

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

**EVALUACIÓN DE LA FACTIBILIDAD DE INCREMENTAR
LA CAPACIDAD DE PROCESAMIENTO DEL ÁREA DE
COQUIFICACIÓN RETARDADA DEL COMPLEJO
MEJORADOR DE CRUDO EXTRAPESADO
PETROLERA AMERIVEN**

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por la Br. Mariño D., Maryeri A.
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, junio de 2007

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

**EVALUACIÓN DE LA FACTIBILIDAD DE INCREMENTAR
LA CAPACIDAD DE PROCESAMIENTO DEL ÁREA DE
COQUIFICACIÓN RETARDADA DEL COMPLEJO
MEJORADOR DE CRUDO EXTRAPESADO
PETROLERA AMERIVEN**

TUTOR ACADÉMICO: Prof. Humberto Kum
TUTOR INDUSTRIAL: Ing. Rebeca Poleo

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por la Br. Mariño D., Maryeri A.
Para optar al Título
de Ingeniero Químico

Caracas, junio de 2007

Caracas, Junio de 2007

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

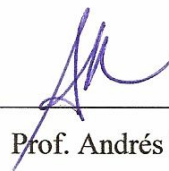
“Evaluación de la Factibilidad de Incrementar la Capacidad de Procesamiento del Área de Coquificación Retardada del Complejo Mejorador de Crudo Extrapesado Petrolera Ameriven”

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



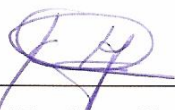
Prof. Luis García

Jurado



Prof. Andrés Rosales

Jurado



Prof. Humberto Kum

Tutor Académico

Ing. Rebeca Poleo

Tutor Industrial

DEDICATORIA

A Jehová Dios por estar presente en mi vida, escuchándome en mis momentos de alegrías y tristezas, apoyándome en la culminación e inicio de nuevas metas y sobretodo brindándome amor para ser cada día mejor persona, a quien me a permitido estar hoy día aquí, con vida y conocimiento para seguir alcanzando mis objetivos y disfrutar de mis triunfos.

A mi amada madre María Fariñas, que me ha dado su cariño y dedicación, la que ha entregado su vida con abnegación y amor para que sus hijos logren todas sus metas propuestas. No existen palabras para describir cuán importante es en mi vida y todo el amor que siento por ella. A ese ser tan especial, con todo mi corazón le dedico este trabajo.

A mi padre Rommel Mariño, hermano René Fariñas y mis lindas hermanas Yelitza Díaz y Ayari Díaz, a quienes le debo muchísimas cosas, por sus sabios consejos, por su cuidado, por su infinito cariño y amor que me han expresado, por ello y muchas cosas mas les dedico este trabajo.

A mi novio Bartolo Rodríguez, quien me ha brindado todo su apoyo, comprensión, amistad y amor.

AGRADECIMIENTOS

A la Ilustre Universidad Central de Venezuela por haberme brindado la oportunidad de ser parte de la gran familia ucevista y convertirme en una profesional.

A Petrolera Ameriven por brindarme la oportunidad de desarrollar mi Trabajo Especial de Grado en sus instalaciones y bajo la supervisión de los Ingenieros Rebeca Poleo y Oscar Pérez, quienes me brindaron su apoyo y conocimiento. Gracias.

A mi tutor académico, Humberto Kum, quien dedico su tiempo y me oriento en la realización de este trabajo, por haberme dado todo el apoyo posible para llevar a cabo todos los objetivos propuestos.

A los profesores: José Sorrentino, Wadou Baré, Francisco Yanéz, Leonardo Oropeza, José Francisco Fernández, Armando Vizcaya, Aimee Ramos, Anubis Pérez, Jhony Vásquez, Valentino Salvatore, Luis García y Andrés Rosales; quienes construyeron los pilares principales de mi formación como ingeniero, me dieron sus grandiosos conocimientos, experiencias y consejos. Muchas gracias.

A los Ingenieros Carlos Pérez y Elba Ayala, por contribuir en mi formación como ingeniero, brindarme su amistad, apoyo y conocimiento, y ser un ejemplo a seguir en todos los ámbitos de la vida. De todo corazón gracias.

A mis compañeros de clases: Neliana Rodríguez, William Chen, Yusmary De Abreu y Nadry Gil, quienes me brindaron su amistad y confianza, y estuvieron allí en los momentos más difíciles de la carrera.

A los Ingenieros de Procesos: Carmen Camaran, Anmarie Verde, Isaura Hernández, Darwin Obregón y Rafael García, quienes de una forma u otra colaboraron conmigo.

A mis apreciados compañeros de trabajo, Carolina Faria, Paúl Salas, Emily Vásquez, Marianila Acosta, José Marcano y Monica Hernández, quienes me brindaron su amistad, cariño, ayuda y confianza durante el tiempo que pasamos juntos en la empresa.

Y por último, pero son los primeros en mi corazón. Agradezco a Jehová, mis padres: Maria y Rommel, hermanos: René, Yelitza y Ayari, y mi novio Bartolo, por haberme brindado todo el apoyo del mundo, estar pendiente de mi en todo momento, aconsejarme, escucharme, brindarme momentos de alegría en situaciones difíciles y sobretodo quererme. Los amo mucho. Muchas gracias de todo corazón.

A todos los que contribuyeron conmigo para alcanzar tan apreciada meta.

GRACIAS!

Mariño., Maryeri A.

**EVALUACIÓN DE LA FACTIBILIDAD DE INCREMENTAR
LA CAPACIDAD DE PROCESAMIENTO DEL ÁREA DE
COQUIFICACIÓN RETARDADA DEL COMPLEJO
MEJORADOR DE CRUDO EXTRAPESADO
PETROLERA AMERIVEN**

Tutor Académico: Prof. Humberto Kum. Tutor Industrial: Ing. Rebeca Poleo
Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

Año 2007. N° Pág 197.

Palabras Claves: Coquificación Retardada, Destilación, Limitaciones operacionales, Hidráulica, Simulación.

Resumen. El Área de Coquificación Retardada es quizás la más importante del Complejo Mejorador de Crudo Extrapesado Petrolera Ameriven; en ésta se procesan actualmente 62,000 BPSD de residuo de vacío para producir gases, nafta, gasóleo liviano de coquificación, (LCGO), gasóleo pesado de coquificación (HCGO) y coque, mediante reacciones de craqueo térmico y polimerización y posterior destilación o fraccionamiento de la corriente de productos.

El propósito del presente Trabajo Especial de Grado es evaluar la factibilidad técnica de operar las secciones de Fraccionamiento y de Recuperación de Gas del Área de Coquificación Retardada de Petrolera Ameriven con una carga de 70,000 BPSD de residuo de vacío, basado en un estudio de incremento de carga del Mejorador de Crudo Extrapesado. Dicha evaluación fue llevada a cabo utilizando paquetes de simulación: Pro II, Hextran y Sultray.

Las simulaciones en PRO/II versión 6.0 de la Unidad de Coquificación Retardada y la Planta de Gas, fueron validadas con las condiciones actuales y unificadas en PRO/II versión 8.0. Para ello fue necesario modificar las configuraciones de algunas de las corrientes, la eficiencia de la columna y las especificaciones del sistema, con el fin de obtener una simulación integrada que representara de manera más adecuada las condiciones actuales de operación de la unidad. De lo anterior se obtuvo una desviación inferior al 10% con respecto al caso actual (carga de 60,270 BPSD), por lo que se consideró que la simulación representaba de manera aceptable la condición operacional del área.

Con base en los objetivos y el alcance definido por Petrolera Ameriven para este Trabajo Especial de Grado, se determinó que se requería evaluar operacionalmente los siguientes equipos: torre fraccionadora 12-C-001, circuito de tope de la torre fraccionadora; entre estos se encuentran los enfriadores por aire 12-EA-001 A-H, intercambiadores 12-E-001 A/B, bomba de nafta 12-P-002 y válvulas de control 12-FV-206 y 12-FV-345. Adicionalmente se evaluaron las columnas (18-C-001, 18-C-002, 18-C-003, 18-C-004, 18-C-005) ubicadas en la Unidad de Recuperación de Gas.

Las evaluaciones operacionales de los equipos estudiados indicaron que la columna fraccionadora 12-C-001 y las columnas de la Unidad de Recuperación de Gas exceptuando la columna de absorción con amina 18-C-005, no presentan limitaciones hidráulicas en caso de un incremento de carga, los enfriadores por aire 12-EA-001 A-H e intercambiadores 12-E-001 A/B retirarán todo el calor necesario para la condensación parcial de la corriente de gas, además se determinó que la bomba de nafta 12-P-002 tiene suficiente capacidad para manejar el nuevo flujo en caso de un incremento de carga, y las válvulas de control de flujo, 12-FV-206 y 12-FV-345 con un nuevo “trim”, no presentan limitaciones de capacidad. Se debe considerar la posibilidad del cambio de los internos de la columna absorción con amina 18-C-005 por empaques para evitar problemas de inundación.

ÍNDICE DE CONTENIDO

| | |
|---|----------|
| ÍNDICE DE FIGURAS..... | xv |
| ÍNDICE DE TABLAS..... | xviii |
| LISTA DE SIMBOLOS..... | xxi |
| CAPÍTULO I. INTRODUCCIÓN | 1 |
| 1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA..... | 2 |
| 1.2 OBJETIVOS..... | 3 |
| 1.2.1 Objetivo General..... | 3 |
| 1.2.2 Objetivos Específicos..... | 4 |
| CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO | 5 |
| 2.1 PETRÓLEO..... | 5 |
| 2.1.1 Composición del petróleo..... | 6 |
| 2.1.2 Clasificación del petróleo..... | 7 |
| 2.1.3 Caracterización del petróleo y sus fracciones..... | 7 |
| 2.1.3.1 Gravedad API..... | 7 |
| 2.1.3.2 Destilación de las fracciones del petróleo..... | 8 |
| 2.1.3.2.1 Método ASTM D86..... | 8 |
| 2.1.3.2.2 Método ASTM D1160..... | 9 |
| 2.1.3.2.3 Método ASTM D2887..... | 9 |
| 2.1.3.2.4 Método TBP (Punto de Ebullición Verdadero)..... | 10 |
| 2.2 OPERACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA..... | 10 |
| 2.2.1 Destilación..... | 11 |

| | |
|---|----|
| 2.2.2 Absorción..... | 12 |
| 2.2.3 Equipos empleados en las operaciones de transferencia de masa.. | 13 |
| 2.2.3.1 Torres empacadas..... | 13 |
| 2.2.3.1.1 Empaques al azar..... | 14 |
| 2.2.3.1.2 Empaques estructurados..... | 14 |
| 2.2.3.2 Torres de platos..... | 15 |
| 2.2.3.3 Comparación entre platos y empaques..... | 16 |
| 2.2.4 Factores limitantes de la capacidad en columnas de transferencia de masa..... | 18 |
| 2.2.4.1 Arrastre..... | 18 |
| 2.2.4.2 Goteo o lloriqueo..... | 19 |
| 2.2.3.3 Inundación..... | 20 |
| 2.2.4.4 Derramamiento..... | 21 |
| 2.3 MEJORAMIENTO DE CRUDOS EXTRAPESADOS..... | 22 |
| 2.3.1 Mejorador de crudos extrapesados..... | 22 |
| 2.3.2 Crudo mejorado o sintético..... | 24 |
| 2.4 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO DE MEJORAMIENTO DE CRUDO..... | 24 |
| 2.5 ÁREA DE COQUIFICACIÓN RETARDADA..... | 29 |
| 2.5.1 Unidad de Coquificación Retardada..... | 30 |
| 2.5.1.1 Variables de operación..... | 32 |
| 2.5.1.1.1 Temperatura..... | 32 |
| 2.5.1.1.2 Presión..... | 32 |
| 2.5.1.1.3 Tiempo de residencia..... | 33 |
| 2.5.1.2 Productos..... | 33 |

| | |
|---|-----------|
| 2.5.1.3 Objetivo de la unidad..... | 34 |
| 2.5.1.4 Propiedades de la alimentación y productos y Química del Proceso..... | 34 |
| 2.5.1.5 Descripción del proceso..... | 37 |
| 2.5.2 Unidad de Recuperación de Gas..... | 46 |
| 2.5.2.1 Objetivo de la unidad..... | 47 |
| 2.5.2.2 Propiedades de la alimentación y productos..... | 48 |
| 2.5.2.3 Descripción del proceso..... | 50 |
| 2.6 SIMULACIÓN DE PROCESOS..... | 55 |
| 2.6.1 PRO/II. PROVISION..... | 55 |
| 2.6.2 Aspen Process Explorer..... | 58 |
| 2.6.3 HEXTRAN..... | 60 |
| 2.6.4 SULTRAY..... | 61 |
| CAPÍTULO III. METODOLOGÍA | 62 |
| 3.1 Recopilación de información..... | 63 |
| 3.2 Visita a las unidades..... | 64 |
| 3.3 Toma de muestras..... | 64 |
| 3.4 Análisis de las muestras y recopilación de resultados..... | 64 |
| 3.5 Mediciones en campo..... | 65 |
| 3.6 Evaluación y validación de las simulaciones..... | 66 |
| 3.7 Detección y evaluación de las limitaciones operacionales..... | 67 |
| 3.7.1 Comportamiento de los internos de las columnas..... | 67 |
| 3.7.2 Capacidad de la bomba de Nafta..... | 68 |
| 3.7.3 Eficiencia de intercambio de calor..... | 68 |

| | |
|--|------------|
| 3.7.4 Porcentaje de apertura de las válvulas de control..... | 68 |
| 3.8 Identificación y propuesta de acciones / soluciones..... | 69 |
| CAPÍTULO IV. PRESENTACIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS | 70 |
| 4.1 Modelo Integrado de Simulación de la Sección de Fraccionamiento de la Unidad de Coquificación Retardada y de la Unidad de Recuperación de Gas..... | 70 |
| 4.2 Validación del Modelo Integrado bajo las condiciones actuales de carga a la Unidad de Coquificación Retardada..... | 80 |
| 4.3 Evaluación del modelo integrado, con una carga de 70,000 BPSD a la Unidad de Coquificación Retardada..... | 86 |
| 4.4 Identificación y Análisis de limitaciones operacionales en los equipos de las secciones evaluadas..... | 91 |
| 4.4.1 Evaluación del comportamiento de los internos de las columnas (12-C-001, 18-C-001, 18-C-002, 18-C-003, 18-C-004, 18-C-005)..... | 91 |
| 4.4.1.1 Torre de Fraccionamiento de la Unidad de Coquificación Retardada (12-C-001)..... | 91 |
| 4.4.1.2 Torres de la Unidad de Recuperación de Gas..... | 93 |
| 4.4.1.3 Torre de Absorción con Amina (18-C-005)..... | 93 |
| 4.4.2 Capacidad de la Bomba de Nafta, P-002..... | 95 |
| 4.4.3 Evaluación de los intercambiadores EA-001A-H y E-001A/B..... | 98 |
| 4.4.4 Evaluación de las válvulas de control FV-345 y FV-206..... | 99 |
| 4.4.5 Análisis hidráulico de tuberías..... | 101 |
| 4.4.6 Ciclo de los tambores de coque (V-001/002/003/004)..... | 102 |
| 4.5 Identificación y propuesta de acciones / soluciones..... | 103 |
| CAPÍTULO V. CONCLUSIONES | 104 |
| CAPÍTULO VI. RECOMENDACIONES | 106 |

| | |
|--|-----|
| CAPÍTULO VII. BIBLIOGRAFÍA | 107 |
| CAPÍTULO VIII. APÉNDICES | 111 |
| APÉNDICE N° 1: Asociaciones Estratégicas en la Faja del Orinoco..... | 111 |
| APÉNDICE N° 2: Petrolera Ameriven S.A..... | 113 |
| A2.1 Facilidades de Petrolera Ameriven..... | 115 |
| A2.2 Unidades de proceso..... | 116 |
| A2.2.1 Unidad de Crudo..... | 117 |
| A2.2.2 Unidad de Coquificación Retardada y Unidad de Carga de Coque..... | 117 |
| A2.2.3 Planta de Gas..... | 118 |
| A2.2.4 Hidroprocesamiento..... | 118 |
| A2.2.5 Unidades de Soporte de Hidroprocesamiento..... | 120 |
| A2.2.6 Servicios Industriales..... | 122 |
| A2.2.7 Instalaciones Externas..... | 125 |
| APÉNDICE N° 3: Descripción del Proceso de Coquificación Retardada..... | 128 |
| A3.1 Sistema de alimentación y carga del horno..... | 129 |
| A3.2 Tambores de coque..... | 132 |
| A3.3 Fraccionamiento..... | 133 |
| A3.4 Purga del coque..... | 135 |
| A3.5 Generación de vapor..... | 137 |
| A3.6 Inyección de polisulfuro de amonio..... | 139 |
| A3.7 Compresor de gas de coquificación..... | 141 |
| A3.8 Sistema de aceite de lubricación y lavado de alta presión..... | 143 |
| A3.9 Filtro del gasóleo pesado de coque (HCGO)..... | 144 |

| | |
|--|-----|
| A3.10 Equipo hidráulico de descoquificación..... | 145 |
| A3.11 Variables del proceso..... | 147 |
| A3.11.1 Teoría de coquificación retardada..... | 147 |
| A3.11.2 Variables del proceso – sección de coquificación..... | 152 |
| A3.11.3 Variables del proceso – sección de recuperación de vapor y purga..... | 166 |
| APÉNDICE N°4: Descripción del Proceso de la Unidad de Planta de Gas... | 169 |
| A4.1 Sistema de alimentación a través del separador de alta presión..... | 169 |
| A4.2 Columna de aceite rico..... | 171 |
| A4.3 Despropanizador..... | 173 |
| A4.4 Absorbedor primario..... | 175 |
| A4.5 Absorbedor de esponja y enfriamiento de LCGO..... | 175 |
| A4.6 Absorbedor de amina, recipiente de interfase de amina y sumidero de amina..... | 176 |
| A4.7 Variables del proceso y reacciones químicas..... | 177 |
| CAPÍTULO IX. ANEXOS | 181 |
| [ANEXO 1]: Data sheet de la bomba 12-P-002..... | 181 |
| [ANEXO 2]: Data sheet de la válvula 12-FV-345..... | 182 |
| [ANEXO 3]: Data sheet de la válvula 12-FV-206..... | 183 |
| [ANEXO 4]: Velocidades en los sistemas de los productos LCGO y Nafta.... | 184 |
| [ANEXO 5]: Resultados de Sultray de las Columnas 18-C-001, 18-C-002, 18-C-003, 18-C-004..... | 185 |
| [ANEXO 6]: Resultados de Sultray de la Columna 18-C-005..... | 190 |
| [ANEXO 7]: Resultados de Sultray de la Columna 12-C-001..... | 194 |

ÍNDICE DE FIGURAS

| | | |
|----------------|--|----|
| Figura N° 2.1 | Empaque al azar..... | 14 |
| Figura N° 2.2 | Empaque estructurado..... | 14 |
| Figura N° 2.3 | Representación esquemática de una torre de platos..... | 15 |
| Figura N° 2.4 | Representación del fenómeno de arrastre en una torre de fraccionamiento..... | 18 |
| Figura N° 2.5 | Representación del fenómeno de goteo en una torre de fraccionamiento..... | 20 |
| Figura N° 2.6 | Zona inundada en una torre de fraccionamiento..... | 21 |
| Figura N° 2.7 | Representación del fenómeno de derramamiento en una torre de fraccionamiento..... | 22 |
| Figura N° 2.8 | Diagrama de bloques del proceso de mejoramiento de crudo extrapesado..... | 27 |
| Figura N° 2.9 | Esquema del proceso de coquificación retardada..... | 30 |
| Figura N° 2.10 | Diagrama de flujo del proceso de coquificación retardada | 38 |
| Figura N° 2.11 | Diagrama de flujo del proceso realizado en Planta de Gas | 51 |
| Figura N° 2.12 | Componentes principales del Aspen Process Explorer..... | 59 |
| Figura N° 2.13 | Ventanas del simulador Hextran..... | 61 |
| Figura N° 3.1 | Diagrama de la Metodología planteada..... | 62 |
| Figura N° 3.2 | Curva de la alimentación de la Unidad de Coquificación Retardada en función del tiempo..... | 66 |
| Figura N° 4.1 | Modelo de simulación en Pro II de la Sección de Fraccionamiento de la Unidad de Coquificación Retardada..... | 72 |
| Figura N° 4.2 | Modelo de simulación en Pro II de la Unidad de Recuperación de Gas..... | 73 |

| | | |
|----------------|---|-----|
| Figura N° 4.3 | Modelo integrado de simulación en Pro II versión 8.0 de la Sección de Fraccionamiento de la Unidad de Coquificación Retardada y la Unidad de Recuperación de Gas..... | 74 |
| Figura N° 4.4 | Curvas de destilación de la Nafta Inestable, LCGO y HCGO..... | 86 |
| Figura N° 4.5 | Curvas de destilación de la Nafta Inestable, LCGO y HCGO (caso 70 MBPSD)..... | 90 |
| Figura N° 4.6 | Representación de los puntos de operación en la curva de la bomba..... | 96 |
| Figura N° A1.1 | Ubicación de la Faja Petrolífera del Orinoco..... | 111 |
| Figura N° A1.2 | Complejo Industrial Jose..... | 112 |
| Figura N° A2.1 | Estructura constitutiva de la asociación estratégica..... | 113 |
| Figura N° A2.2 | Producción, mejoramiento y embarque..... | 114 |
| Figura N° A2.3 | Ubicación geográfica de la extracción, transporte y mejoramiento de crudo..... | 115 |
| Figura N° A2.4 | Facilidades de Petrolera Ameriven..... | 116 |
| Figura N° A3.1 | Diagrama de flujo de la sección de fraccionamiento (12-A1-0012)..... | 130 |
| Figura N° A3.2 | Diagrama de flujo de la sección de coquificación (12-A1-0010)..... | 131 |
| Figura N° A3.3 | Diagrama de flujo de la sección de purga de coque (12-A1-0011)..... | 136 |
| Figura N° A3.4 | Diagrama de flujo de la sección de generación de vapor (12-A1-0013)..... | 138 |
| Figura N° A3.5 | Diagrama de flujo de la sección de inyección de químico (12-A1-0014)..... | 140 |
| Figura N° A3.6 | Diagrama de flujo de la sección del compresor (12-A1-0015)..... | 142 |
| Figura N° A3.7 | Esquema del proceso de filtrado del HCGO..... | 145 |

| | | |
|-----------------|--|-----|
| Figura N° A3.8 | Esquema del sistema de válvulas hidráulicas para el proceso de descoquificación..... | 146 |
| Figura N° A3.9 | Coque esponja | 154 |
| Figura N° A3.10 | Ilustración de los canales formados en la etapa de llenado | 161 |
| Figura N° A3.11 | Zona de recicló en la columna de fraccionamiento..... | 165 |
| Figura N° A4.1 | Diagrama de flujo de la sección de alimentación (18-A1-0010)..... | 170 |
| Figura N° A4.2 | Diagrama de flujo de la columna de aceite rico (18-A1-0011)..... | 172 |
| Figura N° A4.3 | Diagrama de flujo del despropanizador y el absorbedor de amina (18-A1-0012)..... | 174 |

ÍNDICE DE TABLAS

| | | |
|---------------|---|----|
| Tabla N° 2.1 | Comparación entre platos y empaques..... | 17 |
| Tabla N° 2.2 | Propiedades del Crudo Diluido Hamaca..... | 25 |
| Tabla N° 2.3 | Propiedades del Crudo Sintético..... | 25 |
| Tabla N° 2.4 | Propiedades del Residuo de Vacío..... | 35 |
| Tabla N° 2.5 | Propiedades de los productos de la Unidad de Coquificación Retardada..... | 35 |
| Tabla N° 2.6 | Ciclo de descoquificación de los tambores..... | 44 |
| Tabla N° 2.7 | Propiedades y flujos de alimentación a Planta de Gas..... | 48 |
| Tabla N° 2.8 | Flujos de los componentes de la alimentación de Planta de Gas..... | 48 |
| Tabla N° 2.9 | Propiedades de los productos de Planta de Gas..... | 49 |
| Tabla N° 2.10 | Flujos de los componentes del producto de Planta de Gas | 49 |
| Tabla N° 2.11 | Métodos recomendados para sistemas de crudos de baja presión..... | 57 |
| Tabla N° 2.12 | Métodos recomendados para sistemas de crudos de alta presión..... | 57 |
| Tabla N° 4.1 | Gravedad API y Destilación ASTM D86 de la Nafta Inestable..... | 76 |
| Tabla N° 4.2 | Gravedad API y Destilación ASTM D86 del Gasóleo Liviano de Coquificación (LCGO)..... | 76 |
| Tabla N° 4.3 | Gravedad API y Destilación ASTM D1160 del Gasóleo Pesado de Coquificación (HCGO)..... | 77 |
| Tabla N° 4.4 | Composición, Gravedad Específica y Peso Molecular del Gas de Refinería..... | 78 |

| | | |
|---------------|---|----|
| Tabla N° 4.5 | Composición, Peso Molecular y Gravedad Específica del LPG..... | 79 |
| Tabla N° 4.6 | Comparación de los resultados obtenidos por simulación y los datos operacionales..... | 82 |
| Tabla N° 4.7 | Comparación de los resultados obtenidos por simulación de los productos de la columna 12-C-001, y los datos operacionales de estos..... | 83 |
| Tabla N° 4.8 | Comparación de la destilación obtenida por simulación de la Nafta Inestable, y la destilación proporcionada por el laboratorio de Petrolera Ameriven..... | 84 |
| Tabla N° 4.9 | Comparación de las destilaciones obtenidas por simulación de los Gasóleos Liviano y Pasado de Coquificación con respecto a las destilaciones proporcionadas por el laboratorio..... | 85 |
| Tabla N° 4.10 | Rendimientos de los productos y flujos..... | 87 |
| Tabla N° 4.11 | Resultados de la simulación en caso de un incremento de carga a la unidad..... | 87 |
| Tabla N° 4.12 | Comparación de los resultados obtenidos por simulación de los productos de la columna 12-C-001y los valores calculados en caso de un incremento de carga a 70 MBPSD..... | 88 |
| Tabla N° 4.13 | Comparación de la destilación de la Nafta Inestable obtenida por simulación para el caso de 70,000 BPSD de carga, y la destilación proporcionada por el laboratorio... | 89 |
| Tabla N° 4.14 | Comparación de las destilaciones obtenidas por simulación para el caso de 70,000 BPSD de carga, de los Gasóleos Liviano y Pasado de Coquificación con respecto a las destilaciones proporcionadas por el laboratorio..... | 90 |
| Tabla N° 4.15 | Porcentaje de inundación y caída de presión en los platos de la columna 12-C-001..... | 92 |
| Tabla N° 4.16 | Porcentaje de inundación y caída de presión en los platos de las columnas de la Unidad de Recuperación de Gas.... | 93 |

| | | |
|---------------|---|-----|
| Tabla N° 4.17 | Porcentaje de inundación y caída de presión en los platos de la columna 18-C-005..... | 94 |
| Tabla N° 4.18 | Parámetros de operación para la bomba P-002..... | 97 |
| Tabla N° 4.19 | Parámetros de operación para la bomba P-002 con un incremento del 10% del flujo..... | 97 |
| Tabla N° 4.20 | Carga calórica del sistema de condensación de tope para una alimentación de 70 MBPSD..... | 98 |
| Tabla N° 4.21 | Carga calórica del sistema de condensación de tope con un incremento del 5 % del flujo..... | 99 |
| Tabla N° 4.22 | Parámetros de la válvula de control FV-345..... | 100 |
| Tabla N° 4.23 | Parámetros de operación para la válvula de control FV-206..... | 100 |

