

# **ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL**

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y  
AGROINDUSTRIA**

**DISEÑO DE UNA PROPUESTA DE MEJORAMIENTO DE LA  
OPERACIÓN DE LA UNIDAD DE VISCORREDUCCIÓN 1 A  
TRAVÉS DEL ESTUDIO DEL DESTILADO MEDIO Y DEL RESIDUO  
DE LA FRACCIONADORA TV-V2 DE LA REFINERÍA  
ESMERALDAS (RE)**

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERA  
QUÍMICA**

**ISABEL CRISTINA PAZMIÑO MAYORGA**  
icris33@hotmail.com

**DIRECTOR: ING. MARCELO ALBUJA TORRES**  
marcelo.albuja@epn.edu.ec

**Quito, junio 2012**

© Escuela Politécnica Nacional 2012  
Reservados todos los derechos de reproducción

## **DECLARACIÓN**

Yo Isabel Cristina Pazmiño Mayorga, declaro que el trabajo aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

La Escuela Politécnica Nacional puede hacer uso de los derechos correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normativa institucional vigente.

---

Isabel Cristina Pazmiño Mayorga

## **CERTIFICACIÓN**

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Isabel Cristina Pazmiño Mayorga, bajo mi supervisión.

---

Ing. Marcelo Albuja Torres  
**DIRECTOR DE PROYECTO**

## **AGRADECIMIENTOS**

Cronológicamente...

A mis padres por todas sus enseñanzas y cariño

A mis maestros y compañeros de aula durante todos estos años de estudio

A Santiago, Mercedes y Ricardo por su grata compañía y amistad

Al Ing. Edmundo Brown por su gran calidad humana y profesional al haber incentivado el interés en esta rama de la ingeniería

Al Ing. Marcelo Albuja por su motivación y guía durante el desarrollo de este trabajo

Al Ing. Juan Badillo por su apertura y colaboración

Al Ing. Juan Villacreses y a los operadores del Laboratorio de Control de Calidad de la Refinería Esmeraldas

A Mao, Xavier, Boris y demás jefes de turno, supervisores y operadores de la Caseta Uno

A Patty, Henry, Ronny, Christian, Daniel, Juan Fernando, Jorge, Fausto, Mayra y Amparito por haber compartido mi vida en el polo

Al Ing. Gabriel Pachacama por haber compartido su experiencia profesional y amistad

Al Ing. Miguel Ortega por su colaboración en la revisión de este trabajo

Al Ing. Luis Mera por su aporte en la culminación de esta tesis

Y a todos quienes me han acompañado durante mi vida estudiantil...

## **DEDICATORIA**

A quienes debo todo lo que soy, mis padres: Celina y Gustavo

## ÍNDICE DE CONTENIDOS

### Contenido

<b>RESUMEN</b>	<b>xx</b>
<b>INTRODUCCIÓN</b>	<b>xxii</b>
<b>1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA</b>	<b>1</b>
1.1. El craqueo térmico	1
1.1.1. Descripción de los procesos de craqueo térmico	1
1.1.1.1. Procesos previos	1
1.1.1.2. Clasificación de los procesos de craqueo térmico	2
1.1.2. Termodinámica del craqueo térmico	8
1.1.3. Cinética de las reacciones de craqueo térmico	10
1.1.4. Variables y factores del craqueo térmico	14
1.1.4.1. Temperatura, tiempo, presión y severidad	14
1.1.4.2. Rendimientos y enfriamiento	16
1.1.4.3. Estabilidad y compatibilidad	17
1.2. Criterios de diseño de ingeniería básica para sistemas de tuberías	19
1.2.1. Diseño de proyectos	19
1.2.2. Diagramas de ingeniería	21
1.2.3. Hidráulica y diseño de tuberías	22
1.2.3.1. Fundamentos del flujo de fluidos	22
1.2.3.2. Caídas de presión	24
1.2.3.3. Códigos y estándares para el diseño de tuberías	26
1.2.3.4. Parámetros de diseño	27
1.2.4. Control automático de procesos	30
1.2.5. Simulación digital de procesos	32
1.2.6. Evaluación económica de proyectos de ingeniería	34
<b>2. METODOLOGÍA</b>	<b>36</b>
2.1. Evaluación de la operación actual de la unidad de Viscorreducción 1	36
2.1.1. Descripción de la unidad de Viscorreducción 1 de la RE	36
2.1.1.1. Elaboración de la referencia de ubicación, diseño y operación de la unidad de Viscorreducción 1	36
2.1.1.2. Determinación de las condiciones de operación actuales de la unidad de Viscorreducción 1	36
2.1.1.3. Realización de cálculos de conversión y reducción de viscosidad	37
2.1.2. Caracterización de las corrientes de alimentación, productos y corrientes de reciclado de la unidad de Viscorreducción 1	38

2.2.	Determinación de las condiciones de presión y capacidad adecuadas para el mejoramiento de la operación de la unidad de Viscorreducción 1	38
2.2.1.	Simulación de procesos a las condiciones de diseño y condiciones de operación actuales	38
2.2.1.1.	Bases y consideraciones de la simulación	38
2.2.1.2.	Planteamiento del modelo	41
2.2.2.	Realización del balance de masa y energía	51
2.2.2.1.	Balance de masa	51
2.2.2.2.	Balance de energía	51
2.2.3.	Corridas de prueba del circuito del soaker bajo distintas condiciones controladas de presión	52
2.2.4.	Planteamiento de las opciones de modificación	53
2.3.	Diseño de las modificaciones factibles para el mejoramiento de la operación de la unidad de Viscorreducción 1	54
2.3.1.	Bases y consideraciones	54
2.3.2.	Planteamiento del modelo	55
2.3.3.	Elaboración del diagrama de flujo y del diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID) de las modificaciones	57
2.4.	Análisis económico de la operación de la unidad modificada	58
<b>3.</b>	<b>RESULTADOS Y DISCUSIÓN</b>	<b>60</b>
3.1.	Resultados de la evaluación de la operación actual de la unidad de Viscorreducción 1	60
3.1.1.	Descripción de la unidad de Viscorreducción 1 de la RE	60
3.1.2.	Resultados de las pruebas de caracterización de las corrientes de alimentación, productos y corrientes de reciclo de la unidad de Viscorreducción 1 de la RE	67
3.1.2.1.	Crudo carga	67
3.1.2.2.	Descarga del tambor de balance TV-V1	68
3.1.2.3.	Descarga del soaker TV-V13	70
3.1.2.4.	Gasolina estabilizada	72
3.1.2.5.	Destilado medio de la fraccionadora TV-V2	73
3.1.2.6.	Fondo de la fraccionadora TV-V2	75
3.1.2.7.	Atomizado pesado de TV-V5	76
3.1.2.8.	Fondo del despojador de residuo TV-V4	78
3.2.	Resultados de la simulación de procesos	79
3.2.1.	Condiciones de diseño	79
3.2.2.	Condiciones actuales	87
3.2.3.	Corridas de prueba bajo distintas condiciones controladas de presión en el soaker	92
3.2.3.1.	Propuestas de modificación	94



3.2.3.2. Resultados de la simulación al incluir la recirculación de atomizado pesado al tambor de balance TV-V1 y el retiro del exceso de destilado medio	97
3.3. Resultados del diseño de las modificaciones factibles para el mejoramiento de la operación de la unidad de Viscorreducción 1	103
3.3.1. Solución de los sistemas de tuberías modificadas para el atomizado pesado y el destilado medio	103
3.3.2. Diagrama de flujo y diagrama de tuberías e instrumentación de las modificaciones	112
3.4. Resultados del análisis económico de la operación de la unidad modificada	116
<b>4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES</b>	<b>120</b>
4.1. Conclusiones	120
4.2. Recomendaciones	122
<b>BIBLIOGRAFÍA</b>	<b>123</b>
<b>ANEXOS</b>	<b>129</b>

## ÍNDICE DE TABLAS

<b>Tabla 1.1.</b>	Efecto del factor de caracterización K UOP a una temperatura y tiempo dados sobre el rendimiento y características de los productos	17
<b>Tabla 2.1.</b>	Condiciones de operación de diseño de la unidad de Viscorreducción 1	39
<b>Tabla 3.1.</b>	Condiciones de operación de acuerdo con la capacidad	65
<b>Tabla 3.2.</b>	Resultados de conversión de la unidad de acuerdo con la capacidad con base en los datos históricos recientes	66
<b>Tabla 3.3.</b>	Resultados al azar de reducción de viscosidad tomados del Laboratorio de Control de Calidad de la RE	67
<b>Tabla 3.4.</b>	Resultados de pruebas de caracterización del crudo carga	68
<b>Tabla 3.5.</b>	Resultados de las pruebas de caracterización de la descarga del tambor de balance TV-V1	69
<b>Tabla 3.6.</b>	Resultados de las pruebas de caracterización de la descarga del soaker TV-V13	71
<b>Tabla 3.7.</b>	Resultados de las pruebas de caracterización de la gasolina estabilizada de TV-V6	72
<b>Tabla 3.8.</b>	Resultados de las pruebas de caracterización del destilado medio de la fraccionadora TV-V2	74
<b>Tabla 3.9.</b>	Resultados de las pruebas de caracterización de la descarga del fondo de la fraccionadora TV-V2	75
<b>Tabla 3.10.</b>	Resultados de las pruebas de caracterización del atomizado pesado del acumulador TV-V5	77
<b>Tabla 3.11.</b>	Resultados de las pruebas de caracterización de la descarga del fondo del despojador TV-V4	78
<b>Tabla 3.12.</b>	Resultados de la simulación las variables analizadas a las condiciones de diseño	81
<b>Tabla 3.13.</b>	Balance de masa de la unidad de Viscorreducción 1	86
<b>Tabla 3.14.</b>	Energía calculada suministrada por el horno	86
<b>Tabla 3.15.</b>	Balance de energía de la unidad de Viscorreducción 1	87

<b>Tabla 3.16.</b>	Valores de las variables de la operación actual y resultados de la simulación	88
<b>Tabla 3.17.</b>	Reducción de viscosidad para las corridas de prueba bajos distintas condiciones de presión en el soaker y a una capacidad determinada	94
<b>Tabla 3.18.</b>	Resultados de los ensayos de calidad para la mezcla destilado medio – diesel de crudo (90-10%V) y comparación con las normas para Diesel 2 y Diesel Premium.	97
<b>Tabla 3.19.</b>	Variación y desviación estándar de los rendimientos con la variación de la presión del soaker para una capacidad determinada	98
<b>Tabla 3.20.</b>	Variación porcentual promedio de los rendimientos y flujo incremental promedio de los productos de la unidad de Viscorreducción 1	101
<b>Tabla 3.21.</b>	Reducción de viscosidad para las corridas de prueba al utilizar las condiciones de modificación mediante la variación de la presión en el soaker y a una capacidad determinada	101
<b>Tabla 3.22.</b>	Conversión obtenida de los resultados de la simulación para las condiciones de diseño, condiciones actuales y las condiciones de modificación 1 y 2	102
<b>Tabla 3.23.</b>	Resultados del ensayo de punto de inflamación para el residuo y la mezcla residuo-destilado medio	103
<b>Tabla 3.24.</b>	Caracterización del atomizado pesado en el simulador Pipe Flow Expert 2007	106
<b>Tabla 3.25.</b>	Características de las tuberías para la modificación de atomizado pesado en el simulador Pipe Flow Expert 2007	106
<b>Tabla 3.26.</b>	Resultados de la simulación de las tuberías para la modificación de atomizado pesado en el simulador Pipe Flow Expert 2007	107
<b>Tabla 3.27.</b>	Detalle de los accesorios para la simulación de la modificación de atomizado pesado en el simulador Pipe Flow Expert 2007	108
<b>Tabla 3.28.</b>	Detalle de los nodos para la simulación de la modificación de atomizado pesado en el simulador Pipe Flow Expert 2007	109
<b>Tabla 3.29.</b>	Caracterización del destilado medio en el simulador Pipe Flow Expert 2007	109

<b>Tabla 3.30.</b>	Características de las tuberías para la modificación de destilado medio en el simulador Pipe Flow Expert 2007	109
<b>Tabla 3.31.</b>	Resultados de la simulación de las tuberías para la modificación de destilado medio en el simulador Pipe Flow Expert 2007	110
<b>Tabla 3.32.</b>	Detalle de los accesorios para la simulación de la modificación de destilado medio en el simulador Pipe Flow Expert 2007	111
<b>Tabla 3.33.</b>	Detalle de los nodos para la simulación de la modificación de destilado medio en el simulador Pipe Flow Expert 2007	112
<b>Tabla 3.34.</b>	Cotización de materiales para la modificación del circuito de atomizado pesado	116
<b>Tabla 3.35.</b>	Cotización de materiales para la modificación de la línea de destilado medio	116
<b>Tabla 3.36.</b>	Determinación de la inversión para la propuesta de modificación	117
<b>Tabla 3.37.</b>	Determinación del ingreso anual incremental obtenido de la operación de la unidad modificada	117
<b>Tabla 3.38.</b>	Flujo de caja incremental para el proyecto de modificación	118
<b>Tabla 3.39.</b>	Flujo de beneficios y costos totales en valor futuro y valor actual	119
<b>Tabla 3.40.</b>	Indicadores financieros de la evaluación de la propuesta de modificación	119
<b>Tabla AII.1.</b>	Instrumentación para la carga a la unidad de viscorreducción y tambor de balance TV-V1	145
<b>Tabla AII.2.</b>	Instrumentación para el horno TV-H1	145
<b>Tabla AII.3.</b>	Instrumentación para el soaker TV-V13	146
<b>Tabla AII.4.</b>	Instrumentación para la fraccionadora TV-V2	146
<b>Tabla AII.5.</b>	Instrumentación para el acumulador de bota TV-V3	147
<b>Tabla AII.6.</b>	Instrumentación para la estabilizadora de gasolina TV-V6	147
<b>Tabla AII.7.</b>	Instrumentación para el acumulador de bota TV-V7	147
<b>Tabla AII.8.</b>	Instrumentación para el despojador de residuo TV-V4	148
<b>Tabla AII.9.</b>	Instrumentación para el acumulador de bota TV-V5	148

<b>Tabla AII.10.</b>	Datos de operación de la unidad de Viscosreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011	149
<b>Tabla AIV.1.</b>	Condiciones de operación de la unidad de Viscosreducción 1 durante el muestreo	179
<b>Tabla AIV.2.</b>	Equipos y materiales utilizados de acuerdo al tipo de muestra para la determinación de la gravedad API	181
<b>Tabla AIV.3.</b>	Resultados de la conversión de la viscosidad cinemática a 100 °C	184
<b>Tabla AV.1.</b>	Especificaciones de la carga a la unidad para distintos tipos de crudo carga	196
<b>Tabla AV.2.</b>	Especificaciones de los productos a la salida del soaker para distintos tipos de crudo carga	197
<b>Tabla AVI.1.</b>	Detalle de las bombas instaladas en la unidad de Viscosreducción 1	212
<b>Tabla AVI.2.</b>	Detalle de los intercambiadores instalados en la unidad de Viscosreducción 1	215
<b>Tabla AVI.3.</b>	Detalle de los aerofriadores instalados en la unidad de Viscosreducción 1	217
<b>Tabla AVI.4.</b>	Detalle de la caldereta instalada en la unidad de Viscosreducción 1	219
<b>Tabla AVI.5.</b>	Detalle de los recipientes instalados en la unidad de Viscosreducción 1	220
<b>Tabla AVI.6.</b>	Detalle del horno instalado en la unidad de Viscosreducción 1	222
<b>Tabla AVII.1.</b>	Resultados de la simulación de la operación de viscosreducción en condiciones de diseño	223
<b>Tabla AVII.2.</b>	Resultados de la simulación de la operación de viscosreducción en condiciones actuales	224
<b>Tabla AVII.3.</b>	Resultados de la simulación de la operación de fraccionamiento en condiciones de diseño	226
<b>Tabla AVII.4.</b>	Resultados de la simulación de la operación de fraccionamiento a las condiciones actuales	227
<b>Tabla AVII.5.</b>	Resultados de la simulación de la operación de despojamiento a las condiciones de diseño	232

<b>Tabla AVII.6.</b> Resultados de la simulación de la operación de despojamiento a las condiciones actuales	233
<b>Tabla AVII.7.</b> Resultados de la simulación para la operación global de la unidad a condiciones de diseño	238
<b>Tabla AVII.8.</b> Resultados de la simulación para la operación global de la unidad con dos condiciones de modificación para la recirculación de atomizado pesado	239
<b>Tabla AVII.9.</b> Resultados de la simulación de la reducción de viscosidad a distintas capacidades	243
<b>Tabla AVIII.1.</b> Parámetros de operación máximos para las corrientes en exceso de destilado medio y atomizado pesado	245
<b>Tabla AVIII.2.</b> Valores de K para orificios en función del valor de $\beta$	249
<b>Tabla AIX.1.</b> Símbolo de acuerdo al tipo de fluido	251
<b>Tabla AIX.2.</b> Símbolo de acuerdo a la unidad de proceso	252
<b>Tabla AIX.3.</b> Símbolo de acuerdo a la presión de la línea	253
<b>Tabla AIX.4.</b> Símbolo de acuerdo al material	253
<b>Tabla AIX.5.</b> Símbolo de acuerdo al tipo de aislamiento	253

## ÍNDICE DE FIGURAS

<b>Figura 1.1.</b>	Diagrama de flujo de la viscorreductora tipo serpentín	3
<b>Figura 1.2.</b>	Diagrama de flujo de la viscorreductora tipo soaker	4
<b>Figura 1.3.</b>	Diagrama de flujo de la coquización retardada	6
<b>Figura 1.4.</b>	Diagrama de flujo de la coquización fluida	7
<b>Figura 1.5.</b>	Diagrama de flujo del proceso flexicoking	8
<b>Figura 1.6.</b>	Energía libre de formación de los hidrocarburos en función de la temperatura.	9
<b>Figura 1.7.</b>	Ciclo de un proyecto de diseño integrado	20
<b>Figura 1.8.</b>	Consideraciones para el diseño inicial de un sistema de tuberías	27
<b>Figura 1.9.</b>	Objetivos primarios de los esquemas de control de instrumentación	31
<b>Figura 2.1.</b>	Selección del paquete de fluidos en el simulador Hysys Refinery 1.1	43
<b>Figura 2.2.</b>	Ingreso de las características de los tubos del horno TV-H1 en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1	45
<b>Figura 2.3.</b>	Variables de operación del soaker TV-V13 en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1	45
<b>Figura 2.4.</b>	PFD de la operación de viscorreducción mediante la utilización de dos unidades en paralelo en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1	46
<b>Figura 2.5.</b>	PFD de la fraccionadora TV-V2 en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1	47
<b>Figura 2.6.</b>	Conexiones de las corrientes de la operación de fraccionamiento en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1	48
<b>Figura 2.7.</b>	Variables de la operación de fraccionamiento en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1	48
<b>Figura 2.8.</b>	Definición de los componentes clave pesado y clave ligero en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1	49
<b>Figura 2.9.</b>	PFD del despojador de fondos TV-V4 en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1	49

<b>Figura 2.10.</b>	PFD de la operación de despojamiento en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1	50
<b>Figura 2.11.</b>	Operaciones de recicló en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1	50
<b>Figura 2.12.</b>	Variación simultánea de la presión del soaker a través de la función de ajuste en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1	53
<b>Figura 2.13.</b>	Etapas de introducción de las características del destilado medio en la base de datos de fluidos en el simulador de tuberías Pipe Flow Expert 2007	55
<b>Figura 2.14.</b>	Determinación del punto de presión inicial con base en la presión de operación actual de las bombas en el simulador de tuberías Pipe Flow Expert 2007	56
<b>Figura 2.15.</b>	Etapas de selección del material y el diámetro de la tubería en el simulador de tuberías Pipe Flow Expert 2007	56
<b>Figura 2.16.</b>	Cuadros de dialogo para la etapa de ingreso de datos de la longitud de las tuberías y alturas de los nodos en el simulador de tuberías Pipe Flow Expert 2007	57
<b>Figura 2.17.</b>	Interface mostrada para la etapa de introducción de accesorios y válvulas en el simulador de tuberías Pipe Flow Expert 2007	57
<b>Figura 3.1.</b>	Tendencia de las condiciones de operación para la presión del soaker TV-V13 y los flujos de atomizado pesado y destilado medio	62
<b>Figura 3.2.</b>	Drenaje manual del atomizado pesado del acumulador TV-V5 al colector de hidrocarburo residual	63
<b>Figura 3.3.</b>	Tendencia de las condiciones de operación para la presión del soaker TV-V13 y las temperaturas de control a la salida del horno TV-H1 para una capacidad dada	64
<b>Figura 3.4.</b>	Interface de la unidad de Viscosidad 1 convergida en el simulador Hysys Refinery 1.1	80
<b>Figura 3.5.</b>	Rendimientos producidos en el horno-soaker a las condiciones de diseño con la alimentación de diseño.	83
<b>Figura 3.6.</b>	Rendimientos producidos en el horno-soaker a las condiciones de diseño con la alimentación actual	84



<b>Figura 3.7.</b>	Contenido de cortes en la alimentación para la alimentación de diseño y la alimentación actual	84
<b>Figura 3.8.</b>	Contenido de cortes en los productos para la alimentación de diseño y la alimentación actual	85
<b>Figura 3.9.</b>	Tendencias de las variables operativas y simuladas para una capacidad del 84% y presión de operación del soaker de $7,1 \text{ kg/cm}^2$	89
<b>Figura 3.10.</b>	Tendencias de las variables operativas y simuladas para una capacidad del 91% y presión de operación del soaker de $7,6 \text{ kg/cm}^2$	89
<b>Figura 3.11.</b>	Tendencias de las variables operativas y simuladas para una capacidad del 91% y presión de operación del soaker de $8,0 \text{ kg/cm}^2$	90
<b>Figura 3.12.</b>	Curvas de destilación ASTM D86 para el destilado medio de la fraccionadora TV-V2 realizados a partir de los datos de laboratorio y la simulación	91
<b>Figura 3.13.</b>	Curvas de destilación ASTM D86 para el atomizado pesado del acumulador TV-V5 realizados a partir de los datos de laboratorio y la simulación	91
<b>Figura 3.14.</b>	Efecto de la presión del soaker TV-V13 en la producción de destilado medio para distintas capacidades de operación	92
<b>Figura 3.15.</b>	Efecto de la presión el soaker TV-V13 en la producción de atomizado pesado para distintas capacidades de operación	93
<b>Figura 3.16.</b>	Curvas de destilación ASTM D86 para el diesel de Viscorreducción 2, destilado medio TV-V2, mezcla destilado medio/diesel de crudo (10:90) y corriente de alimentación a HDS	95
<b>Figura 3.17.</b>	Variación porcentual de los rendimientos para una operación al 100% de capacidad	99
<b>Figura 3.18.</b>	Variación porcentual de los rendimientos para una operación al 91% de capacidad	99
<b>Figura 3.19.</b>	Variación porcentual de los rendimientos para una operación al 80% de capacidad	100
<b>Figura 3.20.</b>	Variación porcentual de los rendimientos para una operación al 70% de capacidad	100

<b>Figura 3.21.</b>	Interface del modelo simulado de la recirculación de atomizado pesado al tambor de balance	104
<b>Figura 3.22.</b>	Interface del modelo simulado del desvío de destilado medio a la línea de fuel oil	105
<b>Figura AI.1.</b>	Plano esquemático general de la Viscosreductora 1 del sistema Insperion PKS	135
<b>Figura AI.2.</b>	Plano esquemático del sistema de despojamiento de residuo del sistema Insperion PKS	136
<b>Figura AI.3.</b>	Plano esquemático de la cabeza del despojador de residuo del sistema Insperion PKS	137
<b>Figura AI.4.</b>	Plano esquemático del fraccionamiento del sistema Insperion PKS	138
<b>Figura AI.5.</b>	Plano esquemático del soaker del sistema Insperion PKS	139
<b>Figura AI.6.</b>	Plano esquemático del sistema de carga a la Viscosreductora 1 del sistema Insperion PKS	140
<b>Figura AI.7.</b>	Plano esquemático del horno de la Viscosreductora 1 del sistema Insperion PKS (Proceso)	141
<b>Figura AI.8.</b>	Plano esquemático del horno de la Viscosreductora 1 del sistema Insperion PKS (Combustión)	142
<b>Figura AI.9.</b>	Plano esquemático de la circulación de carga de la Viscosreductora 1 del sistema Insperion PKS	143
<b>Figura AI.10.</b>	Plano esquemático de la estabilizadora de gasolina del sistema Insperion PKS	144
<b>Figura AIV.1.</b>	Factor de caracterización a partir de la viscosidad a 100 °F y la gravedad API	190
<b>Figura AIV.2.</b>	Factor de caracterización a partir de la viscosidad a 210 °F y la gravedad API	191
<b>Figura AIV.3.</b>	Punto de ebullición cúbico promedio a partir del punto de ebullición volumétrico promedio y la pendiente de la curva de destilación Engler	192
<b>Figura AIV.4.</b>	Factor de caracterización K UOP a partir de la gravedad específica y el punto de ebullición cúbico promedio	193

<b>Figura AIV.5.</b>	Esquema del soporte utilizado para las pruebas de estabilidad y compatibilidad	195
<b>Figura AV.1.</b>	Propiedades de los cortes para la caracterización de las corrientes	198
<b>Figura AV.2.</b>	Balance de materiales del manual de operación	199
<b>Figura AV.3.</b>	Balance de energía del manual de operación	204
<b>Figura AV.4.</b>	Ingreso de datos de laboratorio de la caracterización de cada corriente en el simulador Aspen Hysys 6.0	209
<b>Figura AV.5.</b>	Definición de las curvas de destilación a partir de la herramienta Utilidades (Utilities) del simulador Aspen Hysys 6.0	210
<b>Figura AV.6.</b>	Creación de componentes hipotéticos en el simulador Hysys Refinery 1.1	211
<b>Figura AVIII.1.</b>	Interface mostrada tuberías para las propiedades de la descarga de destilado medio de la bomba TV-P4 en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1	244
<b>Figura AVIII.2.</b>	Interface mostrada para la determinación de las propiedades frías (Cold properties) para la descarga de destilado medio de la bomba TV-P4 en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1	245
<b>Figura AVIII.3.</b>	Determinación de la altura hidrostática para la presión inicial en el simulador de tuberías para el sistema de atomizado pesado	248
<b>Figura AVIII.4.</b>	Creación de un accesorio que introduzca la pérdida de carga originada por la placa orificio	249
<b>Figura AIX.1.</b>	Esquema para identificación de líneas de tubería	250
<b>Figura AX.1.</b>	Resumen de resultados para la simulación de la recirculación de atomizado pesado al tambor de balance del simulador Pipe Flow Expert 2007	254
<b>Figura AX.2.</b>	Resumen de resultados para la simulación del desvío de destilado medio a la línea de fuel oil en el simulador Pipe Flow Expert 2007	254

## ÍNDICE DE ANEXOS

<b>ANEXO I</b> Descripción de la unidad	130
<b>ANEXO II</b> Condiciones de operación actuales	145
<b>ANEXO III</b> Cálculos de conversión y reducción de viscosidad	177
<b>ANEXO IV</b> Procedimientos para la caracterización de las corrientes	178
<b>ANEXO V</b> Procedimientos para el planteamiento del modelo del proceso de viscorreducción	196
<b>ANEXO VI</b> Datos de diseño de los equipos instalados en la unidad de Viscorreducción 1	212
<b>ANEXO VII</b> Compilación de resultados del simulador de procesos	223
<b>ANEXO VIII</b> Procedimientos para el planteamiento del modelo de tuberías	244
<b>ANEXO IX</b> Identificación de tuberías	250
<b>ANEXO X</b> Resultados de la simulación de tuberías	254

## GLOSARIO

**Asfaltenos:** Fracción de crudo insoluble en nafta y n-heptano caliente pero soluble en benceno caliente. Están formados por grandes macromoléculas de alto peso molecular que consisten en derivados de hidrocarburos polinucleares que contienen carbono, hidrógeno, azufre, nitrógeno, oxígeno y, por lo general, los tres metales pesados: níquel, hierro y vanadio.

**BFD:** Abreviación para diagrama de bloques (Block flow diagram).

**BPSD:** Abreviación para barriles por día corriente (Barrels per stream day).

**BS&W:** Abreviación para el contenido de agua, sales y sedimentos (basic sediment and water).

**Carbón Conradson:** Es una medición de la tendencia de un combustible a formar depósitos de carbón durante la combustión e indica la tendencia relativa a la formación de coque de un crudo pesado.

**Conversión:** Es una medida del grado de transformación de los reactantes suministrados al proceso. La conversión en viscorreducción se define como la producción de gas combustible y gasolina de viscorreducción expresada como un porcentaje de la alimentación.

**Coque:** Es carbón de petróleo con diferente grado de impurezas.

**Coquización:** Es un proceso de conversión severa, principalmente utilizado para reducir los residuos de petróleo de bajo valor al transformarlos en hidrocarburos livianos de mayor valor.

**Corrosión:** Proceso de desgaste, desintegración o destrucción gradual de los metales, aleaciones u otros materiales sólidos por ataque a su superficie efectuada por agentes químicos o electroquímicos, tales como los ácidos deri-

vados de agentes contaminantes de la atmósfera.

**Craqueo térmico:** Es uno de los procesos de conversión más antiguos para mejorar las fracciones pesadas a través del rompimiento molecular por la acción de altas temperaturas.

**Crudo reducido:** Crudo que ha pasado por al menos un proceso de destilación para separar los hidrocarburos más livianos.

**Cutter stock:** Derivado del petróleo utilizado para reducir la viscosidad de un residuo pesado mediante dilución.

**Destilado medio:** Término aplicado a los hidrocarburos ubicados en el rango medio de destilación de los productos de refinación. En el caso de este estudio, se refiere exclusivamente al destilado lateral de la fraccionadora TV-V2 de la unidad de Viscosreducción 1.

**Factor de caracterización K UOP:** Factor de caracterización de Nelson, Watson y Murphy: Es un valor que permite caracterizar un crudo o derivado de acuerdo a su composición química como base parafínica, mixta, nafténica o aromática de acuerdo a la relación H/C.

**Factor de seguridad:** Es un término que indica la capacidad estructural de un sistema hasta la carga máxima posible.

**Flujo de caja:** Informe financiero que muestra los ingresos y egresos de efectivo durante un período determinado.

**Fuel oil:** Se refiere a los destilados más pesados del proceso de refinación. Se utilizan como combustible para generadores y calderos.

**Gasóleo:** Producto refinado del petróleo cuya densidad es mayor que las de las gasolinas y querosinas, pero menor que la de los residuos; generalmente

comprende los hidrocarburos destilados entre 190 °C y 370 °C, cuyo rango de pesos específicos (20/4 °C) es de 0,820 a 0,890.

**Gravedad API:** Gravedad (masa por unidad de volumen) de derivados del petróleo medidos a través de la escala API.

**Incompatibilidad del fuel oil:** Formación de sedimentos, precipitados o formación de dos fases al mezclar dos líquidos lo cual puede provocar problemas significativos en el almacenamiento, transporte o refinación.

**Índice de cetano:** Medición empírica de la calidad de ignición. Se define como el porcentaje de volumen de cetano en una mezcla de cetano y metil naftaleno que tiene la misma calidad de ignición cuando se utiliza en un motor como combustible bajo prueba.

**Inestabilidad del fuel oil:** Se identifica a través de la formación de color, sedimentos, gomas, sólidos insolubles, lodos parafínicos o depósitos de asfalto en un único componente líquido dado principalmente por reacciones químicas como la oxidación.

**Isomerización:** Es el método utilizado en la refinación del petróleo para convertir un hidrocarburo de cadena alargada en uno de cadena ramificada o un hidrocarburo alicíclico en aromático, para utilizarlos en la producción de los combustibles de motor de alto octanaje.

**Lazo de control:** Conjunto de elementos que actúan para medir, evaluar y ajustar el valor de una variable del proceso. La información entregada por el sensor se utiliza para determinar el tipo de respuesta para manipular dispositivos de control.

**Mecanismo de reacción:** Es una descripción detallada de las fases que constituyen la transformación de reactivos en productos en una reacción química.

**Nafta:** Producto volátil e incoloro de la destilación de petróleo. Se utiliza como sol-

vente, fluido de limpieza y base de mezcla para producir gasolinas.

**P&ID:** Abreviación para diagrama de tuberías e instrumentación (Piping and instrumentation diagram)

**Paquete de fluidos:** Término utilizado en la simulación que se refiere al cálculo de las propiedades físicas, termodinámicas y de transporte, parámetros, coeficientes binarios y reacciones químicas para un conjunto de componentes.

**PFD:** Abreviación para diagrama de flujo de procesos (Process flow diagram).

**PFE:** Abreviación para punto final de la ebullición.

**PIE:** Abreviación para punto inicial de la ebullición.

**Pirolisis:** Es la transformación de un compuesto en una o más sustancias por medio del calor, sin que ocurra la oxidación.

**Quench:** Corriente de enfriamiento que se introduce en la descarga del soaker para detener las reacciones de craqueo térmico mediante la reducción de temperatura.

**Radical libre:** Es un intermediario químico de corta vida que no aparece en el producto final.

**Riser:** Sección vertical o casi vertical de una tubería.

**Servicio del fluido:** Término general que indica la aplicación de un sistema de tuberías al considerar la combinación de las propiedades del fluido y las condiciones de operación que establecen las bases para el diseño.

**Servicios auxiliares:** Sistemas de acondicionamiento de agua, calderas de generación de vapor de alta presión, torres de enfriamiento y suministro de ener-



gía y aire para complementar la operación en los procesos de refinación.

**Severidad:** Se refiere a la intensidad de las condiciones de presión, temperatura y tiempo de residencia de la operación de viscorreducción. La severidad de la operación define la conversión y las características de los productos.

**Soaker:** Recipiente o cámara en la cual se llevan a cabo las reacciones de craqueo térmico en el proceso de viscorreducción.

**Soportería:** Estructuras necesarias para el montaje e instalación de tuberías y equipos en el complejo de refinación.

**Viscosidad:** Medición de la fricción interna o resistencia a fluir de un hidrocarburo. El incremento de la temperatura del fluido disminuye la viscosidad por lo cual puede fluir con mayor facilidad. La viscosidad se mide en diferentes escalas como Redwood N<sup>o</sup> 1, grados Engler, Segundos Saybolt (Furol o Universal), etc.

## RESUMEN

El propósito de este trabajo fue diseñar una propuesta de mejoramiento de la operación de la unidad de Viscosreducción 1 de la Refinería Esmeraldas. Se evaluó la operación actual de la unidad mediante datos históricos recientes de flujos, temperaturas y presiones, ensayos de caracterización de las corrientes y simulación del proceso en el software HYSYS Refinery 1.1.

A través de los datos de operación de la unidad, se determinó que los rendimientos de atomizado pesado del despojador de residuo TV-V4 y de destilado medio de la fraccionadora TV-V2 aumentan al incrementarse la presión de operación del soaker TV-V13.

Con base en los resultados de laboratorio, se caracterizó al destilado medio como un hidrocarburo liviano, con un contenido de azufre inferior al 1% cuyo corte (132 °C – 329 °C) incluye fracciones de nafta y die sel. Por otra parte, el atomizado pesado se caracterizó como un hidrocarburo liviano cuyo corte (75 °C – 310 °C) contiene diesel, nafta y otros componentes más livianos.

Se determinó la influencia de la variación de la presión de operación del soaker TV-V13 en la producción de atomizado pesado y destilado medio para una capacidad fija a través de corridas de prueba en el simulador. Se encontró que los flujos incrementales de destilado medio oscilan entre 500 kg/h a 2 500 kg/h y para el atomizado pesado de 200 kg/h a 1 000 kg/h al variar, en distintos niveles, la presión del soaker entre 7 kg/cm<sup>2</sup> y 9 kg/cm<sup>2</sup> y la capacidad de operación entre 70% y 100%.

Las modificaciones propuestas correspondieron al desvío del flujo en exceso de destilado medio hacia la línea de fuel oil, lo cual implica una reducción en la utilización de cutter stock como diluyente, y a la recirculación del exceso de atomizado pesado al tambor de balance TV-V1 para su reprocesamiento. Se realizó una nueva simulación con la inclusión de las modificaciones y se obtuvo como resultado el incremento del rendimiento de fuel oil correspondiente a

1 000 000 kg/año (7 500 barriles/año) y 83 000 kg/año (750 barriles/año) de gasolina estabilizada aproximadamente. Mediante un diseño por simulación de los sistemas de tuberías en el software Pipe Flow 2007, se encontró que las dos modificaciones propuestas son viables. Se determinó que la propuesta de modificación es rentable a través de indicadores financieros TIR y VAN.

## INTRODUCCIÓN

El craqueo térmico constituyó uno de los primeros procesos de conversión de residuos dentro de una refinería de petróleo. Dada su importante posición dentro de los procesos de mejoramiento de residuos, mantiene su vigencia hasta la actualidad. Las variables que determinan el rendimiento de los productos y la conversión son: el tipo de carga, el tiempo de residencia, la temperatura y la presión. Este proceso se lleva a cabo para obtener gas, gasolina, diesel, gasóleos y fuel oil (Jones y Pujadó, 2006; Meyers, 2004).

La viscorreducción es una operación de craqueo térmico moderado cuyo objetivo principal es obtener un residuo de menor viscosidad que la carga. De esta manera se produce un fuel oil que cumple las especificaciones de calidad y se reduce el requerimiento de diluyentes. Así se incrementa la obtención de productos comercializables a partir de los residuos de procesos previos como la destilación atmosférica y al vacío (Speight, 2006).

En el Ecuador, la producción de fuel oil se ha incrementado conjuntamente con su demanda desde el año 1978 en el que inició la operación de la Refinería Esmeraldas con una capacidad de procesamiento de 55 000 barriles diarios. En los años 1987 y 1995, se realizaron las ampliaciones a 90 000 y 110 000 barriles diarios de procesamiento respectivamente (Galarza, 2009).

Los datos estadísticos de producción de fuel oil en la Refinería Esmeraldas muestran, desde el inicio de su operación, un solo rubro como fuel oil. A partir del año 1995 se registra fuel oil # 4 y fuel oil # 6 por separado, donde el último es el de mayor volumen producido. En el año 2000, se cambia la denominación de fuel oil # 6 a residuo. En el año 2006, se exporta el derivado como combustible mezcla, en donde se utiliza cutter stock como diluyente. La venta nacional de fuel oil y de residuo fue dirigida a actividades terrestres, marinas, industriales y de generación eléctrica donde el principal consumidor fue Termoesmeraldas. Según datos de las exportaciones de derivados en el año 2006, se tiene que el 87,5% en volumen corresponde al combustible mezcla (EP Petroecuador, 2006).

La Refinería Esmeraldas tiene dentro de su complejo industrial, en la unidad de No Catalíticas 1, una unidad de viscorreducción con una capacidad de procesamiento de diseño de 15 750 barriles diarios de residuo de vacío para obtener fuel oil, nafta y gas combustible, donde el primero de estos es el de mayor importancia (Badillo, 2010).

Actualmente, la unidad de Viscorreducción 1 presenta un problema operativo en la bomba TV-P3 que se utiliza para la descarga del residuo de viscorreducción. Esto impide la correcta evacuación del atomizado pesado, producto de cabeza del despojador de fondos TV-V4, por lo cual se produce una acumulación en el recipiente TV-V5. El exceso en la producción de atomizado pesado es evacuado mediante drenaje manual al colector de hidrocarburo residual (slop). Esta actividad representa una pérdida de hidrocarburo y un riesgo para el operador de la unidad dado que está expuesto a la inhalación de gas sulfhídrico.

A través de este estudio se pretende determinar las oportunidades de mejoramiento de la operación de la unidad de Viscorreducción 1 mediante el diseño de modificaciones factibles para que la refinería produzca con calidad y satisfaga al cliente nacional.

# **1. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA**

## **1.1. EL CRAQUEO TÉRMICO**

### **1.1.1. DESCRIPCIÓN DE LOS PROCESOS DE CRAQUEO TÉRMICO**

En el craqueo térmico se produce el rompimiento molecular, a través de la aplicación de altas temperaturas sin la utilización de catalizadores o químicos. De esta manera se obtienen cadenas cortas de hidrocarburos y fracciones de mayor valor como naftas y destilados medios (Speight, 2006; Jones y Pujadó, 2006).

La creciente demanda de hidrocarburos livianos, el desmejoramiento de la calidad del crudo, el incremento de los costos de los procesos de refinación y las normativas ambientales vigentes incentivan y exigen el mejoramiento de los procesos de conversión de residuos. Con la evolución de las tecnologías de craqueo térmico se consiguió mejorar los rendimientos de gasolina, diesel, gasóleos y fuel oil, así como también el octanaje de las gasolinas (Speight, 2006; UOP, 1982; Meyers, 2004; Schuetze y Hofmann, 1984; Elliot, 1992; Yusevich *et al.*, 2010; Schulman *et al.*, 1993).

#### **1.1.1.1. Procesos previos**

Los procesos de craqueo térmico a escala industrial datan del siglo XIX. El sometimiento de los residuos de la destilación a altas temperaturas (454 °C a 482 °C) y presiones (200 psi a 250 psi) y la posterior separación de los vapores y el residuo bituminoso dieron inicio a la Universal Oil Products Company a través del proceso Dubbs (Speight, 2006; UOP, 1982).

Un método exitoso para convertir fracciones pesadas a gasolina craqueada se realizó en 1912 a través del proceso Burton. Se empleó una destilación por lotes en un recipiente horizontal a 400 °C y de 75 psi a 100 psi (Speight, 2006).

El proceso Holmes-Manley utilizó cuatro cámaras de reacción con una temperatura aproximada de 426 °C para el craqueo de la carga. Los rendimientos obtenidos se encontraban alrededor del 65%. El proceso “tube-and-tank”, creado por la Standard Oil Company, utilizó presiones de operación bajas, lo cual permitía un mayor tiempo de residencia denominado “soaking” (Whitten y Whitten, 1990).

### **1.1.1.2. Clasificación de los procesos de craqueo térmico**

El tratamiento térmico de los residuos va desde moderado para reducción de la viscosidad hasta ultrapirolisis a altas temperaturas y tiempos de residencia cortos para una mejor conversión de los productos de cabeza. Es decir, la temperatura y el tiempo de residencia definen la clasificación de los procesos con base en la conversión de la carga y los productos que se obtienen (Speight, 2006; Jones y Pujadó, 2006; Reza *et al.*, 2011).

Los procesos de conversión térmica están diseñados para incrementar el rendimiento de productos de bajo punto de ebullición que pueden obtenerse del petróleo directa o indirectamente. Los procesos utilizados con mayor amplitud son la viscorreducción y la coquización (Speight, 2006; Jones y Pujadó, 2006).

#### **Viscorreducción**

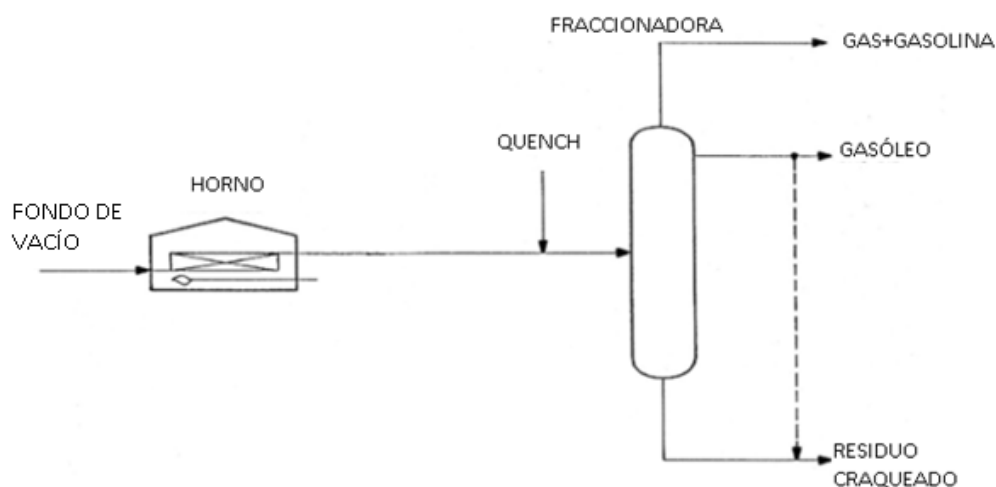
La operación de viscorreducción es un proceso de craqueo moderado de severidad relativamente baja. La configuración de este proceso es simple, barata y busca principalmente reducir la viscosidad y el punto de congelación del residuo. Además permite la reducción de la producción de fuel oil, el mejoramiento del rendimiento de gas y gasolina y la disminución de la utilización de diluyentes como el cutter stock (Rhoe y de Blignieres, 1979; Akkbar y Geelen, 1981; UOP, 1982; Schuetze y Hofmann, 1984).

La viscorreducción es un proceso flexible que presenta restricciones como la coquización del horno y la desestabilización del residuo, lo cual limita la severidad

de la operación. La producción de coque se debe a las altas temperaturas utilizadas en el proceso. El mejoramiento de los rendimientos de gas y gasolina, a través de un incremento de la severidad, puede provocar la producción de un fuel oil inestable que dificulta las operaciones de mezclado. Además, el proceso de viscorreducción produce grandes cantidades de productos poco comercializables y de bajo valor (Rhoe y de Blignieres, 1979; UOP, 1982; Schuetze y Hofmann, 1984; Reza *et al.*, 2011).

Comercialmente se cuenta con dos tipos de procesos de viscorreducción: tipo serpentín y tipo soaker o cámara.

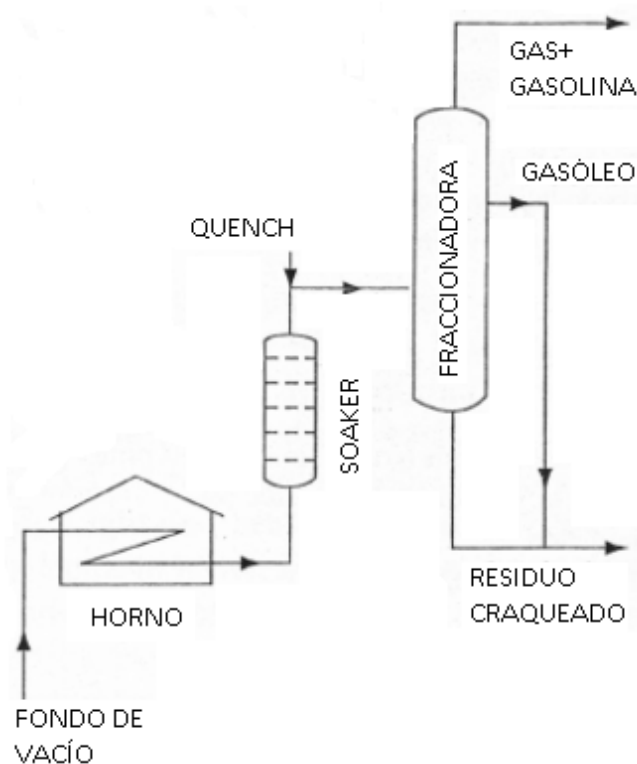
En la configuración tipo serpentín, que se muestra en la Figura 1.1, la totalidad de las reacciones se llevan a cabo en los tubos del horno. Este proceso se desarrolla a una alta temperatura y un corto tiempo de residencia. El diseño del horno contiene dos zonas que permiten tener un mejor control del suministro de calor. Además, el decoquizado en el horno es realizado con mayor facilidad mediante el uso de aire y vapor. Después del proceso de craqueo en el horno, la corriente de salida es enfriada y llevada a un fraccionador donde se realiza la separación para obtener gas y gasolina, gasóleos y residuos. Este proceso fue desarrollado por Foster Wheller y la UOP (Speight, 2006; Jones y Pujadó, 2006; Meyers, 2004; KBC Advanced Technologies, 2005).



**Figura 1.1.** Diagrama de flujo de la viscorreductora tipo serpentín  
(Jones y Pujadó, 2006)



El proceso de viscorreducción con soaker permite prolongar el tiempo de residencia y disminuir la temperatura de operación. Las reacciones de craqueo térmico se realizan inicialmente en el horno y la mayoría se llevan a cabo en el soaker. En este proceso, el objetivo principal es mantener una buena estabilidad del fuel oil mientras se convierte parte de la alimentación en residuo de menor viscosidad. La configuración tipo soaker de la Figura 1.2, permite una disminución de la energía requerida en el horno lo que implica una reducción del consumo de energía. Además, los ciclos de operación entre el decoquizado de la unidad son más largos. Sin embargo, las desventajas de este diseño son la dificultad para el decoquizado y la inhabilidad del proceso para ajustarse con facilidad a los cambios en la calidad de la carga. La licencia de este proceso pertenece a la compañía Shell (Speight, 2006; Jones y Pujadó, 2006; Meyers, 2004; Akbar y Geelen, 1981; KBC Advanced Technologies, 2005).



**Figura 1.2.** Diagrama de flujo de la viscorreductora tipo soaker  
(Speight, 2006)

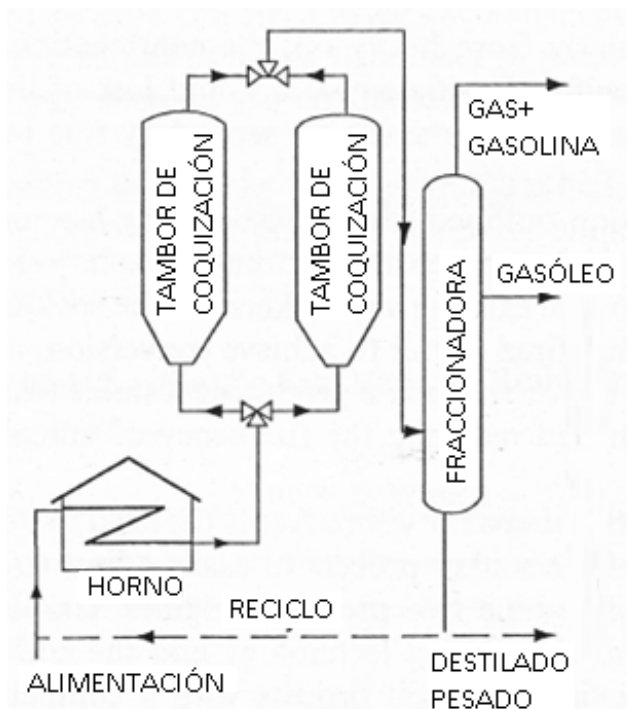
Los requerimientos energéticos del craqueo con soaker representan entre el 65% y el 70% de los necesarios cuando se realiza la operación de viscorreducción con la configuración tipo serpentín (Akbar y Geelen, 1981).

La mayor limitación de la viscorreducción y demás procesos térmicos es que los productos pueden ser inestables. El craqueo térmico a presiones bajas produce olefinas que tienden a realizar reacciones secundarias para formar gomas (Speight, 2006).

### **Coquización**

La coquización es el proceso de craqueo térmico más severo, en donde toda la alimentación, crudo reducido o residuo craqueado, es convertida en hidrocarburos livianos, nafta, destilado medio y coque sólido. No se obtiene un remanente de fuel oil. El coque puede ser utilizado en la manufactura de electrodos, producción de químicos y en la industria metalúrgica, por ello requiere remoción de azufre e impurezas metálicas (Speight, 2006; Jones y Pujadó, 2006).

En el proceso de coquización retardada, presentado en la Figura 1.3, la carga es alimentada a un horno que opera a temperaturas entre 480 °C a 515 °C. La descarga del horno ingresa a un tambor de coquización en el cual permanece un tiempo de reacción prolongado en la fase líquida para convertir la fracción de residuo de la carga a gases, destilados y coque. Los productos craqueados salen como una corriente de cabeza y el coque se deposita en la superficie interna de uno de los dos tambores de coquización. Cuando uno de los tambores se llena de coque, se procede a su remoción mediante la utilización chorros de agua a alta presión y el otro tambor es utilizado para mantener una operación continua. En los tambores de coquización, la temperatura se encuentra entre 415 °C a 450 °C y la presión entre 15 psi a 90 psi. Los rendimientos y la calidad de los productos varían de acuerdo a los tipos de carga. El proceso ofrece flexibilidad para manejar residuos muy pesados (Speight, 2006; Jones y Pujadó, 2006).



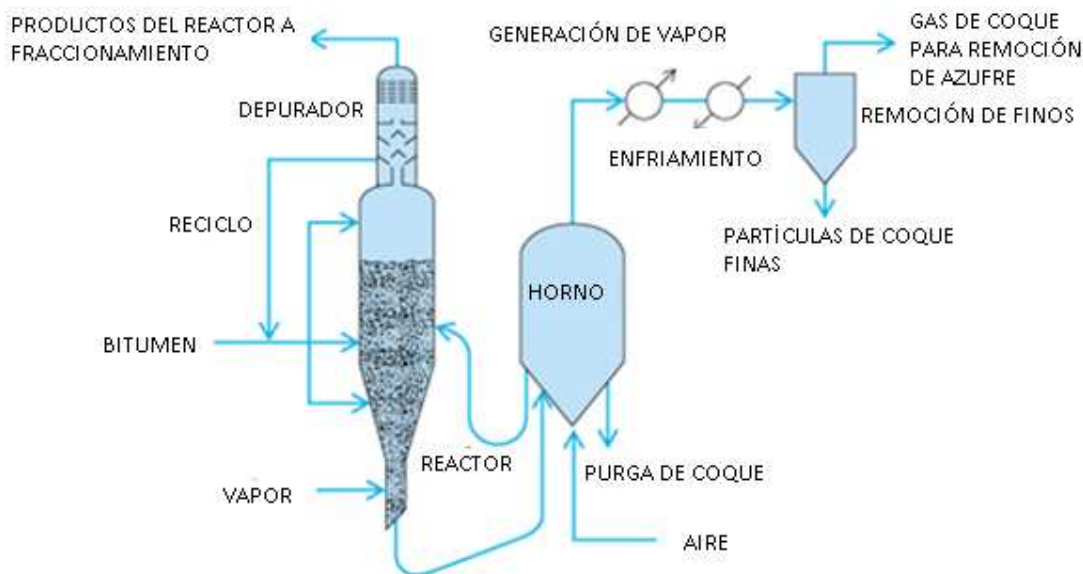
**Figura 1.3.** Diagrama de flujo de la coquización retardada  
(Speight, 2006)

La coquización fluida, que se muestra en la Figura 1.4, es un proceso continuo para convertir el residuo de vacío a grandes cantidades de productos líquidos de mayor valor y disminuir la producción de coque. La carga se descompone al rociarla en un lecho fluidizado de partículas de coque finas y calientes. Esto permite que las reacciones de coquización se produzcan a temperaturas altas (480 °C a 565 °C) y tiempos de contacto cortos (Speight, 2006).

En el reactor se encuentra un lecho fluidizado de partículas de coque en donde se deposita parte de la carga y el resto es vaporizado dado que la presión de operación es cercana a la atmosférica. El material de la superficie de las partículas se craquea y se vaporiza lo cual deja un residuo que se seca para formar coque. El vapor producido pasa a través de ciclones para remover el coque arrastrado y posteriormente se descarga en el fondo de un depurador. En el reactor, las partículas de coque fluyen hacia abajo a través de un recipiente en una zona de despojamiento al fondo.

El vapor de fluidización desplaza los vapores del producto de las partículas y el coque fluye en un riser que llega al horno. La temperatura promedio del horno es

de 590 °C a 650 °C y se añade aire para mantener la temperatura al quemar parte del coque. La utilización de un lecho fluidizado reduce el tiempo de residencia de los productos en fase vapor en comparación con la coquización retardada. La desventaja de quemar el coque para generar el calor del proceso es que el azufre del coque se libera como dióxido de azufre (Speight, 2006; Jones y Pujadó, 2006).

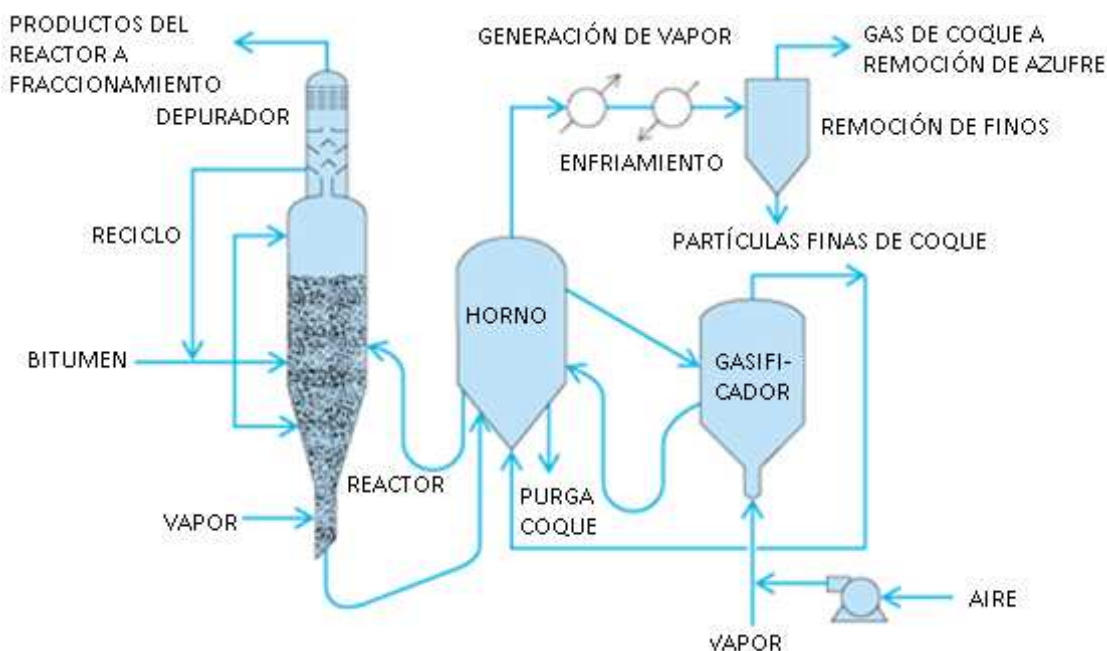


**Figura 1.4.** Diagrama de flujo de la coquización fluida (Speight, 1999)

Flexicoking es un proceso proveniente de la coquización fluida y utiliza la misma configuración e incluye una zona de gasificación en donde el exceso de coque puede ser gasificado para producir gas de bajo poder calorífico. El esquema se muestra en la Figura 1.5.

El aire es suministrado al gasificador para mantener las temperaturas de 830 °C a 1 000 °C pero es insuficiente para quemar todo el coque. Bajo estas condiciones, el azufre es convertido a sulfuro de hidrógeno que puede ser depurado, así como también los metales pesados. El horno es localizado entre el reactor y el gasificador para transferir calor entre los dos recipientes. Los rendimientos de los productos líquidos del proceso de flexicoking son los mismos que en la unidad de coquización fluida, porque el reactor de coquizado es inalterado. El proceso flexicoking es licenciado por la Exxon Research and Engineering Company. La mayor desventaja de la gasificación es el requerimiento de un gran reactor

adicional especialmente si se requiere una alta conversión del coque. Las unidades son diseñadas para gasificar del 60% al 97% del coque del reactor (Speight, 2006; Jones y Pujadó, 2006).



**Figura 1.5.** Diagrama de flujo del proceso flexicoking (Speight, 1999)

### 1.1.2. TERMODINÁMICA DEL CRAQUEO TÉRMICO

La termodinámica permite evaluar las transformaciones de los hidrocarburos al determinar la factibilidad de la realización espontánea de la reacción, el grado máximo de transformación y la concentración de equilibrio de los productos. La propiedad termodinámica que permite predecir la espontaneidad del proceso se define por la variación de la energía libre de Gibbs  $\Delta G$  que debe ser menor a cero (Bogomólov *et al.*, 1984).

En el diagrama de la variación de la energía libre de Gibbs en función de la temperatura de la Figura 1.6 se encuentra que la estabilidad termodinámica de los hidrocarburos disminuye con la elevación de la temperatura. Esto permite establecer que para transformar alcanos en alquenos es suficiente un calentamiento a altas temperaturas. Por otro lado, los alquenos a cualquier

temperatura son inestables frente a las reacciones secundarias por lo que estos compuestos dan paso a reacciones de polimerización incluso a temperaturas relativamente bajas. Como consecuencia, el equilibrio termodinámico del sistema se desplaza con el tiempo en el sentido de la formación de hidrógeno, metano, resinas y coque (Bogomólov *et al.*, 1984).

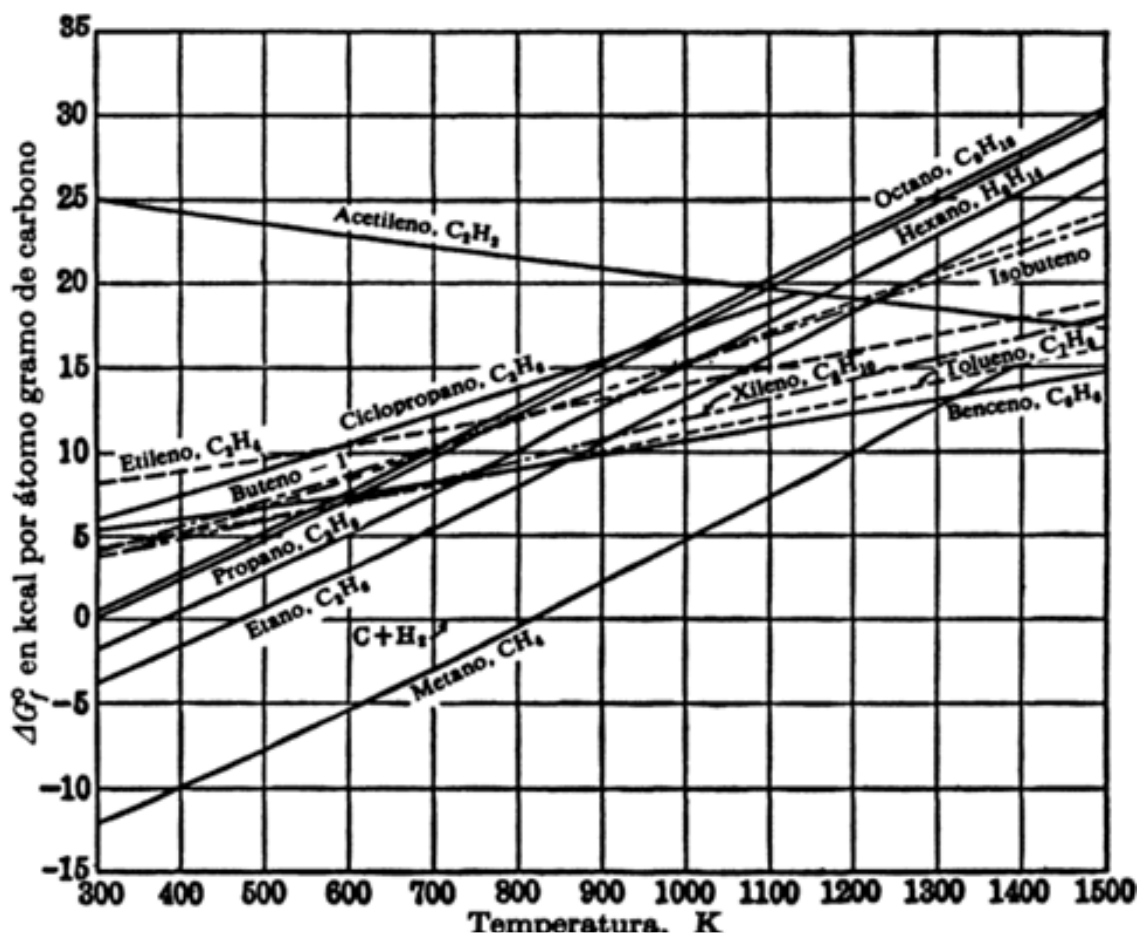


Figura 1.6. Energía libre de formación de los hidrocarburos en función de la temperatura. (Hougen *et al.*, 1982)

Las reacciones térmicas en fase líquida de los hidrocarburos y derivados del petróleo presentan un mayor rendimiento en productos de composición y menor en productos de descomposición. El tiempo es un factor determinante para la conversión en los procesos que se realizan a altas temperaturas, en donde las leyes cinéticas cumplen un papel prioritario frente a las leyes termodinámicas (Bogomólov *et al.*, 1984).

El craqueo térmico es un proceso endotérmico mediante el cual las cadenas de

hidrocarburos se rompen por efecto de la temperatura. El núcleo del proceso es el horno que entrega la energía necesaria para elevar la temperatura. Por efecto de las reacciones endotérmicas que se llevan a cabo en el reactor, la temperatura de la corriente decrece en su recorrido. El proceso se integra con operaciones complementarias para la separación de los productos (Vezirov *et al.*, 2010; Abghari *et al.*, 2008).

### 1.1.3. CINÉTICA DE LAS REACCIONES DE CRAQUEO TÉRMICO

Se han planteado diversos modelos para representar la cinética de las reacciones de craqueo. Inicialmente se considera el modelo de reacciones de primer orden hasta llegar a modelos más complejos que utilizan entre tres y diez pseudo-componentes. Las reacciones de craqueo térmico pueden definirse por una ecuación de primer orden puesto que resulta bastante complejo describir matemáticamente el conjunto de reacciones que se llevan a cabo (Castellanos *et al.*, 1991; Yablokov *et al.*, 2010).

La reacción de viscorreducción en general se describe como una reacción de primer orden cuando la descomposición es limitada a operaciones de craqueo convencional a una baja conversión. La cinética de la reacción en cadena del craqueo se ve influenciada por el producto de las reacciones intermedias (Yablokov *et al.*, 2010; Bogomólov *et al.*, 1984).

A través de la ecuación de Arrhenius [1.1], se relaciona la constante de velocidad de reacción con la temperatura.

$$\ln k = -\frac{E_a}{RT} + C \quad [1.1]$$

El grado de conversión se determina a través de la ecuación [1.2].

$$k = \frac{1}{t} \ln \frac{100}{100 - x} \quad [1.2]$$

Donde:

$k$ : constante de velocidad de reacción,  $s^{-1}$

$R$ : constante universal de los gases,  $J/K \cdot kgmol$

$T$ : temperatura absoluta, K

$E_a$ : energía de activación,  $J/kgmol$

$C$ : constante de Arrhenius

$x$ : grado de conversión

$t$ : tiempo de contacto, s

La velocidad de reacción del craqueo térmico está definida por la tasa de producción de material con un rango de ebullición menor que el inicial de la carga. Dentro de ciertos límites se ha encontrado que la presión no afecta la velocidad de reacción. La constante de la velocidad de reacción inicial se puede correlacionar con el punto de ebullición de la carga y su factor de caracterización K UOP (UOP, 1982).

La fuerza motora para lograr los procesos de craqueo es la activación térmica en el rango de temperaturas aplicado. La energía de activación es menor para moléculas grandes y mayor para moléculas pequeñas. Además, se considera que los componentes saturados usualmente tienen un menor peso molecular que los insaturados. La energía de activación de la reacción de iniciación de la cadena está determinada por la energía del enlace C-C en el hidrocarburo. Esto conduce a una relativa diferencia entre las tasas de craqueo de hidrocarburos C15 y C30 a bajas temperaturas (soaker) o altas temperaturas (horno) (Yang *et al.*, 1999; Akbar y Geelen, 1981; Castellanos *et al.*, 1991).

La descomposición térmica que se produce en la transición de baja a alta temperatura se relaciona con el cambio de fase de los componentes. En el rango de baja temperatura, las reacciones se realizan en fase líquida y, en el rango de alta temperatura, dominan las reacciones en fase gaseosa. Dado que la reacción de viscorreducción es endotérmica y que la reacción se lleva a cabo a altas temperaturas el calor debe ser transferido a través de los pasos del horno (Yablokov *et al.*, 2010; Rhoe y de Blijnieres, 1979).



Para el diseño del horno se debe considerar no solamente los principios de transferencia de calor sino también la cinética y mecanismos de reacción de craqueo. Altas temperaturas en tiempos de calentamiento cortos requieren altas tasas de transferencia de calor en el horno, en donde las paredes metálicas de los tubos incrementarán su temperatura y consecuentemente la producción de coque (UOP, 1982; Rhoe y de Blignieres, 1979).

Cada tubo del horno del proceso de viscorreducción se modela como un reactor de flujo pistón y el soaker se describe como un reactor de columna de burbujeo. La mayor desventaja de este tipo de reactor consiste en que la fase líquida se mezcla hacia atrás por la alta velocidad que tienen las burbujas de gas. Este comportamiento produce un sobre craqueo en la fase líquida lo cual puede producir un residuo inestable. Sin embargo, para el modelado del soaker se utiliza una aproximación del flujo como tipo pistón. Si el flujo de gas es turbulento, se asume que no existe mezcla en la dirección del flujo, que todas las moléculas tienen el mismo tiempo de residencia, que las concentraciones varían únicamente a lo largo del reactor tubular y que no se presentan gradientes radiales de concentración, temperatura o velocidad de reacción (Reza *et al.*, 2011; Tandon *et al.*, 2010; Dong, 2000; Fogler, 2008).

El craqueo térmico se lleva a cabo a través del mecanismo basado en las reacciones en cadena dadas por los radicales libres, los cuales pueden reaccionar de acuerdo al tamaño y ambiente al que estén sometidos. Por ejemplo, pueden reaccionar con otros hidrocarburos, descomponerse en olefinas, combinarse con otros radicales o reaccionar con superficies metálicas. El conocimiento del mecanismo de las reacciones de craqueo térmico es fundamental para predecir el comportamiento del reactor (Abghari *et al.*, 2008; Yang *et al.*, 1999; UOP, 1982; Speight, 2006; Castellanos *et al.*, 1991).

El mecanismo de las reacciones de craqueo térmico se descompone en:

**Iniciación de la cadena:**

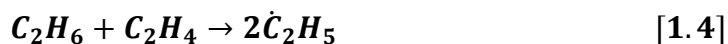
- La descomposición de los hidrocarburos en radicales se efectúa por la ruptura

del enlace C-C. La ruptura del enlace C-H es menos común puesto que requiere mayor energía.

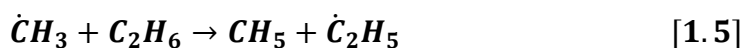
- En los alcanos normales de cadena larga, la energía de ruptura requerida por los enlaces C-C y C-H disminuye a medida que se acerca hacia el centro de la cadena. Es por ello que, a una temperatura moderada, los enlaces que se romperán serán los que se encuentran más hacia el centro, es decir los más débiles. Para romper los enlaces que se encuentran en los extremos se debe utilizar una mayor temperatura.
- Los enlaces C-C son menos resistentes en los cicloalcanos que en los alcanos normales.
- En los alquenos, los enlaces C-C y C-H del carbono con el doble enlace son más resistentes que en los alcanos. Por esta razón se requerirá una mayor energía para su ruptura.
- En los compuestos aromáticos, los enlaces C-C y los enlaces C-H de las cadenas alquílicas unidas a los anillos aromáticos son más resistentes que los correspondientes enlaces en los alcanos. Por otro lado los enlaces conjugados del anillo aromático resultan debilitados (Bogomólov *et al.*, 1984).

**Desarrollo de la cadena:** La alta reactividad de los radicales, dada por su naturaleza química al ser especies no saturadas, facilita el desarrollo de diversas reacciones entre las que se pueden diferenciar las que se citan a continuación con las ecuaciones [1.3] a [1.8] (Bogomólov *et al.*, 1984).

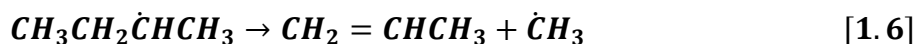
- Disociación mono y bimolecular de las moléculas en dos radicales libres



- Sustitución



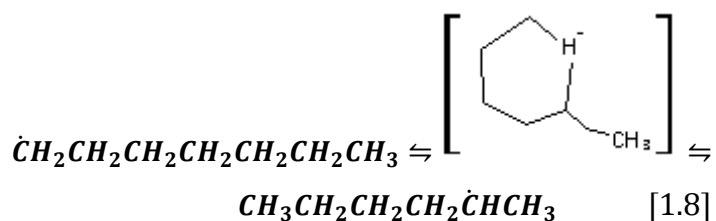
- Descomposición de los radicales para formar moléculas no saturadas y radicales libres nuevos



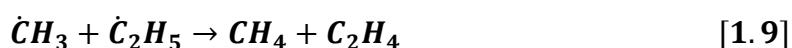
- Adición de los radicales por el enlace múltiple



- Isomerización de los radicales libres al pasar por un estado cíclico transitorio



**Ruptura de la cadena:** Es la fase final del proceso de descomposición térmica en donde se realiza la recombinación de los radicales como lo muestra la ecuación [1.9] (Bogomólov *et al.*, 1984).



## 1.1.4. VARIABLES Y FACTORES DEL CRAQUEO TÉRMICO

### 1.1.4.1. Temperatura, tiempo, presión y severidad

En el proceso de craqueo térmico se deben evaluar simultáneamente la entrada de calor, los cambios de temperatura, el calor de reacción, los cambios de presión, los cambios en la conversión y el cambio del volumen específico donde cada uno es interdependiente (UOP, 1982).

Las variables que influyen en la reacción de craqueo térmico son: la temperatura, el tiempo de residencia y la velocidad de reacción.

La temperatura requerida para las reacciones es controlada por la tasa de energía suministrada por el horno, y el tiempo de residencia depende del flujo volumétrico total que incluye la carga alimentada, sus características y el vapor inyectado. La velocidad de reacción a temperaturas elevadas es más alta que a temperaturas bajas y el tiempo requerido es menor. Además, un aumento en la relación de vapor en la carga de alimentación puede disminuir el rendimiento de los productos secundarios (UOP, 1982; Abghari *et al.*, 2008; Akbar y Geelen, 1981).

La disminución de la presión incrementa la producción de gas. Un factor que conduce a la selectividad de los rendimientos en favor de los productos en el rango del gasóleo es el tiempo de residencia del vapor en la zona de craqueo del soaker. En el horno de craqueo, la fase vapor tiene un tiempo de residencia en la zona de craqueo de 1/2 a 1/5 del tiempo de la fase líquida que contiene la carga a viscorreducción. En el soaker, el tiempo de residencia de la fase de vapor es 1/10 del tiempo de la fase líquida, por lo que el craqueo de la fase de vapor de los productos es más bajo (UOP, 1982; Abghari *et al.*, 2008; Akbar y Geelen, 1981).

Altas temperaturas implican un aumento en la severidad del craqueo. La severidad de la operación define la conversión y las características de los productos por lo que usualmente se la correlaciona con la reducción de viscosidad, la producción de fuel oil y el incremento en la gravedad específica (Akbar y Geelen, 1981; Speight, 2006).

El límite de severidad aplicado debe ser analizado en función de los objetivos de la viscorreducción, dado que el residuo viscorreducido puede ser inestable. Por otro lado, la elevación de la temperatura para aumentar la severidad del proceso conlleva a un incremento de los costos de los servicios auxiliares por el mayor consumo de vapor y de combustible para el horno (Akbar y Geelen, 1981; Rhoe y de Blignieres, 1979; UOP, 1982).

De acuerdo al tipo de carga, la severidad de operación y el diseño de la unidad, la coquización del horno y la estabilidad del residuo limitan la severidad de la operación en viscorreducción. La tasa de formación de coque tiene relación directamente proporcional con la temperatura de salida del horno. El punto en el cual la reversión de la viscosidad ocurre, difiere de acuerdo al tipo de carga suministrada al proceso. Este comportamiento puede provocar la inestabilidad del fuel oil (1979; UOP, 1982; Meyers, 2004; Abghari *et al.*, 2008).

#### **1.1.4.2. Rendimientos y enfriamiento**

La temperatura y el tiempo de residencia deben ser ajustados para obtener los rendimientos deseados. Un incremento en la temperatura, para un tiempo determinado, incrementa los rendimientos de la operación de viscorreducción. Sin embargo, el rendimiento decrece cuando la carga es sometida a un excesivo tiempo de residencia (UOP, 1982).

Al incrementar el tiempo, la concentración de componentes insaturados reactivos se aumenta y promueven la realización de reacciones de polimerización. Esta reacción de combinación utiliza el material que se ha formado por la descomposición por lo cual el rendimiento de gasolina disminuye. El craqueo con soaker, al operar a menores temperaturas, presenta un rendimiento de gas y gasolina ligeramente más bajo que el craqueo con horno únicamente (Akbar y Geelen, 1981; Rhoe y de Blignieres, 1979).

El rendimiento en viscorreducción es importante dado que los rendimientos y la reducción de viscosidad establecen la economía del proyecto. Los rendimientos son una función de la conversión y son afectados muy poco por el tipo de alimentación utilizada. El exceso en el rendimiento del gasóleo liviano es función de la viscosidad de la alimentación (Akbar y Geelen, 1981; Rhoe y de Blignieres, 1979; Vezirov *et al.*, 2010).

El factor de caracterización K UOP de la carga es determinante para predecir los rendimientos y características de los productos como se muestra en la Tabla 1.1 a continuación (UOP, 1982).

**Tabla 1.1.** Efecto del factor de caracterización K UOP a una temperatura y tiempo dados sobre el rendimiento y características de los productos

<b>Factor K UOP</b>	<b>Viscorreducción</b>	<b>Rendimiento de gas y gasolina</b>	<b>Viscosidad del residuo</b>	<b>BS&amp;W</b>
Bajo	Fácil	Alto	Baja	Bajo
Alto	Difícil	Bajo	Alta	Alto

(UOP, 1982)

La tasa de enfriamiento (quenching) es necesaria en las altas temperaturas de viscorreducción para parar las reacciones a la conversión deseada y prevenir la formación de coque en la línea o en la columna de flasheo. Por otro lado, el exceso de la corriente de enfriamiento puede conducir a un arrastre de los hidrocarburos livianos en el residuo de la columna de flasheo. Un enfriamiento con residuo permite obtener una eficiencia térmica máxima dado que el calor puede ser recuperado al máximo nivel posible, lo que permite una reducción en el diámetro de la columna de fraccionamiento (Rhoe y de Bignieres, 1979; UOP 1982).

#### **1.1.4.3 Estabilidad y compatibilidad**

Los fenómenos de compatibilidad y estabilidad de los hidrocarburos han sido ampliamente estudiados, sin embargo, no se han definido con claridad las reacciones que contribuyen a la ocurrencia de los mismos (Speight, 2006).

La incompatibilidad se refiere a la formación de sedimentos, precipitados o formación de dos fases al mezclar dos líquidos. Estos pueden acumularse y taponar componentes como líneas de tubería, intercambiadores de calor o contribuir con la acumulación de sedimentos en tanques lo que provoca problemas en el almacenamiento, transporte o refinación (Speight, 2006; Rand, 2009).

La inestabilidad se identifica a través de la formación de color, sedimentos, gomas, sólidos insolubles, lodos parafínicos o depósitos de asfalto en un único componente líquido dado principalmente por reacciones como la oxidación (Speight, 2006; Rand, 2009).

En general, la incompatibilidad e inestabilidad se puede atribuir a la presencia de componentes heteroatómicos como compuestos oxigenados, nitrogenados, de azufre, agua y otros contaminantes así como también el nivel de insaturación del combustible. Además se deben tomar en cuenta aspectos físicos como las diferencias entre las fuerzas de atracción (Speight, 2006).

La mayoría de los problemas de incompatibilidad ocurren al mezclar combustibles de distinto origen o que provengan de procesos diferentes. Entre los factores que pueden causar un efecto sobre la compatibilidad de una mezcla se debe citar el diluyente utilizado, el tiempo de almacenamiento, la temperatura y el ambiente al cual se encuentra expuesta la mezcla. La incompatibilidad es difícil de predecir y sólo se puede reconocer una vez que se ha ocurrido (Rand, 2009; Holmes y Bullin 1983; Martin, 1984).

La estabilidad del residuo es el parámetro que limita la operación de viscorreducción y define el nivel de severidad del proceso. Para los dos tipos de viscorreductoras, mientras el craqueo se lleva a cabo, las propiedades de estabilidad del producto se deterioran (Meyers, 2004; Akbar y Geelen, 1981).

La producción de un residuo estable es favorecida por tiempos de reacción cortos, mientras que un alto nivel de severidad o conversión inducen a la inestabilidad del fuel oil. A una conversión dada, las condiciones de proceso que favorecen la estabilidad del residuo de viscorreducción contradicen las condiciones que favorecen ciclos de operación más largos entre el decoquizado del horno (Speight, 2006; UOP, 1982; Rhoe y de Bignieres, 1979).

Existen varios métodos que permiten estimar la estabilidad y compatibilidad de los combustibles:

- Prueba de la mancha (ASTM D2781, ASTM D4740)
- Prueba de la estabilidad térmica (ASTM D873, ASTM D3241)
- Formación de lodos existente y potencial (ASTM D4870)
- Contenido de asfaltenos (ASTM D3729)
- Tasa de incremento de la viscosidad (ASTM D445)
- Color (ASTM D1500)

Existen índices de caracterización que muestran la tendencia de estabilidad o inestabilidad de un producto de petróleo (Speight, 2006).

Por otra parte, los asfaltenos son compuestos orgánicos de alto peso molecular, alta polaridad y con la mayor proporción carbono-hidrógeno que se encuentran aglomerados por fuerzas físicas y pueden ser precipitados de un residuo mediante solventes parafínicos. Su composición normalmente incluye una alta cantidad de azufre, nitrógeno y metales. Una carga con un alto contenido de asfaltenos resultará en una baja conversión para mantener un fuel oil estable (Speight, 2006; Rand, 2009; Meyers, 2004).

