacionales, esta conclusión es atribuida al volumen de gas actual manejado, el cual sobrepasa la capacidad instalada por diseño (80 MMPCND), lo que a su vez produce un incremento en la presión interna de los enfriadores y así mismo la velocidad del gas en algunos tramos supera la velocidad de diseño y en algunas secciones se encuentran cerca de la velocidad de erosión lo cual influye en las fugas de los tubos de los enfriadores.
- Los enfriadores de Crudo de Módulo VI y VII se encuentran trabajando dentro de parámetros operacionales eficientes.

RECOMENDACIONES

Las siguientes recomendaciones se proponen con la finalidad de lograr la optimización de los sistemas de enfriamiento y mejorar el funcionamiento de las instalaciones de producción.

- Llevar a cabo un seguimiento de las condiciones operacionales y de proceso con las que trabajan los enfriadores de gas con la finalidad de garantizar que los mismos operen a su máxima eficiencia y llevar un control operativo de las condiciones.
- Llevar a cabo una inspección rigurosa del sistema de enfriamiento de gas, siguiendo el procedimiento de inspección del Manual de Inspección PDVSA N° PI-10-01-03 Enfriadores por aire, el cual tiene como alcance cubrir las actividades de inspección de intercambiadores de calor enfriados por aire que operen con hidrocarburos y productos químicos en general, durante las fases de fabricación, instalación y servicio; con el fin de garantizar el cumplimiento de las especificaciones de calidad, diseño y operación confiable.
- Colocar medidores de temperatura en los cabezales de entrada a cada enfriador, ya que de esta forma se puede tener una mayor certeza y control de la corriente de alimentación, así como de las condiciones de proceso.
- Evaluar la posibilidad de una redistribución de las líneas que alimentan los módulos de producción VI y VII y estudiar pozos candidatos para cambiarlos del sistema de media presión al sistema de alta o baja presión y de esta manera disminuir la producción asociada de gas en dichos módulos. Con esta acción se podrá disminuir las sobre presiones del sistema de separación, enfriamiento y depuración.

- Realizar un estudio de factibilidad de aplicación de inhibidores de corrosión en el sistema de enfriamiento de gas de módulo VI y VII con la finalidad de disminuir las constantes fugas ocasionadas por corrosión.
- Colocar en práctica las propuestas de optimización llevadas a cabo en el Trabajo Especial de Grado.

BIBLIOGRAFÍA

Ávila, I (2012). Estudio de factibilidad técnico-económica para la aplicación de Levantamiento Artificial por Gas en pozos del Campo El Furrial. Trabajo Especial de Grado. Ingeniería de Petróleo. Universidad Central de Venezuela. Caracas, Venezuela.

Claret. A. Véliz. (2010). Como hacer y defender una tesis. Editorial Texto, 18 va. Edición Ampliada.

Concentrador de Información Operacional de Campo, CIOC PDVSA. (2012)

Ellmer, M (2008). A Practical Guide for Identifying and Solving Air Cooled Heat Exchanger Performance Problems in the Field. Society of Petroleum Engineers SPE 117779. [Documento en Línea]. Disponible en: <http://www.spe.org/publications/> [Consulta: 2012, Agosto 6]

Espinoza N. Ruth.y Ricci Z. Rita. (2002). Estudio y evaluación del proceso de alquilación de la refinería el palito. Trabajo Especial de Grado. Ingeniería Química. Universidad Central de Venezuela. Caracas, Venezuela.

González D. (2002). Guía de Intercambiadores de Calor: Tipos Generales y Aplicaciones. Universidad Simón Bolívar. Departamento de Termodinámica y Fenómenos de Transferencia. [Documento en Línea]. Disponible en: <http://alexandercolina120572.files.wordpress.com/2011/09/intercambiadores-de-calor-tipos-generales-y-aplicaciones.pdf>. [Consulta: 2012, Julio 20]

GPSA, (s.f). Engineering Data Book. Section 9. Heat Exchangers.

GPSA, (s.f). Engineering Data Book. Section 10. Air Cooled Exchangers.

Jaramillo, O. (2007). Intercambiadores de Calor. Centro de Investigación en Energía. Universidad Nacional Autónoma de México.

Maldonado A. Debbie, E. (2005). Incrementar la Capacidad de Separación Gas/Líquido de la Estación Principal Jusepín 2, mediante la Optimización del Proceso de Separación del Módulo II y III. Trabajo Especial de Grado. Ingeniería de Petróleo. Caracas, Venezuela: Universidad Central de Venezuela.

Mejías, R (2012). Evaluación del Sistema de Pruebas de Producción de Pozos pertenecientes a las Estaciones de Flujo ORC-1, ORC-2, ORC-3, ORC-4 del Campo Orocuai. Trabajo Especial de Grado. Ingeniería de Petróleo. Universidad de Oriente. Maturín, Venezuela.

Mendoza A. (2005). Determinación de los parámetros de funcionamiento eficiente para realización de la limpieza de los enfriadores de gas en planta de alta presión El Furrial. Trabajo Especial de Grado. Ingeniería de Petróleo. Universidad de Oriente. Maturín, Venezuela.

PDVSA, (1993). Manual de Ingeniería de Diseño. Volumen 13-III. Guía de Ingeniería N° 90616.1.024. Dimensionamiento de Tuberías de Proceso.

PDVSA, (1994). Manual de Ingeniería de Diseño. Volumen 13-III. Procedimiento de Ingeniería N° L- TP 1.5. Cálculo Hidráulico de Tuberías.

PDVSA, (1995). Manual de diseño de proceso N° MDP-05-E-01. Transferencia de Calor. Intercambiadores de Calor. Principios Básicos.

PDVSA, (1995). Manual de diseño de proceso N° MDP-05-E-03. Transferencia de Calor. Intercambiadores de Calor. Procedimientos de diseño para enfriadores por aire.

PDVSA, (1996). Manual de Inspección. Volumen 8. Procedimiento de Inspección N° PI-10-01-03. Enfriadores por Aire.

PDVSA, (2008) Superintendencia de Ingeniería de Producción Maturín. Proyecto: Vademecum: Líneas de transferencia Furrial Área Este, Estación Principal Jusepín 2 y Centro Operativo Rusio Viejo. Código: PROD-INPR-FO-002

Rebolledo J y Ricardo J. (2007). Factibilidad de instalación de un tren de deshidratación en el campo operacional UDO-1, mediante el software PRO/II. Trabajo especial de Grado. Ingeniería Química. Universidad de Oriente. Puerto La Cruz, Venezuela.

Rodríguez C. María G y Romero G. Ángel A. (2004). Estudio técnico/económico de la inyección de N_2 en el área norte de Monagas. Trabajo Especial de Grado. Ingeniería de Petróleo. Caracas, Venezuela. Universidad Central de Venezuela.

Salazar M. Diana P. y Malavé V. Víctor L. (2004). Evaluación técnica del sistema de deshidratación de crudo del Campo Furrial Éste. Trabajo Especial de Grado. Ingeniería de Petróleo. Universidad de Oriente. Maturín, Venezuela.

Serra I. (2003), Evaluación del sistema de facilidades de entrada en la planta de extracción Santa Bárbara, PDVSA GAS, Trabajo Especial de Grado. Universidad de Oriente. Departamento de Ingeniería Química. Puerto la Cruz, Venezuela.

SimSci-Esscor (2006). Process Engineering Suite, Tutorial Guide PRO/II, Pag.1-64.

SimSci-Esscor (2007). Upstream Optimization Suite, PIPEPHASE 9.4 Getting Started Guide. IPS (Invensys Process Systems).

Tineo E. (2003). Evaluación del proceso de deshidratación del gas natural en la planta Orocual 2", Trabajo Especial de Grado. Universidad de Oriente. Departamento de Ingeniería Química, Puerto la Cruz, Venezuela.

Vargas, P. (s.f). Intercambiadores tubo y Carcaza: Análisis térmico. UNEFM. Departamento de Energética.

Zerpa, A (2003). Manual de estimación de Costos para Estaciones de Flujo. Trabajo Especial de Grado. Universidad Central de Venezuela. Ingeniería Mecánica. Caracas, Venezuela.

NOMENCLATURA

Separadores

SG6-2	SG6-3	SG7-2	SG7-3
SG: Separador General	SG: Separador General	SG: Separador General	SG: Separador General
6: Módulo VI	6: Módulo VI	7: Módulo VII	7: Módulo VII
2: Etapa de Media presión (145 lpc)	3: Etapa de Baja presión (45 lpc)	2: Etapa de Media presión (145 lpc)	3: Etapa de Baja presión (45 lpc)

Enfriadores

E6-2A/B/C/D	E6-4A/B/C/D/E	E7-2A/B/C/D	E7-4A/B/C/D/E
E: Enfriador	E: Enfriador	E: Enfriador	E: Enfriador
6: Módulo VI	6: Módulo VI	7: Módulo VII	7: Módulo VII
2: Etapa de Media presión (145 lpc)	4: Enfriamiento de crudo	2: Etapa de Media presión (145 lpc)	4: Enfriamiento de crudo
A: Bahía A/B/C/D	A: Bahía A/B/C/D/E	A: Bahía A/B/C/D	A: Bahía A/B/C/D/E

Depuradores y Tanques de Estabilización

D6-2	D7-2	TK-10.0005	TK-10.0006
D: Depurador de gas	D: Depurador de gas	TK: Tanque de estabilización	TK: Tanque de estabilización
6: Módulo VI	7: Módulo VII	10.000: Capacidad nominal de almacenamiento (BBL)	10.000: Capacidad nominal de almacenamiento (BBL)
2: Etapa de Media presión (145 lpc)	2: Etapa de Media presión (145 lpc)	5: Tanque N°5	6: Tanque N°6

Despojadores de Líquido y Mechero

DL-9	M-01-03-05
DL: Despojador de líquido	M: Mechero
9: Despojador N° 9	01: Mechero N° 01-02-03 según sea el caso

Simulación de PIPEPHASE

La siguiente nomenclatura fue la utilizada para armar las red hidráulica del sistema de enfriamiento de crudo y gas para lograr un mejor entendimiento del sistema y su distribución.