LISTA DE SIMBOLOS Y ABREVIATURAS

| | |
|-----------------------------|--|
| TBP | Punto de Ebullición Verdadero (True Boiling Point) |
| LCGO | Gasóleo Liviano de Coquificación |
| HCGO | Gasóleo Pesado de Coquificación |
| LVGO | Gasóleo Liviano de Vacío |
| MVGO | Gasóleo Mediano de Vacío |
| HVGO | Gasóleo Pesado de Vacío |
| LAD | Destilado Atmosférico Liviano |
| HAD | Destilado Atmosférico Pesado |
| LIVC | Livianos del Coquificador |
| NC | Nafta del Coquificador |
| LPG | Gas Licuado de Petróleo |
| C ₃ | Propano |
| C ₄ | Butano |
| C ₅ ⁺ | Fracción de hidrocarburo con 5 o más carbonos |
| BFW | Agua de Alimentación de Calderas (Boiler Feed Water) |
| TPR | Caudal de procesamiento (Throughput Ratio) |
| VCM | Material Combustible Volátil |
| RVP | Presión de Vapor Reid (Reid Vapor Pressure) |
| SMR | Reformadores de Metano (Steam Methane Reformers) |
| MDEA | Metil Dietanol Amina |
| ST/D | Toneladas estándar por día |
| TLPD | Toneladas largas por día |
| MBPD | Miles de Barriles por día |
| BPSD | Barriles por día estándar (Barrels Per Standard Day) |
| LP | Baja Presión (Low Pressure) |
| MP | Media Presión (Medium Pressure) |

| | |
|------|--|
| HP | Alta Presión (High Pressure) |
| ppmp | Partes por millón en peso |
| ppmv | Partes por millón en volumen |
| DCU | Unidad de Coquificación Retardada (Delayed Coking Unit) |
| LOH | Hidrotratadora de Gasóleo Liviano (Light Oil Hydrotreater) |
| GOH | Hidrocraquedor de Gasóleo (Gas Oil Hydrocracker) |
| HSU | Unidad de Soporte de Hidroprocesamiento (Hydroprocessing Support Unit) |
| PSA | Unidad de Adsorción a Presión (Pressure Swing Adsorption) |
| WWTP | Planta de Tratamiento de Aguas Residuales (Waste Water Treatment Plant) |
| AOS | Sistema de Alcantarillado de Aguas Aceitosas Accidental (Accidentally Oily Sewer (AOS) System) |
| OWS | Sistema de Alcantarillado de Aguas Aceitosas (Oily Water Sewer (OWS) System) |
| BOD | Sistema de Demanda Alta de Oxígeno Biológico (High Biological Oxygen Demand (BOD) System) |
| SRU | Unidad de Recuperación de Azufre (Sulfur Recovery Unit) |
| TGU | Unidad de Gas de Cola (Tail Gas Unit) |
| RO | Sistema de Osmosis Inversa (Reverse Osmosis (RO) System) |
| TAEJ | Terminal de Almacenamiento y Embarque de crudo en Jose |
| COB | Centro de Operaciones Bare |
| PTO | Patio de Tanques Oficina |

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

Petrolera Ameriven S.A. es la empresa operadora de la asociación estratégica conformada por Conoco-Phillips, Chevron-Texaco y PDVSA para la extracción, transporte y mejoramiento de 190 MBPD (miles de barriles por día) de crudo extrapesado del área de Hamaca de la Faja Petrolífera del Orinoco. La firma del convenio de asociación se efectuó en julio de 1997 y la operación del mejorador se inició en el último trimestre del año 2004.

En la etapa de mayor producción, se extraen unos 190 MBPD de crudo extrapesado Hamaca con una gravedad promedio de 8 a 9 ° API, que es diluido con nafta y transportado por oleoducto desde Zuata hasta el Complejo Industrial de Jose. Allí son transformados en aproximadamente 180 MBPD de un crudo sintético mediano de 26° API para su venta en los mercados internacionales.

El Mejorador de Crudo Extrapeso de Petrolera Ameriven, S.A., utiliza las tecnologías de coquificación retardada e hidroprocesamiento para convertir la carga de crudo extrapesado en un crudo sintético mediano de mayor valor comercial, por la vía de la descomposición térmica con rechazo de carbón (coquificación retardada), y la adición de hidrógeno (hidroprocesamiento) para la remoción de azufre y nitrógeno.

El proceso de transformación o mejoramiento del crudo Hamaca se realiza en las unidades de proceso, cuya operación a su vez se apoya en unidades de generación y distribución de servicios industriales y otras instalaciones externas, tales como patio de tanques, mechurrios y tratamiento de efluentes, entre otras.

Actualmente, en el Complejo Mejorador Petrolera Ameriven se están desarrollando estudios destinados al aumento de capacidad de las unidades existentes, con miras a incrementar en un futuro cercano la producción de crudo sintético; de allí, que siendo la Unidad de Coquificación Retardada el corazón del Complejo Mejorador Petrolera Ameriven, entre las actividades más relevantes requeridas para la futura expansión esta la de evaluar por medio de paquetes de simulación de procesos, la factibilidad técnica de incrementar la capacidad de procesamiento de la Unidad de Coquificación Retardada de 62,000 BPSD a 70,000 BPSD.

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Un Mejorador de Crudo Extrapesado como su nombre lo indica, mejora el crudo mediante la remoción de carbono en forma de coque, y la disminución de los contaminantes (azufre y nitrógeno). Al finalizar el procesamiento se obtiene un crudo mejorado, con un rendimiento superior al 90 % en volumen respecto al crudo extrapesado alimentado.

Según la configuración y el mercado donde se destina el crudo mejorado, éste puede ser pesado, mediano o liviano. Las instalaciones en los mejoradores generalmente disponen de cuatro áreas de las unidades de proceso y un área de unidades auxiliares. Las áreas de proceso en el caso de Petrolera Ameriven son respectivamente: crudo, coquificación retardada, hidroprocesos y azufre.

La Unidad de Coquificación Retardada es quizás la más importante del Complejo Mejorador de Crudo Extrapesado Petrolera Ameriven; en ésta se convierten residuos de vacío en gases, nafta, gasóleo liviano de coquificación (LCGO), gasóleo pesado de coquificación (HCGO) y coque, mediante reacciones de craqueo térmico, polimerización y posterior destilación o fraccionamiento de la corriente de productos.

La Unidad de Coquificación Retardada fue diseñada para procesar 62,000 BPSD (barriles por día estándar) de residuo de vacío 915 °F⁺, de 8.6 °API proveniente del fondo de la destilación al vacío de la Unidad de Crudo. A los efectos de este estudio dicho residuo será designada como “alimentación de diseño”.

Con el fin de maximizar la producción de crudo sintético comercial, Petrolera Ameriven ha considerado la posibilidad de aumentar la carga que se procesa en el Área de Coquificación Retardada de 62,000 a 70,000 BPSD, por tal razón se requiere identificar las posibles limitaciones operacionales de algunos equipos presentes en la unidad y definir los futuros proyectos y mejoras a realizar, para adecuar las instalaciones al manejo de la nueva carga.

Los equipos a evaluar, a fin de identificar las potenciales limitaciones y definir los futuros proyectos para llevar a cabo la expansión de la unidad, son: la fraccionadora principal de la Unidad de Coquificación Retardada, el circuito de tope de la columna fraccionadora 12-C-001, entre estos se encuentran los ventiladores o enfriadores por aire 12-EA-001 A-H, los intercambiadores 12-E-001 A/B, la bomba de nafta (12-P-002) y las válvulas de control 12-FV-206 y 12-FV-345. Adicionalmente, se evaluará la torre de absorción con amina ubicada en la Planta de Gas. Dichas evaluaciones serán llevadas a cabo utilizando los paquetes de simulación: Pro II, Hextran y Sultray.

1.2 OBJETIVOS

1.2.1 Objetivo General

Evaluar la factibilidad técnica de operar las secciones de fraccionamiento y de Recuperación de Gas del Área de Coquificación Retardada de Petrolera Ameriven con una carga de 70,000 BPSD.

1.2.2 *Objetivos Específicos*

1. Desarrollar un modelo integrado de simulación de la sección de fraccionamiento de la Unidad de Coquificación Retardada y la Unidad de Recuperación de Gas.
2. Validar la aplicabilidad del modelo desarrollado usando las condiciones actuales de carga a la Unidad de Coquificación Retardada.
3. Aplicar el modelo desarrollado al caso del incremento de carga a la Unidad de Coquificación Retardada de 62,000 a 70,000 BPSD.
4. Identificar las posibles limitaciones operacionales en la columna fraccionadora y su circuito de tope, y en las columnas de la Unidad de Recuperación de Gas, incluyendo la columna de absorción con aminas.
5. Evaluar las limitaciones que se detecten y proponer alternativas de soluciones que permitan el incremento de carga requerido.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

Para facilitar la comprensión del tema se requiere conocer los aspectos teóricos más importantes vinculados a los procesos que toman lugar en el Área de Coquificación Retardada y en particular al problema antes planteado; por ello en este capítulo se hace referencia a la definición de petróleo, operaciones de transferencia de masa resaltantes en el proceso de mejoramiento de crudo y particularmente los que se emplean en la Unidad de Coquificación Retardada y la Planta de Procesamiento de Gas del Complejo Mejorador Petrolera Ameriven.

2.1 PETRÓLEO

La materia prima básica para las refinerías es el petróleo o crudo, aunque en algunas regiones se incluyen como materias primas de refinería crudos sintéticos procedentes de otras fuentes (por ejemplo mejoradores de crudos extrapesados).^[7] El petróleo o crudo como también suele denominarse, es una mezcla compleja en la que coexisten en fases sólida, líquida y gas, compuestos denominados hidrocarburos.^[30]

A excepción de los crudos denominados extrapesados, el petróleo es un líquido de menor densidad que el agua.^[3] Dicha densidad está comprendida entre 46.82 (57.2 °API) y 61.1 (13 °API) lb/pie³ (0.75 y 0.97 g/ml). Esta mezcla natural de hidrocarburos varía desde líquidos muy viscosos, hasta sustancias livianas muy volátiles, capaces de vaporizarse a temperaturas relativamente bajas.^[11]

2.1.1 Composición del petróleo

A pesar de la diversidad de crudos que existen a nivel mundial, entre crudos livianos, medianos, pesados y extrapesados, resulta sorprendente que sus composiciones elementales normalmente son muy parecidas y están comprendida en rangos relativamente estrechos: Carbono (83-87) %, Hidrógeno (10-14) %, Azufre (0.05-6) %, Nitrógeno (0.1-2) % y Oxígeno (0.05-1.5) % ^[12]. Dependiendo del número de átomos de carbono y de la estructura de los hidrocarburos que integran el crudo, se tienen diferentes propiedades que los caracterizan y determinan su comportamiento como combustibles, lubricantes, ceras o solventes. ^[2]

Las cadenas lineales de hidrocarburos, constituyen las parafinas; cuando las cadenas son ramificadas se denominan isoparafinas; al presentar dobles enlaces entre los átomos de carbono se denominan olefinas; mientras que las moléculas constituidas por anillos de carbono se denominan naftenos, y cuando estos ciclos presentan dobles enlaces alternados (anillo bencénico) constituyen la familia de los aromáticos.

Además hay una variedad de compuestos que además de carbono e hidrógeno contienen ciertos elementos tales como azufre, nitrógeno y oxígeno formando familias bien caracterizadas, y adicionalmente suelen contener una menor proporción de elementos metálicos principalmente Vanadio (V), Hierro (Fe) y Níquel (Ni).^[3]

Al aumentar el peso molecular de los hidrocarburos las estructuras se hacen verdaderamente complejas y difíciles de identificar químicamente con precisión, un ejemplo de esto son los asfáltenos que forman parte del residuo de la destilación al vacío; estos son hidrocarburos que presentan estructuras moleculares extremadamente complejas, los cuales contienen diferentes proporciones de nitrógeno, azufre, oxígeno y metales.^[11]

2.1.2 Clasificación del petróleo

Por lo general, los crudos se clasifican según su composición y su densidad, expresada como gravedad API. Según su composición, es decir, de acuerdo al tipo de hidrocarburo predominante, se clasifican en: parafínicos (alto porcentaje de parafinas); nafténicos (alto porcentaje de naftenos, pero ninguna o pocas parafinas); aromáticos (alto porcentaje de aromáticos) y mixtos (que contienen parafinas, naftenos, aromáticos y asfaltenos, pero ninguno en proporción predominante). Según su gravedad API, se clasifican en: condensados naturales (gravedad mayor o igual a 50.0 °API), livianos (30.0 – 49.9 °API), medianos (22.0 – 29.9 °API), pesados (14.0 – 21.9 °API) y extrapesados (menor a 13.9°API).^[20]

2.1.3 Caracterización del petróleo y sus fracciones

Todos los crudos: livianos, medianos, pesados y extrapesados, tienen características y propiedades físicas y químicas particulares, que tienen que ser determinadas por análisis de laboratorio, y que permiten distinguirlos entre sí.^[3]

Estas pruebas se realizan también en productos acabados como parte de las especificaciones que deben cumplir, también se realizan en cortes intermedios y se utilizan como puntos de control para las operaciones de la planta. A continuación se presenta una breve descripción de algunas de las pruebas de laboratorio más importantes realizadas a los crudos y sus fracciones.

2.1.3.1 Gravedad API

La densidad, gravedad de un crudo o una fracción de éste, se mide generalmente por la prueba ASTM D287 (prueba estándar para la gravedad API del petróleo crudo y productos del petróleo-Método del Hidrómetro) y denota la relación correspondiente de peso específico del crudo con respecto al agua^[4]. Se puede

nombrar como gravedad específica (SG) 60/60 °F [medida a 60 °F (15.6 °C) y referida al agua a 60 °F (15.6 °C)] o, más comúnmente, como la gravedad API, que se define como: ^[18]

$$Gravedad_API = \frac{141.5}{SG(60/60^{\circ}F)} - 131.5 \quad [1]$$

El análisis de la fórmula demuestra que el API se comporta inverso a la gravedad específica del material. El agua es la base para este sistema, de esta manera, el agua tiene una gravedad API de 10. Para los crudos y fracciones de petróleo los valores de gravedad API pueden variar de menos de 10 a más de 50, pero para la mayoría de los crudos se hallan comprendidos en el intervalo de 20 a 45 °API.^[7] Los hidrocarburos más livianos tienen valores de la gravedad API por encima de 92 °API.^[3]

2.1.3.2 Destilación de las fracciones del petróleo

Las destilaciones analíticas, ASTM y TBP (Punto de Ebullición Verdadero); se usan para definir la volatilidad característica de las fracciones del petróleo. Ambas son destilaciones tipo “batch” (por lotes), y difieren principalmente en el grado de separación o fraccionamiento obtenido durante la destilación. ^[18]

2.1.3.2.1 Método ASTM D86

Es una prueba diseñada para fracciones livianas del petróleo. Consiste en una destilación tipo “batch” de laboratorio que es relativamente sencilla, de bajo costo y razonablemente rápida, que implica aproximadamente una etapa de equilibrio sin reflujo. Como resultado de la destilación ASTM D86 se genera una curva de porcentaje volumen vs temperatura.^[13]

El punto inicial de ebullición (Initial Boiling Point, IBP) se define como la temperatura a la cual se colecta la primera gota de líquido y el punto final de ebullición (End Boiling Point, EBP) se define como la temperatura máxima alcanzada durante la destilación.^[13] Se lleva a cabo a presión atmosférica y se aplica principalmente a fracciones o productos del petróleo, incluyendo gasolinas, kerosén, gasóleos, fuel-oil y fracciones que no tienden a descomponerse cuando se vaporizan a 760 mmHg.^[18]

2.1.3.2.2 Método ASTM D1160

Esta prueba es similar a la ASTM D86 en la mayoría de los aspectos con la diferencia de que es aplicable a fracciones pesadas, productos del petróleo que tienden a descomponerse en la prueba ASTM D86, pero que pueden vaporizarse total o parcialmente a la temperatura máxima del líquido de 750 °F (400 °C), a presiones por debajo de 4 mmHg.^[18]

2.1.3.2.3 Método ASTM D2887

El procedimiento ASTM D2887 es una destilación simulada. Es un método relativamente nuevo, y fue diseñado para evitar el alto costo de las destilaciones TBP. En este procedimiento se utiliza la cromatografía de gas para separar los componentes en orden de volatilidad. Este método se aproxima a la destilación TBP, particularmente para fracciones con alto punto de ebullición.^[13] Parece ser el método más simple, reproducible y consistente para describir el rango de ebullición de una fracción de hidrocarburos. Esta prueba es aplicable a todas las fracciones de petróleo con un punto de ebullición final de máximo 1,000 °F.

El método está limitado para muestras que tienen un punto de ebullición inicial de al menos 100 °F. En las destilaciones simuladas a diferencia de las dos anteriormente descritas se grafica el porcentaje en peso vs temperatura.^[18]

2.1.3.2.4 Método TBP (Punto de Ebullición Verdadero)

Este método se basa en una destilación por cargas que utiliza varias etapas y una relación de reflujo alta. El número de etapas y la relación de reflujo dependen del tipo de crudo al que se le está realizando el análisis. Los datos obtenidos a partir de la prueba de destilación TBP proporcionan bases para una mejor caracterización del crudo, dado que el grado de separación en esta prueba es más elevado que en una prueba de destilación ASTM. La prueba TBP es costosa y requiere de mucho tiempo, por ello se aplica solo cuando es absolutamente necesario, por ejemplo cuando se debe realizar el diseño de un equipo o de una planta.^[13]

Dado que las pruebas de destilación ASTM se pueden realizar en forma rápida, han sido satisfactoriamente automatizadas, sólo requieren de una pequeña cantidad de muestra (aproximadamente 100 ml) y se pueden reproducir con facilidad, se utilizan ampliamente para las comparaciones y como base para las especificaciones de un gran número de productos y compuestos intermedios del petróleo.^[18]

2.2 OPERACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA

Cualquier proceso de transformación, separación o purificación puede ser dividido en lo que la ingeniería denomina operaciones unitarias.^[26]

Una parte importante de las operaciones unitarias en ingeniería química está relacionada con el problema de modificar la composición de soluciones y mezclas mediante métodos que no impliquen, necesariamente, reacciones químicas. Por lo común estas operaciones se encaminan a separar los componentes de una sustancia.^[6] Si las operaciones cambian la composición de soluciones, se conocen como operaciones de transferencia de masa. Estas operaciones son muy importantes, pues es raro el proceso químico que no requiere de la purificación inicial de las materias

primas o de la separación final de los productos y subproductos; para esto, en general se utilizan las operaciones de transferencia de masa.^[8]

Las operaciones de transferencia de masa se caracterizan por transferir una sustancia a través de otras a escala molecular.^[28] En este proyecto se describen dos operaciones de transferencia de masa gas-líquido que son aplicadas en las unidades de Coquificación Retardada y Recuperación de Gas: destilación fraccionada y absorción de gases.^[8]

2.2.1 Destilación

La destilación es el proceso de separar los diferentes componentes de una mezcla volátil por medio de la transferencia simultánea de calor y masa. Para llevar a cabo la operación se aprovecha la diferencia de volatilidad de los constituyentes de la mezcla, separando o fraccionando estos en función de su temperatura de ebullición. Hay cuatro tipos de destilación: destilación por arrastre de vapor, destilación diferencial, destilación instantánea o flash y la destilación fraccionada.^[6]

En la *destilación por arrastre de vapor* se emplea vapor vivo para provocar el arrastre de la sustancia volátil que se desea concentrar, esta sustancia debe ser insoluble en el agua. Por este medio se disminuye la temperatura de ebullición y así, aquellos compuestos que pudieran descomponerse si se llevaran a su temperatura de ebullición, se logran separar con éxito. Se usa principalmente para obtener esencias aromáticas.^[29]

En la *destilación diferencial* la mezcla se hace hervir y el vapor generado se separa del líquido, condensándolo tan rápidamente como se genera. Los aparatos usados para este fin reciben el nombre de alambiques.

La *destilación instantánea* (flash), consiste en la evaporación de una fracción del líquido, generalmente por calentamiento a alta presión, manteniendo al vapor y al líquido en contacto durante el tiempo necesario para que el vapor alcance el equilibrio con el líquido, separando ambos finalmente.^[29]

La *destilación fraccionada* es el método más empleado actualmente para separar los componentes de una mezcla líquida. Incluye el retorno de una parte del vapor condensado al equipo, de tal manera que el líquido que se regresa entra en contacto íntimo a contracorriente con los vapores que se dirigen al condensador. Este tipo de destilación es continua y permite manipular grandes cantidades de materiales y el reflujo hace posible alcanzar purezas elevadas en los productos destilados. La destilación al vacío se lleva a cabo debido a que muchas sustancias orgánicas no pueden calentarse ni siquiera a temperaturas próximas a sus puntos normales de ebullición, porque se descompondrían químicamente. Entonces, si estas sustancias se van a separar por destilación, se deben mantener bajas las temperaturas correspondientes y la presión. El tiempo de exposición de las sustancias a la temperatura de destilación también debe mantenerse en el mínimo, puesto que de esta forma se reducirá la descomposición térmica. Para destilaciones a presiones absolutas del orden de 1 a 5 lb/in², se deben utilizar torres empacadas.^[10]

2.2.2 Absorción

Es una operación unitaria ampliamente utilizada en la industria química para la purificación de corrientes gaseosas. La absorción de gases es una operación unitaria de transferencia de masa, en la cual una mezcla gaseosa se pone en contacto con un líquido denominado absorbente, a fin de disolver de manera selectiva uno o más componentes del gas y de obtener una solución de éstos en el líquido. La absorción puede ser física o química, según el gas que se disuelva en el líquido absorbente o reaccione con él dando un nuevo compuesto químico.^[25]

En la operación inversa (desorción), un gas disuelto en un líquido se remueve de este último poniéndolo en contacto con un gas inerte.

En una columna en la cual estén en contacto un gas y un líquido que no estén en equilibrio se realizará una transferencia de masa. La fuerza impulsora actuante es la diferencia entre las presiones parciales del gas.

Los equipos empleados para realizar una absorción pueden ser los mismos que los de una destilación ya que la fase de contacto es también entre un líquido y un gas. Estos equipos son torres cilíndricas, que pueden ser: de relleno o de platos. Las columnas de absorción no requieren de condensador ni caldera.^[25]

Algunas aplicaciones de la absorción:

- Eliminación de gases ácidos como H₂S, CO₂, SO₂.
- Preparación del agua de Seltz (agua con gas).

2.2.3 Equipos empleados en las operaciones de transferencia de masa

Los equipos empleados en las operaciones de transferencia de masa son torres o cilindros metálicos por los que pasan los vapores y los líquidos generados. Dentro de estas columnas se encuentran platos o empaques para un mayor contacto líquido-vapor.^[27]

2.2.3.1 Torres Empacadas

Las torres empacadas, utilizadas para el contacto continuo del líquido y del gas tanto en el flujo a contracorriente como en co-corriente, son columnas verticales que se han llenado con empaque o con dispositivos de superficie grande. El líquido se distribuye sobre éstos y escurre a través del lecho empacado, de tal forma que expone una gran superficie al contacto con el gas.^[14]

Los empaques son principalmente de dos tipos, aleatorios y regulares o estructurados.

2.2.3.1.1 *Empaques al azar*

Éstas son discretas piezas de empaque de geometría específica que se descargan en forma aleatoria, en la columna durante la instalación (Ver Figura N° 2.1).^[14]



Figura N° 2.1: Empaque al azar

2.2.3.1.2 *Empaques estructurados*

Éstas son hojas corrugadas, las cuales se apilan en la columna por secciones (Ver Figura N° 2.2).^[14] Los empaques regulares ofrecen las ventajas de una menor caída de presión para el gas y un flujo mayor, generalmente a expensas de una instalación más costosa que la necesaria para los empaques aleatorios.

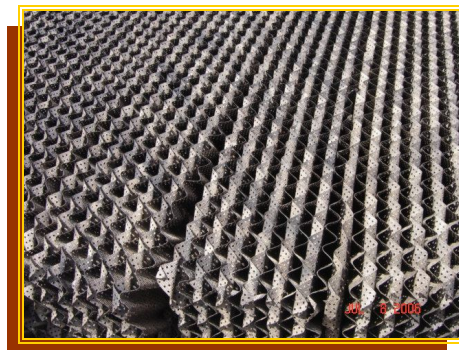


Figura N° 2.2: Empaque estructurado

2.2.3.2 Torres de Platos

Son cilindros verticales en los que el líquido y el gas se ponen en contacto en varias etapas conformadas por platos tal como lo muestra esquemáticamente la figura N° 2.3. El líquido entra por la parte superior y fluye en forma descendente por gravedad a través de cada plato. El gas asciende, a través de los platos; burbujea en el líquido para que ocurra el contacto entre las fases y se dé la transferencia de masa, se separa del líquido y pasa al plato superior. El efecto global es un contacto múltiple a contracorriente entre el gas y el líquido.