## **1.2. CRITERIOS DE DISEÑO DE INGENIERÍA BÁSICA PARA SISTEMAS DE TUBERÍAS**

### **1.2.1. DISEÑO DE PROYECTOS**

El diseño de procesos busca el cumplimiento de objetivos a través de ideas plausibles. Se consideran las limitaciones internas y externas al proceso a través de la ingeniería preliminar en la que se incluyen los estudios de factibilidad económica. Las etapas del desarrollo del diseño comprenden el planteamiento del objetivo, recolección de datos, generación, selección y evaluación de posibles

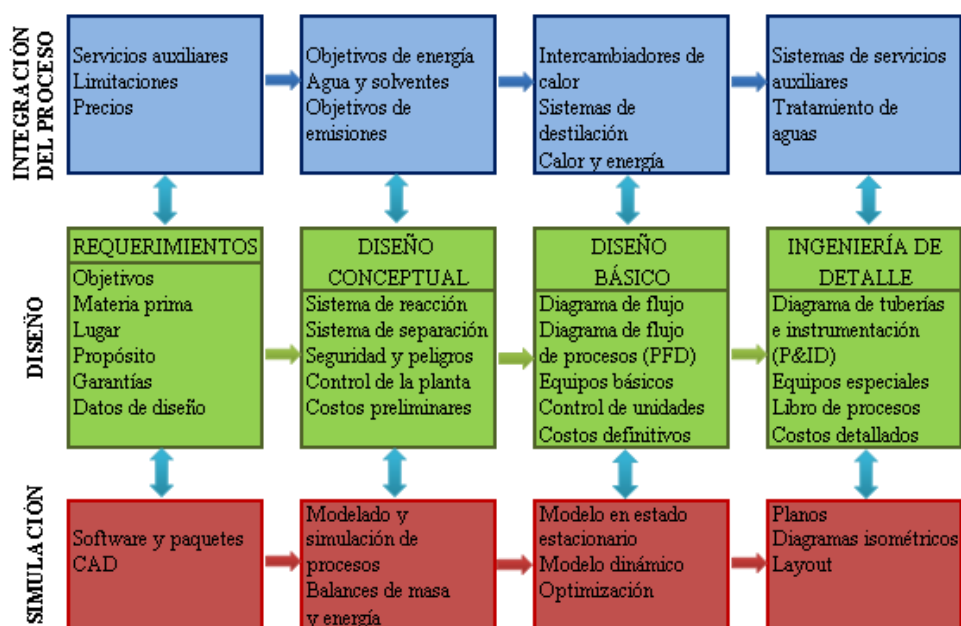


diseños y diseño final. El desarrollo del proceso incluye los estudios experimentales a escala de laboratorio y piloto (Sinnott, 2006; Del Río, 2003).

Los proyectos de ingeniería química se dividen en tres tipos de acuerdo a las innovaciones involucradas como (Sinnott, 2006):

- Modificaciones y aumentos a una planta existente
- Incremento de capacidad para suplir la demanda
- Nuevos procesos

En la Figura 1.7 se muestra el ciclo de un proyecto de diseño integrado. El diseño sistémico se realiza previo al diseño de detalle. El desarrollo de un proyecto de diseño puede descomponerse en cuatro fases principales: requerimientos, diseño conceptual, diseño básico e ingeniería de detalle. La simulación de procesos se refiere básicamente al balance de materiales y energía (Dimian, 2003).



**Figura 1.7.** Ciclo de un proyecto de diseño integrado (Dimian, 2003)

En la etapa de diseño conceptual del proceso se toman decisiones acerca de la química deseada y de las operaciones unitarias necesarias, su secuencia y la relación del proceso con otras unidades. Además, se definen los elementos básicos de un proceso: diagramas de flujo, balances de materiales y energía,

especificaciones y desempeño de los equipos, consumo de elementos auxiliares, seguridad y desempeño ambiental así como la eficiencia económica. Posteriormente se puede iniciar la recopilación de datos de ingeniería como rendimientos, generación de subproductos o eficiencia. El diseño conceptual tiene énfasis en el comportamiento de un proceso como sistema y no en el dimensionamiento de cada uno de los equipos (Del Río, 2003; Dimian, 2003).

### **1.2.2. DIAGRAMAS DE INGENIERÍA**

#### **Diagrama de bloques (BFD)**

Es la forma más simple de representación de un proceso en donde cada bloque representa una pieza de un equipo o una etapa completa del mismo. El diagrama de bloques permite establecer de forma preliminar los conceptos básicos del proceso sin profundizar en detalles (Towler y Sinnott, 2008; Ludwig, 1999).

La información que se debe mostrar en un diagrama de bloques es:

- Secuencia de los procesos y conexiones principales
- Composición de la corriente
- Tasa de flujo total
- Temperatura
- Presión de operación nominal
- Entalpía de la corriente
- Composición molar en porcentaje o en tasas de flujo
- Datos de propiedades físicas

#### **Diagrama de flujo del proceso (PFD)**

El diagrama de flujo del proceso muestra la disposición de los equipos principales y su interconexión. Se utiliza para presentar los balances de energía y materiales en el proceso. Indica flujos, temperaturas y presiones para cada uno de los equipos u operaciones. Generalmente incluye los servicios auxiliares y sirve como base para preparar los diagramas de tuberías e instrumentación (Towler y Sinnott, 2008; Ludwig, 1999; Bausbacher y Hunt, 1993).

### **Diagrama de tuberías e instrumentación (P&ID)**

También se lo llama diagrama de flujo de ingeniería, diagrama de flujo de tuberías o diagrama de flujo mecánico. Se utiliza para presentar en forma detallada las características de las tuberías, disposición de los equipos de proceso, bombas, conexiones eléctricas, instrumentación, válvulas, aislamientos, requerimientos de trazado de calor y otros equipos auxiliares (Towler y Sinnott, 2008; Ludwig, 1999; Bausbacher y Hunt, 1993).

El diagrama de tuberías e instrumentación debe incluir:

- Todos los equipos de proceso
- Todas las tuberías identificadas, su tamaño y material
- Todas las válvulas de control o bloqueo con su identificación y características
- Equipos auxiliares y bombas
- Todos los lazos de control e instrumentación con un número de identificación

Existen diagramas combinados que permiten concentrar la información y datos del proyecto en un solo esquema (Ludwig, 1999).

### **1.2.3. HIDRÁULICA Y DISEÑO DE TUBERÍAS**

#### **1.2.3.1. Fundamentos del flujo de fluidos**

Los principios del flujo se basan en los balances de masa, de energía y de cantidad de movimiento. La relación de conservación de la masa para un volumen diferencial de control se describe a través de la ecuación de continuidad. La ecuación de Bernoulli se refiere a la conservación de la energía cinética, potencial y la energía de flujo y su transformación de una en otra. En la mecánica de fluidos es conveniente separar la energía mecánica de la térmica y considerar la transformación de la primera en térmica como resultado de los efectos de fricción.

La razón de cambio de la cantidad de movimiento de un cuerpo es igual a la fuerza neta que actúa sobre ese cuerpo (Cengel y Cimbala, 2006).

Al entregar energía mecánica a un sistema de fluido a través de una bomba, ventilador o compresor se puede aumentar la presión, la velocidad o la elevación del fluido. Por otra parte, si se retira energía mecánica por medio de una turbina se puede producir potencia mecánica (Cengel y Cimbala, 2006).

Para un sistema en operación estacionaria el balance de energía se expresa según la ecuación [1.10]:

$$\dot{E}_{entra} = \dot{E}_{sale} + \dot{E}_{perdida} \quad [1.10]$$

La energía mecánica perdida representa la conversión de la energía mecánica en energía térmica debido a factores irreversibles como la fricción (Cengel y Cimbala, 2006).

Para la deducción de la ecuación de Bernoulli se aplica la segunda ley de Newton. Se realiza una sumatoria de fuerzas sobre la dirección tangencial de una partícula en movimiento. Al realizar las operaciones de integración y simplificación y aplicar la ecuación de Bernoulli sobre dos puntos se obtiene la ecuación [1.11]:

$$\frac{P_1}{\rho} + \frac{V_1^2}{2} + gz_1 = \frac{P_2}{\rho} + \frac{V_2^2}{2} + gz_2 \quad [1.11]$$

Donde:

$P_1$ :	Presión en el punto 1, Pa
$P_2$ :	Presión en el punto 2, Pa
$V_1$ :	Velocidad en el punto 1, m/s
$V_2$ :	Velocidad en el punto 2, m/s
$Z_1$ :	Altura respecto al nivel de referencia para el punto 1, m
$Z_2$ :	Altura respecto al nivel de referencia para el punto 2, m
$\rho$ :	Densidad del fluido, kg/m <sup>3</sup>
$g$ :	Aceleración de la gravedad, m/s <sup>2</sup>

Esta ecuación expresa que, en el transcurso del flujo estacionario e incompresible con fricción despreciable, las diversas formas de la energía mecánica se transforman, pero su suma permanece constante (Cengel y Cimbala, 2006).

### 1.2.3.2. Caídas de presión

Las caídas de presión producidas por la fricción en el flujo de fluidos siguen los conceptos de Darcy y Fanning (Ludwig, 1999).

El factor de fricción para flujo laminar se determina a través de la ecuación [1.12]:

$$f = \frac{64}{Re} \quad [1.12]$$

Donde:

$f$ : factor de fricción

$Re$ : Número de Reynolds

Para flujos incompresibles, laminares o turbulentos en una tubería, la caída de presión se puede expresar según la ecuación [1.13] y la pérdida de carga según la ecuación [1.14]:

$$\Delta P = f * \frac{\rho v^2}{2D} * L \quad [1.13]$$

$$h_f = f * \frac{L}{D} * \frac{v^2}{2g} \quad [1.14]$$

Donde:

$\Delta P$ : Caída de presión, Pa

$\rho$ : Densidad del fluido, kg/m<sup>3</sup>

$f$ : Factor de fricción o factor de Fanning

$v$ : Velocidad de flujo media, m/s

$L$ :	Longitud de la tubería, m
$D$ :	Diámetro interno de la tubería, m
$g$ :	Aceleración de la gravedad, $m/s^2$
$h_f$ :	Pérdida de carga, m

La caída total de presión en un sistema de tuberías es la suma de la caída de presión por fricción en válvulas, accesorios y equipos y la caída estática dada por la elevación en la presión o el nivel. A partir de este análisis se puede determinar la potencia requerida para mover los fluidos a través del sistema de tuberías. La caída de presión en accesorios, válvulas y conexiones para fluidos incompresibles se ha determinado experimentalmente y se muestra en literatura. Esta resistencia se debe a la rugosidad interna del componente seguido de la densidad del fluido, los cambios de dirección en el sistema, las obstrucciones en el paso del flujo, cambios de dirección, cambios de área transversal (Ludwig, 1999; US Army Corps of Engineers, 1999).

La rugosidad interna de la tubería es resultado de la construcción o el proceso de corrosión al que ha sido sometida. Se debe tomar en cuenta la condición inicial así como la condición que se proyecta luego de un período de utilización (Ludwig, 1999).

La ecuación [1.15] relaciona el factor de rugosidad absoluta y el diámetro de la tubería.

$$\epsilon_r = \frac{\epsilon}{D} \quad [1.15]$$

Donde:

$\epsilon_r$ :	Factor de rugosidad relativa
$\epsilon$ :	Factor de rugosidad absoluta, m
$D$ :	Diámetro interno de la tubería, m

Para determinar la pérdida de carga en un accesorio se utiliza la ecuación [1.16].

$$h_f = K \left( \frac{v^2}{2g} \right) \quad [1.16]$$

Donde:

$K$ : Coeficiente de resistencia de acuerdo al accesorio

El coeficiente de resistencia  $K$  representa el número de pérdidas de carga de velocidad dado por el flujo a través de cada componente. Este valor es independiente del factor de fricción o el número de Reynolds y se considera como constante para cada componente en la instalación.

El valor de  $K$  depende del tipo y el tamaño de la tubería, accesorio o válvula y no depende del tipo del fluido. Los valores de  $K$  son aditivos si están en la misma base de tamaño (Ludwig, 1999).

### 1.2.3.3. Códigos y estándares para el diseño de tuberías

Los códigos para tuberías proveen los criterios de diseño que abarcan las reglas y regulaciones a seguir. En el diseño de tuberías el código más utilizado es el ASME B31.3 en donde se pueden encontrar los siguientes parámetros para el diseño de tuberías (US Army Corps of Engineers, 1999; Smith, 2007):

- Tensiones permitidas y límites
- Pesos muertos y pesos dinámicos permitidos y límites
- Materiales y grosor mínimo de pared
- Deflexión máxima y expansión térmica

La sección B31.3 del código para tuberías de proceso se aplica en el área de refinación de petróleo. En este código se indican los requerimientos de materiales, componentes, diseño, fabricación, ensamblaje, montaje, inspección y pruebas de las tuberías. Los fluidos que se incluyen dentro de este código son los productos de petróleo, gas, vapor, aire y agua (Smith, 2007; ASME, 2004).

Al evaluar en conjunto las propiedades del fluido, condiciones de operación y otros factores, que se conoce como el servicio del fluido, se establece la base de diseño de un sistema de tuberías. Para instalaciones de refinación de petróleo la categoría del servicio de fluido se designa como normal (ASME, 2004).

Un estándar contiene parámetros más detallados para el diseño y construcción, los requerimientos de dimensiones y tolerancia para cada elemento del sistema de tuberías como válvulas, medidores y uniones. Por ejemplo se utiliza el estándar ASME B16.5 (Pipe Flanges and Flanged Fittings) (Smith, 2007).

Una especificación brinda información más específica de los componentes, por ejemplo, la especificación ASTM A105 (Standard specification for carbon steel forgings for piping applications) (Smith, 2007).

#### 1.2.3.4. Parámetros de diseño

Para la evaluación inicial en el diseño de tuberías se debe utilizar tres áreas de tecnología que analizan el diseño y evaluación desde una perspectiva multidisciplinaria como se muestra en la Figura 1.8 (Escoe, 2006).



**Figura 1.8.** Consideraciones para el diseño inicial de un sistema de tuberías



Los criterios de diseño deben considerar los códigos y estándares aplicables, requerimientos ambientales y de seguridad y requerimientos de desempeño. Además indica las pautas referentes a:

- Materiales de construcción
- Dimensionamiento del sistema de tuberías
- Soportería
- Factores de seguridad
- Consideraciones económicas

### **Materiales de construcción**

La selección del diseño y de los materiales de construcción es de suma importancia y debe basarse en experiencias anteriores con el componente de la tubería en condiciones similares o extremas (Smith, 2007).

Para la selección de los materiales del sistema de tuberías para industrias de refinación se debe hacer un equipo de estudio conjunto con los técnicos de corrosión, tuberías y procesos. Se debe considerar la disponibilidad del material en el tamaño y grosor requeridos, el costo, el tipo de soldadura y tratamientos térmicos requeridos. La utilización de altas temperaturas también será un factor de decisión importante en el tipo de material utilizado. La selección de tuberías y válvulas debe realizarse en función del material, la clasificación de la presión en las bridas y la corrosión estimada. Para las especificaciones se utilizan estándares (Setterlund, 1991).

Se debe utilizar la menor variedad de materiales para las tuberías para reducir los costos de construcción y facilitar los protocolos de mantenimiento. El acero al carbono es el material de construcción más utilizado en industrias petroquímicas y de refinación dado que este se encuentra a disposición con facilidad, no es caro y permite un mantenimiento fácil (Setterlund, 1991; Escoe, 2006).

### **Dimensionamiento del sistema de tuberías**

El tamaño de las tuberías depende del flujo de fluido y la presión de diseño. El flujo de diseño determina el diámetro mínimo de la tubería que permite el transporte de fluido de manera eficiente y la presión de diseño determina el grosor mínimo de pared necesario para manejar en forma segura la temperatura interna y externa y las cargas. El tamaño óptimo de la tubería puede seleccionarse al considerar la caída de presión y la velocidad permitida (Fastenakels y Campaña, 1984; US Army Corps of Engineers, 1999).

Se deben revisar las condiciones de servicio requeridas como: velocidad de flujo, viscosidad, temperatura, sólidos suspendidos, densidad, abrasividad y corrosividad (US Army Corps of Engineers, 1999).

### **Soportería**

El análisis de tensión relaciona el sistema de tubería seleccionado con la disposición de la tubería y los soportes. Se deben considerar los efectos térmicos a los cuales se expone el diseño para así evitar fallas por una excesiva expansión térmica, derrames en las uniones y excesos de carga en los equipos conectados a través de la tubería (US Army Corps of Engineers, 1999; PDVSA, 1998).

La soportería de la tubería es fundamental en largos tramos de recorrido y entre edificios y equipos. En el diseño se debe tomar en cuenta que la soportería debe permitir un fácil acceso a los equipos y a las tuberías, así como permitir la expansión térmica (Sinnott, 2005).

Para prevenir posibles fallas se requiere diseñar cuidadosamente la soportería de la tubería que debe contemplar el tipo de soporte, localización apropiada y espaciamiento adecuado. La localización de la soportería depende del tamaño de la tubería, su configuración, la localización de válvulas y uniones y las estructuras disponibles. Las válvulas y uniones requieren de un soporte individual dado que estos elementos concentran la carga en los sitios donde se encuentran instaladas. La localización depende de las estructuras disponibles a las cuales se puede sujetar el sistema de tuberías en donde las válvulas de control y válvulas de alivio

deben ser accesibles ya sea nivel del suelo o plataformas. Los espaciamientos son una función del tamaño de la tubería, la temperatura del fluido y la temperatura ambiente del área alrededor (US Army Corps of Engineers, 1999).

### **Factores de seguridad**

Deben considerarse en el diseño básico y como regla general, se tiene que entre el 20% y 30% del factor de fricción comprenderá el cambio en la rugosidad de una tubería de acero con un servicio de entre 5 y 10 años. En el caso de producirse una mayor caída de presión por un incremento en el flujo, se deberá adicionar entre un 10% y 20% al factor de seguridad. Se debe considerar también las presiones normales y de ruptura (Ludwig, 1999; ASME, 2004).

### **Consideraciones económicas para la instalación de sistemas de tuberías**

Las caídas de presión a través de la red de tuberías son diseñadas para proveer un balance adecuado entre el costo instalado del sistema de tuberías y el costo de operación del bombeo. Los factores principales que influyen en los costos y el desempeño operativo del sistema son el diámetro interno, el material de construcción y el enrutamiento de la tubería (US Army Corps of Engineers, 1999; PDVSA, 1998).

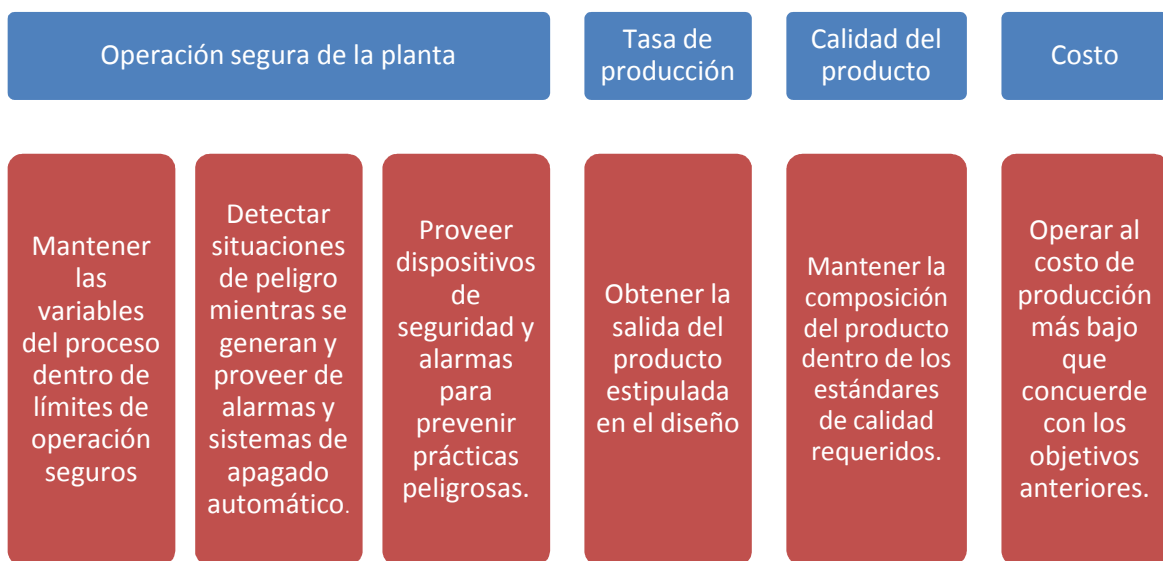
El costo de la tubería crece con el diámetro, mientras que los costos del bombeo decrecen al aumentar el diámetro. El diámetro más económico es aquel que da el costo operacional anual más bajo (Sinnott, 2005).

## **1.2.4. CONTROL AUTOMÁTICO DE PROCESOS**

Los instrumentos permiten monitorear los valores de las variables del proceso durante la operación de la planta mediante su incorporación en lazos de control automático lo cual constituye un sistema de apoyo muy importante para el proceso de refinación. El sistema de control debe ser robusto, mantener

estabilidad a lo largo del tiempo, operar de forma confiable y evitar paros prolongados para la reparación o mantenimiento. Además permite garantizar una operación segura para el personal y los equipos (Sinnott, 2006; Jones y Pujadó, 2006; Del Río, 2003).

Los objetivos primarios de los esquemas de control e instrumentación se indican en la Figura 1.9 a continuación, mismos que son logrados mediante una combinación de control automático, monitoreo manual y análisis de laboratorio frecuentes (Sinnott, 2006).



**Figura 1.9.** Objetivos primarios de los esquemas de control de instrumentación

Los sistemas de control en un proceso procuran mantener las condiciones correctas de las variables que rigen el proceso como flujo, temperatura, presión y nivel tanto en equipos como en tubería (Jones y Pujadó, 2006).

Los sistemas de control típicos son:

- Control de nivel
- Control de presión
- Control de flujo
- Control de condensación
- Control en cascada en donde la salida de un controlador es utilizada para ajustar el set point de otro.

- Control de relación que puede ser usado en donde se desea mantener dos flujos a una relación constante.

La aplicación de control utilizada en los procesos de la RE es el sistema Experion PKS (Process Knowledge System) de la compañía Honeywell. Éste permite, a través de una interface gráfica, mostrar los datos y tendencias del sistema, controlar el sistema mediante el envío de comandos, realizar actividades programadas, notificar acerca de las actividades e irregularidades presentadas en la operación mediante la utilización de alarmas y la entrega de reportes. La interface facilita el ordenamiento y filtrado de las alarmas y eventos. Se puede contar con hasta 3 000 tendencias que indican cambios en los parámetros de una variable respecto al tiempo. La operación y manipulación del sistema Experion PKS depende del nivel de acceso del usuario para lo cual se puede contar con niveles de seguridad (Honeywell, 2010).

### **1.2.5. SIMULACIÓN DIGITAL DE PROCESOS**

La simulación digital comprende el diseño de un modelo operacional de un sistema. La simulación de procesos permite obtener los balances de materia y energía, programación del proceso, caracterización de las corrientes, cálculos de dimensionamiento y costo para un proceso químico. Además permite conducir experimentos con distintos niveles en las variables de interés para entender el comportamiento de un sistema y así evaluar las diferentes alternativas para el desarrollo o la operación del proceso (Dimian, 2003; Del Río, 2003).

La paquetería de simulación disponible permite obtener estimaciones de la operación sin perturbar la operación real del proceso. La calidad y eficiencia del diseño final depende de la capacidad del diseñador para integrar la capacidad del software con la práctica ingenieril (Del Río, 2003; Dimian, 2003).

La simulación implica el modelado así como también la sincronización de los

modelos con los datos experimentales. El modelado es la condición clave en cada simulación y se muestra como una descripción sistémica de las corrientes de masa y energía en un proceso mediante la simulación computacional ya sea para el diseño de una nueva planta o el mejoramiento del desempeño de una existente (Dimian, 2003).

El dominio de las restricciones del modelado de una simulación de procesos puede ayudar ampliamente al diseñador para obtener un diseño confiable a pesar de la falta de datos. En operación, la simulación de procesos refleja el comportamiento de una planta existente. La simulación de procesos permite resolver con precisión el análisis económico y la rentabilidad puesto que se puede contabilizar los materiales y costos energéticos en el diagrama de flujo (Dimian, 2003).

### **Simulador Hysys Refinery 1.1**

Es un software de simulación desarrollado por Hyprotech para ingeniería de procesos en las áreas de refinación de petróleo, petroquímica y gas natural. Esta herramienta permite simular procesos en estado estacionario y, mediante la introducción de controladores, se puede efectuar una simulación dinámica. El simulador está construido de forma modular mediante subrutinas para modelar las unidades de proceso (Hernández y Florez, 2008; Luque y Vega, 2005).

El simulador permite determinar propiedades termodinámicas y fisicoquímicas de las corrientes, evaluar grados de libertad de corrientes y equipos, efectuar balances de masa y energía y resolver iteraciones de reciclos. Además cuenta con métodos de convergencia robustos (Hernández y Florez, 2008).

### **Simulador Pipe Flow Expert 2007**

Es un software de la compañía Daxesoft para el diseño y análisis de sistemas complejos de tuberías. Utiliza el método de Darcy-Weisbach para el cálculo de caídas de presión y la ecuación de Colebrook-White para la determinación de los

factores de fricción. Además, cuenta con bases de datos para: fluidos líquidos y gaseosos, tamaños y materiales de tuberías, accesorios y válvulas (Daxesoft, 2012).

### **1.2.6. EVALUACIÓN ECONÓMICA DE PROYECTOS DE INGENIERÍA**

Las refinerías evolucionan con los cambios en la demanda del mercado, tipo de alimentación, especificación de los productos y regulaciones ambientales por lo que la optimización de una unidad de refinación implica un beneficio y una ganancia incremental que conlleva un costo. Para la evaluación preliminar de un proyecto se debe considerar la totalidad de los beneficios sin considerar su relevancia. La estimación del costo en una etapa temprana de la fase de diseño es indispensable para lograr ahorros de costos significativos y mejoramientos en calidad (Kaiser y Gary, 2009; Sapag y Sapag, 2003; Ting *et al.* 1999).

Existen tres niveles de evaluación financiera según Jiménez, 2003:

- Diseño preliminar
- Estudio de preinversión
- Diseño final o ingeniería de detalle

El flujo de caja constituye un elemento de decisión para la ejecución de un proyecto. La generación del flujo de caja de procesos en marcha difiere de los proyectos de creación de un proceso. Para los estudios de viabilidad de un proyecto se acepta el método de línea recta sin valor residual para calcular la depreciación que se incluye en el flujo de caja (Sapag y Sapag, 2003).

Para evaluar empresas en funcionamiento se pueden utilizar dos procedimientos distintos pero que llegan a un mismo resultado:

- Proyectar por separado los flujos de ingresos y egresos relevantes de la situación actual y los de la situación nueva
- Proyectar el flujo incremental entre ambas situaciones

Los principales métodos que utilizan el concepto de flujo de caja son el valor actual neto (VAN) y la tasa interna de retorno (TIR). La razón beneficio/costo (B/C) es de menor importancia. Estos permiten determinar la viabilidad de un proyecto de ingeniería química (Guerra, 2009).

El criterio del VAN para un proyecto indica que este debe aceptarse si el VAN es igual o superior a cero. El criterio de la TIR evalúa el proyecto en función de una única tasa de rendimiento por período con la cual la totalidad de los beneficios actualizados son exactamente iguales a los desembolsos expresados en moneda actual. El índice de beneficio/costo es un indicador que proporciona una medida de la rentabilidad de un proyecto a través de la comparación entre los costos previstos y los beneficios esperados (Sapag y Sapag, 2003; Guerra, 2009).

Para evaluar la viabilidad de un proyecto se espera que el VAN sea positivo, la TIR debe ser mayor que la tasa de interés pasiva que ofrece otra oportunidad de inversión y la relación beneficio/costo (B/C) debe ser mayor que la unidad (Guerra, 2009).

Para cuantificar el efecto de la inflación en la construcción y operación de una refinería se utiliza dos índices especializados conocidos como índices de Nelson que son: el índice de inflación del costo de construcción de una refinería y el índice del costo de operación de Nelson de una refinería. El índice de Nelson, utilizado para los costos de construcción de refinerías, refleja la variación del costo de construcción de refinerías en el tiempo. Este índice se compone por un 40% referido a materiales y equipo y un 60% relacionado a la mano de obra (Farrar, 1985; Jiménez, 2003).



## **2. METODOLOGÍA**

### **2.1. EVALUACIÓN DE LA OPERACIÓN ACTUAL DE LA UNIDAD DE VISCORREDUCCIÓN 1**

#### **2.1.1. DESCRIPCIÓN DE LA UNIDAD DE VISCORREDUCCIÓN 1 DE LA RE**

##### **2.1.1.1. Elaboración de la referencia de ubicación, diseño y operación de la unidad de Viscorreducción 1**

La ubicación geográfica de la RE y del proceso de Viscorreducción 1 se determinó a través de informativos de difusión de EP Petroecuador, como Galarza, 2009, y los manuales de operación. El diseño original, las modificaciones realizadas en la unidad de Viscorreducción 1 y el proceso se definieron a partir de los libros de datos y manuales de operación. La recopilación de esta información se expone en el Anexo I.

El diagrama de flujo de la unidad de Viscorreducción 1 se elaboró con base en los diagramas de tuberías e instrumentación y el diagrama de flujo de la ampliación a 15 750 bpsd e instalación del soaker que se muestra en el Anexo I. Se utilizaron los planos esquemáticos del PKS, presentados en el Anexo I, el diagrama de flujo de la instalación original del diseño UOP y observaciones en planta.

##### **2.1.1.2. Determinación de las condiciones de operación actuales de la unidad de Viscorreducción 1**

Las condiciones de operación actuales de la unidad de Viscorreducción 1 de la RE se determinaron a través de los datos históricos recientes desde el 16 de diciembre del 2010 hasta el 15 de junio del 2011. Las etiquetas (tags) de cada instrumento de control, indicador o registrador se muestran en el Anexo II. La recopilación de los datos históricos recientes se muestra en el Anexo II.

### 2.1.1.3. Realización de cálculos de conversión y reducción de viscosidad

A partir de las condiciones de operación actuales y los resultados del ensayo de viscosidad del residuo, se calcularon la conversión y la reducción de viscosidad. Los ejemplos de cálculo se muestran en el Anexo III.

#### Conversión

Es una medida del grado de transformación de los reactantes suministrados al proceso. La conversión en viscorreducción se define como la producción de gas combustible y gasolina de viscorreducción expresada como un porcentaje de la alimentación, como se muestra en la ecuación [2.1].

$$\text{Conversión} = \frac{\text{gas combustible} + \text{gasolina de viscorreducción}}{\text{Alimentación}} \quad [2.1]$$

La conversión se relaciona con la severidad del craqueo como el rendimiento de productos livianos como gas y gasolina según Akbar y Geelen, 1981.

#### Reducción de viscosidad

Para caracterizar la reducción de viscosidad en el proceso de viscorreducción, en el instructivo de operación de la unidad de No Catalíticas 1, la reducción de viscosidad se calcula según la ecuación [2.2]:

$$\text{Reducción de viscosidad} = \frac{\text{Viscosidad de TVV1} - \text{Viscosidad de TVV4}}{\text{Viscosidad de TVV1}} * 100 \quad [2.2]$$

La reducción de viscosidad, al ser el objetivo principal, limita la conversión a valores bajos inferiores al 7% según Rhoe y de Blignieres, 1979. De igual manera, se recomienda valores inferiores al 7% en el instructivo de operación de la unidad de No Catalíticas 1.

### **2.1.2. CARACTERIZACIÓN DE LAS CORRIENTES DE ALIMENTACIÓN, PRODUCTOS Y CORRIENTES DE RECICLO DE LA UNIDAD DE VISCORREDUCCIÓN 1**

En el Anexo IV se presenta una descripción detallada de los ensayos de laboratorio que se listan a continuación para la caracterización de las corrientes:

- Gravedad API
- Viscosidad cinemática y viscosidad Saybolt Furol
- Contenido de azufre
- Destilación atmosférica
- Contenido de asfaltenos
- Contenido de carbón Conradson
- Factor de caracterización KUOP
- Estabilidad y compatibilidad con diesel

## **2.2. DETERMINACIÓN DE LAS CONDICIONES DE PRESIÓN Y CAPACIDAD ADECUADAS PARA EL MEJORAMIENTO DE LA OPERACIÓN DE LA UNIDAD DE VISCORREDUCCIÓN 1**

### **2.2.1. SIMULACIÓN DE PROCESOS A LAS CONDICIONES DE DISEÑO Y CONDICIONES DE OPERACIÓN ACTUALES**

#### **2.2.1.1. Bases y consideraciones de la simulación**

La unidad de Viscorreducción 1 se encontró en operación normal durante la realización de este estudio. Sin embargo, no fue posible efectuar corridas de prueba en planta porque el horno TV-H1 se encontró con un nivel de coquización avanzado evidenciado por la excesiva caída de presión en los tubos del horno de 30 kg/cm<sup>2</sup>. Además, no se contó con un stock suficiente de fuel oil, producto de esta unidad, para realizar cambios en las variables de operación de interés, mismos que podrían ocasionar que el producto no cumpla las especificaciones necesarias. Por estos motivos se seleccionó la simulación de procesos para

obtener estimaciones de la operación sin perturbar la operación real del proceso como lo recomienda Del Río, 2003.

Para el modelo base se utilizó la información de diseño de la última modificación realizada en 1997 que se muestra en el manual de operación de la unidad Viscorreductora N°1 puesto que es la más completa y confiable. Se realizó la compilación de las condiciones de operación que se muestran en la Tabla 2.1. Estas se utilizaron como base para el planteamiento del modelo simulado.

**Tabla 2.1.** Condiciones de operación de diseño de la unidad de Viscorreducción 1

<b>Capacidad:</b>	100%				
<b>Presión soaker:</b>	9 kg/cm <sup>2</sup>				
<b>Corriente</b>	<b>Temperatura</b>	<b>Presión</b>	<b>Fracción de vapor</b>	<b>Flujo másico</b>	<b>Flujo molar</b>
<b>Unidades</b>	<b>°C</b>	<b>kg/cm<sup>2</sup></b>	<b>-</b>	<b>kg/h</b>	<b>kgmol/h</b>
Descarga de TV-P2	293	32,4	0,000	105 819	185,5
Descarga de TV-V13	440/451	9,0	0,170	106 348	370,9
Quench alimentación	232	6,3	0,000	85 363	184,6
Alimentación TV-V2	360	6,3	0,076	191 709	555,4
Quench TV-V2	-	-	-	-	-
Gas TV-V3	48	5,5	1,000	2 136	72,8
Agua TV-V3	48	5,5	0,000	642	33,0
Gasolina desestabilizada	48	-	-	4 181	-
Retorno plato 13	195	6,2	0,000	6 618	49,6
Descarga TV-P4 (Destilado medio)	218	6,2	0,000	20 592	154,3
A spray TV-V2	156	-	-	18 975	-
Fondo TV-V2	349	5,3	-	-	-
Gas TV-V7	48	16,7	1,000	182	4,5
Agua TV-V7	48	16,7	0,000	1	0,1
Gasolina a MEROX	43	16,2	0,000	3 998	43,1
Quench TV-V4	-	-	-	-	-
Gas TV-V5	48	1,2	1,000	73	1,9
Agua TV-V5	48	1,2	0,000	15	0,8
Reflujo atomizado pesado	48	6,3	0,000	35 404	290,8
Atomizado pesado a TV-V2	48	6,3	0,000	5 000	41,1
Fondo TV-V4	308	0,4	-	-	-
Residuo	232	9,3	0,000	99 303	214,7
Conversión (%)	6,4				

Se indica que los valores marcados con el guión no se encuentran determinados en el manual por lo que se utilizaron valores estimados en el planteamiento de la simulación.

Se realizaron varios supuestos por la falta de datos de diseño y de operación, mismos que se detallan a continuación:

- La descarga de la bomba TV-P2 utilizó las propiedades establecidas para la corriente 1 del diagrama de flujo de proceso del Instituto Francés del Petróleo que se expone en el Anexo I.
- Los flujos de enfriamiento al fondo de la fraccionadora TV-V2 y al fondo del despojador TV-V4 se asumieron iguales inicialmente.
- No se tomó en cuenta la derivación (bypass) para el rehervidor TV-V6 puesto que ésta se determina con el lazo de control y la simulación se efectuó en estado estacionario.
- Las temperaturas iniciales para los flujos de residuo de enfriamiento fueron asumidas iguales que la corriente 18 del diagrama de flujo del Instituto Francés del Petróleo.

Por otra parte, se omitieron y modificaron equipos en el modelo con respecto a los existentes en planta debido a la falta de una unidad que ofrezca la misma operatividad en el simulador, para reducir el tiempo de simulación y para lograr la convergencia de los lazos. Las modificaciones se explican a continuación:

- La fraccionadora TV-V2, la estabilizadora TV-V6 y el despojador TV-V4 se crearon en sub-diagramas de flujo. Dentro de estos se omitieron las bombas para evitar los problemas de convergencia que se encontraron en pruebas realizadas previamente.
- Los enfriadores TV-E3, TV-E5 y TV-E2 se representaron en el interior de los condensadores TV-V3, TV-V7 y TV-V5 respectivamente como lo presenta por defecto el simulador.
- El rehervidor TV-E6 y el intercambiador de calor TV-E4 fueron representados por un calentador y un enfriador en lugar de un solo intercambiador de calor para facilitar la convergencia y disminuir el tiempo de simulación según lo indica Towler y Sinnott, 2008.

- Dada la complejidad del proceso, se utilizaron varias operaciones de reciclo por lo que la convergencia del modelo fue más laboriosa. Para superar este problema se utilizó una purga de artificio para eliminar la posible acumulación de componentes debido a la separación y posteriormente se ajustó el valor de la purga hasta lograr que sea nulo como lo recomienda Towler y Sinnott, 2008.
- Dado que el simulador no contó con un equipo de despojamiento con las características del equipo TV-V4 se utilizó como referencia el esquema mostrado en Bridjanian et al., 2004, y se dimensionó este equipo con platos. Se utilizó la aplicación Short Column Distillation, como lo recomienda Towler y Sinnott, 2008, en la cual se definieron el número de platos y el plato de la alimentación en función de los componentes clave ligero y clave pesado. Posteriormente, se utilizaron estos resultados en una plantilla más compleja.

Para la simulación de la unidad de Viscosreducción 1, se utilizó la aplicación HYSYS Refinery 1.1 de Hyprotech puesto que ofrece un conjunto de operaciones de refinación entre las que se cuenta con la unidad de viscosreducción. Se utilizó la aplicación ASPEN HYSYS 6.0 para la caracterización de la descarga del tambor de balance TV-V1, la descarga del soaker TV-V13, el fondo de la fraccionadora TV-V2 y el fondo de la despojadora TV-V4 dado que esta versión del programa de simulación ofrece una función para obtener curvas de destilación con base en los resultados de viscosidad cinemática, gravedad específica y factor de caracterización K UOP.

#### **2.2.1.2. Planteamiento del modelo**

##### **Especificación de las corrientes de alimentación, productos y reciclo**

Para definir completamente una corriente se deben suministrar cuatro variables que son el flujo, la composición, y dos de las tres siguientes: temperatura, presión o fracción de vapor.

El procedimiento para determinar la composición de cada una de las corrientes se seleccionó entre las siguientes opciones:

- Crear una lista de componentes, puros e hipotéticos, para lo cual se puede utilizar las composiciones dadas en el manual de operación de la planta en donde se muestra el peso molecular, la temperatura de ebullición y la densidad estándar para cada uno de los componentes. Los datos del manual de operación que se muestran en el Anexo V en la sección AV.1. Además se puede utilizar el factor K UOP y la viscosidad medida a dos temperaturas diferentes.
- Caracterizar una corriente a través de los ensayos de gravedad específica, factor K UOP y viscosidad medida a dos temperaturas diferentes. Además se puede introducir los resultados de los ensayos de destilación TBP, ASTM D86, ASTM D1160, cromatografía o EFV (Vaporización flash en equilibrio).

En la sección 3.1.2 se muestran los resultados de los ensayos de laboratorio realizados sobre las corrientes seleccionadas, los cuales se utilizaron para caracterizar las corrientes en el entorno de simulación.

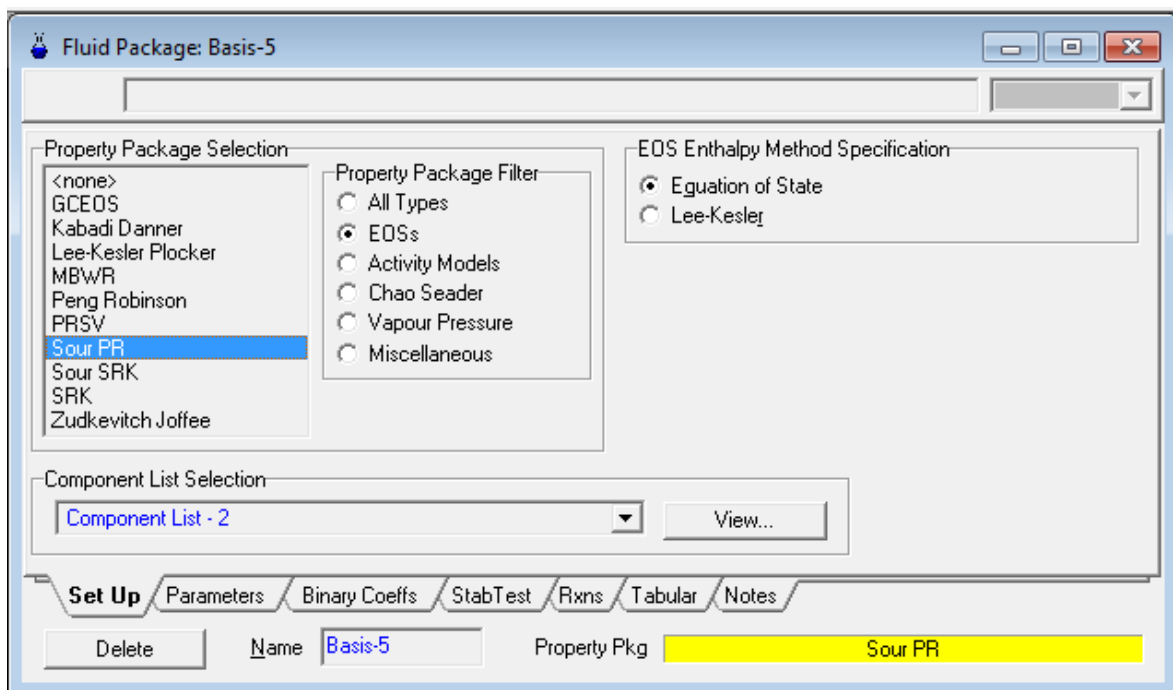
Dado que las muestras tomadas de la descarga del tambor de balance TV-V1, la descarga del soaker TV-V13, el fondo de la fraccionadora TV-V2 y el fondo de la despojadora TV-V4 no pudieron ser analizadas a través del ensayo de destilación al vacío (ASTM D1160), se utilizó la aplicación ASPEN HYSYS 6.0 para obtener las curvas de destilación mediante la utilización de los datos de viscosidades a distintas temperaturas, la gravedad específica y el factor K UOP. La obtención de las curvas de destilación se detalla en el Anexo V en la sección AV.2.

### **Selección del paquete termodinámico**

Para la generación del modelo de la unidad de Viscosreducción 1, se seleccionó un paquete termodinámico o paquete de propiedades adecuado al proceso para contar con los datos de los equilibrios de fases y propiedades termodinámicas (Luque y Vega, 2005; Su, 2008).

Según Brenner, 2000, la selección del paquete termodinámico para la simulación permite predecir las propiedades de las mezclas complejas de hidrocarburos en un amplio rango de operación. Para aplicaciones de petróleo, gas y petroquímica generalmente se utilizan las ecuaciones de Peng Robinson y sus opciones que son PR, Sour PR y PRSV (Peng-Robinson Stryjek-Vera). La ecuación de estado PR soporta un amplio rango de condiciones de operación y una gran variedad de sistemas y genera todas las propiedades de equilibrio y termodinámicas directamente (Brenner, 2000; Luque y Vega, 2005).

Para la simulación del proceso de Viscorreducción 1 se seleccionó la opción Sour PR por el alto contenido de azufre de las corrientes manejadas en esta unidad como se muestra en la Figura 2.1. Este paquete de propiedades es una combinación de la ecuación de Peng Robinson y el modelo API-Amargo de Wilson para el manejo de sistemas de aguas amargas. De no existir una fase acuosa, el método se aplica como la ecuación de estado Peng Robinson (Brenner, 2000; Su, 2008).



**Figura 2.1.** Selección del paquete de fluidos en el simulador Hysys Refinery 1.1



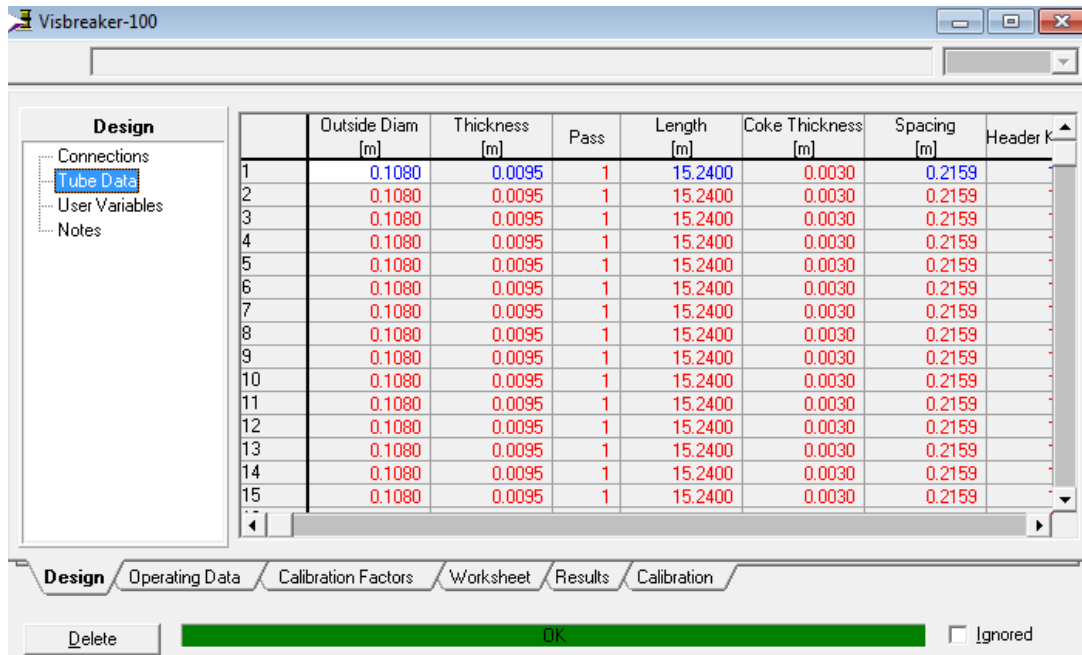
### **Selección y definición de los parámetros de los equipos**

En el entorno de simulación existen diversos tipos de equipos para realizar las operaciones unitarias requeridas en el proceso. Cada equipo se especificó de acuerdo con los requerimientos del simulador, los cuales se obtuvieron del manual de operación de la unidad, de los diagramas de tuberías e instrumentación y de las hojas de datos (data sheet).

El soaker TV-V13 fue instalado en la última ampliación de la RE a 110 000 bpsd por lo cual la información se tomó de los libros de datos de Técnicas Reunidas y Eurocontrol del año 1997. El intercambiador de calor TV-E13 se instaló en la primera ampliación a 90 000 bpsd y los datos reposan en los libros de datos de Chiyoda de 1987. Los equipos restantes pertenecen a la instalación original de la RE y la información consta en los libros de datos de Chiyoda de 1973. Esta información se encuentra en el Archivo Técnico y en el área de Inspección Técnica de la RE. En el Anexo VI se muestra la información utilizada para definir los equipos en el simulador.

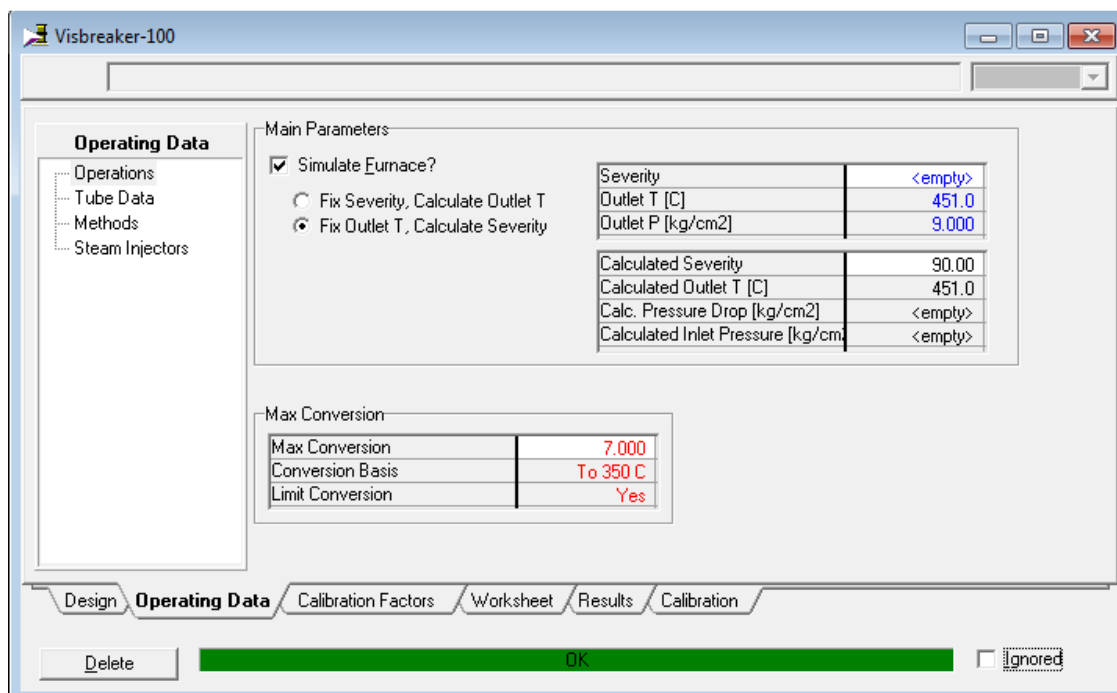
El montaje del modelo de la unidad de Viscorreducción 1 se inició por la creación de las corrientes de alimentación. En primera instancia, se creó la corriente de diseño con base en la composición dada en el manual de operación.

Una vez en el entorno de simulación, se seleccionó de la paleta de objetos la opción de operaciones de refinación (Refinery Ops) y se ingresó al entorno de la operación de viscorreducción (Visbreaking). Se seleccionó la configuración de la operación de viscorreducción con soaker y se especificaron las características del diseño del horno TV-H1, como se indica en la Figura 2.2.



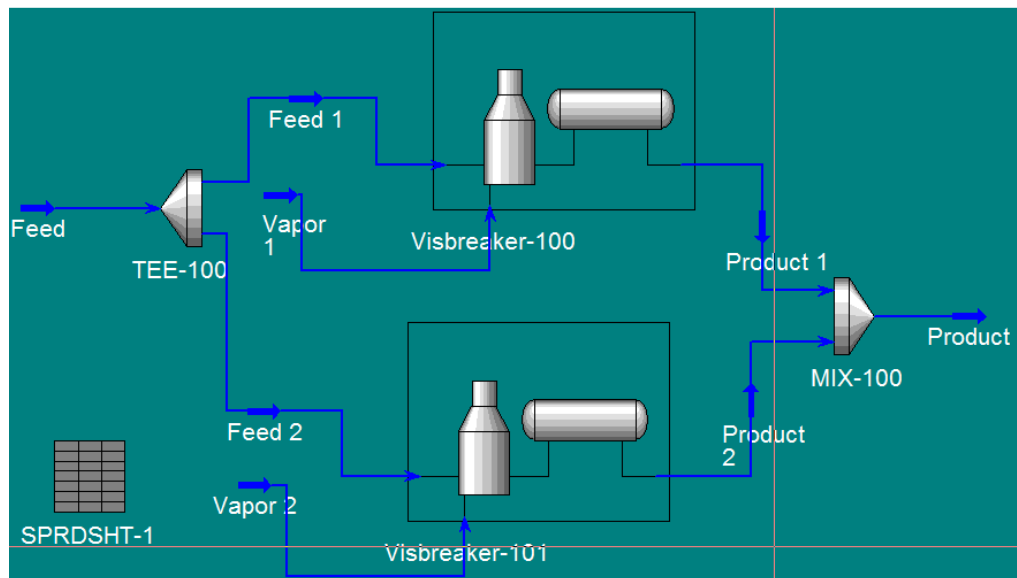
**Figura 2.2.** Ingreso de las características de los tubos del horno TV-H1 en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1

En primera instancia se utilizaron los valores de las variables temperatura y presión a las condiciones de diseño como se muestra en la Figura 2.3.



**Figura 2.3.** Variables de operación del soaker TV-V13 en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1

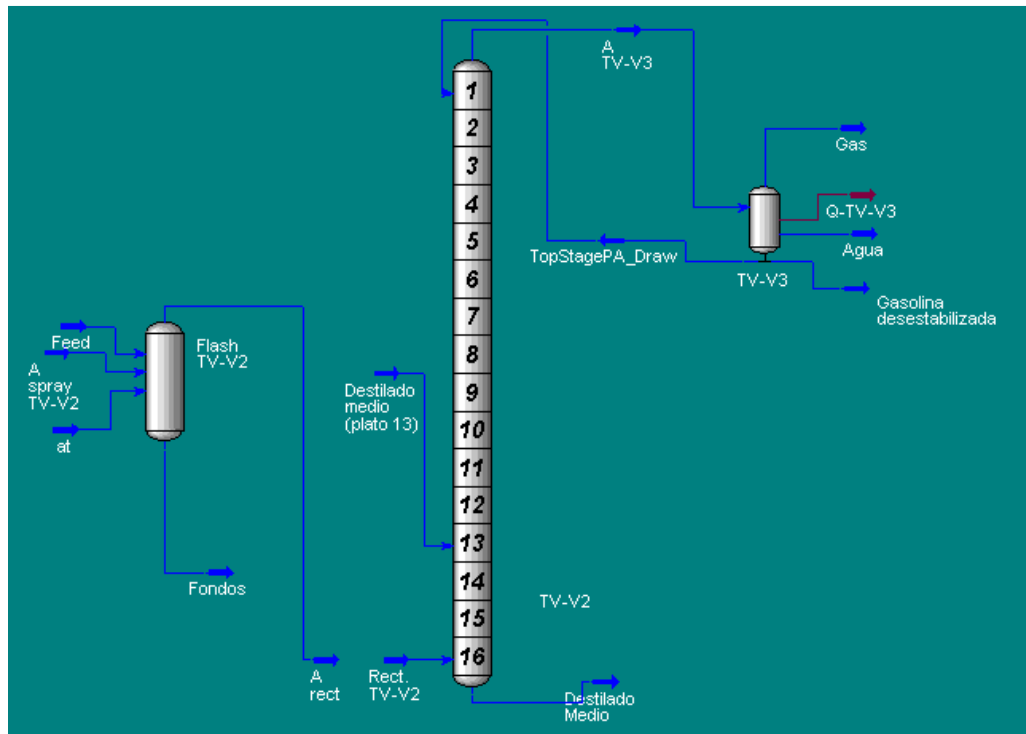
Se encontró una limitante en cuanto al número de tubos operativos en el simulador (máximo 100) y los 148 tubos requeridos para el modelado del horno TV-H1 por lo cual se utilizaron dos hornos en paralelo con 74 tubos cada uno y con igual carga que se estableció a través de un divisor (Tee) como se indica en la Figura 2.4.



**Figura 2.4.** PFD de la operación de viscorreducción mediante la utilización de dos unidades en paralelo en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1

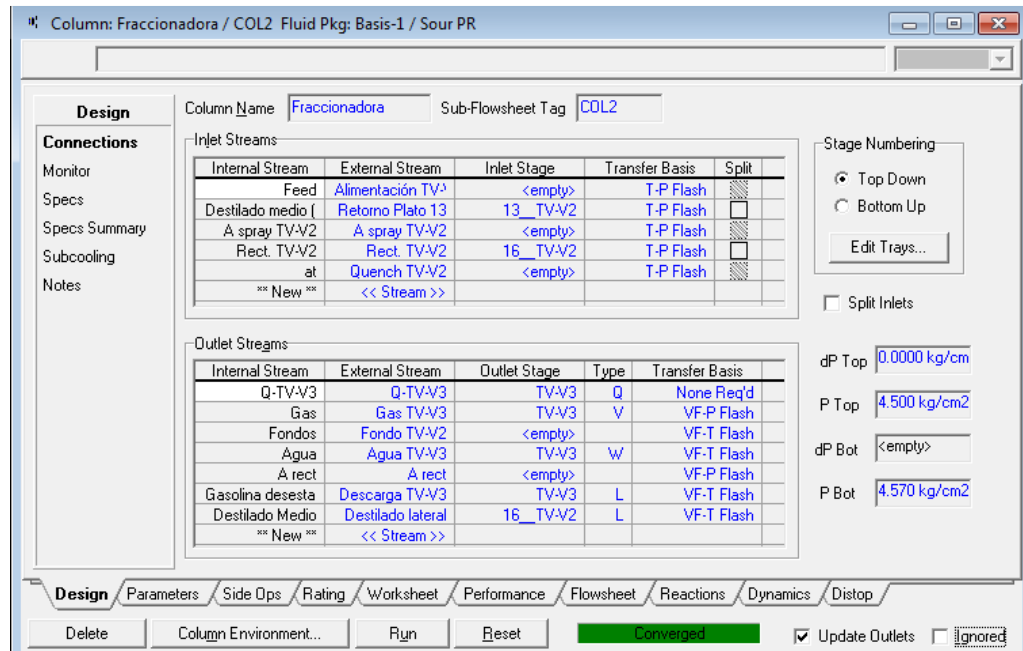
Posteriormente, se planteó el modelo para la fraccionadora TV-V2. Este proceso comprendió una de las etapas más complejas para la simulación dado que existen varias corrientes de entrada, salida y recirculación desde procesos aguas abajo.

Una limitación de las operaciones de separación en el simulador HYSYS Refinery 1.1 consiste en que el fondo de las torres contiene un plato y no un sumidero como sucede en una instalación real. Por este motivo, se utilizó un separador a modo de tambor de flasheo en donde los vapores retirados por la parte superior posteriormente ingresaron a la sección de rectificación como se muestra en la Figura 2.5 (Su, 2008).

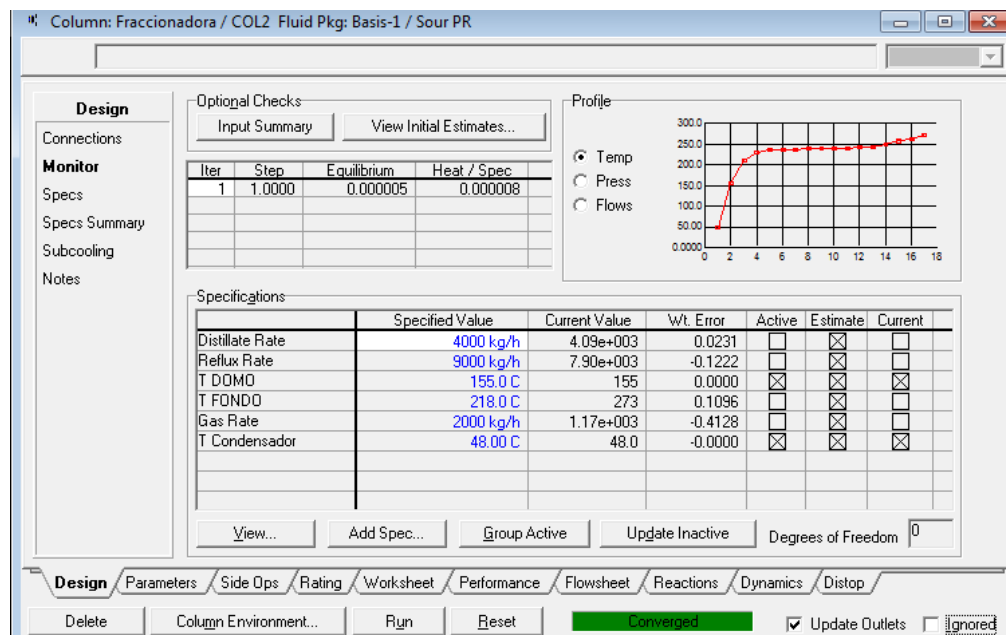


**Figura 2.5.** PFD de la fraccionadora TV-V2 en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1

Se establecieron las corrientes requeridas de los procesos aguas abajo mediante los ensayos de refinación ingresados anteriormente. En caso de no disponer de los ensayos de laboratorio se utilizó una estimación de las características de dicha corriente. Una vez que se realizó la conexión de las corrientes de entrada y salida, mostradas en la Figura 2.6, se ingresaron las variables operativas como presión y temperatura como lo indica la Figura 2.7. Además se establecieron los flujos de retorno y retiro. Finalmente, se ingresaron los datos de diseño en cuanto a la construcción del equipo.



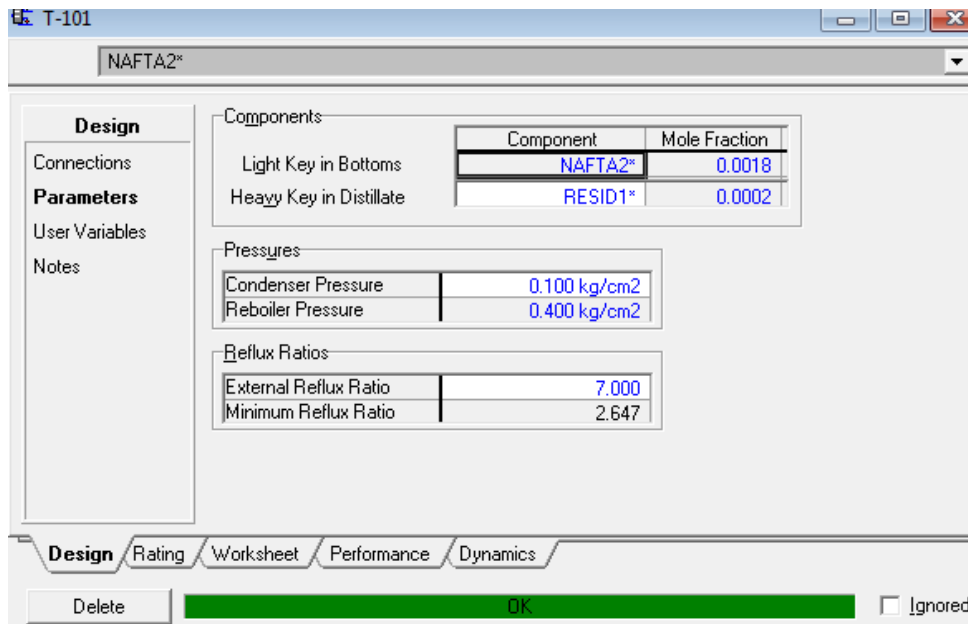
**Figura 2.6.** Conexiones de las corrientes de la operación de fraccionamiento en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1



**Figura 2.7.** Variables de la operación de fraccionamiento en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1

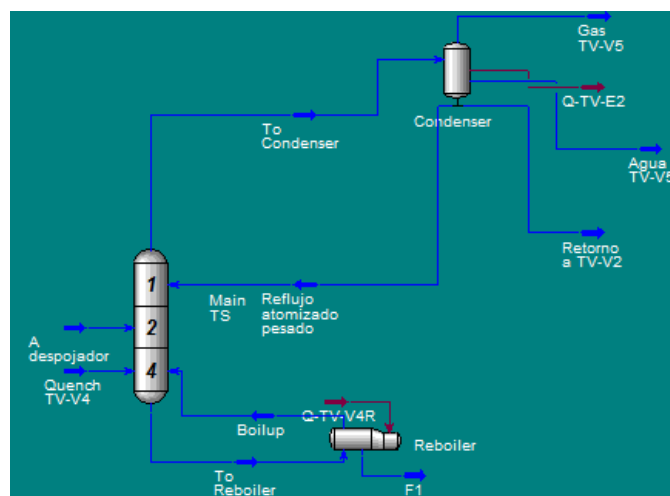
El siguiente proceso a modelar fue el despojador de fondos. La particularidad del despojador de fondos TV-V4 fue que el recipiente no contiene en su interior algún tipo de elemento que aumente el área de contacto para favorecer el equilibrio líquido-vapor. En el simulador no se contó con un equipo que ofrezca las

características requeridas por lo cual se optó por utilizar una columna con platos diseñada a partir de la Short Cut Distillation Column y el criterio de los componentes clave pesado y clave ligero como lo muestra la Figura 2.8.



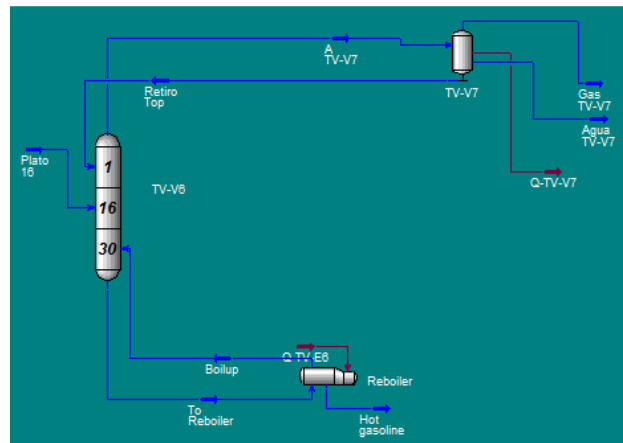
**Figura 2.8.** Definición de los componentes clave pesado y clave ligero en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1

De esta manera se obtuvieron el número de platos y el plato de la alimentación que se utilizó posteriormente en una columna de destilación convencional como lo muestra la Figura 2.9.



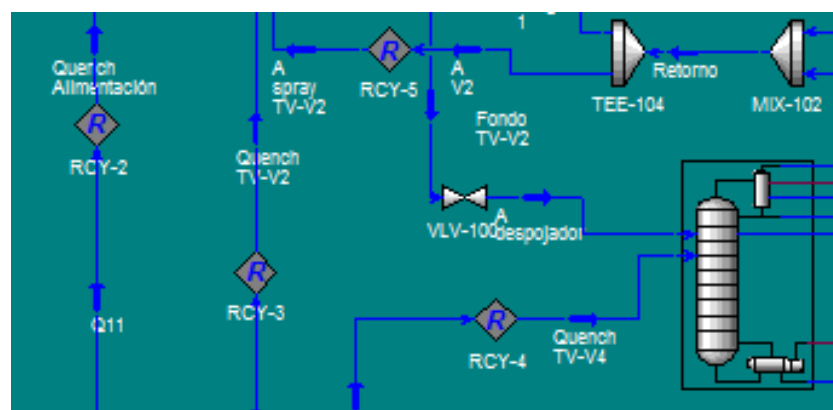
**Figura 2.9.** PFD del despojador de fondos TV-V4 en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1

El proceso de estabilización de gasolina se modeló mediante una plantilla preexistente para una columna de destilación. Se procedió a realizar las conexiones de las corrientes, definir las variables de operación y las características de diseño de la unidad con el procedimiento utilizado en la fraccionadora TV-V2 como lo indica la Figura 2.10.



**Figura 2.10.** PFD de la operación de despojamiento en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1

Una vez que todas las corrientes de los procesos modelados se calcularon, se procedió a utilizar la operación lógica de reciclo (Recycle) para recircular las corrientes aguas abajo que ingresan a los procesos aguas arriba. El programa realizó las iteraciones para lograr la convergencia de las corrientes de reciclo con los valores estimados de las corrientes que se utilizaron inicialmente como se muestra en la Figura 2.11.



**Figura 2.11.** Operaciones de reciclo en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1

Finalmente, se ajustaron los flujos de calor, presiones y temperaturas para obtener el resultado de la operación a las condiciones de diseño.

## 2.2.2. REALIZACIÓN DEL BALANCE DE MASA Y ENERGÍA

### 2.2.2.1. Balance de masa

Se realizó el balance global de la unidad mediante la utilización de los resultados de la simulación. Dado que la simulación se realizó en el proceso estacionario, se consideró que la acumulación es cero y se omitió el efecto de las reacciones de craqueo térmico, ya que, se desconoce la ecuación estequiométrica que describa el conjunto de reacciones que se llevan a cabo. Finalmente se utilizó el criterio que se muestra a continuación y la ecuación [2.3].

$$\textit{Material que sale} = \textit{Material que entra}$$

$$\textit{alimentación} + \textit{vapor de agua} = \textit{gas} + \textit{gasolina} + \textit{residuo} \quad [2.3]$$

### 2.2.2.2. Balance de energía

Dado que el proceso es estacionario, se consideró que la acumulación de energía es cero. Las reacciones de viscorreducción son endotérmicas por lo cual consumen energía, sin embargo este valor se omitió en el cálculo dado que la conversión a gasolina y gas es baja (alrededor del 3%) y por ende el efecto de las reacciones es mínimo. Además, no se contó con datos termodinámicos de las reacciones realizadas. Se utilizó la expresión que se describe a continuación para efectuar el cálculo.

$$\textit{Energía que sale} = \textit{Energía que entra}$$

Donde la energía que entra corresponde a la energía interna de las corrientes



entrantes, el trabajo de bombas y el calor suministrado por hornos y calentadores. Por otro lado, la energía que sale corresponde a la energía interna de las corrientes salientes y el calor retirado por los enfriadores.

Se realizó un cálculo parcial en el horno para determinar la energía suministrada por éste, donde se lo consideró únicamente como un calentador dado que en el simulador no se muestra un indicador de la energía entregada como se muestra en la ecuación [2.4].

$$\dot{m}_{alimentada} * c_{p_{carga}} * (T_{salida} - T_{entrada}) = \dot{Q}_{horno} \quad [2.4]$$

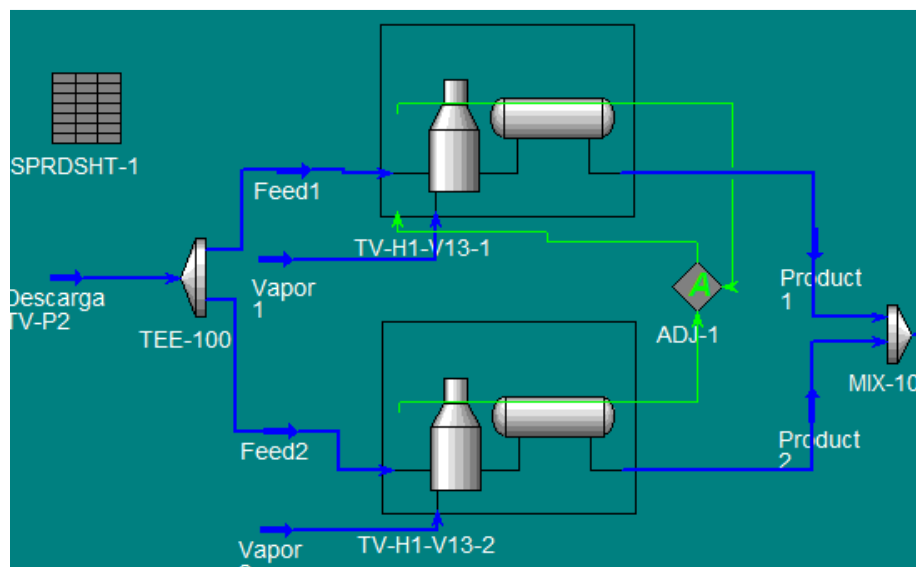
Donde:

$\dot{m}_{alimentada}$ :	Flujo másico alimentado, kg/s
$c_{p_{carga}}$ :	Capacidad calorífica, J/kg*K
$T_{salida}$ :	Temperatura de salida, K
$T_{entrada}$ :	Temperatura de entrada, K
$\dot{Q}_{horno}$ :	Flujo energético del horno, J/s

Posteriormente se realizó el balance global de la unidad a través los resultados de la simulación.

### **2.2.3. CORRIDAS DE PRUEBA DEL CIRCUITO DEL SOAKER BAJO DISTINTAS CONDICIONES CONTROLADAS DE PRESIÓN**

Para realizar las variaciones en la presión de operación del soaker se utilizó la operación lógica de ajuste que permite variar simultáneamente el valor de la presión en las dos unidades de viscorreducción en paralelo como se observa en la Figura 2.12.



**Figura 2.12.** Variación simultánea de la presión del soaker a través de la función de ajuste en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1

La variación de la presión se realizó para distintos niveles de capacidad. Para regular la capacidad de la operación, se disminuyó paulatinamente el flujo alimentado hasta conseguir el valor deseado y evitar la generación de una perturbación dinámica. La compilación de los resultados de la simulación de procesos se muestra en el Anexo VII.

#### 2.2.4. PLANTEAMIENTO DE LAS OPCIONES DE MODIFICACIÓN

A partir de los resultados obtenidos de la simulación, las facilidades existentes en planta y las propiedades del atomizado pesado y del destilado medio se plantearon diversas opciones de modificación.

Después de un análisis del efecto probable de la introducción de estas corrientes en otros procesos, se seleccionaron dos opciones de modificación y se realizaron corridas de prueba del circuito soaker al incluir la recirculación de atomizado pesado al tambor de balance TV-V1 y el retiro del exceso de destilado medio. Se utilizó una corriente de retiro de un flujo de atomizado pesado desde la descarga de la bomba TV-P6 en dos niveles, 500 kg/h y 1 000 kg/h, y se lo recirculó a la alimentación para que se reprocese. Se incluyó una corriente de retiro del exceso de destilado medio de 1 000 kg/h y se realizaron distintas corridas con variación

de la presión de operación del soaker y la capacidad de carga de la unidad.

## **2.3. DISEÑO DE LAS MODIFICACIONES FACTIBLES PARA EL MEJORAMIENTO DE LA OPERACIÓN DE LA UNIDAD DE VISCORREDUCCIÓN 1**

### **2.3.1. BASES Y CONSIDERACIONES**

Para la elaboración del modelo de tuberías se tomó como base lo siguiente:

- Se ubicaron en planta las tuberías, equipos e instrumentos existentes.
- Se tomaron como referencia los diagramas de tuberías e instrumentación de la última modificación en 1997 realizado por el Instituto Francés del Petróleo.
- Se encontraron los puntos más propicios para la colocación de las modificaciones propuestas al considerar el espacio disponible, la soportería existente y la facilidad de operación.
- Se realizaron mediciones estimadas de las distancias de las tuberías existentes y las propuestas para la modificación.
- Se ubicaron válvulas de compuerta y válvulas check para aislar la modificación del resto del sistema.
- Se procuró ubicar las válvulas manuales adecuadamente para facilitar la operación desde el piso, plataformas existentes o mediante cadenas.
- Se realizó el modelo y la simulación para estado estacionario y no se tomaron en cuenta perturbaciones, paradas o arranques de la operación.

Para la simulación del modelo de tuberías se consideró lo siguiente:

- Se seleccionó el programa de simulación Pipe Flow Expert 2007 de la compañía Daxesoft Ltd.
- Se utilizó la base de datos existente para los materiales de la tubería dado que no se contó con una descripción específica de la metalurgia.
- Se utilizaron los accesorios provistos en la base de datos simulador.
- Se determinó la presión inicial y final de la sección modificada a partir de los

datos de operación actual de las bombas.

- No se consideraron cambios de temperatura para las modificaciones.
- Se utilizó un factor de seguridad con  $K=3,0$  de acuerdo con lo sugerido en el código ASME B31.3 del año 2004.

### 2.3.2. PLANTEAMIENTO DEL MODELO

#### Especificación de las corrientes de atomizado pesado y destilado medio

Para introducir un nuevo componente a la base de datos del programa se seleccionó la opción añadir nuevo dato de fluido (Add new fluid data) en la opción fluido (Fluid). La caracterización del atomizado pesado y el destilado medio a través del simulador Hysys Refinery 1.1 se muestra en el Anexo VIII.

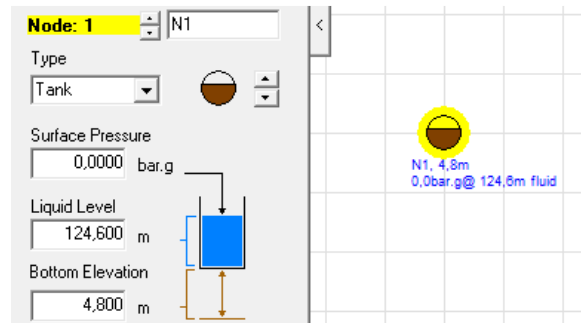
Se introdujeron los datos para la caracterización del atomizado pesado y del destilado medio respectivamente y se añadieron los componentes a la base de datos del simulador de tuberías como se muestra en la Figura 2.13.

Add fluid data:								Add new entry	
Name	Formula	Temperature °C	Pressure bar g	Density kg/m <sup>3</sup>	Viscosity Centipoise	Vapour Press. kPa (abs)	State		
Destilado medio	N/A	270	74,490	667,560	0,1940	34,650	Gas <input type="checkbox"/>	Cancel	

**Figura 2.13.** Etapa de introducción de las características del destilado medio en la base de datos de fluidos en el simulador de tuberías Pipe Flow Expert 2007

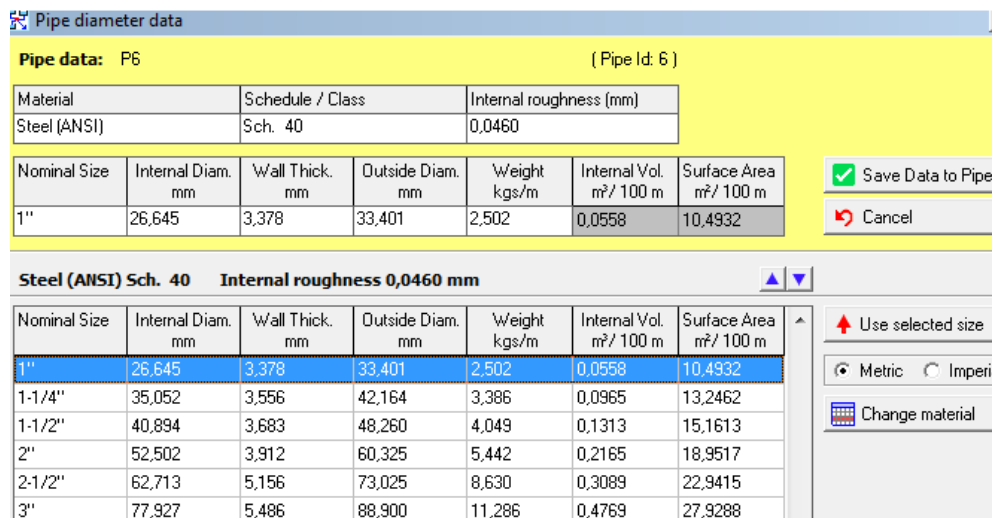
#### Establecimiento de las tuberías en el simulador

Se estableció un punto de presión inicial para la colocación de las tuberías como se muestra en la Figura 2.14. Mediante el cálculo de la presión hidrostática a través de la densidad del fluido se determinó la presión requerida. La presión en los puntos inicial y final de las modificaciones se determinaron con base en la presión de operación actual de la planta.



**Figura 2.14.** Determinación del punto de presión inicial con base en la presión de operación actual de las bombas en el simulador de tuberías Pipe Flow Expert 2007

Una vez determinada la presión del punto inicial se insertó la primera tubería en la cual se designó el diámetro y el material, como se muestra en la Figura 2.15, de acuerdo con las instalaciones existentes para evitar problemas de corrosión. Los procedimientos utilizados para el planteamiento del modelo se muestran en el Anexo VIII.



**Figura 2.15.** Etapa de selección del material y el diámetro de la tubería en el simulador de tuberías Pipe Flow Expert 2007

Las tuberías posteriores tomaron las características designadas previamente. En cada una se establecieron la longitud y la altura con referencia al piso. Las tuberías verticales se representaron en forma inclinada y las horizontales en forma horizontal. En el nodo final de la instalación de tuberías se estableció la presión final (End pressure). En la Figura 2.16 se muestra la interface del simulador para introducir la longitud de las tuberías y altura de los nodos.

**Figura 2.16.** Cuadros de dialogo para la etapa de ingreso de datos de la longitud de las tuberías y alturas de los nodos en el simulador de tuberías Pipe Flow Expert 2007

### Definición de las válvulas y accesorios

En cada tubería se insertaron las válvulas, la placa orificio y los accesorios al usar como referencia las mediciones realizadas en planta con las consideraciones mencionadas en 2.3.1 como se muestra en la Figura 2.17. Además se creó un accesorio para incluir el factor de seguridad para la instalación. La creación de la placa orificio en el entorno de simulación se detalla en el Anexo VIII.

Fittings on: P1, Steel (ANSI), 1" 26,645 mm ( Pipe Id: 1 )						
Symbol	Type	Metric	Imperial	Description	K value	Qty
	BT	25 mm	1"	Branch Tee	1,38	1
	Gate	25 mm	1"	Gate Valve	0,18	2
	ChSw	25 mm	1"	Check Swing Valve	4,10	1
	Safety	25 mm	1"	Safety factor	3,00	1

Total K = 8,84

Save

Clear

Cancel

**Figura 2.17.** Interface mostrada para la etapa de introducción de accesorios y válvulas en el simulador de tuberías Pipe Flow Expert 2007

### 2.3.3. ELABORACIÓN DEL DIAGRAMA DE FLUJO Y DEL DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN (P&ID) DE LAS MODIFICACIONES

En el diagrama de flujo actual de la unidad de Viscosidad 1, se incluyeron las dos modificaciones propuestas para el mejoramiento de la operación de la unidad.

Para la elaboración del diagrama de tuberías e instrumentación de las modificaciones, se utilizaron como base a los diagramas elaborados por el Instituto Francés del Petróleo correspondientes a las operaciones involucradas con las corrientes a desviarse. Se insertaron las modificaciones mediante un código de color para los elementos nuevos como tuberías, válvulas y accesorios. Se identificaron las nuevas tuberías e instrumentos. La identificación de tuberías se efectuó según la nomenclatura que se indica en el Anexo IX.

## **2.4. ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA OPERACIÓN DE LA UNIDAD MODIFICADA**

Este análisis se realizó para determinar la factibilidad del proyecto de modificación y establecer los beneficios de la propuesta.

Se construyó el flujo de caja incremental para lo cual se utilizó como referencia la matriz de factibilidad MatrizFacti V 5.0 tomada de Guerra, 2009. En esta matriz se detallan los parámetros requeridos para elaborar el flujo de caja, el estado de pérdidas y ganancias y el punto de equilibrio. Para este estudio, se utilizaron los rubros para la construcción del flujo de caja incremental.

Se estimó la inversión necesaria para la implementación de las modificaciones propuestas mediante la utilización de cotizaciones de proveedores locales referentes a los materiales requeridos. Para la mano de obra en la construcción de la ampliación se utilizó el criterio de los índices de Nelson para construcción de refinerías.

El valor incremental para el rubro de ventas se calculó mediante el aumento del rendimiento de la producción de residuo por el reprocesamiento del atomizado pesado y la inyección de destilado medio a la corriente de residuo para la preparación del fuel oil. No se consideraron los incrementos de los rendimientos de gas y gasolina puesto que estos derivados son utilizados dentro de otros procesos de refinería y no son parte de las ventas.