Sistema de Enfriamiento de Gas

NODOS	SG6-2: Separador general de media presión de módulo VI CO: Cañón de entrada 0/1/2/3/4 SE6-2A: Salida de enfriador de media presión, colmena A/B/C/D CS: Cañón de salida 1/2/3/4 Salida: Salida del sistema
LÍNEAS	LPE: Línea principal de entrada E6-A: Entrada del fluido a la colmena A/B/C/D SA: Salida del fluido de enfriador de la colmena A/B/C/D DA: Descarga del fluido A/B/C/D LS: Línea de salida

Sistema de Enfriamiento de Crudo

NODOS	SG7-4: Separador general de baja presión de módulo VI y VII CE1: Cañón de entrada 1/2/3/4/5 SE-2A: Salida de enfriador de baja presión, colmena A/B/C/D/E CS1: Cañón de salida 1/2/3/4/5 TK-5-6: Tanques de estabilización 5 y 6
LÍNEAS	LPE: Línea principal de entrada E6-4A: Entrada del fluido a la colmena A/B/C/D/E SA: Salida del fluido de enfriador de la colmena A/B/C/D/E DA: Descarga del fluido A/B/C/D/E LS: Línea de salida

Nomenclatura General

%AyS = porcentaje de agua y sedimentos

°F = grados Fahrenheit

Pulg = Pulgadas

Pies/seg = pies por segundos

Lb/pie³ = libra por pie cúbico

Lpc/100pies = libra por pulgada cuadrada por cada 100 pies

ρ = densidad de (crudo o gas, según sea el caso)

°API = gravedad api

Lpc = libras por pulgada cuadrada

Lpca = libras por pulgada cuadrada absoluta

V = velocidad

MBND = miles de barriles normales por día

MMPND = millones de pies cúbicos normales por día

MMBTU/Hr = millones de unidades térmicas inglesas por hora

$BTU / Hr \cdot Ft^2 \cdot ^\circ F$ = unidad térmica inglesa por hora, pies cuadrados, grados

Fahrenheit

$Hr \cdot Ft^2 \cdot ^\circ F / BTU$ = hora, pies cuadrados, grados Fahrenheit por unidades

térmicas inglesa

ΔP = caída de presión

GLOSARIO

Antiespumante: Es una mezcla de 5% en volumen de silicona en una base de kerosén. Ésta es colocada al igual que el dispersante de asfalténos, a la entrada del separador gas/líquido y se utiliza para evitar la formación de espuma en el crudo.

Bombas de Transferencia: Son equipos que transfieren energía a un líquido para que éste fluya a través de ductos o canales.

Capacidad de intercambio de calor (*duty*): indica la cantidad de calor que puede intercambiar un intercambiador de calor. Capacidad calórica.

Concentrador de información operacional de campo (CIOC): herramienta computacional que integra y almacena toda la información (presión, temperatura, nivel de líquido, entre otras variables) proveniente de las instalaciones automatizadas en campo, junto al resto de los servicios de informática sin filtro alguno y en tiempo real.

Cromatografía: son análisis usados para la separación y medidas de componentes volátiles y de aquellos que pueden ser cuantificados convirtiendo estos en derivados del mismo carácter.

Demulsificante: es un aditivo aplicado eventualmente a nivel de múltiple de entrada con el propósito de colaborar con el rompimiento de la emulsión formada entre el agua y el crudo a fin de facilitar la separación de ambas fases.

Depuradores gas: estos pueden definirse como recipientes a presión, que se utilizan básicamente para remover pequeñas cantidades de líquido de una mezcla predominantemente gaseosa. Los depuradores son separadores no convencionales,

que no poseen capacidad para hacer una separación gas/líquido eficiente, cuando los volúmenes de líquidos son muy altos.

Deshidratación de Crudo: según Salager (1988) la deshidratación de crudo *“consiste en remover el agua presente en el crudo, para llevarlo a un valor admisible tal que éste sea aproximadamente menor o igual al 1 % v / v”*. La deshidratación de crudo o tratamiento de aceite consiste en la remoción de agua, sales, arenas, sedimentos y otras impurezas del petróleo crudo.

Despojadores de líquido: Son empleados para la extracción del líquido del gas proveniente de los separadores de gas/líquido y depuradores de los módulos, a fin de extraerle el líquido condensado al gas de venteo que se envía a los mechurrios donde es quemado.

Dispersante de Asfaltenos: Este químico es colocado a la entrada del separador gas/líquido, y su función es mantener las pequeñas aglomeraciones de asfaltenos encapsuladas, con el objetivo de evitar la formación de grandes conglomerados de asfaltenos que causan taponamiento en equipos y líneas de proceso.

Factor de ensuciamiento (*fouling*): es un coeficiente que denota la presencia de cualquier capa o depósito de materia en la superficie de transferencia de calor (tubos).

Fosa: es una depresión para la recolección de todos los líquidos efluentes de las tanquillas, aguas de lluvia así como almacenamiento temporal de residuos petroleros.

Fluido frío y fluido caliente: los términos fluido frío y fluido caliente se utilizan para hacer referencia al fluido de menor temperatura y al de mayor temperatura, respectivamente.

Líneas de Flujo: Son tuberías que transportan el fluido desde el cabezal del pozo hasta el múltiple de producción.

Mechurrio: El objetivo de los mismos, es que en el caso de una sobrepresión en alguno de los equipos que manejan gas, se abra la válvula de seguridad correspondiente a dicho equipo y se libere a través de ella el exceso de gas hacia el mechero, donde es quemado a fin de disminuir el riesgo de tener una atmósfera explosiva, de esta manera se alivia la presión en los equipos. En condiciones de operación normal, los mecheros deberían quemar sólo el gas necesario para mantenerse encendidos.

Múltiples de Producción: Es la sección de la estación de flujo conformada por un conjunto de válvulas y tuberías donde convergen las líneas de flujo de los pozos productores conectados a la estación.

Plantas y Miniplantas compresoras: se encargan de recoger el gas que libera el proceso de separación, aumentarle la presión, acondicionarlo y reinyectarlo al yacimiento para mantener la presión, así mismo otra sección es enviado a los gasoductos para su comercialización.

Prueba de lazo: son pruebas funcionales cuyo fin es comprobar con equipos de medición la asociación de los equipos en campo con el sistema de monitoreo y garantizar que las variables procedentes del área de proceso lleguen al sistema de control sin perturbación y sin afectar a otras señales; se verifican límites de las variables, umbrales de alarmas, rangos, unidades de ingeniería, diagramas dinámicos, la operación de las interfaces con el operador y los lazos de control.

Químico Anticorrosivo: Es colocado en la tubería de los enfriadores de gas para evitar la corrosión originada por el H₂S.

Separadores: Su propósito es separar una corriente de hidrocarburo el líquido y los componentes de gas que existan a una temperatura y presión específica. Los separadores pueden ser clasificados de acuerdo a su función en: separadores de prueba y de producción general, y según su configuración en verticales, horizontales y esféricos. También se clasifican, por la presión de operación, en separadores de baja, media y alta presión. Además se pueden clasificar de acuerdo al número de fases que separa, en bifásicos, si ellos separan el gas de la corriente de líquido total y trifásico si ellos separan la corriente de líquido en sus componentes, agua y crudo.


Tanques de lavado o asentamiento dinámico: Su función consiste en la separación de agua y petróleo debido a que por densidad y empuje el crudo sube, mientras que por gravedad el agua baja, y de esta manera el petróleo al subir desborda las paredes del tanque interno, lo llena, y se despoja del agua libre, la cual queda en el colchón de agua y es drenada posteriormente por la parte inferior del tanque externo.

Tanques de Estabilización de Crudo: Estos tanques son utilizados para almacenar productos de alta volatilidad que no pueden ser almacenados en tanques de alta presión. Su forma puede ser cilíndrica con piso plano y techo de forma de domo. Su objetivo principal es estabilizar el crudo.