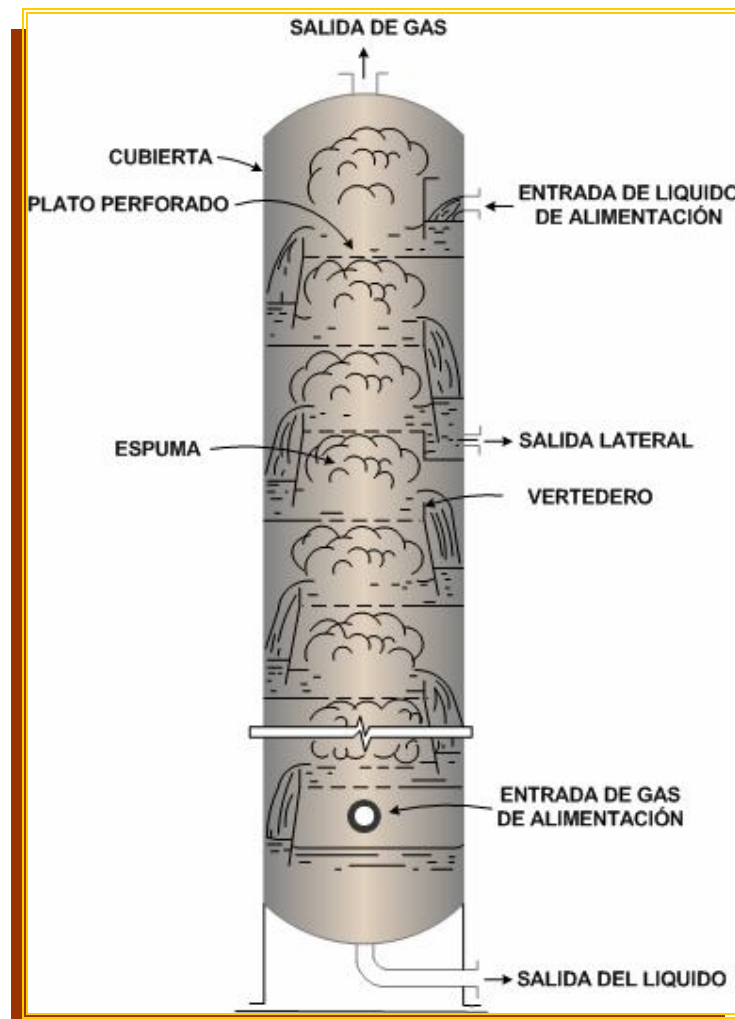


Figura N° 2.3: Representación esquemática de una torre de platos

El número de platos teóricos o etapas de equilibrio en una columna o torre esta determinado por el balance de masa y energía, y las consideraciones acerca del equilibrio. La eficiencia de la etapa o plato y por lo tanto, el número de platos reales se determina por el diseño mecánico utilizado y las condiciones de operación. Por otra parte, el diámetro de la torre depende de las cantidades de líquido y gas que fluyen a través de la torre por unidad de tiempo.

Con el fin de que la eficiencia de etapas o platos sea elevada, el tiempo de contacto debe ser largo (de tal forma de permitir la difusión) y la superficie interfacial entre las fases debe ser grande; además, se requiere alta turbulencia para obtener elevados coeficientes de transferencia de masa. Con el fin de que el tiempo de contacto sea prolongado, el nivel de líquido sobre cada plato debe ser alto (aproximadamente el nivel del vertedero), de tal modo que el gas burbujee lentamente a través del líquido.

Cuando el gas burbujea lentamente a través de los platos; las burbujas son grandes, la superficie interfacial por unidad de volumen de gas es pequeña, el líquido está relativamente tranquilo y gran parte del mismo puede pasar sobre el plato sin siquiera haberse puesto en contacto con el gas. Por el contrario, cuando la velocidad del gas es relativamente elevada; se dispersa totalmente en el líquido, el cual a su vez se agita hasta dispersar la fase gaseosa. Esto proporciona áreas interfaciales grandes. Por lo tanto, para que los platos sean de eficiencia elevada, se requieren niveles altos de líquido sobre el plato y velocidades relativamente elevadas del gas.^[28]

2.2.3.3 Comparación entre platos y empaques

En los platos, el líquido es la fase continua y el gas es dispersado en él. En los lechos empacados, por el contrario, el líquido es dispersado en la fase gaseosa continua. Una comparación entre estos dos dispositivos se resume a continuación:^[13]

Tabla N° 2.1: Comparación entre platos y empaques

| | PLATOS | EMPAQUES |
|------------------|---|--|
| Caída de Presión | Alta | Baja |
| Capacidad | Baja | Alta |
| Eficiencia | Buena | Muy Buena |
| Material | Metales | Prácticamente Cualquiera |
| Flexibilidad | Buena para platos tradicionales, Baja para platos de alto rendimiento | Alta |
| Costo | Generalmente bajo | Alto |
| Usos principales | Casi cualquier columna | - Presiones de vacío - Rediseño de columnas |

Los métodos para el diseño de columnas de rectificación implican, normalmente, la determinación del número de etapas de equilibrio o platos teóricos, N . Cuando la rectificación se lleva a cabo en columnas de relleno, es una práctica común evaluar su eficiencia en términos de la altura de relleno equivalente a una etapa teórica (HETP).^[18]

Un valor similar de HETP puede obtenerse para una columna de plato si el espaciamiento entre platos es conocido.^[15]

$$HETP = 100 \times \frac{S}{E} \quad [2]$$

Donde:

S: Espacio entre platos, pies

E: Eficiencia de la torre de platos, %

La altura de relleno requerida se calcula de acuerdo con la relación:⁽²⁾

$$h_T = HETP \times N \quad [3]$$

Como se definió anteriormente, N es el número de platos teóricos.

2.2.4 Factores limitantes de la capacidad en columnas de transferencia de masa

El uso de platos y dispositivos tales como válvulas, copas de burbujeo, empaques y otros internos, propicia una buena rectificación pero, al mismo tiempo, esos dispositivos funcionan como restricciones al flujo de vapores y líquidos. El término capacidad, se refiere precisamente a las cantidades de flujo de vapor y líquido que pueden manejar los internos de una torre (platos o empaques), manteniendo una eficiencia estable. Cuando estos flujos de líquido y vapor varían con respecto al flujo normal de operación, el desempeño de la columna puede verse afectado negativamente por los siguientes factores: arrastre, goteo, inundación y derramamiento. [28]

2.2.4.1 Arrastre

Uno de los factores que puede afectar la capacidad de la columna es la entrada de gotas de líquido en la corriente ascendente del gas. Esto se refiere al arrastre de líquido por el vapor al plato inmediatamente superior y es causado por la alta velocidad de la fase gaseosa (Ver Figura N° 2.4). A velocidades elevadas del gas, pequeñas gotas del líquido serán arrastradas por el gas al plato superior.

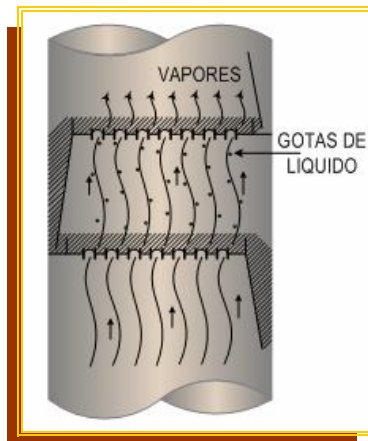


Figura N° 2.4: Representación del fenómeno de arrastre en una torre de fraccionamiento

El líquido arrastrado de esta forma hacia la parte superior de la torre, reduce el cambio de concentración que se realiza mediante la transferencia de masa y, en consecuencia, afecta la eficiencia del plato. Los grandes volúmenes de arrastre contaminan el producto con fracciones pesadas, aumentando así el punto de ebullición final (Final Boiling Point, FBP).

El fraccionamiento se ve afectado pues el proceso de rectificación se anula. Un arrastre considerado grave puede conducir a una inundación. Es posible normalizar la situación bajando la temperatura de la carga y/o la tasa de alimentación del vapor de despojamiento. Cuando son consecuencias de desperfectos mecánicos, como platos volteados, bajantes obstruidos, corrosión avanzada, etc., una parada de planta será la decisión inmediata y más acertada.

Otra forma de arrastre es el arrastre por espuma. Ciertas combinaciones gas-líquido, tienden a formar espuma en forma excesiva, y a altas velocidades del gas, la espuma persiste en todo el espacio entre los platos, causando arrastre del líquido por el gas desde un plato a otro superior.^[28]

2.2.4.2 Goteo o lloriqueo

Si el flujo del gas es muy bajo, parte del líquido caerá a través de los orificios del plato, este fenómeno se llama goteo o “lloriqueo”. Ocurre cuando la velocidad del gas a través de los orificios es muy pequeña, permitiendo que el líquido descienda en forma continua a través de las perforaciones del plato.

Bajo estas condiciones, parte del líquido cae por el vertedero, mientras que el resto desciende a través de las perforaciones del plato (Ver Figura N° 2.5).

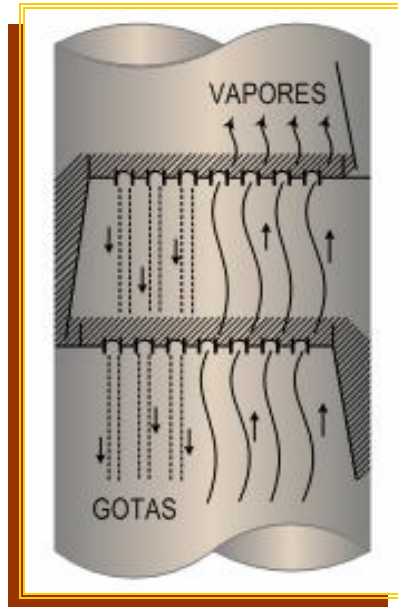


Figura N° 2.5: Representación del fenómeno de goteo en una torre de fraccionamiento

El líquido que desciende a través del plato afecta el contacto en la zona, reduciendo la eficiencia del plato.^[28] Si estas condiciones se mantienen, puede incluso llegar a secarse el plato. El lloriqueo es detectado por una marcada caída de presión a través de la columna y una reducida eficiencia de separación.^[6] La manera de controlar o corregir el goteo es mantener o retomar las condiciones operacionales de la torre dentro de las especificaciones de proceso establecidas en el diseño.

2.2.4.3 Inundación

Es una condición inestable en una columna de destilación producida por un excesivo flujo de vapor, por altas cargas de líquido o por arrastre de líquido o espuma, provocando que uno o más platos se llenen completamente de líquido (Ver Figura N° 2.6).^[10]

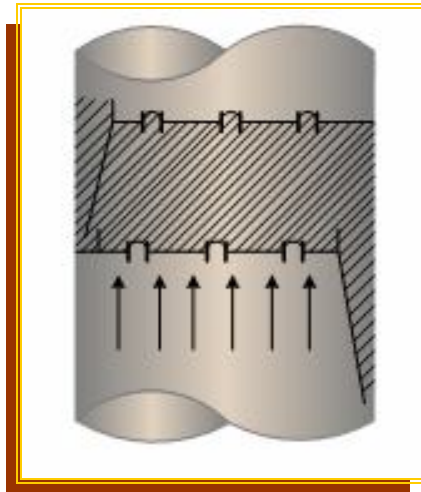


Figura N° 2.6: Zona inundada en una torre de fraccionamiento

La caída de presión aumenta proporcionalmente con respecto al nivel de líquido, ocasionando más arrastre y agravando las condiciones, al extremo de que pueda inundarse toda una sección.

Es posible detectar una inundación por el aumento de la caída de presión en la sección donde ha ocurrido (alta presión en el fondo, y baja en el tope con fluctuaciones); también se notará una reducción en el flujo del producto de fondo. Dependiendo del grado de inundación, la capacidad máxima de la columna podría reducirse severamente. ^[28]

2.2.4.4 Derramamiento

Consiste en la inundación del plato de tope y, en casos más severos, también de los inmediatos inferiores (Ver Figura N° 2.7). Puede resultar por un exceso de reflujo de tope. Afecta gravemente la rectificación debido a las fluctuaciones en la presión. Las posibles acciones a tomar son bajar las temperaturas y disminuir el flujo de reflujo de tope, por ejemplo, aumentando el reflujo intermedio, bajar la temperatura de la carga y tratar de mantener o subir levemente la presión.

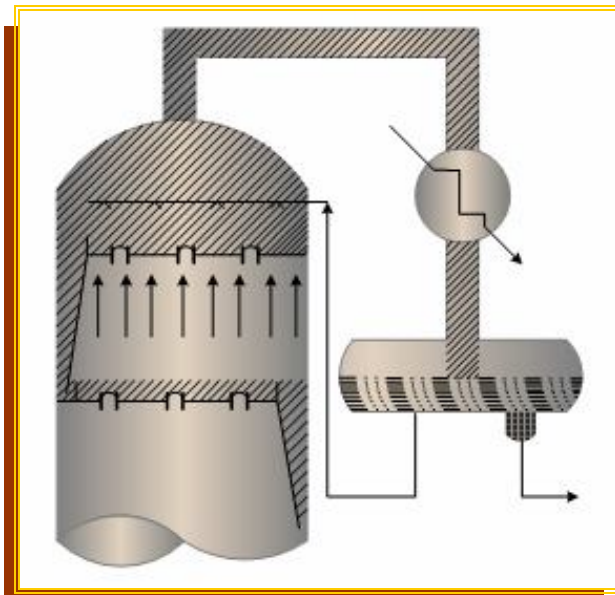


Figura N° 2.7: Representación del fenómeno de derramamiento en una torre de fraccionamiento

2.3 MEJORAMIENTO DE CRUDOS EXTRAPESADOS

Es el proceso mediante el cual se "mejoran" las características físicas de un crudo, tales como su gravedad API, viscosidad, contenido de metales y de azufre, con el objetivo de elevar su valor comercial. El crudo resultante de un proceso de mejoramiento se denomina "crudo mejorado", "crudo sintético" o "syncrude". Venezuela es actualmente el principal productor de ese tipo de crudo a nivel mundial.^[16]

2.3.1 Mejorador de Crudos Extrapesados

Un Mejorador de Crudo Extrapesado procesa una mezcla denominada "crudo diluido", constituida por crudo extrapesado y nafta, como diluyente. La gravedad API del crudo extrapesado está alrededor de 8 a 9 °API, y la de la nafta pesada, usada como diluyente, está alrededor de 47 °API. El crudo diluido resultante tiene una gravedad de 16 °API. Por su gravedad el crudo diluido se considera como crudo pesado. Un crudo diluido típico contiene los siguientes contaminantes: 3.1 a 3.2 % p

de azufre; 4,500 a 4,600 ppmp de nitrógeno total; 60 a 70 ppmp de níquel y 240 a 260 ppmp de vanadio.

Un Mejorador de Crudo Extrapesado como su nombre lo indica, mejora el crudo mediante la remoción de carbono en forma de coque, y la disminución de los contaminantes (azufre y nitrógeno), como resultado del procesamiento se obtiene un crudo mejorado, con un rendimiento superior al 90 % del volumen de crudo extrapesado alimentado.

Según la configuración y el mercado donde se destina el crudo mejorado, éste puede ser mediano o liviano. Las instalaciones en los mejoradores generalmente disponen de cuatro áreas de unidades de proceso y un área de unidades auxiliares. Las áreas de proceso son: crudo, coquificación retardada, hidroprocesos y azufre. ^[20]

En Venezuela existen cuatro complejos mejoradores para la producción de crudos sintéticos a partir de los crudos extrapesados de la Faja del Orinoco, que utilizan técnicas de mejoramiento más o menos similares. La producción diaria total de crudo sintético en dichos complejos mejoradores es de aproximadamente 550,000 barriles (87,443.01 m³).^[16]

Los procesos de manufactura existentes en un Mejorador se pueden agrupar en tres categorías:

- *Separación física*, que se basa en las diferencias que existen en las propiedades físicas, y entre los más conocidos están la destilación atmosférica y al vacío, la absorción y la extracción con solventes.
- *Conversión*, que involucra cambios por conversión térmica o catalítica en la estructura o el tamaño molecular de los hidrocarburos, como por ejemplo la coquificación retardada, el hidrocraqueo y la hidroconversión.

- *Purificación o tratamiento*, constituida por procesos donde se remueven o transforman las impurezas indeseables, entre los cuales se tienen el hidrotratamiento, la extracción con solventes y el tratamiento químico.^[20]

2.3.2 Crudo Mejorado o Sintético

Como su nombre lo indica, es todavía un petróleo crudo de cuyo procesamiento se pueden obtener productos finales como gasolinas, diesel, kerosén, parafinas y otros tantos, en refinerías diseñadas o acondicionadas especialmente para procesar esta variedad de crudo.^[24] Este crudo sintético es el único producto comercial del Mejorador.

2.4 DESCRIPCIÓN GENERAL DEL PROCESO DE MEJORAMIENTO DE CRUDO

El Mejorador de Crudo Extrapesado Hamaca utiliza las tecnologías de Coquificación Retardada e Hidroprocesamiento para convertir la carga de crudo extrapesado de 8.5 °API en un producto liviano (crudo sintético comercial de 26 °API), por el proceso de descomposición térmica con rechazo de carbono y de adición de hidrogeno para la remoción de azufre y nitrógeno.

La Planta de Mejoramiento esta en capacidad de procesar una alimentación combinada de 247,575 Barriles por día de Operación (BPDO) compuesta por 190,000 BPDO de crudo extrapesado Hamaca proveniente de la Faja Petrolífera del Orinoco y 57,575 BPDO de nafta diluyente; la cual se inyecta al crudo extrapesado con el fin de obtener una mayor fluidez de éste. La nafta diluyente se recupera en el mejorador y es devuelta al campo de producción.^[23]

Las características del crudo diluido Hamaca proveniente de la Faja Petrolífera del Orinoco y del crudo sintético resultante se registran a continuación en las tablas 2.2 y 2.3.

Tabla N° 2.2: Propiedades del Crudo Diluido Hamaca

| CARACTERÍSTICAS | VALOR |
|--------------------------|-------|
| Gravedad API | 16.0 |
| Contenido de Azufre, % p | 3.16 |
| Nitrógeno Total, ppmp | 4,577 |
| Níquel, ppmp | 63 |
| Vanadio, ppmp | 249 |

Tabla N° 2.3: Propiedades del Crudo Sintético

| CARACTERÍSTICAS | VALORES |
|--------------------------|----------|
| Gravedad API | 26.0 |
| Contenido de Azufre, % p | 1.60 |
| Nitrógeno Total, ppmp | 2,700 |
| Níquel, ppmp | 49 |
| Vanadio, ppmp | 171 |
| Destilación, TBP, °F | --- |
| IBP (2%) | 42 ~60 |
| 10 % | 249 ~256 |
| 30 % | 494~500 |
| 50 % | 660~662 |
| 70 % | 927~944 |
| 90 % | 1311 |
| EBP (98%) | 1514 |

El proceso de mejoramiento del crudo se lleva a cabo en un conjunto de unidades de proceso, cuya operación se soporta en las unidades de generación o distribución de servicios industriales tales como agua, electricidad, vapor de alta, media y baja presión, aire de instrumentos, etc., y también con otras instalaciones externas (offsites) como patio de tanques, mechurrios, tratamiento de efluentes, etc.

El crudo diluido es alimentado al Área de Destilación de Crudo, donde es desalado y posteriormente fraccionado, específicamente en una torre de destilación atmosférica, donde ocurre la separación física de los cortes de nafta de tope, destilados [destilado liviano (Light Atmospheric Distillate, LAD) y destilado pesado (Heavy Atmospheric Distillate, HAD)] y, por el fondo, el residuo atmosférico o residuo largo (Ver Figura N° 2.8).

La nafta de tope es llevada a un tanque de nafta diluyente para su retorno al campo de producción. Los cortes de destilados atmosféricos son enviados a la Unidad de Hidrotratamiento de Aceites Livianos. ^[23] El residual atmosférico se envía al proceso de destilación al vacío, donde ocurre la separación física de los siguientes cortes: el gasóleo liviano de vacío (LVGO), el gasóleo mediano de vacío (MVGO), el gasóleo pesado de vacío (HVGO), y, por el fondo, el residual de vacío o residuo corto.

El gasóleo liviano de vacío (LVGO), es alimentado al proceso de hidrotratamiento de aceites livianos. El gasóleo pesado de vacío (HVGO), es enviado a la Unidad de Hidrocraqueo de Gasóleos Pesados. El gasóleo mediano de vacío (MVGO), junto con un 40 %v del residual de vacío es enviado a un tanque intermedio y luego a la mezcla del crudo sintético comercial, la cual se realiza en la Unidad de Soporte al Hidroprocesamiento. El restante 60 %v de residuo de vacío es enviado al Área de Coquificación, específicamente al fondo del fraccionador de la Unidad de Coquificación Retardada donde se combina con una corriente de reciclo de la sección de lavado (Ver Figura N° A3.11 en la Sección de Apéndices). La carga combinada se envía a los hornos, donde es calentada rápidamente a la temperatura deseada para que ocurra la conversión térmica y la formación de coque y vapores de reacción. El coque se envía a la fosa de coque para su posterior trituración, manejo y despacho.

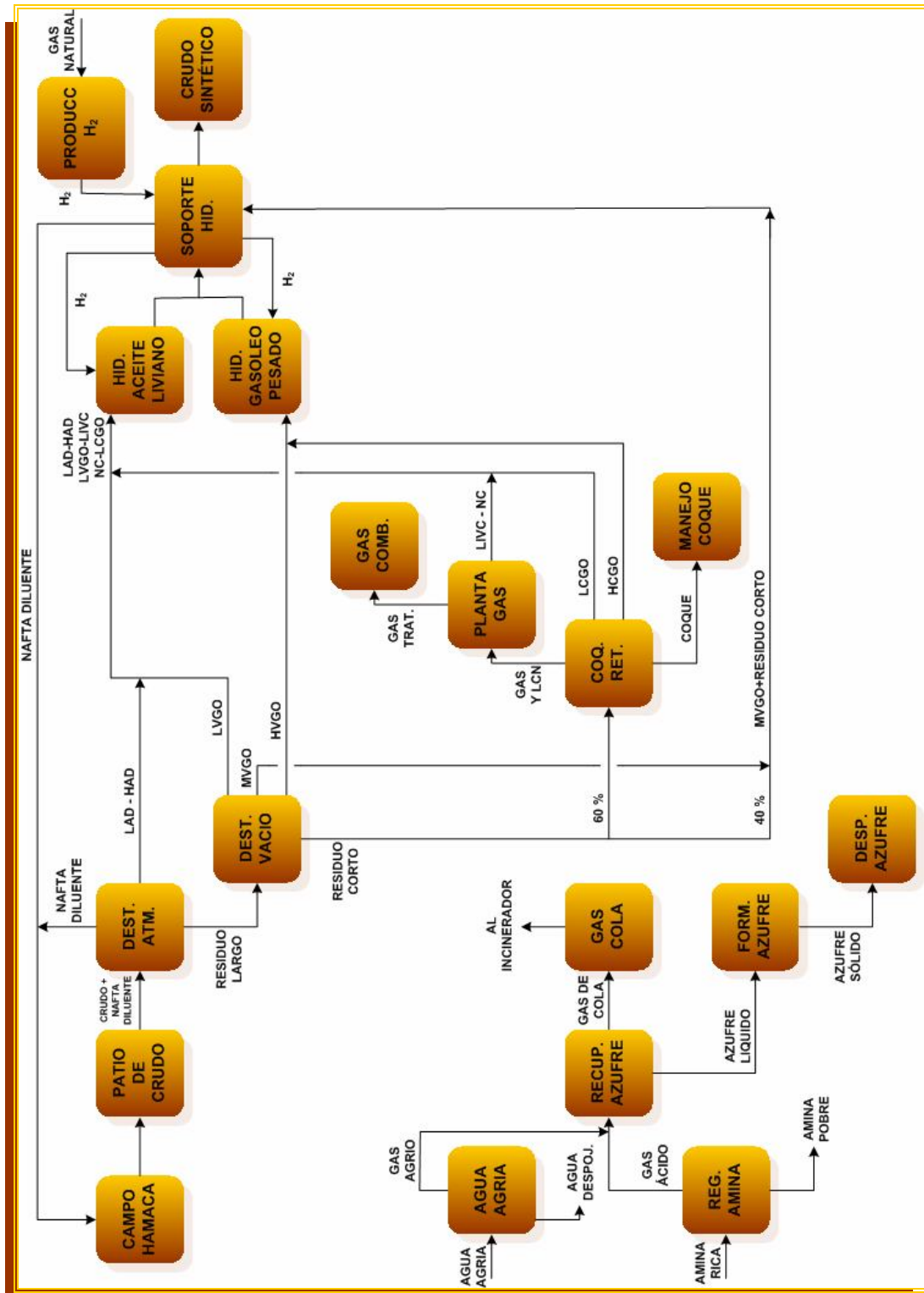


Figura N° 2.8: Diagrama de bloques del proceso de mejoramiento de crudo extrapesado

Los vapores de reacción provenientes del tambor de coquificación pasan a la fraccionadora principal, donde son fraccionados en: gas, nafta de coquificación (NC), gasóleo liviano de coquificación (LCGO), y gasóleo pesado de coquificación (HCGO). Tanto los livianos (LPG) como la NC y el LCGO son enviados a la Unidad de Hidrotratamiento de Aceites Livianos, mientras que el HCGO es enviado a la Unidad de Hidrocraqueo de Gasóleos Pesados. En el proceso de hidrotratamiento de aceites livianos, los cortes vírgenes (el corte de destilados atmosféricos, y el gasóleo liviano de vacío) y craqueados (los livianos, la nafta y el gasóleo liviano de coquificación) son tratados con hidrógeno para reducir su contenido de contaminantes (azufre y nitrógeno). El efluente de la reacción es enviado a la Unidad de Soporte al Hidroprocesamiento para su separación. Por otra parte, en el proceso de hidrocraqueo de gasóleos pesados, los cortes vírgenes (gasóleo pesado de vacío) y el corte craqueado (gasóleo pesado de coquificación) son hidrotratados para reducir su contenido de contaminantes (azufre, nitrógeno y metales). El efluente de la reacción es también enviado a la Unidad de Soporte al Hidroprocesamiento para su separación.

En la Unidad de Soporte al Hidroprocesamiento ocurre:

1. La separación física de los siguientes cortes: gas combustible, LPG, naftas liviana y pesada hidrotratada, y un corte de gasóleos hidrotratados. Una parte de la nafta pesada hidrotratada sirve para completar la nafta que se usa como diluyente del crudo Hamaca, y el resto se usa junto con el LPG, la nafta liviana y el corte de gasóleos hidrotratados para la mezcla del crudo mejorado o sintético comercial.
2. La preparación del crudo mejorado comercial (mezcla de las siguientes corrientes: nafta hidrotratada, gasóleos hidrotratados, gasóleo mediano de vacío y residual de vacío).
3. Compresión del hidrógeno requerido en el hidrotratamiento y el hidrocraqueo, el cual se produce mediante el proceso de reformación de gas natural.

Tanto en la Unidad de Recuperación de Gases (Planta de Gas) como en las Unidades de Hidrotratamiento de Aceites Livianos, Hidrocraqueo de Gasóleos Pesados y de Soporte al Hidroprocesamiento hay torres absorbedoras de aminas para la remoción del sulfuro de hidrógeno. Las aminas ricas en sulfuro de hidrógeno son enviadas al proceso de regeneración de amina donde, mediante despojamiento, se produce amina pobre en sulfuro de hidrógeno y un gas ácido rico en sulfuro de hidrógeno que es enviado a la Unidad de Recuperación de Azufre. Por otra parte, en los procesos de destilación, coquificación, recuperación de gas, hidrotratamiento, hidrocraqueo y absorción con amina, se usa agua de lavado para disolver sales sulfurosas y amoniacaes, y esta agua es enviada a un proceso de despojamiento donde se produce agua despojada (parte se reutiliza y parte se desecha hacia el sistema de tratamiento de efluentes líquidos) y gas agrio rico en sulfuro de hidrógeno y amoníaco. Los gases ácidos y agrios son enviados al proceso de recuperación de azufre Claus, donde gran parte del sulfuro de hidrógeno es recuperado como azufre y el amoníaco es descompuesto en nitrógeno y agua. El efluente de la unidad Claus, que contiene sulfuro de hidrógeno y dióxido de azufre, es enviado al proceso de tratamiento de gas de cola Scot donde el gas es llevado a concentraciones de azufre que están dentro del marco legal ambiental de Venezuela (valores por el orden de 250 ppm de SO₂).^[23] (Ver Apéndices N° 1 y 2).