Para estimar los costos de producción como mano de obra directa, mantenimiento, combustibles y energía se utilizó la referencia encontrada en Bridjanian y Samimi, 2011. Se estimó el valor de la materia prima alimentada al proceso de viscorreducción mediante la descomposición del costo total para el diesel presentado en Huff, 2006. Se despreciaron los rubros correspondientes a materiales indirectos, mano de obra indirecta, depreciaciones, mantenimiento de construcciones civiles, equipos de oficina y seguros.

La depreciación de la nueva instalación de tuberías se determinó mediante el método de línea recta sin valor residual recomendado por Sapag y Sapag, 2003. Se consideró el rubro correspondiente al Impuesto a la Renta sobre utilidades como el 45%. Los ingresos, egresos y depreciación para el flujo de caja se proyectarán a 5 años. Este criterio se utiliza en el Área de Proyectos de la Refinería Esmeraldas para proyectos de modificación y ampliación.

Se utilizaron las funciones TIR y VNA de MSExcels<sup>TM</sup> para determinar la tasa interna de retorno y el valor actual neto respectivamente. Además se estableció la relación beneficio-costos (B/C) para evaluar la factibilidad financiera del proyecto de modificación de la unidad de Viscorreducción 1.



### **3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN**

#### **3.1. RESULTADOS DE LA EVALUACIÓN DE LA OPERACIÓN ACTUAL DE LA UNIDAD DE VISCORREDUCCIÓN 1**

##### **3.1.1. DESCRIPCIÓN DE LA UNIDAD DE VISCORREDUCCIÓN 1 DE LA RE**

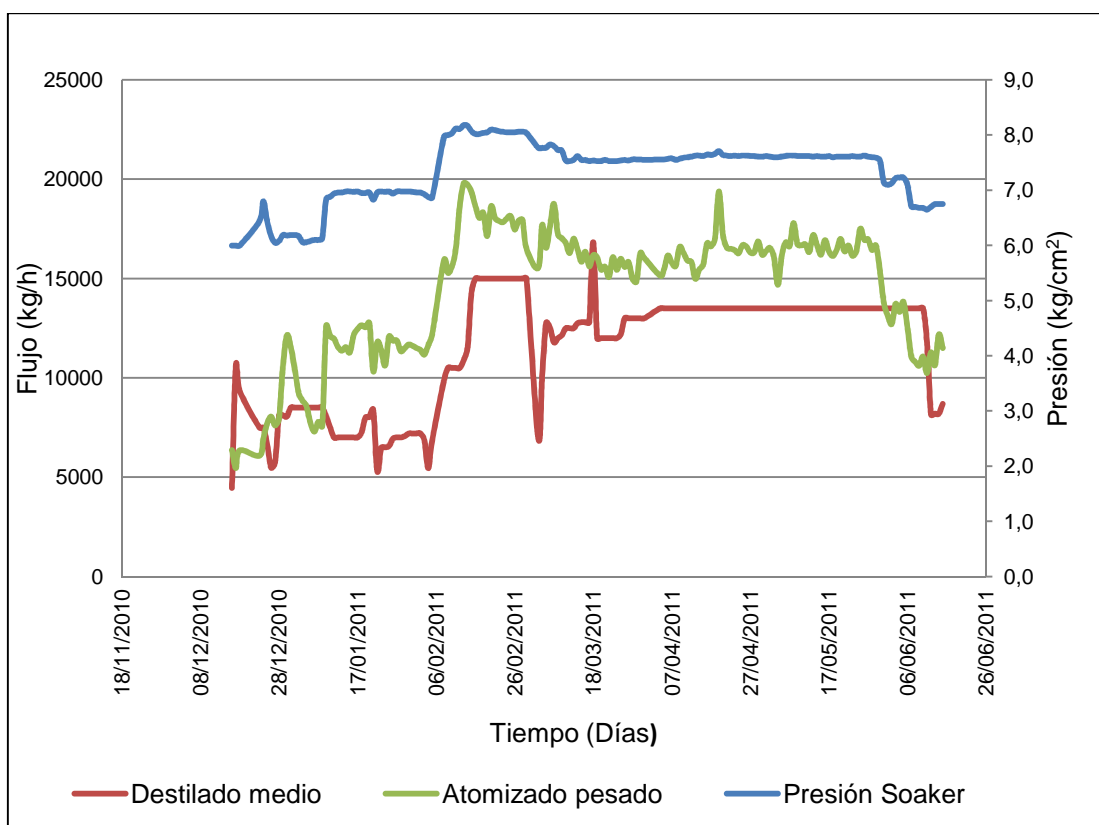
###### **Diagrama de flujo de la unidad instalada de Viscorreducción 1**

El diagrama de flujo de procesos actual de la unidad de Viscorreducción 1 se muestra en el Plano N°1 a continuación.

PLANO 1

### Condiciones de operación actuales de la unidad de Viscorreducción 1

En la Figura 3.1 se muestra la influencia de la presión de operación del soaker TV-V13 en la producción de destilado medio de la fraccionadora TV-V2 y el atomizado pesado del acumulador TV-V5.



**Figura 3.1.** Tendencia de las condiciones de operación para la presión del soaker TV-V13 y los flujos de atomizado pesado y destilado medio

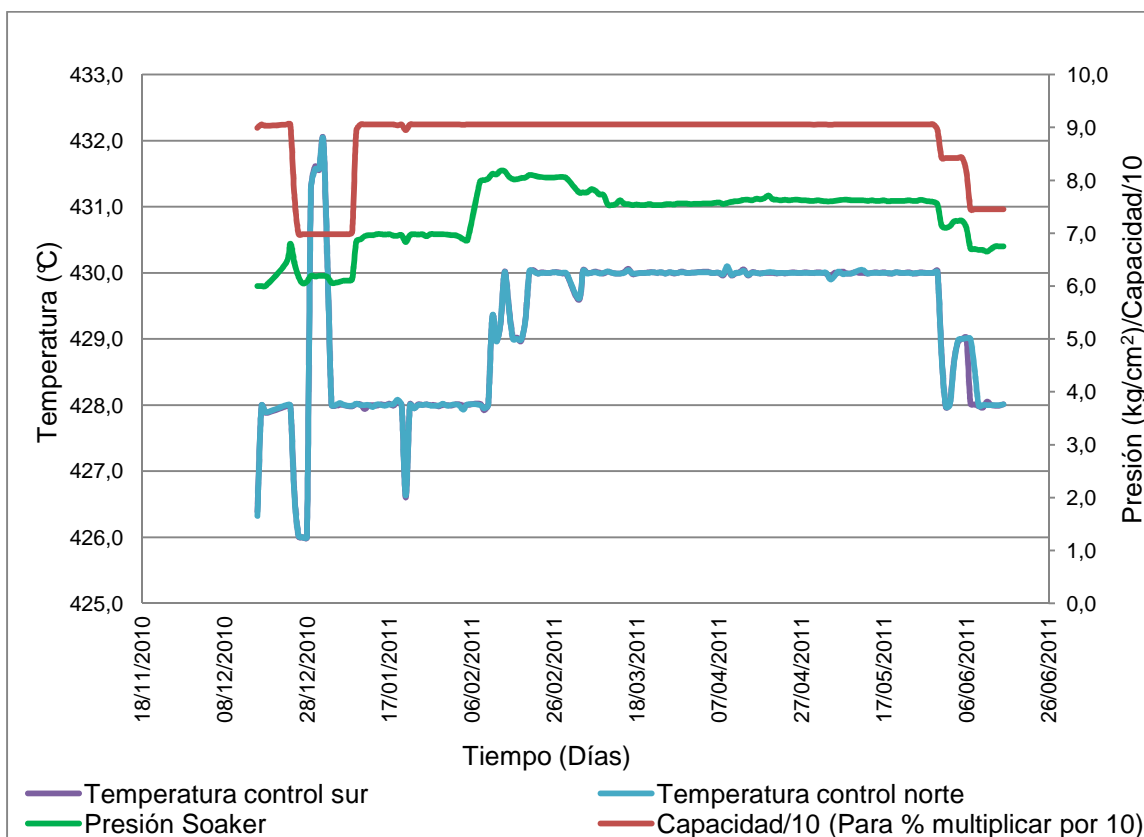
La sobreproducción del destilado medio de la fraccionadora TV-V2 se ha registrado en el aumento de la corriente extraída del plato pozo. Esta etapa de la columna de destilación cuenta con un controlador de nivel que está establecido en el 60%. Por este motivo, la corriente de recirculación constituida por el destilado medio se incrementa para mantener el nivel en el plato y evitar una posible inundación. Esta práctica puede ocasionar problemas aguas abajo en el perfil de temperatura de la columna con la corriente de retorno. En la Figura 3.1 se observa que el incremento flujo de atomizado pesado oscila alrededor de 4 000 kg/h con una presión de operación del soaker entre 7,0 kg/cm<sup>2</sup> y 7,5 kg/cm<sup>2</sup>.

Con base en las bitácoras de operación presentadas por el jefe de turno y mediante observaciones en planta, se evidenció la sobreproducción del atomizado pesado del acumulador TV-V5. Además, se observa un incremento estimado de 5 000 kg/h con una variación de la presión de operación del soaker entre 7,0 kg/cm<sup>2</sup> y 7,5 kg/cm<sup>2</sup>. Esto produce un aumento en el nivel del hidrocarburo del acumulador que no puede ser desalojado por lo que se realiza un drenaje manual desde la bota al colector de hidrocarburo residual como se observa en la Figura 3.2. Esto indica que existe pérdida de hidrocarburo que es enviado junto con las aguas amargas. Además, presenta un escenario de operación nocivo para la salud del operador que realiza el drenaje puesto que el agua y el hidrocarburo desalojados poseen altas concentraciones de compuestos de azufre.



**Figura 3.2.** Drenaje manual del atomizado pesado del acumulador TV-V5 al colector de hidrocarburo residual

En la Figura 3.3 se muestra la relación entre la presión de operación del soaker TV-V13 y la temperatura a la salida de los pasos del horno TV-H1.



**Figura 3.3.** Tendencia de las condiciones de operación para la presión del soaker TV-V13 y las temperaturas de control a la salida del horno TV-H1 para una capacidad dada

Se observa que cuando la presión de operación del soaker se encuentra estable entre  $7,0 \text{ kg/cm}^2$  y  $8,0 \text{ kg/cm}^2$  la temperatura de control en los pasos del horno se halla alrededor de  $430 \text{ }^\circ\text{C}$ . Estas tendencias permiten prever que con un aumento en la presión de operación del soaker a una capacidad dada, inclusive hasta la presión de diseño de  $9 \text{ kg/cm}^2$ , se requerirá una menor temperatura en la descarga del horno TV-H1. Esto podría traducirse en una reducción del consumo de combustible en el horno lo que representa un ahorro energético. Los picos presentados entre el 28/12/2010 y el 17/01/2011 no son representativos del comportamiento de la unidad y pueden deberse a un paro o arranque del proceso.

En la Tabla 3.1 se resumieron las condiciones de operación representativas de la unidad de acuerdo con la capacidad de operación.

**Tabla 3.1.** Condiciones de operación de acuerdo con la capacidad

Variables	Capacidad (%)					
	70	75	84	91	91	91
<b>Carga lado norte (kg/h)</b>	37 003	39 501	44 651	48 000	47 999	47 999
<b>Carga lado sur (kg/h)</b>	37 000	39 510	44 655	47 996	47 994	48 001
<b>Temperatura control sur (°C)</b>	430	428	429	428	428	430
<b>Temperatura control norte (°C)</b>	430	429	429	428	428	430
<b>Descarga del soaker (°C)</b>	411	413	414	413	411	415
<b>Presión Soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	6,2	6,7	7,1	6,4	7,0	7,6
<b>Alimentación a TV-V2 (°C)</b>	372	363	369	377	371	372
<b>Nivel plato de destilado medio (%)</b>	60	60	60	60	60	60
<b>Destilado medio (kg/h)</b>	8 500	13 501	13 500	7 500	7 000	13 500
<b>Atomizado pesado (kg/h)</b>	9 232	10 800	13 778	6 074	11 558	15 899
<b>Salida de gases de TV-V3 (kg/h)</b>	537	476	501	512	544	607
<b>Gasolina desde TV-V6 (kg/h)</b>	866	865	962	861	1 032	990
<b>Salida de gas desde TV-V5 (kg/h)</b>	351	407	587	1 337	573	648

En todos los casos la temperatura de control del horno oscila entre 428 °C y 430 °C y la temperatura de descarga del soaker entre 410 °C y 415 °C. La temperatura de la alimentación a la fraccionadora oscila entre 363 °C y 377 °C después del enfriamiento realizado por el flujo de quench.

El nivel del líquido en el plato de destilado medio de la fraccionadora se mantiene en 60% por el lazo de control existente. Sin embargo, al presentarse una elevación en la presión del soaker se evidencia un aumento en el flujo del destilado medio. Este efecto es aún más notorio para los valores que se presentan a una misma capacidad, en este caso del 91%.

Se observa que el aumento de la producción de atomizado pesado está ligado al incremento de la presión de operación del soaker. Este comportamiento es más evidente para la operación a una misma capacidad.

## Resultados de conversión y reducción de viscosidad

### Conversión

La conversión se determinó a partir de los datos históricos de la operación de la unidad y los resultados se exponen en la Tabla 3.2.

**Tabla 3.2.** Resultados de conversión de la unidad de acuerdo con la capacidad con base en los datos históricos recientes

Capacidad (%)	Conversión (%)
70	2,5
75	2,3
84	2,4
91	2,3
91	2,4
91	3,0

El valor de conversión oscila entre 2,3% y 3,0% lo cual cumple con la operación para viscorreducción a condiciones moderadas con conversión inferior al 7,0% según Rhoe y de Blignieres, 1979, y lo estipulado en los instructivos de operación de la unidad de Viscorreducción 1.

### Reducción de viscosidad

Se determinó la reducción de viscosidad con los resultados de los análisis de rutina realizados en el Laboratorio de Control de Calidad de la RE. Los resultados se muestran en la Tabla 3.3.

**Tabla 3.3.** Resultados al azar de reducción de viscosidad tomados del Laboratorio de Control de Calidad de la RE

Reducción de viscosidad (%)		Promedio (%)	Desviación Estándar
66,8	58,9	48,28	14,70
57,4	40,2		
26,1	28,6		
70,6	39,0		
50,0	17,8		
44,0	62,2		
35,8	60,0		
59,7	48,9		
48,8	54,1		

El valor de reducción de viscosidad promedio corresponde al 48,28%. Se debe recalcar que los valores de reducción de viscosidad presentan una gran variación que se evidencia con la desviación estándar. El rango encontrado para la variación de este parámetro está entre 17,8% y 70,6%. Este comportamiento puede ser atribuido a la variación de carga a la unidad y el tipo de corrida, asfaltos o gasóleos, de la unidad de vacío que no se reporta en los informes de laboratorio. Además, el error sistemático que conlleva efectuar el ensayo de viscosidad es alto al tratarse de un componente pesado que presenta dificultades para su realización.

### **3.1.2. RESULTADOS DE LAS PRUEBAS DE CARACTERIZACIÓN DE LAS CORRIENTES DE ALIMENTACIÓN, PRODUCTOS Y CORRIENTES DE RECICLO DE LA UNIDAD DE VISCORREDUCCIÓN 1 DE LA RE**

#### **3.1.2.1. Crudo carga**

Se realizaron varios ensayos de laboratorio al crudo carga que viene desde la terminal de Balao. Los ensayos realizados, las normas utilizadas como referencia y los resultados de los mismos se muestran en la Tabla 3.4.



**Tabla 3.4.** Resultados de pruebas de caracterización del crudo carga

Muestra	Crudo carga a destilación atmosférica		
	Métodos	Norma	Resultado
Viscosidad, cSt a 100 °F	ASTM D445	37,1	cSt
Gravedad API	ASTM D287	25,4	°API
Azufre	ASTM D4249	1,342	% peso
Factor K UOP	UOP 375-07	11,8	-

Los resultados expuestos en la Tabla 3.4 no contienen el mismo número de cifras decimales puesto que se refieren a parámetros distintos.

Se observa que con base en el valor de la gravedad API este crudo se clasifica como mediano. En relación con los resultados de la caracterización presentados en el manual de diseño, la gravedad API tiene un valor cercano al denominado crudo base (24,8 °API).

El contenido de azufre es alto en relación con los crudos internacionales de referencia por lo cual el petróleo ecuatoriano cumple una penalización por el alto contenido de azufre. Esta condición exige procesos de endulzamiento y mejoramiento de los productos dentro del esquema de refinación de la RE.

Además, el valor del factor K UOP indica que el petróleo es de base mixta parafínico-nafténica lo cual concuerda con los bajos rendimientos de productos livianos, como naftas y kerosene, y el alto porcentaje de residuo que se genera.

### 3.1.2.2. Descarga del tambor de balance TV-V1

En el tambor de balance TV-V1 se efectúa la mezcla entre los fondos de vacío desde el equipo (carga caliente) y la carga desde tanques (carga fría). El efluente de este equipo fue muestreado y posteriormente se realizaron las pruebas de laboratorio y se obtuvieron los resultados que se muestran en la Tabla 3.5.

**Tabla 3.5.** Resultados de las pruebas de caracterización de la descarga del tambor de balance TV-V1

<b>Muestra</b>	<b>Descarga de TV-V1</b>		
	<b>Métodos</b>	<b>Norma</b>	<b>Resultado</b>
Viscosidad 1, a 143 °C	ASTM D88	351	SSF
Viscosidad 2, a 150 °C	ASTM D88	219	SSF
Viscosidad calculada a 100 °C	ASTM D341	45 093	cSt
Gravedad API	ASTM D287	3,4	°API
Asfaltenos	ASTM D3279	11,5	% peso
Azufre	ASTM D4294	1,981	% peso
Carbón Conradson	ASTM D189	20,0	% peso
Factor K UOP	UOP 375-07	11,6	-

Los parámetros de la Tabla 3.5 han sido medidos con distintas metodologías por lo que el número de cifras decimales es diferente.

En el Anexo VI se muestran las especificaciones del residuo de vacío expuestas en el manual de operación. Estas especificaciones correspondieron al material utilizado como alimentación a la unidad de viscorreducción para el diseño de la última modificación en donde se presentan los resultados de caracterización con base en tres tipos de crudo.

Se determinaron dos valores de viscosidad en segundos Saybolt Furol y, a través de la norma ASTM D341, se calculó la viscosidad a 100 °C en centistokes. Se encuentra que la viscosidad de la descarga del tambor de balance analizada es 10 veces mayor que las alimentaciones tomadas como referencia del manual de operación. Se debe recalcar que en el manual de operación no se muestra la norma utilizada para realizar la determinación de la viscosidad, sin embargo, los valores presentados se utilizan como referencia. A temperatura ambiente, la descarga del tambor de balance TV-V1 se encuentra en estado sólido. Esto permite predecir el alto valor de viscosidad cinemática que se ha encontrado al realizar las pruebas y se puede comparar con el comportamiento de un asfalto sólido.

La gravedad API indica que este corte se clasifica como extrapesado y su valor es evidentemente menor que las referencias presentadas para los fondos de vacío de los tres tipos de crudo carga al proceso de refinación analizados en el manual de operación.

El contenido de asfaltenos constituye aproximadamente la mitad del valor mostrado para cada una de las tres cargas referenciales. Esto permite predecir una disminución en la tendencia a la inestabilidad e incompatibilidad dado que los asfaltenos son los principales precursores de estos fenómenos como se expuso en el acápite 1.1.4.3.

El contenido de azufre de la muestra estudiada es menor que los valores de las cargas de referencia. Esta característica representa una ventaja en cuanto a la operación al reducir la posibilidad de corrosión en los equipos y una mejora en la salud y seguridad de los operadores al mitigar la contaminación.

La descarga del tambor de balance tiene un mayor contenido de residuo de carbón Conradson al compararlo con el estudio realizado por Kondo *et al.*, 1999 (22,8%). Por consiguiente, esta condición explica la tendencia a una formación de coque acelerada que obliga a realizar paros de mantenimiento con mayor frecuencia.

El valor del factor de caracterización K UOP indica que la descarga del tambor de balance es eminentemente nafténica o asfáltica lo cual explica la elevada producción de residuos.

### **3.1.2.3. Descarga del soaker TV-V13**

Se realizó el muestreo de la descarga del soaker después de la válvula de control. Debido a la alta temperatura manejada en este punto, superior a 420 °C, la recolección de la muestra se realizó en un recipiente abierto por lo cual se perdió la fracción vapor producida en este equipo. Se realizaron distintos ensayos de

caracterización a la fracción pesada recogida. Los resultados y normas utilizadas para la caracterización se muestran en la Tabla 3.6.

**Tabla 3.6.** Resultados de las pruebas de caracterización de la descarga del soaker TV-V13

<b>Muestra</b>	<b>Descarga de TV-V13</b>		
<b>Métodos</b>	<b>Norma</b>	<b>Resultado</b>	<b>Unidades</b>
Viscosidad 1, a 125 °C	ASTM D88	257	SSF
Viscosidad 2, a 136 °C	ASTM D88	122	SSF
Viscosidad calculada a 100 °C	ASTM D341	4818,0	cSt
Gravedad API	ASTM D287	8,8	°API
Asfaltenos	ASTM D3279	12,4	% peso
Carbón Conradson	ASTM D189	26,7	% peso
Factor K UOP	UOP 375-07	11,7	-

En el manual de operación de la unidad constan tres referencias para la descarga del soaker, cuyas propiedades se muestran en el Anexo VI. Los resultados mostrados en la Tabla 3.6 tienen un número distinto de cifras decimales puesto que corresponden a parámetros determinados por metodologías diferentes.

Se determinaron dos valores de viscosidad en segundos Saybolt Furol. A través de la norma ASTM D341, se calculó la viscosidad a 100 °C en centistokes. Se encontró que la viscosidad de la descarga del tambor de balance analizada es dos veces el valor de la referencia que se muestra en el Anexo VI. De esta manera, se evidencia la reducción de viscosidad entre la carga a la unidad y la descarga al soaker.

La gravedad API encontrada muestra que la fracción pesada de la descarga del soaker se clasifica como extrapesada. Además se observa que la gravedad API ha aumentado al pasar a través del proceso de viscorreducción.

El contenido de asfaltenos oscila alrededor de la mitad del valor mostrado para cada una de las tres muestras referenciales. Se esperaría un mayor contenido de asfaltenos dado por el alto contenido de carbón Conradson obtenido.

El valor del factor K UOP indica que la descarga del soaker es nafténica o asfáltica lo cual concuerda con la elevada producción de residuos.

### 3.1.2.4. Gasolina estabilizada

Se muestreó la gasolina estabilizada y se realizaron diversos ensayos de calidad. Los resultados y las normas aplicadas como referencia para los ensayos se muestran en la Tabla 3.7. Dado que este es un producto semielaborado se escogió la norma INEN 935:2010 para gasolina extra como referencia comparativa.

**Tabla 3.7.** Resultados de las pruebas de caracterización de la gasolina estabilizada de TV-V6

Muestra	Gasolina estabilizada de TV-V6				
Métodos	Norma	Resultado		Unidades	Especificación NTE-INEN 935:2010
Gravedad API	ASTM D287	71,5		°API	-
Destilación	ASTM D86	PIE	38	°C	-
		5%	43	°C	-
		10%	53	°C	Máx. 70
		20%	63	°C	-
		30%	70	°C	-
		40%	80	°C	-
		50%	87	°C	77-121
		60%	94	°C	-
		70%	101	°C	-
		80%	108	°C	-
		90%	119	°C	Máx. 189
		95%	-	°C	-
		PFE	124	°C	Máx. 215
		Residuo	1,0	% volumen	Máx. 2,0
Pérdida	7,0	% volumen	-		
Factor K UOP	UOP 375-07	12,4		-	-

Los resultados de la Tabla 3.7 se muestran con un número de cifras decimales distinto puesto que corresponden a diferentes parámetros.

La gravedad API alta indica que la fracción es liviana y corresponde al producto líquido más liviano de la unidad en condiciones normales. Se observa que las temperaturas correspondientes al 10% y 90% de destilado están dentro de los límites establecidos. Además, el valor del factor K UOP indica que la gasolina es de naturaleza mixta aromático-nafténica.

#### **3.1.2.5. Destilado medio de la fraccionadora TV-V2**

El destilado medio corresponde al corte lateral extraído en el plato pozo de la fraccionadora TV-V2, mismo que es utilizado como corriente de recirculación (pumparound). Se realizaron diversas pruebas de laboratorio cuyos resultados y normas aplicadas como guía se muestran en la Tabla 3.8. Como referencia comparativa se utilizó la norma INEN 1489:99 para diesel 2.

**Tabla 3.8.** Resultados de las pruebas de caracterización del destilado medio de la fraccionadora TV-V2

Muestra	Destilado medio de TV-V2				
Métodos	Norma	Resultado		Unidades	Especificación NTE-INEN 1489:99
Viscosidad, cSt a 100 °F	ASTM D445	1,1		cSt	2,5-6,0
Gravedad API	ASTM D287	47,5		°API	-
Azufre	ASTM D4294	0,7743		% peso	Máx. 0,7000
Destilación	ASTM D86	PIE	132	°C	-
		5%	138	°C	-
		10%	144	°C	-
		20%	150	°C	-
		30%	155	°C	-
		40%	161	°C	-
		50%	169	°C	-
		60%	180	°C	-
		70%	200	°C	-
		80%	230	°C	-
		90%	281	°C	Máx. 360
		95%	-	°C	-
		PFE	329	°C	-
		Residuo	4,0	% volumen	-
Pérdida	2,0	% volumen	-		
Factor K UOP	UOP 375-07	11,9		-	-

En la Tabla 3.8 se observa que los resultados se presentan con un número distinto de cifras decimales puesto que los parámetros evaluados se han desarrollado bajo diferentes metodologías.

La viscosidad cinemática medida es inferior al rango determinado en la norma para el diesel 2 lo que indica el destilado medio tiene una naturaleza más liviana y concuerda con los resultados obtenidos para la gravedad API. La gravedad específica del destilado medio es 0,79 por lo cual es menor a la especificada para el diesel 2 según Sørensen y Breeze, 2009 (0,84).

El contenido de azufre es superior al establecido en la norma. Sin embargo, esta característica no representa un problema para el cumplimiento de las especificaciones de calidad dado que el destilado medio no es un producto final.

La temperatura que corresponde al 90% de destilado es menor de acuerdo con lo establecido en la norma. Según Dente *et al.*, 2007, este corte contiene un 30% en volumen correspondiente a la nafta de primera destilación de un crudo ecuatoriano referencial (77 °C a 154 °C). Alrededor del 40% en volumen está dentro del rango de destilación para el diesel (175 °C a 340 °C) de acuerdo con Billets, 2001. Además, el valor del factor K UOP indica que el destilado medio posee una naturaleza mixta parafínico-nafténica.

### 3.1.2.6. Fondo de la fraccionadora TV-V2

La corriente del fondo de la fraccionadora TV-V2 constituye la alimentación al despojador de fondos TV-V4. Las pruebas de laboratorio realizadas, las normas utilizadas y los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 3.9.

**Tabla 3.9.** Resultados de las pruebas de caracterización de la descarga del fondo de la fraccionadora TV-V2

Muestra	Fondos de TV-V2		
	Norma	Resultado	Unidades
Viscosidad 1, a 142 °C	ASTM D88	97	SSF
Viscosidad 2, a 134 °C	ASTM D88	170	SSF
Viscosidad calculada a 100 °C	ASTM D341	9802,0	cSt
Gravedad API	ASTM D287	6,1	°API
Azufre	ASTM D4249	2,236	% peso
Carbón Conradson	ASTM D189	22,1	% peso
Factor K UOP	UOP 375-07	11,6	-

Los resultados expuestos en la Tabla 3.9 corresponden a parámetros determinados mediante métodos diferentes por lo que el número de cifras decimales es distinto.



La viscosidad de la corriente del fondo de la fraccionadora es menor que la de la alimentada a la unidad, mostrada en la Tabla 3.5, lo cual evidencia la reducción de viscosidad realizada en el proceso. La gravedad API es mayor que la correspondiente a la alimentación a la unidad que se observa en la Tabla 3.5, lo que demuestra que se ha reducido la cantidad de componentes pesados por medio de las reacciones de craqueo. Por otra parte, este valor es menor que el correspondiente a la descarga del soaker que se muestra en la Tabla 3.6, lo cual indica que se han perdido componentes livianos en el destilado medio y en el domo de la torre.

El contenido de azufre se ve incrementado dado que este tiende a concentrarse en las fracciones más pesadas según Speight, 2006

El alto contenido de carbón Conradson puede generar problemas en la combustión del fuel oil producido en el despojador TV-V4.

El valor del factor K UOP indica que la descarga del fondo de la fraccionadora TV-V2 es nafténica lo cual explica la elevada producción de residuos. Además, la presencia de componentes nafténicos incrementa la estabilidad del residuo según el estudio realizado por Dente *et al.*, 2007.

#### **3.1.2.7. Atomizado pesado de TV-V5**

El atomizado pesado corresponde al destilado extraído del acumulador TV-V5 el cual es recirculado al spray de la fraccionadora TV-V2. Los resultados y normas utilizadas para los ensayos realizados se muestran en la Tabla 3.10.

**Tabla 3.10.** Resultados de las pruebas de caracterización del atomizado pesado del acumulador TV-V5

Muestra	Atomizado pesado del acumulador TV-V5			
Métodos	Norma	Resultado		Unidades
Gravedad API	ASTM D287	50,2		°API
Destilación	ASTM D86	PIE	75	°C
		5%	120	°C
		10%	130	°C
		20%	138	°C
		30%	145	°C
		40%	152	°C
		50%	158	°C
		60%	169	°C
		70%	183	°C
		80%	211	°C
		90%	263	°C
		95%	-	°C
		PFE	310	°C
		Residuo	3,0	% volumen
Pérdida	2,0	% volumen		
Factor K UOP	UOP 375-07	11,9		-

En la Tabla 3.10, los resultados se presentan con un número diferente de cifras decimales puesto que los parámetros han sido determinados bajo distintas metodologías.

De acuerdo con el valor de la gravedad API, el atomizado pesado es más liviano que el destilado medio.

Se observa que el 50% en volumen de destilado corresponde a la nafta de primera destilación de un crudo ecuatoriano referencial (77 °C a 154 °C) según Dente *et al.*, 2007. El 40% en volumen más pesado cabe dentro del rango de destilación para el diesel 2 (175 °C a 340 °C) de acuerdo con B illets, 2001. El factor K UOP indica que el atomizado pesado es de naturaleza mixta parafino-nafténica.

### 3.1.2.8. Fondo del despojador de residuo TV-V4

La corriente del despojador de residuo TV-V4 es el producto de mayor volumen e importancia producido en esta unidad. Se realizaron varios ensayos de laboratorio. Las normas utilizadas y los resultados se muestran en la Tabla 3.11. Además se muestran las especificaciones para el fuel oil # 4.

**Tabla 3.11.** Resultados de las pruebas de caracterización de la descarga del fondo del despojador TV-V4

Muestra	Fondos de TV-V4				
Métodos	Norma	Resultado	Unidades	Especificación NTE-INEN 1983:2002	
Viscosidad 1, a 131 °C	ASTM D88	443	SSF	-	
Viscosidad 2, a 149 °C	ASTM D88	382	SSF	-	
Viscosidad calculada a 100 °C	ASTM D341	1 232,0	cSt	-	
Gravedad API	ASTM D287	5,5	°API	-	
Asfaltenos	ASTM D3279	16,4	% peso	-	
Carbón Conradson	ASTM D189	24,1	% peso	-	
Estabilidad	Método IFP	Homogéneo	-	-	
Azufre	ASTM D4249	2,234	% peso	Máx. 2,500	
Compatibilidad con diesel	ASTM D4740	50% diesel	1	-	-
		25% diesel	1	-	-
Factor K UOP	UOP 375-07	11,3	-	-	

Los resultados de la Tabla 3.11 se presenta con un distinto número de cifras decimales puesto que los parámetros se evaluaron con metodologías diferentes.

Se midieron dos valores de viscosidad en Segundos Saybolt Furol y, a través de la norma ASTM D341, se calculó la viscosidad a 100 °C en centistokes. Se encuentra que la viscosidad del producto de salida es significativamente menor al de la carga a la unidad lo cual indica que se ha cumplido el objetivo de la viscorreducción.

La gravedad API determinada muestra que el residuo es extra pesado. Sin embargo, este valor indica que el residuo de la unidad es ligeramente más liviano que la carga.

El contenido de asfaltenos es más bajo que la referencia encontrada para una alimentación con contenido de carbón Conradson similar al del tambor de balance TV-V1 en el estudio realizado por Bozzano *et al.*, 2005 (20,0% asfaltenos). El contenido de carbón Conradson aumenta en relación con el valor presentado para la carga a la unidad. Este comportamiento es observado también en los estudios realizados por Bozzano *et al.*, 2005 y Dente *et al.*, 2007. De acuerdo con la descripción presentada en el manual de operación de la unidad, el resultado de la prueba de estabilidad indica que el residuo es homogéneo. Por otra parte, el resultado de la compatibilidad con diesel en distintas proporciones es 1 de acuerdo con la escala descrita en la norma. Con estos resultados se determina que el residuo no provocará problemas en el transporte y almacenamiento. El valor del factor K UOP indica que el residuo producido es de naturaleza nafténica. La presencia de estos componentes podría incrementar la estabilidad del residuo de acuerdo con lo establecido por Dente *et al.*, 2007.

## **3.2. RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE PROCESOS**

### **3.2.1. CONDICIONES DE DISEÑO**

El modelo a simular se planteó para las condiciones de diseño. En la Figura 3.4 se muestra la interface resultante una vez que se logró la convergencia de todo el modelo.

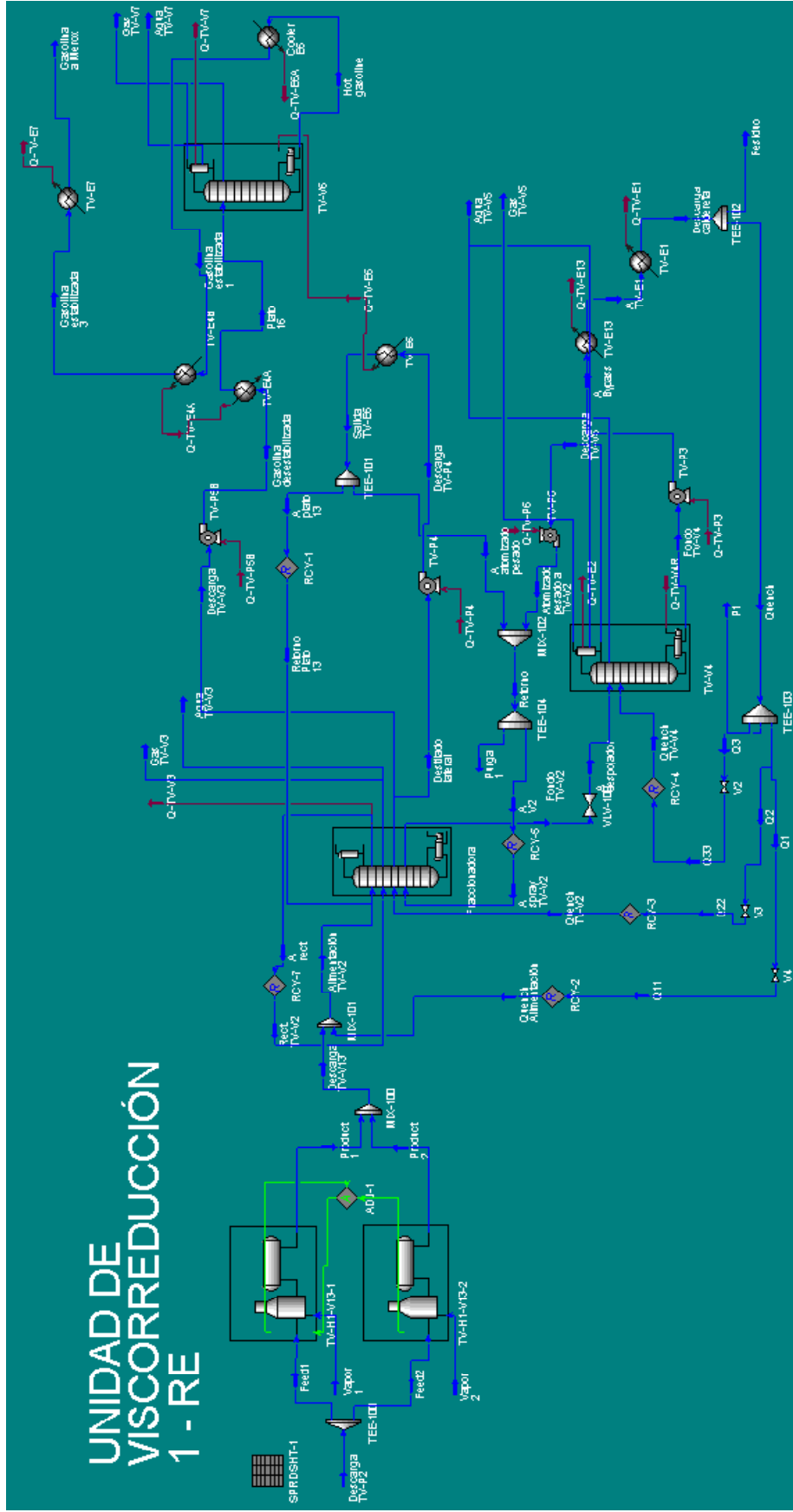


Figura 3.4. Interface de la unidad de Viscorreducción 1 convergida en el simulador Hysys Refinery 1.1

Los resultados de las variables estudiadas obtenidas a partir de la simulación a las condiciones de diseño se muestran en la Tabla 3.12.

**Tabla 3.12.** Resultados de la simulación las variables analizadas a las condiciones de diseño

<b>Capacidad:</b>	100%				
<b>Presión soaker:</b>	9 kg/cm <sup>2</sup>				
<b>Corriente</b>	<b>Temperatura</b>	<b>Presión</b>	<b>Fracción de vapor</b>	<b>Flujo másico</b>	<b>Flujo molar</b>
<b>Unidades</b>	°C	kg/cm <sup>2</sup>	-	kg/h	kgmol/h
Descarga de TV-P2	293	32,4	0,000	105 820	160,4
Descarga de TV-V13	440	9,0	0,405	106 300	323,2
Quench alimentación	232	6,3	0,000	66 840	139,0
Alimentación TV-V2	368	6,3	0,235	173 200	462,2
Quench TV-V2	232	7,3	0,000	26 840	55,8
Gas TV-V3	48	4,5	1,000	1 174	31,7
Agua TV-V3	48	3,7	0,000	457	25,3
Gasolina desestabilizada	48	16,5	0,000	4 092	40,2
Retorno plato 13	197	6,0	0,000	6 725	33,6
Descarga TV-P4 (Destilado medio)	273	6,3	0,000	13 480	67,2
A spray TV-V2	114	6,0	0,000	13 340	72,2
Fondo TV-V2	335	4,6	0,000	200 900	459,4
Gas TV-V7	48	15,7	1,000	179	4,2
Agua TV-V7	48	15,7	0,000	0	0,0
Gasolina a MEROX	43	15,2	0,000	3 914	36,0
Quench TV-V4	232	0,8	0,000	11 580	24,1
Gas TV-V5	48	0,1	1,000	537	8,0
Agua TV-V5	48	0,1	0,000	0	0,0
Reflujo atomizado pesado	48	6,3	0,000	66 916	381,6
Atomizado pesado a TV-V2	48	6,3	0,000	9 546	54,4
Fondo TV-V4	321	0,4	0,000	202 400	421,0
Residuo	232	8,1	0,000	97 160	202,1
Conversión (%)	5,5				

La temperatura de la descarga de la bomba TV-P4 determinada en el simulador es 55 °C mayor que la indicada en el manual de operación. La corriente que ingresa al spray de la fraccionadora TV-V2 es 42 °C menor que la indicada en el manual de operación. La temperatura de la descarga del fondo de la fraccionadora TV-V2 obtenida de la simulación fue 14 °C menor que el obtenido en el manual de operación. La temperatura del fondo de la despojadora de residuo TV-V4 fue 13 °C mayor. Al utilizar los valores del manual de operación en las corrientes antes mencionadas no se logró la convergencia del modelo, sin embargo, se buscó la coherencia del resto de variables que se discutirán a continuación.

La variación de los valores de presión en ciertas corrientes de las dos condiciones estudiadas es inferior a 1,0 kg/cm<sup>2</sup>. En cuanto a los valores dados en el manual de operación se encontró que la presión de salida de los gases y el agua de los acumuladores es mayor que la presión del equipo, lo cual no corresponde un comportamiento normal puesto que en el acumulador se esperaría una caída de presión.

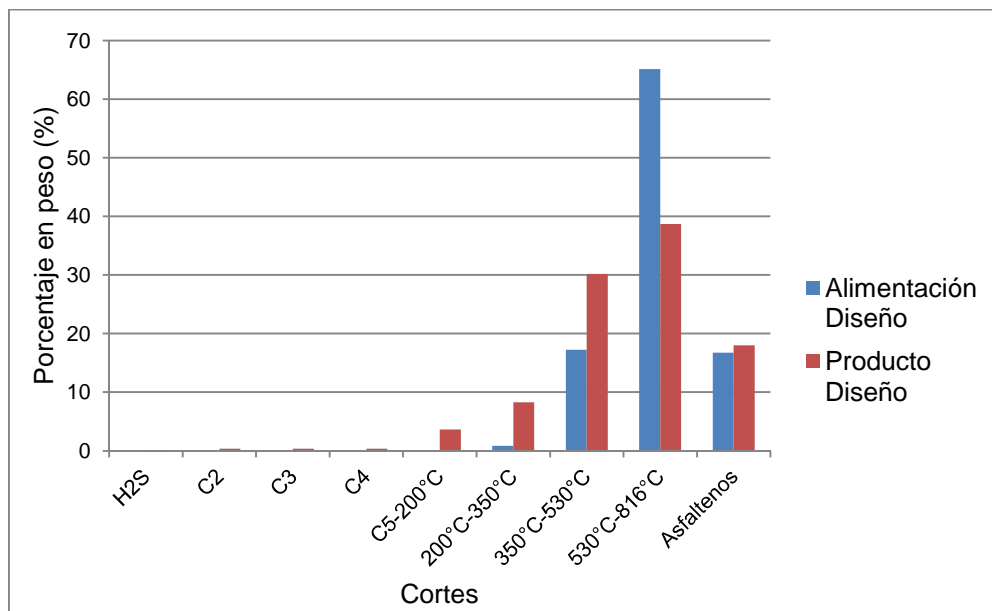
La fracción de vapor calculada por el simulador para la descarga del soaker TV-V13 y la alimentación a la fraccionadora TV-V2 fue 138% y 208% mayor respectivamente. Este valor no se pudo controlar dado que la composición inicial obtenida del manual de operación se obtuvo de un corte con relativamente pocas especies y el retorno de las corrientes de enfriamiento varió hasta lograr la convergencia de todo el modelo.

En cuanto a los flujos máxicos se destaca una variación en las corrientes de gas y agua de los acumuladores. Los flujos manejados son relativamente pequeños por lo que son más sensibles a los cálculos realizados. El destilado medio que sale de la fraccionadora y el flujo que retorna al spray se ven disminuidos en un 30%, los cuales fueron calculados hasta lograr la convergencia del modelo. El atomizado pesado producido, conformado por el reflujo al despojador el retorno a la fraccionadora TV-V2 fueron superiores en un 90%. Sin embargo, se debe destacar que la relación de reflujo en el despojador se mantuvo fija.

La reducción de viscosidad determinada a partir de los resultados de la simulación fue igual a 56%.

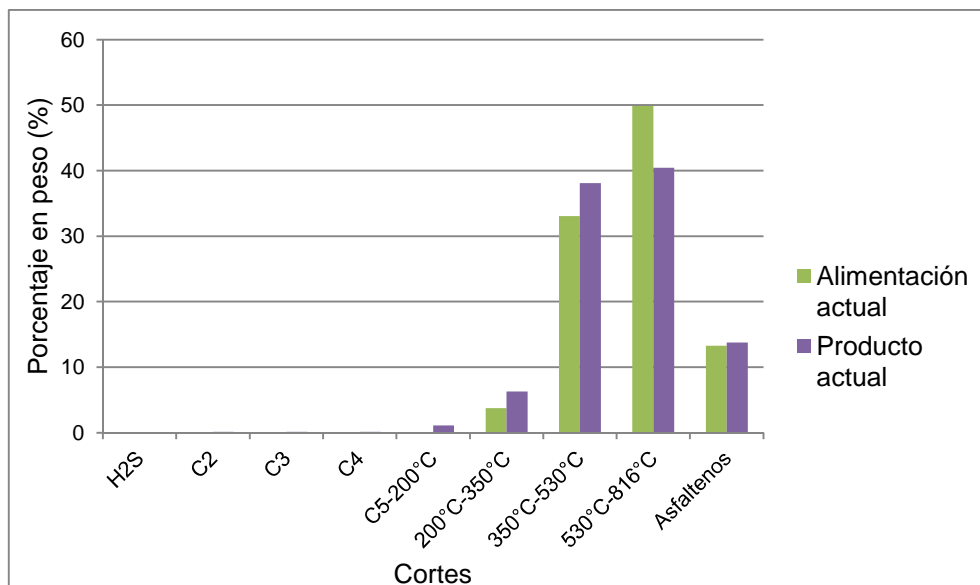
La conversión de diseño está alrededor del 6% lo cual concuerda con la restricción para procesos de craqueo moderado, en este caso viscorreducción, en donde la máxima conversión es 7%.

En las Figuras 3.5 y 3.6 se muestran los rendimientos producidos en la operación de viscorreducción a las condiciones de diseño. Se utilizó la alimentación de diseño dada en el manual de operación y posteriormente la carga actual obtenida a través de los ensayos de laboratorio.



**Figura 3.5.** Rendimientos producidos en el horno-soaker a las condiciones de diseño con la alimentación de diseño.

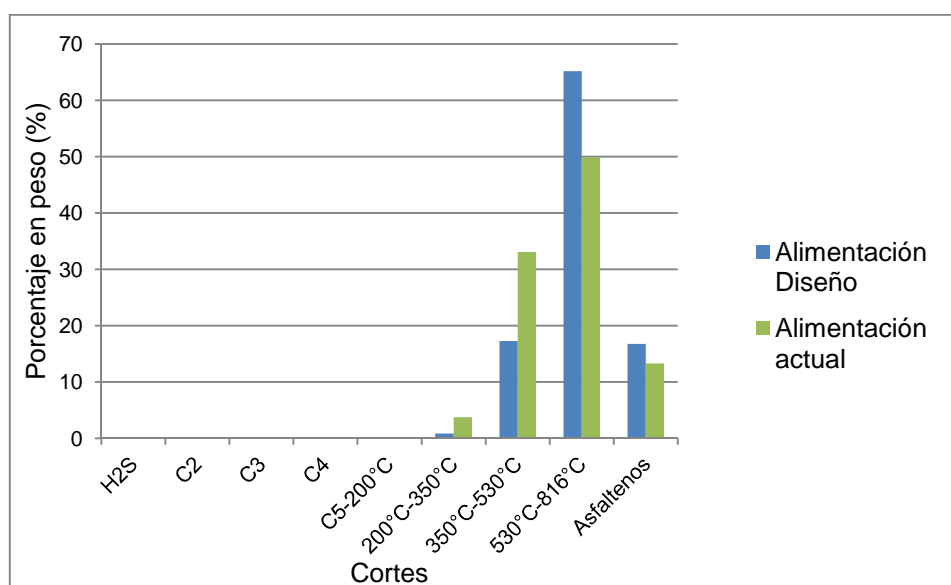




**Figura 3.6.** Rendimientos producidos en el horno-soaker a las condiciones de diseño con la alimentación actual

En los dos casos se observa una tendencia similar en cuanto a la producción de cortes respecto a la carga como aumento en la producción del corte de gasolina, diesel, gasóleo y asfaltenos y una disminución en la fracción de residuo.

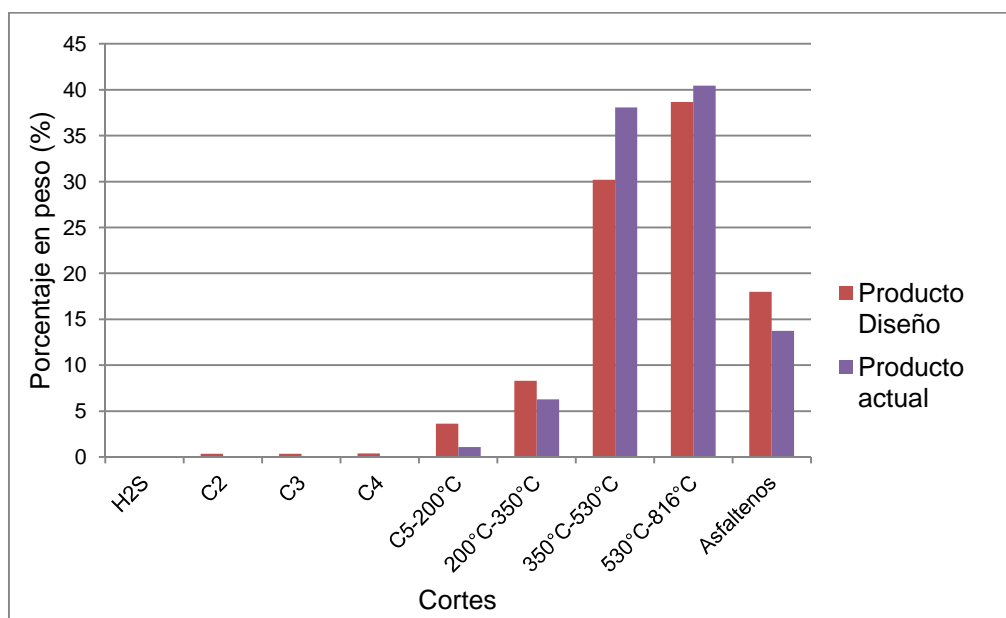
En la Figura 3.7 se muestra la comparación entre la alimentación de diseño y a la alimentación actual analizada bajo las mismas condiciones de severidad.



**Figura 3.7.** Contenido de cortes en la alimentación para la alimentación de diseño y la alimentación actual

Al comparar la alimentación de diseño y la alimentación actual, se destaca la presencia de un mayor porcentaje de componentes livianos correspondientes a diesel y gasóleo y menor en cuanto a la fracción de residuo. Esto permite prever una mayor producción de gas y gasolina. El contenido de asfaltenos en la alimentación actual es menor lo cual es deseable puesto que esto indica menor posibilidad a presentar un comportamiento inestable o incompatible como se indica en el acápite 1.1.4.3.

En la Figura 3.8 se muestra la comparación entre los productos de la operación de viscorreducción.



**Figura 3.8.** Contenido de cortes en los productos para la alimentación de diseño y la alimentación actual

Se observa que la producción de los cortes más livianos como gases, gasolina y diesel es menor. Por otra parte se presenta una mayor producción de gasóleos y residuo. El contenido de asfaltenos en la operación actual es menor a la estimada al utilizar la alimentación de diseño. Esto permite determinar que la alimentación actual presenta una menor producción de productos livianos pero por otro lado la disminución en el contenido final de asfaltenos indica que estos componentes tendrán una menor incidencia en la estabilidad y compatibilidad del producto.

El balance de masa de la unidad de Viscorreducción 1 en las condiciones actuales se muestra en la Tabla 3.13.

**Tabla 3.13.** Balance de masa de la unidad de Viscorreducción 1

<b>Entrada</b>		<b>Salida</b>	
<b>Descripción</b>	<b>Valor (kg/h)</b>	<b>Descripción</b>	<b>Valor (kg/h)</b>
Descarga TV-P2	105820	Gas TV-V3	1 674
Vapor 1	265	Gas TV-V5	537
Vapor 2	265	Gas TV-V7	179
		Agua TV-V3	457
		Agua TV-V5	0
		Agua TV-V7	0
		Gasolina a Merox	4 414
		Residuo	99 089
<b>Total</b>	106349	<b>Total</b>	106 349

Los valores utilizados para el cálculo del balance de masa fueron tomados de la simulación y se comprueba la ley de la conservación de la masa. Al realizar el balance de masa en la unidad mediante los datos del tablero de control se encontraron incoherencias en las lecturas de las corrientes de materiales más pesados por lo que se sugirió un chequeo de los instrumentos.

En la Tabla 3.14 se muestra la energía calculada para el horno y en la Tabla 3.15 el balance de energía de la unidad de Viscorreducción 1.

**Tabla 3.14.** Energía calculada suministrada por el horno

$\dot{Q}$	$C_p$	$\Delta T$	$\Delta \dot{Q}$
(kg/h)	(kJ/kg K)	(°C)	(kJ/h)
52 908	2,44	440-293=147	18 977 292,5

**Tabla 3.15.** Balance de energía de la unidad de Viscorreducción 1

<b>Entrada</b>		<b>Salida</b>	
<b>Descripción</b>	<b>Valor (kJ/h)</b>	<b>Descripción</b>	<b>Valor (kJ/h)</b>
Descarga TV-P2	146 141 652,8	Gas TV-V3	690 019,7
Vapor 1	572 138,6	Gas TV-V5	298 106,8
Vapor 2	572 138,6	Gas TV-V7	113 164,5
TV-H1-V13-1	18 977 758,8	Agua TV-V3	585 321,0
TV-H1-V13-2	18 977 758,8	Agua TV-V5	0,0
Q-TV-P5B	9 152,0	Agua TV-V7	0,0
Q-TV-P4	4 626,0	Gasolina a Merox	2 594 335,3
Q-TV-V4R	2,90E+07	Residuo	115 344 256,0
Q-TV-P3	6,19E+05	Q-TV-V3	6,90E+06
Q-TV-P6	9 637,0	Q-TV-V7	2,19E+06
		Q-TV-E7	5,00E+05
		Q-TV-E2	4,05E+07
		Q-TV-E13	2,90E+07
		Q-TV-E1	1,55E+07
		Q-TV-E6A	2,00E+04
<b>Total</b>	214 843 962,6	<b>Total</b>	214 214 203,2

Existe una diferencia del 0,3% entre la entrada y salida de energía lo cual se debe a la estimación del dato correspondiente a la energía suministrada por el horno. Se destaca que no se consideraron pérdidas en el proceso modelado en el simulador.

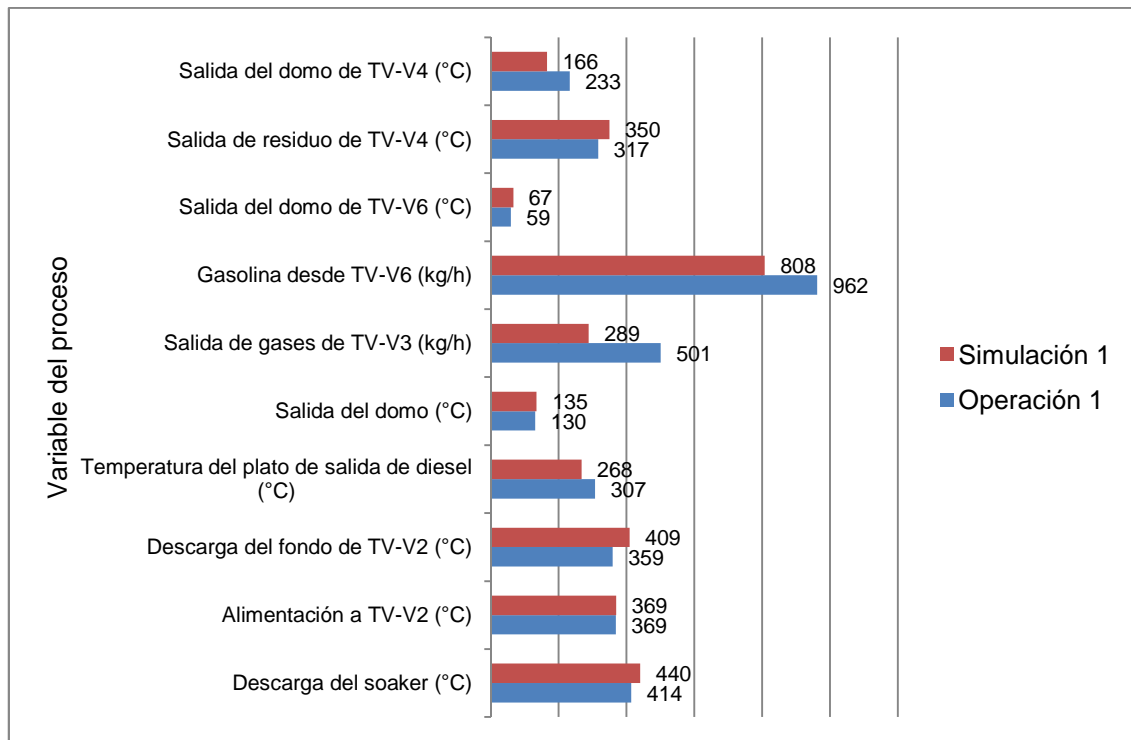
### 3.2.2. CONDICIONES ACTUALES

Se realizaron tres corridas a las condiciones actuales y se compararon con los datos promedio tomados de los datos históricos, lo cual se muestra en la Tabla 3.16.

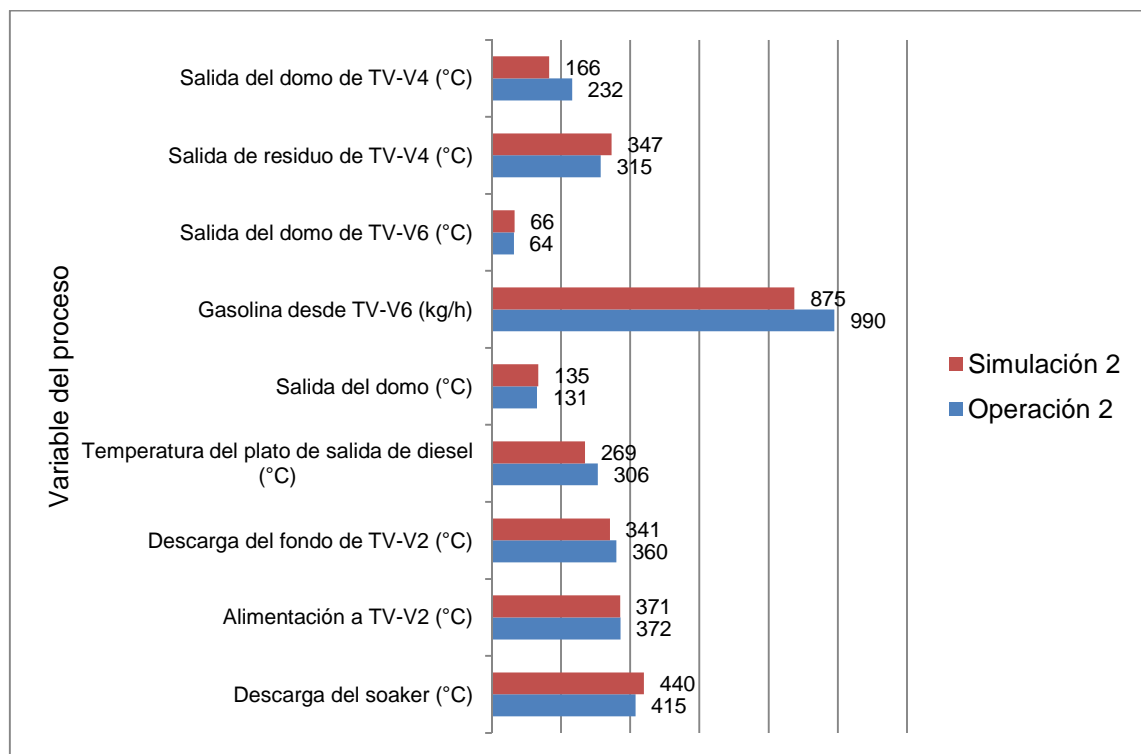
**Tabla 3.16.** Valores de las variables de la operación actual y resultados de la simulación

Variable de proceso	OPERACIÓN			SIMULACIÓN		
	Operación 1	Operación 2	Operación 3	Simulación 1	Simulación 2	Simulación 3
Capacidad (%)	84	91	91	84	91	91
Descarga del soaker (°C)	414	415	415	440	440	440
Presión Soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	7,1	7,6	8,0	7,1	7,6	8,0
Alimentación a TV-V2 (°C)	368	371	377	369	371	371
Descarga del fondo de TV-V2 (°C)	359	360	367	409	341	341
Temperatura del plato de salida de diesel (°C)	307	306	307	268	269	269
Destilado medio (kg/h)	13 500	13 499	9 875	4 746	5 308	5 298
Salida del domo (°C)	130	131	131	135	135	135
Atomizado pesado (kg/h)	13 778	15 899	15 917	76 059	75 666	75 700
Salida de gases de TV-V3 (kg/h)	501	607	621	289	313	314
Gasolina desde TV-V6 (kg/h)	962	990	829	808	874	874
Salida del domo de TV-V6 (°C)	59	64	63	67	66	66
Salida de residuo de TV-V4 (°C)	317	315	311	350	347	347
Salida del domo de TV-V4 (°C)	233	232	232	166	166	166
Salida de gas desde TV-V5 (kg/h)	587	648	1395	271	296	297

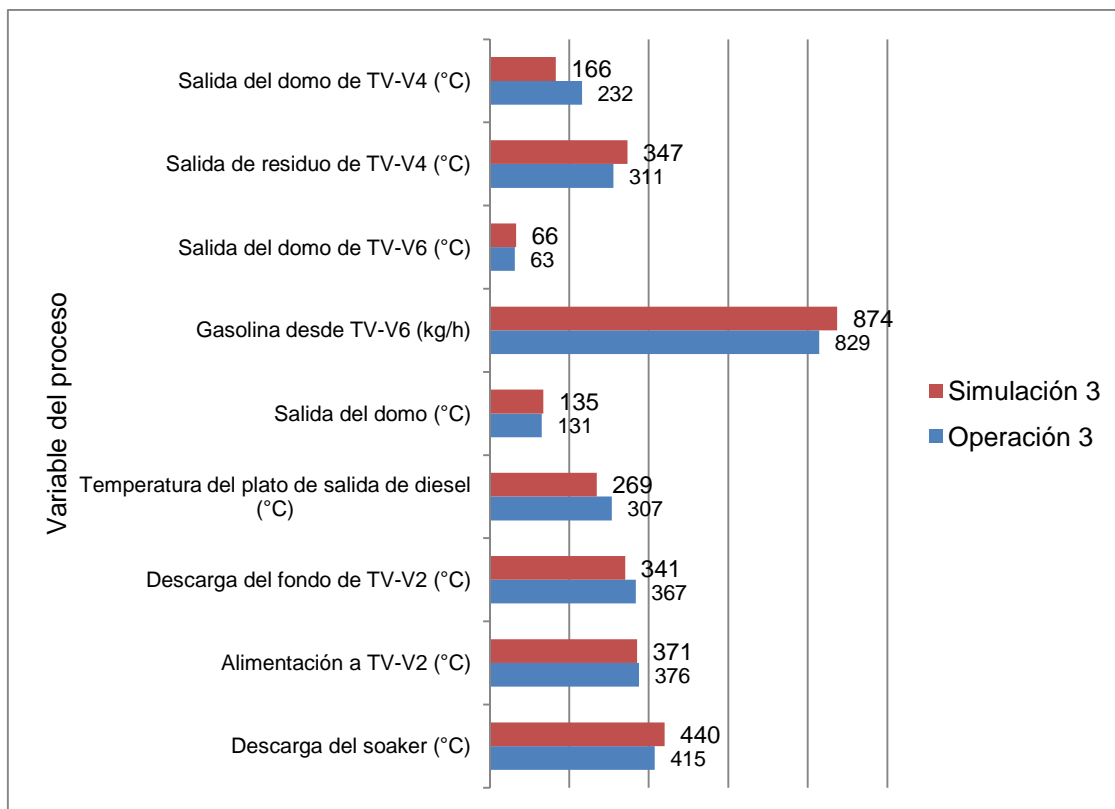
Para visualizar la coherencia de los resultados se presentan las tendencias de las variables estudiadas en las Figuras 3.9, 3.10 y 3.11.



**Figura 3.9.** Tendencias de las variables operativas y simuladas para una capacidad del 84% y presión de operación del soaker de  $7,1 \text{ kg/cm}^2$



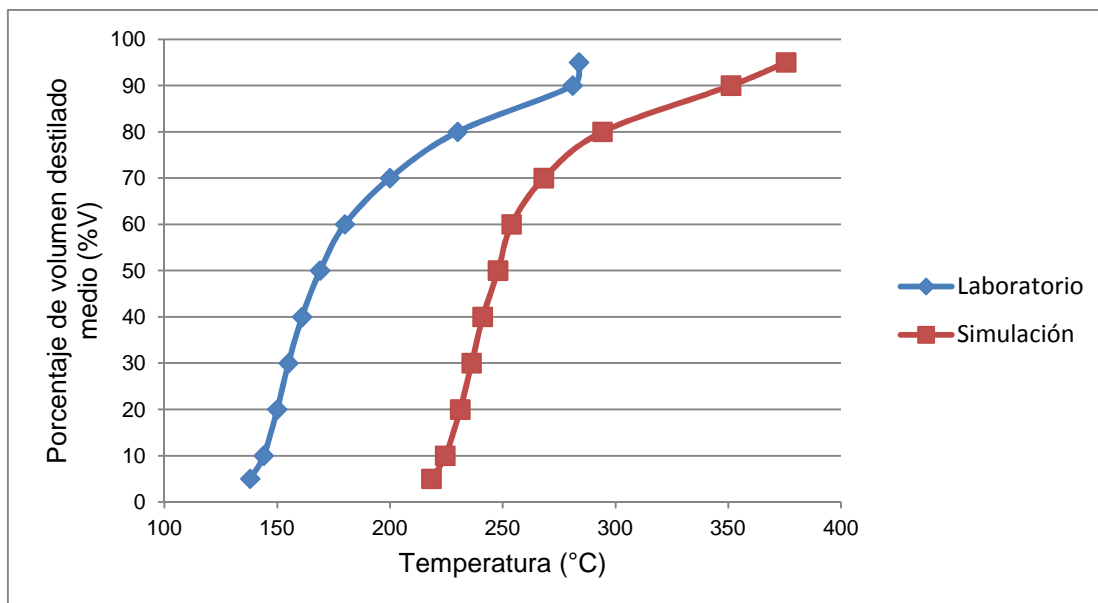
**Figura 3.10.** Tendencias de las variables operativas y simuladas para una capacidad del 91% y presión de operación del soaker de  $7,6 \text{ kg/cm}^2$



**Figura 3.11.** Tendencias de las variables operativas y simuladas para una capacidad del 91% y presión de operación del soaker de  $8,0 \text{ kg/cm}^2$

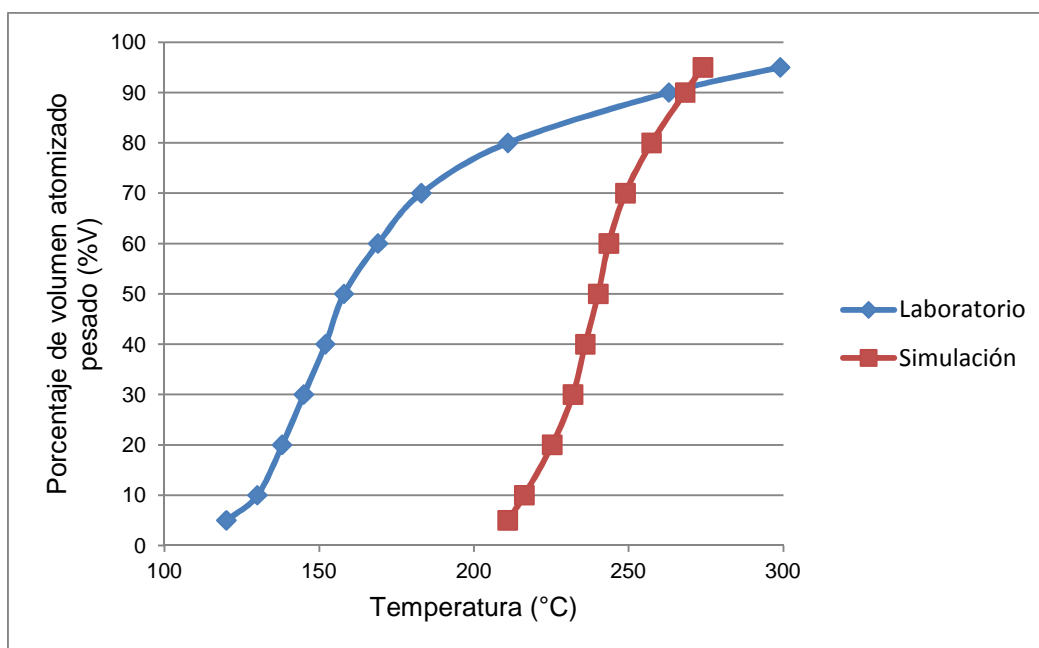
En las Figuras 3.9, 3.10 y 3.11 se han omitido los valores correspondientes a los flujos máxicos de destilado medio, atomizado pesado y los gases desde los acumuladores TV-V5 y TV-V7. Los valores mencionados presentaron desviaciones al compararlos con los recopilados en los datos históricos y con los datos de diseño. Se debe resaltar también que los datos de operación actual difieren de los datos de diseño por lo que se buscó la coherencia de las demás variables como se aprecia en las Figuras 3.9, 3.10 y 3.11.

En las Figuras 3.12 y 3.13 se muestran las curvas de destilación ASTM D86 para el destilado medio y el atomizado pesado respectivamente a través de los datos de laboratorio y la simulación.



**Figura 3.12.** Curvas de destilación ASTM D86 para el destilado medio de la fraccionadora TV-V2 realizados a partir de los datos de laboratorio y la simulación

El rango de destilación determinado en la simulación para el destilado medio representa a un material más pesado que el caracterizado a través del ensayo de laboratorio. El volumen destilado correspondiente a los dos casos se traslapa en un 25%.



**Figura 3.13.** Curvas de destilación ASTM D86 para el atomizado pesado del acumulador TV-V5 realizados a partir de los datos de laboratorio y la simulación



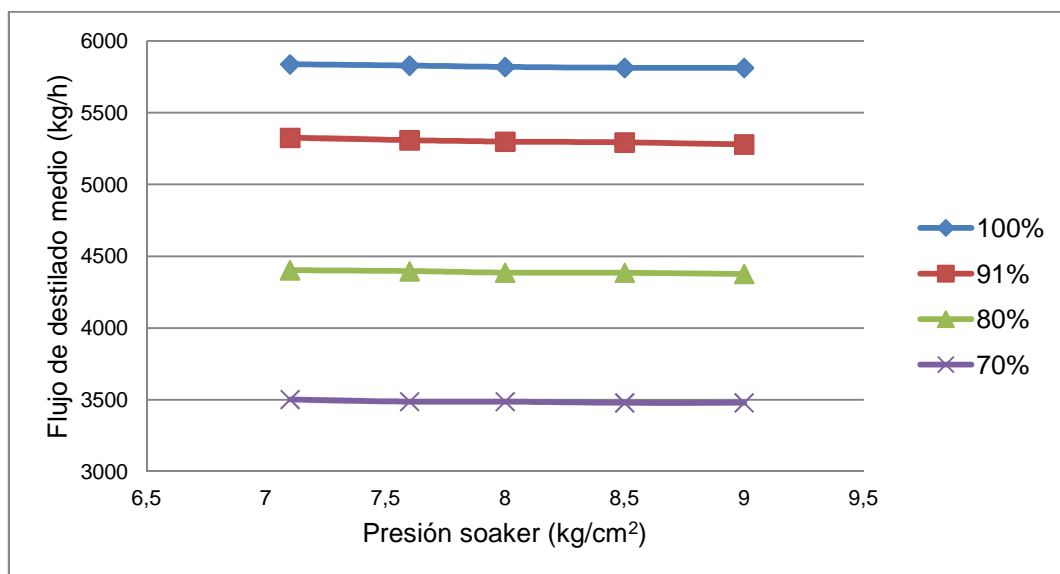
En el caso del atomizado pesado, la curva extraída de la simulación está dentro del rango de destilación obtenido en el laboratorio. En la prueba de laboratorio se encontró un rango amplio para el atomizado pesado que corresponde a una mezcla de derivados como se indicó en el apartado 3.1.2.7.

De esta manera se seleccionó a la simulación de procesos en el software Hysys Refinery 1.1 como herramienta para la determinación de la influencia de la presión de operación del soaker TV-V13 en la producción de destilado medio y atomizado pesado.

### 3.2.3. CORRIDAS DE PRUEBA BAJO DISTINTAS CONDICIONES CONTROLADAS DE PRESIÓN EN EL SOAKER

La compilación de las principales variables obtenidas de las corridas de prueba se muestra en el Anexo VIII.

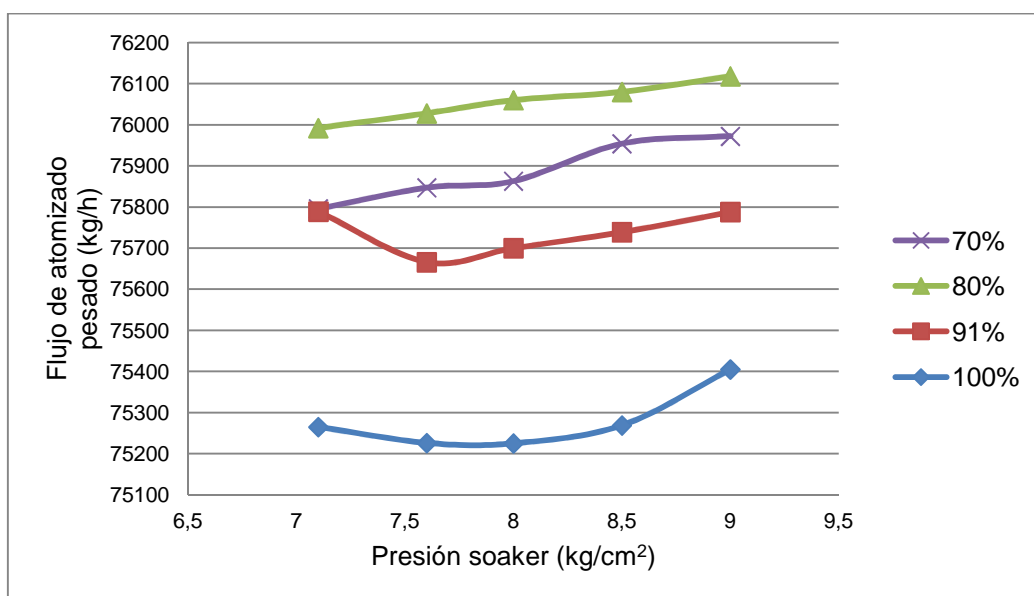
En la Figura 3.14 se muestran las tendencias de producción de destilado medio bajo distintas condiciones de presión del soaker y capacidad de la unidad.



**Figura 3.14.** Efecto de la presión del soaker TV-V13 en la producción de destilado medio para distintas capacidades de operación

Se observa que, para una determinada capacidad de operación, la producción de destilado medio se mantiene relativamente constante al variar la presión del soaker. A mayor capacidad se presenta una mayor producción de destilado medio. Al variar la capacidad desde 70% al 100%, se obtiene un aumento de destilado medio de hasta 2 500 kg/h. Entre 70% a 80% y 80% a 91% se obtiene un aumento aproximado de 1 000 kg/h. Entre 91% y 100% se alcanza un aumento de 500 kg/h.

En la Figura 3.15 se muestran las tendencias de producción de atomizado pesado bajo distintas condiciones de presión del soaker TV-V13 y capacidad de la unidad.



**Figura 3.15.** Efecto de la presión el soaker TV-V13 en la producción de atomizado pesado para distintas capacidades de operación

Se observa que al operar a una capacidad del 80% se obtiene la mayor producción de atomizado pesado. La menor producción se observa para una capacidad del 100% lo que se explica por la mayor carga utilizada como alimentación bajo las mismas condiciones de severidad que se refieren a la temperatura de salida del horno o de transferencia. Esto implica una menor producción de livianos. En todos los casos, se evidencia un aumento de aproximadamente 200 kg/h en la producción de atomizado pesado al aumentar la presión de operación del soaker desde 7,1 kg/cm<sup>2</sup> hasta 9,0 kg/cm<sup>2</sup> lo que se

explica por el aumento de la severidad del proceso y la consecuente producción de más componentes livianos. En general se llega a un aumento de aproximadamente 1 000 kg/h entre las condiciones 8,0 kg/cm<sup>2</sup> al 100% de capacidad y 9,0 kg/cm<sup>2</sup> al 80% de capacidad.

En la Tabla 3.17 se muestra la reducción de viscosidad obtenida a partir de los resultados de la simulación para distintos niveles de presión del soaker y a una determinada capacidad.

**Tabla 3.17.** Reducción de viscosidad para las corridas de prueba bajo distintas condiciones de presión en el soaker y a una capacidad determinada

Capacidad (%)	100	91	80	70
Reducción de viscosidad (%)	30,56	30,25	29,80	29,33
Desviación estándar	0,13	0,11	0,00	0,04

Se observa que la mayor reducción de viscosidad se obtiene cuando la unidad opera al 100% de capacidad.

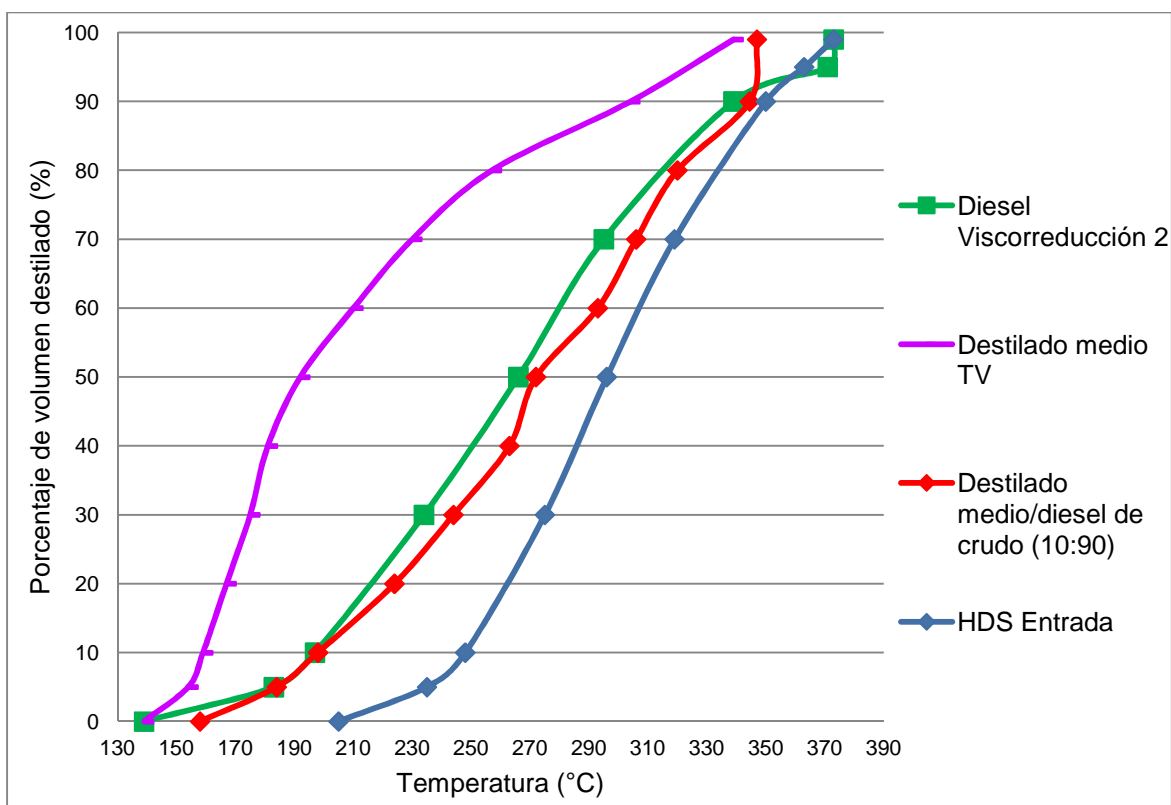
### 3.2.3.1. Propuestas de modificación

Las opciones de modificación propuestas después de analizar los aspectos indicados en 2.2.4 son:

- a) Recirculación del exceso de atomizado pesado al tambor de balance para su reprocesamiento
- b) Envío del exceso de destilado medio a la unidad Hidrodesulfuradora de Diesel
- c) Envío del exceso de destilado medio a los tanques de diesel de las unidades de crudo
- d) Desvío del exceso de destilado medio a la línea de fuel oil mediante el arreglo de válvulas existente TV-FRC77 que corresponde a la línea de transferencia de keroseno al fuel oil
- e) Desvío del exceso de destilado medio a la línea de fuel oil mediante un arreglo nuevo

Se seleccionaron las opciones de modificación a) para el atomizado pesado puesto que constituyó la única opción planteada. Para el destilado medio se optó por la opción e) que implica la disminución de los requerimientos de diluyente y no afecta los procesos aguas abajo. Las propuestas descartadas corresponden a los literales b), c) y d).

En el caso del literal b), el envío de destilado medio a la HDS aumenta la producción de gasolina con un alto contenido de volátiles conocida como “wild gasoline” lo cual ocasiona problemas en procesos aguas abajo. Además se realizaron ensayos de destilación con base en la norma ASTM D86 para el destilado medio de la fraccionadora TV-V2 y para la mezcla destilado medio-diesel de crudo (10-90 %v) para compararlos con datos históricos al azar del año 2010 para el diesel de viscorreducción 2 y la alimentación a la hidrodesulfuradora de diesel (HDS). Los resultados se exponen en la Figura 3.16.



**Figura 3.16.** Curvas de destilación ASTM D86 para el diesel de Viscorreducción 2, destilado medio TV-V2, mezcla destilado medio/diesel de crudo (10:90) y corriente de alimentación a HDS

En la Figura 3.16 se observa que el punto inicial de ebullición (PIE) para el destilado medio y el diesel de Viscorreducción 2 son coincidentes. Sin embargo, los porcentajes de destilación restantes difieren notablemente entre sí. Este comportamiento se atribuye a la falta de una columna despojadora, similar a la existente en la unidad de Viscorreducción 2, que ajuste el corte de destilado medio.

La brecha entre el punto inicial de ebullición del destilado medio de TV-V2 y la alimentación a la HDS es de 70 °C aproximadamente. En este caso, la alimentación a la unidad HDS está dada por la mezcla del diesel proveniente de las unidades de crudo 1 y crudo 2 mayoritariamente y en una baja proporción de la unidad de Viscorreducción 2. Además, se observa que un 20% del corte de mayores puntos de ebullición del destilado medio corresponde a la curva de diesel.