APÉNDICES

APÉNDICE I

Especificaciones de Diseño Enfriadores de Crudo y Gas

REV.	DATE	BY				ITEM: E6-4/ET-6		
1	13-feb-96	A.N.				DATE: 06/02/96		
2	26-mar-96	A.N.				CALTUCA Nº: OLG-9619C		
3	21-jul-96	A.N.				Cto. Nº: 60-B-1927		
4	6-ago-96	A.N.				SHEET 1 OF 1		
CUSTOMER: LAGOVEN, S.A.			Plant location: Estación Principal, Josepin, Edo. Monagas					
SERV.: ENFRIADOR DE CRUDO			SIZE/TYPER: 15 ft X 30 ft / forced draft					
SURFACE / ITEM EXTERNAL			467,389.76	sq. ft	Surface Bare Tube: 23,686.56			
DUTY			15,614,490.00	Btu/hr	MTD(EFF): 49.75 °F / Nº BAYS: 6			
TRANSFER RATE EXTERNAL			0.566	Btu/hr ² sq ft ² F	Bare Tube: 13.25			
***** PERFORMANCE DATA *****								
***** TUBE SIDE *****								
Fluid circ.: CRUDO	in	out	Temperature in:		170.00 °			
TOTAL FLUID ENTERING:	1,026,905	1,026,904.76	lbm/hr	Temperature out:	149.00 °			
VAPOR:	2,075.50	2,075.50	lbm/hr	Inlet Pressure:	55.67 Psi			
LIQUID:	1,023,441	1,023,441.26	lbm/hr	Density Vapor lbm/ft ³ :	0.337 in			
STEAM:	0.00	0.00	lbm/hr	Viscosity Liquid (cp):	3,800 in			
NON-CONDENSABLES:	0.00	0.00	lbm/hr	Viscosity Vapor (cp):	0.010 in			
VAPOR CONDENSED:	0.00	0.00	lbm/hr	Therm. C. Btu/(hr.ft ² .°F/ft)	0.054 in			
STEAM CONDENSED:	1,388.00	1,388.00	lbm/hr	Sp. Ht. liq/vap (Btu/lb°F)	0.506 in			
DENSITY LIQUID:	52,563 in	53,437 out	lbm/ft ³	Allowable Pressure Drop:	15.00 Psi			
FOULING RESISTANCE:	0.002	hr ² sq ft ² F/Btu	Design Pressure Drop one/two:		6.33/11.53 Psi			
***** AIR SIDE *****								
AIR/ITEM: (lbm/hr)	930.764	Qactm/GO:	FV:	Elevation:	301.841			
AIR QUANT./FAN:	109,404.00	ACFM	Temperature In	95.00 °				
ACTUAL STATIC PRESSURE:	0.6050	IN H2O	Temperature out	108.98 °				
***** CONSTRUCTION *****								
DESIGN PRESSURE:	99.97 Psi	TEST PRESSURE: PER CODE	DESIGN TEMPERATURE:		249.80 °			
***** SECTION *****		***** HEADER *****		***** U B E S *****				
Size	360.00 in x 8 in x 8 in	TYPE:	FABRICATED BOX	MATERIAL:	ACERO AL CARBONO			
SECTION/BAY:	2	MATERIAL:	SA516-70	A.S.T.M.:	SA-179			
SECTION IN PARALLEL:	10	PASS/SECT.:	6	OD/BWG.:	1.0 in x BWG 16 (0.045 in) min			
BAYS IN PARALLEL:	5	PLUG. MATER.:	SA-105	Nº/sect. xig	304 30.00 ft			
VIBRATION SWITCHES:	YES	GASKET MATERIAL:	SOFT IRON	PITCH:	2,328 in			
STEAM COILS:	NONE	CORROSION ALLOWANCE:	0.125 in	***** FIN *****				
MOUNTING PIPE RACK:	0 ft/c	NOZZLE IN/SECT.:	1 X 8 in 150# RF	MATERIAL:	ALUMINUM A-1100			
FINISH: SEE NOTE BELOW		NOZZLE OUT/SECT.:	1 X 8 in 150# RF	RIN HEIGHT:	0.625 in			
Platform: ADD	Ladd.: ADD	API 661:	YES	RIN/IN.:	11.00			
LOUVERS:	NONE	A.S.M.E. STAMP:	YES	RIN TYPE:	"L" FOOTED			
***** MECHANICAL EQUIPMENT *****								
***** FAN *****		***** DRIVER *****		***** SPEED REDUCER *****				
MPR./MODEL:		TYPE: Electric	Nº/BAY:	2	TYPE: POLEAS - CORREAS			
Nº/BAY	2	hp/fan	17.4 hp	DRIVER HORSE POWER:	25.0 hp			
dia. 11 ft	rpm: 0	fan tip	0 fpm	RPM ONE SPEED:	1750			
nº blades / pitch: MAN ADJ.		ENCLOSURE:	T.E.F.C.	SUPPORT SUSPENDED:				
BLADE MATERIAL: ALUMINUM		VOLT/PHASE/CYCLES:	450/3/60	AGMA RATING:				
HUB MATERIAL: ALUMINUM		S.F.: 1.15	SPACE HEATER: NO	MFG.:				
***** NOTES *****								
1-								
2- SURFACE:		HDS=CLEANED		SIDE FRAMES = GALVANIZED				
STRUCTURE=GALVANIZED								

Apéndice I.2 Especificaciones de diseño. Enfriadores de Crudo Módulo VI y VII

APÉNDICE II

Análisis Cromatografico de Crudo



ANÁLISIS CROMATOGRÁFICO DE CRUDO

Descripción: Análisis cromatográfico de las líneas que alimentan los Módulos de Producción VI y VII de la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2).

Componente	Líneas de transferencia		
	16" F	16" G	24"
H2O	0,259236	0,410221	0,461790
N2	0,001848	0,001504	0,001371
H2S	0,000000	0,000000	0,000000
CO2	0,016855	0,013699	0,012492
C1	0,504462	0,371141	0,334882
C2	0,068776	0,049335	0,044055
C3	0,043503	0,030371	0,026867
I-C4	0,008976	0,006094	0,005345
N-C4	0,008980	0,006084	0,005337
I-C5	0,003456	0,002271	0,001977
N-C5	0,003459	0,002267	0,001974
C6	0,006220	0,008140	0,006581
C7	0,005078	0,006638	0,006581
C8	0,004238	0,005511	0,005422
C9	0,003524	0,004544	0,004438
C10_L	0,010309	0,012831	0,012372
C10_H	0,051076	0,069351	0,066941

Componente	Propiedad Termodinámica	
	Peso Molecular	Punto de Ebullición (°F)
C10_L	173,81	361,21
C10_H	438,16	769,41

Fuente: Simulador ReO ®

APÉNDICE III

Reportes de Producción

Estación Principal Jusepín 2

Balance de Crudo, Gas y Agua de los Módulos de Producción

Apéndice III.1

	JOM	I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII	IX	TOTAL
Balance de Crudo											
Producción Neta 530 Psig (MBND)	-	-	-	-	9,3	9,8	-	-	-	-	19,1
Producción Neta 140 Psig (MBND)	2,3	20,3	23,1	22,7	22,3	22,2	64,6	49,8	34,6	-	262,0
Producción Neta 45 psi (MBND)	-	-	4,0	-	-	-	-	-	-	18,2	22,2
Producción Bruta TOTAL (MBBD)	2,3	26,0	29,9	29,4	38,6	39,1	79,8	59,9	43,3	21,4	369,7
Producción Neta TOTAL (MBND)	2,3	20,3	25,1	24,7	31,7	32,0	64,6	49,8	34,6	18,2	303,2
Capacidad Nominal en Media Presion(MBB)	15,0	51,0	50,0	50,0	80,0	80,0	80,0	80,0	45,0	12,0	528,0
Producción Vs. Capacidad	BAJO	85	NORMAL	NORMAL	BAJO	BAJO	NORMAL	NORMAL	NORMAL	ALTO	
Balance de Agua											
Porcentaje de Agua (%)	1,0	22	16	16	18,0	18	19	17	20	15	18,0
Producción de Agua (MBD)	0,02	5,7	4,8	4,7	6,9	7,0	15,2	10,2	8,7	3,2	66,4
Balance de Gas (Salida de gas Producido de los Depuradores)											
Flujo de Gas 530 psig (MMPCND)	-	-	-	-	55,8	58,5	-	-	-	-	114,3
Flujo de Gas 140 psig (MMPCND)	14,8	40,0	46,3	45,5	43,2	43,2	123,0	110,1	75,2	-	541,3
Flujo de Gas 40 psig (MMPCND)	0,5		4,0		3,2	1,9	0,7	0,7	0,3	14,6	25,9
Flujo Gas Total Producido por Módulo (MMPCND)	15,3	41,4	47,7	46,8	102,3	103,6	123,7	110,8	75,5	14,6	681,6

Balance de Gas que entra a los módulos de la EPJ-2											Gas
Flujo de Gas 500 psig (MMPCND)	-	-	-	-	57,0	59,7	-	-	-	-	116,7
Producción Vs. Capacidad Alta presión					NORMAL	NORMAL					
Flujo de Gas 140 psig (MMPCND)	15,4	41,7	48,3	47,4	43,9	43,8	128,1	114,7	76,7	-	560,0
Producción Vs. Capacidad Media Presión	NORMAL	ALTO	ALTO	ALTO	NORMAL	NORMAL	ALTO	ALTO	NORMAL	NORMAL	
Flujo de Gas 40 psig (MMPCND)	0,5	4,0			3,2	1,9	0,7	0,7	0,3	14,6	25,9
Producción Vs. Capacidad Baja presión		BAJO	ALTO	ALTO							
Flujo de Gas Total Producido (MMPCND)	15,4	41,7	48,3	47,4	100,9	103,5	128,1	114,7	76,7	14,6	691,3
Capacidad Nominal (MMPC) 140 psi	25,0	25,0	25,0	25,0	80,0	80,0	80,0	80,0	90,0	15,0	525,0

Relación Gas Petróleo											
Relación Gas Petróleo promedio (500 psig)	-	-	-	-	6105	6105	-	-	-	-	
Relación Gas Petróleo promedio (140 psig)	6809	2053	2087	2087	1966	1970	1982	2305	2217		
Relación Gas Petróleo promedio (40 psig)											806

Estación Principal Jusepín 2 Balance de Gas

Apéndice III.3

		Flujo de gas calculado (MMPCSD)	Flujo de Gas Real (MMPCND)	Relación Gas Petróleo (MPCED/MBD)	Caudal de Crudo (MBD)
Módulo JOM	SPJ-2A/B/C	14,80	15,42	6809	2,26
	SPJ-3A	0,30			
	SPJ-3B	0,20			
Módulo I	D1-2A	40,05	41,71	2053	20,32
	D1-3A	1,92			
	D1-3B	0,92			
Módulo II	D2-2	46,33	48,26	2087	23,126
Módulo III	D3-2	45,47	47,36	2087	22,696
Módulo IV	D4-1	55,84	56,98	6105	9,333
	D4-2	43,23	43,89	1966	22,324
	D4-3	3,92			
Módulo V	D5-1	58,50	59,70	6105	9,777
	D5-2	43,22	43,82	1970	22,247
	D5-3	2,57			
Módulo VI	D6-2	122,98	128,11	1982	64,640
	SG6-3	0,70			
Módulo VII	D7-2	110,08	114,66	2305	49,755
	SG7-3	0,70			
Módulo VIII	D8-2	75,19	76,73	2217	34,607
	D8-3	0,30			
	SG8-3	0,20			
Módulo IX	D9-3A	11,82	12,31	806	1,526
	D9-3B	2,83	2,94	806	3,651

APÉNDICE IV

Especificaciones para Δp según

la norma PDVSA L- TP 1.5

“Cálculo hidráulico de tuberías”