2.5 AREA DE COQUIFICACION RETARDADA

El Área de Coquificación Retardada abarca la Unidad de Coquificación, donde se procesa el residuo de vacío proveniente de la Unidad de Crudo; la Unidad de Recuperación de Gas, que recupera los líquidos de las corrientes gaseosas que se obtienen en la Unidad de Coquificación Retardada; la Unidad de Gas Combustible encargada de mezclar y distribuir el gas obtenido en las plantas de proceso y el gas natural importado; y la Unidad de Manejo de Coque, donde el coque obtenido en la Unidad de Coquificación Retardada es acondicionado para su almacenamiento y traslado en cisternas.^[20]

2.5.1 Unidad de Coquificación Retardada

La Coquificación Retardada es un proceso térmico en el cual la alimentación fresca, constituida por el residuo de vacío, se calienta a alta velocidad en un horno hasta aproximadamente 925 °F, para luego enviarlo a una zona de reacción (tambores de coquificación) donde ocurre el craqueo térmico formando coque y vapores de coque (Ver Figura N° 2.9).

Las reacciones que toman lugar durante la coquificación retardada son en su conjunto endotérmicas por lo que la energía consumida por la ruptura de las moléculas de alto peso molecular junto con las pérdidas de calor de la superficie expuesta de los tambores de coquificación, ocasionan la disminución de la temperatura entre el fondo y el tope del tambor de coquificación de más 45 °F. La denominación del término Coquificación Retardada obedece a que en el horno existe suficiente temperatura para la formación de coque; sin embargo, se retarda la coquificación para que ocurra en los tambores, los cuales están diseñados para tal función. Esto se logra disminuyendo el tiempo de residencia en el horno por medio de la inyección de vapor de alta presión.

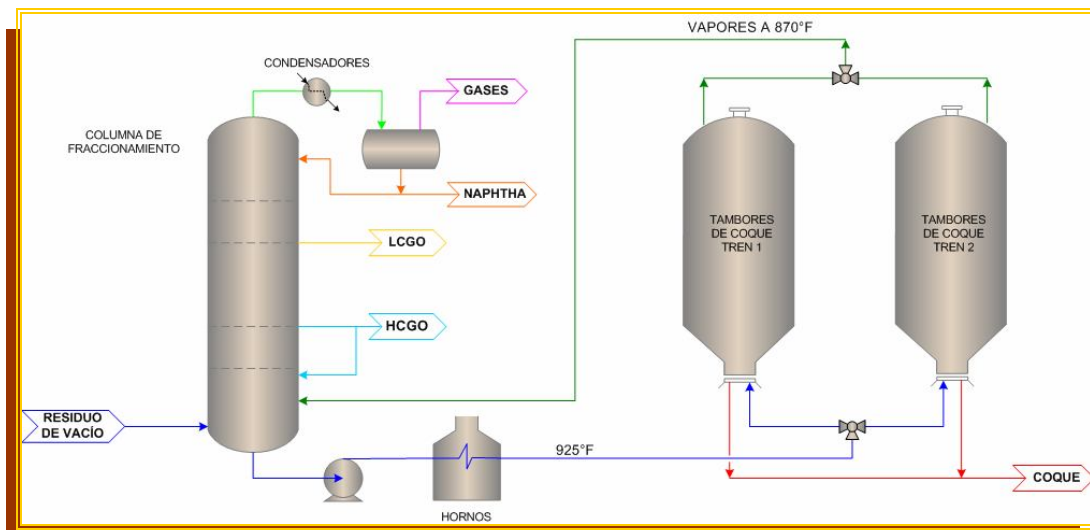


Figura N° 2.9: Esquema del proceso de coquificación retardada

Las reacciones más importantes que toman lugar en el proceso de coquificación retardada son la polimerización, la cual produce el coque, y el craqueo térmico, el cual genera una serie de productos que van desde gasóleos pesados hasta nafta y gases ($C_1 - C_4$).

La configuración de la planta contempla dos pares de tambores, denominados trenes. En estos tambores, bajo condiciones apropiadas de presión y temperatura, 15 psig y 925 °F respectivamente, ocurren las reacciones de craqueo y polimerización, para dar lugar a la formación de vapores y coque. El coque formado se deposita en el tambor de coquificación y los vapores fluyen en fase vapor hacia el tope de la fraccionadora para su separación.

El proceso de Coquificación Retardada es semi-continuo; ya que aun cuando el flujo a través del horno es continuo, la corriente de salida de éste se alterna entre dos trenes de tambores de coquificación, por lo que esta sección opera por lotes. En operación normal, uno de los tambores de cada tren se encuentra en línea (activo) mientras que el otro está siendo despojado con vapor, enfriado, descoquificado, probado para verificar su hermeticidad y pre-calentado.

Los vapores del tope del tambor activo se envían hacia la fraccionadora; por consiguiente, el flujo de la fraccionadora es continuo, pero presenta variaciones de flujo dependiendo de la etapa del ciclo de coquificación / descoquificación en el que se encuentre cada tambor ^[21] (Ver Apéndice N° 3).

El proceso de extraer el coque del tambor constituye una etapa especial debido a que se forma una especie de torta. La descoquificación es un proceso que se logra por medio de la inyección de un chorro de agua a alta presión (2000 a 2500 psig).^[7] Primero se perfora un agujero en el coque, que va desde la parte superior del lecho hasta el fondo del tambor; esto se realiza para permitir el movimiento de la herramienta hidráulica a través del lecho de coque, la cual consiste en una varilla

giratoria que se introduce a través del agujero y rocía chorros de agua hacia los lados desde la parte superior hacia al fondo. La alta presión del chorro corta el coque en trozos, los cuales son retirados por el fondo del tambor. Todo el proceso de cambio de tambor de coquificación, enfriamiento, descoquificación y vaciado del tambor dura 18 hrs, tiempo durante el cual otro tambor estará siendo llenado.

2.5.1.1 Variables de operación

2.5.1.1.1 Temperatura

Esta variable de operación en caso de la coquificación retardada, se refiere a la temperatura de salida del horno. En el caso de la Unidad de Petrolera Ameriven la temperatura de salida del horno es 925 °F y la misma puede modificarse en ± 25 °F. Los cambios en la temperatura de salida del horno afectan la dureza del coque que se forma en el tambor y el posterior grado de dificultad de cortar el coque fuera del tambor. Las temperaturas más altas producen coque más duro y las temperaturas más bajas producen coque más blando.

En general un incremento en la temperatura conlleva a un menor rendimiento de coque y aumento en destilados. También la temperatura sirve como referencia para el control de material combustible volátil (VCM) en el coque. Si la temperatura de salida del horno es menor a la mencionada anteriormente, el contenido de VCM aumenta en el coque, si la temperatura es mayor el contenido de VCM es menor. El contenido de VCM óptimo en el coque se encuentra entre 8-10%.

2.5.1.1.2 Presión

La segunda variable es la presión de operación del tambor de coquificación, esta tiene poco efecto en la cinética de las reacciones de craqueo térmico y polimerización. A presiones más bajas (10 – 20 psig) en el tambor se favorecen las

reacciones de craqueo térmico y el rendimiento en producto líquido. En el caso de la Unidad de Petrolera Ameriven la presión de diseño del tambor de coquificación es 15 psig.

La presión afecta la calidad del coque y el rendimiento de productos livianos y gasóleos. A medida que la presión de operación se incrementa:

- (a) Se tiene mayor producción de coque.
- (b) Aumenta la cantidad de gases producidos más livianos que C₅.
- (c) Se tiene menor producción de productos líquidos más pesados.
- (d) Mejora la calidad del coque: densidad y VCM.
- (e) Disminuye el punto final de gasóleo pesado de coquificación.
- (f) El coque es más blando.

2.5.1.1.3 Tiempo de residencia

Indica que tan completa se puede estar llevando las reacciones de polimerización. A tiempo de residencia alto:

- (a) Mejor es la estructura del coque.
- (b) Menor contenido de VCM.
- (c) Una polimerización más completa.
- (d) El coque es más duro.
- (f) Mayor producción de coque.
- (g) Aumenta la cantidad de livianos.

2.5.1.2 Productos

De la Unidad de Coquificación Retardada se obtienen seis productos: gas combustible (C₁-C₂), líquido C₃/C₄, nafta, gasóleo liviano de coquificación, gasóleo

pesado de coquificación, y coque. Todos los productos del fraccionamiento contienen un alto porcentaje de hidrocarburos olefínicos.

La nafta y los gasóleos contienen cantidades moderadas de compuestos de azufre y nitrógeno, por lo que requieren procesamiento adicional antes de mezclarse en el crudo sintético para su posterior venta.^[20] (Ver Apéndice N° 3)

2.5.1.3 Objetivo de la unidad

La Unidad de Coquificación Retardada (DCU) convierte el residuo de vacío en gas, nafta inestable, gasóleo liviano de coquificación (LCGO), gasóleo pesado de coquificación (HCGO), y coque. La Unidad de Coquificación Retardada (DCU) es capaz de procesar 62,000 BPSD de residuo de vacío 1000 °F⁺, que es recibido a 650 °F desde la Unidad de Crudo.

El gas y la nafta inestable producida en la Unidad de Coquificación Retardada son enviados a la Unidad de Recuperación de Gas (GP), para una mayor recuperación de los productos líquidos. El HCGO y el LCGO producto son enviados hacia la Unidad de Hidrocrackeo de Gasóleos Pesados y la Unidad de Hidrotratamiento de Aceites Livianos, respectivamente, el coque es transferido a la Unidad de Carga de Coque para su manejo final y posterior venta como Coque Combustible.^[21]

2.5.1.4 Propiedades de la alimentación y productos y Química del Proceso

En la siguiente tabla se muestran las características del residuo de vacío que alimenta a la Unidad de Coquificación Retardada.

Tabla N° 2.4: Propiedades del Residuo de Vacío

| PROPIEDADES | RESIDUO CALIENTE DE VACÍO |
|----------------------------|---------------------------|
| Gravedad API | 1.7 |
| Contenido de Azufre, % p | 4.49 |
| Nitrógeno Total, ppmp | 8,455 |
| Níquel | 153 |
| Vanadio | 554 |
| Asfáltenos, % p | 23 |
| Carbón Conradson, % p | 26.71 |
| Sodio, ppmp | <10 |
| Insolubles en Pentano, % p | 32.6 |
| Insolubles en Heptano, % p | 23.0 |
| Viscosidad cinemática, cSt | --- |
| a 210 °F | 454,000 |
| a 275 °F | 11,900 |
| Destilación (TBP), °F | --- |
| (IBP) 1% | 910 |
| 10 % | 1,045 |
| 30 % | 1,165 |
| 50 % | 1,273 |
| 70 % | 1,383 |
| 90 % | 1,496 |
| (EP) 98% | 1,514 |

Los valores presentados en la tabla N° 2.4 se determinaron para el caso diseño de la planta. En la siguiente tabla se muestran las propiedades y flujos de los productos de la Unidad de Coquificación Retardada.

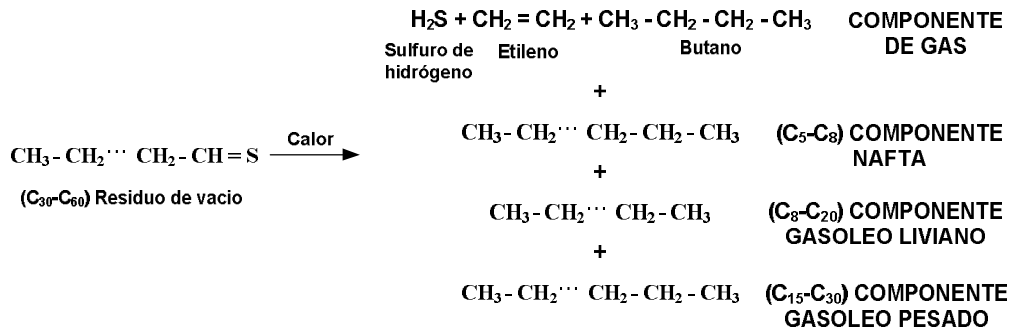
Tabla N° 2.5: Propiedades de los productos de la Unidad de Coquificación Retardada

| PROPIEDADES | NAFTA INESTABLE | GASÓLEO LIVIANO DE COQUIFICACIÓN | GASÓLEO PESADO DE COQUIFICACIÓN | COQUE |
|--------------------------|-----------------|----------------------------------|---------------------------------|------------------|
| BPD (Base Seca) | 8,432 | 27,431 | 16,246 | 4,040 Ton/día |
| lb / h (Base Seca) | 89,462 | 347,440 | 226,015 | ---- |
| % Vol | 13.83 | 28.22 | 26.13 | ---- |
| Gravedad API | 63.1 | 31.5 | 16.9 | ---- |
| Contenido de Azufre, % p | 0.989 | 2.76 | 3.94 | 4.70 |
| Nitrógeno Total, ppmp | 80 | 1,190 | 6,590 | 18,900 |
| Metales, ppmp | ---- | ---- | 0.58 | 2,019 |
| Rango de Corte TBP, °F | IBP - 350 | 350 - 645 | 645 °F ⁺ | ---- |

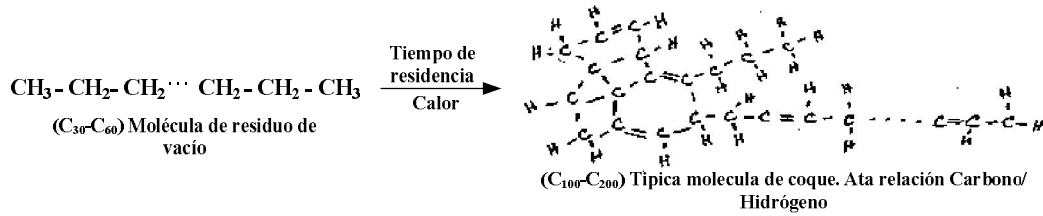
Las reacciones principales que se dan en el proceso de coquificación retardada son craqueo térmico y polimerización, ambas requieren de alta temperatura, generalmente de 750 °F, aproximadamente. El craqueo térmico es favorecido por la baja presión (10-20 psig) y el tiempo de residencia.

Los hornos de coquificación (H-001/002) suministran el calor necesario para iniciar la reacción de la primera etapa (craqueo) y sostener la reacción en los tambores de coque en donde se completan la primera y segunda etapa (polimerización).

Durante el proceso de *Craqueo Térmico* las moléculas grandes o de alto peso molecular de la alimentación se descomponen por calor en moléculas más pequeñas, de menor punto de ebullición. La reacción principal consiste en la ruptura química de enlaces carbono-carbono.



La *Polimerización* es una reacción o serie de reacciones mediante las cuales numerosas moléculas pequeñas de hidrocarburo, forman una molécula más grande (polímero). La polimerización requiere un largo tiempo de reacción; tanto en los tambores de coque como la reacción de craqueo, para que se de la evolución completa del proceso (Ver Apéndice N° 3).



2.5.1.5 Descripción del Proceso

En la figura N° 2.10 se presenta el diagrama de flujo de la Unidad de Coquificación Retardada.

En el *sistema de alimentación*, la carga de residuo de vacío entra por el fondo de la columna fraccionadora C-001 y se combina con el reciclo de la columna (aceite de la zona de lavado, aceite de sello de las bombas y aceite de enfriamiento de los vapores de tope de los tambores de coquificación). La carga combinada fluye a la bomba de carga, P-001. El líquido es bombeado y dividido en dos corrientes que tienen dirección a los hornos de coquificación, H-001 y H-002, donde rápidamente es calentado a la temperatura deseada (925 °F) para la formación de coque en los tambores de coquificación, V-001/002 y V-003/004, respectivamente.

A pesar de que en la figura N° 2.10 se muestra un solo par de tambores, la *sección de coquificación* consta de dos pares de tambores de coquificación, V-001/002 y V-003/004 con un par dedicado a cada horno, los tambores V-001/002 reciben efluente del horno H-001 y los tambores V-003/004 reciben efluente del horno H-002. Dos pares de tambores están en línea mientras los otros dos están en alguna fase de enfriamiento con vapor, descoquificación ó calentamiento.

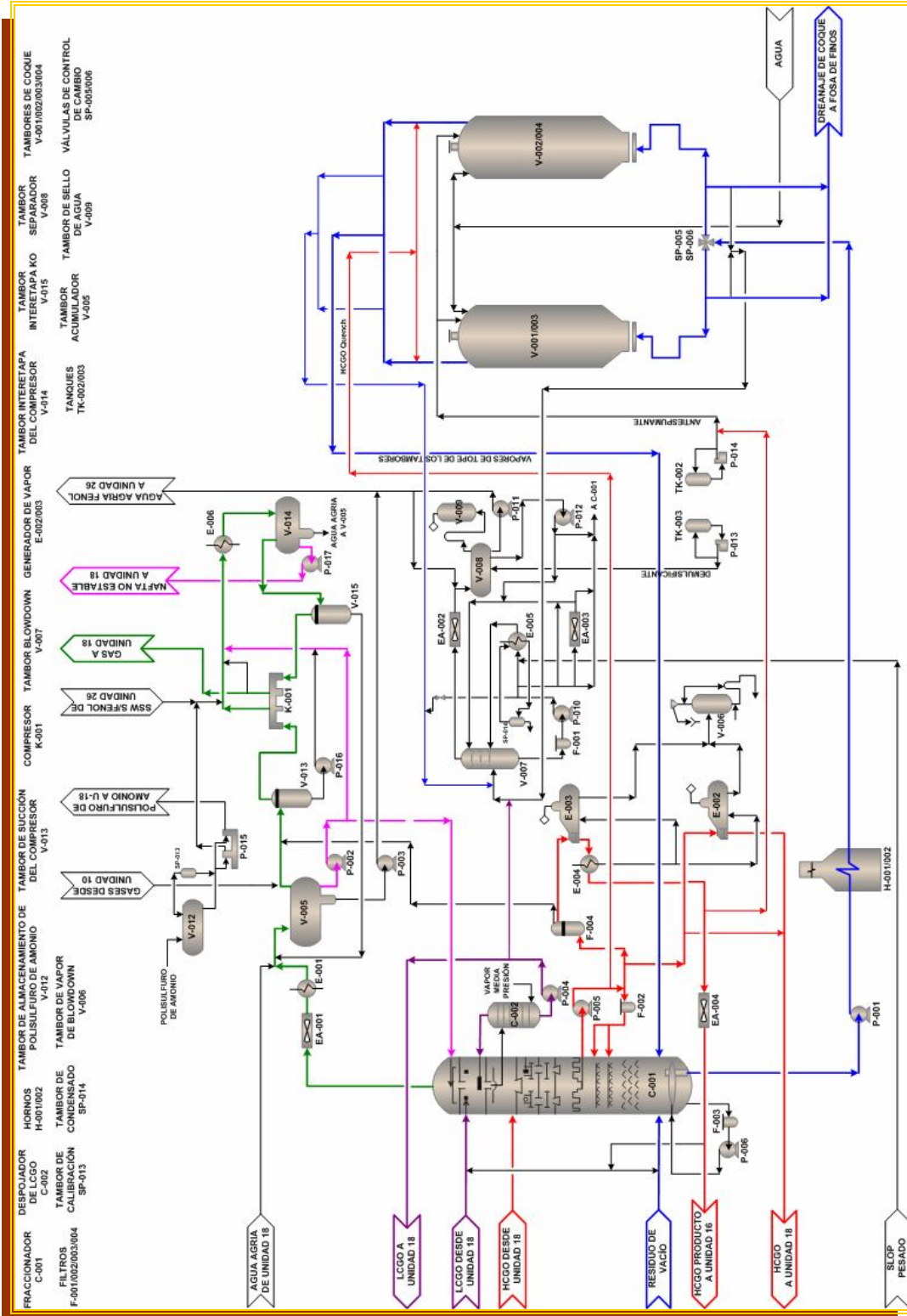


Figura N° 2.10: Diagrama de flujo del proceso de coquificación retardada

Al llenarse un tambor, es sacado de línea/servicio y el efluente del horno es dirigido al otro tambor de cada par a través de las válvulas de cambio, SP-005 ó SP-006. El flujo a cada tambor es mantenido por 18 horas. El tambor lleno es descoquificado y acondicionado en 18 horas. Así, cada tambor tiene un ciclo de 36 horas. Debido a que el equipo de descoquificación es común a todos los tambores, las operaciones de los dos pares de tambores de coque están separadas por 9 horas.

La inyección de antiespumante, se hace con el fin de evitar el arrastre de espuma desde los tambores de coque a la columna fraccionadora C-001, y para permitirle a los detectores nucleares de nivel una lectura más precisa. El antiespumante es bombeado desde el tanque de almacenamiento al tambor en línea/servicio V-001/002 ó V-003/004 a través de la bomba de inyección de antiespumante P-014. El gasóleo pesado de coquificación (HCGO), es utilizado como medio de transporte para el antiespumante y es inyectado aguas abajo de la bomba de inyección de antiespumante.

El HCGO, es también inyectado al vapor del tope de los tambores como aceite de enfriamiento, para evitar la formación de coque en la línea.

En la *sección de fraccionamiento*, los vapores del tope de los tambores de coquificación fluyen a la columna fraccionadora C-001, donde se separan en gases, nafta, gasóleo liviano de coquificación (LCGO) y gasóleo pesado de coquificación (HCGO).

Por el fondo de la columna C-001 se retira la alimentación fresca combinada con la corriente de reciclo, que alimentará los hornos. Adicionalmente, se succiona una corriente de reciclo para proveer agitación a las partículas de coque en el fondo de la fraccionadora; esta corriente es bombeada por la bomba de recirculación P-006, después que las partículas de coque son removidas en el filtro, F-003.

Se retira una corriente de HCGO, que es impulsada por las bombas P-005, donde una porción pasa por un filtro de aceite de lavado, F-002 y regresa a la columna como reflujo caliente. Una segunda porción es utilizada para enfriar los vapores que salen del tambor de coque que está en proceso de coquificación y así minimizar la formación de coque en la línea de vapores y una tercera porción, de HCGO producto, es filtrada en el filtro de HCGO producto, F-004 y es utilizada en el generador de vapor de media presión (MP) E-003 y para precalentar el agua de calderas (BFW) en el intercambiador de HCGO/BFW E-004; luego es enviado directamente a la Unidad de Hidrocraqueo de Gasóleos Pesados. El HCGO de recirculación restante, produce vapor en el generador de vapor E-002 y es dirigido a la Unidad de Recuperación de Gas para ser utilizado como medio de calentamiento en los intercambiadores antes de regresar a la columna.

El gasóleo liviano de coquificación (LCGO) fluye por gravedad al despojador del LCGO, C-002. Los hidrocarburos livianos y el H₂S son despojados con vapor y devueltos a la columna fraccionadora C-001. El producto LCGO despojado libre de H₂S es enviado por la bomba de producto LCGO, P-004 a la Unidad de Recuperación de Gas como aceite esponja para la absorción de nafta en el absorbedor secundario. Una porción de esta corriente proveniente de la Unidad de Recuperación de Gas es devuelta a la columna fraccionadora C-001 como aceite de esponja rico en C₅⁺.

Los vapores del tope de la fraccionadora pasan a través de los enfriadores con aire (EA-001) de ésta unidad, y a través de los intercambiadores (E-001), donde son parcialmente condensados antes de fluir al tambor acumulador de tope (V-005). En el tambor V-005, el vapor es separado del líquido. El vapor fluye al tambor de succión del compresor V-013 y el líquido condensado es impulsado por la bomba de tope de la fraccionadora, P-002, una porción se regresa a la columna como reflujo y porción restante es enviada al enfriador inter-etapa del compresor, E-006. El agua agria es succionada por la bomba de agua agria, P-003, del tambor acumulador V-005 hacia la Unidad de Despojamiento de Aguas Agrias.

Recuperación de Hidrocarburos (Blowdown): Durante las operaciones de despojamiento y enfriamiento de los tambores de coque, el vapor y el aceite despojado fluyen hacia el tambor de blowdown, V-008. En éste tambor, el vapor es enfriado y el aceite es parcialmente condensado por contacto en contracorriente con el flujo de aceite diluido recirculante. El aceite condensado es recolectado en el fondo del tambor, donde es diluido por una corriente de LCGO de acuerdo con los requerimientos para mantener la fluidez. Este material es bombeado por la bomba de recirculación de aceite, P-010 después de haber sido filtrado por el F-001.

Una porción del aceite diluido es recirculado a través del enfriador EA-003, o a través del intercambiador E-005, de regreso al tambor de blowdown, V-007. Una corriente de purga de exceso de aceite caliente es enviada a la fraccionadora para su recuperación. El aceite diluido frío es usado como medio de enfriamiento en el tambor de blowdown, V-007 para enfriar, y parcialmente condensar, el vapor y el aceite entrante.

El intercambiador E-005, que usa vapor de alta presión como medio de calentamiento, mantiene la temperatura del líquido en el fondo del tambor V-007 a 300 °F cuando el sistema de blowdown no está en uso, para prevenir la solidificación.

El vapor, los hidrocarburos entrantes, y los vapores no condensables venteados fluyen desde el tambor de blowdown al condensador EA-002, donde el vapor y los hidrocarburos entrantes son parcialmente condensados. La mezcla vapor-líquido fluye al tambor separador V-008, donde las trazas de aceite son separadas del condensado. Para reducir el tiempo de separación en el tambor separador, se provee un sistema de inyección de desemulsificante para romper la emulsión del aceite antes de su transferencia al cabezal de aceite de desecho.

La solución desemulsificante es suministrada a la Unidad de Coquificación Retardada, haciendo uso de un camión, y es almacenada en el tanque de

demulsificante, TK-003. El agente demulsificante es mezclado con agua de servicio y bombeado al tambor del blowdown (V-007), por la bomba de inyección del demulsificante, P-013. El aceite que queda es bombeado por la bomba de aceite de desecho del blowdown, P-012, de regreso al tambor V-007, para su recuperación. Esta corriente de aceite también puede ser purgada hacia el cabezal de aceite pesado de desecho, si el nivel de aceite se incrementa rápidamente.

Generación de Vapor: El vapor de media presión se produce en los generadores de vapor E-002 y E-003 de HCGO pumparound y HCGO producto, respectivamente. El vapor generado es enviado al cabezal de vapor de media presión. El agua de alimentación a calderas utilizada en los dos generadores de vapor es precalentada en el intercambiador de HCGO/BFW, E-004.