Para la mezcla en estudio, el comportamiento de la curva de destilación es similar al de la curva de destilación del diesel de la viscorreductora 2 excepto en el punto inicial de ebullición que es mayor en aproximadamente 20 °C.

El punto inicial de ebullición de la mezcla de en estudio es bajo con una diferencia de al menos 50 °C respecto al punto inicial de ebullición de la alimentación a la HDS. Sin embargo, las curvas de destilación contienen alrededor de un 80% de volumen destilado en el mismo rango de temperaturas.

Para la propuesta de envío del destilado medio a los tanques de diesel, literal c), se realizaron ensayos de rutina cuyos resultados se muestran en la Tabla 3.18 a continuación.

**Tabla 3.18.** Resultados de los ensayos de calidad para la mezcla destilado medio – diesel de crudo (90-10% V) y comparación con las normas para Diesel 2 y Diesel Premium.

Parámetro	Muestra		
	Diesel 2	Diesel Premium	Mezcla 90-10%V
	NTE-INEN 1489:99	NTE-INEN 1489:99	Resultados de laboratorio
Temperatura de destilación a 90% (°C)	Máx. 360	Máx. 360	345
Punto de inflamación (°C)	Mín. 51	Mín. 51	65
Índice de cetano calculado	Mín. 45	Mín. 45	50

Se encontró que al mezclar el destilado medio con el diesel de primera destilación, se obtuvieron resultados aceptables para el punto de inflamación y el índice de cetano al compararlos con las normas para Diesel 2 y Diesel Premium. Por otro lado, se observa una disminución en el punto final de ebullición por lo cual se prefirió utilizar otra opción.

El literal d), correspondiente al desvío del exceso de destilado medio a la línea de fuel oil mediante el arreglo de válvulas existente TV-FRC77, que actualmente no es utilizado, fue descartado puesto que se prefirió utilizar una construcción nueva específica para este fin como lo muestra la opción e).

### **3.2.3.2. Resultados de la simulación al incluir la recirculación de atomizado pesado al tambor de balance TV-V1 y el retiro del exceso de destilado medio**

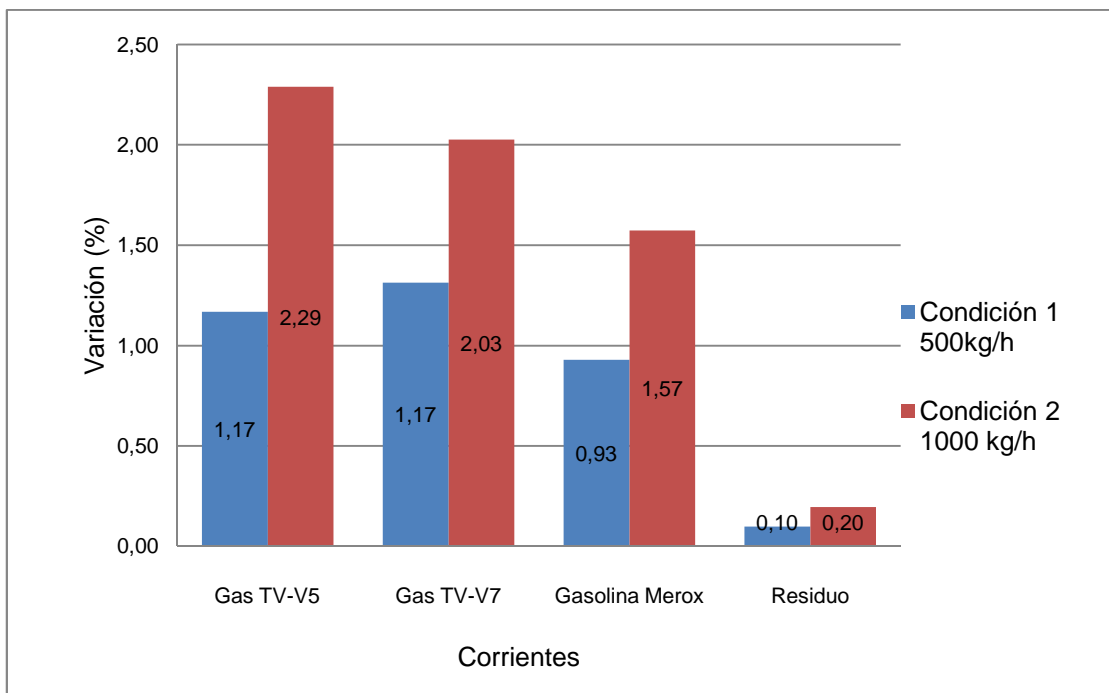
#### **Efecto de la recirculación de atomizado pesado al tambor de balance TV-V1**

Los resultados de los rendimientos de los productos y la reducción de viscosidad a distintas capacidades al aplicar la recirculación de atomizado pesado al tambor de balance TV-V1 y el retiro del exceso de destilado medio se muestran en el Anexo VIII. En la Tabla 3.19 se resume la variación porcentual y la desviación estándar de los rendimientos al variar la presión de operación del soaker para una capacidad determinada.

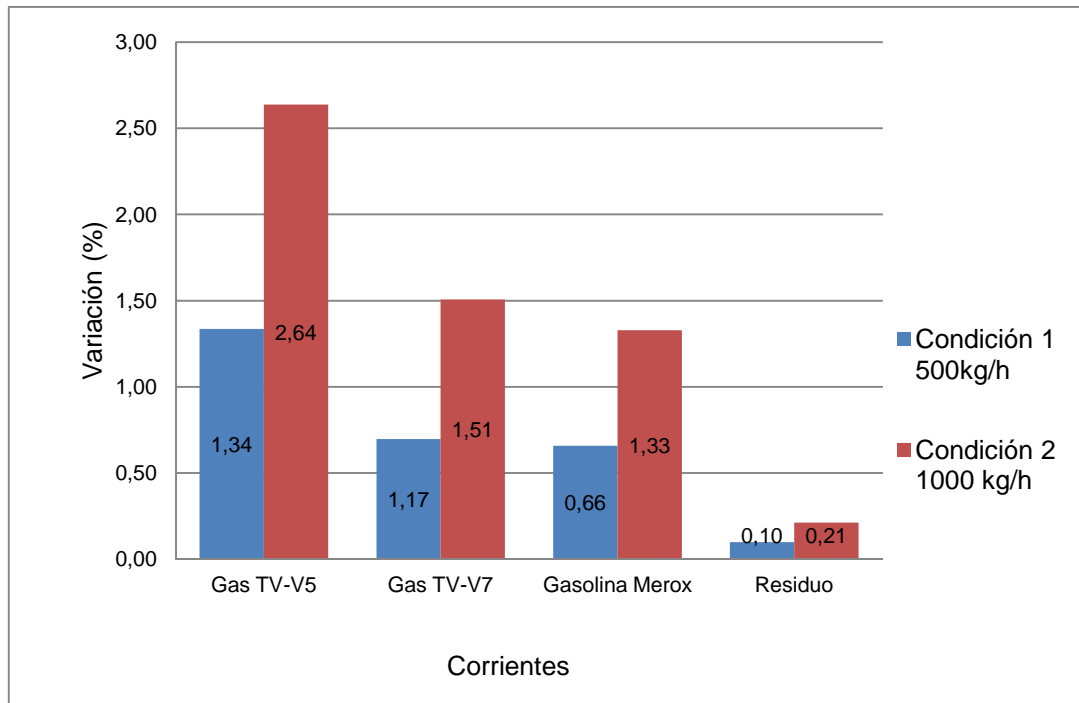
**Tabla 3.19.** Variación y desviación estándar de los rendimientos con la variación de la presión del soaker para una capacidad determinada

Capacidad (%)	Corriente	Condición 1 500 kg/h de recirculación		Condición 2 1 000 kg/h de recirculación	
		Variación (%)	Desviación Estándar	Variación (%)	Desviación Estándar
100	Gas TV-V3	-0,12	0,16	-0,19	0,03
	Gas TV-V5	1,17	0,14	2,29	0,08
	Gas TV-V7	1,31	0,16	2,03	0,14
	Gasolina Merox	0,93	0,16	1,57	0,18
	Residuo	0,10	0,00	0,20	0,00
91	Gas TV-V3	-0,03	0,02	-0,04	0,03
	Gas TV-V5	1,34	0,03	2,64	0,01
	Gas TV-V7	0,70	0,04	1,51	0,04
	Gasolina Merox	0,66	0,07	1,33	0,06
	Residuo	0,10	0,00	0,21	0,00
80	Gas TV-V3	-0,04	0,02	-0,05	0,02
	Gas TV-V5	1,42	0,03	2,65	0,05
	Gas TV-V7	1,38	1,27	1,43	0,26
	Gasolina Merox	0,73	0,04	1,39	0,04
	Residuo	0,12	0,01	0,23	0,01
70	Gas TV-V3	-0,03	0,02	-0,02	0,02
	Gas TV-V5	1,55	0,07	2,97	0,06
	Gas TV-V7	0,92	0,03	1,76	0,04
	Gasolina Merox	1,01	0,34	1,73	0,36
	Residuo	0,13	0,01	0,28	0,01

En las Figuras 3.17, 3.18, 3.19 y 3.20 se muestra la variación porcentual de la producción de gas, gasolina y residuo para las dos condiciones estudiadas, condición 1 con 500 kg/h de recirculación de atomizado pesado y la condición 2 con 1 000 kg/h de recirculación.

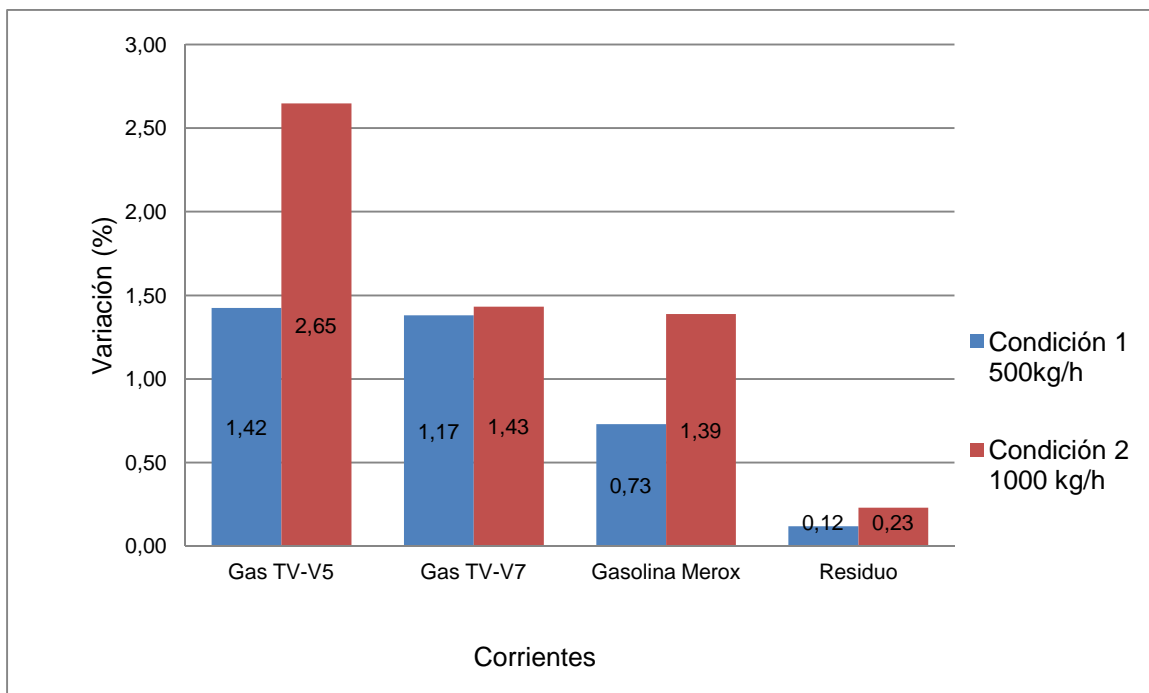


**Figura 3.17.** Variación porcentual de los rendimientos para una operación al 100% de capacidad

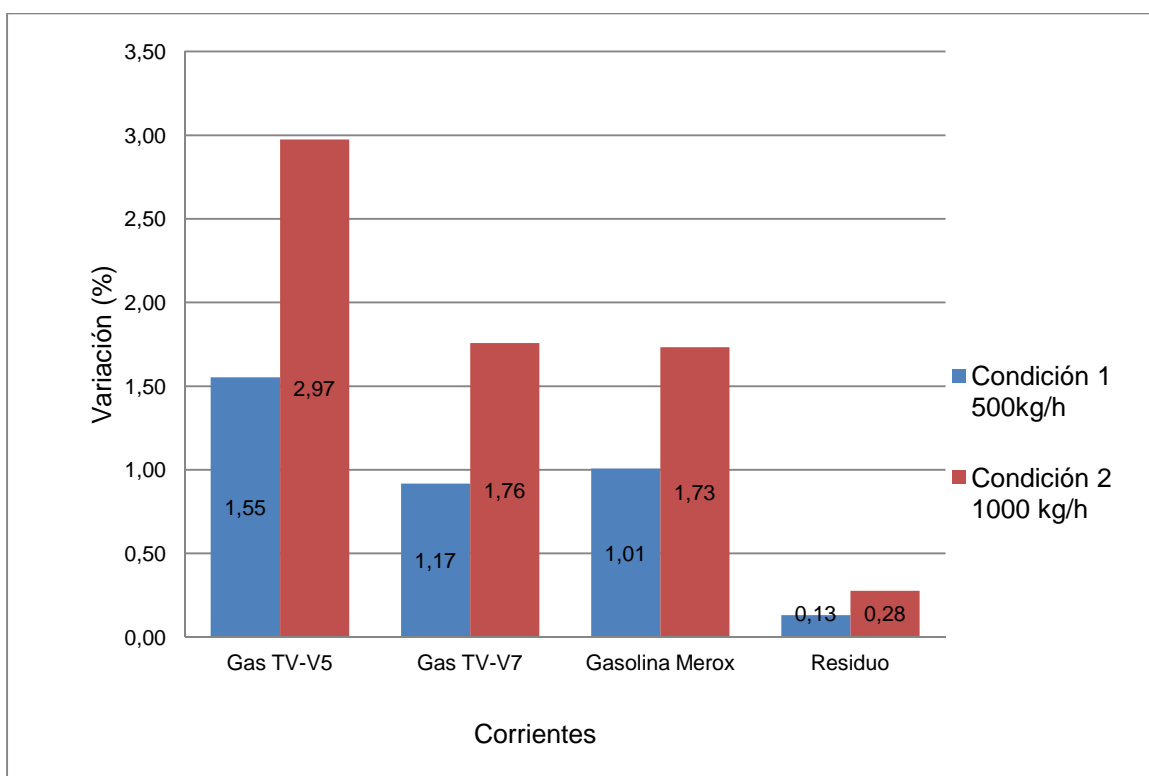


**Figura 3.18.** Variación porcentual de los rendimientos para una operación al 91% de capacidad





**Figura 3.19.** Variación porcentual de los rendimientos para una operación al 80% de capacidad



**Figura 3.20.** Variación porcentual de los rendimientos para una operación al 70% de capacidad

En todos los casos se evidencia un incremento en los rendimientos del gas del acumulador T-V5, gas del acumulador TV-V7, gasolina estabilizada y residuo para las dos condiciones de operación modificada. Los rangos encontrados para los incrementos son 1,17% a 2,97% para el gas de TV-V5, 1,17% a 2,03% para el gas de TV-V7, 0,66% a 1,73% para la gasolina estabilizada y 0,10% a 0,28% para el residuo. Los mayores incrementos de los rendimientos se observan para la operación al 70% de capacidad a la condición 1 y condición 2.

En la Tabla 3.20 se muestran los valores promedio de la variación porcentual del rendimiento y el flujo incremental correspondiente para cada producto de la unidad de Viscosreducción 1.

**Tabla 3.20.** Variación porcentual promedio de los rendimientos y flujo incremental promedio de los productos de la unidad de Viscosreducción 1

Producto	Promedio del incremento del rendimiento	Flujo
	(%)	(kg/h)
Gasolina estabilizada	1,17	10,5
Gas TV-V5	2,00	5,6
Gas TV-V7	1,43	0,5
Residuo	0,17	145,0

En la Tabla 3.21 se muestran los resultados de reducción de viscosidad para las dos condiciones de modificación estudiadas bajo distintos valores de presión del soaker a una capacidad determinada.

**Tabla 3.21.** Reducción de viscosidad para las corridas de prueba al utilizar las condiciones de modificación mediante la variación de la presión en el soaker y a una capacidad determinada

Capacidad (%)		100	91	80	70
Reducción de viscosidad (%)	Condición 1	29,46	29,06	28,99	27,82
	Condición 2	28,63	29,02	28,50	27,84
Reducción de viscosidad global (%)		28,66			
Desviación estándar		0,59			

Los valores de reducción de viscosidad obtenidos, en las corridas realizadas con la variación de la presión de operación del soaker, fueron promediados entre los de la misma capacidad. Se obtuvo un valor global de la reducción de viscosidad con las modificaciones en donde la desviación estándar indica que este valor varía levemente. Al relacionar estos resultados con los presentados en la Tabla 3.17 se observa que al incluir la modificación, la reducción de viscosidad disminuye ligeramente respecto a los valores obtenidos a las condiciones de operación actuales.

En la Tabla 3.22 se muestran los resultados de la conversión obtenida a través de las corridas en el simulador para distintas condiciones de operación a una capacidad del 100%.

**Tabla 3.22.** Conversión obtenida de los resultados de la simulación para las condiciones de diseño, condiciones actuales y las condiciones de modificación 1 y 2

<b>Condición de operación</b>	Operación de diseño	Operación actual	Operación condición 1	Operación condición 2
<b>Conversión (%)</b>	5,48	1,59	2,73	2,74
<b>Desviación estándar</b>	-	0,01	0,15	0,15

La conversión más alta se encontró para las condiciones de diseño. Esto se explica dado que en la última ampliación de la unidad de viscorreducción se diseñó la planta para procesar una mezcla de fondos de vacío (80%) y crudo reducido (20%). Por otra parte, con las modificaciones sugeridas se obtiene una mayor conversión que con la operación actual al utilizar la misma alimentación.

#### **Efecto de la inyección de destilado medio en la línea de residuo**

Con base en los resultados obtenidos de la simulación de procesos, se estableció que el flujo de destilado medio que se desviaría a la línea de fuel oil estaría entre 200 kg/h y 1 000 kg/h. Esto produjo un incremento en la corriente de fuel oil puesto que se reemplaza parte del requerimiento de cutter stock utilizado en la preparación del fuel oil # 6. Dado que el destilado medio tiene un bajo contenido

de azufre, puede ser utilizado para la preparación del combustible interno de la refinería. Esta práctica permite el cumplimiento de la normativa de emisiones gaseosas respecto al contenido de azufre. Se determinó el porcentaje respecto al residuo producido y se realizó la prueba del punto de inflamación de acuerdo con la norma ASTM D93. Los resultados se muestran en la Tabla 3.23 a continuación.

**Tabla 3.23.** Resultados del ensayo de punto de inflamación para el residuo y la mezcla residuo-destilado medio

Parámetro	Muestra		
	Residuo	Mezcla Residuo-Destilado medio (80%-20% w/w)	Fuel Oil Liviano Tipo B (Fuel Oil # 4)
	Resultados de laboratorio		NTE-INEN 1983:2002
Punto de inflamación ASTM D93 (°C)	97	54	Min 60

La prueba del punto de inflamación se realizó en condiciones extremas al considerar el máximo flujo a desviar a la línea de fuel oil. Se evidencia una disminución en el punto de inflamación, sin embargo, esto no representa un problema en cuanto a la manipulación y transportación en el caso de ser utilizado para consumo interno en la refinería .

### **3.3. RESULTADOS DEL DISEÑO DE LAS MODIFICACIONES FACTIBLES PARA EL MEJORAMIENTO DE LA OPERACIÓN DE LA UNIDAD DE VISCORREDUCCIÓN 1**

#### **3.3.1. SOLUCIÓN DE LOS SISTEMAS DE TUBERÍAS MODIFICADAS PARA EL ATOMIZADO PESADO Y EL DESTILADO MEDIO**

En las Figuras 3.20 y 3.21 se presentan los resultados de la simulación de tuberías para la recirculación del atomizado pesado a la alimentación y la inyección del destilado medio hacia la línea de fuel oil.

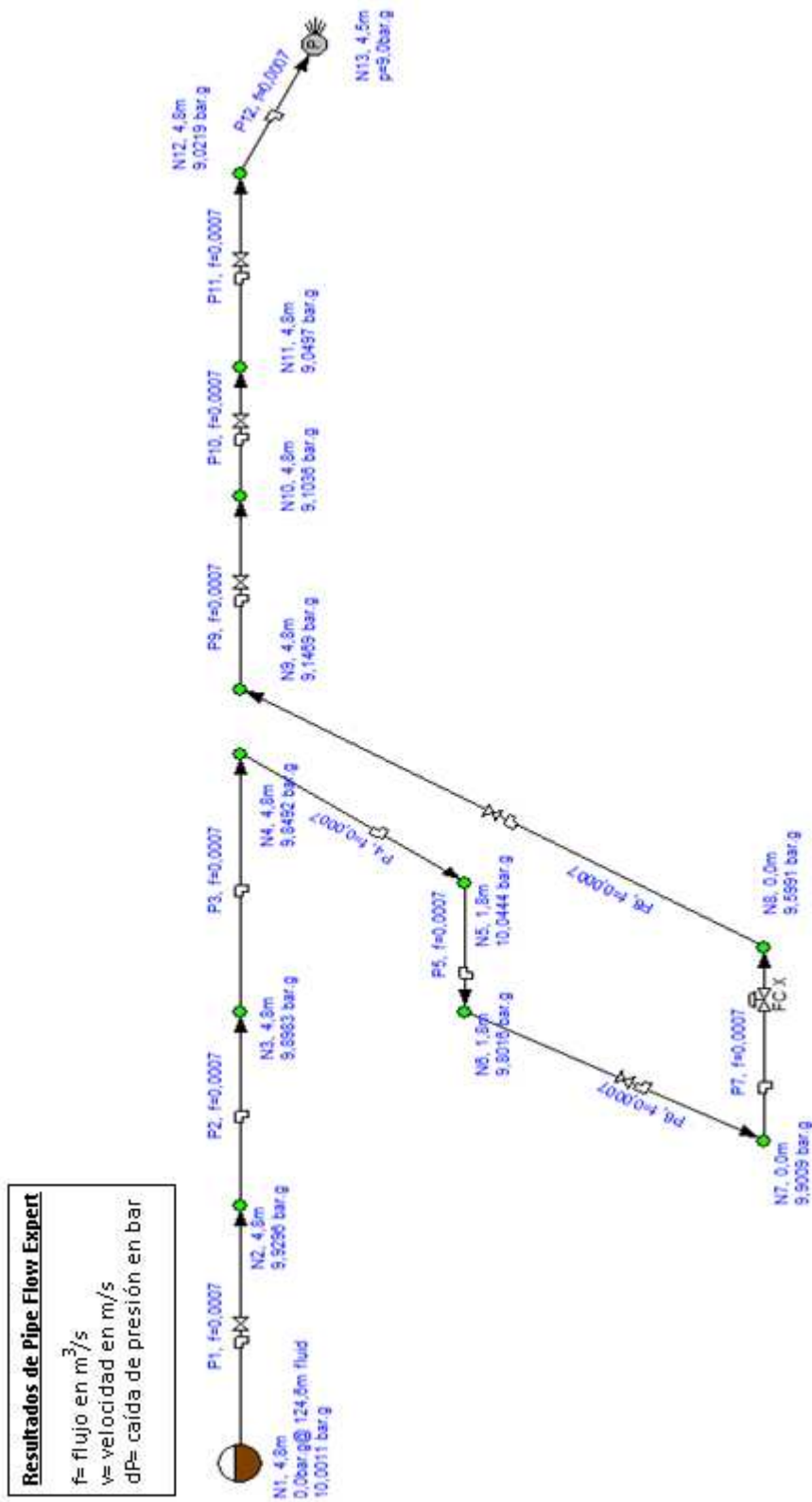


Figura 3.21. Interface del modelo simulado de la recirculación de atomizado pesado al tambor de balance

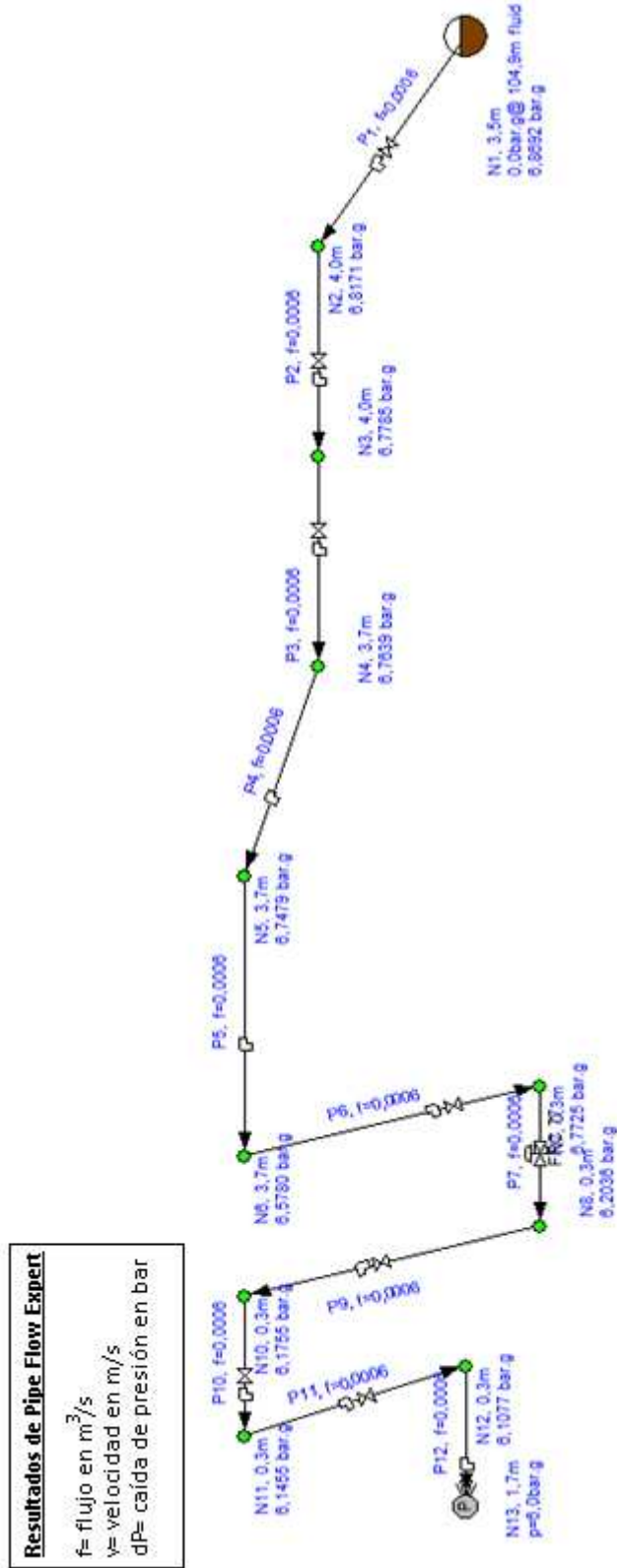


Figura 3.22. Interface del modelo simulado del desvío de destilado medio a la línea de fuel oil

Se encontró que los modelos planteados son factibles para las dos modificaciones propuestas: recirculación de atomizado pesado al tambor de balance y desvío de destilado medio a la línea de fuel oil.

En las Tablas 3.24 a 3.33 se presentan los detalles de fluido de trabajo, material y accesorios de las tuberías. En el Anexo X se presenta el resumen de resultados de la simulación de tuberías en el simulador Pipe Flow Expert 2007.

**Tabla 3.24.** Caracterización del atomizado pesado en el simulador Pipe Flow Expert 2007

Nombre del fluido	Fórmula química	Temperatura	Viscosidad cinemática	Viscosidad dinámica	Densidad	Presión de vapor	Estado
		°C	cSt	Centipoise	kg/m <sup>3</sup>	bar.a	
Atomizado pesado	N/A	48	1,9	1,6	818,5	0,08367	Líquido

**Tabla 3.25.** Características de las tuberías para la modificación de atomizado pesado en el simulador Pipe Flow Expert 2007

Material	Diámetro interno	Rugosidad
	mm	mm
1" Steel (ANSI) Sch. 40	26,645	0,046

**Tabla 3.26.** Resultados de la simulación de las tuberías para la modificación de atomizado pesado en el simulador Pipe Flow Expert 2007

<b>Id. tubería</b>	<b>Nombre tubería</b>	<b>Longitud</b>	<b>K Total</b>	<b>Flujo másico</b>	<b>Flujo volumétrico</b>	<b>Velocidad</b>	<b>Elevación entrada</b>	<b>Elevación salida</b>
		m		kg/s	m <sup>3</sup> /s	m/s	m	m
1	P1	2,0	8,84	0,5729	0,0007	0,323	4,8	4,8
2	P2	0,5	4,29	0,5729	0,0007	0,323	4,8	4,8
3	P3	3,5	3,69	0,5729	0,0007	0,323	4,8	4,8
4	P4	3,0	3,69	0,5729	0,0007	0,323	4,8	1,8
5	P5	2,2	35,19	0,5729	0,0007	0,323	1,8	1,8
6	P6	2,8	3,87	0,5729	0,0007	0,323	1,8	0,0
7	P7	1,0	3,60	0,5729	0,0007	0,323	0,0	0,0
8	P8	5,8	3,87	0,5729	0,0007	0,323	0,0	4,8
9	P9	2,0	4,47	0,5729	0,0007	0,323	4,8	4,8
10	P10	0,5	7,79	0,5729	0,0007	0,323	4,8	4,8
11	P11	0,4	3,87	0,5729	0,0007	0,323	4,8	4,8
12	P12	0,3	3,69	0,5729	0,0007	0,323	4,8	4,5



**Tabla 3.27.** Detalle de los accesorios para la simulación de la modificación de atomizado pesado en el simulador Pipe Flow Expert 2007

<b>Id. tubería</b>	<b>Nombre tubería</b>	<b>K Total</b>	<b>Descripción</b>	<b>Valor de K</b>	<b>Tamaño nominal</b>
1	P1	8,84	T	1,38	1"
			Válvula de compuerta	0,18	1"
			Válvula de retención	4,10	1"
			Factor de seguridad	3,00	1"
2	P2	4,29	Válvula de venteo	0,60	3/4"
			Factor de seguridad	3,00	1"
			Codo estándar	0,69	1"
3	P3	3,69	Factor de seguridad	3,00	1"
			Codo estándar	0,69	1"
4	P4	3,69	Codo estándar	0,69	1"
			Factor de seguridad	3,00	1"
5	P5	35,19	Factor de seguridad	3,00	1"
			Placa orificio	31,50	1"
			Codo estándar	0,69	1"
6	P6	3,87	Factor de seguridad	3,00	1"
			Válvula de compuerta	0,18	1"
			Codo estándar	0,69	1"
7	P7	3,60	Válvula de venteo	0,60	3/4"
			Factor de seguridad	3,00	1"
8	P8	3,87	Factor de seguridad	3,00	1"
			Válvula de compuerta	0,18	1"
			Codo estándar	0,69	1"
9	P9	4,47	Válvula de venteo	0,60	3/4"
			Codo estándar	0,69	1"
			Válvula de compuerta	0,18	1"
			Factor de seguridad	3,00	1"
10	P10	7,79	Factor de seguridad	3,00	1"
			Válvula de retención	4,10	1"
			Codo estándar	0,69	1"
11	P11	3,87	Codo estándar	0,69	1"
			Válvula de compuerta	0,18	1"
			Factor de seguridad	3,00	1"
12	P12	3,69	Factor de seguridad	3,00	1"
			Codo estándar	0,69	1"
Válvula de control roscada de 1" Caída de presión de 0,271 bar					

**Tabla 3.28.** Detalle de los nodos para la simulación de la modificación de atomizado pesado en el simulador Pipe Flow Expert 2007

<b>Id. Nodo</b>	<b>Tipo de nodo</b>	<b>Nodo</b>	<b>Elevación</b>	<b>Nivel de líquido</b>	<b>Presión en la superficie</b>	<b>Presión en el nodo</b>	<b>Flujo total ingresado</b>	<b>Flujo total de salida</b>
			m	m	bar.g	bar.g	m <sup>3</sup> /s	m <sup>3</sup> /s
1	Tanque	N1	4,8	124,6	0	100,01	0,0000	0,0007
2	Punto de unión	N2	4,8	N/A	N/A	99,29	0,0007	0,0007
3	Punto de unión	N3	4,8	N/A	N/A	98,98	0,0007	0,0007
4	Punto de unión	N4	4,8	N/A	N/A	98,49	0,0007	0,0007
5	Punto de unión	N5	1,8	N/A	N/A	100,44	0,0007	0,0007
6	Punto de unión	N6	1,8	N/A	N/A	98,02	0,0007	0,0007
7	Punto de unión	N7	0,0	N/A	N/A	99,01	0,0007	0,0007
8	Punto de unión	N8	0,0	N/A	N/A	95,99	0,0007	0,0007
9	Punto de unión	N9	4,8	N/A	N/A	91,47	0,0007	0,0007
10	Punto de unión	N10	4,8	N/A	N/A	91,04	0,0007	0,0007
11	Punto de unión	N11	4,8	N/A	N/A	90,50	0,0007	0,0007
12	Punto de unión	N12	4,8	N/A	N/A	90,22	0,0007	0,0007
13	Demanda de presión	N13	4,5	N/A	90	90,20	0,0007	0,0000

**Tabla 3.29.** Caracterización del destilado medio en el simulador Pipe Flow Expert 2007

<b>Nombre del fluido</b>	<b>Fórmula química</b>	<b>Temperatura</b>	<b>Viscosidad cinemática</b>	<b>Viscosidad dinámica</b>	<b>Densidad</b>	<b>Presión de vapor</b>	<b>Estado</b>
		°C	cSt	Centipoise	kg/m <sup>3</sup>	bar.a	
Destilado medio	N/A	270	0,3	0,2	667,6	0,347	Líquido

**Tabla 3.30.** Características de las tuberías para la modificación de destilado medio en el simulador Pipe Flow Expert 2007

<b>Material</b>	<b>Diámetro interno</b>	<b>Rugosidad</b>
	<b>mm</b>	<b>mm</b>
1" Steel (ANSI) Sch. 40	26,645	0,046

**Tabla 3.31.** Resultados de la simulación de las tuberías para la modificación de destilado medio en el simulador Pipe Flow Expert 2007

<b>Id. tubería</b>	<b>Nombre tubería</b>	<b>Longitud</b>	<b>K Total</b>	<b>Flujo másico</b>	<b>Flujo volumétrico</b>	<b>Velocidad</b>	<b>Elevación entrada</b>
		m		kg/s	m <sup>3</sup> /s	m	m
1	P1	0,5	4,56	0,4005	0,0006	3,5	4,0
2	P2	2,4	7,79	0,4005	0,0006	4,0	4,0
3	P3	4,8	4,47	0,4005	0,0006	4,0	3,7
4	P4	0,5	3,69	0,4005	0,0006	3,7	3,7
5	P5	9,6	35,19	0,4005	0,0006	3,7	3,7
6	P6	3,7	3,87	0,4005	0,0006	3,7	0,3
7	P7	1,0	4,29	0,4005	0,0006	0,3	0,3
9	P9	3,7	3,87	0,4005	0,0006	0,3	0,3
10	P10	3,6	4,47	0,4005	0,0006	0,3	0,3
11	P11	2,0	7,97	0,4005	0,0006	0,3	0,3
12	P12	0,5	3,69	0,4005	0,0006	0,3	1,7

**Tabla 3.32.** Detalle de los accesorios para la simulación de la modificación de destilado medio en el simulador Pipe Flow Expert 2007

<b>Id. Tub.</b>	<b>Tubería</b>	<b>K Total</b>	<b>Descripción</b>	<b>Valor de K</b>	<b>Tamaño nominal</b>
1	P1	4,56	T	1,38	1"
			Válvula de compuerta	0,18	1"
			Factor de seguridad	3,00	1"
2	P2	7,79	Factor de seguridad	3,00	1"
			Válvula de retención	4,10	1"
			Codo estándar	0,69	1"
3	P3	4,47	Válvula de venteo	0,60	3/4"
			Codo estándar	0,69	1"
			Válvula de compuerta	0,18	1"
			Factor de seguridad	3,00	1"
4	P4	3,69	Factor de seguridad	3,00	1"
			Codo estándar	0,69	1"
5	P5	35,19	Codo estándar	0,69	1"
			Placa orificio	31,50	1"
			Factor de seguridad	3,00	1"
6	P6	3,87	Factor de seguridad	3,00	1"
			Válvula de compuerta	0,18	1"
			Codo estándar	0,69	1"
7	P7	4,29	Válvula de venteo	0,60	3/4"
			Codo estándar	0,69	1"
			Factor de seguridad	3,00	1"
9	P9	3,87	Factor de seguridad	3,00	1"
			Válvula de compuerta	0,18	1"
			Codo estándar	0,69	1"
10	P10	4,47	Válvula de venteo	0,60	3/4"
			Codo estándar	0,69	1"
			Válvula de compuerta	0,18	1"
			Factor de seguridad	3,00	1"
11	P11	7,97	Factor de seguridad	3,00	1"
			Válvula de retención	4,10	1"
			Válvula de compuerta	0,18	1"
			Codo estándar	0,69	1"
12	P12	3,69	Codo estándar	0,69	1"
			Factor de seguridad	3,00	1"
Válvula de control roscada de 1" Caída de presión de 0,549 bar					

**Tabla 3.33.** Detalle de los nodos para la simulación de la modificación de destilado medio en el simulador Pipe Flow Expert 2007

<b>Id. Nodo</b>	<b>Tipo de nodo</b>	<b>Nodo</b>	<b>Elevación</b>	<b>Nivel de líquido</b>	<b>Presión en la superficie</b>	<b>Presión en el nodo</b>	<b>Flujo total ingresado</b>	<b>Flujo total de salida</b>
			m	m	bar.g	bar.g	m <sup>3</sup> /s	m <sup>3</sup> /s
1	Tanque	N1	3,5	104,9	0,0	68,69	0	0,0006
2	Punto de unión	N2	4,0	N/A	N/A	68,17	0,0006	0,0006
3	Punto de unión	N3	4,0	N/A	N/A	67,79	0,0006	0,0006
4	Punto de unión	N4	3,7	N/A	N/A	67,62	0,0006	0,0006
5	Punto de unión	N5	3,7	N/A	N/A	67,48	0,0006	0,0006
6	Punto de unión	N6	3,7	N/A	N/A	65,78	0,0006	0,0006
7	Punto de unión	N7	0,3	N/A	N/A	67,73	0,0006	0,0006
8	Punto de unión	N8	0,3	N/A	N/A	62,04	0,0006	0,0006
10	Punto de unión	N10	0,3	N/A	N/A	61,76	0,0006	0,0006
11	Punto de unión	N11	0,3	N/A	N/A	61,46	0,0006	0,0006
12	Punto de unión	N12	0,3	N/A	N/A	61,08	0,0006	0,0006
13	Demanda de presión	N13	1,7	N/A	60,0	60,00	0,0006	0,0000

### **3.3.2. DIAGRAMA DE FLUJO Y DIAGRAMA DE TUBERÍAS E INSTRUMENTACIÓN DE LAS MODIFICACIONES**

A continuación se muestra el diagrama de flujo de la unidad modificada al incluir las dos propuestas de modificación en el plano N<sup>2</sup>. También se muestran los diagramas de tuberías e instrumentación para las modificaciones propuestas para la recirculación de atomizado pesado y el desvío del destilado medio en el plano N<sup>3</sup> y plano N<sup>4</sup> respectivamente.

PLANO 2

PLANO 3

PLANO 4



### 3.4. RESULTADOS DEL ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA OPERACIÓN DE LA UNIDAD MODIFICADA

Se realizó el análisis económico de la propuesta de modificación para determinar su factibilidad. En las Tablas 3.34 y 3.35 se muestran los materiales requeridos para la construcción de las modificaciones propuestas.

**Tabla 3.34.** Cotización de materiales para la modificación del circuito de atomizado pesado

Cantidad	Descripción	Tamaño	Costo Total
6	Válvula de compuerta, bridada, clase 150, CS	1"	1992
2	Válvula check, bridada, clase 150, hierro fundido	1"	568
1	Válvula de globo, bridada, clase 150, CS	1"	320,27
1	T, CS (ASTM/ASME A234 WPB-WPC), Sch. 40	1"	20
11	Codo estándar, CS (ASTM/ASME A234 WPB-WPC), Sch. 40	1"	88
3	Válvula de alivio, 60-175 psi	3/4"	847,89
1	Válvula de control, roscada, tipo 250	1"	3713
1	Placa orificio	1"	460
24 m	1" CS (ANSI) Sch. 40	1"	120

**Tabla 3.35.** Cotización de materiales para la modificación de la línea de destilado medio

Cantidad	Descripción	Tamaño	Costo Total
6	Válvula de compuerta, bridada, clase 150, CS	1"	1992
2	Válvula check, bridada, clase 150, hierro fundido	1"	568
1	Válvula de globo, bridada, clase 150, CS	1"	320,27
1	T, CS (ASTM/ASME A234 WPB-WPC), Sch. 40	1"	20
10	Codo estándar, CS (ASTM/ASME A234 WPB-WPC), Sch. 40	1"	80
3	Válvula de alivio o venteo, 60-175 psi	3/4"	847,89
1	Válvula de control, roscada, tipo 250	1"	3713
1	Placa orificio	1"	460
33 m	1" Steel (ANSI) Sch. 40	1"	165

En la Tabla 3.36 se muestran los costos correspondientes a la inversión.

**Tabla 3.36.** Determinación de la inversión para la propuesta de modificación

<b>Costo</b>	<b>Valor (\$)</b>
Materiales	16 295,32
Mano de obra	24 442,98
<b>Inversión</b>	<b>40 738,30</b>

La determinación del costo de la mano de obra se realizó según el criterio de los índices de Nelson para construcción de refinerías que se encuentra en Jiménez, 2003, y Farrar, 1985.

En la Tabla 3.37 se muestran los resultados para la determinación del ingreso anual por ventas del flujo incremental de residuo producido en la unidad de Viscosreducción 1. El incremento se debe al aumento del rendimiento de residuo por el reprocesamiento del atomizado pesado y a la inyección de destilado medio como diluyente. Para la determinación del precio unitario se utilizó como referencia el precio nacional del fuel oil # 6 (0,69 \$/galón) para el mes de enero del 2012 (EP Petroecuador, 2011).

**Tabla 3.37.** Determinación del ingreso anual incremental obtenido de la operación de la unidad modificada

<b>Producto</b>	<b>Incremento promedio</b>	<b>Flujo promedio</b>	<b>Precio Unitario*</b>	<b>Ingreso anual</b>
	(%)	(kg/h)	(\$/kg)	(\$/año)
<b>Residuo incremental</b>	0,17	145	0,14175	162 785,7
<b>Destilado medio como diluyente</b>	0,38	375	0,14175	420 997,5
<b>Ingreso total</b>				<b>583 783,2</b>

\*Corresponde al 75% del precio de venta nacional del fuel oil

El incremento porcentual y el flujo del residuo para la estimación del ingreso anual correspondieron a un valor promedio de los excesos determinados para las distintas condiciones de presión de operación en el soaker y capacidad de la

unidad estudiadas. Para el flujo de destilado medio, que se inyectaría como diluyente en la mezcla para preparación de fuel oil # 6, se encontró que la tasa interna de retorno varía notoriamente al cambiar el valor del flujo introducido. Se seleccionó el flujo que ofrece como resultado una tasa interna de retorno favorable para la viabilidad del proyecto.

En la Tabla 3.38 se muestra el flujo de caja incremental para la propuesta de modificación.

**Tabla 3.38.** Flujo de caja incremental para el proyecto de modificación

Período	0	1	2	3	4	5
Inversión	-40 738,30					
Ventas		583 783,20	583 783,20	583 783,20	583 783,20	583 783,20
(-) Costo de producción		-558 305,49	-558 305,49	-558 305,49	-558 305,49	-558 305,49
Flujo bruto	-40 738,30	25 477,71	25 477,71	25 477,71	25 477,71	25 477,71
(-) Impuesto a la renta		-11 464,97	-11 464,97	-11 464,97	-11 464,97	-11 464,97
Flujo después de impuestos	-40 738,30	14 012,74	14 012,74	14 012,74	14 012,74	14 012,74

En el costo de producción se incluyeron los rubros correspondientes al costo de operación, mantenimiento y depreciación. El costo de operación de la viscorreductora se determinó con base en la referencia mostrada para la operación de viscorreducción en Bridjanian y Samimi, 2011 en el cual se indica que el costo de operación corresponde a 7 \$/barril alimentado.

En la Tabla 3.39 se muestra el flujo de beneficios y costos para la determinación de la relación beneficio/costo.

**Tabla 3.39.** Flujo de beneficios y costos totales en valor futuro y valor actual

Descripción	0	1	2	3	4	5	Total
Beneficios totales		583 783,20	583 783,20	583 783,20	583 783,20	583 783,20	2 918 916,00
Costos totales	40 738,30	558 305,49	558 305,49	558 305,49	558 305,49	558 305,49	2 832 265,75
Factor de actualización	1,0000	0,9009	0,8116	0,7312	0,6587	0,5935	
Beneficios actualizados	0,00	525 930,81	473 811,54	426 857,24	384 556,08	346 446,92	2 157 602,59
Beneficios actualizados después de impuestos	0,00	289 261,95	260 596,35	234 771,48	211 505,84	190 545,80	1 186 681,42
Costos actualizados	40 738,30	502 977,92	453 133,26	408 228,16	367 773,12	331 327,13	2 104 177,90

Se determinó la tasa interna de retorno, valor actual neto y relación beneficio/costo que se muestran a continuación en la Tabla 3.40.

**Tabla 3.40.** Indicadores financieros de la evaluación de la propuesta de modificación

Indicador financiero	Valor del indicador financiero	Criterio de evaluación
TIR	21%	$TIR \geq 11\%$
VAN	\$ 11 051	$VAN \geq 0$
B/C	0,56	$B/C \geq 1$

Estos valores indican que el proyecto es factible de acuerdo con los resultados mostrados por la TIR y el VAN. En el caso de la relación beneficio/costo se obtuvo un valor que indica que el proyecto no es viable. Sin embargo, se descartó este criterio puesto que, como se indica en el acápite 1.2.6, el indicador beneficio/costo es el de menor importancia como criterio de decisión en la formulación de proyectos.

## 4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### 4.1. CONCLUSIONES

- Se encontró que la producción de destilado medio de la fraccionadora TV-V2 aumenta al incrementarse la presión de operación del soaker TV-V13 para una operación a capacidad constante de acuerdo con los datos de operación reciente de la unidad de Viscosreducción 1.
- Se determinó que la producción de atomizado pesado del acumulador TV-V5 se incrementa al aumentar la presión de operación del soaker TV-V13 de acuerdo con los datos de operación recolectados.
- El destilado medio se caracterizó como un derivado más liviano que el diesel 2, con contenido de azufre inferior al 1% y un corte que incluye nafta de primera destilación y diesel. El corte de destilado medio se encontró entre 132 °C y 329 °C.
- El atomizado pesado se caracterizó como un hidrocarburo más liviano que el diesel 2 y el destilado medio. Se determinó que tiene una mínima fracción de componentes más livianos que la nafta, un 50% en volumen corresponde a la nafta de primera destilación y el 40% restante se sitúa dentro del rango de destilación para diesel. El corte de atomizado pesado se encontró entre 75 °C y 310 °C.
- De acuerdo con los resultados del modelo simulado, la producción de destilado medio se mantiene constante al variar la presión del soaker a una capacidad fija. Al variar la capacidad de operación se obtuvo que cuando esta aumenta se presenta una mayor producción de destilado medio. Los flujos incrementales determinados para las capacidades de operación evaluadas se encuentran entre 500 kg/h y 2 500 kg/h para distintas condiciones de presión en el soaker.
- Con base en los resultados del modelo simulado se obtuvo que, para una capacidad de operación fija, se evidenció un aumento aproximado de 200 kg/h en la producción de atomizado pesado al variar la presión de operación del soaker TV-V13 desde 7,1 kg/cm<sup>2</sup> hasta 9,0 kg/cm<sup>2</sup>. Al variar la

capacidad de operación de la unidad de Viscorreducción 1 se puede alcanzar un aumento cercano a 1 000 kg/h en la producción de atomizado pesado. Además se obtuvo que la mayor producción de exceso atomizado pesado se obtiene a una capacidad de operación del 80% y una presión de 9,0 kg/cm<sup>2</sup> y la menor producción de exceso a una capacidad del 100% y 8,0 kg/cm<sup>2</sup> bajo las mismas condiciones de severidad en el horno.

- Las modificaciones factibles determinadas para el mejoramiento de la unidad de Viscorreducción 1 correspondieron a la extracción del flujo en exceso de destilado medio como diluyente hacia la línea de fuel oil y a la recirculación del exceso de atomizado al tambor de balance TV-V1.
- Los resultados de la simulación de la unidad modificada mostraron un incremento en los rendimientos de gasolina estabilizada desde TV-V6 entre 0,66% al 1,73%, gas del acumulador TV-V5 entre 1,17% a 2,97%, gas del acumulador TV-V7 entre 1,17% a 2,03% y residuo entre 0,10% a 0,28%. El incremento de residuo representa un aumento en la producción de fuel oil de 1 000 000 kg/año (7 500 barriles/año). El incremento determinado para la producción de gasolina estabilizada correspondió a 83 000 kg/año (750 barriles/año) aproximadamente.
- El resultado de la evaluación económica incremental de la propuesta de diseño presentó un valor de 21% para la TIR y \$11 051 para el VAN. Estos resultados indican que el proyecto de modificación es viable.

## 4.2. RECOMENDACIONES

- Investigar la utilización de otras variables que sirvan como indicadores de la operación de la unidad como la estabilidad y compatibilidad del residuo y la temperatura de salida del horno.
- Estudiar el beneficio de la implementación de las modificaciones propuestas en la salud de los operadores de la unidad de Viscorreducción 1 al eliminar el tiempo de exposición durante el drenaje del exceso de atomizado pesado producido.
- Complementar el estudio del efecto de la introducción del destilado medio como diluyente del fuel oil a través de ensayos de compatibilidad y punto de inflamación.
- Incluir dentro de la rutina de laboratorio los ensayos de contenido de azufre, destilación atmosférica, gravedad API y viscosidad para las corrientes de atomizado pesado y destilado medio.
- Continuar con el seguimiento de los balances de materia a través de los datos de operación para garantizar el uso eficaz de la unidad sin afectar la estabilidad y compatibilidad del residuo de viscorreducción.
- Generar un proyecto de inversión por parte de EP Petroecuador para efectuar las modificaciones propuestas para el mejoramiento de la operación de la unidad de Viscorreducción 1.
- Realizar la actualización de procedimientos, instructivos y manual de operación al implementar las modificaciones sugeridas.
- Complementar este estudio a través de la tecnología del punto de pliegue para optimizar el rendimiento energético.

## BIBLIOGRAFÍA

1. Abghari, S., Darian, J., Karimzadeh, R., y Omidkhah, M., 2008, "Determination of yield distribution in olefin production by thermal cracking of atmospheric gasoil", *Korean Journal of Chemical Engineering*, 25 (4), 685.
2. ABS, 2001, "Notes on Heavy Fuel Oil", American Bureau of Shipping, Houston, Estados Unidos, pp. 61-65.
3. Akbar, M. y Geelen, H., 1981, "Visbreaking uses soaker drum", *Hydrocarbon Processing*, 60 (5), 81.
4. ASME, 2004, "Process Piping: ASME Code for pressure piping, B 31", Revisión de ASME B31.3-2002, American Society of Mechanical Engineers, New York, Estados Unidos, pp.1-8, 4, 289.
5. Badillo, J., 2010, "Manual de operación de la unidad de visbreaking uno", EP Petroecuador, Esmeraldas, Ecuador, p. 6.
6. Bausbacher, E. y Hunt, R., 1993, "Process Plant Layout and Piping Design", Prentice Hall, New Jersey, Estados Unidos, p. 10.
7. Betchel Corp., 1996, "Piping/Mechanical Handbook", 2da edición, Estados Unidos, pp. 4-1, 4-2.
8. Billets, S., 2001, "Innovative Technology Verification Report. Field Measurement for Total Petroleum Hydrocarbons", Environmental Protection Agency, Washington, Estados Unidos, pp. 6, 7.
9. Bogomólov, A., Gaile A., Grómová A., Drabkin A. y Proskuriakov V., 1984, "Química del petróleo y el gas", 1ra edición, Mir Moscú, Moscú, Rusia, pp. 260-270.
10. Bozzano, G., Dente, M. y Carlucci, F., 2005, "The effect of naphthenic components in the visbreaking modeling", *Computers and Chemical Engineering*, 29 (6), 1439.
11. Brenner S., 2000, "HYSYS. Process 2.2 Documentation", AEA Technology-Hyprotech Ltda., Calgary, Canadá, pp. A-3, A-8.
12. Bridjanian, H., Ghaedian, M. y Hashemi, R., 2004, "Studying the Distillation Method in Converting Visbreaker Naphtha into Motor-gasoline", <http://www.ripi.ir/congress10/studying%20dis.pdf>, (Octubre, 2011).



13. Bridjanian, H. y Samimi, K., 2011, "Bottom of the Barrel, an important challenge of the petroleum refining industry", *Petroleum & Coal*, 53 (1), 13,
14. Canales, C., 2004, "Guía de mejores técnicas disponibles en España del sector refino de petróleo", Ministerio de Medio Ambiente, España, pp. 86, 89.
15. Carlson, E., 1996, "Don't Gamble With Physical Properties for Simulations", *Chemical Engineering Progress*, 92 (10), 35.
16. Castellanos, J., Cano, J., Del Rosal, R., Briones, V., Mancilla, R., 1991, "Kinetic model predicts visbreaker yields", *Oil & Gas Journal*, 89 (3), 76.
17. Cengel, Y. y Cimbala, J., 2006, "Mecánica de Fluidos. Fundamentos y Aplicaciones", 1ra edición, McGraw-Hill, Estados Unidos, pp. 148, 149, 171-174, 176-182, 185-192, 201, 202, 206-208.
18. Daxesoft, 2012, "Pipe Flow Expert - Calculate Pressure Drop & Flows in Pipe Networks", Daxesoft Ltd., [http://www.pipeflow.co.uk/public/control.php?\\_path=/497/738](http://www.pipeflow.co.uk/public/control.php?_path=/497/738), (Abril, 2012).
19. Del Río, R., 2003, "Camino de desarrollo sustentable para la industria química", 1ra edición, Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos, México D. F., México, pp. 88-92, 95, 105-107, 110, 111.
20. Dente, M., Bozzano, G., Faravelli, T., Marongiu, A., Pierucci, S. y Ranzi, E., 2007, "Kinetic modeling of pyrolysis processes in gas and condensed phase", Marin, G., "Advances in chemical engineering, Volume 32", 1ra edición, Elsevier, Burlington, Estados Unidos, pp. 91, 133.
21. Dimian, A., 2003, "Integrated Design and Simulation of Chemical Processes", 1ra edición, Elsevier Science, Amsterdam, Países Bajos, pp. 7-15, 17, 34-37, 39.
22. Dobre, T. y Sánchez, J., 2007, "Chemical Engineering", Wiley-VCH, Weinheim, Alemania, p. 28.
23. Dong, D., 2000, "Thermal Cracking of Gas Oil in a Helical Coil Reactor", Tesis previa a la obtención del título de Master en Ciencia en Ingeniería Química, Universidad de Calgary, Alberta, Canadá, pp.16, 74.
24. Elliot, J., 1992, "Maximize distillate liquid products", *Hydrocarbon Processing*, 71 (1), 75.
25. EP Petroecuador, 2006, "Industrialización", Planificación Corporativa, <http://www.eppetroecuador.ec/Internet1/Biblioteca/index.htm>, (Julio, 2011)

26. EP Petroecuador, 2011, "Gerencia de Refinación", Coordinación General de Imagen Empresarial, <http://www.eppetroecuador.ec/Internet1/LaEmpresa/UNegocios/Refinacion/index.htm>, (Agosto, 2011).
27. EP Petroecuador, 2011, "Precios Nacionales", <http://www.eppetroecuador.ec/Internet1/LaEmpresa/Cifras/index.htm>, (Enero, 2012).
28. Escoe, A., 2006, "Piping and Pipeline Assessment Guide", 1ra edición, Elsevier, Burlington, Estados Unidos, pp. 1-9.
29. Farrar, G., 1985, "How Nelson cost indexes are compiled", Oil & Gas Journal, (12), 145.
30. Fastenakels, M. y Campaña, H., 1984, "Find optimum pipe size", Hydrocarbon Processing, 62 (9), 163.
31. Fogler, H., 2008, "Elementos de ingeniería de las reacciones químicas", 4ta edición, Pearson Education, Atlatacolumco, México, p. 44.
32. Galarza, B., 2009, "El Petróleo en el Ecuador", Unidad de Relaciones Institucionales de Petroecuador, Quito, Ecuador, pp. 91-92.
33. Geankoplis, D., 1998, "Procesos de transporte y operaciones unitarias", 3ra edición, CECSA, México D. F., México, pp. 59, 66, 80.
34. Guerra, G., 2009, "Elementos para la evaluación económica de un proyecto aplicado a la ingeniería química y agroindustrial", Quito, Ecuador, pp. 3, 7.
35. Hernández, L. y Florez, A., 2008, "Software para ingenieros de procesos", Bucaramanga, Colombia, pp. 2, 3.
36. Holmes, J. y Bullin, J., 1983, "Fuel Oil Compatibility Probed", Hydrocarbon Processing, 62 (9), 101.
37. Honeywell, 2010, "Configuración y Operación del Sistema de Control Experion PKS", pp. 1-36.
38. Hougen, O., Watson, K. y Ragatz, R., 1982, "Principios de los Procesos Químicos-Parte 2: Termodinámica", Edición en español, Editorial Reverté, Barcelona, España, p. 460.
39. Instituto Mexicano del Petróleo, 2011, "Generación de servicios auxiliares", <http://www.imp.mx/petroleo/?imp=sa>, (Enero, 2012).
40. Jaramillo, J., 2005, "Glosario del Ingeniero Químico", Bogotá, Colombia, pp. 29, 36, 39.

41. Jianhua, W., Wanzheng, A. y Qi, Z., 2010, "Head loss coefficient of orifice plate energy dissipator", *Journal of Hydraulic Research*, 48 (4), 526.
42. Jiménez, A., 2003, "Diseño de procesos en Ingeniería Química", Editorial Reverté, México D. F., México, pp. 8-10, 14,15, 16.
43. Jones, D. y Pujadó, P., 2006, "Handbook of Petroleum Processing", Springer, Dordrecht, Países Bajos, pp. 447-458, 521-528.
44. Kaiser, M., y Gary, J., 2009, "Refinery Cost Functions in the U.S. Gulf Coast", *Petroleum Science and Technology*, 27, 168.
45. KBC Advanced Technologies, 2005, "Petro-Sim User Guide", Surrey, Reino Unido, pp. 9-5, 9-6
46. Kondo, T., Sato, S., Matsumura, A., Saito, I., Machdo de Carvlho, A. y Ferraz de Souza, W., 1999, "Thermal Cracking Property of Marlim Vaccum Residue", *NIRE Annual Report*, 44 (1), 182.
47. Ludwig, E., 1999, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants", 3ra edición, Gulf Professional Publishing, Houston, Estados Unidos, pp. 4-6, 52.
48. Luque S. y Vega A., 2005, "Simulación y optimización avanzadas en la industria química y de procesos: HYSYS", 3ra edición, Editorial Susana Luque Rodríguez, Oviedo, España, pp. 7, 49-55, 182, 277.
49. Martin, C., 1984, "The Stability and Compatibility of Fuel Oils", *Proceedings Third World Petroleum Congress*, Section VII, 66.
50. Meyers, R., 2004, "Handbook of Petroleum Refining Processes", 3ra edición, McGraw-Hill, Estados Unidos, pp. 12.91-12.102.
51. PDVSA, 1998, "Process and utility piping design requirements", *Engineering Design Manual*, 13-II, 3.
52. Pemex, 2000, "Diccionario de términos de Pemex Refinación", Dirección General de Pemex Refinación, México D. F., México, pp. 59, 93, 111.
53. Petroindustrial, 2010, "Tuberías y accesorios", pp. 5-6.
54. Petroindustrial, Técnicas Reunidas Internacional y Eurocontrol. 1997, "Manual de Operación Unidad Viscorreductora N°1", Madrid, E spaña, pp. 2, 15-18.
55. Rand, S., 2009, "Significance of Test for Petroleum Products", 8va edición, ASTM International, West Conshohocken, Estados Unidos, pp. 106,107,108, 109,110,111, 117, 118.

56. Reza, S., Mohaddecy, S. y Sadghi, S., 2011, "Simulation and Kinetic Modeling of Vacuum Residue Soaker-Visbreaking", *Petroleum & Coal*, 53 (1), 26.
57. Rhoë, A. y de Blignieres, C., 1979, "Visbreaking: a flexible process", *Hydrocarbon Processing*, 58 (1), 131.
58. Sapag, N. y Sapag, R., 2003, "Preparación y evaluación de proyectos", McGraw Hill, 4ta edición, México D.F., México, pp. 233, 244, 251, 265, 267, 268, 277, 278, 295, 301, 302.
59. Schuetze, B. y Hofmann, H., 1984, "How to upgrade heavy feeds", *Hydrocarbon Processing*, 63 (2), 73.
60. Schulman, B., Biasca, F., Johnson, H. y Dickenson, R., 1993, "Bottom-of-the-barrel upgrading moves aggressively", *Hydrocarbon Processing*, 72 (12), 100-C.
61. Setterlund, R., 1991, "Selecting process piping materials", *Hydrocarbon Processing*, 70 (8), 93.
62. Shell, 1993, "Manual Pipeline Engineering", La Haya, Holanda, p. 7.
63. Simpson L. y Weirick, M., 1978, "Designing Plant Piping", *Chemical Engineering Desk Book Issue April*, p. 40.
64. Sinnott, R., 2005, "Coulson & Richardson Chemical Engineering/Chemical Engineering Design Volume 6", 4ta edición, Elsevier, Oxford, Reino Unido, pp. 34-40, 216-221, 665.
65. Sinnott, R., 2006, "Chemical Engineering Design, Volume 6", 4ta edición, Elsevier Butterworth-Heinemann, Londres, Reino Unido, pp. 1-24, 227-235
66. Smith, P., 2007, "Process Piping Design Handbook/The Fundamentals of Piping Design, Volume One", Gulf Publishing Company, Houston, Estados Unidos, pp. 1-3,15,20, 24, 32, 49, 50, 66, 70-74, 80-82, 92.
67. Sørensen, B. y Breeze, P., 2009, "Renewable Energy Focus Handbook", 1ra edición, Academic Press-Elsevier, San Diego, Estados Unidos, p. 485
68. Speight, J., 1999, "The Chemistry and Technology of Petroleum", 3ra edición, Marcel Dekker, New York, Estados Unidos.
69. Speight, J., 2006, "The Chemistry and Technology of Petroleum", 4ta edición, Taylor and Francis Group, Boca Raton, Estados Unidos, pp. 260,487-507.

70. Su, P., 2008, "Development and Demonstration of a New Non-Equilibrium", Proyecto de titulación previo a la obtención del título de Doctor en Filosofía, Universidad de Adelaide, Adelaide, Australia, pp. 111,112.
71. Tandon, D., Kumar, M., Ram, Y., Pandit, A. y Joshi, B., 2010, "Soaker visbreaker with internal improves product yield and quality", <http://library.iip.res.in:8080/dspace/bitstream/123456789/715/1/art14.pdf>, (Marzo, 2012)
72. Ting, D., Zhan, C., Wang, B., Deshmukh, A. y Dubrosky, B., 1999, "Product and Process Cost Estimation with Fuzzy Multi-attribute Utility Theory", *The Engineering Economist*, 44 (4), 303.
73. Towler, G. y Sinnott, R., 2008, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Butterworth-Heinemann Elsevier, Burlington, Estados Unidos, pp. 154- 156, 159, 214-229, 236.
74. UOP Process Division, 1982, "Corporación Estatal Petrolera Ecuatoriana (CEPE) UOP Visbreaking Process", Esmeraldas, Ecuador, pp. 108-125.
75. US Army Corps of Engineers, 1999, "Engineering and Design Liquid Process Piping", 4ta edición, Washington, Estados Unidos, pp. 2-1-2.15, 3.1-3.32.
76. Vezirov, R., Obukhova, S., Vezirova, N., y Telyashev, E., 2010, "Conversion of a delayed coking unit to mild thermal cracking (visbreaking) conditions", *Chemistry and Technology of Fuels and Oils*, 46 (3), 188.
77. Whitten, D. y Whitten, B., 1990, "Handbook of American Business History: Manufacturing", Greenwood Publishing Group, Westport, Estados Unidos, pp. 186-187.
78. Yablokov, V., Kolmakov, G., Mitrafanova, S., Zanozina V., Karataev, E., Zorin, A., Grishin, D., 2010, "Kinetics of the Thermal Decomposition of Acid Tar", *Petroleum Chemistry*, 50 (3), 237.
79. Yang, C., Zheng, H., Du, F. y Xu, C., 1999, "Reaction characteristics and mechanism of residuum hydrocracking ", *Journal of Fuel Chemistry and Technology*, 27 (2), 97.
80. Yusevich, A., Timoshkina, M. y Grushova, E., 2010, "Features of Combined Thermal Cracking of Oil Residues and Plant Oil", *Petroleum Chemistry*, 50 (3), 231.

## **ANEXOS**

## ANEXO I

### DESCRIPCIÓN DE LA UNIDAD

#### AI.1. Ubicación y diseño de la unidad de Viscorreducción 1

La Refinería Esmeraldas constituye el complejo de refinación más grande del Ecuador, con una capacidad instalada de procesamiento de 110 000 bpsd de crudo. Se encuentra ubicada en la provincia de Esmeraldas a 3,8 km de distancia del Océano Pacífico, a 300 m del río Teaone y a 3 km del río Esmeraldas. La superficie aproximada de la Refinería Esmeraldas comprende 136 ha. Los productos principales son gas licuado de petróleo, jet fuel, kerosene, gasolina, diesel, fuel oil # 4, fuel oil # 6 y azufre sólido.

Este complejo industrial cuenta con dos unidades de viscorreducción que operan paralelamente para procesar los fondos de vacío y producir la base para la mezcla de fuel oil. La unidad de Viscorreducción 1 se encuentra dentro de la unidad de No Catalíticas 1 que además cuenta con los procesos de Crudo 1 y Vacío 1. La capacidad instalada de la unidad de Viscorreducción 1 es de 15 750 bpsd. Los productos que se obtienen de este proceso son gas combustible, gasolina estabilizada y la base de fuel oil que es sometido a mezclas con diluyentes para alcanzar las especificaciones requeridas para la comercialización como fuel oil # 4 y fuel oil # 6.

A finales del año 1972 se dio inicio a la construcción de la Refinería Esmeraldas que entraría en operación en el año 1977. El diseño de los procesos fue realizado por la compañía estadounidense Universal Oil Products (UOP) y la construcción fue llevada a cabo por el consorcio japonés Sumitomo Chiyoda. La capacidad de procesamiento inicial fue de 55 615 barriles diarios de crudo con una gravedad API entre 27,9 y 28,3. La unidad de viscorreducción instalada era de tipo serpentín.

Posteriormente, en el año de 1987 se realizó la primera ampliación a 90 000 barriles diarios de procesamiento de crudo a través de la instalación de un nuevo tren de destilación atmosférica, destilación al vacío y viscorreducción. La segunda ampliación de la RE se concluyó en 1997 en donde se dio inicio al procesamiento de crudos con gravedad API de 23 a 27. El diseño de la segunda ampliación fue realizado por el consorcio de compañías francesas IFP-BEICIP-FRANLAB y la construcción fue llevada a cabo por el consorcio de compañías españolas Técnicas Reunidas-Eurocontrol. La capacidad de procesamiento de crudo se incrementó a 110 000 barriles diarios. La unidad de Viscorreducción 1 aumentó su capacidad de procesamiento de 12 600 bpsd a 15 750 bpsd con una carga constituida por la mezcla de crudo reducido y fondos de vacío.

La principal innovación en la ampliación de la capacidad de la Viscorreductora 1 fue la instalación de un reactor (soaker) aguas abajo del horno de viscorreducción con el objetivo de aumentar el tiempo de residencia, disminuir la temperatura de operación del horno y mantener una buena estabilidad del fuel oil. Esta práctica permite prolongar el tiempo de operación de la unidad puesto que se disminuye la formación de coque en el horno.

#### **AI.2. Descripción del proceso de Viscorreducción 1**

La alimentación a la unidad es cargada, ya sea desde tanques 7 y 8 (carga fría) o desde la unidad de vacío (carga caliente), a través de la bomba TV-P1 hacia el tambor de balance TV-V1 en donde se produce la mezcla de la carga fría y la carga caliente. La carga se precalienta previamente con el residuo viscorreducido en el intercambiador TV-E13.

La carga es bombeada mediante la bomba TV-P2 bajo control de flujo hacia el horno TV-H1. En la entrada del horno se cuenta con una línea de vapor de alta presión (600 psig) que impulsa el flujo de carga para procurar que en el horno únicamente se alcance la temperatura de reacción y que las reacciones de craqueo ocurran después en el soaker TV-V13. De esta manera se prolonga el



tiempo de operación del horno puesto que el coque formado no se deposita en las paredes de los tubos del horno sino en el soaker. Una evidencia del taponamiento de los tubos del horno se puede detectar cuando la caída de presión en los pasos del horno aumenta. El horno de la unidad de viscorreducción se caracteriza por tener una pared de refractario en la mitad sobre la cual chocan las llamas para que el calentamiento de la carga en los tubos se realice por radiación. Además, cuenta con quemadores de gas y de fuel oil. Una vez que se ha alcanzado la temperatura de reacción, la carga pasa al soaker.

En la parte superior del soaker, se cuenta con una válvula de ángulo que controla la presión del reactor. En la salida del soaker, se cuenta con una corriente de enfriamiento (quenck) que sirve para detener el proceso de reacción e impedir que el craqueamiento continúe a lo largo de la tubería y se deposite coque.

La línea de alimentación común ingresa a la torre de fraccionamiento TV-V2 en donde se obtienen tres cortes.

El producto de cabeza de la fraccionadora TV-V2 es parcialmente condensado con un aerorefrigerante TV-E3. La salida de gas es controlada por una válvula localizada en el venteo del acumulador TV-V3 y esta corriente es enviada al sistema de tratamiento de gas combustible. El agua de la bota del acumulador es drenada mediante un controlador de nivel y luego enviada a la unidad de tratamiento de aguas. El hidrocarburo es bombeado mediante la bomba TV-P5 hacia la torre como reflujo para mantener el perfil de temperatura (a través de un controlador de temperatura en el domo de la fraccionadora TV-V2) y hacia la estabilizadora TV-V6 después del intercambiador TV-E4 (mediante un controlador de nivel en el acumulador TV-V3).

El producto de cabeza de la estabilizadora de gasolina TV-V6 es parcialmente condensado en el aerorefrigerante TV-E5 y es enviado al acumulador TV-V7. A través de un control de presión en el domo de la estabilizadora TV-V6, se releva el exceso de presión del acumulador TV-V7 al sistema de gas combustible. El hidrocarburo del acumulador TV-V7 es succionado por la bomba TV-P7 y es

enviado como reflujo a la cabeza de la estabilizadora mediante un control en cascada sobre el reflujo y el nivel del hidrocarburo en el acumulador TV-V7. El agua de la bota del acumulador TV-V7 es drenada manualmente hacia la unidad de tratamiento de aguas residuales. Los fondos de la estabilizadora se dividen en dos corrientes. La primera es calentada en el rehervidor TV-E6 y retornada al fondo de la estabilizadora. La segunda es enfriada en el intercambiador TV-E4 y luego en el aerorefrigerante TV-E7 para finalmente enviarla a la unidad de Mercox 200 bajo control de nivel con el fondo de la estabilizadora.

El destilado medio es utilizado como reflujo intermedio, fuente de calor y aceite de sello para las bombas. Este reflujo circulante es enviado mediante la bomba TV-P4 al rehervidor TV-E6 de la estabilizadora como fluido de calentamiento. Dos válvulas, en rango dividido, controlan la entrada y el by-pass del rehervidor TV-E6 para ajustar su temperatura. Por otro lado, una fracción de la corriente de destilado medio es enfriada en el TV-E9 y constituye el cabezal de aceite de sellos de las bombas TV-P2, TV-P3 y TV-P4 y el retorno se junta al aceite de recirculación en la succión de la bomba TV-P4. El reflujo circulante es dividido y retornado sobre el plato de extracción para controlar el despojamiento y bajo el plato para controlar el perfil de temperatura.

Los fondos de la fraccionadora TV-V2 son enviados por medio de gravedad, bajo control de nivel, al despojador de fondos TV-V4. El producto de cabeza del despojador de fondos TV-V4 es condensado parcialmente en el aerorefrigerante TV-E2 y posteriormente enviado al acumulador TV-V5. El gas del acumulador TV-V5 es enviado al sistema de tea mientras que el hidrocarburo es succionado por la bomba TV-P6 y luego es separado en dos corrientes que constituyen el sistema de atomizado pesado. La primera corriente es de reflujo que se retorna al despojador bajo control en cascada del flujo y la temperatura de la cabeza del mismo. La segunda es mezclada con el exceso de destilado medio que se envía bajo el plato de extracción de la fraccionadora TV-V2 a través del rociador balanceado.

Los fondos del despojador TV-V4 son succionados por la bomba TV-P3 y enfria-

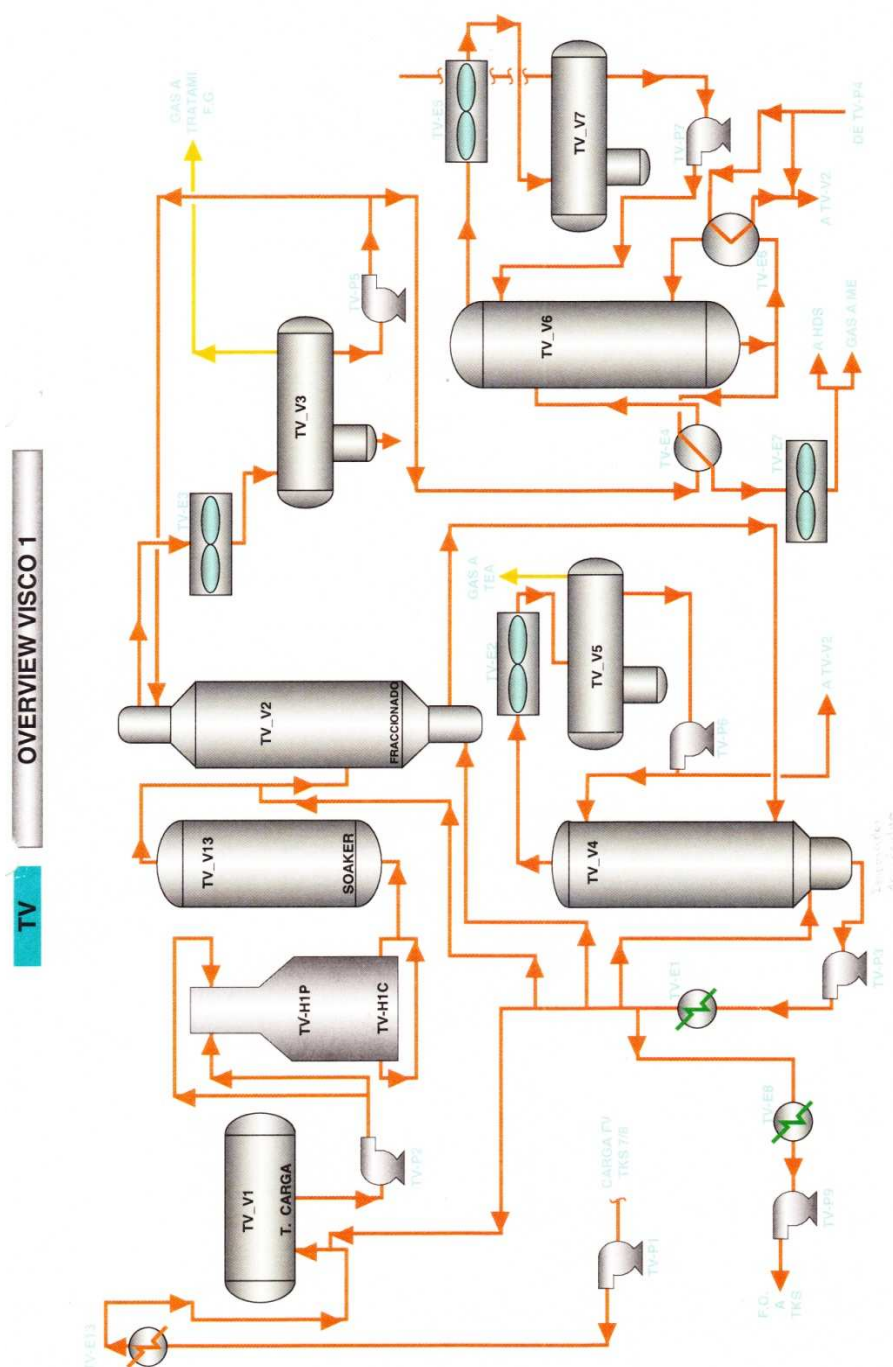
dos con la carga a la unidad en el intercambiador TV-E13 y luego en la caldereta TV-E1 en donde se genera vapor. Una parte del flujo es enviada a los tanques de almacenamiento después de haberse mezclado con diesel de la unidad de crudo y aceites de la unidad de FCC. El flujo restante es utilizado como corriente de enfriamiento para el fondo de la fraccionadora TV-V2, el fondo del despojador TV-V4 y la descarga del soaker TV-V13

### **AI.3. Diagrama de flujo del Instituto Francés del Petróleo**

Este diagrama corresponde al Diagrama de Flujo de la unidad de Viscosreducción 1 del manual de operación de la unidad generado para la última ampliación efectuada en el año 1997.

#### AI.4. Planos esquemáticos

En las Figuras AI.1 a AI.10 a continuación se presentan los planos esquemáticos generados por el sistema Insuperion PKS para la unidad de Viscosidad 1.