**VELOCIDAD RECOMENDADA Y ΔP MAXIMA PARA LIQUIDOS EN TUBERIAS DE
ACERO AL CARBONO**

TUBERIAS PARA LIQUIDOS EN SERVICIO DE PROCESO Y EQUIPOS

Tipo de Servicio	Velocidad Pie/seg.	ΔP Máximo Lppc/100 Pies
1. Recomendación General	5 – 15	4
2. Flujo Laminar	4 – 5	
3. Flujo Turbulento		
Densidad del Liquido, lb/pie³		
100	5 – 8	
50	6 – 10	
20	10 – 15	
4. * Succión de Bomba		
Liquido Hirviente	2 – 6	0,4
Liquido no Hirviente	4 – 8	0,4
5. * Descarga de Bomba		
0 – 250 GPM	6 – 8	4
250 – 700 GPM	8 – 10	4
> 700 GPM	10 – 15	2
6. Salida de Fondos de Recipientes	4 – 6	0,6
7. Trampa de Salida de Rehervidor	1 – 4	0,15
8. Liquido del Condensador	3 – 6	0,5
9. Liquido para Enfriadores	4 – 6	

Apéndice IV.1 Δp recomendado para tuberías de líquido

VELOCIDAD RECOMENDADA Y ΔP MAXIMA EN TUBERIAS DE ACERO AL CARBONO PARA VAPOR

TUBERIAS PARA VAPOR EN SERVICIO DE PROCESO Y EQUIPOS

Tipo de Servicio	Velocidad Pie/seg.	ΔP Máximo Lppc/100 Pies
1. Recomendación General		
Nivel de Presión, Lppcm		
P >500		2,0
200 < P ≤ 500		1,5
150 < P ≤ 200		0,6
50 < P ≤ 150		0,3
0 < P ≤ 50		0,15
Subatmosfrica		0,1
2. Tuberías de Gas dentro de los Límites de Baterías		0,5
3. * Tubería de Succión del Compresor		0,3
4. * Tubería de Descarga del Compresor		0,5
5. Tuberías de Succión de Refrigerante	15 – 35	
6. Tuberías de Descargas de Refrigerantes	35 – 60	

Apéndice IV.2 Δp recomendado para tuberías de gas

APÉNDICE V

**Especificaciones para Velocidades según la
norma PDVSA 90616.1.024**

“Dimensionamiento de tuberías de proceso”

[.Menú Principal](#)

[Índice manual](#)

[Índice volumen](#)

[Índice norma](#)

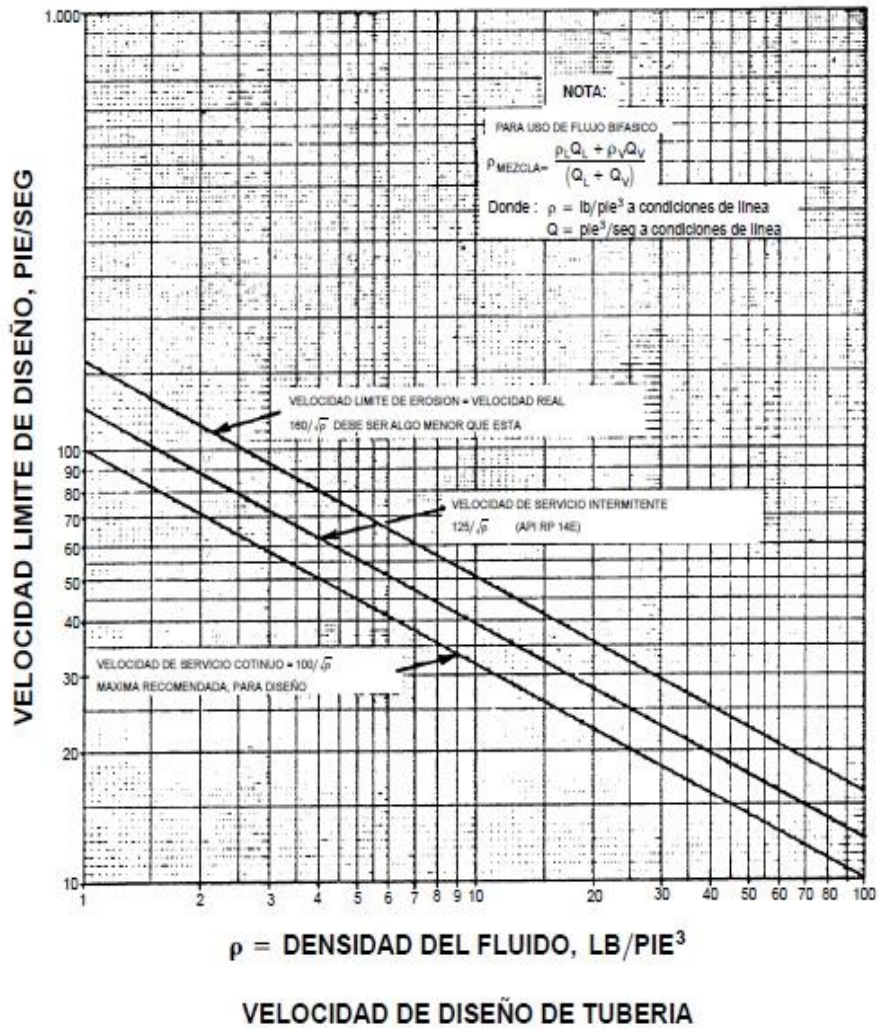


FIG. 7

Apéndice V.1 Velocidades límite recomendadas para tuberías para flujo bifásico

APÉNDICE VI
Propiedades del crudo
Cromatografía de gas



CENTRO DE PROCESAMIENTO JUSEPIN

ANÁLISIS DE VISCOSIDAD

Muestra	Crudo SG6-3	Crudo SG7-3
Temperatura (°F)	Viscosidad (CP)	Viscosidad (CP)
122	10,1060	10,7110
140	9,3368	9,3549
160	6,8764	6,2814

NOTA: Pruebas realizadas en el viscosímetro modelo Herzog Walter GmbH.
Tolerancia: 0,2.

ANÁLISIS DE DENSIDAD, °API Y GRAVEDAD ESPECIFICA A 60 °F

Muestra	Crudo SG6-3 (60°F)	Crudo SG7-3 (60°F)
Prueba		
F 505 ρ(g/cc)	0,8871	0,9032
F 520 (°API)	27,8	24,9
F 530 γ _o	0,8880	0,9041

Desviación: 1,4452

ANÁLISIS DE DENSIDAD, °API Y GRAVEDAD ESPECIFICA A 77 °F

Muestra	Crudo SG6-3 (77°F)	Crudo SG7-3 (77°F)
Prueba		
F 505 ρ(g/cc)	0,8945	0,8860
F 520 (°API)	25,43	26,94
F 530 γ _o	0,8972	0,8886

Desviación: 1,4452

Apéndice VI.1 Propiedades del crudo



**GERENCIA DE PROCESAMIENTO DE GAS
SECCIÓN CONTROL DE CALIDAD
ANÁLISIS CROMATOGRÁFICOS**

Apéndice VI.2
Cromatografía de Gas

Componentes	MODULO I	MODULO II	MODULO III	MODULO VI	MODULO V	MODULO VI	MODULO VII	MODULO VIII
CO2	4,756	4,711	4,756	4,715	4,739	4,668	4,679	4,736
N2	0,134	0,144	0,072	0,126	0,133	0,139	0,131	0,107
C1	74,225	75,618	75,529	74,172	74,736	75,023	76,727	75,609
C2	10,265	9,956	9,949	10,304	10,322	10,053	9,964	10,027
C3	5,041	4,459	4,489	5,042	4,959	4,916	4,162	4,512
I-C4	0,968	0,838	0,841	0,96	0,936	0,918	0,772	0,862
N-C4	1,828	1,583	1,582	1,815	1,764	1,714	1,442	1,635
I-C5	0,642	0,561	0,551	0,632	0,61	0,587	0,51	0,578
N-C5	0,594	0,524	0,511	0,584	0,563	0,54	0,474	0,537
C6	0,418	0,503	0,555	0,538	0,525	0,419	0,449	0,488
C7	0,351	0,485	0,487	0,488	0,116	0,317	0,114	0,367
C8	0,12	0,161	0,207	0,132	0,082	0,109	0,089	0,111
C9	0,06	0,099	0,123	0,088	0,051	0,057	0,021	0,067
C10	0,003	0,005	0,01	0,005	0,007	0,003	0,004	0,005
C11	0	0	0	0	0	0	0	0
GPM	3,15	2,96	3,02	3,28	2,99	3,01	2,5	2,91
P. C. (Btu/pcs)	1250	1242	1249	1265	1238	1239	1203	1236
Grav. Esp. a 60°F	0,787	0,781	0,786	0,796	0,779	0,778	0,755	0,777
P.M., Prom. a 60°F	22,79	22,63	22,75	23,05	22,56	22,54	21,87	22,51
H2S(ppm)	20	18 - 26	30	22	20	18	24	18
vapor de agua mg/L	6	05-jun	5	6	5	7	4	4
Tiempo(Hrs)	09:59: a.m.	10:09: a.m.	10:17: a.m.	09:45: a.m.	09:34: a.m.	09:29: a.m.	09:25: a.m.	09:15: a.m.
Temperatura (°F)	110	122	124	110	111	112	108	116
FLUJO(MMPCN)								
Presión (PSI)	133	145	139	141	133	144	143	135
Fecha de muestreo	17-jul	17-jul	17-jul	17-jul	17-jul	17-jul	17-jul	17-jul

APÉNDICE VII

Evaluación capacidad de la línea 16”B

SIMULATION SCIENCES INC.
PROJECT

PIPEPHASE VERSION 9.4
PROBLEM
INPUT

HYDRAULIC SUMMARY

=====

BASE CASE

NETWORK SUMMARY

Link	---- Std. Flowrates ----			---- Inlet --- ----			----- Outlet -----		
	Oil BPD	Water BPD	Gas MMCFD	Node	Pres. PSIG	Temp. F	Node	Pres. PSIG	Temp. F
16B	23351	9081	95.8560	MPF-2	1014.0	180.0	EPJ-2	901.1	
156.0									

NODE SUMMARY


Node	Pressure PSIG	Temp. F	Oil Grav API	Gas Cut LB/CF	Water Rate %	GOR CFBBL	Liquid BPD
MPF-2	1014.0	180	27.7	0.0654	28.0	4105.	32432.0
EPJ-2	901.1	156	27.7	0.0654	28.0	4105.	-32432.0