Compresor del Gas de Coquificación: Los vapores provenientes del tambor acumulador, V-005, y del tambor separador del blowdown, V-008, y gases de salida de la Unidad de Destilación de Crudo, fluyen hacia el tambor de succión del compresor, V-013, para remover cualquier líquido entrante. El líquido del tambor de succión del compresor es bombeado intermitentemente por la bomba P-016, hacia el tambor de interfase del compresor, V-014, a través del condensador E-006. El vapor del tambor de succión del compresor entra a la primera fase del compresor de gas de coquificación, K-001. La descarga de vapor de la primera fase del compresor es mezclada con agua agria despojada no fenólica de la Unidad Despojadora de Aguas Agrias, con polisulfuro de amonio y con hidrocarburo líquido del tambor acumulador de la fraccionadora, V-005, con el fin de disminuir la temperatura.

La corriente combinada fluye al condensador de interfase del compresor, E-006, donde es enfriada y parcialmente condensada. La mezcla resultante de vapor y líquido de hidrocarburos fluye hacia el tambor de interfase del compresor, V-014, para la separación del vapor, del líquido de hidrocarburos (nafta inestable) y del agua agria. El agua agria proveniente del tambor V-014, fluye hacia el tambor acumulador de la

fraccionadora, V-005, para la subsiguiente transferencia al despojador de agua agria. La nafta inestable del tambor de interfase del compresor, es bombeada a la Unidad de Recuperación de Gas a través de la bomba -P-017 para su subsiguiente procesamiento.

El vapor desde el tambor de interfase del compresor, V-014, fluye hacia el tambor separador de interfase, V-015, para la remoción de cualquier líquido. El líquido que pueda quedar en el tambor V-015, fluye hacia el tambor V-005, para una mayor recuperación. El vapor del tambor separador de interfase, V-015, es introducido a la segunda fase del compresor de gas de coquificación, K-001. La descarga de la segunda fase del compresor es enviada a la Unidad de Recuperación de Gas para su subsiguiente procesamiento.

Sistema de inyección de polisulfuro de amonio: El polisulfuro de amonio es utilizado como inhibidor de la corrosión del acero al carbono, ya que existe la presencia de cianuros que se forman en el proceso de coquificación. La protección del acero al carbono ocurre por dos mecanismos básicos: (1) La estabilización de la capa de sulfuro de hierro que se pueda formar, y (2) la reacción con los cianuros. El polisulfuro reduce las concentraciones de cianuros en el agua agria.

Sistema de apertura / cierre de los tambores: Una vez drenado por completo el tambor de coquificación comienzan las actividades de apertura de la brida superior e inferior del recipiente, las cuales se llevan a cabo en forma simultánea, para comenzar las actividades de cortado del coque. Después que el lecho de coque ha sido cortado, limpiado y drenado el tambor y la herramienta de cortado removida, se procede con la instalación de las bridas del tope y fondo. Mientras que la instalación de la brida del tope es completamente manual, la instalación de la brida de fondo es semiautomática.

Sistema de descoquificación hidráulica: El propósito del sistema del cortado de coque es el de proveer una manera segura y eficiente de cortar y remover el coque de los tambores V-001/002/003/004 en un mínimo de tiempo.

La eficiencia y confiabilidad de este procedimiento es muy importante para la operación de la Unidad de Coquificación Retardada. El equipo de corte del coque operará 3 horas por cada corte de tambor (ciclo de 36 horas para la coquificación y descoquificación de 2 tambores de coque). La producción total de la planta de 4,040 ST/D de coque es promediada a lo largo de un ciclo de coquificación y descoquificación de 36 horas para 4 tambores.

Ciclo de operación de los tambores de coquificación: En la siguiente tabla se detalla el ciclo de operación de los tambores de coque.

Tabla N° 2.6: Ciclo de descoquificación de los tambores

| CICLO DE VAPOR (DESPLAZAMIENTO) | | HORAS |
|--|--|--------------|
| Paso 1 | Desplazamiento hacia el fraccionador (12-C-001) | 3/4 |
| Paso 2 | Desplazamiento hacia el Blowdown (12-V-007) | 3/4 |
| CICLO DE ENFRIAMIENTO | | |
| Paso 3 | Enfriar el tambor con agua | 6 |
| Paso 4 | Drenar el agua del tambor | 2 |
| DESCABEZADO DE BRIDAS | | |
| Paso 5 | Remover bridas de tope y fondo | 1/2 |
| CICLO DE DESCOQUIZACIÓN | | |
| Paso 6 | Cortar el coque (incluye preparación y corte de coque) | 3 |
| TAPADO DE BRIDAS Y PRUEBA DE HEMERTICIDAD | | |
| Paso 7 | Tapar ambas bridas, purgar, presionar y probar el tambor | 1 |
| CICLO DE CALENTAMIENTO | | |
| Paso 8 | Vapor caliente de la fraccionadota (12-C-001) y cambio de tambor | 4 |
| TOTAL | | 18 |

PASO 1: Desplazamiento con vapor del tambor de coque hacia la fraccionadora (12-C-001). El desplazamiento del tambor con vapor de 150 psig se inicia antes de colocar un tambor fuera de línea. Esto mantiene la línea de carga y entrada del tambor

libre de taponamientos por la acumulación de coque durante el cambio. El cambio de tambor se inicia desplazándolo con vapor hacia la fraccionadora (12-C-001), para recuperar los componentes volátiles removidos del coque por el vapor.

PASO 2: Desplazamiento con vapor del tambor de coque hacia el tambor del blowdown (12-V-007). Los vapores de los tambores de coque (12-V-001/002/003/004) son alineados al tambor del sistema de recuperación de vapores (blowdown) 12-V-007. Luego de entrar al tambor del blowdown (12-V-007), los vapores provenientes de los tambores de coque (12-V-001/002/003/004) son lavados y enfriados con aceite. Las gotas de aceite que se han condensado caen al fondo de la torre, mientras que el vapor fluye hacia el tope. El exceso de aceite condensado es enviado como reciclo a la fraccionadora 12-C-001 ó hacia el cabezal de aceite pesado fuera de especificación (slop).

PASO 3: Enfriar el tambor con agua. La inyección de agua de enfriamiento, inmediatamente después de cerrar el vapor, se lleva a cabo para evitar que los canales dejados por el vapor en el lecho de coque se desmoronen o colapsen. El vapor generado en el tambor, mediante la vaporización del agua de enfriamiento, y los hidrocarburos despojados fluyen al sistema de recuperación de hidrocarburos (blowdown) 12-V-007, en donde son tratados.

PASO 4: Drenado del agua del tambor. Una vez que el tambor ha sido llenado y enfriado adecuadamente, se cierra el agua de enfriamiento. El agua del tambor es drenado por gravedad a la primera sección de la fosa de coque. El agua fluye de la fosa de coque hacia un sumidero que se encuentra provisto de dos bombas, 12-P-008 A/B, por medio de la cual se envía el agua al tanque de agua de descoquificación 12-TK-001, para su re-utilización.

PASO 5: Remoción de las bridas de fondo y tope. Una vez drenada el agua del tambor, la brida de fondo es removida por medio del sistema de descabezamiento o apertura automático (12-ME-005) y la brida de tope es removida de forma manual.

PASO 6: Cortado del coque. Se adhiere el ensamble de la guía del vástago de cortado al tope del tambor, e inicialmente se perfora hidráulicamente un orificio en el centro del lecho de coque con un diámetro de 3/4", esto se hace utilizando el sistema de cortado en modo piloto. Una vez que se ha perforado el orificio, se retira el vástago del tambor, de manera de cambiar el cabezal de modo piloto a modo corte. El coque se rebana, comenzando desde, aproximadamente, 1" por debajo del tope del nivel de coque y descendiendo progresivamente a lo largo del lecho, en intervalos de 1/2".

PASO 7: Cierre, purga y prueba de hermeticidad en el tambor. Una vez cortado el coque, se remueve el vástago de cortado del tambor, y se procede a colocar las bridas de fondo y tope, ajustándolas con sus respectivos tornillos. Una vez que el tambor ha sido cerrado, este debe calentarse antes de colocarlo nuevamente en línea. Antes de que esto ocurra, todo el aire en el tambor debe ser desplazado con vapor. Se realiza una purga en todas las líneas que comprenden el tambor de coquificación y con vapor se detecta la presencia de fugas.

PASO 8: Calentamiento del tambor. Si no se detectan fugas, el paso siguiente es remover el condensado remanente en el tambor y en las líneas de tope. Luego se inicia el calentamiento con vapor hasta alcanzar una temperatura en el fondo del tambor de aproximadamente 350 °F. ^[21]

2.5.2 Unidad de Recuperación de Gas

La Planta de Gas es usada para recuperar hidrocarburos de tres y cuatro carbonos de una corriente gaseosa, utilizando un proceso de absorción con aceite

(LCGO como aceite de esponja o nafta como aceite pobre), el cual se encarga de absorber los componentes más pesados de la corriente gaseosa. Adicionalmente, se trata el gas con aminas para extraer el sulfuro de hidrógeno (H_2S) que éste contenga (Ver Apéndice N° 4).^[20]

2.5.2.1 *Objetivo de la unidad*

La Unidad de Recuperación de Gas recupera butanos y propanos del gas neto de las Unidades de Crudo y Coquificación Retardada, y de la nafta inestable producida en la Unidad de Coquificación Retardada (DCU).

La Unidad de Recuperación de Gas tiene la capacidad de procesar 34 millones de pies cúbicos estándar por día (MMSCFD) de gas comprimido y 8,400 BPD de nafta inestable producida en la DCU. El gasóleo liviano de coquificación (LCGO) es utilizado como aceite de esponja (aceite absorbente) y el gasóleo pesado de coquificación (HCGO) de recirculación es utilizado como medio de calentamiento en los rehervidores en la Unidad de Recuperación de Gas.

La Planta de Gas recupera aproximadamente entre 2,700 y 4,900 BPD de líquidos C_3/C_4 y de 6,700 a 8,300 BPD de C_5 a 350 °F de nafta, dependiendo si la DCU procesa residuo de vacío con punto de ebullición final de 950°F ó 1,000 °F. La corriente de nafta estabilizada producida en la Unidad de Recuperación de Gas es dirigida a la Unidad de Hidrotratamiento de Aceites Livianos. La corriente de livianos consistente en propanos, butanos y trazas de C_5 , es recuperada y también se envía a la Unidad de Hidrotratamiento de Aceites Livianos. La corriente de gas es tratada con aminas, para absorber el H_2S , y es enviada al sistema de recolección de gas.

La Unidad de Recuperación de Gas está diseñada para que la cantidad de propano a la Unidad de Hidrotratamiento de Aceites Livianos pueda ser controlada.^[22]

2.5.2.2 Propiedades de la alimentación y productos

En la siguiente tabla se muestran las propiedades y flujos, del gas comprimido y de la nafta inestable que alimentan a la Unidad de Recuperación de Gas.

Tabla N° 2.7: Propiedades y flujos de alimentación a Planta de Gas

| PROPIEDADES | GAS | NAFTA INESTABLE |
|----------------------------|---------|-----------------|
| Flujo Volumétrico (BPD) | ---- | 8,180 |
| Flujo másico lb/h (Total) | 114,843 | 86,650 |
| Gravedad API | ---- | 63.5 |
| Peso molecular (base seca) | 30.9 | ---- |

En la siguiente tabla se muestran los flujos de los componentes del gas comprimido y de la nafta inestable que alimentan a la Unidad de Recuperación de Gas.

Tabla N° 2.8: Flujos de los componentes de la alimentación de Planta de Gas

| COMPONENTES | FLUJO DE GAS (lb/h) | FLUJO DE NAFTA INESTABLE (lb/h) |
|--------------|---------------------|---------------------------------|
| H2O | 1,360 | 27 |
| H2S | 13,456 | 520 |
| H2 | 555 | 0 |
| N2 | 285 | 1 |
| NH3 | 35 | 2 |
| CO2 | 574 | 11 |
| CO | 35 | 0 |
| Metano | 19,216 | 102 |
| Etano | 17,931 | 397 |
| Etileno | 2,530 | 42 |
| Propileno | 6,003 | 365 |
| Propano | 15,392 | 1,078 |
| Butadieno | 81 | 18 |
| i-Butano | 1,691 | 292 |
| 1-Buteno | 4,946 | 1023 |
| n-Butano | 5,747 | 1343 |
| i-Pentano | 1,316 | 730 |
| n-Pentano | 3,810 | 2,773 |
| 1-Penteno | 3,305 | 2,210 |
| Ciclopentano | 571 | 674 |
| C6+ | 12,777 | 77,533 |

En las siguientes tablas se muestran las propiedades y flujos de los productos de la Unidad de Recuperación de Gas. ^[22]

Tabla N° 2.9: Propiedades de los productos de Planta de Gas

| PROPIEDADES | GAS COMBUSTIBLE | NAFTA | LIVIANOS |
|----------------------------|-----------------|--------|----------|
| Flujo Volumétrico (BPD) | ---- | 8,024 | 2,735 |
| Flujo másico lb/h (Total) | 60,202 | 85,891 | 23,890 |
| Gravedad API | ---- | 61.4 | 105 |
| Peso molecular (base seca) | 22.8 | 105 | 59.7 |

Tabla N° 2.10: Flujos de los componentes de los productos de Planta de Gas

| COMPONENTES | FLUJO DE GAS COMBUSTIBLE (lb/h) | FLUJO DE NAFTA ESTABILIZADA (lb/h) | FLUJO DE LIVIANOS (lb/h) |
|--------------|---------------------------------|------------------------------------|--------------------------|
| H2O | 624 | 0 | 0 |
| H2S | 1 | 0 | 8 |
| H2 | 553 | 0 | 0 |
| N2 | 284 | 0 | 0 |
| NH3 | 0 | 0 | 0 |
| CO2 | 0 | 0 | 0 |
| CO | 35 | 0 | 0 |
| Metano | 19,019 | 0 | 0 |
| Etano | 17,239 | 0 | 5 |
| Etileno | 2,455 | 0 | 0 |
| Propileno | 5,331 | 0 | 337 |
| Propano | 12,782 | 0 | 1,894 |
| Butadieno | 2 | 1 | 95 |
| i-Butano | 77 | 6 | 1,897 |
| 1-Buteno | 127 | 41 | 5,732 |
| n-Butano | 139 | 129 | 6,704 |
| i-Pentano | 56 | 659 | 896 |
| n-Pentano | 74 | 2,780 | 2,177 |
| 1-Penteno | 66 | 2,186 | 2,022 |
| Ciclopentano | 2 | 720 | 234 |
| C6+ | 118 | 81,868 | 1,905 |

2.5.2.3 Descripción del Proceso

El *tambor acumulador de alta presión V-001* tiene como función separar la corriente de descarga de la segunda etapa del compresor en gas y líquidos. El gas se envía a la columna absorbadora primaria C-001; la corriente de hidrocarburos líquidos, se envía a la columna de aceite rico C-003 (estabilizadora); y la corriente de agua agria, se envía a la Unidad de Coquificación Retardada (Ver Figura N° 2.11).

La alimentación a la Unidad de Recuperación de Gas consiste de: la descarga del compresor de gas húmedo K-001, nafta inestable proveniente del tope del fraccionador C-001, líquido proveniente del absorbedor primario C-001, agua agria del tambor acumulador de la columna despropanizadora V-003 y agua agria proveniente del tambor de cabecera de la columna de vacío de la Unidad de Crudo. Esta agua proveniente de la Unidad de Crudo se mezcla con una pequeña cantidad de polisulfuro de amonio, proveniente de la DCU, mediante una boquilla pulverizadora aguas arriba de la línea de alimentación de gas a la Unidad de Recuperación de Gas. La solución de polisulfuro / agua de lavado se inyecta a la corriente de gas de alimentación para removerle cualquier cianuro y/o bisulfuro de amonio.

En el tambor acumulador de alta presión V-001, los hidrocarburos gaseosos se separan en hidrocarburos líquidos y agua agria. El hidrocarburo líquido se bombea con la bomba P-001 a través del precalentador E-004 y alimenta a la columna estabilizadora C-003; los vapores alimentan al absorbedor primario C-001 y el agua agria de la bota se une con los vapores del tope de la fraccionadora de la DCU que van al tambor acumulador V-005. ^[22]

La columna absorbadora primaria C-001 tiene como función recuperar (absorber) la mayor cantidad de hidrocarburos C_4^+ presentes en el gas combustible. Los vapores que salen del acumulador de alta presión V-001, se dirigen como alimentación al absorbedor primario C-001.

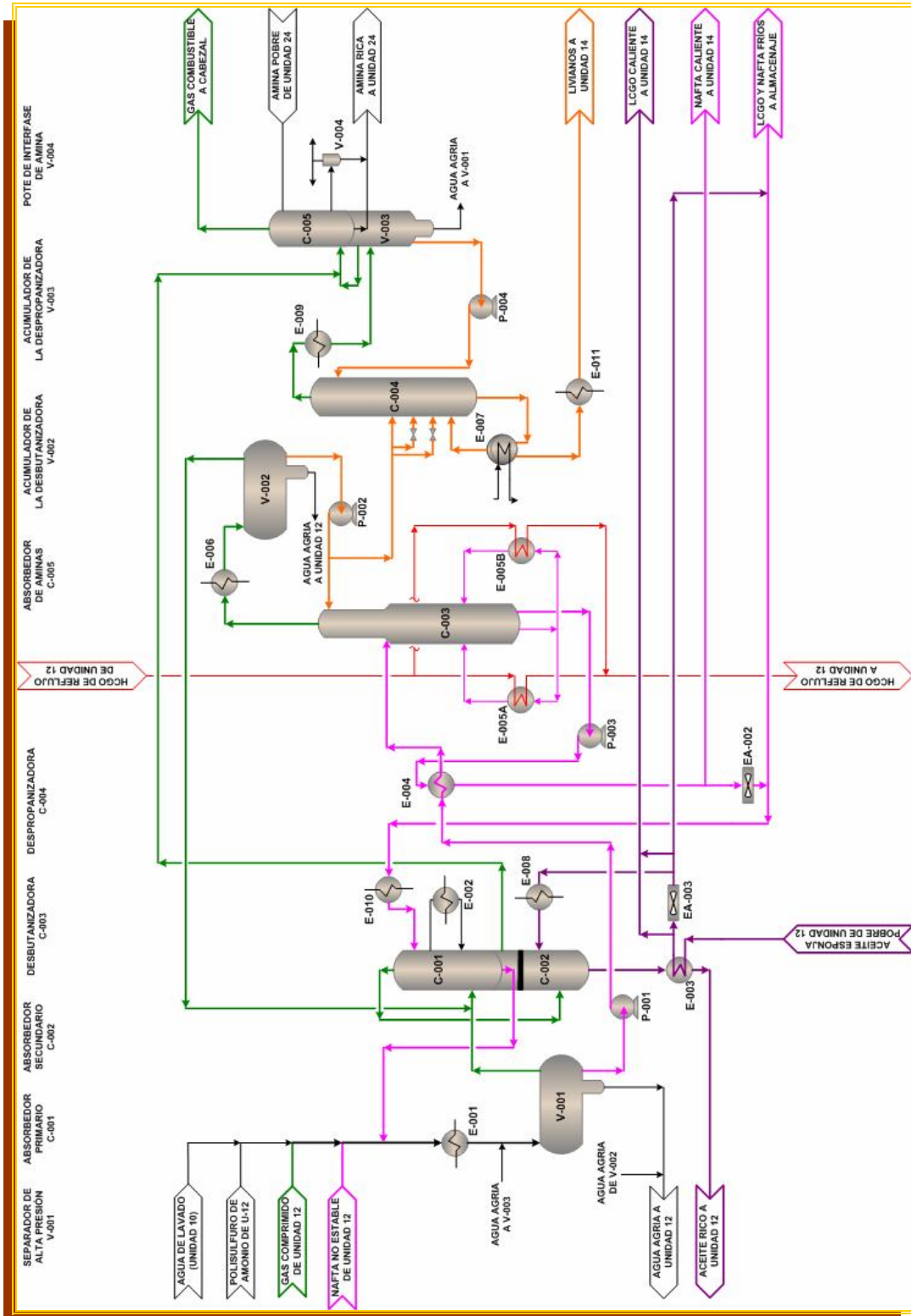


Figura N° 2.11: Diagrama de flujo del proceso realizado en Planta de Gas

En este absorbedor se utiliza una corriente de nafta estabilizada, proveniente del fondo de la columna estabilizadora C-003, para recuperar los butano / butileno de los gases del acumulador de alta presión y de los gases de tope de la columna estabilizadora.

El aceite rico (nafta rica) en C_4^+ sale por el fondo del absorbedor y es recirculado a la entrada de los enfriadores E-001 A/B. Del absorbedor se retira una corriente intermedia para ser enfriada con agua en el E-002, luego retorna al absorbedor, ya que la baja temperatura favorece la absorción. Los vapores de tope del absorbedor primario alimentan al absorbedor secundario C-002.

La *columna absorbidora secundaria C-002* tiene como función absorber la mayor cantidad de hidrocarburos C_5^+ que puedan haber quedado en la corriente de gas combustible, luego del contacto con la corriente de nafta estabilizada en el absorbedor primario. Los vapores de tope del absorbedor primario alimentan al absorbedor secundario o absorbedor esponja C-002. En esta columna se recupera cualquier líquido (C_5^+) arrastrado con los vapores del absorbedor primario, usando una corriente de gasóleo liviano de coquificación (LCGO), proveniente del despojador de LCGO C-002 del DCU, llamado aceite esponja.

Una porción de LCGO es enviado a la Unidad de Hidrotratamiento de Aceites Livianos, una vez que se aprovecha su calor para calentar la corriente de aceite rico en C_5^+ del fondo del absorbedor secundario en el intercambiador E-003. El resto pasa por los enfriadores de aire EA-003 A/B y por último al enfriador con agua E-008 antes de entrar al absorbedor secundario.

Por el fondo del absorbedor sale una corriente de aceite rico en C_5^+ , que después de intercambiar calor con el LCGO en el intercambiador E-003, regresa al fraccionador C-001. Los vapores de tope del absorbedor secundario se unen con la

corriente de vapores de tope del acumulador V-003 y fluyen hacia el absorbedor con aminas C-005, para ser tratados, antes de ir al sistema de gas de refinería.

La *columna de aceite rico o estabilizadora C-003* funciona como una torre debutanizadora o estabilizadora de nafta. Esta se alimenta de hidrocarburos líquidos (nafta inestable) provenientes del acumulador de alta presión V-001, por medio de la bomba P-001 y a través del intercambiador E-004, donde toma calor de la corriente del fondo de la columna estabilizadora, antes de entrar a la columna. Esta columna posee dos (2) rehervidores E-005 A/B, los cuales usan recirculación de gasóleo pesado de coquificación HCGO para proveer un calor adicional a la columna.

Los vapores de tope de la columna se condensan con agua en el intercambiador E-006, antes de fluir al acumulador V-002. Los gases de este acumulador son recirculados como alimentación al absorbedor primario, conjuntamente con los vapores del acumulador de alta presión, para recuperar el producto líquido (butano). El hidrocarburo líquido (C₃/C₄) del acumulador V-002 es succionado por la bomba P-002 y se divide en dos corrientes, una corriente como reflujo al tope de la columna estabilizadora, y la otra corriente como alimentación a la columna depropanizadora C-004.

El producto de fondo (nafta estabilizada) de la columna estabilizadora es succionado por las bombas P-003 A/B y bombeado hacia el intercambiador E-004, antes de ser enviado a la Unidad Hidrotratadora de Aceite Liviano. Una corriente de nafta estabilizada pasa a través de los ventiladores EA-002 A/B, luego al enfriador de agua E-010 para ser usado como aceite pobre (nafta estabilizada) en el absorbedor primario.

La función de la *columna depropanizadora C-004* es recuperar por el tope la mayor cantidad posible de C₃ de la corriente de fondo de C₄. La columna depropanizadora C-004 se alimenta con el hidrocarburo líquido del acumulador de

aceite rico V-002, el cual es succionado por la bomba P-002. Por el fondo de la C-004 sale producto de cortes C₃, C₄ y trazas de C₅; pasan por el rehervidor E-007 donde se le suministra calor con vapor de media presión. Del tope del rehervidor salen los vapores que sirven para proveer calor al fondo de la depropanizadora; y, del fondo salen los livianos recuperados que son enfriados en el E-011, y enviados a la Unidad de Hidrotratamiento de Aceites Livianos.

Los vapores de tope de la depropanizadora son enfriados en el intercambiador E-009 y fluyen al acumulador de tope V-003; del fondo se retira agua agria que es enviada al acumulador de alta presión V-001. El hidrocarburo del acumulador V-003 es succionado por la bomba P-004 y bombeado como reflujo a la depropanizadora, una parte se une a la salida del enfriador E-009 y vuelve al acumulador V-003. Los gases del tope del acumulador V-003 se unen con los gases del tope del absorbedor secundario C-002 como alimentación al absorbedor con aminas C-005 para la remoción de H₂S. La función de la *columna absorbedora con amina C-005* es la remoción de sulfuro de hidrógeno (H₂S) del gas combustible. Se utiliza una solución de amina pobre 45% en peso MDEA proveniente de la Unidad de Regeneración de Aminas como medio absorbente. La alimentación al absorbedor de aminas C-005 la conforman los vapores de tope del absorbedor secundario C-002 y los de la depropanizadora C-004.

El gas dulce es enviado al sistema de gas combustible de la planta, y la amina rica en H₂S es devuelta a la Unidad de Regeneración de Aminas. El tambor interfase de aminas V-004 es utilizado intermitentemente de acuerdo a los requerimientos, para la remoción de hidrocarburos de la amina rica en el fondo del absorbedor de aminas. Se utiliza vapor de baja presión para vaporizar los hidrocarburos que son luego enviados al cabezal del mechurrio. El nitrógeno es utilizado para presurizar la amina en el recipiente, que luego salen al cabezal de amina rica para su disposición en el sumidero de aminas SU-001 ^[22] (Ver Apéndice N° 4).

2.6 SIMULACIÓN DE PROCESOS

Es el proceso de diseñar o desarrollar un modelo matemático de un sistema basado en ecuaciones de balance de masa y energía, métodos termodinámicos y consideraciones de equilibrio, que represente las condiciones de operación de una planta.

La simulación de procesos es una de las más grandes herramientas de la Ingeniería, la cual se utiliza para representar un proceso. El simulador de proceso es un instrumento para experimentar y aprender de las consecuencias de nuestras decisiones en el futuro o en secciones de procesos distantes.

La tarea de simulación es aquella en la cual se proponen ciertos valores de entrada al simulador o programa de simulación para obtener ciertos resultados o valores de salida, los cuales estiman el comportamiento del sistema real bajo esas condiciones.