**Figura AI.1.** Plano esquemático general de la Viscosidad 1 del sistema Insuperion PKS

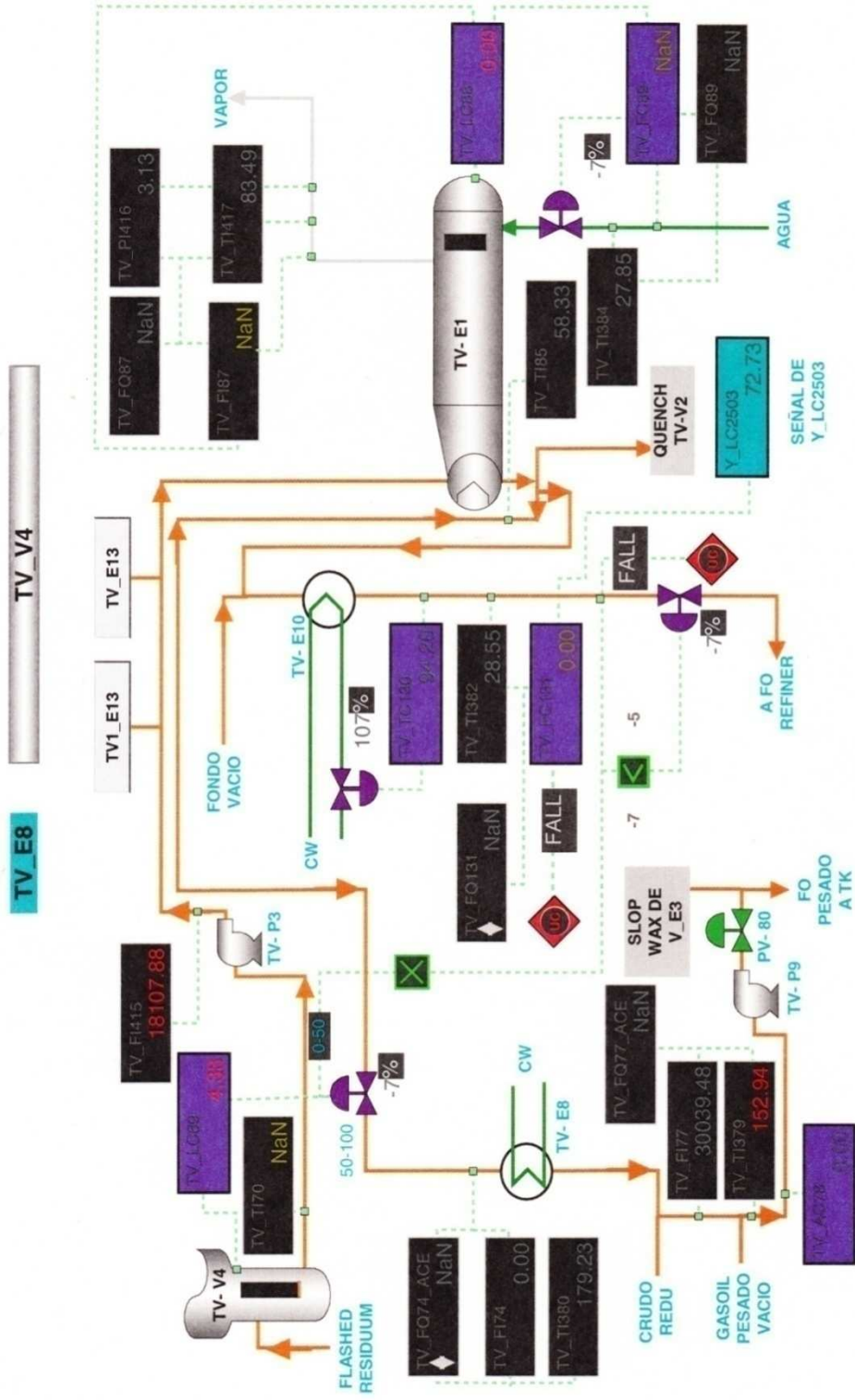


Figura A.I.2. Plano esquemático del sistema de despojamiento de residuo del sistema Inserpon

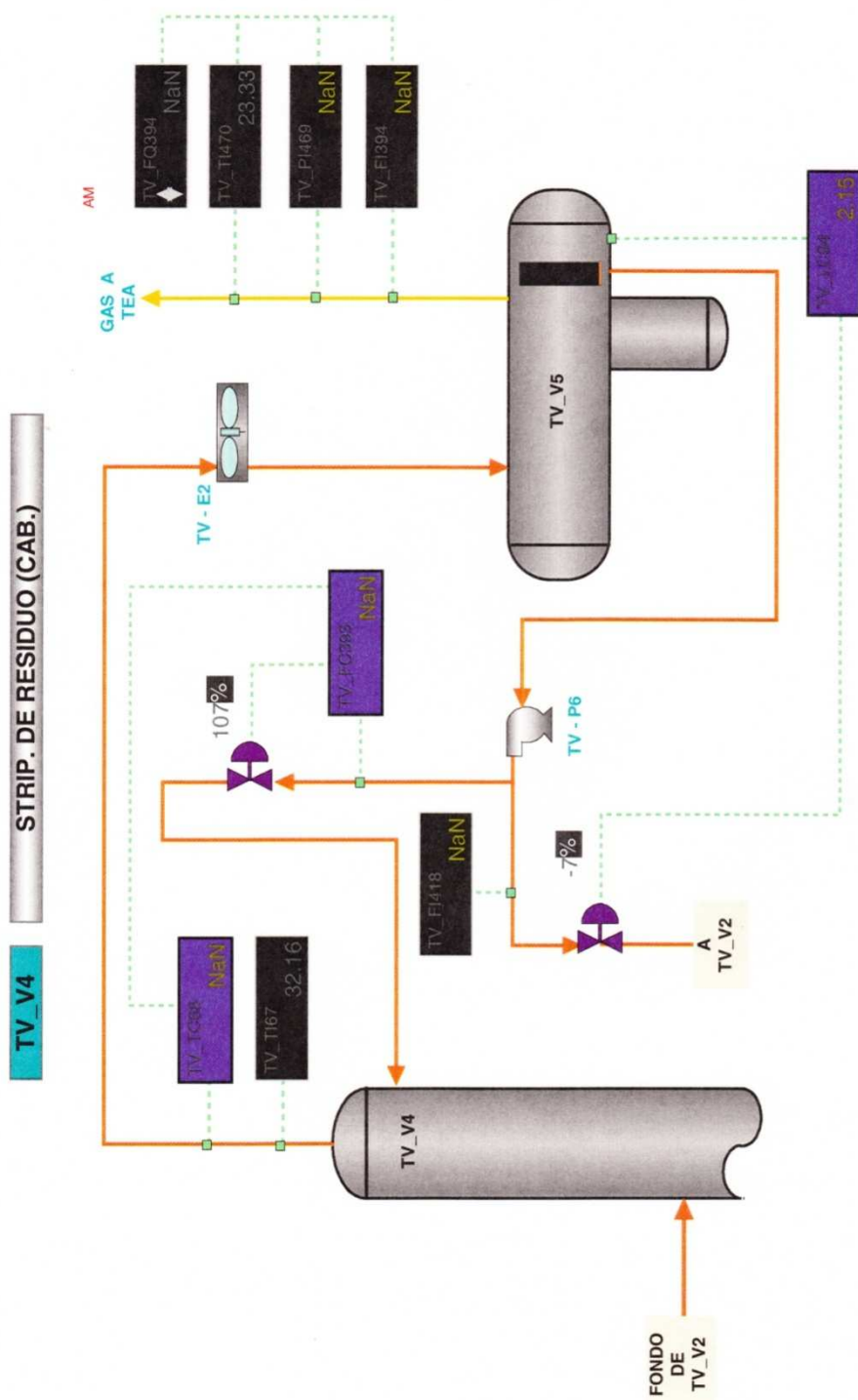


Figura AI.3. Plano esquemático de la cabeza del despojador de residuo del sistema Inspecion PKS

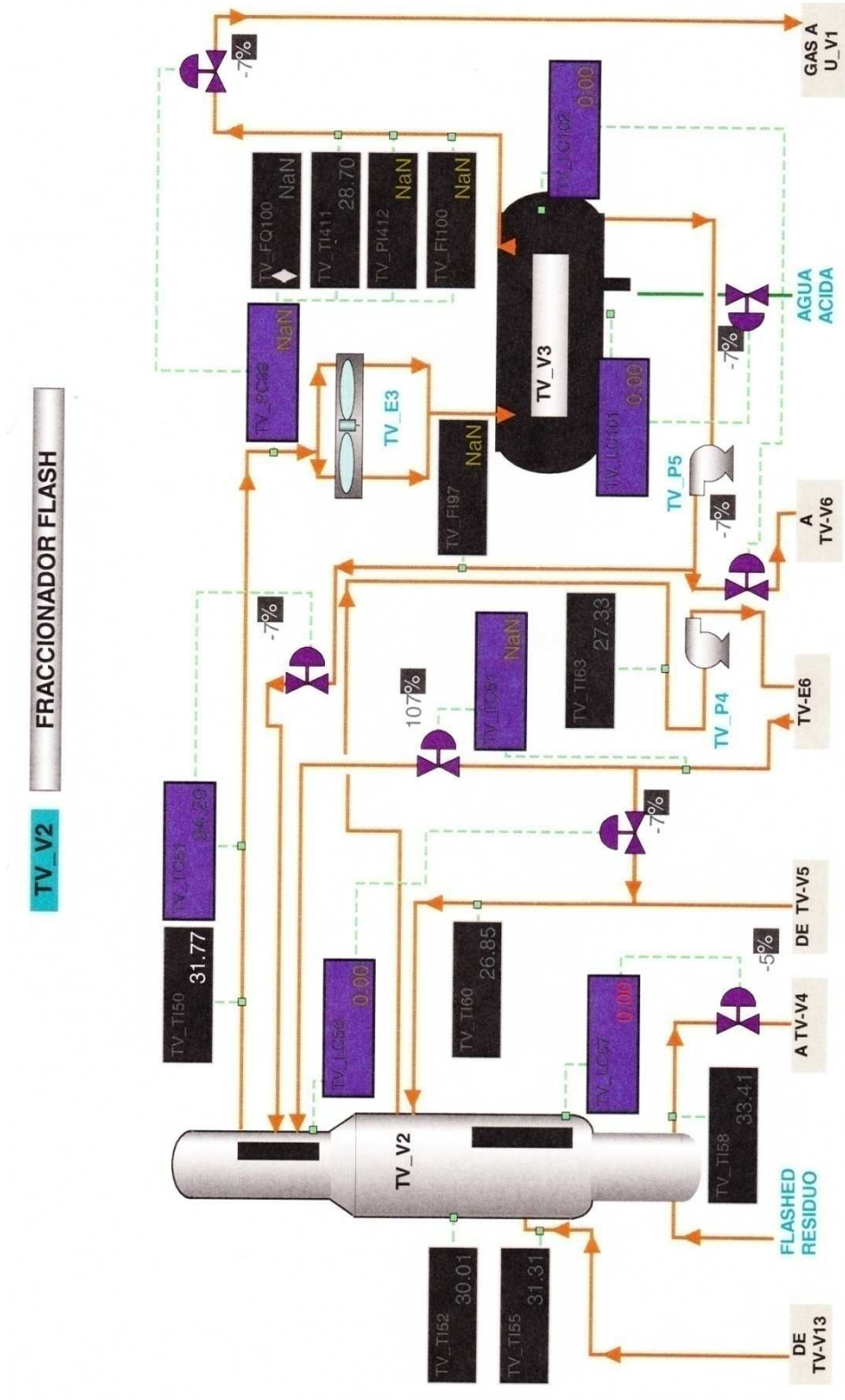


Figura AI.4. Plano esquemático del fraccionamiento del sistema Insuperion PKS

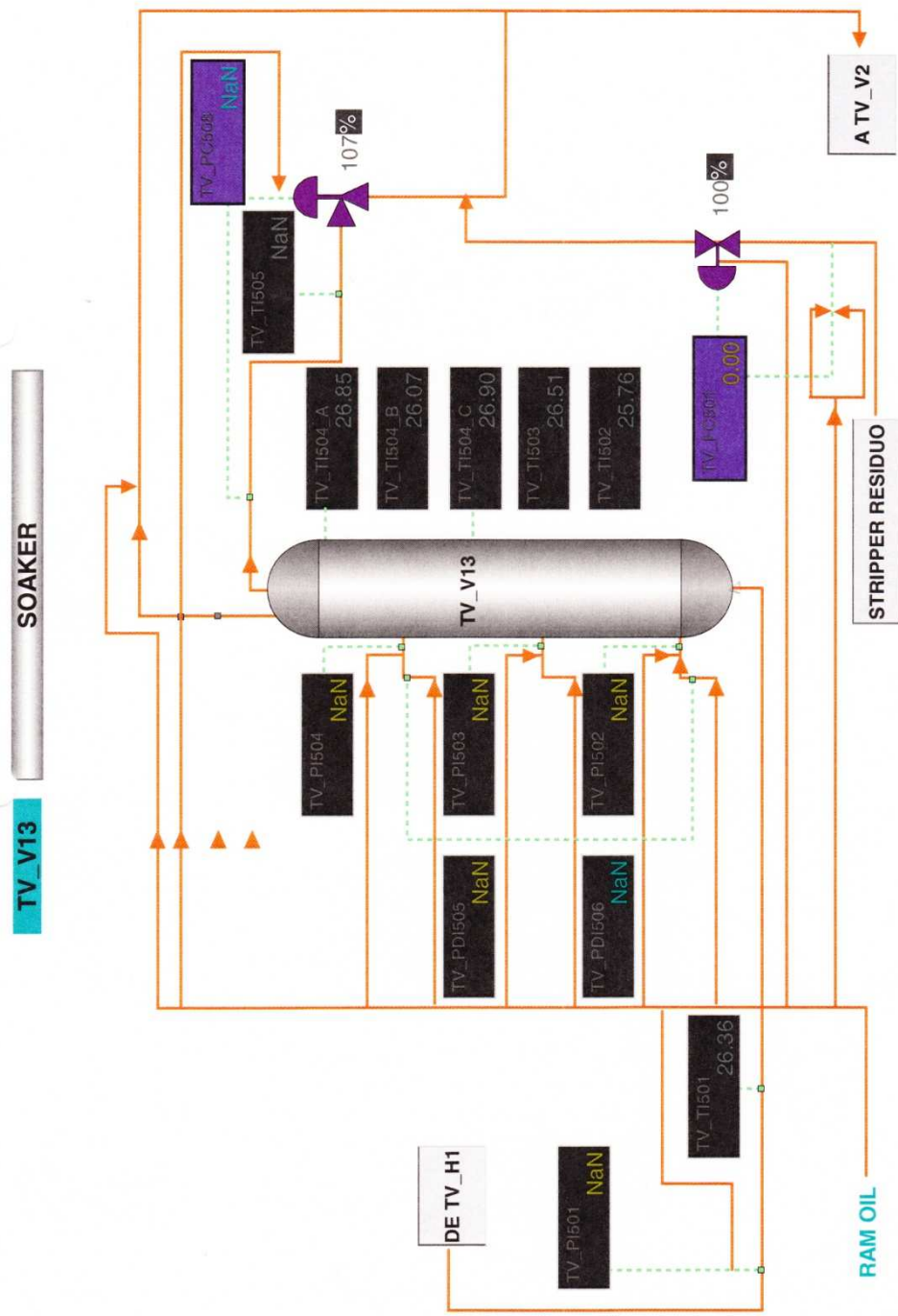


Figura AI.5. Plano esquemático del soaker del sistema Insuperion PKS



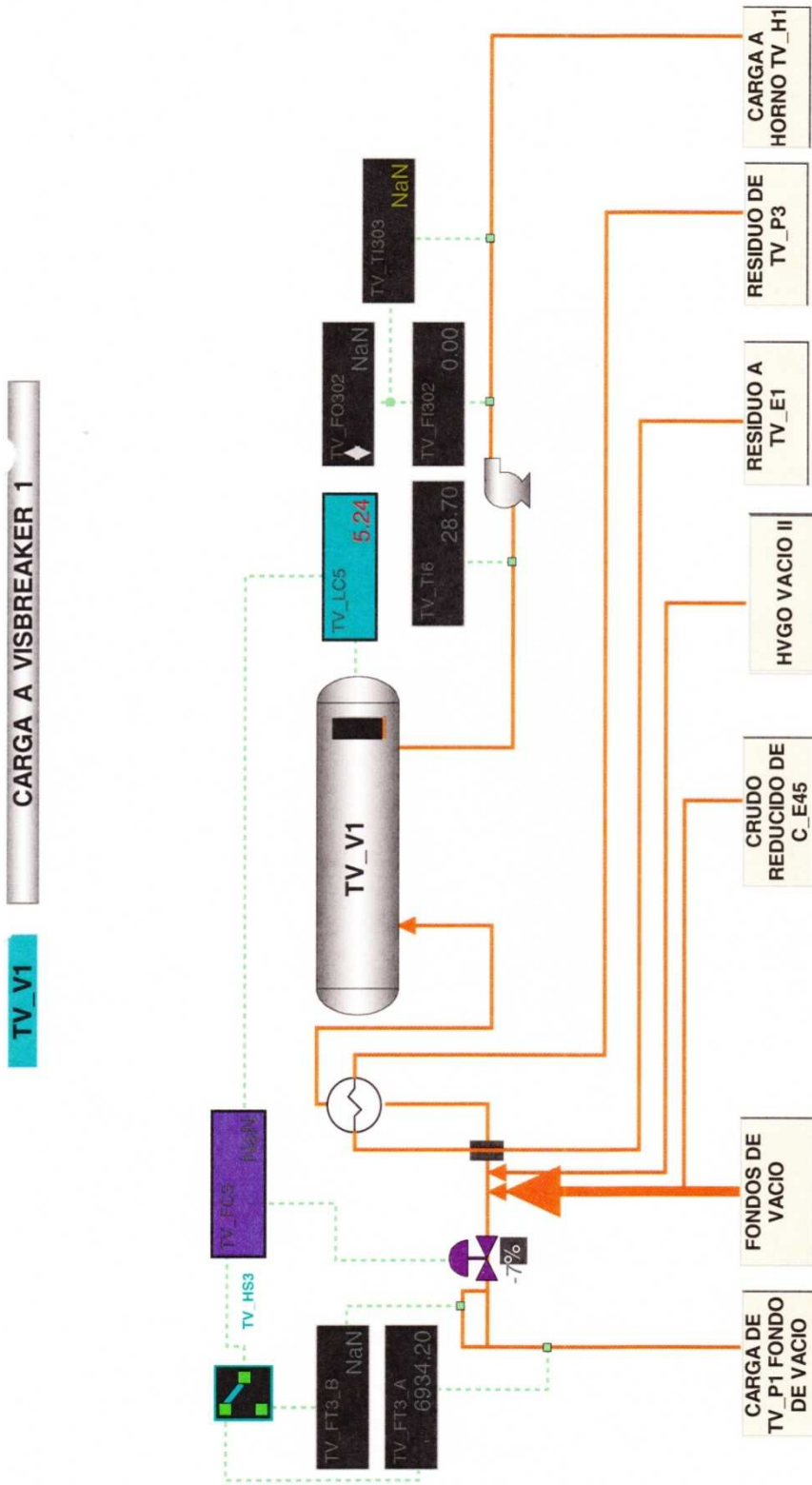


Figura AI.6. Plano esquemático del sistema de carga a la Viscorreductora I del sistema Insuperion PKS

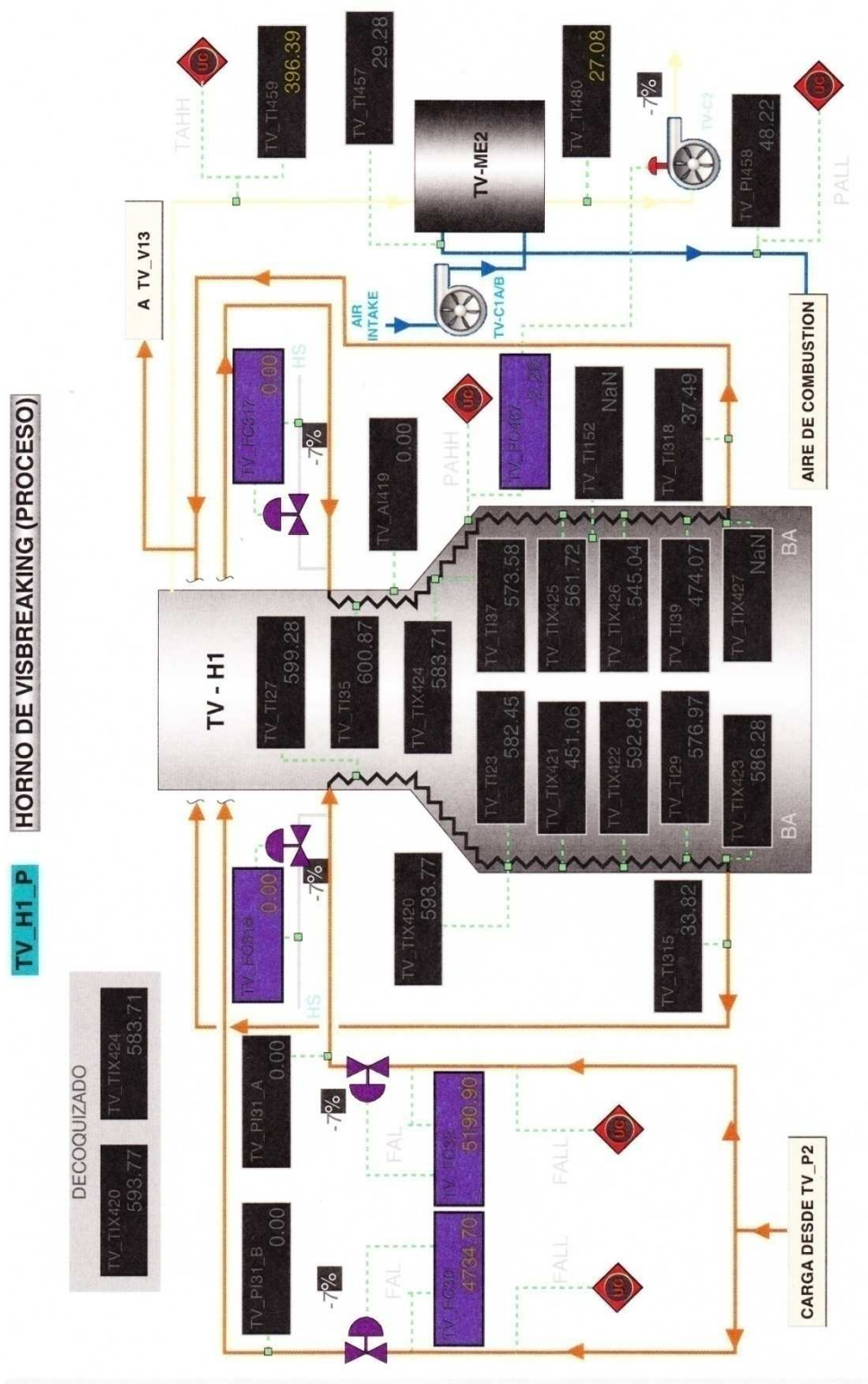


Figura AI.7. Plano esquemático del horno de la Viscorreductora 1 del sistema Insperion PKS (Proceso)

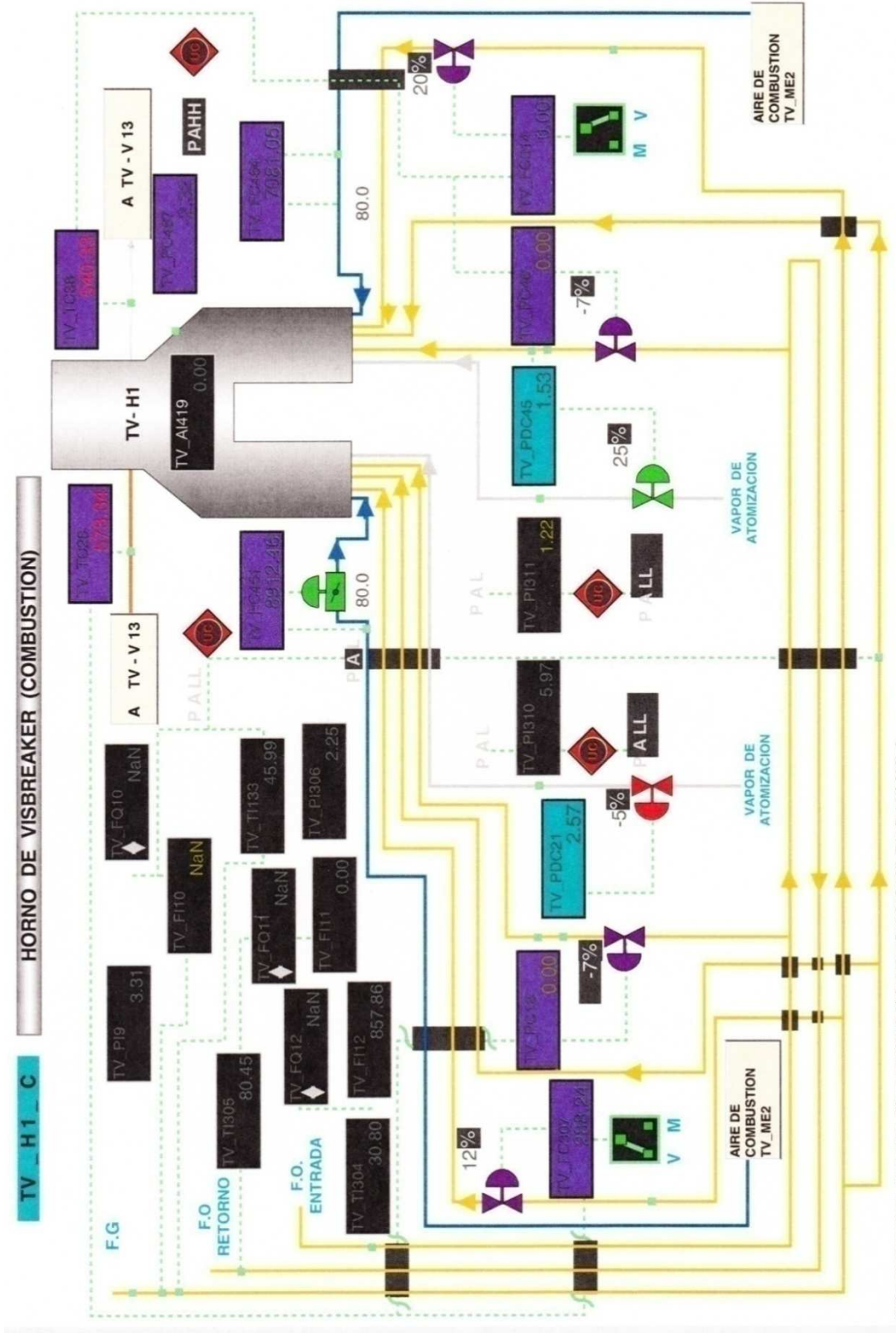


Figura AI.8. Plano esquemático del horno de la Viscorreductora 1 del sistema Insperion PKS

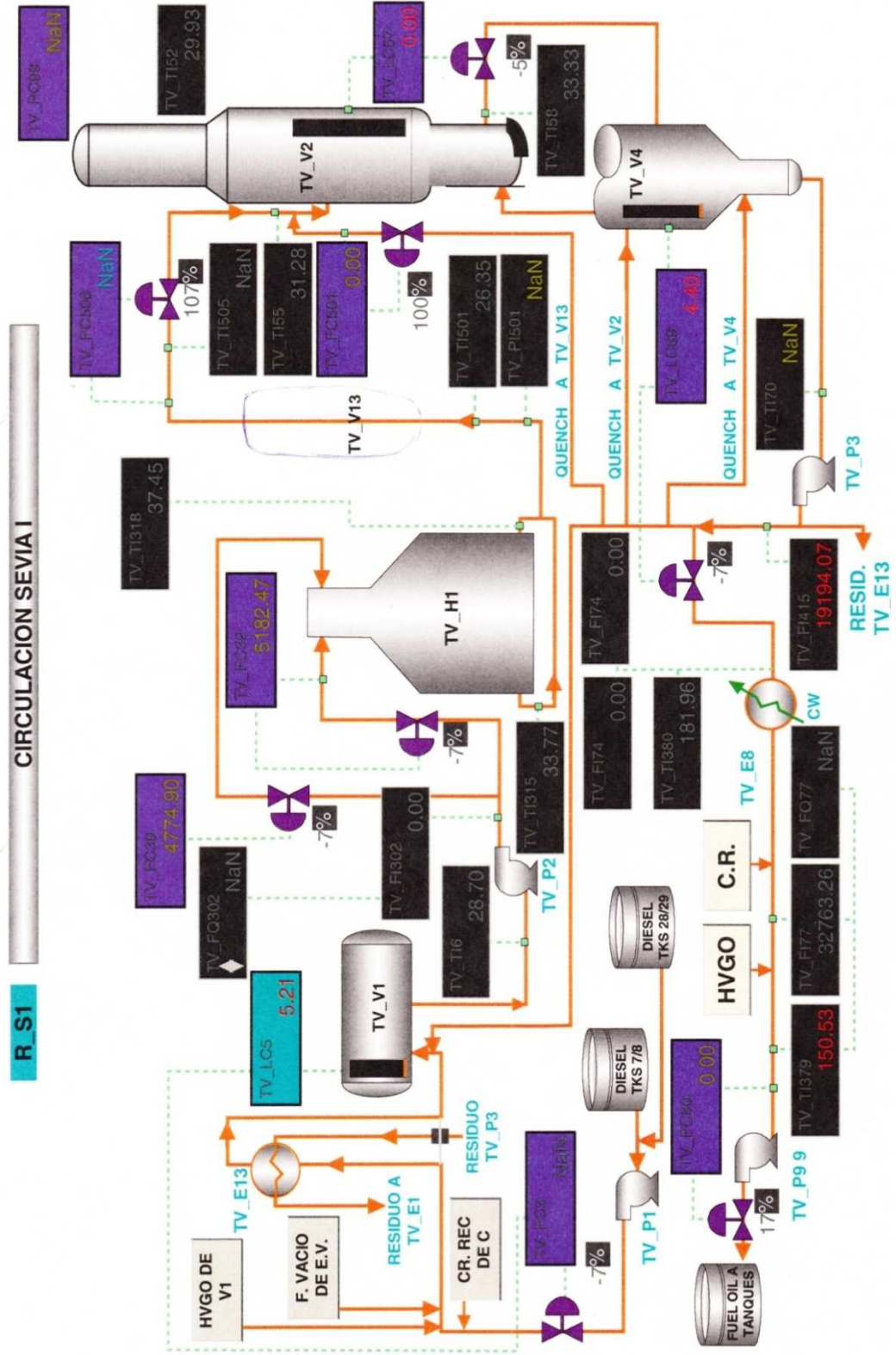


Figura AI.9. Plano esquemático de la circulación de carga a la Viscorredutora 1 del sistema Insuperion PKS

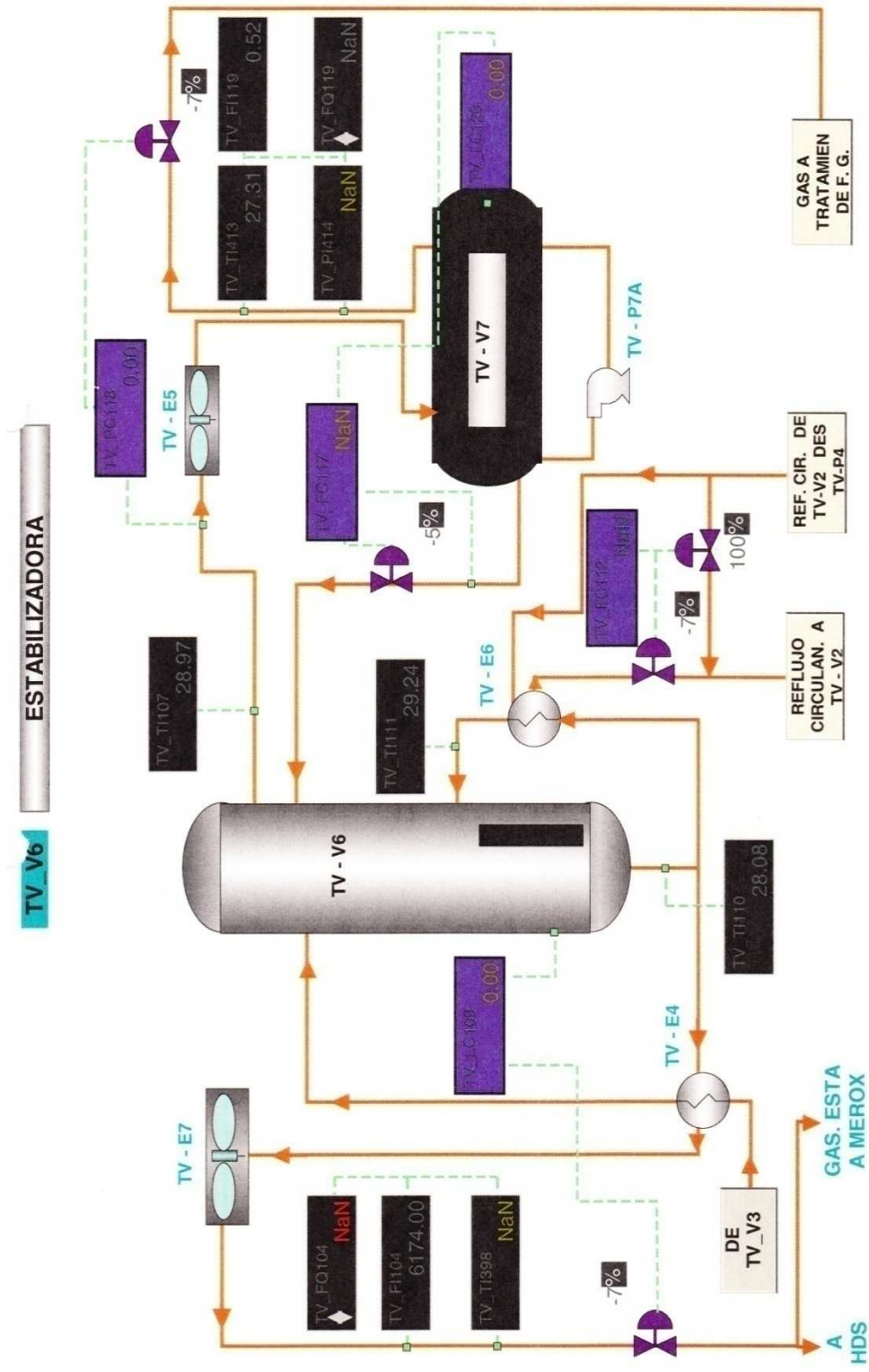


Figura AI.10. Plano esquemático de la estabilizadora de gasolina del sistema Insuperion PKS

## ANEXO II

### CONDICIONES DE OPERACIÓN ACTUALES

#### AII.1. Etiquetas de instrumentos de control, indicadores y registradores de la unidad de Viscorreducción 1.

En las Tablas AII.1 a AII.9 a continuación, se muestra la descripción de la ubicación de acuerdo al equipo en planta de las etiquetas de los instrumentos de control, indicadores y registradores.

**Tabla AII.1.** Instrumentación para la carga a la unidad de viscorreducción y tambor de balance TV-V1

<b>Etiqueta</b>	<b>Descripción</b>	<b>Unidades</b>
TV-PI405	Presión de descarga de la TV-P1	kg/cm <sup>2</sup>
V-FC27	Flujo de fondo de vacío (carga caliente)	kg/h
TV-FRC3	Flujo de fondo de vacío (carga fría, tanques 7 y 8)	kg/h
TV-LRCAHL5	Nivel en el TV-V1	%
TV-FRCI302	Flujo de descarga de la TV-P2	kg/h
TV-TI303	Temperatura de la descarga de la TV-P2	°C

**Tabla AII.2.** Instrumentación para el horno TV-H1

<b>Etiqueta</b>	<b>Descripción</b>	<b>Unidades</b>
TV-FRCAL30	Flujo de carga lado sur	kg/h
TV-FRCAL32	Flujo de carga lado norte	kg/h
TV-PR31A	Caída de presión lado sur	kg/cm <sup>2</sup>
TV-PR31B	Caída de presión lado norte	kg/cm <sup>2</sup>
TV-TI315	Temperatura de proceso lado sur	°C
TV-TI318	Temperatura de proceso lado norte	°C
TV-TRC28	Temperatura de control lado sur	°C
TV-TRC38	Temperatura de control lado norte	°C
TV-FC316	Flujo de vapor de 600 psi lado sur	kg/h
TV-FC317	Flujo de vapor de 600 psi lado norte	kg/h

**Tabla AII.3.** Instrumentación para el soaker TV-V13

<b>Etiqueta</b>	<b>Descripción</b>	<b>Unidades</b>
TV-PI501	Presión de entrada al soaker	kg/cm <sup>2</sup>
TV-TI501	Temperatura de entrada al soaker	°C
TV-PI502	Presión en el ascenso en el soaker	kg/cm <sup>2</sup>
TV-PI503	Presión en el ascenso en el soaker	kg/cm <sup>2</sup>
TV-PI504	Presión en el ascenso en el soaker	kg/cm <sup>2</sup>
TV-PDI505	Caída de presión en el soaker	kg/cm <sup>2</sup>
TV-TI502	Temperatura en el ascenso en el soaker	°C
TV-TI503	Temperatura en el ascenso en el soaker	°C
TV-TI504 A/B/C	Temperatura en el ascenso en el soaker	°C
TV-TI505	Temperatura de descarga del soaker	°C
TV-PI507	Indicador de presión de descarga del soaker	kg/cm <sup>2</sup>
TV-PI507/TV-PI501	Diferencial de presión entrada/salida	kg/cm <sup>2</sup>
TV-PIC508	Controlador de presión de descarga del soaker	kg/cm <sup>2</sup>
TV-FC501	Flujo de quench a la entrada de TV-V2 con descarga de la TV-P3	kg/h

**Tabla AII.4.** Instrumentación para la fraccionadora TV-V2

<b>Etiqueta</b>	<b>Descripción</b>	<b>Unidades</b>
TV-TI55	Temperatura de la alimentación a TV-V2	°C
TV-LIC57	Nivel de fondos de TV-V2	%
TV-TI58	Temperatura de la descarga del fondo de TV-V2	°C
TV-TR52	Temperatura del plato de salida de destilado medio	°C
TV-LC56	Nivel del plato de salida de destilado medio	%
TV-TI63	Temperatura de succión de la TV-P4	°C
TV-TII11	Temperatura de retorno del rehervidor	°C
TV-TW113	Temperatura de salida de destilado medio del rehervidor TV-E6	°C
TV-TI62	Temperatura de salida de destilado medio del rehervidor TV-E6	°C
TV-PI64/65	Presión de descarga de TV-P4	kg/cm <sup>2</sup>
TV-FRC112	Flujo de entrada a TV-E6	kg/h
TV-FV112A	Flujo del bypass de destilado medio al rehervidor	kg/h
TV-FV112B	Flujo de ingreso de destilado medio al rehervidor	kg/h
TV-FRC61	Reflujo sobre el plato	kg/h
TV-LIC56	Nivel para el reflujo bajo el plato	%
TV-TI60	Temperatura del reflujo bajo el plato	°C
TV-FI418	Flujo de atomizado pesado al destilado medio	kg/h
TV-FI59	Reflujo bajo el plato pozo	kg/h
TV-FR97	Reflujo a cima	kg/h
TV-TI50	Temperatura de salida del domo	°C
TV-TRC51	Temperatura de salida del domo que controla el reflujo a la fraccionadora	°C
TV-PRC99	Presión antes de TV-E3 que controla la salida de gas de TV-V3	kg/cm <sup>2</sup>

**Tabla AII.5.** Instrumentación para el acumulador de bota TV-V3

<b>Etiqueta</b>	<b>Descripción</b>	<b>Unidades</b>
TV-FRI100	Temperatura de salida de gases de TV-V3 antes de la válvula de control	°C
TV-PI412	Presión de salida de gases de TV-V3 antes de la válvula de control	kg/cm <sup>2</sup>
TV-TI411	Temperatura de salida de gases de TV-V3 antes de la válvula de control	°C
TV-LIC101	Nivel de agua en la bota controla la válvula de descarga de agua	%
TV-LIC102	Nivel del hidrocarburo controla la válvula automática de alimentación a TV-V6	%
TV-Th98	Temperatura de succión de TV-P5	°C
TV-PI95/96	Presión de descarga de TV-P5	kg/cm <sup>2</sup>

**Tabla AII.6.** Instrumentación para la estabilizadora de gasolina TV-V6

<b>Etiqueta</b>	<b>Descripción</b>	<b>Unidades</b>
TV-TW-06	Temperatura de la alimentación a TV-V6 después del TV-E4	°C
TV-LIC109	Nivel del fondo de TV-V6	%
TV-TI110	Temperatura de salida de la nafta (fondo de TV-V6)	°C
TV-FRQI104	Flujo de gasolina estabilizada después de TV-E7	kg/h
TV-TI398	Temperatura después de TV-E7 y FRQI-104	°C
TV-Th103	Temperatura de gasolina de sevía a merox/Riser de FCC	°C
TV-TI111	Temperatura de retorno a TV-V6 después del rehervidor TV-E6	°C
TV-TI107	Temperatura de salida del domo de TV-V6	°C
TV-PRC118	Presión antes de TV-E5	kg/cm <sup>2</sup>
TV-FRC117	Reflujo a la cabeza de TV-V6	kg/h

**Tabla AII.7.** Instrumentación para el acumulador de bota TV-V7

<b>Etiqueta</b>	<b>Descripción</b>	<b>Unidades</b>
TV-FRQI119	Flujo de salida de gas antes de la válvula de control	kg/h
TV-PI414	Presión de salida de gas antes de la válvula de control	kg/cm <sup>2</sup>
TV-TI413	Temperatura de salida de gas antes de la válvula de control	°C
TV-LICAH120	Nivel del hidrocarburo en TV-V7	%



**Tabla AII.8.** Instrumentación para el despojador de residuo TV-V4

<b>Etiqueta</b>	<b>Descripción</b>	<b>Unidades</b>
TV-LIC69	Nivel de fondo de TV-V4	%
TV-TI70	Temperatura de salida de residuo de TV-V4	°C
TV-FI415	Flujo de descarga de TV-P3	kg/h
TV-TI85	Temperatura después de TV-E1	°C
TV-TI67	Temperatura a la salida del domo de TV-V4	°C
TV-TRC68	Temperatura de salida del domo de TV-V4	°C
TV-FRC393	Reflujo a la cabeza de la torre	kg/h

**Tabla AII.9.** Instrumentación para el acumulador de bota TV-V5

<b>Etiqueta</b>	<b>Descripción</b>	<b>Unidades</b>
TV-FRQI394	Flujo de salida de gas desde TV-V5	kg/h
TV-PI496	Presión de la salida de gas desde TV-V5	kg/cm <sup>2</sup>
TV-TI470	Temperatura de la salida de gas desde TV-V5	°C
TV-LIAHL94	Nivel del hidrocarburo en TV-V5	%
TV-PI92/93	Presión de descarga de TV-P6	kg/cm <sup>2</sup>
TV-FI418	Flujo de atomizado pesado derivado hacia la línea de destilado medio desde TV-P4	kg/h
TV-LC94	Control de nivel para el reflujo bajo el plato de diesel en TV-V2	%

## **AII.2. Datos de operación históricos recientes**

A continuación, en la Tabla AII.10, se muestra una compilación de datos históricos de la operación en cuanto a flujos, temperaturas, niveles y presiones de los distintos instrumentos disponibles en la unidad de Viscosreducción 1 entre el 16 de diciembre del 2010 y el 15 de junio del 2011. Se utilizó un dato puntal diario a las 07h00. Estos datos se obtuvieron del sistema Insperion PKS de la Refinería Esmeraldas. Los espacios vacíos indican que el instrumento estuvo fuera de funcionamiento en ese momento o que la operación estuvo parada.

**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011

Fecha	V_FC27	TV_FC3	TV_LC5	TV_FI302	TV_FC32	TV_FC30	TV_PI31A
16/12/2010	29 144,1	63 415,3	60,0	98 586,9	47 672,5	47 667,0	26,3
17/12/2010	30 394,3	62 779,3	60,0	99 256,1	47 997,3	48 010,6	26,4
18/12/2010	32 510,1	60 121,4	60,0	98 932,4	47 870,8	47 872,0	26,4
19/12/2010	25 470,9	47 185,7	64,9	98 971,3	47 933,9	47 897,0	26,4
20/12/2010	19 816,1	68 897,4	54,1	98 620,6	47 726,8	47 717,9	26,0
21/12/2010	14 970,3	73 739,3	57,5	99 233,4	48 000,8	48 001,2	26,0
22/12/2010	14 850,2	49 737,8	68,1	99 254,2	47 998,0	48 004,2	26,1
23/12/2010	15 281,2	75 015,3	59,1	99 132,8	48 000,4	47 996,1	26,5
24/12/2010	14 783,2	79 142,6	60,0	99 190,5	47 994,0	48 001,7	26,5
25/12/2010	12 985,2	67 387,3	59,9	84 383,7	40 754,6	40 755,3	23,6
26/12/2010	10 988,2	70 470,9	65,7	76 624,6	37 003,6	37 007,4	21,5
27/12/2010	10 388,8	50 850,7	65,5	76 538,4	36 998,9	36 998,6	19,4
28/12/2010	10 300,8	55 879,5	62,6	76 577,2	36 995,6	36 998,3	19,1
29/12/2010	8 650,2	58 213,5	66,0	76 681,3	37 002,9	37 003,8	19,1
30/12/2010	8 910,1	63 307,4	61,4	76 836,9	36 999,3	36 995,0	19,1
31/12/2010	9 711,3	63 336,2	60,0	76 799,7	37 002,7	36 998,9	19,4
01/01/2011	9 630,1	63 461,1	60,0	76 618,6	37 000,9	36 999,9	18,7
02/01/2011	9 445,7	63 671,2	60,0	76 533,1	37 003,9	37 000,8	19,4
03/01/2011	9 505,5	63 747,2	60,0	76 570,5	37 001,0	37 008,9	20,6
04/01/2011	8 975,3	63 923,5	60,0	76 558,5	36 999,8	36 998,4	19,4
05/01/2011	11 214,6	62 157,3	60,0	76 567,1	37 000,2	36 998,0	20,6
06/01/2011	14 462,4	58 440,4	60,0	76 580,9	36 999,7	37 002,2	20,9
07/01/2011	14 190,5	62 371,4	60,1	76 516,1	37 000,1	36 994,5	20,8
08/01/2011	13 648,1	58 983,9	58,8	76 990,7	37 218,0	37 217,2	21,0
09/01/2011	21 218,0	70 993,2	63,3	97 879,6	47 356,1	47 362,9	25,8
10/01/2011	21 418,3	69 837,1	59,2	99 254,5	48 001,1	47 997,6	26,1
11/01/2011	20 558,4	64 879,6	54,9	99 429,0	48 002,8	47 992,7	26,3
12/01/2011	17 274,6	73 152,6	58,4	99 725,1	47 999,2	47 994,4	26,5
13/01/2011	13 930,6	80 126,6	60,0	99 707,6	48 000,5	47 990,8	26,4
14/01/2011	13 081,8	81 240,8	60,0	99 734,2	47 997,2	47 993,8	26,5
15/01/2011	12 657,2	80 636,2	57,0	99 784,4	48 003,5	47 993,8	26,6
16/01/2011	9 112,5	84 677,4	55,0	99 696,9	47 998,0	48 003,0	26,5
17/01/2011	15 913,1	75 257,8	56,6	99 684,5	48 000,0	47 997,0	26,6
18/01/2011	16 003,5	77 889,3	60,0	99 672,0	48 001,5	48 005,0	26,6
19/01/2011	12 869,6	79 404,0	58,2	99 498,4	47 918,1	47 916,3	26,6
20/01/2011	10 187,6	84 813,5	59,9	99 650,7	47 996,6	47 996,6	26,5
21/01/2011	9 270,4	82 297,8	60,6	98 421,1	47 442,1	47 435,3	26,3
22/01/2011	9 530,6	81 621,8	65,9	99 646,7	47 998,9	47 994,2	26,7
23/01/2011	8 802,3	84 759,8	64,5	99 719,9	48 002,9	47 992,4	26,8
24/01/2011	8 925,5	86 213,8	67,5	99 695,2	47 999,7	47 998,6	26,7
25/01/2011	8 991,9	81 277,4	61,1	99 833,0	48 001,3	47 999,5	26,8
26/01/2011	7 397,4	86 047,7	64,3	99 730,3	48 002,3	47 994,6	26,7
27/01/2011	6 517,7	83 228,5	58,2	99 861,5	47 997,5	47 994,4	26,8
28/01/2011	14 137,0	75 559,4	60,6	99 825,1	47 999,8	47 993,7	26,9
29/01/2011	13 047,1	81 021,8	62,0	99 825,1	47 999,4	48 000,3	27,0
30/01/2011	12 121,8	81 947,4	62,0	99 851,7	48 000,7	47 992,9	26,9
31/01/2011	11 912,1	82 366,5	62,0	99 893,3	47 999,7	47 995,6	26,8
01/02/2011	11 756,8	82 619,2	62,0	99 833,2	48 000,0	47 993,3	26,7
02/02/2011	14 408,1	79 198,2	62,0	99 553,0	47 998,9	47 997,3	26,7
03/02/2011	15 422,4	77 868,2	62,0	99 420,3	47 993,7	48 008,1	26,6
04/02/2011	15 499,5	77 822,0	62,0	99 480,9	47 980,3	47 975,6	26,5
05/02/2011	15 426,9	79 206,9	62,0	99 295,5	48 003,0	47 999,7	26,3
06/02/2011	18 004,5	35 909,1	50,1	70 001,1	36 230,2	33 893,8	17,9

**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	V_FC27	TV_FC3	TV_LC5	TV_FI302	TV_FC32	TV_FC30	TV_PI31A
07/02/2011	3 457,9	60 583,5	65,2	87 929,7	43 003,8	43 268,4	22,3
08/02/2011	897,6	89 537,7	62,2	99 435,8	48 004,8	47 998,4	27,5
09/02/2011	8 250,9	82 417,1	61,6	99 359,4	47 998,0	47 994,7	27,5
10/02/2011	15 561,1	77 484,8	65,0	99 674,7	47 999,7	47 999,2	27,7
11/02/2011	14 671,0	78 328,0	65,0	99 609,9	47 996,6	48 005,0	27,6
12/02/2011	14 150,5	79 351,3	63,8	99 728,7	47 995,0	48 010,2	27,7
13/02/2011	13 942,2	80 482,1	63,0	99 455,0	48 000,0	47 999,8	27,8
14/02/2011	9 174,4	84 077,0	65,0	99 556,3	48 001,3	47 997,4	27,6
15/02/2011	9 847,6	84 619,6	65,0	99 531,1	48 000,1	48 005,3	27,5
16/02/2011	9 828,6	84 819,3	64,9	99 629,8	48 003,1	47 995,4	27,5
17/02/2011	8 764,1	85 846,0	65,0	99 564,2	47 998,2	48 000,5	27,5
18/02/2011	14 363,3	83 694,5	65,0	99 394,3	47 999,0	47 994,5	27,6
19/02/2011	10 861,6	83 494,6	65,0	99 499,7	47 999,7	48 002,3	27,5
20/02/2011	10 751,0	83 806,2	65,0	99 598,5	47 997,3	47 994,2	27,7
21/02/2011	9 387,6	84 833,8	65,0	99 552,6	48 002,8	47 999,9	27,6
22/02/2011	8 260,8	85 628,5	65,0	99 527,8	47 998,3	48 002,3	27,6
23/02/2011	7 101,8	86 042,4	65,0	99 549,1	48 007,4	47 990,8	27,5
24/02/2011	6 233,1	86 241,5	65,0	99 581,0	47 995,9	48 004,9	27,4
25/02/2011	5 680,6	86 467,9	65,0	99 564,8	47 997,0	48 006,7	27,4
26/02/2011	6 682,0	86 456,6	65,0	99 548,2	48 000,6	47 997,9	27,5
27/02/2011	5 356,5	86 349,3	65,0	99 551,9	47 999,1	48 001,1	27,6
28/02/2011	13 063,2	80 948,4	60,6	99 574,2	47 997,7	48 008,3	27,6
01/03/2011	32 205,9	75 584,2	59,9	91 803,2	47 996,6	48 000,3	27,5
02/03/2011	10 620,5	9 185,1	59,7	73 735,8	37 609,4	35 350,1	15,1
03/03/2011	680,5	57 564,9	60,4	82 115,8	39 585,2	39 706,0	18,9
04/03/2011	599,1	90 374,9	60,0	99 074,7	48 001,8	48 004,0	27,3
05/03/2011	313,4	90 288,7	60,0	99 041,6	47 995,9	48 003,3	27,2
06/03/2011	1 396,4	88 339,6	60,0	99 044,6	47 999,4	47 998,5	27,2
07/03/2011	3 818,3	87 020,9	60,0	99 168,5	48 000,6	48 005,3	27,3
08/03/2011	583,1	88 410,1	60,0	99 442,4	48 003,2	47 996,0	27,3
09/03/2011	322,7	88 598,8	60,0	99 291,9	48 002,2	47 996,0	26,9
10/03/2011	86,4	89 785,4	60,0	99 492,9	48 003,5	48 001,2	26,8
11/03/2011	0,0	90 072,7	60,0	99 683,2	48 011,3	48 005,5	26,9
12/03/2011	0,0	90 117,7	60,0	99 641,3	47 996,1	48 005,2	26,9
13/03/2011	93,4	90 537,5	60,0	99 500,9	47 995,4	47 994,6	27,1
14/03/2011	6 854,6	87 496,1	60,0	99 660,6	48 001,9	48 002,7	27,3
15/03/2011	2 641,4	89 410,9	60,0	99 664,9	47 998,1	48 001,4	27,2
16/03/2011	7 541,2	85 201,0	60,0	99 679,8	47 998,0	48 004,3	27,2
17/03/2011	17 975,2	76 772,7	60,0	99 626,1	48 004,4	47 999,8	27,1
18/03/2011	16 844,9	77 909,6	60,0	99 674,9	47 998,3	48 001,9	27,2
19/03/2011	16 349,5	78 589,7	60,0	99 601,7	47 995,6	48 005,2	27,1
20/03/2011	15 986,6	78 899,0	60,0	99 538,9	47 996,9	48 001,2	27,1
21/03/2011	15 683,8	79 430,8	60,0	99 691,3	48 006,5	47 986,4	27,2
22/03/2011	14 751,9	80 437,3	60,0	99 609,1	48 000,7	48 004,5	27,1
23/03/2011	13 313,0	81 981,4	60,0	99 627,8	48 000,9	47 998,1	27,1
24/03/2011	13 357,2	81 811,3	60,0	99 633,1	48 000,8	47 997,8	27,1
25/03/2011	13 018,5	82 007,4	60,0	99 593,8	48 002,6	47 996,6	27,3
26/03/2011	17 810,2	82 125,6	60,0	99 905,5	48 003,4	47 995,5	27,3
27/03/2011	12 873,0	82 225,1	60,0	99 675,4	48 000,6	48 008,9	27,2
28/03/2011	12 685,3	82 676,7	60,0	99 698,5	47 996,8	48 001,1	27,2
29/03/2011	12 622,9	83 211,2	60,0	99 631,0	47 998,1	48 000,4	27,1
30/03/2011	12 122,0	83 263,9	60,0	99 641,5	48 005,4	47 993,9	27,2
31/03/2011	11 805,5	83 710,8	60,0	99 650,5	48 002,8	48 000,6	27,2
01/04/2011	-	-	-	-	-	-	-

**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	V_FC27	TV_FC3	TV_LC5	TV_FI302	TV_FC32	TV_FC30	TV_PI31A
02/04/2011	-	-	-	-	-	-	-
03/04/2011	-	-	-	-	-	-	-
04/04/2011	11 390,7	83 884,2	60,0	99 633,2	48 001,9	47 988,0	27,3
05/04/2011	11 379,6	83 719,5	60,0	99 603,2	48 002,1	48 006,0	27,3
06/04/2011	11 235,1	84 202,8	60,0	99 622,5	47 996,6	48 005,0	27,3
07/04/2011	10 966,5	84 553,5	60,0	99 627,8	48 003,4	47 995,1	27,3
08/04/2011	32 473,4	61 087,1	60,1	99 641,6	48 002,9	47 999,8	27,4
09/04/2011	27 959,8	66 123,2	60,0	99 534,0	48 001,0	48 006,0	27,4
10/04/2011	26 066,3	68 484,3	60,0	99 605,2	48 002,4	47 999,1	27,4
11/04/2011	22 174,1	72 551,1	60,0	99 640,8	47 998,9	48 000,5	27,4
12/04/2011	21 401,8	73 456,5	60,0	99 632,5	47 999,0	47 992,3	27,3
13/04/2011	20 182,2	74 811,7	60,0	99 635,3	47 993,5	48 001,3	27,3
14/04/2011	18 734,6	76 472,7	60,0	99 595,2	47 996,9	48 004,6	27,4
15/04/2011	4 638,9	89 286,3	59,9	99 587,5	47 997,9	48 005,1	27,4
16/04/2011	3 873,9	91 821,8	60,5	99 615,0	48 005,4	47 999,5	27,1
17/04/2011	197,0	94 772,0	60,0	99 627,0	48 000,6	48 000,7	27,1
18/04/2011	8,7	93 787,2	60,0	96 579,6	47 998,4	48 004,8	27,1
19/04/2011	0,0	96 174,4	61,4	99 605,2	47 998,4	48 006,4	27,2
20/04/2011	1 140,0	93 971,4	63,0	99 613,5	48 001,6	47 994,2	27,2
21/04/2011	8 729,2	85 784,0	60,0	99 608,4	47 997,0	48 005,7	27,4
22/04/2011	12 334,1	84 439,5	60,0	99 642,9	47 998,3	48 009,8	27,4
23/04/2011	11 648,8	85 148,2	60,0	99 551,6	48 000,3	47 996,2	27,4
24/04/2011	10 512,6	86 404,2	60,0	99 635,1	48 003,9	48 006,6	27,3
25/04/2011	8 495,5	88 209,4	60,0	99 614,1	48 002,8	48 000,8	27,3
26/04/2011	8 478,1	88 334,6	60,0	99 578,0	47 997,2	47 999,2	27,2
27/04/2011	8 190,1	88 452,1	60,0	99 651,6	48 003,7	47 999,2	27,3
28/04/2011	7 957,3	88 477,8	60,0	99 587,1	47 997,6	47 997,2	27,3
29/04/2011	7 595,8	88 325,1	60,0	99 654,1	48 005,6	47 986,5	27,3
30/04/2011	8 926,5	86 387,3	59,4	99 588,1	48 003,4	47 984,4	27,4
01/05/2011	13 164,1	82 501,2	60,0	99 595,4	48 002,1	47 997,0	27,4
02/05/2011	13 502,3	82 321,2	60,0	99 570,7	47 998,6	48 001,6	27,5
03/05/2011	13 419,8	81 986,3	60,0	99 623,6	47 997,3	47 996,9	27,5
04/05/2011	9 149,6	85 706,4	60,0	99 550,1	47 978,7	47 978,1	27,4
05/05/2011	5 322,1	89 512,1	60,0	99 673,9	47 996,7	48 000,9	27,4
06/05/2011	5 074,5	89 266,5	60,0	99 680,2	47 999,5	48 001,0	27,5
07/05/2011	11 016,4	84 654,6	60,0	99 669,1	47 996,0	48 003,2	27,6
08/05/2011	10 321,7	86 200,9	60,0	99 878,4	47 998,7	48 002,6	27,6
09/05/2011	9 993,9	86 343,2	60,0	99 734,1	47 995,4	47 997,5	27,5
10/05/2011	10 256,9	86 373,7	60,0	99 664,6	47 995,2	48 002,1	27,5
11/05/2011	9 006,1	87 560,2	60,0	99 696,0	47 997,2	48 005,4	27,5
12/05/2011	7 513,8	88 176,0	60,0	99 702,2	47 998,0	48 001,1	27,5
13/05/2011	7 553,1	88 527,2	59,9	99 691,6	47 997,2	47 999,7	27,6
14/05/2011	6 541,1	88 996,8	60,0	99 694,5	47 997,8	48 000,6	27,6
15/05/2011	6 262,1	89 103,5	60,0	99 726,0	47 999,2	47 996,5	27,6
16/05/2011	6 192,1	89 012,6	60,0	99 723,9	48 000,6	47 999,6	27,6
17/05/2011	5 520,1	89 626,3	60,0	99 745,7	47 999,5	48 006,5	27,6
18/05/2011	5 611,2	89 551,7	60,0	99 692,6	48 000,1	47 995,1	27,5
19/05/2011	4 398,4	90 176,8	60,0	99 667,1	48 004,8	47 998,3	27,6
20/05/2011	4 095,5	90 152,1	60,0	99 722,5	48 001,8	48 002,2	27,7
21/05/2011	4 075,1	90 005,6	60,0	99 708,5	47 999,9	48 000,5	27,8
22/05/2011	3 771,6	90 196,7	60,0	99 765,9	48 005,3	47 997,2	27,7
23/05/2011	3 791,0	90 278,9	60,0	99 623,3	48 001,6	48 001,9	27,5
24/05/2011	4 031,9	90 140,8	60,0	99 751,9	47 996,1	47 998,9	27,7
25/05/2011	3 918,6	90 005,6	60,0	99 740,8	48 006,3	48 002,5	27,8

**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	V_FC27	TV_FC3	TV_LC5	TV_FI302	TV_FC32	TV_FC30	TV_PI31A
26/05/2011	6 374,5	89 011,2	60,0	99 734,0	48 000,0	48 001,2	27,6
27/05/2011	8 293,5	87 046,4	57,7	99 656,9	48 001,1	47 993,9	27,6
28/05/2011	12 796,5	83 341,3	59,5	99 722,6	48 003,9	48 002,8	27,7
29/05/2011	12 605,2	83 716,8	60,0	99 761,2	48 002,4	48 000,6	27,6
30/05/2011	12 497,7	82 519,9	60,0	98 499,0	47 415,3	47 413,2	27,3
31/05/2011	12 380,6	76 821,4	60,0	92 933,1	44 651,1	44 655,3	25,3
01/06/2011	12 269,5	76 803,2	60,0	92 962,1	44 650,1	44 650,5	25,2
02/06/2011	12 092,6	76 611,1	60,0	92 929,4	44 651,1	44 644,5	25,4
03/06/2011	11 912,8	76 939,2	60,0	93 002,1	44 650,8	44 650,1	25,6
04/06/2011	11 181,9	77 520,6	60,0	92 990,0	44 649,9	44 648,6	25,4
05/06/2011	10 940,8	78 136,8	60,0	92 934,9	44 652,1	44 649,4	25,2
06/06/2011	10 658,2	75 445,6	60,0	90 157,3	43 285,8	43 283,6	24,4
07/06/2011	10 461,9	67 959,1	60,0	82 501,8	39 501,8	39 509,8	22,3
08/06/2011	10 839,8	67 943,8	60,0	82 509,9	39 501,3	39 510,1	22,3
09/06/2011	10 384,7	67 889,3	60,0	82 536,2	39 501,5	39 502,8	22,3
10/06/2011	11 189,8	67 322,0	60,0	82 573,5	39 503,2	39 501,5	22,4
11/06/2011	9 766,4	67 733,8	60,0	82 381,9	39 500,5	39 498,8	22,4
12/06/2011	3 510,7	71 704,6	60,0	82 203,9	39 501,2	39 500,6	22,5
13/06/2011	2 011,3	73 076,2	60,0	82 194,1	39 500,8	39 496,0	22,5
14/06/2011	6 154,2	70 936,3	60,0	82 118,7	39 502,8	39 496,9	22,3
15/06/2011	5 880,4	70 879,7	60,0	82 144,4	39 498,3	39 503,1	21,9

**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	TV_PI31B	TV_TI315	TV_TI318	TV_TC28	TV_TC38	TV_FC316	TV_FC317
16/12/2010	25,6	426,1	427,9	426,4	426,3	238,6	259,2
17/12/2010	25,8	427,8	429,6	428,0	428,0	237,5	260,1
18/12/2010	25,9	427,6	429,5	427,9	427,9	240,4	256,5
19/12/2010	26,4	427,7	429,5	428,0	428,0	263,5	260,8
20/12/2010	26,1	427,6	429,5	427,9	428,0	264,0	262,0
21/12/2010	26,1	427,7	429,6	428,0	428,0	263,4	261,6
22/12/2010	26,1	427,7	429,6	428,0	428,0	261,1	260,1
23/12/2010	26,5	427,7	429,6	428,0	428,0	255,1	254,5
24/12/2010	26,6	427,7	429,7	428,0	428,0	254,3	251,9
25/12/2010	23,3	426,0	427,8	426,7	426,6	256,1	270,2
26/12/2010	20,0	425,2	427,1	426,0	426,0	195,2	256,8
27/12/2010	18,5	425,5	427,5	426,0	426,0	136,7	188,1
28/12/2010	18,6	425,6	427,5	426,0	426,0	138,9	177,9
29/12/2010	18,9	430,9	432,8	431,3	431,3	138,2	168,8
30/12/2010	18,8	431,3	433,1	431,6	431,6	135,8	168,9
31/12/2010	19,6	430,9	433,1	431,6	431,6	169,7	180,7
01/01/2011	22,0	431,3	433,5	432,0	432,0	267,1	159,9
02/01/2011	22,0	429,8	431,6	430,2	430,2	274,5	191,1
03/01/2011	19,5	427,7	429,3	428,0	428,0	180,3	234,2
04/01/2011	20,4	427,4	429,5	428,0	428,0	209,8	191,6
05/01/2011	20,9	427,2	429,1	428,0	428,0	226,3	232,7
06/01/2011	21,2	427,2	429,0	428,0	428,0	233,7	235,5
07/01/2011	21,3	427,2	429,0	428,0	428,0	241,9	234,7
08/01/2011	22,2	427,3	429,0	428,0	428,0	272,8	237,8
09/01/2011	26,2	427,7	429,6	428,0	428,0	247,8	238,5
10/01/2011	26,7	427,7	429,5	428,0	428,0	258,2	239,0
11/01/2011	27,1	427,6	429,5	427,9	428,0	262,4	233,4
12/01/2011	27,4	427,7	429,5	428,0	428,0	264,9	232,0
13/01/2011	27,4	427,7	429,5	428,0	428,0	265,1	231,7
14/01/2011	27,4	427,7	429,5	428,0	428,0	266,3	233,3
15/01/2011	27,6	427,7	429,6	428,0	428,0	264,2	232,0
16/01/2011	27,6	427,7	429,5	428,0	428,0	269,1	233,1
17/01/2011	27,6	427,7	429,6	428,0	428,0	272,1	237,5
18/01/2011	26,9	427,7	429,5	428,0	428,0	242,4	239,7
19/01/2011	26,8	427,7	429,6	428,0	428,1	241,2	241,7
20/01/2011	27,1	427,7	429,6	428,0	428,0	244,3	234,7
21/01/2011	26,5	426,3	428,2	426,6	426,6	241,4	251,2
22/01/2011	27,1	427,7	429,6	428,0	428,0	246,9	246,8
23/01/2011	27,2	427,7	429,5	428,0	428,0	246,0	244,8
24/01/2011	27,2	427,7	429,5	428,0	428,0	245,3	241,0
25/01/2011	27,2	427,7	429,6	428,0	428,0	244,5	237,7
26/01/2011	27,2	427,7	429,6	428,0	428,0	244,6	236,5
27/01/2011	27,3	427,7	429,6	428,0	428,0	247,8	237,3
28/01/2011	27,4	427,7	429,6	428,0	428,0	247,2	240,7
29/01/2011	27,4	427,7	429,6	428,0	428,0	246,4	243,6
30/01/2011	27,4	427,7	429,6	428,0	428,0	242,3	237,4
31/01/2011	27,3	427,7	429,6	428,0	428,0	238,4	235,0
01/02/2011	27,3	427,7	429,5	428,0	428,0	238,6	235,6
02/02/2011	27,3	427,7	429,6	428,0	428,0	237,6	233,4
03/02/2011	27,3	427,7	429,5	428,0	428,0	237,8	232,1
04/02/2011	27,1	427,6	429,4	428,0	427,9	238,4	232,3
05/02/2011	27,0	427,7	429,6	428,0	428,0	239,8	233,8
06/02/2011	17,7	300,7	300,7	300,7	300,4	112,7	110,2

**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	TV_PI31B	TV_TI315	TV_TI318	TV_TC28	TV_TC38	TV_FC316	TV_FC317
07/02/2011	22,9	330,8	332,7	334,9	335,3	141,4	160,4
08/02/2011	28,8	427,8	429,6	428,0	428,0	252,6	252,3
09/02/2011	28,9	427,6	429,6	427,9	428,0	248,2	248,9
10/02/2011	29,1	427,7	429,6	428,0	428,0	246,9	241,4
11/02/2011	29,1	429,0	430,9	429,3	429,3	248,3	238,1
12/02/2011	29,0	428,7	430,6	429,0	429,0	239,8	235,5
13/02/2011	29,0	428,9	430,8	429,2	429,3	229,0	228,7
14/02/2011	28,8	429,7	431,7	430,0	430,0	231,0	231,2
15/02/2011	28,5	429,2	431,1	429,5	429,5	233,0	239,3
16/02/2011	28,5	428,7	430,6	429,0	429,0	235,7	242,1
17/02/2011	28,6	428,7	430,6	429,0	429,0	241,1	247,8
18/02/2011	28,6	428,6	430,6	429,0	429,0	240,1	246,8
19/02/2011	28,6	428,9	430,8	429,3	429,3	241,3	245,4
20/02/2011	28,6	429,7	431,6	430,0	430,0	242,8	245,6
21/02/2011	28,6	429,7	431,6	430,0	430,0	240,2	245,1
22/02/2011	28,5	429,6	431,6	430,0	430,0	237,0	243,1
23/02/2011	28,4	429,7	431,5	430,0	430,0	232,7	238,5
24/02/2011	28,4	429,6	431,6	430,0	430,0	232,9	235,6
25/02/2011	28,5	429,7	431,6	430,0	430,0	235,1	235,8
26/02/2011	28,6	429,7	431,6	430,0	430,0	238,9	236,4
27/02/2011	28,6	429,7	431,5	430,0	430,0	242,4	243,3
28/02/2011	28,6	429,7	431,6	430,0	430,0	241,1	240,7
01/03/2011	28,6	429,6	431,6	430,0	430,0	241,1	241,0
02/03/2011	15,0	224,2	225,4	224,2	225,3	26,7	26,3
03/03/2011	20,2	338,3	337,8	338,9	336,8	120,3	131,3
04/03/2011	29,3	429,3	431,2	429,6	429,6	229,8	236,6
05/03/2011	29,2	429,7	431,6	430,0	430,0	227,4	233,5
06/03/2011	29,2	429,7	431,5	430,0	430,0	223,5	229,9
07/03/2011	29,2	429,7	431,6	430,0	430,0	222,9	231,6
08/03/2011	29,1	429,7	431,5	430,0	430,0	221,2	230,8
09/03/2011	29,0	429,7	431,5	430,0	430,0	225,8	230,5
10/03/2011	29,0	429,7	431,6	430,0	430,0	232,2	227,9
11/03/2011	29,0	429,7	431,6	430,0	430,0	232,0	228,0
12/03/2011	29,0	429,7	431,6	430,0	430,0	228,9	229,5
13/03/2011	29,3	429,7	431,6	430,0	430,0	243,8	240,9
14/03/2011	29,4	429,7	431,6	430,0	430,0	248,1	244,6
15/03/2011	29,2	429,7	431,6	430,0	430,0	240,0	240,0
16/03/2011	29,3	429,7	431,6	430,1	430,0	240,1	240,0
17/03/2011	29,2	429,6	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
18/03/2011	29,2	429,6	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
19/03/2011	29,2	429,6	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
20/03/2011	29,2	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
21/03/2011	29,2	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
22/03/2011	29,1	429,6	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
23/03/2011	29,2	429,6	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
24/03/2011	29,2	429,6	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
25/03/2011	29,3	429,6	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
26/03/2011	29,3	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
27/03/2011	29,2	429,6	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
28/03/2011	29,1	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
29/03/2011	29,1	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
30/03/2011	29,2	429,6	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
31/03/2011	29,2	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
01/04/2011	-	-	-	-	-	-	-

**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	TV_PI31B	TV_TI315	TV_TI318	TV_TC28	TV_TC38	TV_FC316	TV_FC317
02/04/2011	-	-	-	-	-	-	-
03/04/2011	-	-	-	-	-	-	-
04/04/2011	29,3	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
05/04/2011	29,3	429,6	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
06/04/2011	29,2	429,6	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
07/04/2011	29,2	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
08/04/2011	29,3	429,6	431,4	430,0	430,0	240,0	240,0
09/04/2011	29,4	429,7	431,6	430,1	430,1	240,0	240,0
10/04/2011	29,4	429,6	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
11/04/2011	29,3	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
12/04/2011	29,2	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
13/04/2011	29,2	429,8	431,5	430,1	430,0	240,0	240,0
14/04/2011	29,4	429,6	431,4	430,0	430,0	240,0	240,0
15/04/2011	29,3	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
16/04/2011	29,0	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
17/04/2011	29,0	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
18/04/2011	28,9	429,8	431,5	430,0	430,0	240,1	240,0
19/04/2011	29,0	429,8	431,6	430,0	430,0	240,0	240,0
20/04/2011	29,1	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
21/04/2011	29,2	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
22/04/2011	29,3	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
23/04/2011	29,3	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
24/04/2011	29,2	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
25/04/2011	29,2	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
26/04/2011	29,1	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
27/04/2011	29,2	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
28/04/2011	29,2	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
29/04/2011	29,2	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
30/04/2011	29,3	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
01/05/2011	29,3	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
02/05/2011	29,4	429,7	431,4	430,0	430,0	240,0	240,0
03/05/2011	29,4	429,7	431,4	430,0	430,0	240,0	240,0
04/05/2011	29,3	429,6	431,4	429,9	429,9	240,0	240,0
05/05/2011	29,2	429,7	431,4	430,0	430,0	240,0	240,0
06/05/2011	29,3	429,7	431,5	430,0	430,0	240,1	240,0
07/05/2011	29,3	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
08/05/2011	29,3	429,7	431,4	430,0	430,0	240,0	240,0
09/05/2011	29,2	429,7	431,4	430,0	430,0	240,0	240,0
10/05/2011	29,2	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
11/05/2011	29,2	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
12/05/2011	29,3	429,7	431,5	430,0	430,0	240,1	240,0
13/05/2011	29,3	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
14/05/2011	29,3	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
15/05/2011	29,3	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
16/05/2011	29,3	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
17/05/2011	29,3	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
18/05/2011	29,3	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
19/05/2011	29,4	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
20/05/2011	29,5	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
21/05/2011	29,5	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
22/05/2011	29,4	429,7	431,5	430,0	430,0	239,9	240,0
23/05/2011	29,3	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
24/05/2011	29,4	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
25/05/2011	29,5	429,7	431,5	430,0	430,0	239,9	240,0



**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	TV_PI31B	TV_TI315	TV_TI318	TV_TC28	TV_TC38	TV_FC316	TV_FC317
26/05/2011	29,3	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
27/05/2011	29,3	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
28/05/2011	29,4	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
29/05/2011	29,4	429,7	431,5	430,0	430,0	240,0	240,0
30/05/2011	29,1	429,7	431,5	430,0	430,0	239,7	239,6
31/05/2011	27,4	428,4	430,1	428,8	428,7	222,0	222,0
01/06/2011	27,4	427,6	429,4	428,0	428,0	222,0	222,0
02/06/2011	27,6	427,6	429,5	428,0	428,0	222,0	222,0
03/06/2011	28,0	428,1	430,1	428,7	428,6	222,0	222,0
04/06/2011	27,7	428,5	430,4	429,0	429,0	222,0	222,0
05/06/2011	27,6	428,6	430,4	429,0	429,0	222,0	222,0
06/06/2011	26,9	428,6	430,4	429,0	429,0	218,9	218,9
07/06/2011	25,1	427,3	430,4	428,0	429,0	210,0	210,0
08/06/2011	25,1	427,3	430,0	428,0	428,5	210,0	210,0
09/06/2011	25,2	427,3	429,4	428,0	428,0	210,0	210,0
10/06/2011	25,2	427,3	429,4	428,0	428,0	210,0	210,0
11/06/2011	25,4	427,4	429,4	428,1	428,0	210,0	210,0
12/06/2011	25,7	427,4	429,4	428,0	428,0	210,0	210,0
13/06/2011	25,8	427,4	429,4	428,0	428,0	210,0	210,0
14/06/2011	25,8	427,4	429,4	428,0	428,0	210,0	210,0
15/06/2011	25,3	427,4	429,4	428,0	428,0	210,0	210,0

**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	TV_P1501	TV_T1501	TV_T1505	TV_PC508	TV_FC501	TV_T155	TV_LC57
16/12/2010	0,0	-	413,4	6,0	33 212,9	371,6	57,6
17/12/2010	0,0	-	414,6	6,0	28 147,2	378,0	65,0
18/12/2010	0,0	-	414,5	6,0	30 217,6	375,6	65,4
19/12/2010	0,0	-	415,1	5,6	26 209,4	380,5	65,6
20/12/2010	0,0	-	414,9	5,5	20 027,7	386,5	65,5
21/12/2010	0,0	-	414,9	5,7	24 775,6	380,8	61,4
22/12/2010	0,0	-	415,0	5,7	25 593,2	380,4	60,0
23/12/2010	0,0	-	413,0	6,4	28 904,5	377,2	60,0
24/12/2010	0,0	-	412,2	6,8	29 995,3	374,8	60,0
25/12/2010	0,0	-	408,5	6,4	28 530,6	368,8	60,0
26/12/2010	0,0	-	406,1	6,2	23 878,2	369,5	60,0
27/12/2010	0,0	-	405,6	6,1	21 998,1	371,5	60,0
28/12/2010	0,0	-	405,6	6,1	22 006,4	371,2	60,0
29/12/2010	0,0	-	410,5	6,2	22 006,5	374,3	60,0
30/12/2010	0,0	-	410,7	6,2	22 299,6	374,1	60,0
31/12/2010	0,0	-	410,8	6,2	23 501,5	372,7	60,0
01/01/2011	0,0	-	411,8	6,2	23 499,3	373,0	60,0
02/01/2011	0,0	-	410,6	6,2	23 501,9	371,9	60,0
03/01/2011	0,0	-	409,0	6,1	23 491,7	370,9	60,0
04/01/2011	0,0	-	409,0	6,1	23 520,5	371,0	60,0
05/01/2011	0,0	-	409,2	6,1	23 504,7	371,6	60,0
06/01/2011	0,1	-	409,3	6,1	23 502,9	371,9	60,0
07/01/2011	0,0	-	409,1	6,1	23 495,1	371,5	60,0
08/01/2011	0,0	-	409,2	6,1	22 644,0	373,0	60,0
09/01/2011	0,1	-	410,7	6,8	30 936,2	372,2	60,0
10/01/2011	0,0	-	410,9	6,9	32 992,4	370,6	60,0
11/01/2011	0,1	-	411,1	6,9	33 001,7	370,7	60,0
12/01/2011	0,1	-	411,3	7,0	33 009,2	371,3	60,0
13/01/2011	0,1	-	411,2	7,0	35 914,3	368,4	60,0
14/01/2011	0,0	-	411,0	7,0	36 011,9	368,0	60,0
15/01/2011	0,2	-	411,3	7,0	35 992,8	368,7	60,0
16/01/2011	0,1	-	411,2	7,0	31 743,8	372,7	60,0
17/01/2011	0,1	-	411,2	7,0	30 013,6	374,4	60,0
18/01/2011	0,3	-	411,1	7,0	31 815,3	372,3	60,0
19/01/2011	0,3	-	411,1	7,0	32 452,6	371,6	60,0
20/01/2011	0,2	-	411,1	7,0	32 494,9	371,4	60,0
21/01/2011	0,1	-	408,0	6,8	31 489,7	370,9	60,0
22/01/2011	0,3	-	402,1	7,0	33 651,7	369,8	60,0
23/01/2011	0,3	-	401,9	7,0	34 005,1	369,6	60,0
24/01/2011	0,2	-	401,8	7,0	33 991,6	369,5	60,0
25/01/2011	0,4	-	401,7	7,0	33 989,8	369,5	60,0
26/01/2011	0,5	-	402,0	6,9	33 970,7	369,8	60,0
27/01/2011	0,3	-	402,0	7,0	33 996,1	369,6	60,0
28/01/2011	0,3	-	401,8	7,0	33 978,6	369,9	60,0
29/01/2011	0,3	-	401,5	7,0	33 984,3	369,8	60,0
30/01/2011	0,4	-	401,6	7,0	33 996,2	369,8	60,0
31/01/2011	0,5	-	401,7	7,0	34 018,1	369,5	60,0
01/02/2011	0,6	-	401,6	7,0	33 994,2	369,5	60,0
02/02/2011	0,4	-	401,5	7,0	34 002,6	369,6	60,0
03/02/2011	0,4	-	401,8	6,9	33 999,6	369,6	60,0
04/02/2011	0,6	-	403,5	6,9	33 983,6	369,3	60,0
05/02/2011	0,4	-	402,0	6,9	33 980,4	368,7	60,0
06/02/2011	0,5	-	276,3	4,2	27 139,1	263,6	41,7

**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	TV_P1501	TV_T1501	TV_T1505	TV_PC508	TV_FC501	TV_T155	TV_LC57
07/02/2011	0,5	26,4	115,2	5,5	24 345,8	293,8	67,9
08/02/2011	0,4	-	89,7	8,0	27 354,6	375,7	62,1
09/02/2011	0,5	-	51,9	8,0	29 396,7	373,7	60,0
10/02/2011	0,6	-	52,0	8,0	30 765,5	372,6	60,0
11/02/2011	0,6	-	48,1	8,1	31 006,0	373,0	60,0
12/02/2011	0,6	-	49,8	8,1	31 016,2	372,6	60,0
13/02/2011	0,4	-	43,1	8,2	30 986,8	372,2	60,0
14/02/2011	0,5	-	46,3	8,2	31 001,4	372,7	60,0
15/02/2011	0,6	-	44,9	8,1	31 010,8	372,1	60,0
16/02/2011	0,7	-	45,9	8,0	31 001,1	372,0	60,0
17/02/2011	0,6	-	45,4	8,0	32 419,5	370,7	60,0
18/02/2011	0,6	-	45,2	8,0	33 005,5	370,1	60,0
19/02/2011	0,6	-	44,9	8,1	33 009,8	370,3	60,0
20/02/2011	0,6	-	44,9	8,1	32 977,2	370,5	60,0
21/02/2011	0,6	-	43,9	8,1	33 009,8	370,5	60,0
22/02/2011	0,6	-	44,6	8,1	33 007,3	370,4	60,0
23/02/2011	0,6	-	44,6	8,1	33 012,3	370,5	60,0
24/02/2011	0,6	-	46,7	8,1	32 998,0	370,4	60,0
25/02/2011	0,7	-	51,5	8,1	32 987,5	370,5	60,0
26/02/2011	0,6	-	47,5	8,1	33 003,2	370,5	60,0
27/02/2011	0,6	-	46,5	8,1	32 992,0	370,5	60,0
28/02/2011	0,6	-	47,3	8,1	33 001,0	370,7	60,0
01/03/2011	0,7	-	45,5	8,0	33 300,5	370,6	60,0
02/03/2011	0,5	33,6	107,7	2,6	31 089,2	202,1	24,4
03/03/2011	0,7	30,4	112,4	5,1	26 819,8	297,0	40,5
04/03/2011	0,7	-	99,8	7,8	29 735,8	373,7	55,0
05/03/2011	7,3	-	96,1	7,8	30 011,7	373,2	55,0
06/03/2011	8,1	-	89,6	7,8	30 001,5	373,1	55,3
07/03/2011	8,2	-	91,8	7,8	30 004,0	372,9	59,5
08/03/2011	8,1	-	88,9	7,8	29 998,3	373,0	60,0
09/03/2011	8,1	-	90,9	7,7	29 992,9	373,4	60,0
10/03/2011	8,1	428,3	89,2	7,7	29 994,0	373,4	60,0
11/03/2011	8,0	428,4	378,3	7,5	30 013,8	373,1	60,0
12/03/2011	8,0	428,4	415,4	7,5	30 004,4	373,1	60,0
13/03/2011	8,0	428,4	415,4	7,6	29 990,6	373,2	60,0
14/03/2011	8,1	428,4	415,4	7,6	29 994,7	373,2	60,0
15/03/2011	8,0	428,4	415,4	7,6	30 000,1	373,2	60,0
16/03/2011	8,0	428,4	415,4	7,6	30 611,7	372,7	60,0
17/03/2011	8,0	428,4	415,4	7,5	32 016,4	371,3	60,0
18/03/2011	8,0	428,4	415,3	7,5	32 003,4	371,4	60,0
19/03/2011	8,0	428,3	415,3	7,5	32 003,4	371,4	60,0
20/03/2011	8,0	428,3	415,3	7,5	32 018,2	371,7	60,0
21/03/2011	8,1	428,4	415,4	7,6	31 966,6	371,8	60,0
22/03/2011	8,0	428,4	415,3	7,5	31 980,0	371,7	60,0
23/03/2011	8,0	428,4	415,3	7,5	32 009,5	371,6	60,0
24/03/2011	8,0	428,4	415,4	7,5	31 959,5	371,7	60,0
25/03/2011	8,0	428,3	415,3	7,5	31 993,6	371,8	60,0
26/03/2011	8,1	428,4	415,3	7,6	32 010,2	371,9	60,0
27/03/2011	8,0	428,4	415,2	7,5	32 009,4	371,7	60,0
28/03/2011	8,1	428,4	415,2	7,6	32 030,0	371,8	60,0
29/03/2011	8,1	428,4	415,2	7,6	32 000,3	371,8	60,0
30/03/2011	8,1	428,4	415,2	7,6	31 975,4	371,9	60,0
31/03/2011	8,1	428,4	415,2	7,6	31 996,6	371,7	60,0
01/04/2011	-	-	-	-	-	-	-