LINK DEVICE SUMMARY

Link	---Device---	----- Inlet -----					Average	
Name	Type	Pressure PSIG	Temp. F	Vsl FPS	Vsg FPS	Pattern	Holdup	
16B	P000 PIPE	1014.0	180.0	1.90	12.83	INTR	0.27	
OUTLET		901.1	155.9					

APÉNDICE VIII

Diseño de Enfriadores de Gas en HTRI

		Output Summary		Page 1	
		Released to the following HTRI Member Company: Avellan Avellan			
Xace Ver. 6.00 SP3 10/12/2012 10:20 SN: 1500213620				US Units	
E6-A/B/C/D					
Simulación Enfriadores de Gas Módulo 6					
Rating-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow					
No Data Check Messages.					
See Runtime Message Report for Informative Messages.					
Process Conditions		Outside		Tubeside	
Fluid name				Gas Módulo 6	
Fluid condition		Sens. Gas		Sens. Gas	
Total flow rate (1000-lb/hr)		2041.841		337.588	
Weight fraction vapor, In/Out		1.000 1.000		1.000 1.000	
Temperature, In/Out (Deg F)		105.00 120.15		156.20 112.75	
Skin temperature, Min/Max (Deg F)		107.85 133.14		108.62 136.30	
Pressure, Inlet/Outlet (psia)		14.688 14.657		180.000 174.947	
Pressure drop, Total/Allow (inH2O) (psi)		0.851 0.000		5.053 0.000	
Midpoint velocity (ft/sec)		23.06		54.28	
- In/Out (ft/sec)				55.64 70.38	
Heat transfer safety factor (-)		1		1	
Fouling (ft ² -hr-F/Btu)		0.00200		0.00100	
Exchanger Performance					
Outside film coef (Btu/ft ² -hr-F)		8.98		Actual U (Btu/ft ² -hr-F) 2.983	
Tubeside film coef (Btu/ft ² -hr-F)		146.41		Required U (Btu/ft ² -hr-F) 2.978	
Clean coef (Btu/ft ² -hr-F)		3.271		Area (ft ²) 144186	
Hot regime Sens. Gas				Overdesign (%) 0.15	
Cold regime Sens. Gas				Tube Geometry	
EMTD (Deg F)		17.3		Tube type High-finned	
Duty (MM Btu/hr)		7.437		Tube OD (inch) 1.0000	
				Tube ID (inch) 0.7820	
				Length (ft) 18.000	
				Area ratio(out/in) (-) 27.5107	
				Layout Staggered	
				Trans pitch (inch) 2.3250	
				Long pitch (inch) 2.0134	
				Number of passes (-) 2	
				Number of rows (-) 7	
				Tubecount (-) 364	
				Tubecount Odd/Even (-) 52 / 52	
				Tube material Carbon steel	
				Fin Geometry	
				Type Plain round	
				Fins/length fin/inch 10.0	
				Fin root inch 1.0000	
				Height inch 0.6250	
				Base thickness inch 0.0160	
				Over fin inch 2.2500	
				Efficiency (%) 81.1	
				Area ratio (fin/bare) (-) 21.5125	
				Material Aluminum Alloy 1100 - O	
				Thermal Resistance, %	
				Air 33.22	
				Tube 56.05	
				Fouling 8.80	
				Metal 1.93	
				Bond 0.00	
				Airsides Velocities	
				Actual Standard	
Face (ft/min)		658.21 616.14			
Maximum (ft/sec)		22.84 21.38			
Flow (1000 ft ³ /min)		484.726 453.742			
Velocity pressure (inH2O)		0.145			
Bundle pressure drop (inH2O)		0.779			
Bundle flow fraction (-)		1.000			
Bundle 91.51		Airsides Pressure Drop, %		Louvers 0.00	
Ground clearance 0.00		Fan guard 0.00		Hail screen 0.00	
Fan ring 8.49		Fan area blockage 0.00		Steam coil 0.00	

F:\Modulo 6 gas.htri

HTRI		Final Results				Page 2
		Released to the following HTRI Member Company:				
		Avellan				
		Avellan				
Xace Ver. 6.00 SP3 10/12/2012 10:20 SN: 1500213620					US Units	
E6-AB/C/D						
Simulación Enfriadores de Gas Módulo 6 :						
Rating-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow						
		Process Data		Airside		
				Tubeside		
				Gas Módulo 6		
Fluid name				Sens. Gas		
Fluid condition				Sens. Gas		
Total flow rate		(1000-lb/hr)		2041.841	337.588	
Weight fraction vapor, In/Out		(-)	1.000	1.000	1.000	
Temperature, In/Out		(Deg F)	105.00	120.15	156.20	
Skin temperature, Min/Max		(Deg F)	107.85	133.14	108.62	
Wall temperature, Min/Max		(Deg F)	107.89	133.32	108.60	
Pressure, In/Out		(psia)	14.688	14.657	180.000	
Pressure drop, Total/Allowed		(InH2O) (psi)	0.851	0.000	5.053	
Pressure Drop, A-frame reflux section		(psi)				
Velocity - Midpoint		(ft/sec)	23.06		54.28	
- In/Out		(ft/sec)			70.38	
Film coefficient, Bare/Extended		(Btu/ft2-hr-F)	193.19	8.98	146.41	
Mole fraction inert		(-)			0.0000	
Heat transfer safety factor		(-)		1	1	
Fouling resistance		(ft2-hr-F/Btu)		0.00200	0.00100	
Overall Performance Data						
Overall coef, Design/Clean/Actual		(Btu/ft2-hr-F)	2.978 /	3.271 /	2.983	
Heat duty, Calculated/Specified		(MM Btu/hr)	7.4374 /	0.0000		
Effective mean temperature difference		(Deg F)	17.32			
Unit and Bundle Construction Information						
Bays in parallel/unit		(-)	4	Bundles in parallel/bay	1	
Extended area/unit		(ft2)	144186	Bare area/unit	(ft2) 6702.41	
Extended area/bundle		(ft2)	36046.4	Bare area/bundle	(ft2) 1675.60	
Tubepasses/Tuberows		(-)	2 / 7	Number of tubes/bundle	(-) 364	
Tubecount, Odd rows/Even rows		(-)	52 / 52	Edge seats	(-) No	
Bundle width		(ft)	10.228	Fan quard	(-) No	
Clearance		(Inch)	0.3750	Louvers	(-) No	
Header depth		(Inch)	4.0000	Steam coil	(-) No	
Header Box				Hall screen	(-) No	
- Plate thickness		(Inch)	1.0000	Tube support information		
- Tubesheet thickness		(Inch)	1.5000	- Number	(-) 2	
Plenum type			Box	- Width	(Inch) 1.0000	
Weight/Bundle		(lb)	16891	Orientation (from horiz.)	(deg) 0.00	
Structure weight		(lb)	25885	Tubeside volume	(ft3) 31.409	
Total weight, Dry / Wet		(lb)	113282 /	121120		
Ladder/walkway weight		(lb)	19832	Cost Factor	(-) 158.941	
Tube Information						
Straight length		(ft)	18.000	Tube type	High-finned	
Unfinned length		(Inch)	0.0000	Unheated length	(Inch) 5.0000	
Layout		(-)	Staggered	Area ratio (fin/bare)	(-) 21.5125	
Transverse pitch		(Inch)	2.3250	Fins per unit length	(fin/inch) 10.0	
Longitudinal pitch		(Inch)	2.0134	Fin root diameter	(Inch) 1.0000	
Tube form		(-)	Straight	Fin height	(Inch) 0.6250	
Outside diameter		(Inch)	1.0000	Fin thickness at base	(Inch) 0.0160	
Inside diameter		(Inch)	0.7820	Fin thickness at tip	(Inch) 0.0160	
Area ratio (out/in)		(-)	27.5107	Fin type	(-) Plain round	
Over fin diameter		(Inch)	2.2500	Fin efficiency	(%) 81.1	
Tube material			Carbon steel	Internal tube type	None	
Fin material			Aluminum Alloy 1100 - O			

F:\Modulo 6 gas.htri

HTRI		Final Results		Page 3
		Released to the following HTRI Member Company: Avelan Avelan		
Xace Ver. 6.00 SP3 10/12/2012 10:20 SN: 1500213620			US Units	
Problem-EG-A/B/C/D				
Case-Simulación Entradores de Gas Módulo 6 :				
Rating-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow				
Inlet Airside Velocities				
Face velocity	(ft/min)	Actual	658.21	Standard 616.14
Maximum velocity	(ft/sec)		22.84	21.38
Volumetric flow	(1000 ft ³ /min)		484.726	453.742
Maximum mass velocity	(lb/s-ft ²)		1.604	
Air humidity	(%)			
Volumetric flow per fan at fan inlet	(1000 ft ³ /min)		60.591	
Velocity at fan inlet	(ft/sec)		26.24	
Fan Description and Fan Power				
Number of fans per bay	(-)			2
Diameter	(ft)			7.000
Tip clearance	(inch)			0.4200
Ratio, fan area to bay face area	(-)			0.42
Fan ring type	(-)			Flanged
Percent open area - in fan guard	(%)			0
- in hall screen	(%)			0
Ratio, ground clearance to fan diameter	(-)			
Percent blockage, other obstruction	(%)			0
Bundle pressure drop/ Velocity pressure	(inH ₂ O)	0.779 /		0.145
Fan and drive efficiency	(%)			65
Motor power per fan-design air temperature	(hp)			14.60
Motor power per fan-minimum air temperature	(hp)			0.00
Ambient temperature, maximum / minimum	(Deg F)	0.00 /		0.00
Two-Phase Parameters				
Method	Inlet	Center	Outlet	Mix F
Bundle flow fraction	(-)	1.000		
Heat Transfer and Pressure Drop Parameters				
Midpoint f-factor			(-)	0.0063
Heat transfer		Wall Correction	(-)	1.0000
		Row Correction	(-)	1.0000
Midpoint f-factor			(-)	0.0048
Pressure drop		Wall Correction	(-)	1.0109
		Row Correction	(-)	1.0000
Reynolds number		Inlet	(-)	272160
		Midpoint	(-)	280434
		Outlet	(-)	384545
Fouling layer thickness			(Inch)	0.0000
Input minimum velocity			(ft/sec)	
Input maximum velocity			(ft/sec)	
Input minimum wall temperature			(Deg F)	
Input maximum wall temperature			(Deg F)	
Thermal Resistance (Percent)				Over Design
Air	Tube	Fouling	Metal	Bond
33.22	56.05	8.80	1.93	0.00
Airside Pressure Drop (Percent)				
Across bundle		91.51	Other obstruction	0.00
Fan ring		8.49	Steam coil	0.00
Fan guard		0.00	Louvers	0.00
Ground clearance		0.00		
Tube Nozzle (Perpendicular)				
Number of nozzles		(-)	Inlet	Outlet
Diameter		(Inch)	2	2
Velocity		(ft/sec)	5.7610	5.7610
Nozzle R-V-SQ		(lb-ft-sec ²)	6903.45	6549.73
Pressure drop		(psi)	0.820	0.495