[26]

2.6.1 PRO/II. PROVISION

El simulador de proceso PRO/II realiza balances de masa y energía rigurosos para una amplia gama de procesos. PRO/II ofrece la solución de simulación más comprensible y fácil de usar disponible, y es el estándar de la industria para refinación y procesamiento de gas, incluyendo procesamiento químico.

Algunas de las aplicaciones de la simulación de procesos con PRO/II son:

- (a) Diseño de nuevos procesos;
- (b) Evaluación de configuraciones alternas de plantas;
- (c) Modernización o modificación plantas existentes;
- (d) Valoración y acatamiento de las regulaciones ambientales;

- (e) Resolución de problemas de plantas de procesos;
- (f) Monitoreo, optimización y mejora de los rendimientos y aprovechamiento de las plantas.^[13]

Elegir un método termodinámico apropiado para un uso específico es un paso importante en la obtención de una simulación de proceso exacta. Usualmente, se cuenta con varios métodos termodinámicos que resultan adecuados para una aplicación dada. El paquete de simulación Pro II dispone de una gran diversidad de métodos termodinámicos para la estimación de equilibrios de fases y propiedades termodinámicas, físicas, de transporte, entre otras.

El usuario del simulador siempre debe tratar de determinar cuáles métodos proporcionan la mejor representación de todas las corrientes del diagrama de flujo, esforzándose por seleccionar las opciones termodinámicas más apropiadas y sencillas, y teniendo en mente que el mejor método termodinámico es aquel con el cual se obtiene mayor concordancia entre lo simulado y la realidad. Cuando se dispone de datos de laboratorio o datos real de campo, podría ser necesario probar con varias opciones y comparar los resultados para obtener el mejor modelo posible.

Unidades de crudo de baja presión

Puesto que estas unidades contienen una cantidad pequeña de extremos livianos, el método de Braun K10 (BK10) se debe utilizar como una primera tentativa, y probablemente dará respuestas aceptables. El método BK10, sin embargo, proporciona solamente estimaciones gruesas para los valores de la constante K del hidrogeno (H_2), por lo que no se recomienda para las corrientes que contienen H_2 . Para tales sistemas, y para otros sistemas donde no sean satisfactorios los resultados empleando el método BK10, el método Grayson-Streed (GS), Grayson-Streed Erbar (GSE), o los métodos mejorados de Grayson-Streed (IGS), deberán ser seleccionados. Estos métodos contienen los coeficientes especiales para el hidrógeno y el metano, y

como tales, proporcionan mejores predicciones para las corrientes que contienen cantidades pequeñas de H₂ a bajas presiones.

Tabla N° 2.11: Métodos recomendados para sistemas de crudos de baja presión

| MÉTODO | DESCRIPCIÓN |
|------------|---|
| BK10 | Da respuestas rápidas y aceptables. |
| GS/GSE/IGS | Generalmente más exacto que BK10 especialmente para las corrientes que contienen H ₂ . |
| SRK/PR | Proporciona mejores resultados cuando dominan los extremos livianos. |

En el tope de muchas de estas unidades de baja presión, frecuentemente se contiene una cantidad significativa de componentes livianos tal como metano. Bajo estas condiciones, una ecuación de estado tal como Soave-Redlich-Kwong (SRK) o Peng-Robinson (PR) podría proveer mejores resultados que los obtenidos con los métodos BK10 o Grayson-Streed.

Unidades de crudo de alta presión

Las unidades de crudo de alta presión contienen generalmente mayores cantidades de extremos livianos que las unidades de baja presión. El usuario debe intentar otra vez diversos métodos de caracterización si los resultados de la simulación no se ajustan a los datos de la planta. Puesto que estas unidades contienen cantidades más grandes de extremos livianos, los métodos de GS, GSE, IGS, SRK o PR, se deben emplear, y darán probablemente respuestas aceptables.

Tabla N° 2.12: Métodos recomendados para sistemas de crudos de alta presión

| MÉTODO | DESCRIPCIÓN |
|------------|--|
| GS/GSE/IGS | Más rápido pero generalmente menos exacto que SRK o PR, especialmente para las corrientes que contienen extremos livianos. |
| SRK/PR | Proporciona mejores resultados cuando dominan los extremos livianos. |

Para unidades con corrientes que posean componentes como H₂S o mercaptanos, se recomienda utilizar los métodos modificados de SRK o PR, pero sólo si se dispone de datos de interacción binaria suministrada por el usuario. En caso de no disponer de estos datos, se recomienda utilizar los métodos de SRK o PR, ya que con ellos Pro II puede utilizar los datos que contiene en su base de datos.^[13]

Los sistemas de aminas utilizados para endulzar corrientes de gas o de hidrocarburos livianos pueden ser modelados en Pro II utilizando el paquete especial AMINE. Este paquete proporciona datos para las siguientes aminas: MEA, DEA, DGA, DIPA y MDEA. Los resultados obtenidos para la MEA y DEA son lo suficientemente precisos como para ser utilizados en trabajos de diseño final. Sin embargo, los resultados obtenidos para los sistemas con DIPA no son adecuados para ser utilizados en trabajos de diseño final. En el caso de los sistemas con MDEA y DGA, los resultados pueden acercarse más a los valores de la planta por medio del uso de un factor de corrección de tiempo de residencia adimensional.^[13]

2.6.2 Aspen Process Explorer

Aspen Process Explorer es una aplicación de la casa de AspenTech utilizada para graficar y analizar datos a tiempo real desde una fuente de datos (base de datos) determinada. Esta aplicación es una herramienta poderosa debido a sus capacidades para reportar y analizar datos, y está integrada a través de la tecnología ActiveX de Microsoft. En Petrolera Ameriven, los datos de campo son almacenados en la base de datos InfoPlus.21.

Entre las herramientas que ofrece Aspen Process Explorer, se encuentran:

- (a) Buscador de Tags (Aspen Tag Browser); el cual es de utilidad para la búsqueda de las etiquetas (tags) de los medidores de campo en la base de datos InfoPlus.21 de una manera simple y avanzada.

- (b) Herramienta de Tendencia (Trending Tool); permite graficar el comportamiento de una variable, ya sea la magnitud de valores enteros, reales o estadísticos en un lapso de tiempo definido por el usuario.
- (c) Herramienta de Control de Tiempo (Timeline Control Tool); que incluye todos los elementos que controlan el marco del tiempo para una gráfica determinada, como por ejemplo la cantidad de tiempo transcurrido entre el tiempo de inicio y final (Plot Span) y el calendario, entre otros;
- (d) Leyenda; que muestra la información del tag que se está graficando.

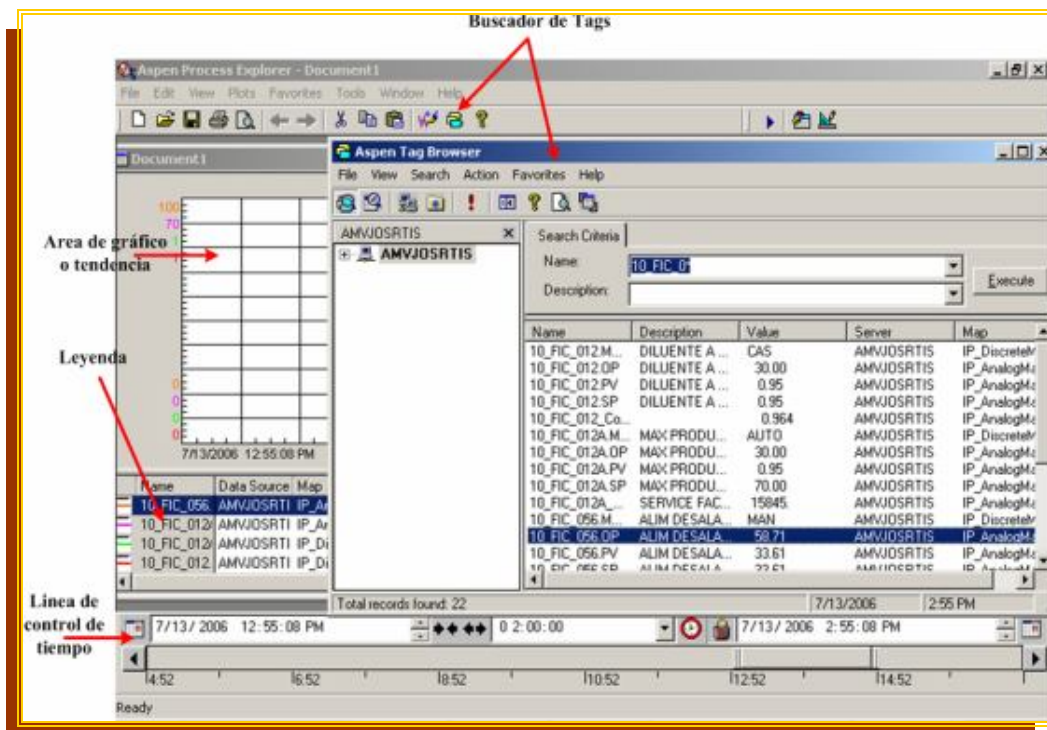


Figura N° 2.12: Componentes principales del Aspen Process Explorer

Adicionalmente a los gráficos de tendencias, el Aspen Process Explorer ofrece los siguientes tipos de gráficos ^[1]:

- (a) Curvas X-Y; en las que se grafica la magnitud de un tag de la base de datos contra otro punto en la misma base de datos, utilizando una escala de tiempo definida por el usuario. También permite calcular y graficar una curva de regresión;
- (b) Gráficos de proceso; también conocidos como esquemáticos, los cuales son una representación de los diagramas de flujo de proceso donde es posible observar los valores reportados por los elementos de control a tiempo real y la ubicación de los mismos sobre las líneas de proceso. Además cuenta con hipervínculos que permiten interrelacionar los esquemáticos de las diferentes áreas de la planta;
- (c) Gráficos de control estadístico, o SPC Plots.

2.6.3 **HEXTRAN**

HEXTRAN es un simulador que permite diseñar nuevos sistemas de intercambio de calor, monitorear sistemas actuales, y solucionar o prevenir problemas de transferencia de calor. Este programa combina tecnología probada de simulaciones de transferencia de calor, con datos de propiedades físicas. Puede simular sistemas altamente integrados. Permite además, examinar y monitorear el funcionamiento de redes de intercambiadores de calor de forma global, o examinar cada intercambiador individualmente.

El HEXTRAN ha ganado aceptación en la industria como simulador de programa para monitorear o estimar ensuciamientos y optimizar ciclos. HEXTRAN es usado en el mundo de las compañías de procesos para suplir de diseños de equipos adecuado para los procesos, reducción de costos energéticos, incremento de la vida útil de los equipos y estudios de causas de ensuciamientos.

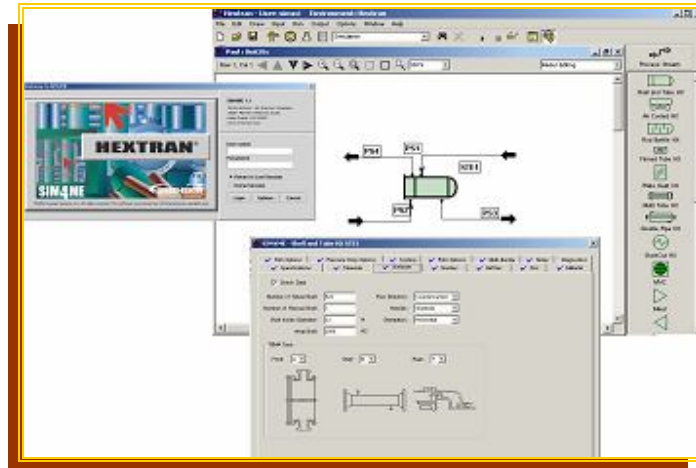


Figura N° 2.13: Ventanas del simulador HEXTRAN

El simulador HEXTRAN ofrece todas las características que permiten evaluar fácilmente, un diseño, una operación o una modificación. Se pueden diseñar nuevos sistemas para una máxima eficiencia y también identificar problemas, en cualquier parte, antes que ocurran. Simula de manera rigurosa las condiciones térmicas e hidráulicas basándose en detallados modelos y correlaciones. ^[13]

2.6.4 SULTRAY

SULTRAY es una herramienta de ingeniería diseñada para evaluar los platos de una columna de destilación, despojadora, o de absorción. El programa puede ser usado para evaluar todos los tipos de platos estándar diseñados por Sulzer Chemtech junto a otros tipos encontrados comúnmente en la industria. Dentro del mismo programa se puede evaluar los internos de una columna para diferentes casos de flujo; permitiendo al usuario comparar los rangos de operación en el que puede operar la torre para el mismo diseño de plato o comparar varios tipos y diseños de platos para las mismas condiciones de flujo. Este programa está diseñado para permitir que el usuario consiga un buen diseño y una aproximación de las condiciones de los platos. Los diseños finales se deben verificar por un representante de Sulzer Chemtech.

CAPITULO III

METODOLOGÍA

Con el fin de establecer si era factible aumentar la capacidad de procesamiento en la Unidad de Coquificación Retardada de Petrolera Ameriven de 62,000 BPSD a 70,000 BPSD, para así maximizar la producción de crudo sintético, se trazó una estrategia metodológica la cual se ilustra en el flujograma de la figura N° 3.1 y se detalla en los párrafos que siguen a continuación.

En función de lo antes expuesto la metodología que se planteó es la siguiente:



Figura N° 3.1: Diagrama de la Metodología planteada

3.1 RECOPIACIÓN DE INFORMACIÓN

Se recopiló toda la información disponible concerniente al Área de Coquificación Retardada de Petrolera Ameriven, a fin de contar con el basamento teórico necesario para el desarrollo del trabajo, a saber:

- (a) Bibliografía referente a los conceptos y operaciones unitarias más resaltantes relacionadas con el proceso llevado a cabo en el Área de Coquificación Retardada. Se realizó la revisión de textos, revistas técnicas, trabajos especiales de grado y publicaciones en Internet de algunas páginas Web.
- (b) Características generales del proceso. Para ello se revisaron los manuales de operación de las unidades de Coquificación Retardada y Planta de Gas del Complejo Mejorador Petrolera Ameriven (unidades 12 y 18, respectivamente); con el fin de estudiar los sistemas; por medio de la descripción de los procesos y equipos existentes en el área.
- (c) Balances de materia y energía; con el fin de obtener datos acerca de los flujos, temperaturas, presiones y propiedades físicas de las corrientes asociadas a las unidades 12 y 18.
- (d) Diagramas y hojas de datos. Se recaudaron los diagramas de tuberías e instrumentación (P&ID's), diagramas de flujo del proceso (PFD's) y los planos de ubicación (plot plans) de las unidades estudiadas, además de los planos mecánicos de las columnas. De igual forma, se recopilaron las hojas de datos ("data sheets") de los equipos asociados a las columnas, como lo son las bombas y condensadores, y también las hojas de datos de las válvulas de control asociadas al sistema, con el fin de obtener la mayor información posible del sistema estudiado.

3.2 VISITA A LAS UNIDADES

Una vez conocido el proceso, la operación y sus diferentes diagramas y planos de ubicación de equipos, se procedió a realizar la visita a las plantas o visita de campo para el reconocimiento y ubicación de los equipos, seguimiento de las líneas de proceso e identificación de instrumentos, válvulas de control y puntos de muestreo que eran de interés para la evaluación.

3.3 TOMA DE MUESTRAS

Se requirió la toma de muestras de las siguientes corrientes de productos del Área de Coquificación Retardada: Gas de Refinería, LPG, Nafta Inestable, Nafta Estable, LCGO y HCGO, con el fin de obtener la caracterización de las mismas para la evaluación y validación de las simulaciones de las unidades. La toma de las muestras fue llevada a cabo por el personal de operaciones del área, siguiendo los procedimientos indicados para dicha operación, así como también siguiendo indicaciones especiales de los ingenieros de proceso. Los procedimientos para la toma de muestras están basados en las normas General Equipment and Material Specifications (GEMS) correspondientes a cada tipo de muestra.

3.4 ANÁLISIS DE LAS MUESTRAS Y RECOPIACIÓN DE RESULTADOS

Las muestras tomadas en campo fueron llevadas al laboratorio de Petrolera Ameriven, donde se analizaron con el apoyo de los técnicos de laboratorio en un lapso no mayor a 24 horas luego de la toma de la muestra. Los análisis realizados fueron: Densimetría para determinar la gravedad API, Destilación simulada (ASTM D2887) para obtener las curvas de destilación correspondientes a los diferentes cortes y Composición de Gases para la cuantificación de los componentes del gas (hidrógeno, sulfuro de hidrogeno, nitrógeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono, metano, etano, propano, butano, pentano).

Los resultados del laboratorio de Petrolera Ameriven son registrados en un sistema llamado Laboratory Information Management System (LIMS) el cual permite el acceso a los reportes generados para cada muestra analizada a través del enlace del laboratorio con el portal operacional Upgrader Information System (UIS) de la Intranet de la empresa.

Para la recopilación de los reportes se procedió a ingresar a la sección de laboratorio en el portal UIS e introducir en los campos de búsqueda la información sobre las muestras de interés, como por ejemplo la fecha de muestreo, unidad y punto de muestreo. Con esta información el sistema genera un reporte en una versión imprimible. Los reportes fueron impresos y archivados, para su uso en la caracterización de las corrientes de las simulaciones.

3.5 MEDICIONES EN CAMPO

Petrolera Ameriven cuenta con un sistema de monitoreo de variables de campo en tiempo real, el cual consta de transmisores en las líneas de las corrientes de proceso, que envían la información de cada variable medida hacia la sala de control. Esta información es almacenada en la base de datos InfoPlus.21. Cada ingeniero de proceso de la empresa cuenta con la aplicación Aspen Process Explorer, la cual toma de la base de datos la información almacenada para cada transmisor; estos tienen un código o “tag” asignado con el cual es posible monitorear variables de operación por medio de gráficas de tendencias en función del tiempo.

Para obtener los valores de las variables de campo requeridas para las simulaciones, se crearon las gráficas de tendencias, de manera de ver su comportamiento en el tiempo. Las variables de interés para las simulaciones son: flujos, temperaturas, presiones, diferenciales de presión y porcentajes de apertura de las válvulas.

3.6 EVALUACIÓN Y VALIDACIÓN DE LAS SIMULACIONES

Petrolera Ameriven tiene disponibles las simulaciones de la Unidad de Coquificación Retardada y la de la Planta de Gas, realizadas en PRO/II de SimSci-Esscor (Invensys®), versión 6.0. Para la validación se procedió a unificar dichas simulaciones en PRO/II versión 8.0 y a modificar la configuración de algunas de las corrientes, eficiencia de la columna y especificaciones del sistema según fuera el caso, de manera de obtener una simulación integrada que representara mejor las condiciones de operación del Área en estudio.

Para ajustar y validar la simulación se recopiló toda la información requerida (flujos, temperaturas, presiones y destilaciones de las corrientes de productos) de reportes de laboratorio y del sistema de información en tiempo real (Real Time Information System, RTIS) durante un periodo de tiempo establecido (12/02/2006 al 28/02/2006) en el que la Unidad de Coquificación Retardada se encontraba estable a una carga promedio de 60.2 MBPSD de carga (Ver Figura N° 3.2).

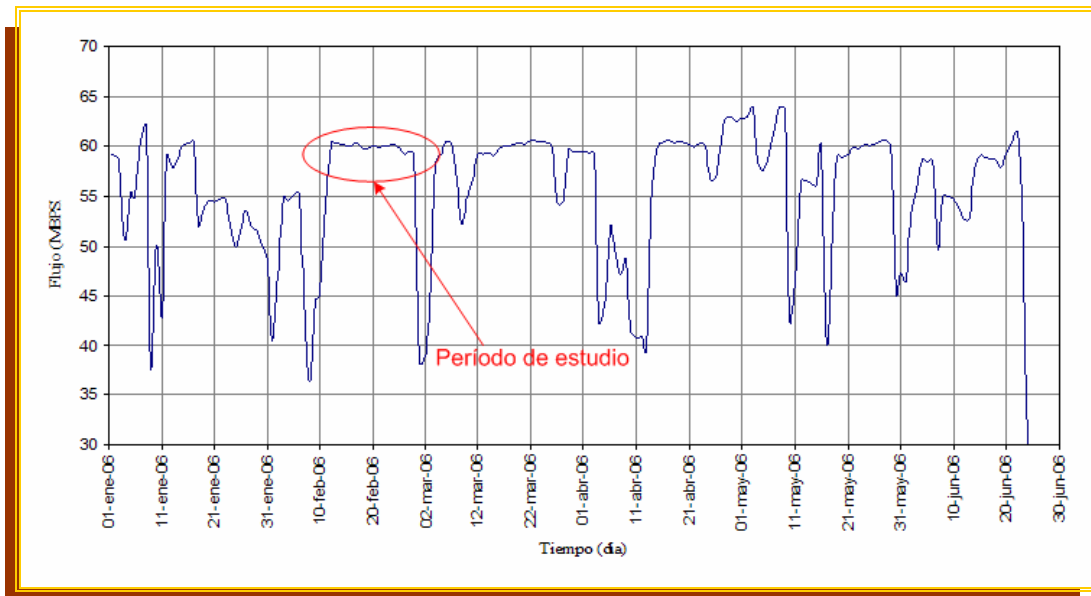


Figura N° 3.2: Curva de la alimentación de la Unidad de Coquificación Retardada en función del tiempo

Luego se ingresó toda la información operacional actual (flujos, composiciones, destilaciones, temperaturas y presiones) a la simulación y se compararon los resultados con la información obtenida de los análisis de laboratorio y de los transmisores en planta.

Se construyó una hoja de cálculo, comparando los resultados de la simulación con los datos actuales de operación, y se calculó el porcentaje de desviación de cada uno de manera de observar las desviaciones y determinar si la simulación se ajustaba al caso operacional. Si las desviaciones se encontraban por encima del 15 % se procedía a cambiar la eficiencia de la columna según fuese el requerimiento. Luego se procedió a evaluar la simulación con el aumento de carga a la planta.

3.7 DETECCIÓN Y EVALUACIÓN DE LAS LIMITACIONES OPERACIONALES

Para la evaluación de las limitaciones operacionales se compararon los parámetros de operación importantes (temperatura, flujo, presión, porcentaje de inundación) con los valores establecidos por el diseño de los equipos asociados a los sistemas a evaluar. Estos parámetros se presentan a continuación.

3.7.1 Comportamiento de los internos de las columnas

El término “internos” de una columna se refiere a los sistemas de platos o empaques que ésta posee, con sus respectivos bajantes y distribuidores. Para determinar el comportamiento hidráulico de las columnas, se consideraron los parámetros de porcentaje de inundación y caídas de presión en los platos. Se ingresó en la simulación los datos referentes a los internos de cada columna, en la sección de PRO/II llamada “Tray Hydraulics / Packing”, ubicada en la ventana de especificaciones para las columnas. Se especificó el tipo de cálculo “rating”, con el cual el simulador requirió información técnica de los internos. Se introdujo los datos

referentes a cada sección, incluyendo el tipo de plato, número de orificios o válvulas, diámetro de la columna y alturas de tope y fondo de los bajantes. Estos datos se obtuvieron de las hojas de especificaciones de cada columna. Se procedió a correr la simulación y se generó el reporte de las columnas de interés, de manera de obtener los datos necesarios para la simulación de las columnas en SULTRAY, con este paquete de simulación se verificó si los valores de los parámetros de porcentaje de inundación y caída de presión se encontraban dentro de los límites permitidos. Aunque en PRO II se pueden obtener estos parámetros, SULTRAY es un paquete de simulación más preciso para este tipo de evaluaciones.

3.7.2 Capacidad de la bomba de Nafta

Se tomó de la hoja de datos de la bomba el rango de flujo volumétrico al que ella puede operar por diseño, y se comparó con el flujo de nafta obtenido por simulación.

3.7.3 Eficiencia de intercambio de calor

Para la evaluación de los condensadores e intercambiadores, se utilizó el simulador HEXTRAN, el cual permite evaluar un intercambiador o un tren de intercambiadores. Con este paquete de simulación se determinó si los intercambiadores evaluados presentaban alguna limitación operacional con respecto a la carga calórica, por medio de la comparación de los resultados con las especificaciones de la “data sheet” del equipo.

3.7.4 Porcentaje de apertura de las válvulas de control

La evaluación se realizó en función del cálculo del coeficiente de flujo de las válvulas ó C_v , a partir de los flujos volumétricos de las corrientes obtenidos por simulación. Este cálculo se llevó a cabo utilizando la siguiente ecuación. ^[5]

Para líquidos:

$$C_v = q \sqrt{\frac{G_f}{\Delta P}} \quad [4]$$

Donde:

C_v : Coeficiente de flujo de la válvula

q : Flujo volumétrico (gpm U.S)

G_f : Gravedad específica del fluido con referencia al agua a 60 °F (15.6 °C)

ΔP : Caída de presión a través de la válvula (psi).

Una vez calculado el C_v para una válvula en particular, se comparó con el rango reportado en la “data sheet” de manera de determinar si la válvula se encontraba limitada con las nuevas condiciones de flujo (con una carga a la planta de 70 MBPSD). Si el valor obtenido era mayor al valor máximo de C_v reportado en la “data sheet” se procedía a comparar con el C_v rated, si este valor era inferior al calculado se consideraba el cambio de internos, y en última opción se recomendaría el reemplazo de la válvula.

3.8 IDENTIFICACIÓN Y PROPUESTA DE ACCIONES / SOLUCIONES

Una vez detectado las limitaciones operacionales por medio de la simulación validada y corrida con el caso de operación requerido de 70,000 BPSD de alimentación de residuo de vacío, se procedió a realizar un análisis integral de todos los resultados obtenidos y a proponer las posibles soluciones que conduzcan a hacer factible el procesamiento de 70,000 BPSD en la Unidad de Coquificación Retardada de Petrolera Ameriven, tomando en consideración los aspectos técnicos, disponibilidad de recursos y factibilidad de implementación.

CAPITULO IV

PRESENTACIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

A continuación se presentan y discuten los resultados obtenidos luego de aplicar la metodología descrita en el capítulo anterior, con miras a cumplir con los objetivos propuestos en este Trabajo Especial de Grado.

4.1 Modelo Integrado de Simulación de la Sección de Fraccionamiento de la Unidad de Coquificación Retardada y de la Unidad de Recuperación de Gas.

Petrolera Ameriven tiene disponibles las simulaciones de la Sección de Fraccionamiento de la Unidad de Coquificación Retardada (Ver Figura N° 4.1) y la Unidad de Recuperación de Gas (Ver Figura N° 4.2), realizadas en Pro II de SimSci-Esscor (Invensys®), versión 6.0.

Para unificar dichas simulaciones en Pro II versión 8.0, se modificó la configuración de algunas de las corrientes (Ver Figura N° 4.3), la eficiencia de la columna de fraccionamiento 12-C-001 y las especificaciones del sistema, con el fin de obtener una simulación integrada que representará mejor las condiciones de operación del área en estudio.