**Tabla AII.10.** Datos de operación-n de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	TV_PI501	TV_TI501	TV_TI505	TV_PC508	TV_FC501	TV_TI55	TV_LC57
02/04/2011	-	-	-	-	-	-	-
03/04/2011	-	-	-	-	-	-	-
04/04/2011	8,1	428,4	415,3	7,6	32 009,2	371,8	60,0
05/04/2011	8,1	428,4	415,2	7,6	32 006,3	371,7	60,0
06/04/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	32 014,1	371,5	60,0
07/04/2011	8,1	428,4	415,2	7,6	31 992,4	371,6	60,0
08/04/2011	8,1	428,4	415,2	7,6	31 995,9	372,1	60,0
09/04/2011	8,1	428,5	415,3	7,6	31 987,9	371,8	60,0
10/04/2011	8,1	428,5	415,3	7,6	31 993,7	371,9	60,0
11/04/2011	8,1	428,5	415,3	7,6	32 011,2	371,8	60,0
12/04/2011	8,1	428,5	415,2	7,6	31 999,8	371,7	60,0
13/04/2011	8,1	428,5	415,2	7,6	32 004,4	371,7	60,0
14/04/2011	8,1	428,4	415,2	7,6	31 992,8	371,6	60,0
15/04/2011	8,1	428,4	415,2	7,6	31 956,1	371,6	60,0
16/04/2011	8,2	428,5	415,2	7,7	31 997,9	370,7	60,0
17/04/2011	8,2	428,4	415,1	7,6	32 012,6	370,3	60,0
18/04/2011	8,2	428,4	415,1	7,7	31 992,6	370,1	60,0
19/04/2011	8,2	428,5	415,2	7,7	31 991,2	370,1	60,0
20/04/2011	8,2	428,5	415,2	7,6	31 996,6	371,2	60,0
21/04/2011	8,1	428,4	415,2	7,6	32 036,4	371,7	60,0
22/04/2011	8,1	428,4	415,2	7,6	31 985,0	371,9	60,0
23/04/2011	8,1	428,4	415,2	7,6	31 995,7	371,9	60,0
24/04/2011	8,1	428,4	415,2	7,6	32 021,6	371,8	60,0
25/04/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	32 039,9	371,7	60,0
26/04/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	32 034,0	371,7	60,0
27/04/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	32 019,9	371,8	60,0
28/04/2011	8,1	428,4	415,2	7,6	31 997,5	371,9	60,0
29/04/2011	8,1	428,4	415,2	7,6	31 983,9	371,8	60,0
30/04/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	31 989,3	371,9	60,0
01/05/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	31 992,3	371,8	60,0
02/05/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	31 993,4	371,8	60,0
03/05/2011	8,1	428,3	415,1	7,6	31 997,5	371,8	60,0
04/05/2011	8,1	428,3	415,1	7,6	32 019,7	371,7	60,0
05/05/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	31 975,4	371,6	60,0
06/05/2011	8,1	428,4	415,2	7,6	31 981,8	371,8	60,0
07/05/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	31 992,9	371,8	60,0
08/05/2011	8,2	428,4	415,1	7,6	32 002,5	371,9	60,0
09/05/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	32 029,1	371,9	60,0
10/05/2011	8,1	428,4	415,0	7,6	32 087,5	371,8	60,0
11/05/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	32 059,9	371,7	60,0
12/05/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	32 045,6	371,8	60,0
13/05/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	32 060,7	371,8	60,0
14/05/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	32 074,3	371,8	60,0
15/05/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	32 053,2	371,7	60,0
16/05/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	31 943,6	371,7	60,0
17/05/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	31 953,4	371,7	60,0
18/05/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	31 989,9	371,7	60,0
19/05/2011	8,1	428,4	415,0	7,6	32 037,1	371,7	60,0
20/05/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	31 988,2	371,9	60,0
21/05/2011	8,1	428,4	415,0	7,6	32 005,5	371,8	60,0
22/05/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	32 019,9	371,6	60,0
23/05/2011	8,1	428,4	415,0	7,6	32 005,3	371,1	60,0
24/05/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	32 001,8	371,7	60,0
25/05/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	32 006,9	371,7	60,0

**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	TV_P1501	TV_T1501	TV_T1505	TV_PC508	TV_FC501	TV_T155	TV_LC57
26/05/2011	8,2	428,4	415,1	7,6	32 016,7	371,4	60,0
27/05/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	31 947,2	371,3	60,0
28/05/2011	8,1	428,4	415,1	7,6	31 977,4	371,5	60,0
29/05/2011	8,1	428,4	415,2	7,6	31 978,2	371,7	60,0
30/05/2011	8,1	428,4	415,1	7,5	32 044,4	371,3	60,0
31/05/2011	7,7	427,1	413,9	7,1	32 017,5	368,5	60,0
01/06/2011	7,6	426,3	413,4	7,1	32 013,8	368,3	60,0
02/06/2011	7,6	426,4	413,4	7,1	31 978,5	368,2	60,0
03/06/2011	7,7	427,0	413,9	7,2	31 980,5	368,5	60,0
04/06/2011	7,7	427,3	414,0	7,2	32 013,0	368,4	60,0
05/06/2011	7,7	427,3	414,0	7,2	31 999,6	368,3	60,0
06/06/2011	7,6	427,3	413,8	7,1	32 010,5	366,8	60,0
07/06/2011	7,2	426,6	412,9	6,7	31 978,5	363,2	60,0
08/06/2011	7,2	426,4	412,7	6,7	32 028,4	363,0	60,0
09/06/2011	7,2	426,2	412,6	6,7	31 726,6	363,5	60,0
10/06/2011	7,2	426,2	412,7	6,7	30 976,6	364,3	60,0
11/06/2011	7,1	426,2	412,7	6,7	30 304,5	364,9	60,1
12/06/2011	7,2	426,2	412,7	6,7	28 006,0	366,6	60,0
13/06/2011	7,2	426,2	412,8	6,8	28 012,9	366,3	60,0
14/06/2011	7,2	426,3	412,7	6,8	27 988,6	366,0	60,0
15/06/2011	7,2	426,3	412,5	6,8	28 006,4	365,5	60,0

**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	TV_TI58	TV_TI52	TV_LC56	TV_TH11	TV_FC112	TV_FC61	TV_FI418
16/12/2010	361,5	326,2	65,0	187,2	4 457,9	17 184,6	4,8
17/12/2010	357,9	319,1	65,0	194,5	10 604,1	18 839,0	72,3
18/12/2010	356,6	324,3	64,9	188,3	9 343,9	17 720,6	43,0
19/12/2010	359,6	326,5	65,0	181,0	6 880,4	17 001,4	7,7
20/12/2010	361,0	326,2	60,7	180,9	7 324,7	17 338,3	50,9
21/12/2010	358,3	327,2	60,0	183,1	8 469,8	17 999,5	1,9
22/12/2010	358,8	329,8	60,0	180,1	7 499,9	17 999,2	0,0
23/12/2010	357,4	324,7	60,0	180,3	7 500,0	18 000,4	7,9
24/12/2010	355,0	321,5	60,0	178,9	7 500,0	17 999,3	7,7
25/12/2010	346,7	317,8	59,4	189,5	6 634,9	17 914,5	216,3
26/12/2010	342,1	314,1	59,9	181,8	5 473,7	16 999,7	310,6
27/12/2010	340,0	306,1	60,1	177,6	5 747,6	17 902,0	487,5
28/12/2010	338,4	300,2	60,0	176,6	8 112,4	18 000,5	733,6
29/12/2010	337,2	297,5	60,0	176,2	8 108,7	17 466,4	782,8
30/12/2010	337,4	295,4	60,0	176,4	8 053,8	16 796,6	762,9
31/12/2010	337,4	294,1	60,0	175,7	8 500,3	17 500,8	802,4
01/01/2011	337,7	295,0	60,0	176,0	8 500,0	17 500,0	620,1
02/01/2011	337,3	295,7	60,0	177,0	8 500,0	17 499,5	641,0
03/01/2011	339,1	304,5	60,0	177,5	8 500,4	17 500,6	544,8
04/01/2011	339,2	303,6	60,0	177,2	8 499,6	17 498,7	629,5
05/01/2011	342,6	312,1	59,7	187,3	8 499,6	17 500,4	269,5
06/01/2011	342,6	306,1	60,0	180,4	8 500,0	17 500,1	134,2
07/01/2011	339,9	300,9	60,0	179,4	8 499,8	17 499,3	678,3
08/01/2011	342,1	305,9	60,0	180,3	8 500,0	17 500,2	538,6
09/01/2011	351,0	313,5	60,0	179,0	8 050,2	17 064,2	465,3
10/01/2011	353,0	323,7	59,5	187,8	7 520,1	17 550,7	187,6
11/01/2011	352,1	314,0	60,0	181,4	7 000,3	18 000,0	508,3
12/01/2011	351,1	302,9	60,0	180,4	6 999,8	18 000,4	1 022,6
13/01/2011	350,2	308,7	60,0	179,9	7 000,1	17 999,5	592,9
14/01/2011	349,5	306,6	60,0	179,3	6 999,6	17 999,4	639,6
15/01/2011	350,6	307,5	60,0	179,3	7 000,1	17 998,8	576,0
16/01/2011	354,0	315,5	60,0	180,2	7 000,2	18 000,4	496,0
17/01/2011	355,6	317,7	60,0	180,9	7 000,0	18 000,3	509,4
18/01/2011	353,2	314,4	60,0	179,7	7 250,4	17 999,3	673,3
19/01/2011	353,4	318,8	60,1	180,2	8 000,5	18 603,7	590,8
20/01/2011	354,0	320,6	59,8	180,4	8 025,7	18 599,2	505,0
21/01/2011	355,6	334,0	44,2	194,2	8 389,6	15 210,7	118,5
22/01/2011	355,1	329,2	44,9	182,8	5 308,1	19 139,4	206,8
23/01/2011	352,3	313,7	49,9	177,5	6 468,9	19 500,1	749,1
24/01/2011	351,9	311,6	50,0	177,4	6 499,3	19 499,2	587,9
25/01/2011	351,0	310,5	50,0	177,1	6 569,0	19 500,8	890,3
26/01/2011	354,5	323,2	48,1	179,9	6 940,7	19 441,6	665,3
27/01/2011	351,6	310,9	60,0	179,5	7 000,6	19 000,4	841,1
28/01/2011	352,8	314,0	59,9	179,0	7 000,0	18 999,7	700,5
29/01/2011	351,8	308,9	60,0	179,1	7 065,3	19 001,0	1 057,4
30/01/2011	352,4	312,9	60,0	179,2	7 199,0	18 999,1	900,4
31/01/2011	350,4	305,0	60,0	178,5	7 199,9	18 999,5	1 278,5
01/02/2011	349,9	303,5	60,0	178,9	7 200,4	18 999,4	1 330,4
02/02/2011	352,6	313,9	60,0	178,9	7 200,1	18 998,6	861,8
03/02/2011	355,0	325,8	51,5	181,0	6 856,4	19 434,7	556,5
04/02/2011	356,3	336,0	55,3	186,6	5 451,3	20 261,5	544,3
05/02/2011	347,7	296,7	60,1	176,7	6 850,3	20 000,1	1 487,0
06/02/2011	252,8	225,4	75,9	123,3	4 626,8	9 352,9	654,1

**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	TV_TI58	TV_TI52	TV_LC56	TV_TH11	TV_FC112	TV_FC61	TV_FI418
07/02/2011	284,8	230,7	49,1	132,9	13 781,0	1 050,4	736,3
08/02/2011	367,3	307,1	59,9	180,7	9 875,3	19 974,6	432,9
09/02/2011	370,8	329,1	60,0	185,3	10 499,6	19 998,5	34,8
10/02/2011	364,6	302,0	60,1	179,1	10 500,5	20 002,2	1 010,5
11/02/2011	368,6	319,9	59,9	183,8	10 500,4	19 999,2	128,9
12/02/2011	365,0	305,1	60,1	178,7	10 500,3	20 001,7	947,6
13/02/2011	360,3	289,1	60,0	175,7	10 882,3	20 001,6	1 594,7
14/02/2011	364,4	305,1	60,0	178,9	11 500,3	20 155,2	776,0
15/02/2011	364,6	307,4	59,9	183,5	14 288,1	20 498,9	647,7
16/02/2011	366,7	316,3	60,0	186,3	15 000,2	20 499,2	387,6
17/02/2011	364,9	312,0	59,7	185,7	15 000,2	20 499,7	585,4
18/02/2011	362,6	302,7	60,1	184,5	14 999,0	20 519,3	1 099,8
19/02/2011	364,0	308,9	60,0	184,6	14 999,9	20 500,3	638,0
20/02/2011	363,8	306,2	59,9	183,9	14 999,6	20 497,8	592,3
21/02/2011	362,7	303,5	60,0	183,9	15 000,7	20 500,8	788,0
22/02/2011	363,2	305,8	60,0	184,0	15 000,3	20 500,2	106,4
23/02/2011	363,2	306,3	60,0	183,8	14 999,7	20 499,7	21,6
24/02/2011	363,5	307,6	60,0	184,3	15 000,0	20 500,5	334,2
25/02/2011	362,8	304,5	60,0	184,0	14 999,9	20 499,8	566,6
26/02/2011	362,0	299,3	60,0	182,6	14 999,4	20 500,3	867,0
27/02/2011	362,7	304,6	60,0	183,5	15 001,3	20 500,4	856,7
28/02/2011	363,8	308,5	60,0	184,6	15 000,4	20 501,2	669,8
01/03/2011	361,9	298,4	60,0	182,3	15 000,9	20 499,8	1 062,5
02/03/2011	191,7	164,7	33,5	73,9	4 639,3	2 747,9	230,6
03/03/2011	280,8	243,3	55,4	100,4	4 401,9	8 303,0	0,0
04/03/2011	353,7	318,1	62,4	182,2	6 969,2	15 520,2	323,5
05/03/2011	358,7	313,9	60,0	187,0	10 073,8	19 689,4	376,3
06/03/2011	356,4	297,6	60,0	181,2	12 767,6	20 001,1	1 065,2
07/03/2011	353,2	285,0	60,0	181,2	12 519,9	19 348,7	1 883,7
08/03/2011	356,1	291,7	59,9	182,5	11 791,7	22 665,7	1 531,1
09/03/2011	363,7	320,3	60,0	183,7	12 000,0	22 667,5	438,7
10/03/2011	361,3	311,1	60,0	180,7	12 149,6	22 667,3	661,9
11/03/2011	359,3	307,7	60,0	178,5	12 500,3	22 666,5	852,0
12/03/2011	360,2	309,5	60,0	179,0	12 500,0	22 667,8	752,3
13/03/2011	361,6	309,5	60,0	179,4	12 499,9	22 666,5	698,3
14/03/2011	359,8	306,3	60,0	178,0	12 749,4	22 666,6	971,9
15/03/2011	359,9	303,0	60,0	178,5	12 800,3	22 667,6	1 084,5
16/03/2011	360,8	306,9	59,9	178,6	12 800,1	22 666,3	651,7
17/03/2011	357,7	299,2	60,0	177,9	12 799,9	22 667,9	1 422,9
18/03/2011	359,8	310,2	60,0	181,9	16 833,4	22 668,0	899,1
19/03/2011	359,4	307,5	60,0	179,2	11 999,5	22 666,4	1 055,0
20/03/2011	359,9	314,2	60,0	180,8	12 000,0	22 666,6	655,2
21/03/2011	357,7	310,1	60,0	179,6	12 000,1	22 667,0	844,1
22/03/2011	359,5	315,2	60,0	181,2	12 000,5	22 667,6	593,5
23/03/2011	358,3	311,7	60,0	178,4	12 000,1	22 666,8	688,7
24/03/2011	358,0	308,1	60,0	178,2	11 999,6	22 667,1	777,8
25/03/2011	357,6	306,5	60,0	177,9	12 187,9	22 667,0	922,6
26/03/2011	358,5	308,9	60,0	180,1	13 000,2	22 666,3	637,6
27/03/2011	360,1	316,4	60,0	181,5	12 999,8	22 667,5	545,5
28/03/2011	358,3	309,1	60,0	180,4	13 000,6	22 666,4	820,4
29/03/2011	359,1	312,3	60,0	181,0	13 000,1	22 667,1	655,0
30/03/2011	358,5	313,7	60,0	180,8	13 000,1	22 667,2	718,7
31/03/2011	358,4	310,5	60,0	180,8	12 999,4	22 665,6	811,4
01/04/2011	-	-	-	-	-	-	-

**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	TV_TI58	TV_TI52	TV_LC56	TV_TH11	TV_FC112	TV_FC61	TV_FI418
02/04/2011	-	-	-	-	-	-	-
03/04/2011	-	-	-	-	-	-	-
04/04/2011	359,5	303,4	60,0	181,2	13 499,9	22 666,8	1 193,7
05/04/2011	360,3	307,3	60,0	181,8	13 500,1	22 666,4	945,2
06/04/2011	359,9	308,8	60,0	181,4	13 499,8	22 667,1	990,3
07/04/2011	359,4	305,0	60,0	181,0	13 500,1	22 667,1	1 025,8
08/04/2011	361,4	307,2	60,1	182,1	13 500,2	22 667,4	1 079,3
09/04/2011	358,9	302,4	59,9	180,3	13 500,2	22 665,9	1 369,6
10/04/2011	361,0	308,6	60,0	181,7	13 499,7	22 668,1	946,0
11/04/2011	360,4	306,4	60,0	181,3	13 499,6	22 667,4	950,6
12/04/2011	359,2	303,9	60,0	180,4	13 499,9	22 667,0	1 201,1
13/04/2011	357,2	299,6	60,1	179,6	13 499,9	22 668,4	1 698,6
14/04/2011	358,2	301,5	59,9	180,1	13 499,4	22 666,2	1 304,3
15/04/2011	359,3	305,3	60,0	180,4	13 500,7	22 667,6	1 168,1
16/04/2011	362,2	319,0	60,0	185,7	13 500,4	22 667,0	409,5
17/04/2011	359,3	305,7	60,1	180,6	13 499,9	22 667,6	991,1
18/04/2011	360,7	311,3	60,0	182,2	13 500,7	22 667,5	553,1
19/04/2011	357,4	305,3	60,0	178,4	13 500,1	22 666,7	1 248,8
20/04/2011	360,4	308,8	60,0	179,9	13 500,1	22 666,6	905,1
21/04/2011	360,9	302,1	60,0	178,5	13 499,9	22 666,8	900,3
22/04/2011	361,4	309,8	60,0	180,9	13 500,0	22 667,4	794,4
23/04/2011	359,6	297,6	60,0	177,8	13 500,3	22 667,7	1 471,2
24/04/2011	360,7	306,4	60,0	180,5	13 499,9	22 666,8	922,6
25/04/2011	361,1	308,5	60,0	180,5	13 499,6	22 665,8	877,5
26/04/2011	360,9	306,0	60,0	179,9	13 500,4	22 667,9	1 130,4
27/04/2011	360,6	304,1	60,0	179,6	13 499,7	22 667,0	1 128,2
28/04/2011	360,4	301,8	60,0	179,0	13 500,7	22 667,1	1 288,1
29/04/2011	362,4	309,2	60,0	181,2	13 500,2	22 666,4	735,7
30/04/2011	361,6	311,3	60,0	181,1	13 500,1	22 666,1	713,7
01/05/2011	361,3	310,2	60,0	179,8	13 500,0	22 666,2	757,2
02/05/2011	362,2	312,5	60,0	180,9	13 499,6	22 667,9	691,9
03/05/2011	363,5	316,3	60,0	181,4	13 494,8	22 663,2	378,4
04/05/2011	362,2	313,0	60,0	180,7	13 499,3	22 667,1	750,7
05/05/2011	362,0	314,6	60,0	180,6	13 499,7	22 667,3	432,0
06/05/2011	362,6	315,9	60,0	181,1	13 499,8	22 666,3	443,5
07/05/2011	361,9	311,2	60,0	180,7	13 500,5	22 666,9	798,0
08/05/2011	363,7	319,8	60,0	181,9	13 500,0	22 667,7	406,0
09/05/2011	363,6	318,8	60,0	182,7	13 500,2	22 666,9	259,4
10/05/2011	362,1	312,5	60,0	181,0	13 500,4	22 667,2	677,4
11/05/2011	362,1	311,8	60,0	181,2	13 499,7	22 666,7	847,5
12/05/2011	362,6	313,6	60,0	180,6	13 500,2	22 666,7	735,5
13/05/2011	363,3	316,3	60,1	181,6	13 500,6	22 668,4	715,5
14/05/2011	361,6	306,9	59,9	179,3	13 500,7	22 666,9	979,4
15/05/2011	361,1	306,9	60,1	179,8	13 499,9	22 668,2	1 014,9
16/05/2011	362,5	313,6	60,0	181,0	13 500,3	22 667,0	760,0
17/05/2011	361,4	305,8	60,0	179,2	13 500,0	22 666,1	994,0
18/05/2011	363,1	317,2	60,0	181,1	13 500,0	22 666,8	621,8
19/05/2011	361,5	309,9	60,1	179,9	13 500,4	22 668,1	932,9
20/05/2011	363,8	318,5	60,0	181,9	13 499,6	22 666,7	444,5
21/05/2011	362,4	312,3	60,0	180,0	13 500,4	22 667,1	685,2
22/05/2011	363,3	314,4	60,0	180,7	13 500,6	22 667,3	551,6
23/05/2011	361,9	311,6	60,0	179,5	13 500,0	22 667,8	704,6
24/05/2011	362,2	310,4	60,0	180,3	13 500,7	22 667,8	835,0
25/05/2011	363,0	316,2	60,0	180,5	13 499,7	22 665,3	542,2



**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	TV_TI58	TV_TI52	TV_LC56	TV_TH11	TV_FC112	TV_FC61	TV_FI418
26/05/2011	361,0	305,4	60,0	178,8	13 499,5	22 666,9	1 058,5
27/05/2011	364,0	320,3	60,0	182,3	13 499,9	22 667,3	473,2
28/05/2011	362,5	313,4	60,0	179,8	13 499,5	22 667,0	791,1
29/05/2011	363,3	316,4	60,0	180,7	13 500,2	22 667,1	633,9
30/05/2011	360,8	304,2	60,0	178,3	13 500,1	22 666,5	1 036,0
31/05/2011	359,1	306,9	60,0	179,2	13 500,1	22 666,8	896,8
01/06/2011	360,3	310,5	60,0	179,4	13 500,2	22 666,9	500,8
02/06/2011	359,7	308,6	60,0	178,7	13 500,1	22 668,1	464,6
03/06/2011	358,5	305,3	60,0	179,5	13 500,2	22 666,9	968,8
04/06/2011	358,3	305,2	60,0	179,8	13 500,2	22 667,1	925,5
05/06/2011	358,3	305,4	60,0	179,4	13 499,7	22 667,4	956,1
06/06/2011	353,4	288,4	60,0	178,4	13 500,0	22 667,5	1 704,2
07/06/2011	352,0	297,6	60,0	178,2	13 500,3	22 666,6	1 108,9
08/06/2011	352,7	297,8	60,0	179,4	13 500,5	22 666,9	1 052,2
09/06/2011	354,6	302,7	60,0	178,1	13 500,6	22 668,1	664,1
10/06/2011	355,1	303,2	60,0	178,9	13 500,2	22 667,1	799,6
11/06/2011	357,0	307,7	60,0	181,8	11 759,5	19 533,8	546,7
12/06/2011	358,9	311,0	64,9	180,7	8 155,1	16 999,8	496,3
13/06/2011	357,6	305,8	65,0	179,5	8 199,4	17 000,7	606,9
14/06/2011	358,8	311,8	65,0	180,0	8 200,6	17 366,5	573,2
15/06/2011	353,9	292,5	65,0	175,0	8 690,6	17 999,9	1 341,4

**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	TV_FI97	TV_TI50	TV_TC51	TV_PC99	TV_FI100	TV_LC101	TV_LC102
16/12/2010	3 211,9	135,9	132,8	4,5	446,3	40,0	54,7
17/12/2010	4 076,2	132,5	129,5	4,5	500,2	40,0	54,3
18/12/2010	3 714,3	132,5	129,5	4,5	488,1	40,0	52,6
19/12/2010	4 025,9	133,1	130,1	4,5	483,1	40,0	55,0
20/12/2010	4 959,0	133,3	130,3	4,5	495,8	40,0	50,0
21/12/2010	3 869,5	132,9	129,9	4,5	484,5	40,0	50,0
22/12/2010	3 503,4	133,0	130,0	4,6	472,8	40,0	50,0
23/12/2010	3 710,3	133,1	130,1	4,5	511,8	40,0	50,0
24/12/2010	3 888,6	133,0	130,0	4,5	518,2	40,0	50,0
25/12/2010	3 382,9	133,8	130,9	4,5	463,8	40,0	50,1
26/12/2010	3 741,8	131,3	128,3	4,5	440,7	40,0	49,1
27/12/2010	4 320,7	131,1	128,1	4,5	462,3	40,0	50,0
28/12/2010	4 497,2	131,1	128,0	4,5	475,9	40,0	50,0
29/12/2010	7 341,3	131,1	128,1	4,5	598,4	40,0	55,3
30/12/2010	7 841,7	130,7	127,7	4,5	635,0	40,0	57,4
31/12/2010	7 391,3	131,0	128,0	4,5	611,2	40,0	50,0
01/01/2011	7 263,7	131,0	128,0	4,5	590,6	40,0	50,0
02/01/2011	6 376,7	131,0	128,0	4,5	536,5	40,0	50,0
03/01/2011	4 587,0	131,0	128,0	4,5	473,3	40,0	50,0
04/01/2011	4 445,9	131,6	128,6	4,5	476,6	40,0	50,0
05/01/2011	3 947,4	134,4	131,5	4,5	475,5	40,0	50,7
06/01/2011	4 449,1	133,0	130,0	4,5	476,3	40,0	50,0
07/01/2011	4 901,3	133,0	130,0	4,5	475,1	40,0	50,0
08/01/2011	4 625,7	133,1	130,0	4,5	467,7	40,0	50,0
09/01/2011	4 823,0	132,3	129,3	4,5	547,5	40,0	50,0
10/01/2011	3 359,9	137,9	134,8	4,5	520,8	36,9	59,8
11/01/2011	4 290,5	135,0	132,0	4,5	525,4	34,4	60,0
12/01/2011	4 998,7	135,0	132,0	4,5	544,5	35,0	60,0
13/01/2011	4 439,6	133,5	130,5	4,5	533,6	36,5	60,0
14/01/2011	4 516,5	133,0	130,0	4,5	536,1	38,0	60,0
15/01/2011	4 548,8	133,0	130,0	4,5	537,9	38,0	60,0
16/01/2011	4 611,7	133,0	130,0	4,5	540,9	38,0	60,0
17/01/2011	4 566,9	133,0	130,0	4,5	538,1	38,0	60,0
18/01/2011	4 679,8	131,9	128,9	4,5	546,6	37,0	60,0
19/01/2011	4 204,8	132,0	129,0	4,5	527,8	37,0	60,0
20/01/2011	3 878,5	132,6	129,5	4,5	513,1	36,7	59,6
21/01/2011	2 297,0	142,0	139,0	4,4	438,3	38,4	49,0
22/01/2011	2 955,7	136,3	133,4	4,5	479,3	39,0	54,1
23/01/2011	4 156,6	133,0	130,0	4,5	505,6	39,0	55,0
24/01/2011	4 222,5	133,0	130,0	4,5	526,3	39,0	55,0
25/01/2011	4 733,0	133,1	130,0	4,5	540,9	39,0	55,0
26/01/2011	3 745,4	133,3	130,3	4,5	506,3	39,0	52,2
27/01/2011	4 330,3	133,0	130,0	4,5	514,8	39,0	55,0
28/01/2011	4 195,8	133,0	130,0	4,5	519,1	39,0	55,0
29/01/2011	4 549,2	133,1	130,0	4,5	532,7	39,0	55,0
30/01/2011	4 348,2	133,0	130,0	4,5	525,2	39,0	55,0
31/01/2011	4 935,7	133,0	130,0	4,5	542,4	39,0	55,0
01/02/2011	5 300,7	133,0	130,0	4,5	563,2	39,0	55,0
02/02/2011	4 088,5	133,0	130,0	4,5	514,5	39,0	55,0
03/02/2011	3 155,3	135,1	132,1	4,5	485,8	39,0	53,3
04/02/2011	2 857,2	136,3	133,3	4,5	470,8	39,0	50,4
05/02/2011	5 810,6	131,1	128,0	4,5	569,4	39,0	55,0
06/02/2011	2 902,8	90,5	88,4	3,2	297,7	55,7	52,8

**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	TV_FI97	TV_TI50	TV_TC51	TV_PC99	TV_FI100	TV_LC101	TV_LC102
07/02/2011	4 192,2	103,1	100,3	3,2	465,1	35,9	52,5
08/02/2011	6 704,2	131,0	128,0	4,5	620,8	39,6	50,9
09/02/2011	4 219,0	131,0	128,0	4,5	543,1	40,0	55,0
10/02/2011	6 821,1	131,0	128,1	4,5	643,6	37,2	55,0
11/02/2011	5 590,9	130,9	128,0	4,5	612,8	35,1	50,0
12/02/2011	6 528,0	131,0	128,0	4,5	663,7	38,0	50,0
13/02/2011	9 208,1	131,0	128,0	4,6	765,9	38,0	50,0
14/02/2011	7 111,5	131,0	128,0	4,5	693,2	37,2	50,0
15/02/2011	6 245,1	130,9	128,0	4,5	683,6	35,1	48,8
16/02/2011	4 939,1	130,9	128,0	4,5	607,8	35,0	47,9
17/02/2011	5 032,4	130,4	127,5	4,5	605,2	36,0	49,0
18/02/2011	5 352,3	131,7	128,7	4,5	603,8	38,0	50,0
19/02/2011	5 284,1	129,8	126,9	4,6	617,2	38,0	50,8
20/02/2011	5 804,3	130,7	127,8	4,5	647,5	38,0	54,6
21/02/2011	6 030,0	131,1	128,1	4,5	656,3	38,0	55,0
22/02/2011	5 951,9	131,0	128,0	4,5	657,3	38,0	55,0
23/02/2011	5 779,8	131,0	128,0	4,5	647,1	38,0	50,8
24/02/2011	5 603,1	131,0	128,0	4,5	644,2	38,0	50,0
25/02/2011	5 968,8	131,0	128,0	4,5	668,0	38,0	50,0
26/02/2011	6 373,7	131,0	128,0	4,5	682,2	38,0	49,0
27/02/2011	6 045,1	130,9	127,9	4,5	668,1	38,0	46,6
28/02/2011	5 549,7	131,0	128,1	4,5	636,7	38,0	49,8
01/03/2011	6 334,3	130,9	128,0	4,5	683,8	38,0	52,3
02/03/2011	816,5	56,4	54,1	2,5	97,1	22,7	27,8
03/03/2011	2 033,6	93,1	90,5	3,8	216,8	35,8	36,3
04/03/2011	6 510,0	131,7	128,7	4,5	605,2	40,0	56,7
05/03/2011	6 871,1	132,1	129,1	4,5	644,1	40,0	51,4
06/03/2011	8 447,2	132,1	129,2	4,5	724,5	40,0	54,0
07/03/2011	11 583,7	131,7	128,8	4,6	908,6	36,1	51,7
08/03/2011	9 633,7	132,4	129,5	4,5	751,6	38,0	51,3
09/03/2011	4 679,2	132,5	129,5	4,5	531,3	38,0	55,0
10/03/2011	5 485,3	132,0	129,0	4,5	572,5	38,0	55,0
11/03/2011	6 461,4	130,9	127,9	4,5	591,5	38,0	55,0
12/03/2011	6 084,3	131,1	128,1	4,5	581,8	38,0	55,0
13/03/2011	5 645,0	130,9	127,9	4,5	568,6	38,0	55,0
14/03/2011	6 202,8	131,0	128,0	4,5	571,0	38,0	55,0
15/03/2011	6 106,1	131,0	128,0	4,5	573,1	38,0	55,0
16/03/2011	5 670,6	130,7	127,7	4,5	559,1	38,0	55,0
17/03/2011	6 072,5	131,0	128,0	4,5	574,8	38,0	55,0
18/03/2011	5 304,7	130,2	127,2	4,5	556,2	38,0	50,7
19/03/2011	5 615,4	130,9	127,9	4,5	559,7	38,0	50,0
20/03/2011	5 208,8	130,6	127,6	4,5	546,9	37,2	50,0
21/03/2011	5 771,8	131,0	128,0	4,5	563,1	36,0	50,0
22/03/2011	5 212,5	130,1	127,1	4,5	559,2	36,0	50,0
23/03/2011	5 879,8	128,7	125,7	4,5	576,2	36,0	50,0
24/03/2011	6 044,0	128,8	125,8	4,5	580,9	36,0	50,0
25/03/2011	6 461,0	128,7	125,8	4,5	596,2	36,0	50,0
26/03/2011	5 845,3	130,2	127,2	4,5	574,5	36,0	50,0
27/03/2011	4 916,3	130,2	127,2	4,5	549,5	35,1	43,7
28/03/2011	5 515,7	131,1	128,1	4,5	559,3	35,0	43,1
29/03/2011	5 206,1	130,9	127,9	4,5	554,4	35,0	44,7
30/03/2011	5 141,0	130,8	127,8	4,5	559,2	35,0	45,0
31/03/2011	5 339,7	131,0	128,1	4,5	561,3	35,0	45,6
01/04/2011	-	-	-	-	-	-	-

**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	TV_FI97	TV_TI50	TV_TC51	TV_PC99	TV_FI100	TV_LC101	TV_LC102
02/04/2011	-	-	-	-	-	-	-
03/04/2011	-	-	-	-	-	-	-
04/04/2011	5 843,9	133,0	130,0	4,5	574,3	35,0	50,0
05/04/2011	5 610,9	132,2	129,2	4,5	579,8	35,0	50,0
06/04/2011	5 905,5	130,9	128,0	4,5	602,3	35,0	50,0
07/04/2011	6 110,4	131,0	127,9	4,5	601,6	35,0	50,0
08/04/2011	5 643,6	130,9	127,9	4,5	587,4	35,0	50,0
09/04/2011	6 876,5	130,6	127,7	4,5	624,8	35,0	50,0
10/04/2011	5 900,8	131,1	128,1	4,5	597,0	35,0	50,0
11/04/2011	6 171,2	131,0	128,0	4,5	607,3	37,9	50,0
12/04/2011	6 665,1	131,0	128,0	4,5	623,3	38,0	50,0
13/04/2011	7 886,4	131,0	128,1	4,5	678,6	38,0	50,1
14/04/2011	7 625,0	130,8	127,9	4,5	665,8	38,0	49,9
15/04/2011	6 820,8	131,0	128,0	4,5	634,8	38,0	50,0
16/04/2011	5 240,9	130,9	127,9	4,5	579,3	38,0	49,9
17/04/2011	6 163,4	131,0	128,1	4,5	615,7	38,0	50,0
18/04/2011	5 839,4	129,2	126,2	4,5	595,8	38,0	49,8
19/04/2011	7 428,3	129,6	126,6	4,5	626,5	38,0	50,0
20/04/2011	6 146,9	129,7	126,7	4,5	580,3	38,0	50,0
21/04/2011	6 095,6	129,9	126,9	4,5	582,5	38,0	50,0
22/04/2011	5 890,1	131,0	128,0	4,5	576,6	38,0	50,0
23/04/2011	6 372,1	131,0	128,0	4,5	601,7	38,0	50,0
24/04/2011	6 233,5	131,0	128,0	4,5	581,0	38,0	50,0
25/04/2011	6 042,0	131,0	128,0	4,5	593,7	38,0	50,0
26/04/2011	5 958,2	130,9	127,9	4,5	588,5	38,0	50,0
27/04/2011	6 086,6	130,9	127,9	4,5	582,3	38,0	50,0
28/04/2011	6 134,9	131,0	128,0	4,5	582,2	38,0	50,0
29/04/2011	5 495,9	130,9	127,9	4,5	575,8	38,0	50,0
30/04/2011	5 705,2	131,0	128,0	4,5	580,7	38,0	50,0
01/05/2011	5 767,1	130,9	127,9	4,5	573,8	38,0	50,0
02/05/2011	5 562,7	131,1	128,1	4,5	580,6	38,0	50,0
03/05/2011	4 978,3	130,8	127,9	4,5	556,6	38,0	50,0
04/05/2011	5 190,7	130,7	127,7	4,5	558,7	38,0	50,0
05/05/2011	5 229,8	130,9	127,9	4,5	556,5	38,0	50,0
06/05/2011	5 186,7	130,4	127,4	4,5	563,5	38,0	50,0
07/05/2011	5 576,6	130,6	127,6	4,5	574,2	38,0	50,0
08/05/2011	4 938,0	130,6	127,6	4,5	559,6	38,0	50,0
09/05/2011	4 891,3	131,0	128,0	4,5	554,3	39,9	51,3
10/05/2011	5 598,9	130,7	127,8	4,5	579,4	40,0	55,0
11/05/2011	5 419,5	130,9	127,9	4,5	576,4	40,0	55,0
12/05/2011	5 302,7	130,7	127,8	4,5	563,5	40,0	55,0
13/05/2011	5 021,7	130,6	127,7	4,5	565,0	36,3	55,0
14/05/2011	5 604,4	130,7	127,7	4,5	574,4	38,0	55,0
15/05/2011	5 753,6	131,1	128,2	4,5	575,2	38,0	55,0
16/05/2011	5 377,0	130,9	127,9	4,5	571,6	38,0	55,0
17/05/2011	5 616,8	130,9	128,0	4,5	559,5	38,0	55,0
18/05/2011	5 025,7	130,2	127,2	4,5	550,4	38,0	50,5
19/05/2011	5 629,4	131,0	128,1	4,5	573,7	38,0	50,0
20/05/2011	4 999,6	130,9	127,9	4,5	559,1	38,0	50,0
21/05/2011	5 508,5	130,9	127,9	4,5	569,9	38,0	50,0
22/05/2011	5 017,6	130,8	127,8	4,5	553,6	38,0	50,0
23/05/2011	5 305,0	130,6	127,6	4,5	561,0	38,0	49,8
24/05/2011	5 430,6	131,0	128,1	4,5	573,2	38,0	49,9
25/05/2011	5 300,2	130,7	127,7	4,5	564,6	38,0	50,0

**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscosreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	TV_FI97	TV_TI50	TV_TC51	TV_PC99	TV_FI100	TV_LC101	TV_LC102
26/05/2011	5 858,2	130,9	128,0	4,5	584,1	38,0	50,0
27/05/2011	4 743,6	129,7	126,7	4,5	542,6	38,0	50,0
28/05/2011	5 262,7	130,5	127,5	4,5	557,0	38,0	50,0
29/05/2011	5 164,5	130,6	127,7	4,5	560,6	38,0	50,0
30/05/2011	5 874,4	130,9	127,9	4,5	576,9	38,0	50,0
31/05/2011	4 798,1	130,4	127,3	4,5	501,1	38,0	50,0
01/06/2011	4 184,7	129,3	126,2	4,5	480,5	38,0	50,0
02/06/2011	4 242,2	129,2	126,1	4,5	475,5	38,0	50,0
03/06/2011	5 064,7	129,5	126,5	4,5	513,2	38,0	49,9
04/06/2011	5 087,6	131,1	128,1	4,5	528,8	38,0	50,0
05/06/2011	5 067,2	130,5	127,5	4,5	523,6	38,0	50,0
06/06/2011	5 725,8	131,0	128,1	4,5	525,8	38,0	50,0
07/06/2011	4 552,7	128,0	124,9	4,5	466,8	38,0	50,0
08/06/2011	4 524,9	129,9	126,9	4,5	476,0	38,0	50,0
09/06/2011	4 138,3	128,1	125,1	4,5	463,7	38,0	50,0
10/06/2011	4 223,0	130,0	126,8	4,5	461,3	38,0	50,0
11/06/2011	4 029,8	129,0	125,9	4,5	452,0	38,0	52,5
12/06/2011	3 818,1	131,0	127,9	4,5	414,4	38,0	59,9
13/06/2011	4 068,4	131,1	128,0	4,5	404,8	38,0	60,0
14/06/2011	3 694,9	130,3	127,2	4,5	393,7	38,0	60,0
15/06/2011	5 184,7	127,4	124,2	4,5	446,6	38,0	60,0

**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	TV_LC109	TV_TH110	TV_FI104	TV_TI398	TV_TH111	TV_TH107	TV_PC118	TV_FC117
16/12/2010	54,6	184,3	717,7	27,0	187,2	75,5	12,3	269,4
17/12/2010	54,6	192,5	772,1	28,5	194,5	69,3	13,1	1 412,8
18/12/2010	54,1	185,6	819,1	28,1	188,3	62,9	13,2	1 643,7
19/12/2010	60,0	178,3	817,7	27,2	181,0	60,4	13,3	1 684,8
20/12/2010	59,0	178,2	800,2	29,6	180,9	62,8	13,2	1 906,9
21/12/2010	60,0	180,3	818,4	29,5	183,1	64,5	13,3	2 067,9
22/12/2010	60,0	177,2	832,4	28,1	180,1	62,8	13,4	2 024,5
23/12/2010	60,0	177,3	861,0	28,2	180,3	62,3	13,4	1 958,1
24/12/2010	60,0	176,1	909,4	27,4	178,9	61,0	13,4	1 891,1
25/12/2010	52,1	184,0	777,1	33,1	189,5	57,5	13,0	864,4
26/12/2010	58,1	179,3	787,0	30,3	181,8	52,4	13,2	798,5
27/12/2010	60,0	175,4	828,2	28,2	177,6	57,2	13,3	1 103,1
28/12/2010	60,0	174,2	841,2	27,9	176,6	59,5	13,6	1 578,1
29/12/2010	60,0	173,9	816,1	28,7	176,2	62,6	13,6	1 792,2
30/12/2010	55,9	174,4	819,9	30,9	176,4	59,5	13,6	1 461,8
31/12/2010	55,0	173,5	874,9	28,8	175,7	60,6	13,6	1 562,2
01/01/2011	55,0	173,8	877,4	29,4	176,0	61,1	13,6	1 570,1
02/01/2011	55,0	174,7	866,2	28,8	177,0	60,5	13,6	1 544,9
03/01/2011	55,0	175,0	870,3	28,1	177,5	61,0	13,6	1 633,6
04/01/2011	55,0	174,6	898,2	27,2	177,2	60,8	13,6	1 665,1
05/01/2011	51,0	182,2	824,4	31,0	187,3	60,2	13,3	1 310,8
06/01/2011	55,0	177,8	844,1	29,3	180,4	62,7	13,6	1 661,3
07/01/2011	55,0	176,8	857,0	29,4	179,4	62,1	13,6	1 572,1
08/01/2011	55,0	177,6	855,0	28,5	180,3	61,6	13,6	1 611,6
09/01/2011	55,0	176,5	946,0	29,1	179,0	61,1	13,6	1 559,8
10/01/2011	52,4	184,7	994,6	30,3	187,8	59,3	13,5	1 321,7
11/01/2011	55,0	178,8	1 044,7	30,2	181,4	58,9	13,6	1 250,9
12/01/2011	55,0	177,9	1 031,6	30,3	180,4	57,7	13,6	1 120,2
13/01/2011	55,0	177,4	998,3	30,2	179,9	58,1	13,6	1 159,4
14/01/2011	55,0	176,8	998,1	30,0	179,3	57,8	13,6	1 150,2
15/01/2011	55,0	176,8	987,3	29,2	179,3	57,8	13,6	1 201,5
16/01/2011	55,0	177,7	946,7	30,0	180,2	59,7	13,6	1 294,6
17/01/2011	55,0	178,4	903,7	29,9	180,9	59,8	13,6	1 296,0
18/01/2011	55,0	177,2	940,5	30,4	179,7	60,2	13,6	1 290,5
19/01/2011	55,0	177,7	950,0	30,0	180,2	62,0	13,5	1 485,8
20/01/2011	54,5	177,8	967,0	31,1	180,4	61,5	13,5	1 433,0
21/01/2011	40,5	186,0	911,6	41,7	194,2	49,6	10,2	257,3
22/01/2011	56,3	177,9	914,6	34,7	182,8	55,2	12,6	593,4
23/01/2011	60,0	175,2	980,1	29,6	177,5	57,8	13,0	1 054,3
24/01/2011	60,0	175,1	961,5	30,7	177,4	58,4	13,0	1 033,8
25/01/2011	60,0	174,9	967,2	30,8	177,1	59,0	13,0	1 062,3
26/01/2011	58,7	177,4	923,3	30,7	179,9	58,8	13,0	1 059,4
27/01/2011	60,0	177,2	1 011,4	29,6	179,5	58,3	13,5	1 108,6
28/01/2011	60,0	176,6	980,1	29,2	179,0	57,8	13,5	1 100,6
29/01/2011	60,0	176,8	984,5	29,7	179,1	57,9	13,5	1 069,5
30/01/2011	60,0	176,8	984,4	29,2	179,2	58,2	13,5	1 130,6
31/01/2011	60,0	176,2	987,9	29,6	178,5	58,1	13,5	1 128,9
01/02/2011	60,0	176,7	954,0	31,8	178,9	59,6	13,5	1 068,5
02/02/2011	60,0	176,5	991,5	29,6	178,9	57,8	13,5	1 080,7
03/02/2011	55,5	176,5	963,2	31,9	181,0	55,1	13,4	956,9
04/02/2011	56,8	183,3	957,8	33,8	186,6	53,8	13,4	578,9
05/02/2011	60,0	174,6	922,2	30,2	176,7	56,8	13,5	977,3
06/02/2011	35,0	124,0	491,1	32,2	123,3	41,8	9,3	592,8



**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	TV_LC109	TV_TH110	TV_FI104	TV_TI398	TV_TH111	TV_TH107	TV_PC118	TV_FC117
02/04/2011	-	-	-	-	-	-	-	-
03/04/2011	-	-	-	-	-	-	-	-
04/04/2011	60,0	178,4	1 121,8	29,6	181,2	59,8	14,0	1 864,5
05/04/2011	60,0	179,0	1 002,7	30,9	181,8	62,4	14,0	1 834,1
06/04/2011	60,0	178,7	1 004,6	31,7	181,4	64,6	14,0	1 790,5
07/04/2011	60,0	178,4	996,8	30,2	181,0	63,9	14,0	1 794,2
08/04/2011	60,0	179,5	988,6	31,0	182,1	64,2	14,0	1 782,9
09/04/2011	60,0	177,9	961,7	30,3	180,3	62,8	14,0	1 697,6
10/04/2011	60,0	179,1	1 000,4	30,0	181,7	63,3	14,0	1 772,4
11/04/2011	60,0	178,7	990,3	30,3	181,3	64,1	14,0	1 791,8
12/04/2011	60,0	177,8	988,3	30,7	180,4	64,2	14,0	1 776,5
13/04/2011	60,0	177,2	939,8	31,0	179,6	64,3	14,0	1 730,0
14/04/2011	60,0	177,8	921,7	31,4	180,1	63,3	14,0	1 591,0
15/04/2011	60,0	177,8	970,2	30,6	180,4	64,2	14,0	1 754,1
16/04/2011	60,0	183,1	935,9	31,1	185,7	65,5	14,0	1 855,7
17/04/2011	60,0	177,9	1 015,8	31,7	180,6	66,0	14,0	1 865,9
18/04/2011	60,0	179,8	932,4	30,8	182,2	64,7	14,0	1 791,5
19/04/2011	53,2	175,9	982,6	29,3	178,4	61,1	14,0	1 830,5
20/04/2011	50,0	177,1	1 003,5	30,6	179,9	60,7	14,0	1 904,6
21/04/2011	50,0	175,6	1 027,9	30,6	178,5	60,5	14,0	1 880,5
22/04/2011	50,0	178,1	1 035,7	30,2	180,9	60,4	14,0	1 896,4
23/04/2011	50,0	174,9	1 075,0	31,1	177,8	60,8	14,0	1 826,9
24/04/2011	50,0	177,7	1 037,3	30,1	180,5	59,7	14,0	1 784,8
25/04/2011	50,0	177,7	1 029,4	30,9	180,5	60,6	14,0	1 826,6
26/04/2011	50,0	177,0	1 059,2	31,2	179,9	60,9	14,0	1 832,1
27/04/2011	50,0	176,7	1 038,9	30,5	179,6	60,3	14,0	1 824,1
28/04/2011	50,0	176,1	1 072,0	29,9	179,0	59,5	14,0	1 812,3
29/04/2011	50,0	178,3	1 043,1	30,5	181,2	60,5	14,0	1 838,6
30/04/2011	50,0	178,2	1 022,8	30,4	181,1	60,5	14,0	1 863,8
01/05/2011	50,0	177,0	1 052,3	29,1	179,8	59,7	14,0	1 897,2
02/05/2011	50,0	178,0	1 025,7	30,5	180,9	60,8	14,0	1 890,3
03/05/2011	50,0	178,4	1 022,9	30,0	181,4	60,5	14,0	1 912,4
04/05/2011	50,0	177,7	1 030,8	28,7	180,7	59,4	14,0	1 952,6
05/05/2011	50,0	177,6	1 045,0	29,7	180,6	60,5	14,0	1 957,4
06/05/2011	50,0	178,2	999,0	30,3	181,1	61,0	14,0	1 934,7
07/05/2011	50,0	177,8	1 010,5	30,4	180,7	61,0	14,0	1 913,5
08/05/2011	50,0	179,0	1 019,6	30,9	181,9	61,7	14,0	1 958,6
09/05/2011	51,8	179,8	1 012,7	30,9	182,7	61,0	14,0	1 891,4
10/05/2011	60,0	178,3	1 010,8	31,2	181,0	61,6	14,0	1 903,1
11/05/2011	60,0	178,5	1 041,3	30,8	181,2	61,3	14,0	1 888,2
12/05/2011	60,0	177,8	1 035,3	29,3	180,6	60,3	14,0	1 923,9
13/05/2011	60,0	178,8	1 016,4	30,9	181,6	61,5	14,0	1 912,4
14/05/2011	60,0	176,6	1 039,4	29,4	179,3	59,5	14,0	1 830,7
15/05/2011	60,0	177,0	1 071,3	29,9	179,8	60,2	14,0	1 848,7
16/05/2011	60,0	178,3	1 012,4	30,8	181,0	60,8	14,0	1 834,8
17/05/2011	60,0	176,4	1 077,7	28,7	179,2	58,8	14,0	1 827,6
18/05/2011	60,0	178,4	1 014,7	29,5	181,1	59,6	14,0	1 843,2
19/05/2011	60,0	177,1	1 061,5	30,1	179,9	60,2	14,0	1 854,0
20/05/2011	60,0	179,1	1 004,5	30,4	181,9	60,5	14,0	1 832,2
21/05/2011	60,0	177,2	1 033,1	29,7	180,0	60,1	14,0	1 860,0
22/05/2011	60,0	177,9	1 041,2	28,6	180,7	59,2	14,0	1 862,1
23/05/2011	60,0	176,7	1 037,1	29,0	179,5	59,4	14,0	1 852,6
24/05/2011	60,0	177,5	1 063,6	30,0	180,3	60,3	14,0	1 845,6
25/05/2011	60,0	177,8	1 023,8	29,1	180,5	59,6	14,0	1 850,2



**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	TV_LC109	TV_TH110	TV_FI104	TV_TI398	TV_TH111	TV_TH107	TV_PC118	TV_FC117
26/05/2011	60,0	176,0	1 037,1	31,2	178,8	61,1	14,0	1 819,1
27/05/2011	60,0	179,6	961,6	29,6	182,3	60,0	14,0	1 836,3
28/05/2011	60,0	177,1	1 032,2	29,0	179,8	59,5	14,0	1 861,2
29/05/2011	60,0	178,0	1 024,8	30,1	180,7	60,3	14,0	1 855,5
30/05/2011	60,0	175,6	1 025,4	30,8	178,3	60,9	14,0	1 812,2
31/05/2011	60,0	176,4	962,3	29,7	179,2	59,1	14,0	1 673,3
01/06/2011	60,0	176,8	910,4	29,6	179,4	59,0	14,0	1 666,8
02/06/2011	60,0	176,0	930,1	29,0	178,7	58,3	14,0	1 673,8
03/06/2011	60,0	176,9	924,5	30,0	179,5	59,0	14,0	1 637,8
04/06/2011	60,0	177,2	964,9	30,4	179,8	59,7	14,0	1 670,0
05/06/2011	60,0	176,8	964,8	30,3	179,4	59,4	14,0	1 650,0
06/06/2011	60,0	175,8	988,0	29,8	178,4	58,0	14,0	1 529,9
07/06/2011	60,0	175,7	857,2	29,5	178,2	57,1	14,0	1 476,5
08/06/2011	60,0	176,9	865,5	30,9	179,4	58,6	14,0	1 477,7
09/06/2011	60,0	175,6	838,9	29,7	178,1	58,3	14,0	1 589,0
10/06/2011	60,0	176,3	880,2	29,2	178,9	57,5	14,0	1 538,7
11/06/2011	60,0	179,0	816,5	30,7	181,8	55,2	13,8	1 186,8
12/06/2011	60,3	178,2	865,2	30,2	180,7	54,7	14,0	1 048,1
13/06/2011	60,0	177,1	886,7	29,5	179,5	53,9	14,0	1 062,7
14/06/2011	60,0	177,5	858,3	29,5	180,0	54,1	14,0	1 099,0
15/06/2011	60,0	172,8	845,1	29,0	175,0	53,1	14,0	1 081,2

**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	TV_LC120	TV_LC69	TV_TI70	TV_TI85	TV_TI67	TV_TC68	TV_FC393	TV_FI394
16/12/2010	39,4	69,9	328,3	232,4	270,8	272,2	6 354,8	1 367,0
17/12/2010	59,7	65,0	325,5	233,1	280,4	281,4	5 384,0	1 066,8
18/12/2010	60,8	65,0	321,6	232,4	260,6	261,4	6 305,5	1 467,1
19/12/2010	60,2	65,3	324,9	232,2	258,6	259,3	6 652,3	1 105,1
20/12/2010	60,0	70,2	323,5	228,1	256,3	257,4	6 547,7	889,2
21/12/2010	61,8	71,1	324,6	227,9	273,0	273,7	5 864,8	1 209,1
22/12/2010	60,1	70,0	325,1	230,9	268,0	268,7	6 314,2	1 345,6
23/12/2010	60,0	70,0	324,8	234,6	279,3	280,0	6 065,7	1 336,8
24/12/2010	60,0	70,0	322,3	229,0	261,6	262,2	6 901,0	1 211,4
25/12/2010	51,7	69,9	309,8	226,1	240,1	240,6	7 507,0	744,0
26/12/2010	55,2	70,0	301,6	221,4	234,7	235,0	7 733,4	485,8
27/12/2010	55,0	70,0	299,9	220,4	234,3	234,6	7 112,3	420,2
28/12/2010	50,7	70,0	298,2	220,2	234,2	234,5	7 220,9	366,9
29/12/2010	50,0	70,0	293,0	219,2	234,6	235,1	9 817,1	367,8
30/12/2010	49,9	70,0	291,6	219,5	228,4	228,8	11 368,8	445,3
31/12/2010	50,0	70,0	293,2	220,6	228,0	228,4	10 752,3	418,5
01/01/2011	50,0	70,0	294,4	220,4	229,2	229,6	9 835,0	381,4
02/01/2011	50,0	70,0	295,4	220,1	229,7	230,0	8 591,2	350,8
03/01/2011	50,0	70,0	297,3	221,0	230,6	230,9	8 301,3	339,7
04/01/2011	50,0	70,0	297,9	221,4	229,5	229,9	7 934,6	330,6
05/01/2011	45,4	70,0	302,3	224,3	230,4	230,9	7 451,7	386,9
06/01/2011	50,0	70,0	303,1	226,3	232,9	233,4	7 156,6	322,4
07/01/2011	50,0	70,0	300,7	224,4	233,4	233,8	7 104,0	289,6
08/01/2011	50,0	70,0	302,5	225,1	233,3	233,8	7 025,6	303,7
09/01/2011	50,0	70,0	309,6	225,7	233,3	234,1	12 138,5	670,9
10/01/2011	48,9	70,0	312,6	226,1	232,8	233,6	11 914,5	859,6
11/01/2011	50,0	70,0	311,7	226,0	232,2	233,0	11 461,8	712,3
12/01/2011	50,0	70,0	312,7	227,7	232,5	233,0	10 535,7	572,9
13/01/2011	50,0	70,0	312,5	227,4	232,3	233,0	10 770,7	667,7
14/01/2011	50,0	70,0	311,4	226,5	232,1	233,0	10 906,8	654,5
15/01/2011	50,0	70,0	313,1	228,7	232,2	233,0	10 700,1	638,7
16/01/2011	50,0	70,1	313,2	227,6	232,2	233,1	11 647,8	697,7
17/01/2011	50,0	70,0	313,3	227,7	232,2	233,0	11 956,4	726,6
18/01/2011	50,0	70,0	311,7	227,3	232,2	233,0	11 973,7	723,6
19/01/2011	50,0	70,0	312,4	227,2	232,2	233,0	11 962,6	761,3
20/01/2011	49,6	70,0	312,3	226,6	232,2	233,0	12 255,8	798,0
21/01/2011	34,8	69,9	315,2	227,0	234,3	235,0	10 205,1	987,5
22/01/2011	48,9	70,0	314,0	227,6	232,4	233,1	11 578,0	927,2
23/01/2011	50,0	70,0	312,8	228,1	232,4	233,0	10 669,9	678,8
24/01/2011	50,0	70,0	313,4	228,0	232,3	232,9	10 030,5	653,2
25/01/2011	50,0	70,0	312,1	227,5	232,4	233,0	11 187,0	635,7
26/01/2011	49,9	70,0	314,8	228,5	232,8	233,5	11 200,5	799,2
27/01/2011	50,0	70,0	312,4	227,4	232,2	233,0	11 033,4	642,6
28/01/2011	50,0	70,0	314,2	229,0	233,3	233,9	10 641,4	656,2
29/01/2011	50,0	70,0	313,7	228,7	232,2	233,0	10 433,3	595,1
30/01/2011	50,0	70,0	313,8	228,5	233,0	233,6	10 779,9	636,5
31/01/2011	50,0	70,0	312,1	227,3	232,5	233,0	10 331,7	563,4
01/02/2011	50,0	70,0	312,0	227,4	232,5	233,0	10 170,4	562,1
02/02/2011	50,0	70,0	314,2	228,9	232,4	233,0	10 543,0	655,7
03/02/2011	49,5	70,0	315,2	229,4	232,3	232,9	10 615,1	803,9
04/02/2011	49,5	70,0	315,7	228,6	233,3	233,8	11 102,8	968,1
05/02/2011	50,0	70,0	309,2	227,2	232,0	232,8	10 706,7	529,0
06/02/2011	32,9	56,2	233,2	189,0	193,4	214,3	5 165,7	1 056,0



**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	TV_LC120	TV_LC69	TV_TI70	TV_TI85	TV_TI67	TV_TC68	TV_FC393	TV_FI394
02/04/2011	-	-	-	-	-	-	-	-
03/04/2011	-	-	-	-	-	-	-	-
04/04/2011	50,0	70,0	316,2	223,7	231,9	232,8	13 960,4	596,5
05/04/2011	50,0	70,0	316,6	223,6	232,2	233,0	14 507,0	670,8
06/04/2011	50,0	70,0	315,2	223,1	232,1	233,0	15 170,1	695,2
07/04/2011	50,0	70,0	315,1	223,1	232,0	233,0	14 768,0	624,8
08/04/2011	50,0	70,0	317,4	225,3	232,1	232,9	14 556,6	697,3
09/04/2011	50,0	70,0	313,9	224,0	232,2	233,0	15 221,6	591,7
10/04/2011	50,0	70,0	315,9	224,4	232,1	233,0	15 341,8	672,0
11/04/2011	50,0	70,0	315,4	223,9	232,3	233,0	14 948,8	648,0
12/04/2011	50,0	70,0	315,0	223,4	232,4	233,0	14 636,2	595,6
13/04/2011	50,0	70,0	316,9	223,8	233,0	233,1	13 288,6	499,8
14/04/2011	50,0	70,0	315,9	223,6	232,5	233,0	14 153,4	534,5
15/04/2011	50,0	70,0	316,4	223,1	232,6	233,0	14 535,3	593,2
16/04/2011	50,0	70,3	314,7	218,6	234,4	235,1	16 363,2	831,2
17/04/2011	50,0	70,0	312,2	217,1	232,1	233,0	15 625,5	685,9
18/04/2011	50,0	70,0	312,2	215,8	232,2	232,9	16 463,8	765,7
19/04/2011	50,0	70,0	307,0	215,9	231,5	232,1	18 135,1	609,1
20/04/2011	50,0	70,0	313,1	221,2	232,2	233,0	16 319,5	687,3
21/04/2011	50,0	70,0	315,0	223,5	232,2	232,9	15 658,5	657,9
22/04/2011	50,0	70,0	315,7	224,3	232,3	233,1	15 707,3	683,6
23/04/2011	50,0	70,0	314,7	224,3	232,1	232,9	14 966,2	620,0
24/04/2011	50,0	70,0	315,2	224,3	232,3	233,0	15 349,1	641,4
25/04/2011	50,0	70,0	314,9	224,0	231,6	232,4	15 799,1	691,4
26/04/2011	50,0	70,0	314,8	223,9	232,2	233,0	15 481,4	692,8
27/04/2011	50,0	70,0	315,0	224,1	232,3	233,0	15 182,3	655,4
28/04/2011	50,0	70,0	314,9	224,5	232,2	233,0	15 033,1	629,6
29/04/2011	50,0	70,0	315,9	224,3	232,2	233,0	16 133,4	761,1
30/04/2011	50,0	70,0	315,5	224,7	232,3	233,0	15 486,5	719,6
01/05/2011	53,8	70,0	314,1	224,3	232,3	233,0	15 621,0	697,5
02/05/2011	55,0	70,0	315,0	224,7	232,2	233,0	15 851,6	760,1
03/05/2011	55,0	70,0	316,6	224,5	232,3	233,0	15 707,2	826,3
04/05/2011	55,6	70,3	318,2	224,4	241,1	241,9	13 938,4	703,1
05/05/2011	60,0	70,0	315,6	223,8	232,2	233,0	15 711,7	758,7
06/05/2011	60,0	70,0	315,7	224,4	231,0	231,7	16 383,4	813,9
07/05/2011	60,0	70,0	315,2	224,9	230,6	231,3	15 834,2	755,4
08/05/2011	60,0	70,0	315,4	224,9	230,5	231,0	17 389,5	920,5
09/05/2011	59,9	70,0	316,2	225,4	232,3	232,9	16 470,5	886,2
10/05/2011	60,0	70,0	315,1	225,1	232,2	232,9	15 992,6	768,3
11/05/2011	60,0	70,0	315,7	224,8	232,0	232,8	15 877,3	780,4
12/05/2011	60,0	70,0	316,7	225,3	231,7	232,4	15 601,5	773,4
13/05/2011	59,7	70,0	317,0	225,4	231,3	231,9	16 477,1	878,9
14/05/2011	60,0	70,0	315,7	224,7	231,4	232,1	15 699,8	720,6
15/05/2011	60,0	70,0	315,9	224,5	231,1	231,9	15 185,4	693,6
16/05/2011	60,0	70,0	316,3	224,4	232,3	233,0	16 175,0	793,4
17/05/2011	60,0	70,0	315,7	224,1	232,3	233,0	15 389,8	684,5
18/05/2011	60,0	70,0	317,5	224,6	232,3	233,0	15 514,2	801,3
19/05/2011	60,0	70,0	315,8	224,7	231,3	232,0	15 523,2	732,6
20/05/2011	60,0	70,0	317,3	225,4	231,4	232,0	16 554,3	861,6
21/05/2011	60,0	70,0	316,8	225,0	231,3	231,9	15 681,9	742,1
22/05/2011	60,0	70,0	317,0	224,2	231,5	232,0	16 114,1	804,4
23/05/2011	60,0	70,0	315,6	222,0	231,3	232,0	15 441,0	729,7
24/05/2011	60,0	70,0	316,5	224,3	231,3	232,1	15 554,1	741,5
25/05/2011	60,0	70,0	316,1	224,2	231,4	232,0	16 968,8	790,5

**Tabla AII.10.** Datos de operación de la unidad de Viscorreducción 1 del 16 de diciembre del 2012 al 15 de junio del 2011 (continuación)

Fecha	TV_LC120	TV_LC69	TV_TI70	TV_TI85	TV_TI67	TV_TC68	TV_FC393	TV_FI394
26/05/2011	60,0	70,0	314,0	222,8	231,2	232,0	15 893,7	697,1
27/05/2011	60,0	70,0	316,6	222,6	231,4	232,0	16 503,5	870,0
28/05/2011	60,0	70,0	317,0	223,6	232,1	232,8	15 645,5	752,3
29/05/2011	60,0	70,0	317,9	224,3	232,4	233,0	16 025,1	784,7
30/05/2011	60,0	70,0	316,5	224,2	232,3	232,9	14 349,2	618,3
31/05/2011	60,0	70,0	316,7	224,8	232,7	233,0	12 881,2	587,4
01/06/2011	60,0	70,0	318,6	225,5	232,7	233,0	12 619,3	644,5
02/06/2011	60,0	70,0	318,6	224,9	232,7	233,1	12 247,8	606,9
03/06/2011	60,0	70,0	317,5	224,5	232,3	233,0	12 753,2	550,1
04/06/2011	60,0	70,0	316,6	223,9	232,5	233,0	12 396,0	551,9
05/06/2011	60,0	70,0	316,0	223,1	232,4	233,0	12 870,3	571,9
06/06/2011	60,0	70,0	313,2	221,9	232,4	232,9	10 848,8	388,6
07/06/2011	60,0	70,0	312,3	222,6	232,9	233,1	9 958,1	413,1
08/06/2011	60,0	70,0	313,0	222,8	232,7	233,0	9 748,3	406,9
09/06/2011	60,0	70,0	314,5	223,8	232,8	233,0	9 948,3	437,6
10/06/2011	60,0	70,0	314,2	223,5	232,8	232,9	10 265,9	422,2
11/06/2011	56,8	70,0	316,1	222,3	232,9	233,1	9 691,2	472,4
12/06/2011	60,3	70,0	313,4	217,6	231,7	232,1	10 792,5	501,1
13/06/2011	60,0	70,0	312,1	215,9	231,5	232,0	10 025,5	423,8
14/06/2011	60,0	70,0	310,4	215,0	231,6	232,1	11 607,9	533,4
15/06/2011	60,0	70,0	308,0	213,7	231,6	232,0	10 157,5	328,5

## ANEXO III

### CÁLCULOS DE CONVERSIÓN Y REDUCCIÓN DE VISCOSIDAD

#### Ejemplo de cálculo de conversión

A continuación se muestra el ejemplo de cálculo para la conversión de la unidad de Viscorreducción 1.

$$\text{Conversión} = \frac{\text{gas combustible} + \text{gasolina de viscorreducción}}{\text{Alimentación}}$$

$$\text{Conversión} = \frac{(\text{Gas TV} - V3) + (\text{Gas TV} - V5) + (\text{Gas TV} - V7) + (\text{Gasolina TV} - V6)}{\text{Carga a TV} - H1} * 100$$

$$\text{Conversión} = \frac{(TV - FI100) + (TV - FI394) + (TV - FI119) + (TV - FI104)}{(TV - FC30) + (TV - FC32)} * 100$$

$$\text{Conversión} = \frac{\left(600 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) + \left(900 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) + \left(90 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) + \left(1200 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\right)}{\left(50\,000 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\right) + \left(50\,000 \frac{\text{kg}}{\text{h}}\right)} * 100$$

$$\text{Conversión} = 2,79\%$$

#### Ejemplo de cálculo de la reducción de viscosidad

A continuación se muestra el ejemplo de cálculo para la reducción de viscosidad de la unidad de Viscorreducción 1.

$$\text{Reducción de viscosidad} = \frac{\text{Viscosidad de TVV1} - \text{Viscosidad de TVV4}}{\text{Viscosidad de TVV1}} * 100$$

$$\text{Reducción de viscosidad} = \frac{(45\,093 \text{ cSt}) - (12\,320 \text{ cSt})}{(45\,093 \text{ cSt})} * 100 = 72,67 \%$$

## ANEXO IV

### PROCEDIMIENTOS PARA LA CARACTERIZACIÓN DE LAS CORRIENTES

#### Muestreo

Con base en el diagrama de flujo de la unidad de Viscosreducción 1, se localizaron las corrientes de entrada, de salida y de reciclo de la misma. Se seleccionaron las corrientes a ser muestreadas y se determinaron ocho puntos de muestreo:

- Crudo carga
- Descarga del tambor de balance TV-V1
- Descarga del soaker TV-V13
- Destilado medio de la fraccionadora TV-V2 en la descarga de TV-P4
- Gasolina estabilizada de la estabilizadora TV-V6
- Fondos de la fraccionadora TV-V2
- Atomizado pesado del acumulador TV-V5 en la descarga de TV-P6
- Fondos del despojador TV-V4

Se determinaron las facilidades para el muestreo a través de tomamuestras y se constató su operatividad. Para efectuar el muestreo se coordinó con los operadores en planta y en el tablero de control para realizar simultáneamente la toma de muestras y el registro de las condiciones de operación de la planta en el tablero de control. Las condiciones de operación puntuales del momento del muestreo se detallan en la Tabla AIV.1.

**Tabla AIV.1.** Condiciones de operación de la unidad de Viscorreducción 1 durante el muestreo

<b>Etiqueta</b>	<b>Ubicación</b>	<b>Magnitud</b>	<b>Unidades</b>
V-FC27	Flujo de carga desde vacío 1	3 000	kg/h
TV-FC3	Flujo de carga desde tanques	74 000	kg/h
TV-TI6	Temperatura de salida de TV-V1	295	°C
TV-FI302	Carga total al horno	81 000	kg/h
TV-FC30	Carga lado sur	39 000	kg/h
TV-FC32	Carga lado norte	39 000	kg/h
TV-FC316	Flujo de vapor 600 psi horno lado sur	200	kg/h
TV-FC317	Flujo de vapor 600 psi horno lado norte	200	kg/h
TV-PI31A	Presión de entrada al horno lado sur	21,0	kg/cm <sup>2</sup>
TV-PI31B	Presión de entrada al horno lado norte	25,0	kg/cm <sup>2</sup>
TV-TC28	Temperatura de salida del horno lado sur	428	°C
TV-TC38	Temperatura de salida del horno lado norte	428	°C
TV-PI501	Presión de entrada al soaker	7,2	kg/cm <sup>2</sup>
TV-TI501	Temperatura de entrada al soaker	427	°C
TV-PC508	Presión de salida del soaker	6,8	kg/cm <sup>2</sup>
TV-TI505	Temperatura de salida del soaker	412	°C
TV-FC501	Flujo de quench	25 000	kg/h
TV-TI55	Temperatura de entrada a la TV-V2 (antes del quench)	370	°C
TV-TI58	Temperatura de fondos de la fraccionadora	362	°C
TV-PC99	Presión del domo de la fraccionadora	4,5	kg/cm <sup>2</sup>
TV-TI70	Temperatura fondo despojadora de residuo	322	°C
TV-FI100	Salida de gases desde TV-V3	490	kg/h
TV-FI104	Gasolina desde TV-V6	1 048	kg/h
TV-FI119	Salida de gases desde TV-V7	80	kg/h
TV-FI394	Salida de gases desde TV-V5	423	kg/h
TV-FI77	Flujo total de fuel oil desde TV-8	125 200	kg/h
V-FI70	Flujo de fondos de vacío a tanques 7 y 8	90 600	kg/h
V-F-26	Flujo de fondos de vacío al fuel oil	15 700	kg/h
TV-FI74	Flujo antes de TV-E8	120 000	kg/h
TV-FI415	Flujo de descarga de TV-P3	112 000	kg/h



Las unidades utilizadas no corresponden al Sistema Internacional, sin embargo se emplearán estas a lo largo de este trabajo puesto que son las más utilizadas dentro de las operaciones de la refinería.

Para el muestreo se utilizó como referencia la norma para el muestreo manual de petróleo y sus derivados ASTM D4057 (Standard Practice for Manual Sampling of Petroleum and Petroleum Products)

Previo a la toma de muestras, se drenó la tubería durante 1 min a 10 min según la longitud de la línea desde el tomamuestra hasta el recipiente, sea una torre o un acumulador. De esta manera se eliminó el material contenido en la tubería. Se obtuvo una muestra representativa de cada punto de muestreo.

Para recolectar y conservar las muestras de las corrientes que contienen compuestos volátiles se utilizaron botellas de vidrio con tapones de corcho. El muestreo se realizó directamente en la botella de vidrio para evitar el contacto con aire y la pérdida de compuestos volátiles. Por otra parte, para las muestras más pesadas y viscosas se utilizaron recipientes de acero al carbono de boca ancha para facilitar el muestreo puesto que estas corrientes se encuentran a temperaturas entre los 295 °C y 360 °C. Los volúmenes de muestra no superaron el 80% de la capacidad de los recipientes para permitir la expansión térmica y facilitar la homogeneización.

Cada muestra fue etiquetada para su identificación y transportada inmediatamente al Laboratorio de Control de Calidad de la RE para efectuar los análisis correspondientes.

### **Gravedad API**

La determinación de la gravedad API se realizó con base en la norma ASTM D287 (Standard Test Method for API Gravity of Crude Petroleum and Petroleum Products-Hydrometer Method). Las muestras pesadas necesitaron un previo calentamiento para asegurar su fluidez.

En una probeta se colocó pausadamente 1 000 ml de la muestra en estudio para evitar la formación de burbujas. Se insertó el termohidrómetro o hidrómetro adecuado y una vez que el mismo se estabilizó se registró la lectura de la gravedad API. Luego se corrigió el valor de la gravedad API observada a gravedad API a 60 °F a través de la Tabla 5A o Tabla 5B de la norma API MPMS capítulo 11.1 Volumen II.

En la Tabla AIV.2 se listan los equipos y materiales utilizados para la determinación de la gravedad API.

**Tabla AIV.2.** Equipos y materiales utilizados de acuerdo al tipo de muestra para la determinación de la gravedad API

Equipos y materiales	Muestra
Termohidrómetro, rango 69-81, ASTM 58H ERTCO, API Modelo 141.5	Gasolina estabilizada de TV-V6
Termohidrómetro, rango 49-61, ASTM 56H ERTCO, API Modelo 141.5	Atomizado pesado de TV-V5
	Destilado medio de la fraccionadora TV-V2
Termohidrómetro, Cat. No. 2053H, ASTM-E100, 53HL-62, Serial No. 07257062	Crudo carga
Hidrómetro, rango 16-21, Kessler 4484, Modelo 141.5	Fondo de la fraccionadora TV-V2
	Descarga del soaker TV-V13
Termómetro, Total IMM, Capacidad 300 °F, Apreciación 1 °F	Descarga del tambor de balance TV-V1
	Fondo de la despojadora de residuo TV-V4

A través de la ecuación [AIV.1] se convirtió la gravedad API a gravedad específica como se muestra a continuación.

$$GE_{60^{\circ}F} = \frac{141,5}{^{\circ}API + 131,5} \quad [\text{AIV. 1; Error! Marcador no definido.}]$$

$$GE_{60^{\circ}F} = \frac{141,5}{3,4 + 131,5}$$

$$GE_{60^{\circ}F} = 1,049 \left[ \frac{g}{cm^3} \right]$$

### **Viscosidad Cinemática**

Se realizó la determinación de la viscosidad cinemática a 100 °F (38 °C) para el destilado medio de la fraccionadora TV-V2 y el crudo carga mediante la utilización de la norma ASTM D445 (Standard Test Method for Kinematic Viscosity of Transparent and Opaque Liquids and Calculation of Dynamic Viscosity).

Se precalentó el baño térmico Cannon CT-500 hasta 38 °C. Se escogió el viscosímetro adecuado a la muestra a analizar de acuerdo al diámetro del capilar y la transparencia del líquido. Con la ayuda de una propipeta se succionó un volumen de muestra en el viscosímetro y se tapó el orificio del capilar con un tapón de caucho.

Posteriormente se procedió a colocar el viscosímetro en el baño térmico durante 20 min aproximadamente hasta asegurar que la muestra ha alcanzado la temperatura de 38 °C. Se determinó el tiempo, en segundos, en que el menisco del líquido pasa de una señal a otra.

En el caso del crudo carga, por ser un líquido opaco, se tomaron dos tiempos dado que existen dos secciones para realizar la medición. Finalmente, se calculó la viscosidad en centistokes mediante la utilización de las constantes dadas en los certificados de calibración de los viscosímetros.

### **Viscosidad Saybolt Furol**

La viscosidad de las muestras más pesadas fue determinada con base en la norma ASTM D88 (Standard test method for Saybolt Viscosity). En primer lugar, se precalentó la muestra en estudio sobre una plancha de calentamiento con agitación constante hasta que la muestra incrementó su fluidez. Simultáneamente, se precalentó el viscosímetro Koehler K21414 con una temperatura estandarizada de 100 °C.

Luego se usó un tapón de caucho en la base del viscosímetro con orificio Furol y se colocó un volumen de muestra hasta cubrir el anillo en la parte superior. Una

vez en el viscosímetro, se continuó con la agitación y el control de la temperatura hasta que se alcanzó el equilibrio térmico y se procedió a medir el tiempo que tarda en llenar un recipiente de 60 ml de la muestra en estudio.

Inicialmente se lograron valores mayores a los 1 000 SSF para cada una de las muestras, mismos que no son aceptables para este tipo de ensayo por lo que se repitieron las pruebas a temperaturas mayores.

Mediante la expresión [AIV.2] se convirtió la viscosidad en segundos Saybolt Furol a centistokes.

$$v [cst] = \frac{v[SSF]}{0,4717} \quad [AIV.2]$$

$$v [cst] = \frac{351,14 [SSF]}{0,4717}$$

$$v = 744,4 [cSt]$$

La corrección de la viscosidad cinemática a 100 °C se realizó la medición de la viscosidad SSF a dos temperaturas distintas para las corrientes de productos pesados como la descarga de TV-V1, descarga de TV-V13, fondo de TV-V2 y fondo de TV-V4. Dada la naturaleza de las muestras, se requirieron altas temperaturas para asegurar un resultado dentro de los rangos de confiabilidad (entre 50 s y 500 s). Para obtener el valor de la viscosidad a 100 °C y utilizarla en posteriores aplicaciones, se utilizaron los gráficos viscosidad-temperatura de la norma ASTM D341 (Standard Practice for Viscosity-Temperature Charts for Liquid Petroleum Products) así como también las ecuaciones para el cálculo y se obtuvieron los resultados que se muestran en la Tabla AIV.3.

**Tabla AIV.3.** Resultados de la conversión de la viscosidad cinemática a 100 °C

Corriente	Viscosidad a 100 °C (cSt)	
	Gráfico	Ecuaciones
Descarga de TV-V1	50 000	45 093
Descarga de TV-V13	4 900	4 818
Fondo de TV-V2	10 000	9 802
Fondo de TV-V4	1 200	1 232

Debido a las escalas manejadas en los gráficos viscosidad-temperatura, los valores obtenidos se utilizaron como referencia y para cálculos posteriores se utilizaron los resultados de las ecuaciones.

### **Contenido de Azufre**

El contenido de azufre se determinó con base en la norma ASTM D4294 (Standard Test Method for Sulfur in Petroleum and Petroleum Products by Energy Dispersive X-ray Fluorescence Spectrometry). Este ensayo se realizó sobre las muestras de crudo, destilado medio, descarga del tambor de balance, fondo de TV-V2 y fondo de TV-V4. En el caso de las tres últimas muestras, se requirió de un calentamiento previo para asegurar la fluidez.

Se vertió un volumen igual al 75% de la capacidad de la celda y luego se cubrió con el film. En el equipo de fluorescencia de rayos X Horiba SLFA-1800 se colocó la celda preparada y posteriormente se seleccionó la curva de calibración con un rango de medición entre 1,0% y 5,0%. Se inició la corrida de lectura para cada muestra. Se obtuvieron tres valores y se reportó el correspondiente al promedio de ellos.

### **Destilación Atmosférica**

Para efectuar este ensayo se utilizó como referencia la norma ASTM D86 (Standard Test Method for Distillation of Petroleum Products at Atmospheric Pressure). Este método fue aplicado a las muestras más livianas como la gasolina

estabilizada del estabilizador TV-V6, el destilado medio de la fraccionadora TV-V2 y el atomizado pesado del acumulador TV-V5.

Se conservó previamente a las muestras en refrigeración y se preparó el baño de condensación del equipo de destilación atmosférica HDA 620. Se seleccionó un termómetro con capacidad de 400 °C puesto que no se contó con datos referenciales del punto final de ebullición de las muestras de destilado medio y atomizado pesado.

Se midieron 100 ml de muestra en una probeta y se trasvasó el contenido a un balón de destilación. Se colocó el termómetro junto con un tapón de corcho en el balón de destilación y se ubicó el bulbo del termómetro debajo del nivel donde inicia el vástago. Se colocó el vástago del balón de destilación en el tubo de condensación con un tapón de corcho y para asegurar la hermeticidad de las conexiones se utilizó cinta de enmascarar en las uniones. Se ajustó el soporte del balón de destilación en posición vertical. Para evitar la pérdida de materia por evaporación se tapó con papel la superficie de la probeta que recibe el destilado.

Una vez instalado el balón de destilación se inició el suministro de energía que se reguló de acuerdo con el tiempo entre la recolección de la primera gota o punto inicial de ebullición (PIE) y la recolección de los primeros 5 ml. La tasa de recolección de destilado se estableció en 5 ml por min. Se registraron las temperaturas del punto inicial de ebullición (PIE), el 5%, 10%, 20%, 30%, 40%, 50%, 60%, 70%, 80%, 90%, 95% de destilado recolectado y el punto final de ebullición (PFE), que corresponde a la temperatura más alta alcanzada durante la destilación. Durante el desarrollo de la destilación se aumentó gradualmente el suministro de energía para mantener la tasa de destilación constante. Se suspendió el suministro de energía y se permitió enfriar. Finalmente, se midió con una probeta el volumen residual del balón de destilación y por diferencia se determinaron las pérdidas.

### **Contenido de Asfaltenos**

Para la determinación del contenido de asfaltenos se utilizó como referencia la norma ASTM D3279 (Standard Test Method for n-Heptane Insolubles) utilizada para determinar el contenido de insolubles en n-heptano.

Inicialmente, se precalentó la muestra hasta que sea totalmente fluida. Se pesó una muestra entre 0,3000 g y 1,0000 g en un vaso de precipitación. Luego se agregaron entre 15 ml y 30 ml de n-heptano y se sometió a calentamiento. Se agitó continuamente para asegurar que el solvente actúe sobre toda la masa de la muestra. Posteriormente, se trasvasó a un balón con boca esmerilada y para asegurar la transferencia de toda la masa se realizaron lavados con n-heptano. Se llevó a reflujo el contenido del balón al colorarlo en una chaqueta de calentamiento Barnstead Electrothermal Serial No. 10621839 y un refrigerante de bolas durante 20 min. Se dejó reposar hasta que se enfríe.