F:\Modulo 6 gas.htri



Final Results

Released to the following HTRI Member Company:
Avelan
Avelan

Xact Ver. 6.00 SP3 10/12/2012 10:20 SN: 1500213620 US Units

Problem-ES-A/B/C/D

Case-Simulación Enfriadores de Gas Módulo 6 :

Rating-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft, countercurrent to crossflow

Mean Metal Temperatures

Mean tube metal temperature in each tube pass, (Deg F)

Tuberow	Tube pass	Inside	Outside	Radial
1	1	127.6	125.6	126.5
2	1	125.5	123.4	124.4
3	1	123.4	121.2	122.2
4	1	121.1	118.8	119.8
5	2	113.3	112.3	112.8
6	2	112.3	111.2	111.7
7	2	111.2	110.0	110.5



Final Results

Released to the following HTRI Member Company:
 Aveilan
 Aveilan

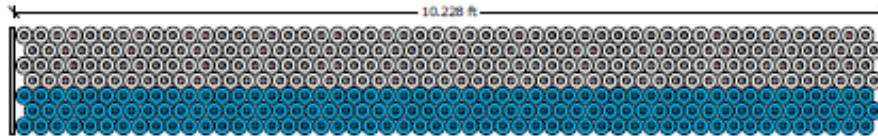
Xact Ver. 6.00 SP3 10/12/2012 10:20 SN: 1500213620

US Units

Problem-E6-A/B/C/D

Case-Simulación Enfriadores de Gas Módulo 6 :

Rating-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow




Name	Type	Outer Diameter (inch)	Wall Thickness (inch)	Transverse Pitch (inch)	Longitudinal Pitch (inch)	Pin Height (inch)
1 TubeType1	High-finned	1.0000	0.1090	2.3250	2.0134	0.6250

Bundle Information


Bundle width 10.228 ft
 Number of tube rows 7
 Number of tubes 364
 Minimum wall clearance
 Left 0.3750 inch
 Right 0.3750 inch
 Number of tubes per pass
 O Tube pass # 1: 208
 ● Tube pass # 2: 156

Row	Number of Tubes	Tube Type	Wall Clearance (inch)	Row	Number of Tubes	Tube Type	Wall Clearance (inch)
1	52	TubeType1	0.3750	5	52	TubeType1	0.3750
2	52	TubeType1	1.5375	6	52	TubeType1	1.5375
3	52	TubeType1	0.3750	7	52	TubeType1	0.3750
4	52	TubeType1	1.5375				

		Stream Properties					Page 6
		Released to the following HTRI Member Company: Avellan Avellan					
Xace Ver. 6.00 SP3 10/12/2012 10:20 SN: 1500213620							US Units
E8-AB/C/D							
Simulación Enfriadores de Gas Módulo 6							
Rating-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow							
Hot Tubeside Fluid		Inlet			Outlet		
Fluid name		Gas Módulo 6					
Temperature	(F)	156.20			112.75		
Pressure	(psia)	180.000			174.947		
Weight fraction vapor	(-)	1.0000			1.0000		
Vapor Properties							
Density	(lb/ft3)	0.6074			0.6402		
Viscosity	(cP)	0.0120			0.0114		
Conductivity	(Btu/hr-ft-F)	0.0206			0.0189		
Heat capacity	(Btu/lb-F)	0.5136			0.5008		
Molecular weight	(-)	0			0		
Liquid Properties							
Density	(lb/ft3)	--			--		
Viscosity	(cP)	--			--		
Conductivity	(Btu/hr-ft-F)	--			--		
Heat capacity	(Btu/lb-F)	--			--		
Molecular weight	(-)	--			--		
Latent heat	(Btu/lb)	--			--		
Surface tension	(dyne/cm)	--			--		
Molar Composition		Vapor	Liquid	K-Value	Vapor	Liquid	K-Value

F:\Modulo 6 gas.htri

HTRI		Stream Properties				Page 7	
		Released to the following HTRI Member Company:					
		Avellan					
		Avellan					
Xace Ver. 6.00 SP3 10/12/2012 10:20 SN: 1500213620						US Units	
E8-A/B/C/D							
Simulación Enfriadores de Gas Módulo 6							
Rating-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow							
Cold Outside Fluid		Inlet		Outlet			
Fluid name							
Temperature	(F)	105.00		120.15			
Pressure	(psia)	14.688		14.657			
Weight fraction vapor	(-)	1.0000		1.0000			
Vapor Properties							
Density	(lb/ft3)	0.0702		0.0684			
Viscosity	(cP)	0.0191		0.0195			
Conductivity	(Btu/hr-ft-F)	0.0158		0.0162			
Heat capacity	(Btu/lb-F)	0.2405		0.2406			
Molecular weight	(-)	28.96		28.96			
Liquid Properties							
Density	(lb/ft3)	--		--			
Viscosity	(cP)	--		--			
Conductivity	(Btu/hr-ft-F)	--		--			
Heat capacity	(Btu/lb-F)	--		--			
Molecular weight	(-)	--		--			
Latent heat	(Btu/lb)	--		--			
Surface tension	(dyne/cm)	--		--			
Molar Composition		Vapor	Liquid	K-Value	Vapor	Liquid	K-Value

		Output Summary		Page 1	
		Released to the following HTRI Member Company:			
		Avellan			
		Avellan			
Xace Ver. 6.00 SP3 10/12/2012 10:27 SN: 1500213620				US Units	
E7-A/B/C/D					
Simulación Enfriadores de Gas Módulo 7					
Rating-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow					
No Data Check Messages.					
See Runtime Message Report for Informative Messages.					
Process Conditions		Outside		Tubeside	
Fluid name				Gas Módulo 7	
Fluid condition		Sens. Gas		Sens. Gas	
Total flow rate (1000-lb/hr)		2041.841		302.145	
Weight fraction vapor, In/Out		1.000		1.000	
Temperature, In/Out (Deg F)		105.00 115.99		145.60 110.25	
Skin temperature, Min/Max (Deg F)		108.84 126.24		107.35 128.68	
Pressure, Inlet/Outlet (psia)		14.688 14.657		176.700 172.653	
Pressure drop, Total/Allow (inH2O) (psi)		0.846 0.000		4.047 0.000	
Midpoint velocity (ft/sec)		23.00		48.15	
- In/Out (ft/sec)				49.18 62.80	
Heat transfer safety factor (-)		1		1	
Fouling (ft ² -hr-F/Btu)		0.00200		0.00100	
		Exchanger Performance			
Outside film coef (Btu/ft ² -hr-F)		8.99		Actual U (Btu/ft ² -hr-F) 2.830	
Tubeside film coef (Btu/ft ² -hr-F)		133.46		Required U (Btu/ft ² -hr-F) 2.827	
Clean coef (Btu/ft ² -hr-F)		3.088		Area (ft ²) 144186	
Hot regime Sens. Gas				Overdesign (%) 0.12	
Cold regime Sens. Gas				Tube Geometry	
EMTD (Deg F)		13.2		Tube type High-finned	
Duty (MM Btu/hr)		5.395		Tube OD (inch) 1.0000	
Unit Geometry				Tube ID (inch) 0.7820	
Bays in parallel per unit		4		Length (ft) 18.000	
Bundles parallel per bay		1		Area ratio(out/in) (-) 27.5107	
Extended area (ft ²)		144186		Layout Staggered	
Bare area (ft ²)		6702.41		Trans pitch (inch) 2.3250	
Bundle width (ft)		10.228		Long pitch (inch) 2.0134	
Nozzle		Inlet		Outlet	
Number (-)		2		2	
Diameter (inch)		5.7610		5.7610	
Velocity (ft/sec)		94.24		90.24	
R-V-SQ (lb/ft-sec ²)		5461.64		5230.02	
Pressure drop (psi)		0.648		0.395	
Fan Geometry					
No/bay (-)		2		Type Plain round	
Fan ring type		Flanged		Fins/length fin/inch 10.0	
Diameter (ft)		7.000		Fin root inch 1.0000	
Ratio, Fan/bundle face area (-)		0.42		Height inch 0.6250	
Driver power (hp)		14.53		Base thickness inch 0.0160	
Tip clearance (inch)		0.4200		Over fin inch 2.2500	
Efficiency (%)		65		Efficiency (%) 81.2	
Airsides Velocities		Actual		Standard	
Face (ft/min)		658.21		616.14	
Maximum (ft/sec)		22.84		21.38	
Flow (1000 ft ³ /min)		484.726		453.742	
Velocity pressure (inH2O)		0.145			
Bundle pressure drop (inH2O)		0.774			
Bundle flow fraction (-)		1.000			
Bundle 91.46		Airsides Pressure Drop, %		Louvers 0.00	
Ground clearance 0.00		Fan guard 0.00		Hail screen 0.00	
Fan ring 8.54		Fan area blockage 0.00		Steam coil 0.00	
				Material Aluminum Alloy 1100 - O	
				Thermal Resistance, %	
				Air 31.49	
				Tube 58.33	
				Fouling 8.35	
				Metal 1.82	
				Bond 0.00	