La configuración de las corrientes se ajustó de acuerdo a la descripción del proceso llevado a cabo en la Unidad de Coquificación Retardada y la Unidad de Recuperación de Gas. La nafta que se obtiene en el tambor acumulador de tope de la torre fraccionadora 12-C-001, para el caso de la simulación original (Ver Figura N° 4.1), fluye a un tambor flash para ser mezclado con la corriente de nafta obtenida en el tambor 12-V-014; esta configuración está errada debido que en el proceso no

ocurre lo descrito anteriormente. La nafta obtenida en el tambor acumulador de tope de la columna de fraccionamiento es bombeada a la entrada del intercambiador inter-etapa del compresor 12-E-006 (Ver Figura N° 4.3), por lo que en el modelo de simulación integrado se empleo la configuración descrita.

El gasóleo liviano de coquificación (LCGO) proveniente del despojador de LCGO 12-C-002 (Ver Figura N° 4.3) es empleado como aceite esponja en la columna absorbidora secundaria 18-C-002, con el fin de remover la mayor cantidad de C_5^+ que pueda haber quedado en la corriente de gas combustible, luego del contacto con la corriente de nafta estabilizada en el absorbedor primario 18-C-001. Por el fondo del absorbedor secundario 18-C-002 sale una corriente de aceite esponja rico en C_5^+ , que después de intercambiar calor con el LCGO (aceite esponja pobre), regresa al fraccionador 12-C-001. Esto forma parte de la integración entre la simulación de la sección de fraccionamiento de la Unidad de Coquificación Retardada y la Unidad de Recuperación de Gas. Al igual que el efluente de gases del compresor de gas 12-K-001, como la nafta inestable obtenida en el tambor 12-V-014, se emplearon como alimentación a la Unidad de Recuperación de Gas.

La eficiencia de la columna de fraccionamiento 12-C-001 se ajusto a 70%, debido a que con el valor de 50% que se tenía en la simulación original, el modelo de simulación no reproducía las condiciones reales de operación, es decir, la simulación original no representa la condición operacional real de la planta puesto que la eficiencia aplicada no era la correcta.

Las especificaciones de la columna de fraccionamiento 12-C-001 se modificaron de acuerdo a la calidad de los productos requerida en los procesos o las unidades de procesos subsiguientes, es decir, se ajustó la especificación del punto de ebullición para el 95% de destilado tanto para el gasóleo liviano de coquificación (LCGO) como para el gasóleo pesado de coquificación (HCGO).

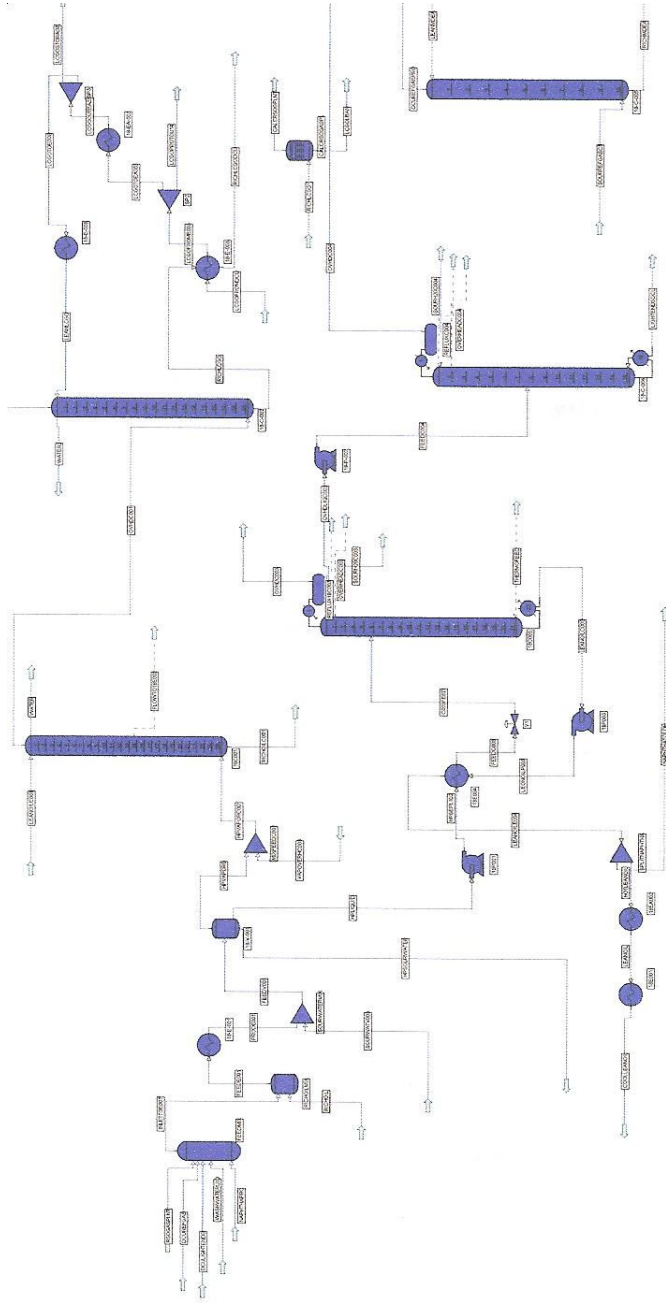


Figura N° 4.2: Modelo de simulación en Pro II de la Unidad de Recuperación de Gas

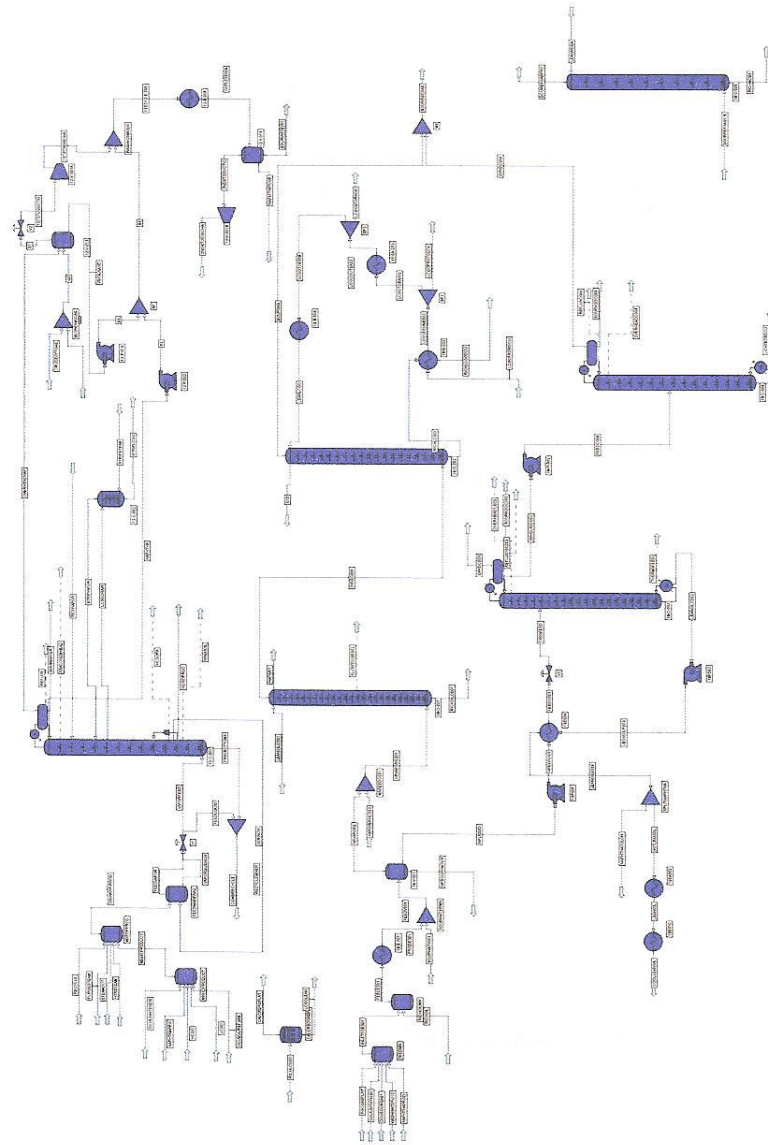


Figura N° 4.3: Modelo integrado de simulación en Pro II versión 8.0 de la Sección de Fraccionamiento de la Unidad de Coquificación Retardada y la Unidad de Recuperación de Gas

Además se fijó la temperatura de tope de la columna fraccionadora 12-C-001 en 250 °F, debido a que este parámetro determina el punto final de ebullición de la nafta producto. Esto se hace con el fin de garantizar que los productos obtenidos cumplan con las especificaciones requeridas por los procesos subsiguientes.

En las tablas: 4.1, 4.2 y 4.3 se muestran los valores de gravedad API y Destilación ASTM, determinados en varias muestras de la nafta inestable y de los gasóleos de coquificación. Así mismo se muestran los valores promedios de dichas propiedades, los cuales fueron utilizados como datos de entrada para el modelo integrado de simulación de la sección de fraccionamiento de la Unidad de Coquificación Retardada y la Unidad de Recuperación de Gas.

Los valores de gravedad API y destilación ASTM de los productos, se emplearon como datos de entrada debido a que el simulador Pro II no tiene la opción de simular la sección de coquificación (reacción química de craqueo térmico y polimerización en los tambores de coquificación), por lo que para simular la sección de fraccionamiento se emplearon dos tambores flash, para la mezcla de los productos y agua empleada durante el proceso, de manera de obtener la corriente de alimentación a la columna de fraccionamiento 12-C-001. Igualmente los mismos datos de entrada se emplearon como datos de salida, para la comparación y verificación de los resultados.

Las muestras de hidrocarburos líquidos son caracterizadas según su curva de destilación (% Destilado vs Temperatura). Para las muestras cuyo punto final de ebullición es inferior a 800 °F, la destilación sigue la norma ASTM D86 (destilación atmosférica), y para las muestras cuyo punto final de ebullición es superior a ese valor, la destilación sigue la norma ASTM D1160 (destilación al vacío). El laboratorio de Petrolera Ameriven cuenta con una tecnología de destilación simulada que sigue la norma ASTM D2887, la cual permite mediante correlaciones apropiadas generar las curvas de destilaciones ASTM D86 y D1160, por medio de la aplicación

CAPITULO IV. Análisis y Discusión de Resultados

de la cromatografía de gas en la separación de hidrocarburos según su punto de ebullición o peso molecular.

Tabla N° 4.1: Gravedad API y Destilación ASTM D86 de la Nafta Inestable^(*)

| | 01/02/2006 | 02/03/2006 | 03/04/2006 | 04/05/2006 | 05/06/2006 | 06/07/2006 | Promedio |
|----------------------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|----------|
| Gravedad API a 60 F | 54.62 | 55.41 | 55.07 | 54.02 | 55.04 | 55.15 | 54.89 |
| IBP | 163.1 °F | 163.3 °F | 163.2 °F | 167.8 °F | 163.4 °F | 163.6 °F | 164.1 °F |
| 5% v | 182.5 °F | 182.4 °F | 182.8 °F | 187.9 °F | 182.8 °F | 182.7 °F | 183.5 °F |
| 10% v | 204.1 °F | 203.7 °F | 204.5 °F | 210.1 °F | 204.4 °F | 204.0 °F | 205.1 °F |
| 20% v | 230.9 °F | 228.8 °F | 231.2 °F | 237.6 °F | 230.2 °F | 230.0 °F | 231.5 °F |
| 30% v | 250.0 °F | 246.9 °F | 250.2 °F | 256.5 °F | 248.8 °F | 248.7 °F | 250.2 °F |
| 40% v | 264.5 °F | 260.5 °F | 264.7 °F | 271.4 °F | 263.0 °F | 263.0 °F | 264.5 °F |
| 50% v | 279.1 °F | 274.1 °F | 279.3 °F | 286.2 °F | 277.3 °F | 277.3 °F | 278.9 °F |
| 60% v | 292.3 °F | 286.9 °F | 292.4 °F | 300.7 °F | 290.8 °F | 290.3 °F | 292.2 °F |
| 70% v | 305.4 °F | 299.7 °F | 305.5 °F | 315.3 °F | 304.3 °F | 303.4 °F | 305.6 °F |
| 80% v | 316.6 °F | 312.6 °F | 317.5 °F | 317.7 °F | 318.1 °F | 316.2 °F | 316.5 °F |
| 90% v | 336.6 °F | 330.5 °F | 335.5 °F | 349.9 °F | 339.3 °F | 336.6 °F | 338.1 °F |
| 95% v | 368.0 °F | 359.4 °F | 363.7 °F | 399.5 °F | 371.5 °F | 367.9 °F | 371.7 °F |
| 98% v | 396.3 °F | 385.3 °F | 389.0 °F | 444.2 °F | 400.5 °F | 396.1 °F | 401.9 °F |

^(*)Generados a partir de la destilación Simulada ASTM D2887

Tabla N° 4.2: Gravedad API y Destilación ASTM D86 del Gasóleo Liviano de Coquificación (LCGO)^(*)

| | 01/02/2006 | 02/03/2006 | 03/04/2006 | 04/05/2006 | 05/06/2006 | 06/07/2006 | 09/08/2006 | Promedio |
|----------------------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|----------|
| Gravedad API a 60 F | 28.72 | 28.56 | 27.39 | 29.04 | 29.69 | 29.31 | 32.03 | 29.25 |
| IBP | 380.6 °F | 385.8 °F | 407.3 °F | 378.6 °F | 360.5 °F | 360.4 °F | 372.7 °F | 378.0 °F |
| 5% v | 404.8 °F | 411.2 °F | 430.4 °F | 402.4 °F | 383.4 °F | 385.7 °F | 392.6 °F | 401.5 °F |
| 10% v | 431.7 °F | 439.4 °F | 456.1 °F | 428.7 °F | 409.0 °F | 413.8 °F | 414.8 °F | 427.6 °F |
| 20% v | 458.5 °F | 465.5 °F | 479.5 °F | 454.8 °F | 434.6 °F | 440.8 °F | 430.8 °F | 452.1 °F |
| 30% v | 479.8 °F | 485.7 °F | 498.5 °F | 475.7 °F | 456.7 °F | 463.2 °F | 442.6 °F | 471.7 °F |
| 40% v | 501.3 °F | 506.1 °F | 518.6 °F | 496.9 °F | 480.1 °F | 486.3 °F | 455.2 °F | 492.1 °F |
| 50% v | 522.7 °F | 526.4 °F | 538.8 °F | 518.1 °F | 503.5 °F | 509.4 °F | 467.7 °F | 512.4 °F |
| 60% v | 547.5 °F | 549.3 °F | 561.7 °F | 543.0 °F | 532.0 °F | 536.5 °F | 494.0 °F | 537.7 °F |
| 70% v | 572.3 °F | 572.1 °F | 584.6 °F | 567.9 °F | 560.5 °F | 563.6 °F | 520.2 °F | 563.0 °F |
| 80% v | 597.4 °F | 593.7 °F | 607.8 °F | 594.0 °F | 589.9 °F | 592.6 °F | 552.9 °F | 589.8 °F |
| 90% v | 639.7 °F | 633.4 °F | 651.3 °F | 632.3 °F | 634.2 °F | 631.4 °F | 603.6 °F | 632.3 °F |
| 95% v | 676.6 °F | 668.8 °F | 691.1 °F | 663.3 °F | 670.6 °F | 661.5 °F | 642.8 °F | 667.8 °F |
| 98% v | 709.7 °F | 700.3 °F | 726.9 °F | 691.2 °F | 703.3 °F | 688.6 °F | 678.2 °F | 699.7 °F |

^(*)Generados a partir de la destilación Simulada ASTM D2887

Es necesario medir la gravedad API de las muestras de hidrocarburos líquidos, debido a que los valores de esta propiedad son requisitos junto con las curvas de destilación, del modelo de simulación, para la caracterización de dichas corrientes. Se observa en las tablas N° 4.1, 4.2 y 4.3 que por lo general, cada muestra analizada se encuentra dentro de un rango de ebullición similar durante los días de muestreo, lo que denota la estabilidad operacional y por lo tanto la validez de los datos utilizados.

Tabla N° 4.3: Gravedad API y Destilación ASTM D1160 del Gasóleo Pesado de Coquificación (HCGO) (*)

| | 02/02/2006 | 03/05/2006 | 09/07/2006 | Promedio |
|----------------------------|------------|------------|------------|-----------|
| Gravedad API a 60 F | 13.50 | 13.80 | 13.00 | 13.43 |
| IBP | 416.8 °F | 565.5 °F | 428.5 °F | 470.3 °F |
| 5% v | 638.4 °F | 613.1 °F | 649.2 °F | 633.6 °F |
| 10% v | 666.2 °F | 665.9 °F | 679.4 °F | 670.5 °F |
| 20% v | 707.4 °F | 700.3 °F | 722.3 °F | 710.0 °F |
| 30% v | 731.3 °F | 724.1 °F | 749.3 °F | 734.9 °F |
| 40% v | 752.9 °F | 745.5 °F | 770.1 °F | 756.2 °F |
| 50% v | 777.8 °F | 766.8 °F | 792.4 °F | 779.0 °F |
| 60% v | 812.4 °F | 790.7 °F | 819.8 °F | 807.6 °F |
| 70% v | 843.1 °F | 814.6 °F | 845.6 °F | 834.4 °F |
| 80% v | 874.8 °F | 841.8 °F | 873.6 °F | 863.4 °F |
| 90% v | 917.2 °F | 884.1 °F | 910.5 °F | 903.9 °F |
| 95% v | 964.3 °F | 912.1 °F | --- | 938.2 °F |
| 98% v | 1086.2 °F | 937.2 °F | 1012.9 °F | 1012.1 °F |

(*)Generados a partir de la destilación Simulada ASTM D2887

Al introducir los valores de composición obtenidos para cada muestra en el software Natural Gas Expert de Separation Systems®, es posible determinar el peso molecular y la gravedad específica de las mismas. Esta aplicación, basada en la norma ASTM D3588, permite correlacionar los valores de composición entre sí por medio de algoritmos específicos para cada tipo de muestra, de manera de estimar de forma acertada el peso molecular y la gravedad específica. Los valores de composición, gravedad específica y peso molecular para el Gas de Refinería y el LPG se presentan en las tablas N° 4.4 y 4.5.

Tabla N° 4.4: Composición, Gravedad Específica y Peso Molecular del Gas de Refinería.

| | Unidad | 19/2/2006 | 17/3/2006 | 04/05/2006 | 26/5/2006 | 16/6/2006 | 19/7/2006 | Promedio |
|---------------------|--------|-----------|-----------|------------|-----------|-----------|-----------|----------|
| Hidrógeno | %mol | 6.60 | 7.25 | 8.03 | 6.59 | 6.56 | 8.27 | 7.22 |
| Nitrógeno | %mol | 1.82 | --- | 0.04 | 0.02 | 0.01 | --- | 0.47 |
| Monóxido de Carbono | %mol | 1.12 | 1.38 | 0.79 | 1.65 | 1.61 | 1.64 | 1.37 |
| Dióxido de Carbono | %mol | 2.12 | 0.16 | 0.33 | --- | 0.23 | --- | 0.71 |
| Metano | %mol | 59.23 | 53.08 | 60.75 | 55.06 | 54.97 | 55.13 | 56.37 |
| Etano | %mol | 17.42 | 20.70 | 17.11 | 20.21 | 20.20 | 19.57 | 19.20 |
| Propano | %mol | 5.74 | 9.52 | 7.18 | 9.43 | 9.39 | 8.95 | 8.37 |
| n-Butano | %mol | 0.45 | 0.51 | 0.44 | 0.15 | 0.21 | 0.14 | 0.32 |
| I-Butano | %mol | 0.21 | 0.29 | 0.09 | --- | --- | --- | 0.20 |
| I-Pentano | %mol | 0.01 | 0.00 | --- | --- | --- | --- | 0.01 |
| n-Pentano | %mol | 0.09 | 0.00 | --- | --- | --- | --- | 0.05 |
| n-Hexano | %mol | 0.07 | --- | --- | --- | --- | --- | 0.07 |
| Etileno | %mol | 1.56 | 2.32 | 1.63 | 2.29 | 2.30 | 2.12 | 2.04 |
| Propileno | %mol | 2.59 | 4.21 | 3.27 | 4.59 | 4.44 | 4.13 | 3.87 |
| 1-Buteno | %mol | 0.06 | 0.25 | 0.15 | --- | 0.03 | 0.02 | 0.10 |
| 1-Penteno | %mol | 0.02 | --- | --- | --- | --- | --- | 0.02 |
| Cis-2-Buteno | %mol | 0.19 | --- | --- | --- | 0.01 | --- | 0.10 |
| Trans-2-Buteno | %mol | --- | 0.07 | 0.06 | --- | 0.02 | 0.01 | 0.04 |
| Trans-2-penteno | %mol | 0.02 | --- | --- | --- | --- | --- | 0.02 |
| Isobutileno | %mol | 0.19 | 0.26 | --- | --- | 0.02 | 0.01 | 0.12 |
| H ₂ S | ppmv | 0.08 | 21.93 | 4.62 | --- | 24.10 | 20.01 | 14.15 |
| Gravedad específica | adim. | --- | 0.34 | 0.32 | 0.335 | 0.34 | --- | 0.33 |
| Peso molecular | adim. | --- | 22.75 | 20.93 | 22.33 | 22.40 | --- | 22.10 |

En la tabla N° 4.4 se observa que los componentes principales del gas de refinería son el metano, etano, propano y el hidrógeno, encontrándose el metano en mayor proporción. Por otra parte Petrolera Ameriven establece como límite un valor de concentración de H₂S menor de 100 ppmv en el gas de refinería. Los resultados evidencian que esto se cumple, en el período seleccionado para el muestreo.

A continuación se muestra la composición, peso molecular y gravedad específica para el LPG.

Tabla N° 4.5: Composición, Peso Molecular y Gravedad Específica del LPG.

| | Unidad | 18/2/2006 | 21/5/2006 | 14/6/2006 | 19/7/2006 | Promedio |
|---------------------|--------|-----------|-----------|-----------|-----------|----------|
| Etano | %mol | --- | --- | 0.17 | 0.13 | 0.15 |
| Propano | %mol | 14.12 | 18.03 | 15.78 | 14.84 | 15.69 |
| Butano | %mol | 32.19 | 28.67 | 29.89 | 32.26 | 30.75 |
| Iso Butano | %mol | 8.07 | 10.34 | 9.63 | 11.12 | 9.79 |
| 1,3 Butadieno | %mol | 0.32 | --- | 5.74 | --- | 3.03 |
| Pentano | %mol | 5.96 | 2.9 | 0.17 | 3.99 | 3.26 |
| Hexano | %mol | 0.17 | 0.31 | 3.55 | --- | 1.34 |
| Propileno | %mol | 2.16 | 2.88 | 3.05 | 2.58 | 2.67 |
| 1 Buteno | %mol | 16.65 | 10.89 | 11.11 | 11.84 | 12.62 |
| Trans-2-Buteno | %mol | 5.18 | 4.39 | 4.65 | 4.97 | 4.80 |
| Iso Buteno | %mol | 10.22 | 10.92 | 11.11 | 11.58 | 10.96 |
| Ciclo Pentano | %mol | 0.25 | 0.11 | 0.05 | 0.05 | 0.12 |
| Cis-2-Buteno | %mol | 3.59 | 2.76 | 3.01 | 3.18 | 3.14 |
| Iso Pentano | %mol | 4.25 | 2.64 | --- | 3.44 | 3.44 |
| 1 Penteno | %mol | --- | 4.71 | 2.16 | --- | 3.44 |
| Peso molecular | adim. | --- | 55.95 | 55.39 | 56.00 | 55.78 |
| Gravedad específica | adim. | --- | 0.58 | 0.58 | 0.58 | 0.58 |

En la tabla 4.5 se aprecia que los componentes principales del LPG que se obtiene como producto de fondo de la columna 18-C-004, son el butano, propano y el iso-buteno, siendo el butano el que se encontró en mayor proporción durante los días de muestreo, lo cual es característico de los gases licuados del petróleo.

Los valores de caudal, temperatura y presión de las corrientes asociadas a la columna fraccionadora 12-C-001 de la Unidad de Coquificación Retardada y las columnas de la Unidad de Recuperación de Gas (18-C-001, 18-C-002, 18-C-003, 18-C-004, 18-C-005), obtenidos de medidores/transmisores en campo se recopilaron en una hoja de cálculo de Excel, para ser utilizados en la simulación. El valor obtenido por los medidores de flujo se encuentra en condiciones estándar. Las tablas construidas para cada columna presentan los valores de caudal, temperatura y presión promedios de las 24 horas de cada día de muestreo durante el período de estudio (12/02/2006 al 28/02/2006). Los valores promedios fueron utilizados como un buen

estimado de las condiciones de operación, ya que resulta complicado determinar dichas condiciones en el momento exacto del muestreo.

Los métodos termodinámicos empleados en el modelo de simulación integrado fueron escogidos de acuerdo a lo expuesto en las tablas N° 2.11 y 2.12. Se empleó el método termodinámico Grayson-Streed (GS) para la sección de la columna de fraccionamiento 12-C-001 de la Unidad de Coquificación Retardada debido a que ajustaba mejor los resultados a los datos de la planta y el método Soave-Redlich-Kwong (SRK) para la sección de la Unidad de Recuperación de Gas y la sección de compresión de la Unidad de Coquificación Retardada, de acuerdo a lo planteado en la tabla N° 2.12, debido a que estas secciones contienen alta cantidad de componentes livianos y se operan a elevadas presiones (superiores a 150 psig). Se empleó el paquete especial Amine para simular la columna de absorción con amina 18-C-001 ubicada en la Unidad de Recuperación de Gas, utilizando la base de datos de la amina MDEA (Metil Dietanol Amina).

4.2 Validación del Modelo Integrado bajo las condiciones actuales de carga a la Unidad de Coquificación Retardada.

Para la validación del modelo integrado de la sección de fraccionamiento de la Unidad de Coquificación Retardada y la Unidad de Recuperación de Gas, se tomaron los días en que la carga promedio de alimentación a la planta era máxima. El flujo de alimentación promedio fue de 60,270 BPSD en el período establecido, del 12/02/2006 al 28/02/2006, y en con base a este período se determinaron las variables restantes, como presiones y temperaturas.

Al momento de hacer comparaciones entre datos operacionales y de simulación de una planta, son muchas las consideraciones que se deben tomar en cuenta; la validez de los resultados que arroje un simulador de proceso dependerá de la calidad de los datos que le sean suministrados. Los datos de composiciones, destilación y

gravedad API de las corrientes son proporcionados por el personal de Laboratorio, estos datos se promediaron en base a una recopilación de datos que corresponden a días en los cuales se contaba con muestras y resultados del laboratorio en la base de datos de Petrolera Ameriven.

La obtención de los valores promedio de temperaturas, presiones y caudales, se hizo en base a datos que corresponden a días en los cuales se tenían condiciones estables de operación, es decir, se promediaron los datos tomando los días en que la planta se encontraba estable con respecto al flujo de alimentación, con el fin de introducir al simulador los datos de operación apropiados o representativos.