Por otra parte, se taró un filtro de membrana de teflón Supor®-450 con un tamaño de poro de 45  $\mu\text{m}$ . Una vez pesado, se colocó en un embudo Fisher previamente instalado en un kitasato y una bomba de vacío Precision. Se prelavó el filtro con 5 ml de n-heptano y se filtró la muestra con el solvente.

La membrana filtrante fue colocada en una luna de reloj y se secó en una estufa durante 30 min a 100  $^{\circ}\text{C}$ . Luego se dejó enfriar en un desecador durante 30 min. La muestra y la membrana fueron pesadas en una balanza analítica Denver Instruments con capacidad de 310,0 g y apreciación de 0,0001 g.

Los compuestos retenidos en el filtro correspondieron al material insoluble en n-heptano. Para la determinación del contenido de asfaltenos se ubicó nuevamente la membrana más la muestra en el embudo Fisher instalado junto al kitasato y la bomba de vacío y se realizó un filtrado con tolueno caliente, el cual arrastró en la fase líquida a los asfaltenos. El material retenido en el filtro correspondió a otro tipo de resinas.

Se repitió el secado, enfriamiento y pesaje. Finalmente, se determinó el contenido de asfaltenos por diferencia entre los compuestos insolubles en n-heptano y los compuestos insolubles en tolueno.

Posteriormente, se calculó el contenido de asfaltenos a través de la ecuación [AIV.3].

$$\% \text{ de insolubles en normal heptano} = 100 * \frac{p_i - p}{m}$$

$$\% \text{ de insolubles en n - heptano} = 100 * \frac{0,3321 - 0,0720}{1,1739}$$
[AIV.3]

$$\% \text{ de insolubles en n - heptano} = 22,157\%$$

$$\% \text{ de asfaltenos} = 100 * \frac{p_i - p_a}{m}$$

$$\% \text{ de asfaltenos} = 100 * \frac{0,3321 - 0,1657}{1,1739}$$

$$\% \text{ de asfaltenos} = 14,175\%$$

Donde:

*m*: masa de muestra, g

*p*: masa de papel, g

*p<sub>i</sub>*: papel+ insolubles (incluido asfaltenos), g

*p<sub>a</sub>*: papel+insolubles-asfaltenos, g

### Contenido de Carbón Conradson

La determinación del contenido de carbón Conradson se realizó al usar como referencia la norma ASTM D189 (Standard Test Method for Conradson Carbon Residue of Petroleum Products). Para asegurar la fluidez de las muestras en estudio, estas fueron sometidas a calentamiento sobre una plancha. Luego se pesó en una balanza Boeco Germany, con capacidad de 270,0 g y apreciación de 0,0001 g, una cantidad menor a 1,0 g en un crisol de porcelana previamente tarado.



Se colocó el crisol de porcelana mediante la utilización de pinzas en el crisol Skidmore, mismo que fue ubicado posteriormente en el baño de arena del crisol de hierro. Sobre el trípode de hierro se colocó el triángulo de alambre y sobre este el anillo base de aislante y refractario para soportar al conjunto de crisoles previamente montados y tapados. Una vez ubicado el conjunto de crisoles, se taparon con una campana de hierro y se encendió el mechero, ubicado en la parte inferior del trípode, para iniciar los procesos de evaporación y pirolisis.

Dado que el flujo de gas era insuficiente, el tiempo de la pirolisis se aumentó a dos horas para asegurar el proceso completo. Para asegurar la ignición de los vapores se movió la llama del mechero por las paredes de la campana. Una vez que el proceso se completó, se apagó el mechero y se dejó enfriar.

Luego se colocó en un desecador y posteriormente se pesó. El porcentaje de carbón Conradson se calculó con base en las mediciones de las masas del crisol de porcelana vacío, la muestra inicial y el residuo de a través de la ecuación [AIV.4].

$$\% \text{ carbón Conradson} = 100 * \frac{cm - cv}{m} \quad \text{[AIV.4]}$$

$$\% \text{ carbón Conradson} = 100 * \frac{20,7231 - 20,5264}{0,9842}$$

$$\% \text{ carbón Conradson} = 19,985\%$$

Donde:

*cv*: crisol vacío (g)

*m*: muestra (g)

*cm*: crisol y muestra carbonizada (g)

### **Factor de Caracterización K UOP**

Originalmente se definía como la raíz cúbica del punto medio de ebullición molal en grados Rankine dividido para la gravedad específica a 60 °F. Este ha sido

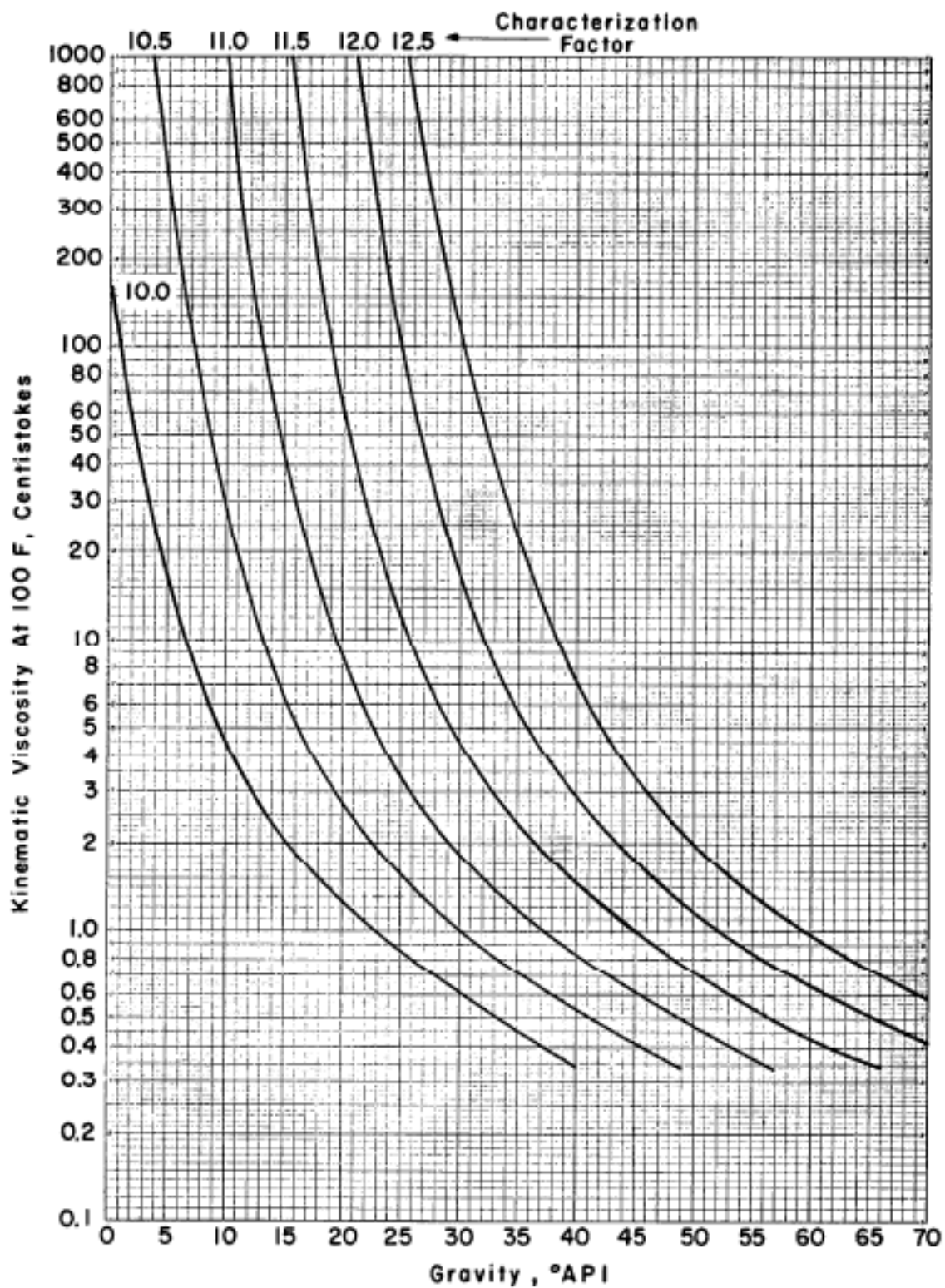
relacionado convenientemente con la viscosidad y la gravedad API a través del Método UOP 375 (Calculation UOP Characterization Factor and Estimation of Molecular Weight of Petroleum Oils).

Para la determinación del factor de caracterización K UOP de las corrientes de productos pesados como la descarga de TV-V1, descarga de TV-V13, fondo de TV-V2 y fondo de TV-V4 y para el crudo carga se utilizaron los resultados obtenidos de las mediciones de la gravedad API (ASTM D287), la viscosidad Saybolt Furol (ASTM D88) transformada y corregida a la temperatura de 100 °C y la viscosidad cinemática (ASTM D445) respectivamente. A partir de los datos se determinó el factor de caracterización indicados los nomogramas correspondientes en el Método UOP 375.

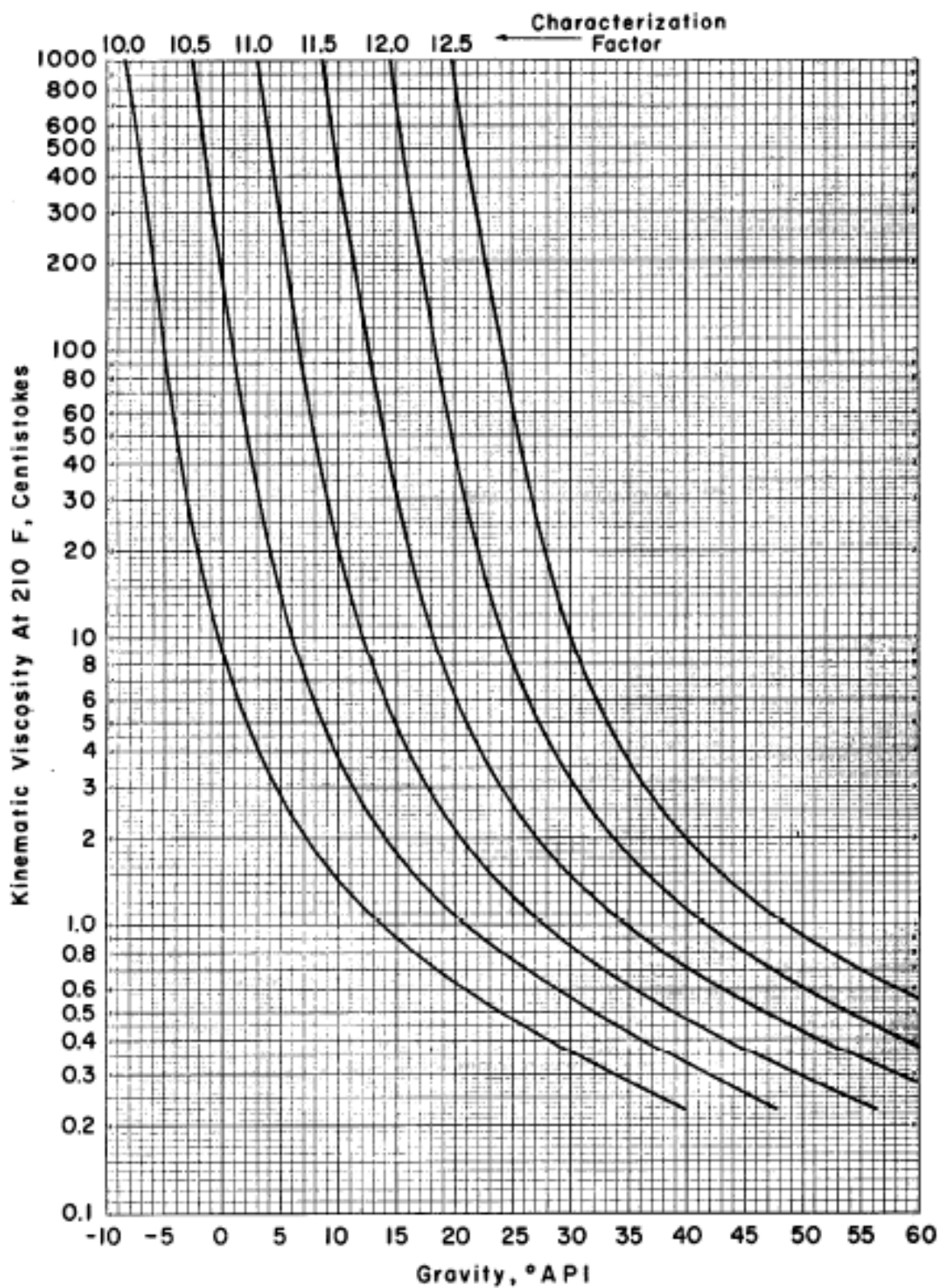
Para las corrientes de atomizado pesado, destilado medio y gasolina estabilizada se utilizaron los resultados de los ensayos de destilación atmosférica (ASTM D86) y gravedad API (ASTM D287). Para el cálculo del factor de caracterización se siguió el procedimiento indicado en el Método UOP 375.

Los cálculos efectuados y los diagramas utilizados se detallan a continuación:

- A través de la gravedad API y la viscosidad cinemática  
Se utilizaron las Figuras AIV.1 y AIV.2 del Método UOP 375 de acuerdo con la temperatura en que se midió la viscosidad.



**Figura AIV.1.** Factor de caracterización a partir de la viscosidad a 100 °F y la gravedad API  
(UOP 375,-07)



**Figura AIV.2.** Factor de caracterización a partir de la viscosidad a 210 °F y la gravedad API  
(UOP 375-07)

- A través de la gravedad API y la destilación atmosférica

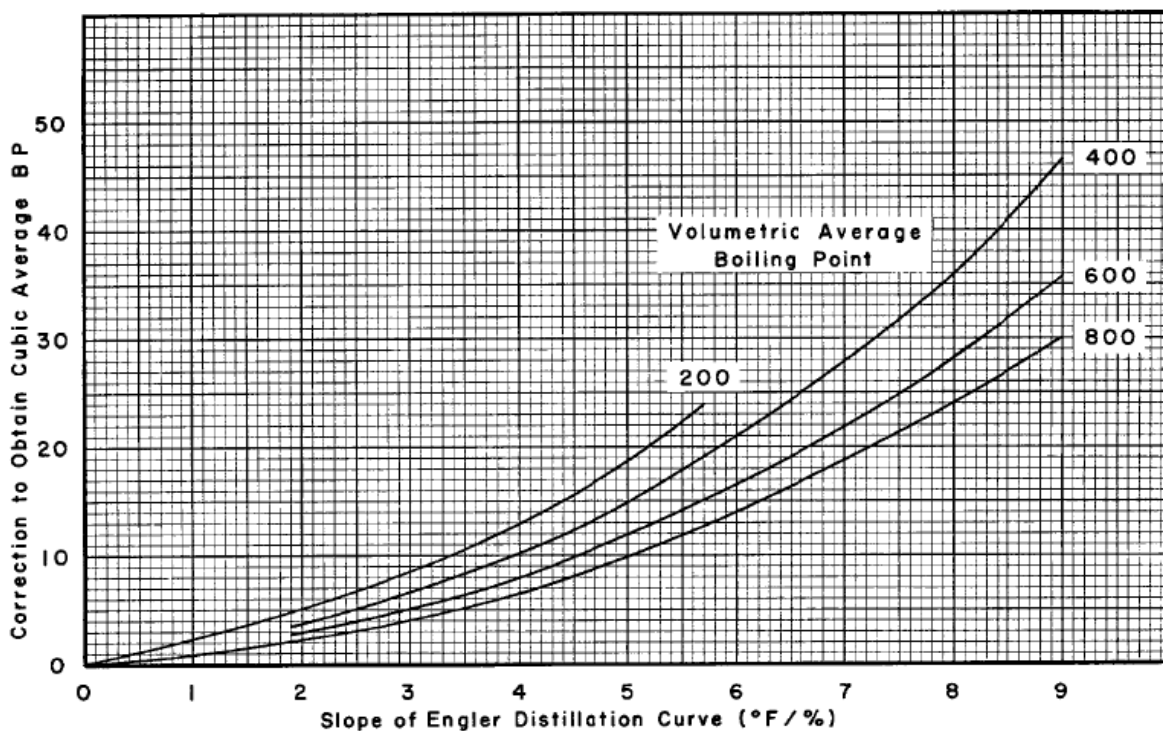
Se determinó el punto de ebullición volumétrico promedio mediante la ecuación [AIV.5]:

$$\text{Punto de ebullición volumétrico promedio} = \frac{T_{10\%} + T_{30\%} + T_{50\%} + T_{70\%} + T_{90\%}}{5} \quad [\text{AIV.5}]$$

Posteriormente se determinó el valor de la pendiente:

$$\text{Pendiente} = \frac{T_{90\%} - T_{10\%}}{80}$$

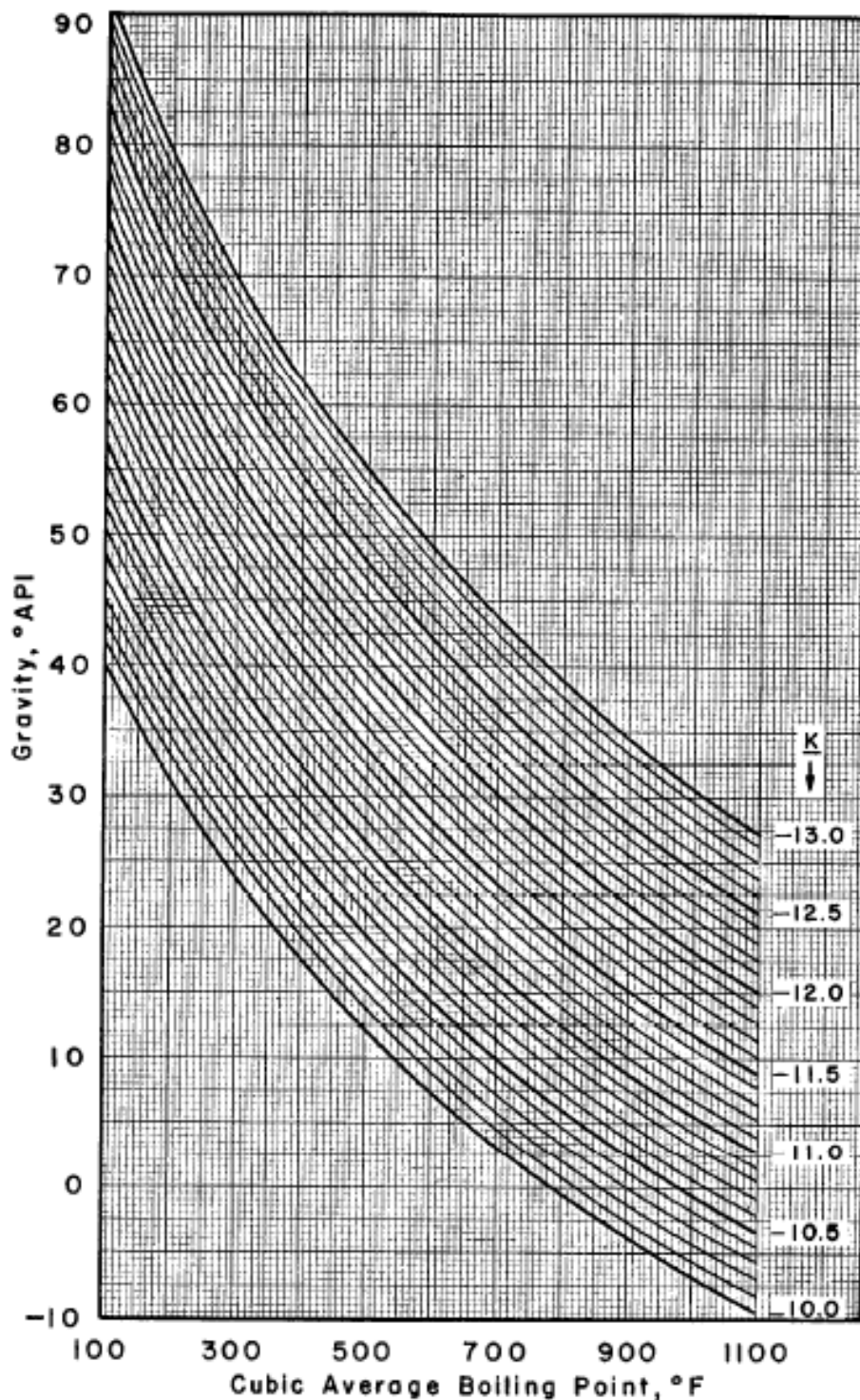
En la Figura AIV.3 tomada del Método UOP 375 se determinó la corrección requerida para obtener el punto de ebullición cúbico como lo indica la ecuación [AIV.6]:



**Figura AIV.3.** Punto de ebullición cúbico promedio a partir del punto de ebullición volumétrico promedio y la pendiente de la curva de destilación Engler (UOP 375-07)

$$\text{Pnt. de ebullición cúbico pro.} = \text{Pnt. de ebullición volumétrico pro.} - \text{corrección} \quad [\text{AIV.6}]$$

Se utilizó el valor de la gravedad API y el punto de ebullición cúbico promedio en la Figura AIV.4 tomada de la norma UOP 375 y se obtuvo al valor del factor de caracterización K UOP.



**Figura AIV.4.** Factor de caracterización K UOP a partir de la gravedad específica y el punto de ebullición cúbico promedio (UOP 375-07)

$$Pnt. \text{ ebullición vol. promedio} = \frac{127,4 \text{ } ^\circ F + 158,0 \text{ } ^\circ F + 188,6 \text{ } ^\circ F + 213,8 \text{ } ^\circ F + 246,2 \text{ } ^\circ F}{5}$$

$$Pnt. \text{ ebullición vol. promedio} = 186,8 \text{ } ^\circ F$$

$$Pendiente = \frac{246,2 \text{ } ^\circ F - 127,4 \text{ } ^\circ F}{80\%} = 1,485 \left[ \frac{^\circ F}{\%} \right]$$

$$Pnt. \text{ de ebullición cúbico pro.} = 186,8 - 4 = 182,8 \text{ } ^\circ F$$

$$Factor \text{ de caracterización } K \text{ UOP} = 12,4$$

## **Estabilidad**

El ensayo de estabilidad se realizó al usar como referencia la norma ASTM D4740 (Standard Test Method for Cleanliness and Compatibility of Residual Fuels by Spot Test) y el método de la prueba de la mancha utilizado por el IFP que se recomienda en el manual de operación de la unidad de viscorreducción. Inicialmente se siguió el procedimiento indicado en la norma ASTM D4740 pero debido a la naturaleza del residuo no se obtuvieron resultados confiables.

Para determinar la estabilidad a través del método de la prueba de la mancha recomendado por el IFP se utilizó un disolvente compuesto por 65% en volumen de iso-octano y 35% en volumen de xileno (mezcla de los tres isómeros).

Se sometió a calentamiento 2 g de muestra de residuo en un vaso de precipitación. Paralelamente, se precalentaron 10 ml del disolvente preparado previamente. Se vertió el disolvente en el vaso de precipitación y se mantuvo el calentamiento y la agitación hasta conseguir una mezcla homogénea.

Se utilizó papel filtro cualitativo tipo Whatman # 2 colocado en un soporte similar al indicado en la norma ASTM D4740. Se secó previamente en la estufa durante 20 min. Posteriormente se colocó una gota, o varias con al menos 5 cm de distancia, del residuo con el disolvente en el papel y se llevó nuevamente a la estufa durante una hora para realizar el secado. Finalmente se comparó el

resultado obtenido con la descripción indicada en el método de la prueba de la mancha.

### **Compatibilidad con Diesel**

El ensayo de compatibilidad se desarrolló con base en la norma ASTM D4740 (Standard Test Method for Cleanliness and Compatibility of Residual Fuels by Spot Test), también conocido como la prueba de la mancha. Se precalentó la muestra para asegurar que se encuentre en estado líquido. El ensayo se realizó con dos razones de dilución: 25% y 50% de diesel. En un erlenmeyer se colocó un volumen de muestra y otro de diesel correspondiente a la razón de dilución. Se mantuvo la mezcla en calentamiento y agitación.

Previamente, se colocó papel filtro cualitativo tipo Whatman # 2 en un soporte similar al indicado en el método y que se muestra en la Figura AIV.5. Se mantuvo en la estufa durante 20 min. Posteriormente se colocó una gota, o varias con al menos 5 cm de distancia, de la mezcla residuo-diesel en el papel y se llevó nuevamente a la estufa durante una hora para realizar el secado. Finalmente se comparó el resultado obtenido con la descripción indicada en la norma.



**Figura AIV.5.** Esquema del soporte utilizado para las pruebas de estabilidad y compatibilidad



## ANEXO V

**PROCEDIMIENTOS PARA EL PLANTEAMIENTO DEL MODELO  
DEL PROCESO DE VISCORREDUCCIÓN**

**AV.1. Datos de diseño del manual de operación de la unidad de Viscorreducción 1**

En el manual de operación de la unidad de Viscorreducción 1 se encontraron referencias acerca del tipo de alimentación a la unidad y la descarga del soaker TV-V13 como se muestra en las Tablas AV.1 y AV.2 respectivamente.

**Tabla AV.1.** Especificaciones de la carga a la unidad para distintos tipos de crudo carga

Propiedad	Unidades	Crudo Base (24 °API)	Crudo Pesado (23 °API)	Crudo Ligero (27 °API)	
Residuo atmosférico	% peso	41,9	43,1	38,7	
Residuo de vacío	% peso	58,1	56,9	61,3	
Gravedad específica	-	1,01	1,02	1,01	
Gravedad API calculada	°API	8,1	7,5	8,9	
Viscosidad a 100 °C	cSt	3 064	3 640	2 700	
Contenido de azufre	% peso	2,46	2,57	2,28	
Contenido de asfaltenos	% peso	24,2	21,2	20,6	
Factor de caracterización K UOP	-	11,6	-	-	
Destilación	5	% vol	325	300	300
	10	% vol	454	459	453
	30	% vol	561	574	553
	50	% vol	616	629	588

(Petroindustrial *et al.*, 1997)

**Tabla AV.2.** Especificaciones de los productos a la salida del soaker para distintos tipos de crudo carga

<b>Propiedad</b>	<b>Unidades</b>	<b>Crudo Base (24 °API)</b>	<b>Crudo Pesado (23 °API)</b>	<b>Crudo Ligero (27 °API)</b>
Gravedad específica	-	1,04	1,04	1,03
Viscosidad a 100 °C	cSt	2 200	2 480	1 940
Contenido de azufre	% peso	2,60	2,70	2,40
Contenido de asfaltenos	% peso	28,3	30,6	24,1
Gravedad API calculada	° API	4,56	4,04	5,35

(Petroindustrial *et al.*, 1997)

En la Tablas AV.1 y AV.2 se observa que los valores presentados tienen un número distinto de cifras decimales debido a que se refieren a distintos parámetros.

En las Figuras AV.1 a AV.3 se muestran las propiedades termodinámicas, el balance masa y el balance de energía de la unidad de Viscorreducción 1 tomado del manual de operación de la planta.

COMPONENT PROPERTIES
----------------------

Capacity : 15750 BPSD Crude blend 1996 - 24.75 API
---

COMPONENT NAME	MOL. WEIGHT	DENSITY (*) KG/M3	NORMAL BOILING PT. C
HYDROGEN	2.0	69.9	-252.8
HYDROSULFID	34.1	789.3	-60.3
AMMONIA	17.0	618.3	-33.4
METHANE	16.0	299.7	-161.5
ETHYLENE	28.1	365.6	-103.7
ETHANE	30.1	356.0	-88.6
PROPENE	42.1	521.5	-47.7
PROPANE	44.1	507.2	-42.1
BUT1	56.1	600.7	-6.3
IC4	58.1	562.5	-11.7
BUTANE	58.1	583.8	-0.5
PNT1	70.1	645.2	30.0
2MB	72.2	622.1	27.9
PENTANE	72.2	630.4	36.1
HEXANE	86.2	663.3	68.7
E20	18.0	998.6	100.0
NAPHTHA1	93.5	778.9	97.5
NAPHTHA2	108.0	804.7	127.5
NAPHTHA3	116.0	811.1	142.5
GASOIL1	124.3	817.8	157.5
GASOIL2	133.2	824.1	172.5
GASOIL3	144.0	831.5	190.0
GASOIL4	159.0	840.4	212.5
GASOIL5	176.9	850.2	237.5
GASOIL6	196.2	860.3	262.5
GASOIL7	216.8	870.5	287.5
GASOIL8	236.4	880.3	310.0
GASOIL9	252.4	888.4	327.5
GASOIL10	266.4	895.7	342.5
RESID 1	280.8	903.6	357.5
RESID 2	295.7	911.5	372.5
RESID 3	313.7	920.6	390.0
RESID 4	338.0	931.9	412.5
RESID 5	366.5	943.8	437.5
RESID 6	396.7	955.1	462.5
RESID 7	440.5	972.9	497.5
RESID 8	522.5	1009.6	560.0
RESID 9	681.9	1057.8	550.0
RESID10	931.4	1093.9	745.0
FEED 1	260.9	897.5	339.1
FEED 2	284.6	909.0	362.9
FEED 3	328.1	927.6	402.7
FEED 4	413.1	957.2	469.3
FEED 5	493.7	982.6	530.1
FEED 6	553.2	1000.6	575.1
FEED 7	650.6	1028.0	548.0
FEED 8	775.4	1063.6	745.6

(\*) LIQUID DENSITY AT 15C OR 60F

Issue Date	0			CLIENT : PETROINDUSTRIAL-PIN
By	JE/EBO			PROJECT: PROCESAMIENTO DE CRUDOS PESADOS-RE
Chk By	DRRY J.			UNIT : TV-VISBREAKER N 1
INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE DIRECTION INDUSTRIELLE 1-4, Avenue de Bois-Preau - 92500 RUEIL-MALMAISON FRANCE				COMPONENT PROPERTIES
JOB NUMBER		SECTION	UNIT	REP PAGE
93/1471		ICP	TV	1M 1/1

This document is the property of the INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE and shall not be reproduced or divulged without IFF consent

COMPRO.PDF

**Figura AV.1.** Propiedades de los cortes para la caracterización de las corrientes (Petroindustrial *et al.*, 1997)

## MATERIAL BALANCE

Capacity : 15750 BPSD  
Crude blend 1996 - 24.75 API

BALANCE	KG/MOL/HR	FEED	VAP TO TVH1	OUT HEATER	OUT SOAKER
STREAM NUMBER		1	2	3	4
HYDROGEN		0.00	0.00	9.45	18.72
HYDROGEN SULFIDE		0.00	0.00	3.73	8.21
AMMONIA		0.00	0.00	1.86	3.11
METHANE		0.00	0.00	10.69	17.81
ETHYLENE		0.00	0.00	0.79	1.32
ETHANE		0.00	0.00	6.65	11.08
PROPENE		0.00	0.00	2.07	3.46
PROPANE		0.00	0.00	5.94	9.90
BUT1		0.00	0.00	2.97	4.95
IC4		0.00	0.00	1.64	2.73
BUTANE		0.00	0.00	3.69	6.14
PNT1		0.00	0.00	2.17	3.62
2MB		0.00	0.00	1.06	1.76
PENTANE		0.00	0.00	2.11	3.52
HEXANE		0.00	0.00	4.42	7.37
H2O		0.00	29.37	29.37	29.37
0-NAPHTHA1		0.00	0.00	9.10	15.17
1-NAPHTHA2		0.00	0.00	3.17	5.29
2-NAPHTHA3		0.00	0.00	3.39	5.66
GASOIL1		0.00	0.00	3.52	5.87
GASOIL2		0.00	0.00	3.39	5.64
GASOIL3		0.00	0.00	4.28	7.13
GASOIL4		0.00	0.00	5.07	8.45
GASOIL5		0.00	0.00	4.81	8.01
GASOIL6		0.00	0.00	4.50	7.66
GASOIL7		0.00	0.00	4.51	7.52
GASOIL8		0.00	0.00	3.53	6.04
GASOIL9		0.00	0.00	4.14	4.01
GASOIL10		0.00	0.00	4.47	4.81
RESID 1		0.00	0.00	4.39	4.94
RESID 2		0.00	0.00	4.30	4.83
RESID 3		0.00	0.00	5.55	6.34
RESID 4		0.00	0.00	6.97	7.83
RESID 5		0.00	0.00	5.94	7.80
RESID 6		0.00	0.00	7.10	7.97
RESID 7		0.00	0.00	14.05	15.78
RESID 8		0.00	0.00	33.38	31.59
RESID 9		0.00	0.00	40.51	36.44
RESID10		0.00	0.00	32.80	27.40
FEED 1		3.99	0.00	0.00	0.00
FEED 2		4.77	0.00	0.00	0.00
FEED 3		12.07	0.00	0.00	0.00
FEED 4		24.83	0.00	0.00	0.00
FEED 5		21.25	0.00	0.00	0.00
FEED 6		32.05	0.00	0.00	0.00
FEED 7		49.87	0.00	0.00	0.00
FEED 8		36.66	0.00	0.00	0.00
TOTAL	KG/MOL/HR	185.49	29.37	303.17	370.86
TOTAL	KG/HR	105819.	529.	106348.	106348.

Issue Date	0			CLIENT : PETROINDUSTRIAL-PIN
By	JE/EBO			PROJECT: PROCESAMIENTO DE CRUDOS PESADOS-RE
Chk By	DERY J.			UNIT : TV-VISBREAKER N 1
INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE DIRECTION INDUSTRIELLE				MATERIAL BALANCE (MOLAL)
1-4, Avenue de Bois-Preau - 92500 RUEIL-MALMAISON FRANCE				JOB NUMBER SECTION UNIT REP PAGE
				93/1471 1MB TV 1M 1/5

Figura AV.2. Balance de materiales del manual de operación  
(Petroindustrial *et al.*, 1997)

MATERIAL BALANCE
------------------

Capacity : 15750 BPSD Crude blend 1996 - 24.75 API
---

BALANCE	KGMOL/HR	QUENCH	FEED TVV2	PUMPAROUND	PA TO TVV2
STREAM NUMBER		5	6	7	8
HYDROGEN		0.00	15.72	0.08	0.03
HYSULFID		0.00	5.21	0.16	0.05
AMMONIA		0.00	3.11	0.05	0.02
METHANE		0.00	17.81	0.16	0.05
ETHYLENE		0.00	1.32	0.03	0.01
ETHANE		0.00	11.03	0.25	0.08
PROPENE		0.00	3.45	0.12	0.04
PROPANE		0.00	9.90	0.39	0.12
BUT1		0.00	4.95	0.31	0.10
IC4		0.00	2.73	0.17	0.05
BUTANE		0.00	6.15	0.42	0.14
PNT1		0.01	3.63	0.40	0.13
2MB		0.00	1.75	0.19	0.06
PENTANE		0.01	3.53	0.42	0.13
HEXANE		0.05	7.43	1.49	0.48
H2O		0.00	29.37	0.64	0.21
NAPETHA1		0.31	15.53	5.78	1.86
NAPETHA2		0.34	5.66	4.64	1.49
NAPETHA3		0.77	6.45	10.80	3.47
GASOIL1		2.35	8.14	32.87	10.56
GASOIL2		4.42	10.02	40.88	13.14
GASOIL3		6.10	13.23	29.04	9.33
GASOIL4		7.26	15.72	15.01	4.82
GASOIL5		6.89	14.90	5.92	1.90
GASOIL6		6.58	14.24	2.39	0.77
GASOIL7		6.46	13.98	0.98	0.31
GASOIL8		5.19	11.24	0.35	0.11
GASOIL9		3.96	8.58	0.14	0.04
GASOIL10		4.13	8.94	0.08	0.03
RESID 1		4.24	9.18	0.05	0.01
RESID 2		4.15	8.98	0.02	0.01
RESID 3		5.45	11.79	0.01	0.00
RESID 4		6.73	14.56	0.01	0.00
RESID 5		6.70	14.50	0.00	0.00
RESID 6		6.86	14.83	0.00	0.00
RESID 7		13.57	29.35	0.00	0.00
RESID 8		27.15	58.75	0.00	0.00
RESID 9		31.32	67.76	0.00	0.00
RESID10		23.56	50.96	0.00	0.00
FEED 1		0.00	0.00	0.00	0.00
FEED 2		0.00	0.00	0.00	0.00
FEED 3		0.00	0.00	0.00	0.00
FEED 4		0.00	0.00	0.00	0.00
FEED 5		0.00	0.00	0.00	0.00
FEED 6		0.00	0.00	0.00	0.00
FEED 7		0.00	0.00	0.00	0.00
FEED 8		0.00	0.00	0.00	0.00
TOTAL	KGMOL/HR	184.58	555.44	154.27	49.58
TOTAL	KG/HR	85363.	191709.	20592.	6618.

Issue	0			CLIENT : PETROINDUSTRIAL-PIN
Date				PROJECT: PROCESAMIENTO DE CRUDOS PESADOS-RE
By	JE/EBO			UNIT : TV-VISBREAKER N 1
Chk By	DERY J.			
INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE DIRECTION INDUSTRIELLE 1-4, Avenue de Bois-Preau - 92500 RUEIL-MALMAISON FRANCE				MATERIAL BALANCE (MOLAL)
JOB NUMBER		SECTION	UNIT	REP PAGE
93/1471		1MB	TV	1M 2/5

Figura AV.2. Balance de materiales del manual de operación (continuación)  
(Petroindustrial *et al.*, 1997)

MATERIAL BALANCE
------------------

Capacity : 15750 BPSD Crude blend 1996 - 24.75 API
---

BALANCE STREAM NUMBER	KGMOL/HR	PA TO DIST	DIST TO TVV2	GAS TVV5	GAS TVV3
		9	10	11	12
HYDROGEN		0.05	0.00	0.14	15.54
H2S		0.11	0.11	0.12	2.64
AMMONIA		0.03	0.02	0.00	0.00
METHANE		0.11	0.02	0.20	17.30
ETHYLENE		0.02	0.02	0.05	1.21
ETHANE		0.17	0.16	0.36	10.03
PROPENE		0.08	0.11	0.10	2.85
PROPANE		0.26	0.38	0.28	7.99
BUT1		0.21	0.39	0.10	3.09
IC4		0.11	0.21	0.06	1.81
BUTANE		0.29	0.53	0.12	3.67
PNT1		0.27	0.52	0.04	1.36
2MB		0.13	0.25	0.02	0.70
PENTANE		0.28	0.54	0.04	1.18
HEXANE		1.01	1.75	0.04	1.05
H2O		0.44	0.08	0.18	1.47
NAPHTHA1		3.92	4.94	0.04	0.76
NAPHTHA2		3.15	2.43	0.01	0.04
NAPHTHA3		7.33	3.51	0.01	0.00
GASOIL1		22.31	6.69	0.01	0.07
GASOIL2		27.74	7.68	0.00	0.04
GASOIL3		19.71	5.81	0.00	0.00
GASOIL4		10.19	3.09	0.00	0.00
GASOIL5		4.02	1.16	0.00	0.00
GASOIL6		1.62	0.42	0.00	0.00
GASOIL7		0.66	0.15	0.00	0.00
GASOIL8		0.24	0.05	0.00	0.00
GASOIL9		0.09	0.02	0.00	0.00
GASOIL10		0.05	0.01	0.00	0.00
RESID 1		0.03	0.01	0.00	0.00
RESID 2		0.02	0.00	0.00	0.00
RESID 3		0.01	0.00	0.00	0.00
RESID 4		0.00	0.00	0.00	0.00
RESID 5		0.00	0.00	0.00	0.00
RESID 6		0.00	0.00	0.00	0.00
RESID 7		0.00	0.00	0.00	0.00
RESID 8		0.00	0.00	0.00	0.00
RESID 9		0.00	0.00	0.00	0.00
RESID10		0.00	0.00	0.00	0.00
FEED 1		0.00	0.00	0.00	0.00
FEED 2		0.00	0.00	0.00	0.00
FEED 3		0.00	0.00	0.00	0.00
FEED 4		0.00	0.00	0.00	0.00
FEED 5		0.00	0.00	0.00	0.00
FEED 6		0.00	0.00	0.00	0.00
FEED 7		0.00	0.00	0.00	0.00
FEED 8		0.00	0.00	0.00	0.00
TOTAL	KGMOL/HR	104.69	41.07	1.91	72.80
TOTAL	KG/HR	13975.	5000.	73.	2136.

Issue	1			CLIENT : PETROINDUSTRIAL-PIN
Date	03/94			PROJECT : PROCESAMIENTO DE CRUDOS PESADOS-REE
By	JE/EBO			UNIT : TV-VISBREAKER N 1
Chk By	DERY J.			
INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE DIRECTION INDUSTRIELLE				MATERIAL BALANCE (MOLAL)
1-4, Avenue de Bois-Preau - 92500 RUEIL-MALMAISON FRANCE				
JOB NUMBER	SECTION	UNIT	REP	PAGE
03/1471	1MR	TV	1M	2/5

**Figura AV.2.** Balance de materiales del manual de operación (continuación)  
(Petroindustrial *et al.*, 1997)

<b>MATERIAL BALANCE</b>
-------------------------

Capacity : 15750 BPSD Crude blend 1996 - 24.75 API
---

BALANCE	KGMOL/HR	GAS TVV7	GASOLINE	H2O TVV5	H2O TVV3
STREAM NUMBER		13	14	15	16
HYDROGEN		0.04	0.00	0.00	0.00
HYSULFID		0.34	0.00	0.00	3.11
AMMONIA		0.00	0.00	0.00	3.11
METHANE		0.31	0.00	0.00	0.00
ETHYLENE		0.06	0.00	0.00	0.00
ETHANE		0.69	0.00	0.00	0.00
PROPENE		0.51	0.00	0.00	0.00
PROPANE		1.62	0.01	0.00	0.00
BUT1		0.36	1.40	0.00	0.00
IC4		0.37	0.49	0.00	0.00
BUTANE		0.12	2.23	0.00	0.00
PNT1		0.00	2.21	0.00	0.00
2MB		0.00	1.04	0.00	0.00
PENTANE		0.00	2.29	0.00	0.00
HEXANE		0.00	6.22	0.00	0.00
H2O		0.03	0.00	0.81	26.82
NAPHTHA1		0.00	14.01	0.00	0.00
NAPHTHA2		0.00	4.85	0.00	0.00
NAPHTHA3		0.00	4.76	0.00	0.00
GASOIL1		0.00	3.06	0.00	0.00
GASOIL2		0.00	0.46	0.00	0.00
GASOIL3		0.00	0.02	0.00	0.00
GASOIL4		0.00	0.00	0.00	0.00
GASOIL5		0.00	0.00	0.00	0.00
GASOIL6		0.00	0.00	0.00	0.00
GASOIL7		0.00	0.00	0.00	0.00
GASOIL8		0.00	0.00	0.00	0.00
GASOIL9		0.00	0.00	0.00	0.00
GASOIL10		0.00	0.00	0.00	0.00
RESID 1		0.00	0.00	0.00	0.00
RESID 2		0.00	0.00	0.00	0.00
RESID 3		0.00	0.00	0.00	0.00
RESID 4		0.00	0.00	0.00	0.00
RESID 5		0.00	0.00	0.00	0.00
RESID 6		0.00	0.00	0.00	0.00
RESID 7		0.00	0.00	0.00	0.00
RESID 8		0.00	0.00	0.00	0.00
RESID 9		0.00	0.00	0.00	0.00
RESID10		0.00	0.00	0.00	0.00
FEED 1		0.00	0.00	0.00	0.00
FEED 2		0.00	0.00	0.00	0.00
FEED 3		0.00	0.00	0.00	0.00
FEED 4		0.00	0.00	0.00	0.00
FEED 5		0.00	0.00	0.00	0.00
FEED 6		0.00	0.00	0.00	0.00
FEED 7		0.00	0.00	0.00	0.00
FEED 8		0.00	0.00	0.00	0.00
TOTAL	KGMOL/HR	4.46	43.05	0.81	33.04
TOTAL	KG/HR	182.	3998.	15.	642.

Issue	1			CLIENT : PETROINDUSTRIAL-PIN
Date	03/94			PROJECT: PROCESAMIENTO DE CRUDOS PESADOS-RE
By	JE/EBO			UNIT : TV-VISBREAKER N 1
Chk By	DERY J.			
INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE DIRECTION INDUSTRIELLE				MATERIAL BALANCE (MOLAL)
1-4, Avenue de Bois-Preau - 92500 RUEIL-MALMAISON FRANCE				
JOB NUMBER	SECTION	UNIT	REP	PAGE
93/1471	1MB	TV	1M	4/5

**Figura AV.2.** Balance de materiales del manual de operación (continuación)  
(Petroindustrial *et al.*, 1997)

## MATERIAL BALANCE

Capacity : 15750 BPSD  
Crude blend 1996 - 24.75 API

BALANCE	KGMOL/HR	H2O TVV7	RESIDUE
STREAM NUMBER		17	18
HYDROGEN		0.00	0.00
HYSULFID		0.00	0.00
AMMONIA		0.00	0.00
METHANE		0.00	0.00
ETHYLENE		0.00	0.00
ETHANE		0.00	0.00
PROPENE		0.00	0.00
PROPANE		0.00	0.00
BUT1		0.00	0.00
IC4		0.00	0.00
BUTANE		0.00	0.00
PNT1		0.00	0.01
2MB		0.00	0.00
PENTANE		0.00	0.01
HEXANE		0.00	0.06
H2O		0.06	0.00
NAPHTHA1		0.00	0.36
NAPHTHA2		0.00	0.39
NAPHTHA3		0.00	0.89
GASOIL1		0.00	2.73
GASOIL2		0.00	5.14
GASOIL3		0.00	7.10
GASOIL4		0.00	8.45
GASOIL5		0.00	8.01
GASOIL6		0.00	7.66
GASOIL7		0.00	7.52
GASOIL8		0.00	6.04
GASOIL9		0.00	4.61
GASOIL10		0.00	4.81
RESID 1		0.00	4.94
RESID 2		0.00	4.83
RESID 3		0.00	6.34
RESID 4		0.00	7.83
RESID 5		0.00	7.80
RESID 6		0.00	7.98
RESID 7		0.00	15.78
RESID 8		0.00	31.59
RESID 9		0.00	36.44
RESID10		0.00	27.40
FEED 1		0.00	0.00
FEED 2		0.00	0.00
FEED 3		0.00	0.00
FEED 4		0.00	0.00
FEED 5		0.00	0.00
FEED 6		0.00	0.00
FEED 7		0.00	0.00
FEED 8		0.00	0.00
TOTAL	KGMOL/HR	0.06	214.73
TOTAL	KG/HR	1.	99303.

Issue	0			CLIENT : PETROINDUSTRIAL-PIN
Date				PROJECT: PROCESAMIENTO DE CRUDOS PESADOS-RE
By	JE/EBO			UNIT : TV-VISBREAKER N 1
Chk By	DEKI J.			
INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE DIRECTION INDUSTRIELLE 1-4, Avenue de Bois-Preau - 92500 RUEIL-MALMAISON FRANCE				MATERIAL BALANCE (MOLAL)
JOB NUMBER		SECTION	UNIT	REP PAGE
93/1471		1MB	TV	1M 5/5

Figura AV.2. Balance de materiales del manual de operación (continuación)  
(Petroindustrial *et al.*, 1997)



## HEAT BALANCE

Capacity : 15750 BPSD  
Crude blend 1996 - 24.75 API

STREAM NUMBER	FEED	VAP TO TVH1	OUT HEATER	OUT SOAKER
	1	2	3	4
TEMPERATURE C	216.0 TVH	371.0 $\uparrow$ Con III	470.0	451.0
PRESSURE KG/CM2 ABS	7.00	42.50 $\downarrow$	11.00	10.00
<b>TOTAL STREAM</b>				
FLOWRATE KG/HR	105819.	529.	106348.	106348.
ENTHALPY M*KCAL/HR	7.464	0.198	26.612	25.056
DENSITY KG/M3	909.192	15.048	126.674	80.587
MOL. WEIGHT	570.5	18.0	350.8	285.8
WT VAPOR %		100.0	10.4	17.2
WT FREE WATER %				
<b>TOTAL VAPOR</b>				
FLOWRATE KG/HR		529.	11073.	19259.
ENTHALPY M*KCAL/HR		0.398	3.758	5.876
DENSITY KG/M3		15.048	15.535	15.200
MOL. WEIGHT		18.0	86.9	90.8
VISCOSITY CP		0.023	0.018	0.017
THERMAL COND. KCAL/HR.M.C		0.044	0.079	0.076
HEAT CAPAC. KCAL/KG.C		0.558	0.716	0.711
COMP. FACTOR		1.000	0.966	0.965
<b>TOTAL LIQUID</b>				
FLOWRATE KG/HR	105819.		95275.	88089.
ENTHALPY M*KCAL/HR	7.464		22.814	19.578
SPEC. GRA. (H2O=1)	1.015		1.029	1.022
DENSITY KG/M3	909.192		751.700	754.235
MOL. WEIGHT	570.5		542.3	519.1
VISCOSITY CP	23.594		0.357	0.380
THERMAL COND. KCAL/HR.M.C	0.070		0.046	0.047
HEAT CAPAC. KCAL/KG.C	0.583		0.763	0.746
SURF. TENSION DYNE/CM	26.496		10.104	10.548
<b>DRY LIQUID</b>				
FLOWRATE KG/HR				
SPEC. GRA. (H2O=1)				
DENSITY KG/M3				
MOL. WEIGHT				
VISCOSITY CP				
THERMAL COND. KCAL/HR.M.C				
HEAT CAPAC. KCAL/KG.C				
SURF. TENSION DYNE/CM				
CRIT. PRES. KG/CM2	9.39		12.33	12.76

Issue Date	0			CLIENT : PETROINDUSTRIAL-PIN	
By	JE/EBO			PROJECT : PROCESAMIENTO DE CRUDOS PESADOS-RE	
Chk By	DERY J.			UNIT : TV-VISBREAKER N 1	
INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE DIRECTION INDUSTRIELLE 1-4, Avenue de Bois-Preau - 92540 RUEIL-MALMAISON FRANCE				HEAT BALANCE	
JOB NUMBER		SECTION	UNIT	REP	PAGE
93/1471		1HB	TV	1M	1/5

Figura AV.3. Balance de energía del manual de operación  
(Petroindustrial *et al.*, 1997)

## HEAT BALANCE

Capacity : 15750 BPSD  
Crude blend 1996 - 24.75 API

STREAM NUMBER	QUENCH 5	FEED TVV2 6	PUMPAROUND 7	PA TO TVV2 8
TEMPERATURE C	232.0	360.1	218.3	195.0
PRESSURE KG/CM2 ABS	6.30	6.30	6.23	6.23
<b>TOTAL STREAM</b>				
FLOWRATE KG/HR	85363.	191709.	20592.	6618.
ENTHALPY M*KCAL/HR	7.094	32.949	1.965	0.531
DENSITY KG/M3	881.022	107.055	646.964	672.987
MOL. WEIGHT	462.5	345.1	133.5	133.5
WT VAPOR %		7.6		
WT FREE WATER %				
<b>TOTAL VAPOR</b>				
FLOWRATE KG/HR		14643.		
ENTHALPY M*KCAL/HR		3.920		
DENSITY KG/M3		9.322		
MOL. WEIGHT		77.7		
VISCOSITY CP		0.016		
THERMAL COND. KCAL/HR.M.C		0.060		
HEAT CAPAC. KCAL/KG.C		0.650		
COMP. FACTOR		0.974		
<b>TOTAL LIQUID</b>				
FLOWRATE KG/HR	85363.	177067.	20592.	6618.
ENTHALPY M*KCAL/HR	7.094	29.029	1.965	0.531
SPEC. GRA. (H2O=1)	1.007	1.013	0.823	0.823
DENSITY KG/M3	881.022	805.070	646.964	672.987
MOL. WEIGHT	462.5	482.5	133.5	133.5
VISCOSITY CP	7.029	0.529	0.182	0.210
THERMAL COND. KCAL/HR.M.C	0.065	0.054	0.084	0.082
HEAT CAPAC. KCAL/KG.C	0.585	0.586	0.680	0.608
SURF.TENSION DYNE/CM	22.695	14.923	10.091	12.076
<b>DRY LIQUID</b>				
FLOWRATE KG/HR				
SPEC. GRA. (H2O=1)				
DENSITY KG/M3				
MOL. WEIGHT				
VISCOSITY CP				
THERMAL COND. KCAL/HR.M.C				
HEAT CAPAC. KCAL/KG.C				
SURF.TENSION DYNE/CM				
CRIT. PRESS. KG/CM2	13.88	13.47	29.34	29.34

Issue Date	0			CLIENT : PETROINDUSTRIAL-PIN
By	JE/EBO			PROJECT : PROCESAMIENTO DE CRUDOS PESADOS-RE
Chk By	DERY J.			UNIT : TV-VISBREAKER N 1
INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE DIRECTION INDUSTRIELLE 1-4, Avenue de Bois-Preau - 92500 RUEIL-MALMAISON FRANCE				HEAT BALANCE
JOB NUMBER	SECTION	UNIT	REP	PAGE
93/1471	1HB	TV	1M	2/5

Figura AV.3. Balance de energía del manual de operación (continuación)  
(Petroindustrial *et al.*, 1997)

## HEAT BALANCE

Capacity : 15750 BPSD  
Crude blend 1996 - 24.75 API

STREAM		PA TO DIST	DIST TO TVV2	GAS TVV5	GAS TVV3
NUMBER		9	10	11	12
TEMPERATURE	C	195.0	48.3	48.0	48.0
PRESSURE	KG/CM2 ABS	6.30	6.30	1.20	5.50
<b>TOTAL STREAM</b>					
FLOWRATE	KG/HR	13975.	5000.	73.	2136.
ENTHALPY	M*KCAL/HR	1.122	0.018	0.009	0.207
DENSITY	KG/M3	672.987	779.339	1.686	6.042
MOL. WEIGHT		133.5	121.7	37.9	29.3
WT VAPOR	%			100.0	100.0
WT FREE WATER	%				
<b>TOTAL VAPOR</b>					
FLOWRATE	KG/HR			73.	2136.
ENTHALPY	M*KCAL/HR			0.009	0.207
DENSITY	KG/M3			1.686	6.042
MOL. WEIGHT				37.9	29.3
VISCOSITY	CP			0.010	0.011
THERMAL COND.	KCAL/HR.M.C			0.020	0.026
HEAT CAPAC.	KCAL/KG.C			0.419	0.484
COMP. FACTOR				0.990	0.975
<b>TOTAL LIQUID</b>					
FLOWRATE	KG/HR	13975.	5000.		
ENTHALPY	M*KCAL/HR	1.122	0.018		
SPEC. GRA.	(H2O=1)	0.823	0.804		
DENSITY	KG/M3	672.987	779.339		
MOL. WEIGHT		133.5	121.7		
VISCOSITY	CP	0.210	0.590		
THERMAL COND.	KCAL/HR.M.C	0.082	0.103		
HEAT CAPAC.	KCAL/KG.C	0.608	0.470		
SURF.TENSION	DYNE/CM	12.076	23.929		
<b>DRY LIQUID</b>					
FLOWRATE	KG/HR				
SPEC. GRA.	(H2O=1)				
DENSITY	KG/M3				
MOL. WEIGHT					
VISCOSITY	CP				
THERMAL COND.	KCAL/HR.M.C				
HEAT CAPAC.	KCAL/KG.C				
SURF.TENSION	DYNE/CM				
CRIT. PRESS.	KG/CM2	29.34	30.96		

Issue	1			CLIENT : PETROINDUSTRIAL-PIN	
Date	03/94			PROJECT: PROCESAMIENTO DE CRUDOS PESADOS-RE	
By	JE/EEO			UNIT : TV-VISBREAKER N 1	
Chk By	DERY J.				
INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE DIRECTION INDUSTRIELLE 1-4, Avenue de Bois-Preau - 92500 RUEIL-MALMAISON FRANCE				HEAT BALANCE	
JOB NUMBER		SECTION	UNIT	REP	PAGE
93/1471		1HB	TV	1M	3/5

Figura AV.3. Balance de energía del manual de operación (continuación)  
(Petroindustrial *et al.*, 1997)

## HEAT BALANCE

Capacity : 15750 BPSD Crude blend 1996 - 24.75 API					
STREAM		GAS TVV7	GASOLINE	H2O TVV5	H2O TW3
NUMBER		13	14	15	16
TEMPERATURE	C	48.0	43.0	48.0	48.0
PRESSURE	KG/CM2 ABS	16.65	16.20	1.20	5.50
<b>TOTAL STREAM</b>					
FLOWRATE	KG/HR	182.	3998.	15.	642.
ENTHALPY	M*KCAL/HR	0.018	0.027	0.001	0.059
DENSITY	KG/M3	30.686	719.916	988.884	988.884
MOL. WEIGHT		40.7	92.9	18.0	19.4
WT VAPOR	%	100.0			
WT FREE WATER	%			100.0	100.0
<b>TOTAL VAPOR</b>					
FLOWRATE	KG/HR	182.			
ENTHALPY	M*KCAL/HR	0.018			
DENSITY	KG/M3	30.686			
MOL. WEIGHT		40.7			
VISCOSITY	CP	0.010			
THERMAL COND.	KCAL/HR.M.C	0.021			
HEAT CAPAC.	KCAL/KG.C	0.500			
COMP. FACTOR		0.814			
<b>TOTAL LIQUID</b>					
FLOWRATE	KG/HR		3998.	15.	
ENTHALPY	M*KCAL/HR		0.027	0.001	
SPEC. GRA.	(H2O=1)		0.742	1.000	
DENSITY	KG/M3		719.916	988.884	
MOL. WEIGHT			92.9	18.0	
VISCOSITY	CP		0.359	0.563	
THERMAL COND.	KCAL/HR.M.C		0.108	0.549	
HEAT CAPAC.	KCAL/KG.C		0.490	0.998	
SURF.TENSION	DYNE/CM		19.522	68.387	
<b>DRY LIQUID</b>					
FLOWRATE	KG/HR				
SPEC. GRA.	(H2O=1)				
DENSITY	KG/M3				
MOL. WEIGHT					
VISCOSITY	CP				
THERMAL COND.	KCAL/HR.M.C				
HEAT CAPAC.	KCAL/KG.C				
SURF.TENSION	DYNE/CM				
CRIT. PRESS.	KG/CM2		34.03		

Issue	1			CLIENT : PETROINDUSTRIAL-PIN
Date	03/94			PROJECT: PROCESAMIENTO DE CRUDOS PESADOS-REE
By	JE/EBO			UNIT : TV-VISBREAKER N 1
Check By	DERY J.			
INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE DIRECTION INDUSTRIELLE 1-4, Avenue de Bois-Preau - 92500 RUEIL-MALMAISON FRANCE				HEAT BALANCE
JOB NUMBER		SECTION	UNIT	REP PAGE
93/1471		LHB	TV	1M 4/5

Figura AV.3. Balance de energía del manual de operación (continuación)  
(Petroindustrial *et al.*, 1997)

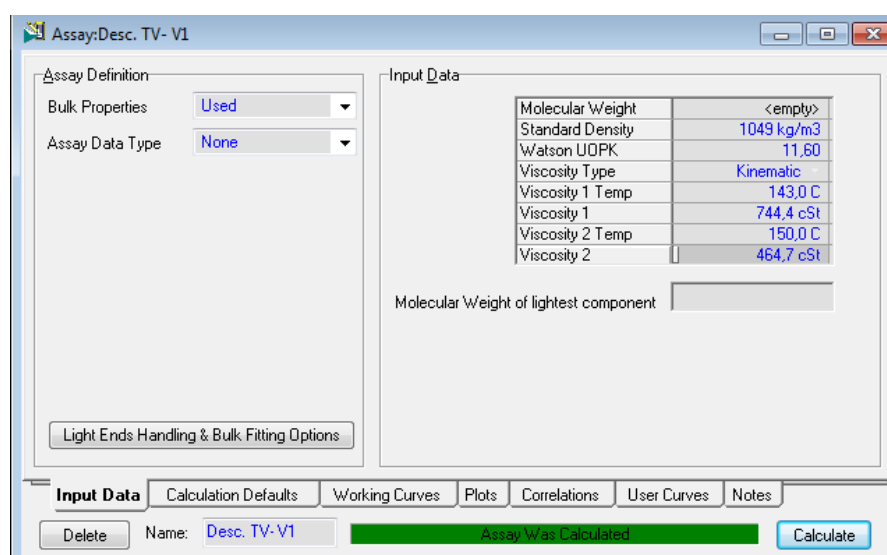
HEAT BALANCE				
Capacity : 15750 EPSD				
Crude blend 1996 - 24.75 API				
STREAM NUMBER		H2O TVV7 17	RESIDUE 18	
TEMPERATURE	C	48.0	232.0	
PRESSURE	KG/CM2 ABS	16.65	9.30	
<b>TOTAL STREAM</b>				
FLOWRATE	KG/HR	1.	99303.	
ENTHALPY	M*KCAL/HR	0.000	8.224	
DENSITY	KG/M3	988.884	883.191	
MOL. WEIGHT		18.0	462.5	
WT VAPOR	%			
WT FREE WATER	%	100.0		
<b>TOTAL VAPOR</b>				
FLOWRATE	KG/HR			
ENTHALPY	M*KCAL/HR			
DENSITY	KG/M3			
MOL. WEIGHT				
VISCOSITY	CP			
THERMAL COND.	KCAL/HR.M.C			
HEAT CAPAC.	KCAL/KG.C			
COMP. FACTOR				
<b>TOTAL LIQUID</b>				
FLOWRATE	KG/HR	1.	99303.	
ENTHALPY	M*KCAL/HR	0.000	8.224	
SPEC. GRA.	(H2O=1)	1.000	1.007	
DENSITY	KG/M3	988.884	883.191	
MOL. WEIGHT		18.0	462.5	
VISCOSITY	CP	0.563	7.023	
THERMAL COND.	KCAL/HR.M.C	0.549	0.066	
HEAT CAPAC.	KCAL/KG.C	0.996	0.585	
SURF. TENSION	DYNE/CM	68.387	22.695	
<b>DRY LIQUID</b>				
FLOWRATE	KG/HR			
SPEC. GRA.	(H2O=1)			
DENSITY	KG/M3			
MOL. WEIGHT				
VISCOSITY	CP			
THERMAL COND.	KCAL/HR.M.C			
HEAT CAPAC.	KCAL/KG.C			
SURF. TENSION	DYNE/CM			
CRIT. PRESS.	KG/CM2		13.88	
Issue	0			CLIENT : PETROINDUSTRIAL-PIN
Date				PROJECT : PROCESAMIENTO DE CRUDOS PESADOS-RE
By	JE/EBO			UNIT : TV-VISBREAKER N 1
Chk By	DERY J.			
INSTITUT FRANCAIS DU PETROLE			HEAT BALANCE	
DIRECTION INDUSTRIELLE			JCB NUMBER	SECTION
1-4, Avenue de Bois-Preau - 92500 RUILLY-MALMAISON FRANCE			93/1471	1HB
			UNIT	REP
			TV	LM
			PAGE	5/5

Figura AV.3. Balance de energía del manual de operación (continuación)  
(Petroindustrial *et al.*, 1997)

## AV.2. Definición de parámetros para la caracterización de las corrientes

### Obtención de las curvas de destilación

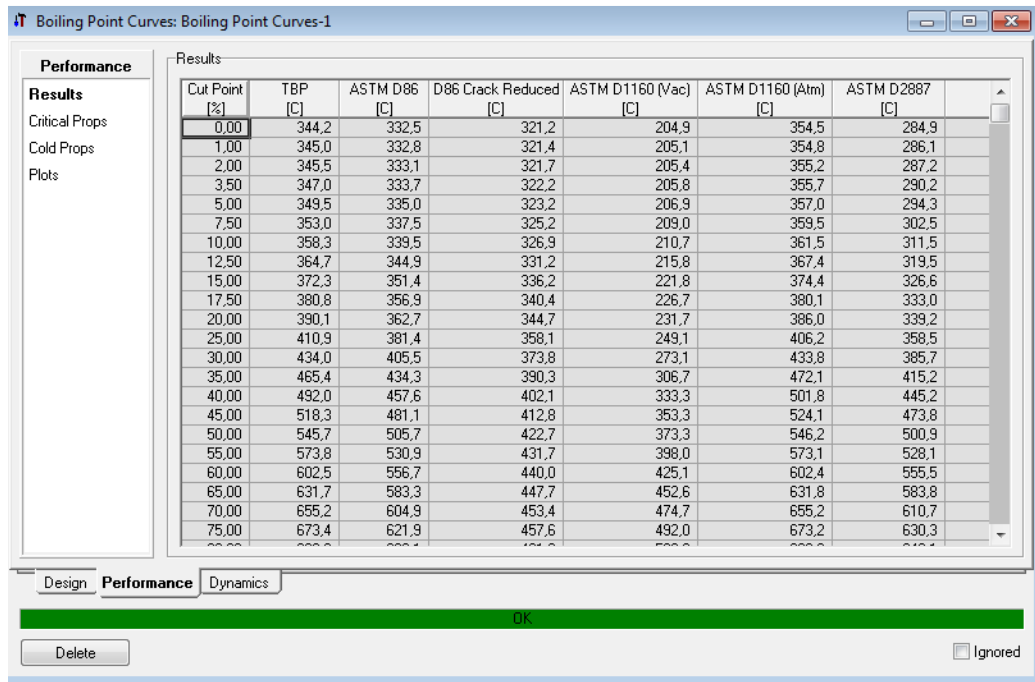
Para la creación de los componentes hipotéticos se seleccionó el paquete de fluidos SOUR PR y se ingresó a través del administrador de crudos (Oil Manager) al ambiente de crudo (Oil Environment). Para la definición del ensayo se utilizaron las propiedades de la corriente como densidad, factor K UOP y viscosidad cinemática a dos temperaturas diferentes. Se nombró al grupo de propiedades ingresadas y se realizaron los cálculos como se muestra en la Figura AV.4.



**Figura AV.4.** Ingreso de datos de laboratorio de la caracterización de cada corriente en el simulador Aspen Hysys 6.0

Dado que se caracterizó una mezcla o corte de hidrocarburos y no un componente puro se creó el corte al añadir el ensayo creado previamente. Posteriormente, se asignó la caracterización a una corriente específica y se introdujeron las variables restantes para definirla completamente.

Se utilizó la herramienta Utilidades (Utilities) del menú herramientas (Tools) para definir los ensayos de destilación a partir de los datos introducidos previamente como se muestra en la Figura AV.5.



**Figura AV.5.** Definición de las curvas de destilación a partir de la herramienta Utilidades (Utilities) del simulador Aspen Hysys 6.0

### Creación de cortes de hidrocarburos con base en los datos del manual de diseño

En el entorno del administrador de la base de la simulación (Simulation Basis Manager), en la pestaña de hipotéticos (Hypotheticals) se agregó un nuevo grupo de componentes hipotéticos. Con base en el listado de las propiedades de los componentes, presentadas en el manual de operación de la unidad de Viscosidad 1, se crearon los componentes hipotéticos en donde se les proporcionó el nombre y las propiedades correspondientes como peso molecular, densidad y punto de ebullición normal que se encuentran con fuente color azul. Luego se realizó la estimación de las propiedades desconocidas que se encuentran con fuente color rojo como se observa en la Figura AV.6.

Hypo Group Controls

Group Name:  Estimation Methods... Clone Library Comps...

Component Class:  Estimate Unknown Props... Documentation...

Name	NBP [C]	MW	Liq Density [kg/m3]	Tc [C]	Pc [kg/cm2]	Vc [m3/kgmole]	Acentricity
NAFTA1*	97.50	93.50	778.90	287.85	36.05	0.3502	0.2790
NAFTA2*	127.50	108.00	804.70	326.49	32.68	0.4104	0.2976
NAFTA3*	142.50	116.00	811.10	342.39	30.84	0.4430	0.3198
GASOIL1*	157.50	124.30	817.80	357.87	29.17	0.4775	0.3372
GASOIL2*	172.50	133.20	824.10	372.06	27.62	0.5069	0.3877
GASOIL3*	190.00	144.00	831.50	388.55	25.97	0.5449	0.4339
GASOIL4*	212.50	159.00	840.40	408.38	24.06	0.5975	0.4756
GASOIL5*	237.50	176.90	850.20	431.70	23.34	0.6271	0.5255
GASOIL6*	262.50	196.20	860.30	455.66	21.29	0.7030	0.5614
GASOIL7*	287.50	216.80	870.50	479.10	19.40	0.7875	0.5970
GASOIL8*	310.00	236.40	880.30	499.94	17.88	0.8700	0.6287
GASOIL9*	327.50	252.40	888.40	516.03	16.80	0.9377	0.6535
GASOIL10*	342.50	266.40	895.70	529.75	15.96	0.9979	0.6749
RESID1*	357.50	280.80	903.60	543.48	15.20	1.0588	0.6966
RESID2*	372.50	295.70	911.50	557.07	14.49	1.1217	0.7191
RESID3*	390.00	313.70	920.60	572.74	13.72	1.1972	0.7466
RESID4*	412.50	338.00	931.90	592.54	12.82	1.2969	0.7848
RESID5*	437.50	366.50	943.80	614.11	11.93	1.4091	0.8319
RESID6*	462.50	396.70	955.10	635.34	11.17	1.5185	0.8852
RESID7*	497.50	440.50	972.90	665.36	10.39	1.6461	0.9718
RESID8*	560.00	522.50	1009.60	719.19	9.55	1.7706	1.2219
RESID9*	650.00	681.90	1057.80	799.94	7.88	2.2387	1.3642
RESID10*	745.00	931.40	1093.90	878.38	6.10	2.9844	1.5240
FEED1*	339.10	260.90	897.50	527.61	16.32	0.9756	0.6679
FEED2*	362.90	284.60	909.00	549.09	15.05	1.0745	0.7030
FFFD3*	402.70	328.10	927.60	584.11	13.22	1.2515	0.7674

Individual Hypo Controls

Base Properties  Vapour Pressure

**Figura AV.6.** Creación de componentes hipotéticos en el simulador Hysys Refinery 1.1

El listado de componentes hipotéticos creados se encontró a disposición para determinar la composición al momento de especificar las corrientes.



## ANEXO VI

### DATOS DE DISEÑO DE LOS EQUIPOS INSTALADOS EN LA UNIDAD DE VISCORREDUCCIÓN 1

En las Tablas AVI.1 a AVI.6 de muestran los datos de diseño de los equipos de la unidad de Viscorreducción 1.

**Tabla AVI.1.** Detalle de las bombas instaladas en la unidad de Viscorreducción 1

<b>TV-P1A/B</b>	
<b>Servicio</b>	Transferencia de fondos de vacío
<b>Capacidad (m<sup>3</sup>/h)</b>	102
<b>Presión de succión (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	0,59
<b>Presión de descarga (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	9,16
<b>Caída de presión (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	8,57
<b>Potencia (kW)</b>	61,6
<b>Pole (RPM)</b>	3 570
<b>NPSHA (m)</b>	3,05
<b>TV-P2A/B</b>	
<b>Servicio</b>	Bombas de carga
<b>Capacidad (m<sup>3</sup>/h)</b>	113,5
<b>Presión de succión (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	4,2
<b>Presión de descarga (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	32,4
<b>Caída de presión (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	28,2
<b>Potencia (kW)</b>	255
<b>Pole (RPM)</b>	3 580
<b>NPSHA (m)</b>	6,1
<b>TV-P3A/B</b>	
<b>Servicio</b>	Circulación de residuo del flash
<b>Capacidad (m<sup>3</sup>/h)</b>	222,2
<b>Presión de succión (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	0,4
<b>Presión de descarga (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	13,4
<b>Caída de presión (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	13
<b>Potencia (kW)</b>	109
<b>Pole (RPM)</b>	3 580
<b>NPSHA (m)</b>	6,1

**Tabla AVI.1.** Detalle de las bombas instaladas en la unidad de Viscorreducción 1  
(continuación)

<b>TV-P4 A/B</b>	
<b>Servicio</b>	Circulación de destilado
<b>Capacidad (m<sup>3</sup>/h)</b>	31,8
<b>Presión de succión (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	4,58
<b>Presión de descarga (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	12,34
<b>Caída de presión (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	7,76
<b>Potencia (kW)</b>	30
<b>Pole (RPM)</b>	3 600
<b>NPSHA (m)</b>	7,2
<b>TV-P5A/B</b>	
<b>Servicio</b>	Fraccionamiento flash
<b>Capacidad (m<sup>3</sup>/h)</b>	19,2
<b>Presión de succión (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	4,75
<b>Presión de descarga (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	21,75
<b>Caída de presión (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	17
<b>Potencia (kW)</b>	34,9
<b>Pole (RPM)</b>	3 555
<b>NPSHA (m)</b>	2,44
<b>TV-P6A/B</b>	
<b>Servicio</b>	Acumulador de la despojadora
<b>Capacidad (m<sup>3</sup>/h)</b>	51,8
<b>Presión de succión (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	0,07
<b>Presión de descarga (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	10,2
<b>Caída de presión (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	10,13
<b>Potencia (kW)</b>	26,02
<b>Pole (RPM)</b>	3 555
<b>NPSHA (m)</b>	3,05
<b>TV-P7A/B</b>	
<b>Servicio</b>	Recibidor del estabilizador
<b>Capacidad (m<sup>3</sup>/h)</b>	3,5
<b>Presión de succión (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	15,6
<b>Presión de descarga (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	19,6
<b>Caída de presión (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	4
<b>Potencia (kW)</b>	2,46
<b>Pole (RPM)</b>	3 495
<b>NPSHA (m)</b>	1,8

**Tabla AVI.1.** Detalle de las bombas instaladas en la unidad de Viscosreducción 1  
(continuación)

<b>TV-P8</b>	
<b>Servicio</b>	Inyección de unicolor
<b>Capacidad (l/h)</b>	0,15
<b>Presión de succión (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	1,033
<b>Presión de descarga (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	9,833
<b>Caída de presión (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	8,8
<b>Potencia (kW)</b>	0,14
<b>Pole (RPM)</b>	72
<b>NPSHA (m)</b>	1,7
<b>Temperatura máxima (°C)</b>	50
<b>Presión máxima (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	12
<b>TV-P9A/B</b>	
<b>Servicio</b>	Bombeo de fuel oil
<b>Capacidad (m<sup>3</sup>/h)</b>	159,3
<b>Presión de succión (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	1,7
<b>Presión de descarga (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	11,3
<b>Caída de presión (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	9,6
<b>Potencia (kW)</b>	26,2
<b>Pole (RPM)</b>	>10
<b>NPSHA (m)</b>	6,1

**Tabla AVI.2.** Detalle de los intercambiadores instalados en la unidad de Viscosreducción 1

<b>TV-E13A/B/C/D/E/F</b>		
<b>Servicio</b>	Intercambiador carga residuo	
<b>Tipo</b>	AES/TEMA R	
<b>Capacidad de intercambio (kcal/h)</b>	8 594 000	
<b>MTD (°C)</b>	78,2	
<b>Uservicio (kcal/h m<sup>2</sup> °C)</b>	35,4	
	<b>Coraza</b>	<b>Tubo</b>
<b>Fluido</b>	Fondos de vacío	Residuo
<b>Flujo (kg/h)</b>	84 571	96 652
<b>Temperatura de entrada (°C)</b>	130	371
<b>Temperatura de salida (°C)</b>	306	232
<b>Presión de entrada (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	6	15,8
<b>Caída de presión permitida (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	1,05	1,76
<b>Caída de presión de diseño (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	0,63	1,32
<b>Temperatura de diseño (°C)</b>	343	404
<b>Presión de diseño (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	13,0	17,6
<b>Coraza caliente</b>	A B C	
<b>Coraza fría</b>	D E F	
<b>Número de pasos</b>	4	
<b>TV-E4</b>		
<b>Servicio</b>	Calentador de carga	
<b>Tipo</b>	AE/Doble tubo	
<b>Capacidad de intercambio (btu/h)</b>	90 000	
	<b>Lado frío/Coraza</b>	<b>Lado caliente/Tubo</b>
<b>Fluido</b>	Nafta de carga	Fondos de la TV-V6
<b>Flujo (lb/h)</b>	11 620	11 060
<b>Temperatura de entrada (°F)</b>	115	390
<b>Temperatura de salida (°F)</b>	250	260
<b>Presión de entrada (psig)</b>	260	235
<b>Caída de presión permitida (psig)</b>	8	10
<b>Temperatura de diseño (°C)</b>	148,9	226,7
<b>Presión de diseño (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	25,0	17,9

**Tabla AVI.2.** Detalle de los intercambiadores instalados en la unidad de Viscorreducción 1 (continuación)

<b>TV-E6</b>		
<b>Servicio</b>	Rehervidor del fondo de la estabilizadora	
<b>Tipo</b>	TEMA R / AJS	
<b>Capacidad de intercambio (btu/h)</b>	1 570 000	
<b>MTD (°F)</b>	102,1	
<b>U servicio (btu/h pie<sup>2</sup> °F)</b>	75	
	<b>Coraza</b>	<b>Tubo</b>
<b>Fluido</b>	Fondo de la TV-V6	Destilado medio de TV-V2
<b>Flujo (lb/h)</b>	34 890	392 550
<b>Temperatura de entrada (°F)</b>	390	550
<b>Temperatura de salida (°F)</b>	415	490
<b>Presión de entrada (psig)</b>	235	167
<b>Caída de presión permitida (psig)</b>	0,5	5
<b>Caída de presión de diseño (psig)</b>	0,2	3,5
<b>Temperatura de diseño (°C)</b>	246,1	315,6
<b>Presión de diseño (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	17,9	14,8
<b>TV-E8A/B/C</b>		
<b>Servicio</b>	Enfriador de aceite combustible pesado	
<b>Tipo</b>	BEU	
<b>Capacidad de intercambio (btu/h)</b>	25 380 000	
<b>MTD</b>	85,5	
<b>U servicio (btu/h pie<sup>2</sup> °F)</b>	33,8	
	<b>Coraza</b>	<b>Tubo</b>
<b>Fluido</b>	Aceite combustible	Agua
<b>Flujo (lb/h)</b>	223 745	634 500
<b>Temperatura de entrada (°F)</b>	395	150
<b>Temperatura de salida (°F)</b>	175	190
<b>Presión de entrada (psig)</b>	125	65
<b>Caída de presión permitida (psig)</b>	25	10
<b>Caída de presión de diseño (psig)</b>	11,1	7,3
<b>Temperatura de diseño (°F)</b>	450	300
<b>Presión de diseño (psig)</b>	240	100
<b>Área de transferencia (m<sup>2</sup>)</b>	278	-

**Tabla AVI.3.** Detalle de los aerorefrigeradores instalados en la unidad de Viscosreducción 1

<b>TV-E2</b>	
<b>Servicio</b>	Condensador del despojador de fondos
<b>Tipo</b>	D/ Tipo 2 FPVA
<b>Capacidad de intercambio (btu/h)</b>	23 110 000
<b>MTD (°F)</b>	119,1
<b>Flujo (lb/h)</b>	67 425
<b>Temperatura de entrada (°F)</b>	545
<b>Temperatura de salida (°F)</b>	115
<b>Presión de entrada (psig)</b>	4,5
<b>Caída de presión permitida (psig)</b>	3
<b>Caída de presión de diseño (psig)</b>	3,4
<b>Temperatura de diseño (°C)</b>	315,5
<b>Presión de diseño (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	3,5
<b>U servicio (btu/h pie<sup>2</sup> °F)</b>	67,5
<b>TV-E3</b>	
<b>Servicio</b>	Condensador de la fraccionadora
<b>Tipo</b>	Tipo 2 FPVA / D
<b>Capacidad de intercambio (btu/h)</b>	10 000 000
<b>MTD</b>	94
<b>Flujo (lb/h)</b>	38 085
<b>Temperatura de entrada (°F)</b>	380
<b>Temperatura de salida (°F)</b>	115
<b>Presión de entrada (psig)</b>	58
<b>Caída de presión permitida (psig)</b>	2
<b>Caída de presión de diseño (psig)</b>	1,5
<b>Temperatura de diseño (°C)</b>	221,1
<b>Presión de diseño (kg/cm<sup>2</sup> g)</b>	6,3
<b>U servicio (btu/h pie<sup>2</sup> °F)</b>	81,6

**Tabla AVI.3.** Detalle de los aerorefrigeradores instalados en la unidad de Viscosidad 1  
(continuación)

<b>TV-E5</b>	
<b>Servicio</b>	Condensador de la estabilizadora
<b>Tipo</b>	Tipo 2 FPVA /D
<b>Capacidad de intercambio (btu/h)</b>	590 000
<b>MTD</b>	24
<b>Flujo (lb/h)</b>	4 595
<b>Temperatura de entrada (°F)</b>	140
<b>Temperatura de salida (°F)</b>	110
<b>Presión de entrada (psig)</b>	225
<b>Caída de presión permitida (psig)</b>	2
<b>Caída de presión de diseño (psig)</b>	1,5
<b>Temperatura de diseño (°C)</b>	87,8
<b>Presión de diseño (kg/cm<sup>2</sup> g)</b>	17,9
<b>U servicio (btu/h pie<sup>2</sup> °F)</b>	98
<b>TV-E7</b>	
<b>Servicio</b>	Enfriador de la estabilizadora
<b>Tipo</b>	Tipo 2FPVA/D
<b>Capacidad de intercambio (btu/h)</b>	930 000
<b>MTD</b>	57,1
<b>Flujo (lb/h)</b>	11 060
<b>Temperatura de entrada (°F)</b>	260
<b>Temperatura de salida (°F)</b>	110
<b>Presión de entrada (psig)</b>	210
<b>Caída de presión permitida (psig)</b>	3
<b>Caída de presión de diseño (psig)</b>	4,7
<b>Temperatura de diseño (°C)</b>	154,4
<b>Presión de diseño (kg/cm<sup>2</sup> g)</b>	17,9
<b>U servicio (btu/h pie<sup>2</sup> °F)</b>	94,1

**Tabla AVI.3.** Detalle de los aerorefrigeradores instalados en la unidad de Viscosreducción 1 (continuación)

<b>TV-E9</b>	
<b>Servicio</b>	Enfriador del aceite de sello
<b>Tipo</b>	Tipo 2FPVA
<b>Capacidad de intercambio (btu/h)</b>	1 520 000
<b>MTD</b>	156,1
<b>Flujo (lb/h)</b>	6 150
<b>Temperatura de entrada (°F)</b>	550
<b>Temperatura de salida (°F)</b>	150
<b>Presión de entrada (psig)</b>	175
<b>Caída de presión permitida (psig)</b>	10
<b>Caída de presión de diseño (psig)</b>	9,6
<b>U servicio (btu/h pie<sup>2</sup> °F)</b>	68,9

**Tabla AVI.4.** Detalle de la caldereta instalada en la unidad de Viscosreducción 1

<b>TV-E1</b>		
<b>Servicio</b>	Caldereta	
<b>Tipo</b>	AKT/TEMA F	
<b>Capacidad de intercambio (btu/h)</b>	39 680 000	
<b>MTD (°F)</b>	1 182,0	
<b>U servicio (btu/h pie<sup>2</sup> °F)</b>	49	
<b>Área de transferencia (m<sup>2</sup>)</b>	413	
<b>Número de pasos</b>	6	
	<b>Coraza</b>	<b>Tubo</b>
<b>Fluido</b>	Agua	Residuo
<b>Flujo (lb/h)</b>	44 975	236 230
<b>Temperatura de entrada (°F)</b>	300	710
<b>Temperatura de salida (°F)</b>	368	450
<b>Presión de entrada (psig)</b>	-	0,85
<b>Caída de presión permitida (psig)</b>	-	15
<b>Caída de presión de diseño (psig)</b>	-	8,02
<b>Temperatura de diseño (°C)</b>	204,4	404,4
<b>Presión de diseño (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	12,7	16,9



**Tabla AVI.5.** Detalle de los recipientes instalados en la unidad de Viscorreducción 1

<b>TV-V1</b>	
<b>Servicio</b>	Tambor de balance de la carga
<b>Diámetro interno/longitud (´-´´)</b>	7-6/21-0
<b>Temperatura de diseño (°C)</b>	343
<b>Presión de diseño (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	6
<b>TV-V13</b>	
<b>Servicio</b>	Soaker
<b>Diámetro interno x longitud (mm)</b>	1 900 x 13 800
<b>Temperatura de diseño (°C)</b>	485
<b>Presión de diseño (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	11,7
<b>TV-V2</b>	
<b>Servicio</b>	Fraccionadora flash
<b>Diámetro interno x longitud (´-´´)</b>	4 y 8 x 70
<b>Temperatura de diseño (°C)</b>	Plato 14 y superiores: 246
<b>Temperatura de diseño (°C)</b>	Plato 15 e inferiores: 399
<b>Temperatura de diseño (°C)</b>	Restante: 468
<b>Presión de diseño (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	6,33
<b>Número de platos</b>	16
<b>Tipos de platos</b>	Válvulas de borboteo
<b>Espaciado entre platos</b>	24 pulg: 1-12,13-16. 30 pulg:12-13
<b>Presión en el domo (psig)</b>	58
<b>Presión en el fondo (psig)</b>	59,5
<b>Temperatura en el domo (°F)</b>	385
<b>Temperatura en el fondo (°F)</b>	350
<b>Plato de alimentación, realimentaciones, y retiros</b>	alimentación zona flash, retiro de destilado medio plato pozo bajo el plato 16, retorno de destilado medio zona flash, retorno atomizado pesado plato 13
<b>Capacidad (m<sup>3</sup>)</b>	66,6
<b>Tasa de vapor (lb/h)</b>	52 425
<b>Tasa de líquido (lb/h)</b>	38 145

**Tabla AVI.5.** Detalle de los recipientes instalados en la unidad de Viscorreducción 1 (continuación)

<b>TV-V4</b>	
<b>Servicio</b>	Despojador de residuo
<b>Diámetro interno x longitud (´-´´)</b>	9-6 x 25
<b>Temperatura de diseño (°C)</b>	432
<b>Capacidad (m<sup>3</sup>)</b>	60
<b>Presión de diseño (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	3,52
<b>TV-V6</b>	
<b>Servicio</b>	Estabilizador de gasolina
<b>Diámetro interno x longitud (´-´´)</b>	3-0x57-0
<b>Temperatura de diseño (°C)</b>	246,1
<b>Capacidad (m<sup>3</sup>)</b>	11491
<b>Presión de diseño (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	17,9
<b>Número de platos</b>	30
<b>Tipos de platos</b>	Válvula de borboteo
<b>Espaciado entre platos</b>	18 pulg: 1-15, 16-30. 30 pulg: 15-16
<b>Presión en el domo (psig)</b>	225
<b>Presión en el fondo (psig)</b>	230
<b>Temperatura en el domo (°F)</b>	145
<b>Temperatura en el fondo (°F)</b>	440
<b>Altura de la zona de flasheo (mm)</b>	2 093
<b>Tasa de vapor tope (lb/h)</b>	5 300
<b>Tasa de vapor fondo (lb/h)</b>	14 500
<b>Tasa de líquido tope (lb/h)</b>	4 700
<b>Tasa de líquido fondo (lb/h)</b>	25 560
<b>Plato de alimentación, realimentaciones, y retiros</b>	alimentación plato 16, reflujo de cabeza plato 1
<b>TV-V3</b>	
<b>Servicio</b>	Acumulador de la fraccionadora
<b>Diámetro interno/longitud (´-´´)</b>	4-0x10-0
<b>Temperatura de diseño (°C)</b>	165,5
<b>Presión de diseño (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	6,34
<b>Capacidad (m<sup>3</sup>)</b>	6

**Tabla AVI.5.** Detalle de los recipientes instalados en la unidad de Viscorreducción 1 (continuación)

<b>TV-V5</b>	
<b>Servicio</b>	Acumulador del despojador de residuo
<b>Diámetro interno/longitud (´´)</b>	5-0 x 12-6
<b>Temperatura de diseño (°C)</b>	165,5
<b>Presión de diseño (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	3,5
<b>Capacidad (m<sup>3</sup>)</b>	11
<b>TV-V7</b>	
<b>Servicio</b>	Acumulador de la estabilizadora de gasolina
<b>Diámetro interno/longitud (´´)</b>	2-6 x 6-0
<b>Temperatura de diseño (°C)</b>	93,3
<b>Presión de diseño (kg/cm<sup>2</sup> G)</b>	17,4
<b>Capacidad (m<sup>3</sup>)</b>	2

**Tabla AVI.6.** Detalle del horno instalado en la unidad de Viscorreducción 1

<b>TV-H1</b>		
<b>Servicio</b>	Calentador de carga a viscorreducción	
<b>Capacidad de intercambio de diseño (kcal/h)</b>	1,69E+07	
<b>Capacidad de intercambio normal (kcal/h)</b>	1,57E+07	
<b>Tasa de flujo (kg/h)</b>	84 807	
<b>Caída de presión calculada (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	17,4	
<b>Temperatura de entrada de diseño (°C)</b>	316	
<b>Presión de entrada de diseño (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	21,9	
<b>Flujo de entrada (kg/h)</b>	84 807	
<b>Temperatura de salida de diseño (°C)</b>	484	
<b>Presión de salida de diseño (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	4,5	
<b>Número de pasos</b>	2	
<b>Eficiencia del horno (%)</b>	69,5	
	Sección de radiación	Sección de convección
<b>Diámetro externo (mm)</b>	107,95	107,95
<b>Grosor de pared (mm)</b>	9,53	9,53
<b>Espaciamiento entre centros (mm)</b>	215,9	215,9
<b>Número de tubos</b>	88	60
<b>Longitud efectiva</b>	15 240	15 240

## ANEXO VII

### COMPILACIÓN DE RESULTADOS DEL SIMULADOR DE PROCESOS

En las Tablas AVII.1 a AVII.9 se muestran los resultados de las distintas corridas en el simulador Hysys Refinery 1.1.