F:\Modulo 7 gas.htri

HTRI		Final Results			Page 2		
		Released to the following HTRI Member Company: Avellan Avellan					
Xact Ver. 6.00 SP3 10/12/2012 10:27 SN: 1500213620				US Units			
E7-A/B/C/D							
Simulación Enfriadores de Gas Módulo 7 :							
Rating-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow							
		Process Data		Airside		Tubeside	
Fluid name						Gas Módulo 7	
Fluid condition				Sens. Gas		Sens. Gas	
Total flow rate		(1000-lb/hr)		2041.841		302.145	
Weight fraction vapor, In/Out		(-)		1.000		1.000	
Temperature, In/Out		(Deg F)		105.00		145.60	
Skin temperature, Min/Max		(Deg F)		106.84		107.35	
Wall temperature, Min/Max		(Deg F)		106.87		107.33	
Pressure, In/Out		(psia)		14.688		176.700	
Pressure drop, Total/Allowed		(inH2O)		(psi)		4.047	
Pressure Drop, A-frame reflux section						0.000	
Velocity - Midpoint		(ft/sec)		23.00		48.15	
- In/Out						49.18	
Film coefficient, Bare/Extended		(Btu/ft ² -hr-F)		193.31		133.46	
Mole fraction inert		(-)				0.0000	
Heat transfer safety factor		(-)		1		1	
Fouling resistance		(ft ² -hr-F/Btu)		0.00200		0.00100	
Overall Performance Data							
Overall coef, Design/Clean/Actual		(Btu/ft ² -hr-F)		2.827 / 3.088		2.830	
Heat duty, Calculated/Specified		(MM Btu/hr)		5.3950 / 0.0000			
Effective mean temperature difference		(Deg F)		13.24			
Unit and Bundle Construction Information							
Bays in parallel/unit		(-)		4		Bundles in parallel/bay	
Extended area/unit		(ft ²)		144186		Bare area/unit	
Extended area/bundle		(ft ²)		36046.4		(ft ²)	
Tubepasses/Tuberows		(-)		2 / 7		Bare area/bundle	
Tubecount, Odd rows/Even rows		(-)		52 / 52		(ft ²)	
Bundle width		(ft)		10.228		1675.60	
Clearance		(inch)		0.3750		Number of tubes/bundle	
Header depth		(inch)		4.0000		(-)	
Header Box						Edge seals	
- Plate thickness		(inch)		1.0000		(-)	
- Tubesheet thickness		(inch)		1.5000		No	
Plenum type				Box		Fan guard	
Weight/Bundle		(lb)		16895		(-)	
Structure weight		(lb)		25885		No	
Total weight, Dry / Wet		(lb)		113299 / 19832		Louvers	
Ladder/walkway weight		(lb)		19832		(-)	
						No	
						Steam coil	
						(-)	
						No	
						Hall screen	
						(-)	
						No	
						Tube support information	
						- Number	
						(-)	
						2	
						- Width	
						(inch)	
						1.0000	
						Orientation (from hortic.)	
						(deg)	
						0.00	
						Tubeside volume	
						(ft ³)	
						31.409	
						Cost Factor	
						(-)	
						158.941	
Tube Information							
Straight length		(ft)		18.000		Tube type	
Unfinned length		(inch)		0.0000		High-finned	
Layout		(-)		Staggered		Unheated length	
Transverse pitch		(inch)		2.3250		(inch)	
Longitudinal pitch		(inch)		2.0134		5.0000	
Tube form		(-)		Straight		Area ratio (fin/bare)	
Outside diameter		(inch)		1.0000		(-)	
Inside diameter		(inch)		0.7820		21.5125	
Area ratio (out/in)		(-)		27.5107		Fins per unit length	
Over fin diameter		(inch)		2.2500		(fin/inch)	
Tube material		Carbon steel				10.0	
Fin material		Aluminum Alloy 1100 - O				Fin root diameter	
						(inch)	
						1.0000	
						Fin height	
						(inch)	
						0.6250	
						Fin thickness at base	
						(inch)	
						0.0160	
						Fin thickness at tip	
						(inch)	
						0.0160	
						Fin type	
						(-)	
						Plain round	
						Fin efficiency	
						(%)	
						81.2	
						Internal tube type	
						None	

F:\Modulo 7 gas.htri



Final Results

Released to the following HTRI Member Company:
 Avellan
 Avellan

Xace Ver. 6.00 SP3 10/12/2012 10:27 SN: 1500213620

US Units

Problem-E7-A/B/C/D

Case-Simulación Enfriadores de Gas Módulo 7 :

Rating-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow

Inlet Airside Velocities		Actual	Standard
Face velocity	(ft/min)	658.21	616.14
Maximum velocity	(ft/sec)	22.84	21.38
Volumetric flow	(1000 ft ³ /min)	484.726	453.742
Maximum mass velocity	(lb/ft ²)	1.604	
Air humidity	(%)		
Volumetric flow per fan at fan inlet	(1000 ft ³ /min)	60.591	
Velocity at fan inlet	(ft/sec)	26.24	

Fan Description and Fan Power			
Number of fans per bay	(-)		2
Diameter	(ft)		7.000
Tip clearance	(Inch)		0.4200
Ratio, fan area to bay face area	(-)		0.42
Fan ring type	(-)		Flanged
Percent open area - in fan guard	(%)		0
- in hall screen	(%)		0
Ratio, ground clearance to fan diameter	(-)		
Percent blockage, other obstruction	(%)		0
Bundle pressure drop/ Velocity pressure	(inH ₂ O)	0.774 /	0.145
Fan and drive efficiency	(%)		65
Motor power per fan-design air temperature	(hp)		14.53
Motor power per fan-minimum air temperature	(hp)		0.00
Ambient temperature, maximum / minimum	(Deg F)	0.00 /	0.00

Two-Phase Parameters				
Method	Inlet	Center	Outlet	Mix F
Bundle flow fraction	(-)	1.000		

Heat Transfer and Pressure Drop Parameters				
			Tube-side	Outside
Midpoint f-factor			(-)	0.0063
Heat transfer	Wall Correction		(-)	1.0000
	Row Correction		(-)	1.0000
Midpoint f-factor			(-)	0.2486
Pressure drop	Wall Correction		(-)	1.0089
	Row Correction		(-)	1.0000
Reynolds number	Inlet		(-)	247016
	Midpoint		(-)	253336
	Outlet		(-)	345351
Fouling layer thickness			(Inch)	0.0000
Input minimum velocity			(ft/sec)	
Input maximum velocity			(ft/sec)	
Input minimum wall temperature			(Deg F)	
Input maximum wall temperature			(Deg F)	

Thermal Resistance (Percent)					Over Design
Air	Tube	Fouling	Metal	Bond	
31.49	58.33	8.35	1.82	0.00	0.12

Airside Pressure Drop (Percent)			
Across bundle	91.46	Other obstruction	0.00
Fan ring	8.54	Steam coil	0.00
Fan guard	0.00	Louvers	0.00
Ground clearance	0.00		

Tube Nozzle (Perpendicular)		Inlet	Outlet
Number of nozzles	(-)	2	2
Diameter	(Inch)	5.7610	5.7610
Velocity	(ft/sec)	94.24	90.24
Nozzle R-V-SQ	(lb-ft-sec ²)	5461.64	5230.02
Pressure drop	(psi)	0.648	0.395



Final Results

Page 4

Released to the following HTRI Member Company:
Avelan
Avelan

Xact Ver. 6.00 SP3 10/12/2012 10:27 SN: 1500213620

US Units

Problem-ET-A/B/C/D

Case-Simulación Enfriadores de Gas Módulo 7 :

Rating-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow

Mean Metal Temperatures

Mean tube metal temperature in each tube pass, (Deg F)

Tuberow	Tube pass	Inside	Outside	Radial
1	1	121.5	120.1	120.8
2	1	120.0	118.4	119.1
3	1	118.3	116.7	117.5
4	1	116.6	114.9	115.7
5	2	110.7	110.0	110.3
6	2	109.9	109.2	109.5
7	2	109.2	108.3	108.7

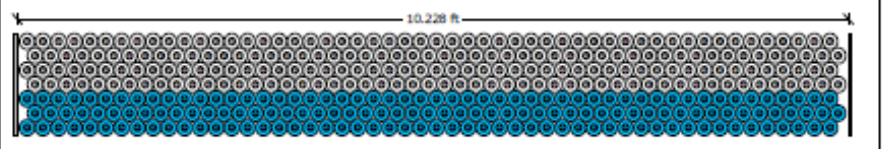
F:\Modulo 7 gas.htri



Final Results

Released to the following HTRI Member Company:
 Avellan
 Avellan

Xace Ver. 6.00 SP3 10/12/2012 10:27 SN: 1500213620 US Units
 Problem-E7-A/B/C/D
 Case-Simulación Enfriadores de Gas Módulo 7 :
 Rating-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow



Name	Type	Outer Diameter (inch)	Wall Thickness (inch)	Transverse Pitch (inch)	Longitudinal Pitch (inch)	Pin Height (inch)
1	TubeType1 High-finned	1.0000	0.1090	2.3250	2.0134	0.6250

Bundle Information
 Bundle width 10.228 ft
 Number of tube rows 7
 Number of tubes 364
 Minimum wall clearance
 Left 0.3750 inch
 Right 0.3750 inch
 Number of tubes per pass
 O TubePass # 1: 208
 ● TubePass # 2: 156

Row	Number of Tubes	Tube Type	Wall Clearance (inch)	Row	Number of Tubes	Tube Type	Wall Clearance (inch)
1	52	TubeType1	0.3750	5	52	TubeType1	0.3750
2	52	TubeType1	1.5375	6	52	TubeType1	1.5375
3	52	TubeType1	0.3750	7	52	TubeType1	0.3750
4	52	TubeType1	1.5375				