#### AVII.1. Simulación de la operación de viscorreducción

**Tabla AVII.1.** Resultados de la simulación de la operación de viscorreducción en condiciones de diseño

Capacidad (%)	100
Flujo másico (kg/h)	105 820
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	9,0
Temperatura de salida en el soaker (°C)	440
Parámetro de conversión	6,2
Severidad	67,7

**Tabla AVII.2.** Resultados de la simulación de la operación de viscorreducción en condiciones actuales

Capacidad (%)	100	Capacidad (%)	91
Flujo másico (kg/h)	105 820	Flujo másico (kg/h)	96 296
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	9,0	Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	9,0
Temperatura de salida en el soaker (°C)	440	Temperatura de salida en el soaker (°C)	440
Parámetro de conversión	2,2	Parámetro de conversión	2,2
Severidad	23,6	Severidad	23,6
Capacidad (%)	100	Capacidad (%)	91
Flujo másico (kg/h)	105 820	Flujo másico (kg/h)	96 296
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	8,5	Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	8,5
Temperatura de salida en el soaker (°C)	440	Temperatura de salida en el soaker (°C)	440
Parámetro de conversión	2,2	Parámetro de conversión	2,2
Severidad	23,7	Severidad	23,6
Capacidad (%)	100	Capacidad (%)	91
Flujo másico (kg/h)	105 820	Flujo másico (kg/h)	96 296
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	8,0	Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	8,0
Temperatura de salida en el soaker (°C)	440	Temperatura de salida en el soaker (°C)	440
Parámetro de conversión	2,2	Parámetro de conversión	23,6
Severidad	23,7	Severidad	2,2
Capacidad (%)	100	Capacidad (%)	91
Flujo másico (kg/h)	105 820	Flujo másico (kg/h)	96 296
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	7,6	Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	7,6
Temperatura de salida en el soaker (°C)	440	Temperatura de salida en el soaker (°C)	440
Parámetro de conversión	2,2	Parámetro de conversión	2,2
Severidad	23,7	Severidad	23,7
Capacidad (%)	100	Capacidad (%)	91
Flujo másico (kg/h)	105 820	Flujo másico (kg/h)	96 296
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	7,1	Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	7,1
Temperatura de salida en el soaker (°C)	440	Temperatura de salida en el soaker (°C)	440
Parámetro de conversión	2,2	Parámetro de conversión	2,2
Severidad	23,8	Severidad	23,7

**Tabla AVII.2.** Resultados de la simulación de la operación de viscorreducción en condiciones actuales (continuación)

Capacidad (%)	80	Capacidad (%)	70
Flujo másico (kg/h)	84 660	Flujo másico (kg/h)	74 070
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	9,0	Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	9,0
Temperatura de salida en el soaker (°C)	440	Temperatura de salida en el soaker (°C)	440
Parámetro de conversión	2,2	Parámetro de conversión	2,2
Severidad	23,5	Severidad	23,3
Capacidad (%)	80	Capacidad (%)	70
Flujo másico (kg/h)	84 660	Flujo másico (kg/h)	74 070
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	8,5	Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	8,5
Temperatura de salida en el soaker (°C)	440	Temperatura de salida en el soaker (°C)	440
Parámetro de conversión	2,2	Parámetro de conversión	2,2
Severidad	23,5	Severidad	23,4
Capacidad (%)	80	Capacidad (%)	70
Flujo másico (kg/h)	84 660	Flujo másico (kg/h)	74 070
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	8,0	Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	8,0
Temperatura de salida en el soaker (°C)	440	Temperatura de salida en el soaker (°C)	440
Parámetro de conversión	2,2	Parámetro de conversión	2,2
Severidad	23,5	Severidad	23,4
Capacidad (%)	80	Capacidad (%)	70
Flujo másico (kg/h)	84 660	Flujo másico (kg/h)	74 070
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	7,6	Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	7,6
Temperatura de salida en el soaker (°C)	440	Temperatura de salida en el soaker (°C)	440,0
Parámetro de conversión	2,2	Parámetro de conversión	2,2
Severidad	23,6	Severidad	23,4
Capacidad (%)	80	Capacidad (%)	70
Flujo másico (kg/h)	84 660	Flujo másico (kg/h)	74 070
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	7,1	Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	7,1
Temperatura de salida en el soaker (°C)	440	Temperatura de salida en el soaker (°C)	440
Parámetro de conversión	2,2	Parámetro de conversión	2,2
Severidad	23,6	Severidad	23,5

## AVII.2. Simulación de la operación de fraccionamiento

**Tabla AVII.3.** Resultados de la simulación de la operación de fraccionamiento en condiciones de diseño

<b>Capacidad (%)</b>	100	<b>Gasolina desestabilizada</b>		<b>Fondo TV-V2</b>	
<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	9	Flujo másico (kg/h)	4 092	Flujo másico (kg/h)	200 900
<b>Alimentación a TV-V2</b>		Temperatura (°C)	48,68	Temperatura (°C)	335
Fracción de vapor	0,234	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	16,5	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	4,6
Flujo másico (kg/h)	173 190	<b>Destilado Medio</b>		<b>Variables TV-V2</b>	
Temperatura (°C)	368	Flujo másico (kg/h)	13 450	Temperatura TV-V3 (°C)	48
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3	Temperatura (°C)	326	Temperatura Domo (°C)	155
		Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3	Temperatura Fondo (°C)	335

**Tabla AVII.4.** Resultados de la simulación de la operación de fraccionamiento a las condiciones actuales

<b>Capacidad (%)</b>	100	<b>Capacidad (%)</b>	100
<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	9,0	<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	8,5
<b>Alimentación a TV-V2</b>		<b>Alimentación a TV-V2</b>	
Fracción de vapor	0,11	Fracción de vapor	0,11
Flujo másico (kg/h)	176 500	Flujo másico (kg/h)	176 520
Temperatura (°C)	373	Temperatura (°C)	373
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3
<b>Gasolina desestabilizada</b>		<b>Gasolina desestabilizada</b>	
Flujo másico (kg/h)	1 017	Flujo másico (kg/h)	1 018
Temperatura (°C)	49	Temperatura (°C)	49
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	16,5	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	16,5
<b>Destilado Medio</b>		<b>Destilado Medio</b>	
Flujo másico (kg/h)	5 812	Flujo másico (kg/h)	5 812
Temperatura (°C)	270	Temperatura (°C)	270
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3
<b>Fondo TV-V2</b>		<b>Fondo TV-V2</b>	
Flujo másico (kg/h)	210 100	Flujo másico (kg/h)	210 100
Temperatura (°C)	344	Temperatura (°C)	344
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	4,6	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	4,6
<b>Variables TV-V2</b>		<b>Variables TV-V2</b>	
Temperatura TV-V3 (°C)	48	Temperatura TV-V3 (°C)	48
Temperatura Domo (°C)	135	Temperatura Domo (°C)	135
Temperatura Fondo (°C)	343	Temperatura Fondo (°C)	344
<b>Capacidad (%)</b>	91	<b>Capacidad (%)</b>	91
<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	9,0	<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	8,5
<b>Alimentación a TV-V2</b>		<b>Alimentación a TV-V2</b>	
Fracción de vapor	0,11	Fracción de vapor	0,11
Flujo másico (kg/h)	160 530	Flujo másico (kg/h)	160 530
Temperatura (°C)	371	Temperatura (°C)	371
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3
<b>Gasolina desestabilizada</b>		<b>Gasolina desestabilizada</b>	
Flujo másico (kg/h)	914	Flujo másico (kg/h)	915
Temperatura (°C)	49	Temperatura (°C)	49
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	16,5	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	15,5
<b>Destilado Medio</b>		<b>Destilado Medio</b>	
Flujo másico (kg/h)	5 279	Flujo másico (kg/h)	5 293
Temperatura (°C)	269	Temperatura (°C)	269
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3
<b>Fondo TV-V2</b>		<b>Fondo TV-V2</b>	
Flujo másico (kg/h)	191 800	Flujo másico (kg/h)	191 800
Temperatura (°C)	341	Temperatura (°C)	341
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	5,6	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	4,6
<b>Variables TV-V2</b>		<b>Variables TV-V2</b>	
Temperatura TV-V3 (°C)	48	Temperatura TV-V3 (°C)	48
Temperatura Domo (°C)	135	Temperatura Domo (°C)	135
Temperatura Fondo (°C)	341	Temperatura Fondo (°C)	341



**Tabla AVII.4.** Resultados de la simulación de la operación de fraccionamiento a las condiciones actuales (continuación)

<b>Capacidad (%)</b>	100	<b>Capacidad (%)</b>	100
<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	8,0	<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	7,6
<b>Alimentación a TV-V2</b>		<b>Alimentación a TV-V2</b>	
Fracción de vapor	0,11	Fracción de vapor	0,11
Flujo másico (kg/h)	176 520	Flujo másico (kg/h)	176 520
Temperatura (°C)	373	Temperatura (°C)	373
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3
<b>Gasolina desestabilizada</b>		<b>Gasolina desestabilizada</b>	
Flujo másico (kg/h)	1 018	Flujo másico (kg/h)	1 018
Temperatura (°C)	49	Temperatura (°C)	49
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	16,5	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	16,5
<b>Destilado Medio</b>		<b>Destilado Medio</b>	
Flujo másico (kg/h)	5 818	Flujo másico (kg/h)	5 828
Temperatura (°C)	270	Temperatura (°C)	270
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3
<b>Fondo TV-V2</b>		<b>Fondo TV-V2</b>	
Flujo másico (kg/h)	210 100	Flujo másico (kg/h)	210 100
Temperatura (°C)	344	Temperatura (°C)	344
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	4,6	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	4,6
<b>Variables TV-V2</b>		<b>Variables TV-V2</b>	
Temperatura TV-V3 (°C)	48	Temperatura TV-V3 (°C)	48
Temperatura Domo (°C)	135	Temperatura Domo (°C)	135
Temperatura Fondo (°C)	344	Temperatura Fondo (°C)	344
<b>Capacidad (%)</b>	91	<b>Capacidad (%)</b>	91
<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	8,0	<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	7,6
<b>Alimentación a TV-V2</b>		<b>Alimentación a TV-V2</b>	
Fracción de vapor	0,11	Fracción de vapor	0,11
Flujo másico (kg/h)	160 530	Flujo másico (kg/h)	160 530
Temperatura (°C)	371	Temperatura (°C)	371
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3
<b>Gasolina desestabilizada</b>		<b>Gasolina desestabilizada</b>	
Flujo másico (kg/h)	914	Flujo másico (kg/h)	915
Temperatura (°C)	49	Temperatura (°C)	49
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	16,5	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	16,5
<b>Destilado Medio</b>		<b>Destilado Medio</b>	
Flujo másico (kg/h)	5 298	Flujo másico (kg/h)	5 308
Temperatura (°C)	269	Temperatura (°C)	269
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3
<b>Fondo TV-V2</b>		<b>Fondo TV-V2</b>	
Flujo másico (kg/h)	191 800	Flujo másico (kg/h)	191 800
Temperatura (°C)	341	Temperatura (°C)	341
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	4,6	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	4,6
<b>Variables TV-V2</b>		<b>Variables TV-V2</b>	
Temperatura TV-V3 (°C)	48	Temperatura TV-V3 (°C)	48
Temperatura Domo (°C)	135	Temperatura Domo (°C)	135
Temperatura Fondo (°C)	341	Temperatura Fondo (°C)	341

**Tabla AVII.4.** Resultados de la simulación de la operación de fraccionamiento a las condiciones actuales (continuación)

<b>Capacidad (%)</b>	100	<b>Capacidad (%)</b>	80
<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	7,1	<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	7,1
<b>Alimentación a TV-V2</b>		<b>Alimentación a TV-V2</b>	
Fracción de vapor	0,11	Fracción de vapor	0,11
Flujo másico (kg/h)	176 520	Flujo másico (kg/h)	141 000
Temperatura (°C)	373	Temperatura (°C)	368
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3
<b>Gasolina desestabilizada</b>		<b>Gasolina desestabilizada</b>	
Flujo másico (kg/h)	1 014	Flujo másico (kg/h)	807
Temperatura (°C)	49	Temperatura (°C)	49
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	16,5	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	16,5
<b>Destilado Medio</b>		<b>Destilado Medio</b>	
Flujo másico (kg/h)	5 837	Flujo másico (kg/h)	4 403
Temperatura (°C)	270	Temperatura (°C)	267
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3
<b>Fondo TV-V2</b>		<b>Fondo TV-V2</b>	
Flujo másico (kg/h)	210 100	Flujo másico (kg/h)	169 400
Temperatura (°C)	344	Temperatura (°C)	336
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	4,6	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	4,6
<b>Variables TV-V2</b>		<b>Variables TV-V2</b>	
Temperatura TV-V3 (°C)	48	Temperatura TV-V3 (°C)	48
Temperatura Domo (°C)	135	Temperatura Domo (°C)	135
Temperatura Fondo (°C)	344	Temperatura Fondo (°C)	336
<b>Capacidad (%)</b>	91	<b>Capacidad (%)</b>	70
<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	7,1	<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	7,1
<b>Alimentación a TV-V2</b>		<b>Alimentación a TV-V2</b>	
Fracción de vapor	0,11	Fracción de vapor	0,11
Flujo másico (kg/h)	160 520	Flujo másico (kg/h)	123 250
Temperatura (°C)	371	Temperatura (°C)	364
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3
<b>Gasolina desestabilizada</b>		<b>Gasolina desestabilizada</b>	
Flujo másico (kg/h)	915	Flujo másico (kg/h)	711
Temperatura (°C)	49	Temperatura (°C)	49
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	16,5	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	16,5
<b>Destilado Medio</b>		<b>Destilado Medio</b>	
Flujo másico (kg/h)	5 325	Flujo másico (kg/h)	3 503
Temperatura (°C)	269	Temperatura (°C)	263
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3
<b>Fondo TV-V2</b>		<b>Fondo TV-V2</b>	
Flujo másico (kg/h)	191 800	Flujo másico (kg/h)	149 000
Temperatura (°C)	341	Temperatura (°C)	330
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	4,6	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	4,6
<b>Variables TV-V2</b>		<b>Variables TV-V2</b>	
Temperatura TV-V3 (°C)	48	Temperatura TV-V3 (°C)	48
Temperatura Domo (°C)	135	Temperatura Domo (°C)	135
Temperatura Fondo (°C)	341	Temperatura Fondo (°C)	330

**Tabla AVII.4.** Resultados de la simulación de la operación de fraccionamiento a las condiciones actuales (continuación)

<b>Capacidad (%)</b>	80	<b>Capacidad (%)</b>	80
<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	9,0	<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	8,5
<b>Alimentación a TV-V2</b>		<b>Alimentación a TV-V2</b>	
Fracción de vapor	0,11	Fracción de vapor	0,11
Flujo másico (kg/h)	141 000	Flujo másico (kg/h)	141 000
Temperatura (°C)	368	Temperatura (°C)	368
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3
<b>Gasolina desestabilizada</b>		<b>Gasolina desestabilizada</b>	
Flujo másico (kg/h)	806	Flujo másico (kg/h)	807
Temperatura (°C)	49	Temperatura (°C)	49
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	16,5	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	16,5
<b>Destilado Medio</b>		<b>Destilado Medio</b>	
Flujo másico (kg/h)	4 377	Flujo másico (kg/h)	4 386
Temperatura (°C)	267	Temperatura (°C)	267
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3
<b>Fondo TV-V2</b>		<b>Fondo TV-V2</b>	
Flujo másico (kg/h)	169 400	Flujo másico (kg/h)	169 400
Temperatura (°C)	336	Temperatura (°C)	336
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	4,6	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	4,6
<b>Variables TV-V2</b>		<b>Variables TV-V2</b>	
Temperatura TV-V3 (°C)	48	Temperatura TV-V3 (°C)	48
Temperatura Domo (°C)	135	Temperatura Domo (°C)	135
Temperatura Fondo (°C)	3 346	Temperatura Fondo (°C)	336
<b>Capacidad (%)</b>	70	<b>Capacidad (%)</b>	70
<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	9,0	<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	8,5
<b>Alimentación a TV-V2</b>		<b>Alimentación a TV-V2</b>	
Fracción de vapor	0,11	Fracción de vapor	0,11
Flujo másico (kg/h)	123 250	Flujo másico (kg/h)	123 250
Temperatura (°C)	364	Temperatura (°C)	364
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3
<b>Gasolina desestabilizada</b>		<b>Gasolina desestabilizada</b>	
Flujo másico (kg/h)	710	Flujo másico (kg/h)	710
Temperatura (°C)	49	Temperatura (°C)	49
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	16	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	16,5
<b>Destilado Medio</b>		<b>Destilado Medio</b>	
Flujo másico (kg/h)	3 480	Flujo másico (kg/h)	3 480
Temperatura (°C)	263	Temperatura (°C)	263
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3
<b>Fondo TV-V2</b>		<b>Fondo TV-V2</b>	
Flujo másico (kg/h)	149 100	Flujo másico (kg/h)	149 100
Temperatura (°C)	347	Temperatura (°C)	330
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	4,6	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	4,6
<b>Variables TV-V2</b>		<b>Variables TV-V2</b>	
Temperatura TV-V3 (°C)	48	Temperatura TV-V3 (°C)	48
Temperatura Domo (°C)	135	Temperatura Domo (°C)	135
Temperatura Fondo (°C)	347	Temperatura Fondo (°C)	330

**Tabla AVII.4.** Resultados de la simulación de la operación de fraccionamiento a las condiciones actuales (continuación)

<b>Capacidad (%)</b>	80	<b>Capacidad (%)</b>	80
<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	8,0	<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	7,6
<b>Alimentación a TV-V2</b>		<b>Alimentación a TV-V2</b>	
Fracción de vapor	0,11	Fracción de vapor	0,11
Flujo másico (kg/h)	141 000	Flujo másico (kg/h)	141 000
Temperatura (°C)	368	Temperatura (°C)	368
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3
<b>Gasolina desestabilizada</b>		<b>Gasolina desestabilizada</b>	
Flujo másico (kg/h)	807	Flujo másico (kg/h)	807
Temperatura (°C)	49	Temperatura (°C)	49
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	16,5	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	16,5
<b>Destilado Medio</b>		<b>Destilado Medio</b>	
Flujo másico (kg/h)	4 386	Flujo másico (kg/h)	4 397
Temperatura (°C)	267	Temperatura (°C)	267
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3
<b>Fondo TV-V2</b>		<b>Fondo TV-V2</b>	
Flujo másico (kg/h)	169 400	Flujo másico (kg/h)	169 400
Temperatura (°C)	336	Temperatura (°C)	336
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	4,6	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	4,6
<b>Variables TV-V2</b>		<b>Variables TV-V2</b>	
Temperatura TV-V3 (°C)	48	Temperatura TV-V3 (°C)	48
Temperatura Domo (°C)	135	Temperatura Domo (°C)	135
Temperatura Fondo (°C)	336	Temperatura Fondo (°C)	336
<b>Capacidad (%)</b>	70	<b>Capacidad (%)</b>	70
<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	8,0	<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	7,6
<b>Alimentación a TV-V2</b>		<b>Alimentación a TV-V2</b>	
Fracción de vapor	0,11	Fracción de vapor	0,11
Flujo másico (kg/h)	123 250	Flujo másico (kg/h)	123 250
Temperatura (°C)	364	Temperatura (°C)	364
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3
<b>Gasolina desestabilizada</b>		<b>Gasolina desestabilizada</b>	
Flujo másico (kg/h)	711	Flujo másico (kg/h)	711
Temperatura (°C)	49	Temperatura (°C)	49
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	16,5	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	16,5
<b>Destilado Medio</b>		<b>Destilado Medio</b>	
Flujo másico (kg/h)	3 488	Flujo másico (kg/h)	3 488
Temperatura (°C)	263	Temperatura (°C)	263
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	6,3
<b>Fondo TV-V2</b>		<b>Fondo TV-V2</b>	
Flujo másico (kg/h)	149 000	Flujo másico (kg/h)	149 000
Temperatura (°C)	330	Temperatura (°C)	330
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	4,6	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	4,6
<b>Variables TV-V2</b>		<b>Variables TV-V2</b>	
Temperatura TV-V3 (°C)	48	Temperatura TV-V3 (°C)	48
Temperatura Domo (°C)	135	Temperatura Domo (°C)	135
Temperatura Fondo (°C)	330	Temperatura Fondo (°C)	330

### AVII.3. Simulación de la operación de despojamiento

**Tabla AVII.5.** Resultados de la simulación de la operación de despojamiento a las condiciones de diseño

<b>Capacidad (%)</b>	100
<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	9
<b>Alimentación a TV-V4</b>	
Flujo másico (kg/h)	20 900
Temperatura (°C)	324
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,3
<b>Retorno atomizado pesado</b>	
Flujo másico (kg/h)	9546
Temperatura (°C)	48
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1
<b>Reflujo atomizado pesado</b>	
Flujo másico (kg/h)	66 916
Temperatura (°C)	48
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1
<b>Atomizado pesado total (kg/h)</b>	76 462
<b>Fondo TV-V4</b>	
Flujo másico (kg/h)	202 400
Temperatura (°C)	321,3
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,4
<b>Variables TV-V4</b>	
Temperatura TV-V5 (°C)	48
Temperatura Domo (°C)	162
Temperatura Fondo (°C)	321

**Tabla AVII.6.** Resultados de la simulación de la operación de despojamiento a las condiciones actuales

<b>Capacidad (%)</b>	100	<b>Capacidad (%)</b>	100
<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	9,0	<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	8,5
<b>Alimentación a TV-V4</b>		<b>Alimentación a TV-V4</b>	
Flujo másico (kg/h)	210 100	Flujo másico (kg/h)	210 100
Temperatura (°C)	334	Temperatura (°C)	334
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,3
<b>Retorno atomizado pesado</b>		<b>Retorno atomizado pesado</b>	
Flujo másico (kg/h)	9 414	Flujo másico (kg/h)	9 397
Temperatura (°C)	48	Temperatura (°C)	48
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1
<b>Reflujo atomizado pesado</b>		<b>Reflujo atomizado pesado</b>	
Flujo másico (kg/h)	65 991	Flujo másico (kg/h)	65 872
Temperatura (°C)	48	Temperatura (°C)	78
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1
<b>Atomizado pesado total (kg/h)</b>	<b>75 405</b>	<b>Atomizado pesado total (kg/h)</b>	<b>75 269</b>
<b>Fondo TV-V4</b>		<b>Fondo TV-V4</b>	
Flujo másico (kg/h)	212 500	Flujo másico (kg/h)	212 500
Temperatura (°C)	343	Temperatura (°C)	343
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,4	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,4
<b>Variables TV-V4</b>		<b>Variables TV-V4</b>	
Temperatura TV-V5 (°C)	48	Temperatura TV-V5 (°C)	48
Temperatura Domo (°C)	168	Temperatura Domo (°C)	168
Temperatura Fondo (°C)	343	Temperatura Fondo (°C)	343
<b>Capacidad (%)</b>	<b>91</b>	<b>Capacidad (%)</b>	<b>91</b>
<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	<b>9,0</b>	<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	<b>8,5</b>
<b>Alimentación a TV-V4</b>		<b>Alimentación a TV-V4</b>	
Flujo másico (kg/h)	191 800	Flujo másico (kg/h)	191 800
Temperatura (°C)	331	Temperatura (°C)	331
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,3
<b>Retorno atomizado pesado</b>		<b>Retorno atomizado pesado</b>	
Flujo másico (kg/h)	9 462	Flujo másico (kg/h)	9 456
Temperatura (°C)	48	Temperatura (°C)	48
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1
<b>Reflujo atomizado pesado</b>		<b>Reflujo atomizado pesado</b>	
Flujo másico (kg/h)	66 326	Flujo másico (kg/h)	66 283
Temperatura (°C)	48	Temperatura (°C)	48
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1
<b>Atomizado pesado total (kg/h)</b>	<b>75 788</b>	<b>Atomizado pesado total (kg/h)</b>	<b>75 739</b>
<b>Fondo TV-V4</b>		<b>Fondo TV-V4</b>	
Flujo másico (kg/h)	193 100	Flujo másico (kg/h)	193 100
Temperatura (°C)	347	Temperatura (°C)	347
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,4	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,4
<b>Variables TV-V4</b>		<b>Variables TV-V4</b>	
Temperatura TV-V5 (°C)	48	Temperatura TV-V5 (°C)	48
Temperatura Domo (°C)	198	Temperatura Domo (°C)	166
Temperatura Fondo (°C)	347	Temperatura Fondo (°C)	347

**Tabla AVII.6.** Resultados de la simulación de la operación de despojamiento a las condiciones actuales (continuación)

<b>Capacidad (%)</b>	100	<b>Capacidad (%)</b>	100
<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	8,0	<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	7,6
<b>Alimentación a TV-V4</b>		<b>Alimentación a TV-V4</b>	
Flujo másico (kg/h)	210 100	Flujo másico (kg/h)	210 100
Temperatura (°C)	334	Temperatura (°C)	334
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,3
<b>Retorno atomizado pesado</b>		<b>Retorno atomizado pesado</b>	
Flujo másico (kg/h)	9 391	Flujo másico (kg/h)	9 392
Temperatura (°C)	48	Temperatura (°C)	48
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1
<b>Reflujo atomizado pesado</b>		<b>Reflujo atomizado pesado</b>	
Flujo másico (kg/h)	65 834	Flujo másico (kg/h)	65 834
Temperatura (°C)	48	Temperatura (°C)	48
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1
<b>Atomizado pesado total (kg/h)</b>	<b>75 225</b>	<b>Atomizado pesado total (kg/h)</b>	<b>75 226</b>
<b>Fondo TV-V4</b>		<b>Fondo TV-V4</b>	
Flujo másico (kg/h)	212 500	Flujo másico (kg/h)	212 500
Temperatura (°C)	343	Temperatura (°C)	343
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,4	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,4
<b>Variables TV-V4</b>		<b>Variables TV-V4</b>	
Temperatura TV-V5 (°C)	48	Temperatura TV-V5 (°C)	48
Temperatura Domo (°C)	168	Temperatura Domo (°C)	168
Temperatura Fondo (°C)	343	Temperatura Fondo (°C)	343
<b>Capacidad (%)</b>	<b>91</b>	<b>Capacidad (%)</b>	<b>91</b>
<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	<b>8,0</b>	<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	<b>7,6</b>
<b>Alimentación a TV-V4</b>		<b>Alimentación a TV-V4</b>	
Flujo másico (kg/h)	191 800	Flujo másico (kg/h)	191 800
Temperatura (°C)	332	Temperatura (°C)	332
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,3
<b>Retorno atomizado pesado</b>		<b>Retorno atomizado pesado</b>	
Flujo másico (kg/h)	9 451	Flujo másico (kg/h)	9 446
Temperatura (°C)	48	Temperatura (°C)	48
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1
<b>Reflujo atomizado pesado</b>		<b>Reflujo atomizado pesado</b>	
Flujo másico (kg/h)	66 249	Flujo másico (kg/h)	66 220
Temperatura (°C)	48	Temperatura (°C)	48
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1
<b>Atomizado pesado total (kg/h)</b>	<b>75 700</b>	<b>Atomizado pesado total (kg/h)</b>	<b>75 666</b>
<b>Fondo TV-V4</b>		<b>Fondo TV-V4</b>	
Flujo másico (kg/h)	193 100	Flujo másico (kg/h)	193 100
Temperatura (°C)	347	Temperatura (°C)	347
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,4	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,4
<b>Variables TV-V4</b>		<b>Variables TV-V4</b>	
Temperatura TV-V5 (°C)	48	Temperatura TV-V5 (°C)	48
Temperatura Domo (°C)	166	Temperatura Domo (°C)	166
Temperatura Fondo (°C)	347	Temperatura Fondo (°C)	347

**Tabla AVII.6.** Resultados de la simulación de la operación de despojamiento a las condiciones actuales (continuación)

<b>Capacidad (%)</b>	100	<b>Capacidad (%)</b>	91
<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	7,1	<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	7,1
<b>Alimentación a TV-V4</b>		<b>Alimentación a TV-V4</b>	
Flujo másico (kg/h)	210 100	Flujo másico (kg/h)	191 800
Temperatura (°C)	334	Temperatura (°C)	332
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,3
<b>Retorno atomizado pesado</b>		<b>Retorno atomizado pesado</b>	
Flujo másico (kg/h)	9 396	Flujo másico (kg/h)	9 462
Temperatura (°C)	48	Temperatura (°C)	48
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1
<b>Reflujo atomizado pesado</b>		<b>Reflujo atomizado pesado</b>	
Flujo másico (kg/h)	65 869	Flujo másico (kg/h)	66 327
Temperatura (°C)	368	Temperatura (°C)	48
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	48	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1
<b>Atomizado pesado total (kg/h)</b>	<b>75 265</b>	<b>Atomizado pesado total (kg/h)</b>	<b>75 789</b>
<b>Fondo TV-V4</b>		<b>Fondo TV-V4</b>	
Flujo másico (kg/h)	212 500	Flujo másico (kg/h)	193 100
Temperatura (°C)	343	Temperatura (°C)	347
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,4	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,4
<b>Variables TV-V4</b>		<b>Variables TV-V4</b>	
Temperatura TV-V5 (°C)	48	Temperatura TV-V5 (°C)	48
Temperatura Domo (°C)	168	Temperatura Domo (°C)	166
Temperatura Fondo (°C)	343	Temperatura Fondo (°C)	347
<b>Capacidad (%)</b>	<b>80</b>	<b>Capacidad (%)</b>	<b>70</b>
<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	<b>7,1</b>	<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	<b>7,1</b>
<b>Alimentación a TV-V4</b>		<b>Alimentación a TV-V4</b>	
Flujo másico (kg/h)	169 400	Flujo másico (kg/h)	149 000
Temperatura (°C)	327	Temperatura (°C)	347
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,3
<b>Retorno atomizado pesado</b>		<b>Retorno atomizado pesado</b>	
Flujo másico (kg/h)	9 487	Flujo másico (kg/h)	9 463
Temperatura (°C)	48	Temperatura (°C)	48
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1
<b>Reflujo atomizado pesado</b>		<b>Reflujo atomizado pesado</b>	
Flujo másico (kg/h)	66 505	Flujo másico (kg/h)	66 333
Temperatura (°C)	48	Temperatura (°C)	48
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1
<b>Atomizado pesado total (kg/h)</b>	<b>75 992</b>	<b>Atomizado pesado total (kg/h)</b>	<b>75 796</b>
<b>Fondo TV-V4</b>		<b>Fondo TV-V4</b>	
Flujo másico (kg/h)	169 300	Flujo másico (kg/h)	147 800
Temperatura (°C)	351	Temperatura (°C)	356
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,4	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,4
<b>Variables TV-V4</b>		<b>Variables TV-V4</b>	
Temperatura TV-V5 (°C)	48	Temperatura TV-V5 (°C)	48
Temperatura Domo (°C)	165	Temperatura Domo (°C)	166
Temperatura Fondo (°C)	351	Temperatura Fondo (°C)	356



**Tabla AVII.6.** Resultados de la simulación de la operación de despojamiento a las condiciones actuales (continuación)

<b>Capacidad (%)</b>	80	<b>Capacidad (%)</b>	80
<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	9,0	<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	8,5
<b>Alimentación a TV-V4</b>		<b>Alimentación a TV-V4</b>	
Flujo másico (kg/h)	169 400	Flujo másico (kg/h)	169 400
Temperatura (°C)	326	Temperatura (°C)	326
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,3
<b>Retorno atomizado pesado</b>		<b>Retorno atomizado pesado</b>	
Flujo másico (kg/h)	9 503	Flujo másico (kg/h)	9 498
Temperatura (°C)	48	Temperatura (°C)	48
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1
<b>Reflujo atomizado pesado</b>		<b>Reflujo atomizado pesado</b>	
Flujo másico (kg/h)	66 615	Flujo másico (kg/h)	66 582
Temperatura (°C)	48	Temperatura (°C)	48
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1
<b>Atomizado pesado total (kg/h)</b>	76 118	<b>Atomizado pesado total (kg/h)</b>	76 080
<b>Fondo TV-V4</b>		<b>Fondo TV-V4</b>	
Flujo másico (kg/h)	169 300	Flujo másico (kg/h)	169 300
Temperatura (°C)	351	Temperatura (°C)	351
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,4	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,4
<b>Variables TV-V4</b>		<b>Variables TV-V4</b>	
Temperatura TV-V5 (°C)	48	Temperatura TV-V5 (°C)	48
Temperatura Domo (°C)	165	Temperatura Domo (°C)	165
Temperatura Fondo (°C)	351	Temperatura Fondo (°C)	351
<b>Capacidad (%)</b>	70	<b>Capacidad (%)</b>	70
<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	9,0	<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	8,5
<b>Alimentación a TV-V4</b>		<b>Alimentación a TV-V4</b>	
Flujo másico (kg/h)	149 100	Flujo másico (kg/h)	149 100
Temperatura (°C)	320	Temperatura (°C)	320
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,3
<b>Retorno atomizado pesado</b>		<b>Retorno atomizado pesado</b>	
Flujo másico (kg/h)	9 485	Flujo másico (kg/h)	9 482
Temperatura (°C)	48	Temperatura (°C)	48
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1
<b>Reflujo atomizado pesado</b>		<b>Reflujo atomizado pesado</b>	
Flujo másico (kg/h)	66 487	Flujo másico (kg/h)	66 472
Temperatura (°C)	48	Temperatura (°C)	48
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1
<b>Atomizado pesado total (kg/h)</b>	75 972	<b>Atomizado pesado total (kg/h)</b>	75 954
<b>Fondo TV-V4</b>		<b>Fondo TV-V4</b>	
Flujo másico (kg/h)	147 800	Flujo másico (kg/h)	147 800
Temperatura (°C)	356	Temperatura (°C)	356
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,4	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,4
<b>Variables TV-V4</b>		<b>Variables TV-V4</b>	
Temperatura TV-V5 (°C)	48	Temperatura TV-V5 (°C)	48
Temperatura Domo (°C)	166	Temperatura Domo (°C)	166
Temperatura Fondo (°C)	356	Temperatura Fondo (°C)	356

**Tabla AVII.6.** Resultados de la simulación de la operación de despojamiento a las condiciones actuales (continuación)

<b>Capacidad (%)</b>	80	<b>Capacidad (%)</b>	80
<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	8,0	<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	7,6
<b>Alimentación a TV-V4</b>		<b>Alimentación a TV-V4</b>	
Flujo másico (kg/h)	169 400	Flujo másico (kg/h)	169 400
Temperatura (°C)	327	Temperatura (°C)	326
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,3
<b>Retorno atomizado pesado</b>		<b>Retorno atomizado pesado</b>	
Flujo másico (kg/h)	9 496	Flujo másico (kg/h)	9 492
Temperatura (°C)	48	Temperatura (°C)	48
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1
<b>Reflujo atomizado pesado</b>		<b>Reflujo atomizado pesado</b>	
Flujo másico (kg/h)	66 564	Flujo másico (kg/h)	66 536
Temperatura (°C)	48	Temperatura (°C)	48
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1
<b>Atomizado pesado total (kg/h)</b>	<b>76 060</b>	<b>Atomizado pesado total (kg/h)</b>	<b>76 028</b>
<b>Fondo TV-V4</b>		<b>Fondo TV-V4</b>	
Flujo másico (kg/h)	169 300	Flujo másico (kg/h)	169 300
Temperatura (°C)	351	Temperatura (°C)	353
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,4	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,4
<b>Variables TV-V4</b>		<b>Variables TV-V4</b>	
Temperatura TV-V5 (°C)	48	Temperatura TV-V5 (°C)	48
Temperatura Domo (°C)	165	Temperatura Domo (°C)	165
Temperatura Fondo (°C)	351	Temperatura Fondo (°C)	351
<b>Capacidad (%)</b>	<b>70</b>	<b>Capacidad (%)</b>	<b>70</b>
<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	<b>8,0</b>	<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	<b>7,6</b>
<b>Alimentación a TV-V4</b>		<b>Alimentación a TV-V4</b>	
Flujo másico (kg/h)	149 000	Flujo másico (kg/h)	149 000
Temperatura (°C)	320	Temperatura (°C)	320
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,3	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,3
<b>Retorno atomizado pesado</b>		<b>Retorno atomizado pesado</b>	
Flujo másico (kg/h)	9 471	Flujo másico (kg/h)	9 469
Temperatura (°C)	48	Temperatura (°C)	48
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1
<b>Reflujo atomizado pesado</b>		<b>Reflujo atomizado pesado</b>	
Flujo másico (kg/h)	66 392	Flujo másico (kg/h)	66 378
Temperatura (°C)	48	Temperatura (°C)	48
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,1
<b>Atomizado pesado total (kg/h)</b>	<b>75 863</b>	<b>Atomizado pesado total (kg/h)</b>	<b>75 847</b>
<b>Fondo TV-V4</b>		<b>Fondo TV-V4</b>	
Flujo másico (kg/h)	147 800	Flujo másico (kg/h)	147 800
Temperatura (°C)	356	Temperatura (°C)	356
Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,4	Presión (kg/cm <sup>2</sup> )	0,4
<b>Variables TV-V4</b>		<b>Variables TV-V4</b>	
Temperatura TV-V5 (°C)	48	Temperatura TV-V5 (°C)	48
Temperatura Domo (°C)	166	Temperatura Domo (°C)	166
Temperatura Fondo (°C)	356	Temperatura Fondo (°C)	356

#### AVII.4. Resumen global de la simulación de la unidad de viscorreducción

**Tabla AVII.7.** Resultados de la simulación para la operación global de la unidad a condiciones de diseño

<b>Capacidad (%)</b>	100
<b>Presión en el soaker (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	9,0
<b>Condiciones</b>	<b>Actual</b>
<b>Viscosidad carga (cSt)</b>	3,1
<b>Viscosidad residuo (cSt)</b>	1,4
<b>Reducción de viscosidad (%)</b>	55,9
<b>Gas TV-V3 (kg/h)</b>	1174
<b>Gas TV-V5 (kg/h)</b>	537
<b>Gas TV-V7 (kg/h)</b>	179
<b>Gasolina Merox (kg/h)</b>	3 914
<b>Residuo (kg/h)</b>	97 160
<b>Conversión (%)</b>	5,9

**Tabla AVII.8.** Resultados de la simulación para la operación global de la unidad con dos condiciones de modificación para la recirculación de atomizado pesado

Capacidad (%)	100				
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	9,0				
Condiciones	Actual	Flujo 1	Variación (%)	Flujo 2	Variación (%)
Viscosidad carga (cSt)	1,9	1,9		1,9	
Viscosidad residuo (cSt)	1,3	1,3		1,4	
Reducción de viscosidad (%)	30,6	29,5		28,6	
Gas TV-V3 (kg/h)	343	344	0,1	343	-0,2
Gas TV-V5 (kg/h)	334	338	1,2	342	2,3
Gas TV-V7 (kg/h)	44	45	1,2	45	2,0
Gasolina Merox (kg/h)	973	982	0,9	988	1,6
Residuo (kg/h)	102 000	102 100	0,1	102 200	0,2
Conversión (%)	1,7	1,7		1,7	
Capacidad (%)	91				
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	9,0				
Condiciones	Actual	Flujo 1	Variación (%)	Flujo 2	Variación (%)
Viscosidad carga (cSt)	1,9	1,9		1,9	
Viscosidad residuo (cSt)	1,4	1,3		1,3	
Reducción de viscosidad (%)	30,2	29,1		29,0	
Gas TV-V3 (kg/h)	314	314	0,0	314	0,0
Gas TV-V5 (kg/h)	297	301	1,3	305	2,7
Gas TV-V7 (kg/h)	40	40	0,8	40	1,6
Gasolina Merox (kg/h)	873	880	0,8	886	1,4
Residuo (kg/h)	92 680	92 770	0,1	92 880	0,2
Conversión (%)	1,6	1,7		1,7	
Capacidad (%)	80				
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	9,0				
Condiciones	Actual	Flujo 1	Variación (%)	Flujo 2	Variación (%)
Viscosidad carga (cSt)	1,9	1,9		1,9	
Viscosidad residuo (cSt)	1,4	1,4		1,4	
Reducción de viscosidad (%)	29,8	29,0		28,5	
Gas TV-V3 (kg/h)	274	274	-0,1	274	-0,1
Gas TV-V5 (kg/h)	259	262	1,4	266	2,7
Gas TV-V7 (kg/h)	35	35	0,9	35	1,0
Gasolina Merox (kg/h)	771	778	0,8	782	1,4
Residuo (kg/h)	81 280	81 380	0,1	81 470	0,2
Conversión (%)	1,6	1,7		1,7	
Capacidad (%)	70				
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	9,0				
Condiciones	Actual	Flujo 1	Variación (%)	Flujo 2	Variación (%)
Viscosidad carga (cSt)	1,9	1,9		1,9	
Viscosidad residuo (cSt)	1,4	1,4		1,4	
Reducción de viscosidad (%)	29,3	27,8		27,8	
Gas TV-V3 (kg/h)	237	237	0,0	237	0,0
Gas TV-V5 (kg/h)	228	232	1,6	235	3,0
Gas TV-V7 (kg/h)	31	31	0,9	31	1,8
Gasolina Merox (kg/h)	679	685	0,9	690	1,6
Residuo (kg/h)	70 940	71 040	0,1	71 140	0,3
Conversión (%)	1,7	1,7		1,7	
Capacidad (%)	100				
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	7,1				
Condiciones	Actual	Flujo 1	Variación (%)	Flujo 2	Variación (%)
Viscosidad carga (cSt)	1,9	1,9		1,9	
Viscosidad residuo (cSt)	1,3	1,3		1,4	
Reducción de viscosidad (%)	30,6	29,5		28,6	
Gas TV-V3 (kg/h)	344	343	-0,2	343	-0,2
Gas TV-V5 (kg/h)	333	338	1,4	341	2,4
Gas TV-V7 (kg/h)	44	45	1,6	45	2,3
Gasolina Merox (kg/h)	970	982	1,2	988	1,9
Residuo (kg/h)	102 000	102 100	0,1	102 200	0,2
Conversión (%)	1,7	1,7		1,7	

**Tabla AVII.8.** Resultados de la simulación para la operación global de la unidad con dos condiciones de modificación para la recirculación de atomizado pesado (continuación)

Capacidad (%)	100				
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	8,5				
Condiciones	Actual	Flujo 1	Variación (%)	Flujo 2	Variación (%)
Viscosidad carga (cSt)	1,9	1,9		1,9	
Viscosidad residuo (cSt)	1,3	1,3		1,4	
Reducción de viscosidad (%)	30,6	29,4		28,6	
Gas TV-V3 (kg/h)	343	343	-0,2	343	-0,2
Gas TV-V5 (kg/h)	334	338	1,0	342	2,3
Gas TV-V7 (kg/h)	44	45	1,3	45	2,0
Gasolina Merox (kg/h)	973	982	0,9	988	1,5
Residuo (kg/h)	102 000	102 100	0,1	102 200	0,2
Conversión (%)	1,7	1,7		1,7	
Capacidad (%)	91				
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	8,5				
Condiciones	Actual	Flujo 1	Variación (%)	Flujo 2	Variación (%)
Viscosidad carga (cSt)	1,9	1,9		1,9	
Viscosidad residuo (cSt)	1,4	1,3		1,3	
Reducción de viscosidad (%)	30,2	29,1		29,0	
Gas TV-V3 (kg/h)	314	314	0,0	314	0,0
Gas TV-V5 (kg/h)	297	301	1,3	305	2,6
Gas TV-V7 (kg/h)	40	40	0,7	40	1,5
Gasolina Merox (kg/h)	875	880	0,6	886	1,3
Residuo (kg/h)	92 680	92 770	0,1	92 880	0,2
Conversión (%)	1,6	1,7		1,7	
Capacidad (%)	80				
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	8,5				
Condiciones	Actual	Flujo 1	Variación (%)	Flujo 2	Variación (%)
Viscosidad carga (cSt)	1,9	1,9		1,9	
Viscosidad residuo (cSt)	1,4	1,4		1,4	
Reducción de viscosidad (%)	29,8	29,0		28,5	
Gas TV-V3 (kg/h)	274	274	0,0	274	-0,1
Gas TV-V5 (kg/h)	259	262	1,4	265	2,7
Gas TV-V7 (kg/h)	35	35	0,8	36	1,5
Gasolina Merox (kg/h)	772	777	0,7	782	1,3
Residuo (kg/h)	81 290	81 380	0,1	81 470	0,2
Conversión (%)	1,6	1,7		1,7	
Capacidad (%)	70				
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	8,5				
Condiciones	Actual	Flujo 1	Variación (%)	Flujo 2	Variación (%)
Viscosidad carga (cSt)	1,9	1,9		1,9	
Viscosidad residuo (cSt)	1,4	1,4		1,4	
Reducción de viscosidad (%)	29,3	27,8		27,8	
Gas TV-V3 (kg/h)	237	237	0,0	237	0,0
Gas TV-V5 (kg/h)	228	232	1,6	235	3,0
Gas TV-V7 (kg/h)	31	31	0,9	31	1,8
Gasolina Merox (kg/h)	674	685	1,6	690	2,4
Residuo (kg/h)	70 940	71 040	0,1	71 140	0,3
Conversión (%)	1,6	1,7		1,7	
Capacidad (%)	91				
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	7,1				
Condiciones	Actual	Flujo 1	Variación (%)	Flujo 2	Variación (%)
Viscosidad carga (cSt)	1,9	1,9		1,9	
Viscosidad residuo (cSt)	1,4	1,3		1,3	
Reducción de viscosidad (%)	30,2	29,1		29,0	
Gas TV-V3 (kg/h)	314	314	0,0	314	0,0
Gas TV-V5 (kg/h)	296	300	1,4	304	2,6
Gas TV-V7 (kg/h)	40	40	0,7	40	1,5
Gasolina Merox (kg/h)	875	880	0,6	886	1,3
Residuo (kg/h)	92 670	92 770	0,1	92 870	0,2
Conversión (%)	1,6	1,7		1,7	

**Tabla AVII.8.** Resultados de la simulación para la operación global de la unidad con dos condiciones de modificación para la recirculación de atomizado pesado (continuación)

Capacidad (%)	100				
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	8,0				
Condiciones	Actual	Flujo 1	Variación (%)	Flujo 2	Variación (%)
Viscosidad carga (cSt)	1,9	1,9		1,9	
Viscosidad residuo (cSt)	1,3	1,3		1,4	
Reducción de viscosidad (%)	30,6	29,5		28,6	
Gas TV-V3 (kg/h)	343	343	-0,1	343	-0,2
Gas TV-V5 (kg/h)	334	338	1,2	342	2,2
Gas TV-V7 (kg/h)	44	45	1,2	45	1,9
Gasolina Merox (kg/h)	974	982	0,8	988	1,5
Residuo (kg/h)	102 000	102 100	0,1	102 200	0,2
Conversión (%)	1,7	1,7		1,7	
Capacidad (%)	91				
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	8,0				
Condiciones	Actual	Flujo 1	Variación (%)	Flujo 2	Variación (%)
Viscosidad carga (cSt)	1,9	1,9		1,9	
Viscosidad residuo (cSt)	1,4	1,3		1,3	
Reducción de viscosidad (%)	30,2	29,1		29,0	
Gas TV-V3 (kg/h)	314	314	-0,1	314	-0,1
Gas TV-V5 (kg/h)	297	300	1,3	304	2,6
Gas TV-V7 (kg/h)	40	40	0,7	40	1,5
Gasolina Merox (kg/h)	874	880	0,6	886	1,3
Residuo (kg/h)	92 680	92 770	0,1	92 880	0,2
Conversión (%)	1,6	1,7		1,7	
Capacidad (%)	80				
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	8,0				
Condiciones	Actual	Flujo 1	Variación (%)	Flujo 2	Variación (%)
Viscosidad carga (cSt)	1,9	1,9		1,9	
Viscosidad residuo (cSt)	1,4	1,4		1,4	
Reducción de viscosidad (%)	29,8	29,0		28,5	
Gas TV-V3 (kg/h)	274	274	0,0	274	0,0
Gas TV-V5 (kg/h)	258	262	1,5	265	2,7
Gas TV-V7 (kg/h)	35	35	0,8	36	1,5
Gasolina Merox (kg/h)	772	777	0,7	782	1,4
Residuo (kg/h)	81 280	81 380	0,1	81 470	0,2
Conversión (%)	1,6	1,7		1,7	
Capacidad (%)	70				
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	8,0				
Condiciones	Actual	Flujo 1	Variación (%)	Flujo 2	Variación (%)
Viscosidad carga (cSt)	1,9	1,9		1,9	
Viscosidad residuo (cSt)	1,4	1,4		1,4	
Reducción de viscosidad (%)	29,3	27,8		27,8	
Gas TV-V3 (kg/h)	237	237	0,0	237	0,0
Gas TV-V5 (kg/h)	228	232	1,6	235	2,9
Gas TV-V7 (kg/h)	31	31	0,9	31	1,8
Gasolina Merox (kg/h)	680	686	0,9	691	1,6
Residuo (kg/h)	70 950	71 040	0,1	71 140	0,3
Conversión (%)	1,7	1,7		1,7	
Capacidad (%)	80				
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	7,1				
Condiciones	Actual	Flujo 1	Variación (%)	Flujo 2	Variación (%)
Viscosidad carga (cSt)	1,9	1,9		1,9	
Viscosidad residuo (cSt)	1,4	1,4		1,4	
Reducción de viscosidad (%)	29,8	29,0		28,5	
Gas TV-V3 (kg/h)	274	274	0,0	274	0,0
Gas TV-V5 (kg/h)	258	262	1,4	265	2,6
Gas TV-V7 (kg/h)	35	36	3,6	36	1,6
Gasolina Merox (kg/h)	772	778	0,7	784	1,5
Residuo (kg/h)	81 280	81 380	0,1	81 470	0,2
Conversión (%)	1,6	1,7		1,7	

**Tabla AVII.8.** Resultados de la simulación para la operación global de la unidad con dos condiciones de modificación para la recirculación de atomizado pesado (continuación)

Capacidad (%)	100				
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	7,6				
Condiciones	Actual	Flujo 1	Variación (%)	Flujo 2	Variación (%)
Viscosidad carga (cSt)	1,9	1,9		1,9	
Viscosidad residuo (cSt)	1,3	1,3		1,4	
Reducción de viscosidad (%)	30,6	29,5		28,6	
Gas TV-V3 (kg/h)	343	343	-0,1	343	-0,2
Gas TV-V5 (kg/h)	334	338	1,1	341	2,2
Gas TV-V7 (kg/h)	44	45	1,2	45	1,9
Gasolina Merox (kg/h)	974	982	0,8	988	1,4
Residuo (kg/h)	102 000	102 100	0,1	102 200	0,2
Conversión (%)	1,7	1,7		1,7	
Capacidad (%)	91				
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	7,6				
Condiciones	Actual	Flujo 1	Variación (%)	Flujo 2	Variación (%)
Viscosidad carga (cSt)	1,9	1,9		1,9	
Viscosidad residuo (cSt)	1,4	1,3		1,3	
Reducción de viscosidad (%)	30,2	29,1		29,0	
Gas TV-V3 (kg/h)	314	314	0,0	314	0,0
Gas TV-V5 (kg/h)	296	300	1,3	304	2,6
Gas TV-V7 (kg/h)	40	40	0,7	40	1,5
Gasolina Merox (kg/h)	875	880	0,7	886	1,3
Residuo (kg/h)	92 680	92 770	0,1	92 870	0,2
Conversión (%)	1,6	1,7		1,7	
Capacidad (%)	80				
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	7,6				
Condiciones	Actual	Flujo 1	Variación (%)	Flujo 2	Variación (%)
Viscosidad carga (cSt)	1,9	1,9		1,9	
Viscosidad residuo (cSt)	1,4	1,4		1,4	
Reducción de viscosidad (%)	29,8	29,0		28,5	
Gas TV-V3 (kg/h)	274	274	0,0	274	0,0
Gas TV-V5 (kg/h)	258	262	1,4	265	2,6
Gas TV-V7 (kg/h)	35	35	0,8	36	1,5
Gasolina Merox (kg/h)	772	778	0,7	783	1,4
Residuo (kg/h)	81 280	81 380	0,1	81 470	0,2
Conversión (%)	1,6	1,7		1,7	
Capacidad (%)	70				
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	7,6				
Condiciones	Actual	Flujo 1	Variación (%)	Flujo 2	Variación (%)
Viscosidad carga (cSt)	1,9	1,9		1,9	
Viscosidad residuo (cSt)	1,4	1,4		1,4	
Reducción de viscosidad (%)	29,3	27,8		27,8	
Gas TV-V3 (kg/h)	237	237	0,0	237	0,0
Gas TV-V5 (kg/h)	228	231	1,5	235	2,9
Gas TV-V7 (kg/h)	31	31	0,9	31	1,8
Gasolina Merox (kg/h)	680	686	0,9	691	1,6
Residuo (kg/h)	70 950	71 040	0,1	71 140	0,3
Conversión (%)	1,7	1,7		1,7	
Capacidad (%)	70				
Presión en el soaker (kg/cm <sup>2</sup> )	7,1				
Condiciones	Actual	Flujo 1	Variación (%)	Flujo 2	Variación (%)
Viscosidad carga (cSt)	1,9	1,9		1,9	
Viscosidad residuo (cSt)	1,4	1,4		1,4	
Reducción de viscosidad (%)	29,3	27,8		27,8	
Gas TV-V3 (kg/h)	237	237	0,0	237	0,0
Gas TV-V5 (kg/h)	228	2301	1,4	235	3,0
Gas TV-V7 (kg/h)	31	31	0,9	31	1,7
Gasolina Merox (kg/h)	680	686	0,8	691	1,5
Residuo (kg/h)	70 940	71 030	0,1	71 140	0,3
Conversión (%)	1,7	1,7		1,7	

**AVII.5. Valores promedios para la viscosidad de la alimentación, residuo y reducción de viscosidad a distintas capacidades**

**Tabla AVII.9.** Resultados de la simulación de la reducción de viscosidad a distintas capacidades

<b>Capacidad</b>	<b>100%</b>		
<b>Condiciones</b>	<b>Actual</b>	<b>Condición 1</b>	<b>Condición 2</b>
Viscosidad alimentación	1,94	1,90	1,90
Viscosidad residuo	1,34	1,34	1,35
Reducción de viscosidad	30,56	29,46	28,63
Desviación estándar	0,13	0,50	0,04
<b>Capacidad</b>	<b>91%</b>		
<b>Condiciones</b>	<b>Actual</b>	<b>Condición 1</b>	<b>Condición 2</b>
Viscosidad alimentación	1,94	1,90	1,89
Viscosidad residuo	1,35	1,34	1,34
Reducción de viscosidad	30,25	29,06	29,02
Desviación estándar	0,11	0,05	0,05
<b>Capacidad</b>	<b>80%</b>		
<b>Condiciones</b>	<b>Actual</b>	<b>Condición 1</b>	<b>Condición 2</b>
Viscosidad alimentación	1,94	1,91	1,89
Viscosidad residuo	1,36	1,36	1,35
Reducción de viscosidad	29,80	28,99	28,50
Desviación estándar	0,00	0,04	0,05
<b>Capacidad</b>	<b>70%</b>		
<b>Condiciones</b>	<b>Actual</b>	<b>Condición 1</b>	<b>Condición 2</b>
Viscosidad alimentación	1,94	1,90	1,89
Viscosidad residuo	1,37	1,37	1,36
Reducción de viscosidad	29,33	27,82	27,84
Desviación estándar	0,04	0,09	0,04



## ANEXO VIII

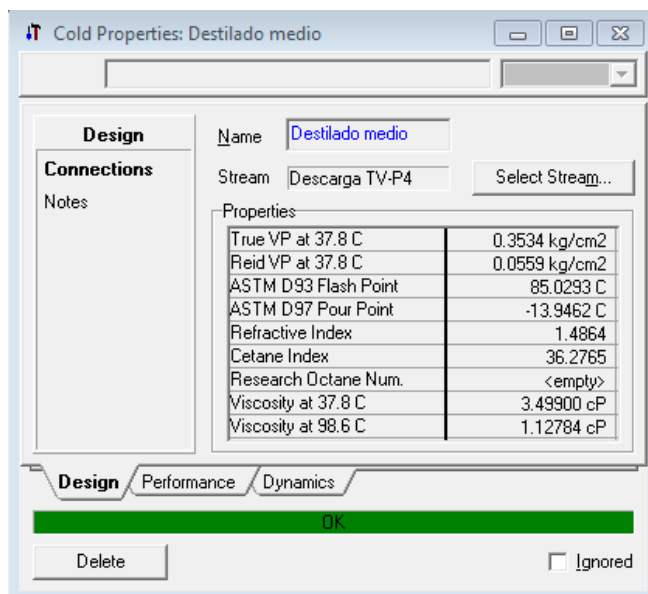
### PROCEDIMIENTOS PARA EL PLANTEAMIENTO DEL MODELO DE TUBERÍAS

#### AVIII.1. Caracterización del atomizado pesado y el destilado medio

Se utilizaron los datos de la caracterización del atomizado pesado y el destilado medio proporcionados por el simulador Hysys Refinery 1.1 y la aplicación de la herramienta utilidades (Utilities) a las condiciones de diseño de la unidad, es decir, capacidad del 100% y con una presión de operación del soaker de  $9,0 \text{ kg/cm}^2$ . En las Figuras AVIII.1 y AVIII.2 se muestran las interfaces mostradas por el simulador para la obtención de los datos para la caracterización del fluido.

Worksheet	Stream Name	Descarga TV-P4
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.00000
	Temperature [C]	269.71
Properties	Pressure [kg/cm2]	6.2700
Composition	Actual Vol. Flow [m3/h]	8.7060
Notes	Mass Enthalpy [kJ/kg]	-1606.614.88 kPa
K Value	Mass Entropy [kJ/kg-C]	2.5126.1488 bar
Package Properties	Molecular Weight	202.289.180 psia
	Molar Density [kgmole/m3]	3.3001 Calculated by: TV-P4
	Mass Density [kg/m3]	667.56
	Std Ideal Liq Mass Density [kg/m3]	870.19
	Liq Mass Density @Std Cond [kg/m3]	871.70
	Molar Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	556.17
	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2.7496
	Thermal Conductivity [W/m-K]	9.8577e-002
	Viscosity [cP]	0.19418
	Surface Tension [dyne/cm]	10.294
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	556.17
	Z Factor	4.1278e-002
	Vap. Frac. (molar basis)	0.00000
	Vap. Frac. (mass basis)	0.00000
	Vap. Frac. (Volume Basis)	0.00000
	Molar Volume [m3/kgmole]	0.30300
	Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	<empty>
	Act. Liq. Flow [m3/s]	2.4183e-003
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	0.0072

**Figura AVIII.1.** Interface mostrada tuberías para las propiedades de la descarga de destilado medio de la bomba TV-P4 en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1



**Figura AVIII.2.** Interface mostrada para la determinación de las propiedades frías (Cold properties) para la descarga de destilado medio de la bomba TV-P4 en el entorno del simulador Hysys Refinery 1.1

## AVIII.2. Dimensionamiento del sistema de tuberías

Para la determinación del diámetro interno de la tubería para la instalación de la modificación para la corriente de destilado medio y de atomizado pesado se utilizaron las consideraciones que se muestran en la Tabla AVIII.1:

**Tabla AVIII.1.** Parámetros de operación máximos para las corrientes en exceso de destilado medio y atomizado pesado

Fluido	Destilado medio	Atomizado pesado
Flujo máximo (kg/h)	1 000	1 000
Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	667,6	818,5
Velocidad de flujo* (m/s)	1	1

\*Velocidad típica utilizada para estimar el tamaño de tubería indicada en Sinnott, 2006.

A continuación se muestra el ejemplo de cálculo para la corriente de destilado medio. A través de la ecuación [AVIII.1] se determinó el área transversal de la tubería y mediante la ecuación [AVIII.2] se determinó el diámetro interno.

$$A = \frac{\dot{V}}{v}$$

[AVIII.1]

Donde:

$A$ : área transversal ( $m^2$ )

$\dot{V}$ : flujo volumétrico ( $m^3/s$ )

$v$ : velocidad de flujo ( $m/s$ )

$$A = \frac{0,000416 \frac{m^3}{s}}{1 \frac{m}{s}} = 0,000416 m^2$$

$$A = \pi * \left(\frac{d}{2}\right)^2$$

[AVIII.2]

Donde:

$d$ : diámetro interior de la tubería (mm)

De la ecuación AVIII.2 se obtuvo que el diámetro interior para el flujo de destilado medio fue de 23,02 mm (0,91 pulgadas) para el flujo de atomizado pesado correspondió a 19,20 mm (0,80 pulgadas).

Para la determinación del grosor de la tubería se utilizó la ecuación [AVIII.3] que se tomó de la sección S301.2 Design Conditions del código ASME B31.3, 2004.

$$t_m = \frac{P * (d + 2 * c)}{2 * [S * E + P * Y]} + c$$

[AVIII.3]

Donde:

$t_m$ : grosor mínimo de pared que incluye las tolerancias mecánicas, de corrosión y erosión (mm)

$P$ : presión interna de diseño (kPa)

$d$ : diámetro interno de la tubería (mm)

$c$ : suma de las tolerancias mecánicas, de corrosión y erosión (mm)

$S$ : tensión permitida (kPa) tomada de la Tabla A-1 de ASME, 2004

- E*: factor de calidad tomado de las Tablas A-1A o A-1B de ASME, 2004  
*Y*: coeficiente Y tomado de la Tabla 304.1.1 de ASME, 2004

$$t_m = \frac{2\,068,43\text{ kPa} * (23\text{ mm} + 2 * 1\text{ mm})}{2 * [100\,663,79\text{ kPa} * 0,8 + 2\,068,43\text{ kPa} * 0,4]} + 1\text{ mm} = 1,33\text{ mm}$$

El grosor mínimo de la pared de la tubería encontrado fue de 1,32 mm (0,052 pulgadas) para el destilado medio y 1,28 mm (0,050 pulgadas) para el atomizado pesado. Con estos valores se escogió, para los dos casos, la tubería de diámetro nominal de 1 pulgada y cédula 40, que es la más usada según lo recomienda Sinnott, 2006.

### AVIII.3. Determinación de la presión inicial para el modelo de tuberías

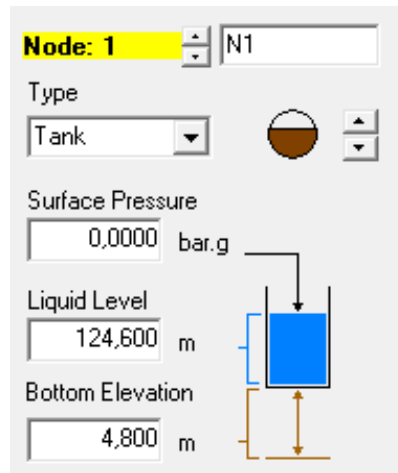
Para la determinación de la presión inicial se utilizó el criterio de presión hidrostática mediante la ecuación [AVIII.4] a continuación:

$$P_{hidrostática} = \text{gravedad} * \text{densidad} * \text{altura} \quad [\text{AVIII.4}]$$

La presión inicial se determinó con base en la presión de operación de las bombas. Se utilizó el valor de la gravedad y la densidad para determinar la altura que se introdujo en el simulador para los cálculos.

$$P_{hidrostática} = 9,8 \frac{m}{s^2} * 818,49 \frac{kg}{m^3} * h = 1\,000\,000\text{ Pa}$$

Se determinó que la altura para el sistema de atomizado pesado corresponde a 124,6 m y se insertó este valor en el simulador de tuberías como lo muestra la Figura AVIII.3.



**Figura AVIII.3.** Determinación de la altura hidrostática para la presión inicial en el simulador de tuberías para el sistema de atomizado pesado

#### **AVIII.4. Determinación de las pérdidas de carga originadas por la placa orificio**

Para la determinación de las pérdidas de carga originadas por la placa orificio se creó este accesorio y se agregó a la base de datos del programa de simulación con las siguientes consideraciones.

Con base en el estudio realizado por Jianhua *et al.*, 2010, se usó el rango del valor de  $\beta$  (diámetro menor/diámetro mayor) entre 0,4 y 0,8.

Se utilizó la ecuación [AVIII.5] dada por Simpson y Weirick, 1978, que se muestra a continuación:

$$K = 2,8(1 - \beta^2) \left[ \left( \frac{1}{\beta} \right)^4 - 1 \right]$$

[AVIII.5]

Donde:

$K$ : Pérdida de carga de la placa orificio

$\beta$ : Relación diámetro menor/diámetro mayor

Se calcularon los valores de  $K$  para el rango de  $\beta$  entre 0,4 y 0,8 como se muestra en la Tabla AVIII.2.

**Tabla AVIII.2.** Valores de K para orificios en función del valor de  $\beta$ 

$\beta$	K
0,4	89,5
0,5	31,5
0,6	12,0
0,7	4,5
0,8	1,5

Para los cálculos se seleccionó el valor de K correspondiente a  $\beta=0,5$ . Este valor fue introducido en el simulador de tuberías para la creación de la placa orificio como se muestra en la Figura AVIII.4.

**Create new fitting:**

Symbol	Type	Metric	Imperial	Description	K value
	Orifice	25 mm	1"	Placa orificio	31,50

Change    Click fittings list or calculate buttons to select fitting information  
Amend data in this panel to create new fitting types

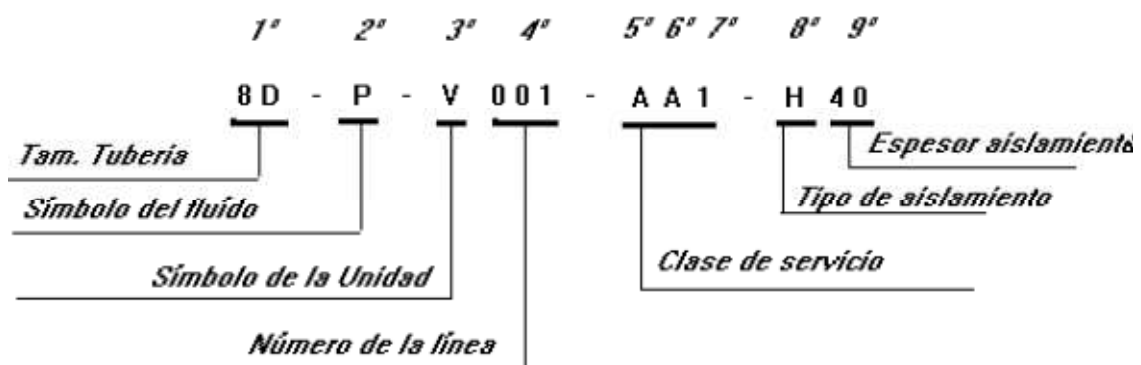
Cancel  
Save this fitting data to list  
Add this fitting to pipe

**Figura AVIII.4.** Creación de un accesorio que introduzca la pérdida de carga originada por la placa orificio

## ANEXO IX

### IDENTIFICACIÓN DE TUBERÍAS

Para la identificación de las líneas de tubería de un proceso en cuanto al tamaño, tipo de fluido, clase de servicio, símbolo de la unidad, número de la línea, tipo de aislamiento y espesor se utiliza una combinación de letras y números que se describe a continuación en la Figura AIX.1. (Petroindustrial, 2010)



**Figura AIX.1.** Esquema para identificación de líneas de tubería  
(Petroindustrial, 2010)

- 1º Tamaño (diámetro) de la tubería
- 2º Identificación del fluido que se maneja en la línea
- 3º Símbolo de la unidad de proceso
- 4º Número que identifica a la tubería
- 5º Indica la presión que se maneja en la línea
- 6º Indica el material de la tubería
- 7º Indica el número de accesorios de la línea
- 8º Indica el tipo de aislamiento
- 9º Espesor del aislamiento dado en milímetros

En las Tablas AIX.1 a AIX. 5 se muestra el significado de cada dígito y letra utilizado para esta codificación.

**Tabla AIX.1.** Símbolo de acuerdo al tipo de fluido

<b>Símbolo</b>	<b>Fluido</b>
AM	Amoniaco
F	Antorcha
FG	Gas combustible
FO	Aceite combustible
FW	Agua contra incendios
HY	Hidrógeno
IH	Inhibidor
K	Cáustico
N	Nitrógeno
HSS	Vapor supercalentado 600 psi
HS	Vapor saturado 600 psi
MS	Vapor saturado 150 psi
MSS	Vapor supercalentado 150 psi
LSS	Vapor supercalentado 50 psi
LS	Vapor saturado
SC	Condensado
PA	Aire de planta
P	Hidrocarburos en procesos
Z	Químicos
BFWH	Agua de alimentación para calderas 600 psi
BFWL	Agua de alimentación para calderas 159 psi
CWS	Agua de enfriamiento suministro
CWR	Agua de enfriamiento retorno
DS	Aceite contaminado o/y fuera de especificaciones
WW	Agua de desechos
TCWS	Suministro de agua temperada de enfriamiento
TCWR	Retorno de agua temperada de enfriamiento
PW	Agua potable
RW	Agua de refinería
SM	Ácido sulfúrico
IA	Aire de instrumentos
CA	Catalizador
TW	Agua tratada
V	Venteo a la atmósfera
RM	Aceite de destapado

(Petroindustrial, 2010)



**Tabla AIX.2.** Símbolo de acuerdo a la unidad de proceso

<b>Símbolo</b>	<b>Nombre</b>
C	Unidad de destilación de crudo
C1	Unidad de destilación de crudo 1
C2	Unidad de destilación de crudo 2
V	Unidad de destilación al vacío 1
VL	Unidad de destilación al vacío 2
F	Unidad de desintegración catalítica (FCC)
G	Unidad de concentración de gases
P	Unidad de reformación (Platforming)
CCR	Unidad de reformación Continua ( P1- P2 – P3)
HDT	Unidad Hidrodesulfuradora de Nafta
HDS	Unidad Hidrodesulfuradora de Diesel
TV	Unidad rompedora de viscosidad (Visbreaking 1)
TV1	Unidad rompedora de viscosidad (Visbreaking 2)
U	Unidad de tratamiento de gases 1 de Refinería
U1	Unidad de tratamiento de gases 2 de Refinería
AO	Unidad de oxidación de asfaltos
ME 100	Unidad Merox (combustible jet)
ME 200	Unidad Merox (gasolina FCC. Nafta de Visbreaking)
ME 300	Unidad Merox ( C3 / C4 LPG)
S	Unidad recuperadora de azufre 1
S1	Unidad recuperadora de azufre 2
Y 1500	Sistema de aire
Y 2000	Sistema para tea
Y 2500	Sistema de combustible de refinería
Y 3000	Sistema de agua
Y 4000	Sistema de tratamiento de desechos
Y 5000	Sistema de carga a camión contra incendios
Y 7000	Sistema de vapor y alimentación de agua
Y 8000	Sistema de transferencia, almacenaje, mezcla
Z	Unidad de agotamiento de agua de desechos
Z1	Unidad de agotamiento de aguas amargas 1
Z2	Unidad de agotamiento de aguas amargas 2

(Petroindustrial, 2010)

**Tabla AIX.3.** Símbolo de acuerdo a la presión de la línea

Símbolo	Presión (psi)
N	125
A	150
B	300
D	600
E	900
F	1 500
G	2 500

(Petroindustrial, 2010)

**Tabla AIX.4.** Símbolo de acuerdo al material

Símbolo	Material	Composición
A	Acero al carbono	STPG 38 (A 53 Gr. A)
B	Acero al carbón	STPT 38 (A 106 Gr. A)
C	Acero con baja aleación	STPA 25 (A 335 P5) Cr-Mo
D	Acero con baja aleación	STPA 23 (A 335 P11) Cr-Mo
S	Acero inoxidable	SUS 316 (A 312 TP 316) 18 %
Y	Tubería de caucho	STPG 38 interior de caucho

(Petroindustrial, 2010)

**Tabla AIX.5.** Símbolo de acuerdo al tipo de aislamiento

Símbolo	Aislamiento
H	Conservación del calor
S	Vena de vapor con aislamiento
P	Protección personal
J	Camisa de vapor con aislamiento

(Petroindustrial, 2010)

## ANEXO X

### RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE TUBERÍAS

En las Figuras AX.1 y AX.2 se muestra el informe de resumen generado por el simulador Pipe Flow Expert 2007 para la resolución de los sistemas de tuberías en estudio.

#### AX.1. Recirculación de atomizado pesado al tambor de balance

```

-----
Pipe Flow Expert - Results Log
-----
Generating Network equations... Solving Network equations...
Iteration 1
Start flow estimates using initial discharge velocity of 0,100m/sec
Found Approximate Solution (1 calculation)
Found Accurate Solution (1 calculation)
Final Solution Details:
-----
Darcy-Weisbach Calculation method with ColeBrook-White Friction Factor equations.
Pressure balances accurate to: 0,000010 bar
Pressure balances accurate to: 0,000010 bar
Configuration:
Pipes: 12, Tanks: 1, Join Points: 11, Demand Pressures: 1, Pumps: 0, Components: 0, Flow Controls: 1
Overall Volumes:
Flow Demands In: 0,0000 m3/sec, Flow Demands Out: 0,0000 m3/sec, Flow Controls: 0,0007 m3/sec
System Volume: 0,013 m3 (does not include any closed pipes)
Total Friction Losses in all pipes is: 0,173866 bar
Total Fitting Losses in all pipes is: 0,560019 bar
Total Component Losses in all pipes is: 0,000000 bar
Total Flow Control Losses in all pipes is: 0,271272 bar
Lowest Pressure at any node is: 9,020000 bar (N13)
Highest Pressure at any node is: 10,044439 bar (N5)
Lowest Elevation of any node is: 0,000 m (N7)
Highest Elevation of any node is: 4,800 m (N1)
Checking Results...
No issues to report.
-----

```

**Figura AX.1.** Resumen de resultados para la simulación de la recirculación de atomizado pesado al tambor de balance del simulador Pipe Flow Expert 2007

## AX.2. Desvío de destilado medio a la línea de fuel oil

```

-----
Pipe Flow Expert - Results Log
-----
Generating Network equations... Solving Network equations...
Iteration 1
Start flow estimates using initial discharge velocity of 0,100m/sec
Found Approximate Solution (1 calculation)
Found Accurate Solution (1 calculation)
Final Solution Details:
-----
Darcy-Weisbach Calculation method with ColeBrook-White Friction Factor equations.
Pressure balances accurate to: 0,000010 bar
Pressure balances accurate to: 0,000010 bar
Configuration:
Pipes: 11, Tanks: 1, Join Points: 10, Demand Pressures: 1, Pumps: 0, Components: 0
Flow Controls: 1
Overall Volumes:
Flow Demands In: 0,0000 m³/sec
Flow Demands Out: 0,0000 m³/sec
Flow Controls: 0,0006 m³/sec
System Volume: 0,018 m³ (does not include any closed pipes)
Total Friction Losses in all pipes is: 0,114194 bar
Total Fitting Losses in all pipes is: 0,323983 bar
Total Component Losses in all pipes is: 0,000000 bar
Total Flow Control Losses in all pipes is: 0,548862 bar
Lowest Pressure at any node is: 6,000000 bar (N13)
Highest Pressure at any node is: 6,869204 bar (N1)
Lowest Elevation of any node is: 0,300 m (N7)
Highest Elevation of any node is: 4,000 m (N2)
Checking Results...
No issues to report.

```

**Figura AX.2.** Resumen de resultados para la simulación del desvío de destilado medio a la línea de fuel oil en el simulador Pipe Flow Expert 2007