HTRI		Stream Properties			Page 6		
		Released to the following HTRI Member Company:					
		Avellan					
		Avellan					
Xace Ver. 6.00 SP3 10/12/2012 10:27 SN: 1500213620				US Units			
E7-A/B/C/D							
Simulación Enfriadores de Gas Módulo 7							
Rating-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow							
Hot Tubeside Fluid		Inlet		Outlet			
Fluid name		Gas Módulo 7					
Temperature	(F)	145.60		110.25			
Pressure	(psia)	176.700		172.653			
Weight fraction vapor	(-)	1.0000		1.0000			
Vapor Properties							
Density	(lb/ft3)	0.6150		0.6422			
Viscosity	(cP)	0.0119		0.0113			
Conductivity	(Btu/hr-ft-F)	0.0202		0.0188			
Heat capacity	(Btu/lb-F)	0.5103		0.5001			
Molecular weight	(-)	0		0			
Liquid Properties							
Density	(lb/ft3)	--		--			
Viscosity	(cP)	--		--			
Conductivity	(Btu/hr-ft-F)	--		--			
Heat capacity	(Btu/lb-F)	--		--			
Molecular weight	(-)	--		--			
Latent heat	(Btu/lb)	--		--			
Surface tension	(dyne/cm)	--		--			
Molar Composition		Vapor	Liquid	K-Value	Vapor	Liquid	K-Value

HTRI		Stream Properties				Page 7	
		Released to the following HTRI Member Company:					
		Avellan					
		Avellan					
Xace Ver. 6.00 SP3 10/12/2012 10:27 SN: 1500213620						US Units	
E7-A/B/C/D							
Simulación Enfriadores de Gas Módulo 7							
Rating-Horizontal air-cooled heat exchanger forced draft countercurrent to crossflow							
Cold Outside Fluid		Inlet			Outlet		
Fluid name							
Temperature	(F)	105.00			115.99		
Pressure	(psia)	14.688			14.657		
Weight fraction vapor	(-)	1.0000			1.0000		
Vapor Properties							
Density	(lb/ft3)	0.0702			0.0689		
Viscosity	(cP)	0.0191			0.0194		
Conductivity	(Btu/hr-ft-F)	0.0158			0.0161		
Heat capacity	(Btu/lb-F)	0.2405			0.2405		
Molecular weight	(-)	28.96			28.96		
Liquid Properties							
Density	(lb/ft3)	--			--		
Viscosity	(cP)	--			--		
Conductivity	(Btu/hr-ft-F)	--			--		
Heat capacity	(Btu/lb-F)	--			--		
Molecular weight	(-)	--			--		
Latent heat	(Btu/lb)	--			--		
Surface tension	(dyne/cm)	--			--		
Molar Composition		Vapor	Liquid	K-Value	Vapor	Liquid	K-Value

APÉNDICE IX

Estimación de Costos

Maturín, 29 de enero de 2013

Para: Gerencia de Producción.
Atte: Oswaldo Hernández / Luis Guevara.

De: Gerencia de Ingeniería de Costos Producción Oriente División Furril
Asunto: **ESTIMADO DE COSTOS CLASE V**

**"EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE CRUDO Y GAS DE LOS
MÓDULOS VI Y VII DE LA ESTACIÓN PRINCIPAL JUSEPIN 2 (EPJ-2), ESTADO
MONAGAS"**

1.- BASES DEL ESTIMADO

El Estimado de Costos Clase V será utilizado para realizar el estudio de factibilidad, la solicitud de aprobación de fondos para contratar la ingeniería conceptual del proyecto y la planificación a mediano plazo. El mismo se realizó de acuerdo al alcance del Documento técnico fase de visualización, suministrado por la Gerencia de Producción, con fecha base de costos a valores constante de referencia enero 2013 y paridad cambiaría 4,30 Bs./ US\$.

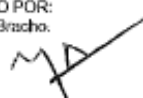
- Ubicación de la Obra: Los trabajos se realizarán en la Estación Principal Jusepín 2, Estado Monagas.
- La obra será ejecutada bajo la Convención Colectiva Petrolera 2011 - 2013.
- Se consideraron jornadas normales de trabajo (40 horas por semana), 8 horas diarias.
- Los costos se estimaron en moneda nacional (Bs.).

2.- PARÁMETROS DE ESTIMACIÓN

BASE DE INFORMACIÓN

Las premisas del cálculo se basan en una definición global a "grosso modo" del proyecto y de sus principales unidades de proceso, en la que la información disponible se limita esencialmente a:

- Datos históricos de proyectos similares.
- Manuales Corporativos de Estimados Presupuestarios (Intevp).
- Manual de estimación de costos, clase V (tipo curva).
- Manuales de Ingeniería de costos Richardson.

ELABORADO POR:
Ing. Nelson Brascho.

3.- ALCANCE DEL ESTIMADO

El alcance del proyecto, contempla la continuidad operacional por reemplazo/mantenimiento del sistema de enfriamiento de crudo y gas de los módulos de producción VI y VII de la Estación Principal Jusepin 2 (EPJ-2).

4.- INGENIERÍA

El costo de la ingeniería contempla el desarrollo de la Ingeniería Conceptual, se consideró una tarifa promedio de 354,00 Bs./HH (Honorario mas estipendio y una contingencia general del 30% para cubrir las posibles variables no identificadas durante el proceso de estimación, debido al nivel de información suministrada).

5.- PROCURA

Adquisición de 5 intercambiadores de calor.

Especificaciones técnicas:

Tiro Forzado / Capacidad calórica: 15 MMBTU/HR

N° bays: 5 / Cada bahía compuesto por 2 ventiladores.

Dimensiones: 10 ft x 18 ft

Sección tubular: 364 tubos aleteados de 18 ft cada uno

Material: Acero al carbono

6.- CONSTRUCCIÓN

Para la construcción, se determinó las horas hombres de labor directa requeridas para realizar el proyecto, basado en el manual de estimación de costos clase V (tipo curva). Se consideró una tarifa promedio de 464,00 Bs./HH, con una contingencia del 30%, para cubrir las posibles variables no identificadas para los cálculos métricos durante el proceso de estimación, debido al nivel de información suministrada.

7.- GESTIÓN

La Gestión se estimó con una tarifa promedio, del personal propio de PDVSA, de 148,00 Bs./HH.

N° DE CONTROL: 13-0088



ELABORADO POR:
Ing. Nelson Bracho.

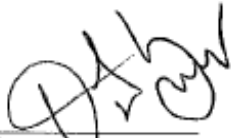



8.- CONTINGENCIA

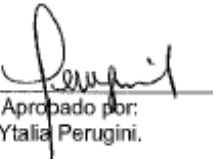
La contingencia se define como un factor aplicado al costo total del proyecto y depende del nivel de confiabilidad del estimado. En la práctica y por el tipo y confiabilidad del estimado este factor de costo oscila entre el 25% y 30% seleccionando para el caso en estudio el 30%, con la finalidad de cubrir las posibles variables no identificadas durante el proceso de estimación, debido al nivel de información suministrada.


9.- EMPLEOS DIRECTOS E INDIRECTOS

La construcción de este proyecto generaría aproximadamente 08 empleos directos y 10 empleos indirectos.


Revisado por:
Orlando Sucre V.


Elaborado por:
Nelson Bracho


Aprobado por:
Ytalia Perugini.

 **PDVSA**
Gerencia de Ingeniería de Costos
Producción Oriente
División Fumiel



INCO-ESCO-FD-003
REV. 02 FECHA: 15/09/2007

Maturín, 29-Ene-13

Para: Gerencia de Producción.
Atte: Oswaldo Hernandez / Luis Guevara.
De: Gerencia de Ingeniería de Costos Producción Oriente División Furrrial
Asunto: **ESTIMADO DE COSTOS CLASE V**

De acuerdo a su solicitud y con la información suministrada por usted (es), se realizó el cálculo para determinar el estimado de costo Clase V del proyecto:

EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE CRUDO Y GAS DE LOS MODULOS VI Y VII DE LA ESTACION PRINCIPAL JUSEPIN 2 (EPJ-2) , ESTADO MONAGAS.

Se obtuvo un monto a valor constante para el mes de enero del 2013 de **CUATRO MILLONES SETECIENTOS CUARENTA Y TRES MIL CUATROCIENTOS VEINTISEIS BOLÍVARES (Bs. 4.743.426,00)** y **UN MILLON CIENTO DIECISEIS MIL QUINIENTOS VEINTIUN DOLARES (\$ 1.116.521,00).**

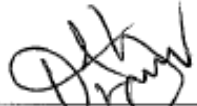
PREMISAS:

El cálculo se realizó según la información suministrada y bajo las siguientes premisas:

- + El alcance del estimado contempla la continuidad operacional por reemplazo/mantenimiento del sistema de enfriamiento de crudo y gas de los módulos de producción VI y VII de la Estación Principal Jusepín 2 (EPJ-2).
- + Se incluye todos los impuestos correspondientes al objeto de esta contratación

Para cualquier información y/o aclaratoria adicional, favor dirigirse a la Gerencia de Ingeniería de Costos Producción Oriente División Furrrial, o por los teléfonos: 36057 ó 36598

Atentamente:


Revisado por:
Orlando Sucre V.


Elaborado por:
Nelson Bracho.
 **PDVSA**
Gerencia de Ingeniería de Costos
Producción Oriente
División Furrrial


Aprobado por:
Ytalia Perugini.

N° DE CONTROL: 13- 0068

CONFIDENCIAL



Para: Gerencia de Producción.
Atte: Oswaldo Hernandez / Luis Guevara.
De: Gerencia de Ingeniería de Costos Producción Oriente División Furrial
Asunto: **RESUMEN TOTAL DE COSTOS**

DESCRIPCIÓN:

EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE ENFRIAMIENTO DE CRUDO Y GAS DE LOS MODULOS VI Y VII DE LA ESTACION PRINCIPAL JUSEPIN 2 (EPJ-2) , ESTADO MONAGAS.

**Valores constantes a enero del 2013
ESTIMADO DE COSTOS CLASE V**

TOTALES	H-H	Bs.	\$
Ingeniería	1.644,00	581.944,00	
Procura			1.015.019,00
Construcción	6.271,00	2.909.720,00	
Gestión	1.062,00	157.125,00	
Contingencia (30%)	2.693,00	1.094.637,00	101.502,00
TOTAL	11.670,00	4.743.426,00	1.116.521,00

Paridad Cambiaria (Bs./US\$): 4,30



N° DE CONTROL: 13- 0068

ELABORADO POR:
Nelson Bracho.

CONFIDENCIAL