En una planta en operación no es factible obtener todos los datos o variables de campo en un mismo instante, esto como consecuencia de la dinámica cambiante, propia de una planta. Todo lo anterior origina desviaciones al momento de hacer las comparaciones entre los resultados obtenidos por simulación y los reales. Cabe recordar que los simuladores no son más que modelos basados en ecuaciones matemáticas y en leyes termodinámicas, que tratan de reproducir lo más cercanamente posible el comportamiento de un sistema.

Los resultados del modelo de simulación, evaluado con una carga de 60,270 BPSD, se compararon con los flujos que forman parte de las corrientes de entrada y salida de la columna fraccionadora 12-C-001 de la Unidad de Coquificación Retardada de Petrolera Ameriven, como flujo de nafta inestable, reflujo a la columna, flujos de gasóleos liviano y pesado de coquificación y flujo de aceite de lavado, debido que en estas corrientes se cuentan con transmisores de flujo.

El porcentaje de desviación se calculó de la siguiente manera:

$$\% \text{Desviación} = \frac{\text{Valorreal} - \text{Valorsimulación}}{\text{Valorreal}} \times 100\% \quad [5]$$

Aplicando lo anteriormente dicho se obtuvieron las siguientes desviaciones.

Tabla N° 4.6: Comparación de los resultados obtenidos por simulación y los datos operacionales

| | Flujo real (MBPSD) | Flujo simulador (MBPSD) | Desviación (%) | Mínimo flujo (MBPSD) ^(b) | Máximo flujo (MBPSD) ^(b) |
|--------------------------------------|--------------------|-------------------------|----------------|-------------------------------------|-------------------------------------|
| NAFTA INESTABLE^(a) | 7.86 | 7.22 | +8.18 | 7.06 | 8.64 |
| REFLUJO | 28.00 | 28.97 | -3.48 | 25.63 | 31.78 |
| LCGODRAW | 29.05 | 30.11 | -3.64 | 27.28 | 30.36 |
| HCGO pumparound | 65.01 | 69.68 | -7.18 | 62.63 | 68.52 |
| WASHOIL (Aceite de Lavado) | 7.19 | 7.17 | +0.27 | 7.16 | 7.22 |

^(a) Nafta del tambor acumulador de tope de la columna fraccionadora 12-C-001

^(b) Estos valores se refieren a los picos generados por el proceso, debido al cambio o “switchero” de tambores de coquificación.

Como se puede observar en la tabla N° 4.6, las desviaciones se encuentran por debajo del 10%, este porcentaje es aceptable debido a que los valores obtenidos se encuentran en el rango de mínimo y máximo flujo; estos son picos que se generan durante la operación normal de la planta debido a la condición de operación cíclica de la unidad por el proceso de cambio de alimentación entre los tambores de coque.

En la tabla N° 4.6 se comparan solo los flujos de la nafta inestable obtenida del tambor acumulador de tope de la columna fraccionadora 12-C-001, el reflujo de la columna, el LCGOdraw que se refiere al gasóleo liviano de coquificación que sale de la columna fraccionadora y entra a la columna de despojamiento 12-C-002, el HCGO pumparound que es el gasóleo pesado de coquificación utilizado para la generación de vapor y como medio de calentamiento de los rehervidores de la columna debutanizadora 18-C-003 ubicada en la Unidad de Recuperación de Gas y el Washoil, que es una corriente de gasóleo pesado de coquificación (HCGO) que es recirculado a la columna de fraccionamiento 12-C-001 con el fin de enfriar y arrastrar las partículas de coque que pueden venir en los vapores ascendentes; debido a que solo estas corrientes cuentan con transmisores en planta y se pueden observar los valores reportados en Aspen Process Explorer.

En la tabla N° 4.7 se comparan los flujos, temperaturas y gravedades API de los productos de la Unidad de Coquificación Retardada del Complejo Mejorador de Crudo Extrapesado Petrolera Ameriven, entre estos se encuentran la Nafta Inestable, el Gasóleo Liviano de Coquificación y el Gasóleo Pesado de Coquificación, obtenidos por simulación con respecto a la condición operacional actual de la planta. Cabe señalar, que los resultados correspondientes al Gas de Refinería y el LPG productos de la Unidad de Recuperación de Gas, no se reportan debido a que no se cuenta en la planta con transmisores de flujo para cuantificar los valores reales de flujo de estas corrientes.

Tabla N° 4.7: Comparación de los resultados obtenidos por simulación de los productos de la columna 12-C-001, y los datos operacionales de estos

| | Nafta Inestable ^(a) | | | LCGO | | | HCGO | | |
|-----------------------------------|--------------------------------|----------------------|----------------|--------|-----------------------|----------------|--------|-----------|----------------|
| | Real | Simulador | Desviación (%) | Real | Simulador | Desviación (%) | Real | Simulador | Desviación (%) |
| Flujo (BPSD) | 11,100 | 10,370 | +6.58 | 15,580 | 15,580 ^(b) | 0.00 | 17,470 | 17,747 | -1.59 |
| Temperatura de retiro (°F) | 250.0 | 250.0 ^(b) | 0.00 | 396.0 | 374.4 | +5.46 | 651.6 | 624.6 | +4.15 |
| Gravedad API a 60 °F | 54.89 | 64.42 | -17.37 | 29.25 | 31.39 | -7.30 | 13.43 | 15.05 | -12.03 |

^(a) Nafta producto que se envía a Planta de Gas

^(b) Variable especificada en la simulación

Se puede apreciar en esta tabla que las variables flujo y temperatura muestran desviaciones aceptables (inferiores al 7%), mientras que la gravedad API de la nafta producto que se envía a planta de gas posee una desviación superior al 17%, esto se debe a que no existe una separación representativa de los gases y la nafta en la simulación, es decir la nafta tiene alto contenido de livianos según resultados de la simulación por lo que resulta con mayor gravedad API. Se tiene el mismo caso para el HCGO, la gravedad API obtenida por simulación es superior a la reportada por el laboratorio, esto se debe a que por simulación el HCGO contiene pequeñas cantidades de LCGO.

En las tablas N° 4.8 y 4.9 se comparan los resultados de las destilaciones de los productos de la Unidad de Coquificación Retardada (Nafta Inestable, Gasóleo Liviano de Coquificación y Gasóleo Pesado de Coquificación), obtenidos por simulación con respecto a los resultados proporcionados por el laboratorio.

Tabla N° 4.8: Comparación de la destilación obtenida por simulación de la Nafta Inestable, y la destilación proporcionada por el laboratorio de Petrolera Ameriven

| Nafta Inestable (ASTM D86) | | | |
|-----------------------------------|------------------------------|-----------------------------------|-----------------------|
| | Temperatura Real (°F) | Temperatura Simulador (°F) | Desviación (%) |
| 1% v | 164.1 | --- | --- |
| 5% v | 183.5 | 54.5 | +70.3 |
| 10% v | 205.1 | 72.8 | +64.5 |
| 20% v | 231.5 | --- | --- |
| 30% v | 250.2 | 197.0 | +21.3 |
| 40% v | 264.5 | --- | --- |
| 50% v | 278.9 | 237.1 | +15.0 |
| 60% v | 292.2 | --- | --- |
| 70% v | 305.6 | 272.4 | +10.9 |
| 80% v | 316.5 | --- | --- |
| 90% v | 338.1 | 306.3 | +9.4 |
| 95% v | 371.7 | 324.0 | +12.8 |
| 98% v | 401.9 | 366.1 | +8.9 |

En la tabla N° 4.8 se puede apreciar que para porcentajes de destilado del 30% o menos se tienen desviaciones superiores al 20%, esto se debe a que no existe una separación representativa de los gases y la nafta inestable en la simulación, es decir la nafta tiene alto contenido de livianos según resultados de la simulación por lo que resulta con temperaturas inferiores a lo esperado. A pesar de realizarse mejoras a la simulación en cuanto al número de cortes en la curva de destilación y el número de pseudocomponentes, el resultado obtenido fue el mejor encontrado. Estas desviaciones posiblemente se deban a que no se contó con unos datos de entrada libres de error (error asociado a los transmisores). En conclusión el modelo de simulación no reproduce de manera apropiada la curva de destilación de la nafta inestable.

Tabla N° 4.9: Comparación de las destilaciones obtenidas por simulación de los Gasóleos Liviano y Pasado de Coquificación con respecto a las destilaciones proporcionadas por el laboratorio

| | LCGO (ASTM D86) | | | HCGO (ASTM D1160) | | |
|-------|-----------------------|----------------------------|----------------|-----------------------|----------------------------|----------------|
| | Temperatura Real (°F) | Temperatura Simulador (°F) | Desviación (%) | Temperatura Real (°F) | Temperatura Simulador (°F) | Desviación (%) |
| 1% v | 378.0 | 313.3 | +17.1 | 470.3 | 169.7 | +63.9 |
| 5% v | 401.5 | 354.1 | +11.8 | 633.6 | 563.4 | +11.1 |
| 10% v | 427.6 | 365.3 | +14.6 | 670.5 | 638.0 | +4.8 |
| 20% v | 452.1 | --- | --- | 710.0 | --- | --- |
| 30% v | 471.7 | 439.4 | +6.9 | 734.9 | 726.6 | +1.1 |
| 40% v | 492.1 | --- | --- | 756.2 | --- | --- |
| 50% v | 512.4 | 483.7 | +5.6 | 779.0 | 765.1 | +1.8 |
| 60% v | 537.7 | --- | --- | 807.6 | --- | --- |
| 70% v | 563.0 | 539.4 | +4.2 | 834.4 | 827.4 | +0.8 |
| 80% v | 589.8 | --- | --- | 863.4 | --- | --- |
| 90% v | 632.3 | 627.6 | +0.7 | 903.9 | 902.0 | +0.2 |
| 95% v | 667.8 | 668.0 | -0.0 | 938.2 | 938.2 | 0.0 |
| 98% v | 699.7 | 732.8 | -4.7 | 1012.1 | 1034.9 | -2.2 |

Se observa en la tabla N° 4.9 que para el caso del LCGO, el modelo de simulación se ajusta de manera aceptable al comportamiento real de éste producto, aunque las mayores desviaciones se observan en los primeros cortes de la destilación. Mientras que para el caso del HCGO, el primer corte 1% destilado, la temperatura es muy inferior a la reportada por el laboratorio generando una desviación superior al 60%, esto se debe a que para el simulador el HCGO contiene pequeñas cantidades de LCGO, mientras que el resto de los cortes se ajustan bastante bien a los resultados del laboratorio.

En la figura N° 4.4 se puede observar la tendencia de las curvas de destilación de los productos antes discutidos.

Como se puede apreciar en la figura N° 4.4, las curvas de destilación obtenidas por simulación para los diferentes productos siempre se encuentran por debajo de las curvas generadas con los datos del laboratorio, esto quiere decir que los productos

(Nafta Inestable, Gasóleo Liviano de Coquificación y Gasóleo Pesado de Coquificación), obtenidos por simulación, son más livianos. Aunque exista esta diferencia, la tendencia de las curvas es la misma y para cada producto ambas curvas están muy próximas entre sí, por lo que se concluye que el modelo de simulación representa razonablemente la distribución de los productos.

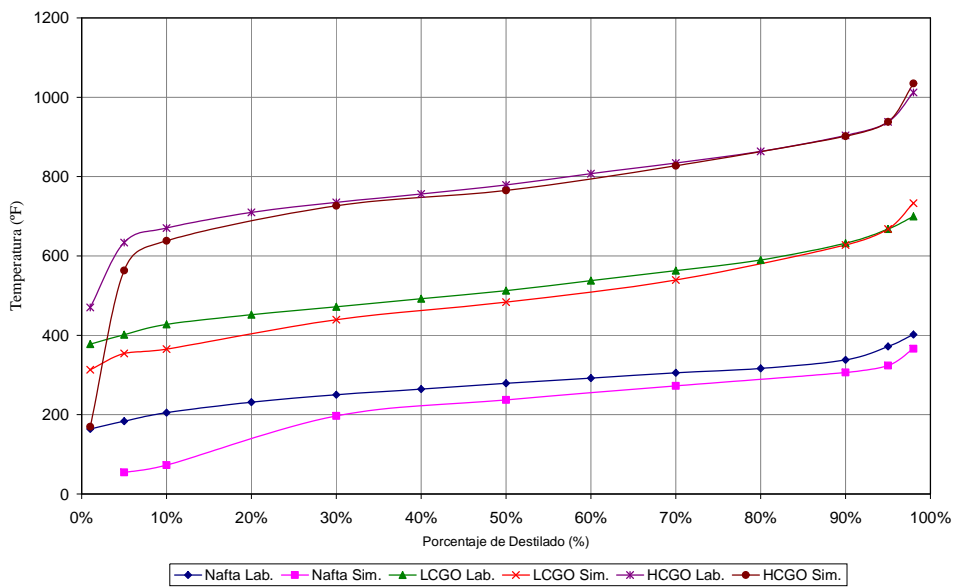


Figura N° 4.4: Curvas de destilación de la Nafta Inestable, LCGO y HCGO.

4.3 *Evaluación del modelo integrado, con una carga de 70,000 BPSD a la Unidad de Coquificación Retardada.*

De acuerdo a los requerimientos de las unidades de procesos subsiguientes las premisas establecidas en el modelo de simulación integrado evaluado con una carga de 70,000 BPSD, son:

- a) Las temperaturas de salida del condensador y la de tope de la torre de fraccionamiento 12-C-001 son de 100 °F y 250 °F, respectivamente.

- b) Las temperaturas al 95% de destilado de los gasóleos liviano y pesado de coquificación son 668 °F y 938.2 °F, respectivamente.

Considerando como aproximación que los rendimientos en productos para la nueva carga de 70 MBPSD serían los mismos que a 60-62 MBPSD, que se muestran en la tabla N° 4.10, se generaron los datos de flujos de productos a 70 MBPSD, con el fin de obtener los datos necesarios para la evaluación de la simulación. A continuación se presentan los rendimientos y flujos de los productos empleados en el modelo de simulación:

Tabla N° 4.10: Rendimientos de los productos y flujos

| | Densidad | | Rendimientos | | Flujos | |
|---------------------------------------|----------|---------------------|--------------|-------|--------|-----------|
| | API | lb/pie ³ | %V | %M | BPSD | lb/h |
| Alimentación (Carga) | 2.60 | 65.88 | --- | --- | 70,000 | 1,078,761 |
| Gas de Refinería | --- | --- | --- | 6.56 | --- | 70,807 |
| Gas Licuado de Petróleo (LPG) | 101.00 | 38.00 | 7.91 | 4.56 | 5,536 | 49,198 |
| Nafta Inestable ^(a) | 54.89 | 47.39 | 19.50 | 14.03 | 13,650 | 151,344 |
| LCGO | 29.25 | 54.95 | 28.00 | 23.36 | 19,600 | 251,977 |
| HCGO | 13.43 | 60.95 | 29.00 | 26.83 | 20,300 | 289,464 |

^(a) Nafta producto que se envía a Planta de Gas

La simulación de la Unidad de Coquificación Retardada con una alimentación de 70,000 BPSD arroja los siguientes resultados.

Tabla N° 4.11: Resultados de la simulación en caso de un incremento de carga a la unidad

| | Flujo (MBPSD) |
|---------------------------------------|---------------|
| NAFTA INESTABLE ^(a) | 8.28 |
| REFLUJO | 36.11 |
| LCGODRAW | 35.19 |
| HCGO pumparound | 82.77 |
| WASHOIL (Aceite de Lavado) | 8.98 |

^(a) Nafta del tambor acumulador de tope de la columna fraccionadora 12-C-001

En la tabla N° 4.12, se comparan los flujos, temperaturas y gravedades API de los productos de la unidad, obtenidos por simulación con respecto a la condición operacional de la planta calculada con una carga de 70,000 BPSD.

Tabla N° 4.12: Comparación de los resultados obtenidos por simulación de los productos de la columna 12-C-001 y los valores calculados en caso de un incremento de carga a 70 MBPSD

| | Nafta Inestable ^(a) | | | LCGO | | | HCGO | | |
|-----------------------------------|--------------------------------|----------------------|----------------|----------|-----------------------|----------------|----------|-----------|----------------|
| | Estimado | Simulador | Desviación (%) | Estimado | Simulador | Desviación (%) | Estimado | Simulador | Desviación (%) |
| Flujo (BPSD) | 13,650 | 12,052 | +11.71 | 19,600 | 19,600 ^(b) | 0.00 | 20,300 | 20,508 | -1.02 |
| Temperatura de retiro (°F) | 250.0 | 250.0 ^(b) | 0.00 | 396.0 | 374.0 | +5.55 | 651.6 | 624.6 | +4.15 |
| Gravedad API a 60 °F | 54.89 | 64.80 | -18.06 | 29.25 | 31.82 | -8.78 | 13.43 | 15.28 | -13.77 |

^(a) Nafta producto que se envía a Planta de Gas

^(b) Variable especificada en la simulación

Suponiendo que las variables temperatura, presión, gravedad API y destilación se mantienen igual al caso operacional actual (60,270 BPSD de alimentación), se puede apreciar en la tabla N° 4.12 que el flujo y temperatura para los diferentes productos reflejan desviaciones aceptables (inferiores al 12%). Mientras que, la gravedad API de la nafta producto que se envía a la Unidad de Recuperación de Gas muestra una desviación del 18%, esto concuerda con lo mencionado anteriormente en el análisis de la tabla N° 4.7, que no existe una separación representativa de los gases y la nafta en la simulación, resultando esta última con mayor gravedad API. Se tiene el mismo caso para el HCGO, la gravedad API obtenida por simulación es superior al valor reportado por el laboratorio.

En las tablas N° 4.13 y 4.14 se comparan las destilaciones de los productos de la Unidad de Coquificación Retardada (Nafta Inestable, Gasóleo Liviano de Coquificación y Gasóleo Pesado de Coquificación), obtenidos por simulación con respecto a los resultados proporcionados por el laboratorio de Petrolera Ameriven.

Tabla N° 4.13: Comparación de la destilación de la Nafta Inestable obtenida por simulación para el caso de 70,000 BPSD de carga, y la destilación proporcionada por el laboratorio

| | Nafta Inestable (ASTM D86) | | |
|-------|----------------------------|----------------------------|----------------|
| | Temperatura Real (°F) | Temperatura Simulador (°F) | Desviación (%) |
| 1% v | 164.1 | --- | --- |
| 5% v | 183.5 | 54.2 | +70.4 |
| 10% v | 205.1 | 71.6 | +65.1 |
| 20% v | 231.5 | --- | --- |
| 30% v | 250.2 | 193.3 | +22.7 |
| 40% v | 264.5 | --- | --- |
| 50% v | 278.9 | 234.4 | +15.9 |
| 60% v | 292.2 | --- | --- |
| 70% v | 305.6 | 267.5 | +12.5 |
| 80% v | 316.5 | --- | --- |
| 90% v | 338.1 | 301.6 | +10.8 |
| 95% v | 371.7 | 322.0 | +13.4 |
| 98% v | 401.9 | 356.2 | +11.4 |

En la tabla N° 4.13 se puede apreciar que para porcentajes de destilado inferiores al 30% se tienen desviaciones superiores al 20%, esto concuerda con lo discutido en la tabla N° 4.8, es decir la Nafta Inestable posee alto contenido de livianos, por lo que la simulación no representa adecuadamente el modelo esperado.

La tabla N° 4.14 muestra la comparación de resultados (Laboratorio vs. Simulación) en el caso de los gasóleos liviano y pesado de coquificación (LCGO y HCGO). De acuerdo con estos resultados para el primer caso, la destilación del LCGO se ajusta de manera aceptable al comportamiento real de este producto, mientras que el primer corte (1% de destilado) del HCGO, la temperatura es inferior a la reportada por el laboratorio generando una desviación superior al 60%, esto concuerda con lo discutido en la tabla N° 9. En conclusión, se aprecia que las mayores desviaciones se observan en los primeros cortes, pero de manera general las destilaciones del LCGO y HCGO obtenidas por simulación concuerdan con las obtenidas por medio del laboratorio de Petrolera Ameriven.

Tabla N° 4.14: Comparación de las destilaciones obtenidas por simulación para el caso de 70,000 BPSD de carga, de los Gasóleos Liviano y Pasado de Coquificación con respecto a las destilaciones proporcionadas por el laboratorio

| | LCGO (ASTM D86) | | | HCGO (ASTM D1160) | | |
|-----|-----------------------|----------------------------|----------------|-----------------------|----------------------------|----------------|
| | Temperatura Real (°F) | Temperatura Simulador (°F) | Desviación (%) | Temperatura Real (°F) | Temperatura Simulador (°F) | Desviación (%) |
| 1% | 378.0 | 306.4 | +19.0 | 470.3 | 165.0 | +64.9 |
| 5% | 401.5 | 349.2 | +13.0 | 633.6 | 559.9 | +11.6 |
| 10% | 427.6 | 362.9 | +15.1 | 670.5 | 629.6 | +6.1 |
| 20% | 452.1 | --- | --- | 710.0 | --- | --- |
| 30% | 471.7 | 436.7 | +7.4 | 734.9 | 722.7 | +1.7 |
| 40% | 492.1 | --- | --- | 756.2 | --- | --- |
| 50% | 512.4 | 479.3 | +6.5 | 779.0 | 761.2 | +2.3 |
| 60% | 537.7 | --- | --- | 807.6 | --- | --- |
| 70% | 563.0 | 535.3 | +4.9 | 834.4 | 825.4 | +1.1 |
| 80% | 589.8 | --- | --- | 863.4 | --- | --- |
| 90% | 632.3 | 626.8 | +0.9 | 903.9 | 901.8 | +0.2 |
| 95% | 667.8 | 668.0 | 0.0 | 938.2 | 938.2 | 0.0 |
| 98% | 699.7 | 739.2 | -5.7 | 1012.1 | 1032.8 | -2.1 |

En la siguiente figura se puede observar la tendencia de las curvas de destilación de los productos antes discutidos.

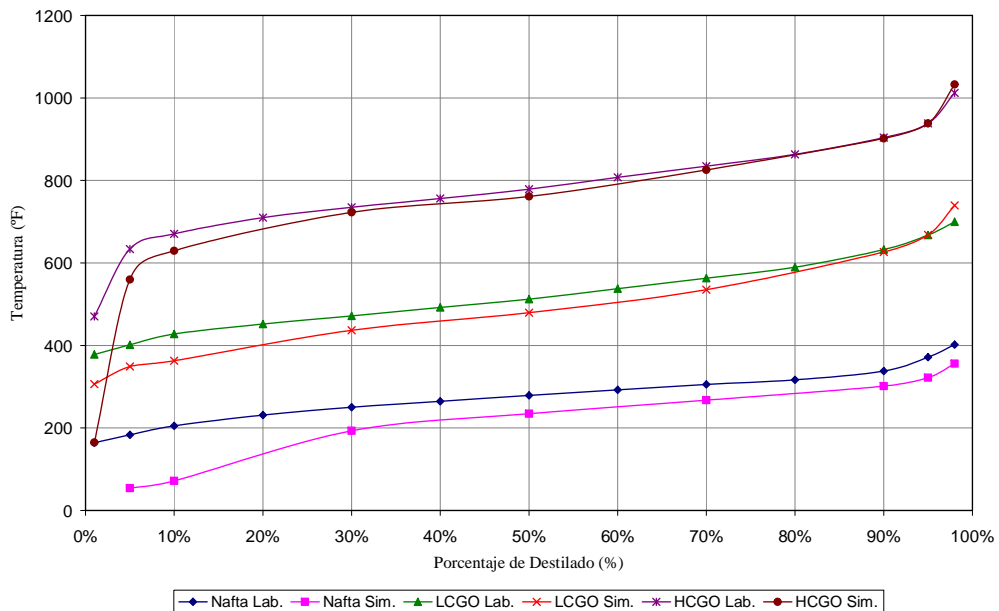


Figura N° 4.5: Curvas de destilación de la Nafta Inestable, LCGO y HCGO (caso 70 MBPSD).

A igual que en la figura N° 4.4, las curvas de destilación obtenidas por simulación para los diferentes productos siempre se encuentran por debajo de las curvas generadas con los datos del laboratorio. Aunque exista esta diferencia entre ellas, la tendencia es la misma y para cada producto ambas curvas están muy próximas entre si, por lo que se considera que se tiene una buena representación de las fracciones de la fraccionadora principal de la unidad de coquificación.

4.4 Identificación y Análisis de limitaciones operacionales en los equipos de las secciones evaluadas.

A continuación, se muestra el análisis detallado de la evaluación de los equipos que se consideran críticos en el sistema, según resultados de la simulación y los criterios de los Ingenieros del Proceso de Área de Coquificación Retardada de Petrolera Ameriven.

4.4.1 Evaluación del comportamiento de los internos de las columnas (12-C-001, 18-C-001, 18-C-002, 18-C-003, 18-C-004, 18-C-005).

4.4.1.1 Torre de Fraccionamiento de la Unidad de Coquificación Retardada (12-C-001)

Los vapores del tope de los tambores de coque fluyen a la columna fraccionadora 12-C-001, donde se separan en gases, nafta, gasóleo liviano de coquificación (LCGO) y gasóleo pesado de coquificación (HCGO).^[21]

Para la evaluación de los internos de la columna de fraccionadora 12-C-001 se empleó el paquete de simulación Sultray (Ver Anexo 7), los datos requeridos por el simulador fueron extraídos del reporte de Pro II. En la tabla N° 4.15 se presentan los porcentajes de inundación y caídas de presión de la columna simulada.

Tabla N° 4.15: Porcentaje de inundación y caída de presión en los platos de la columna 12-C-001

| Plato | Descripción | Porcentaje de Inundación (%) | Caída de Presión (psi) |
|-------|-------------------------|------------------------------|------------------------|
| 1 | Plato de retiro de HCGO | 87 | 0.14 |
| 4 | Retorno de HCGO PA | 72 | 0.12 |
| 5 | Plato de equilibrio | 47 | 0.07 |
| 11 | Plato de equilibrio | 48 | 0.07 |
| 12 | Plato de retiro de LCGO | 51 | 0.10 |
| 13 | Vapor de despojamiento | 69 | 0.13 |
| 16 | Retorno de LCGO rico | 75 | 0.14 |
| 18 | Plato de reflujo | 70 | 0.13 |

Se aprecia en la tabla N° 4.15 que el plato de retiro de HCGO pumparound (plato N° 1) se encuentra en el límite máximo permisible de porcentaje de inundación (85-90 % para columnas ya existentes de diámetros iguales o superiores a 19 pies), tomando en cuenta que la columna posee un diámetro de 19 pies. Los platos superiores se encuentran dentro del rango aceptable de porcentaje de inundación (75-80 % para columnas de diámetros entre 14 y 19 pies), por lo tanto se concluye que esta columna no requiere del reemplazo de sus internos.

La caída de presión por plato no debe ser mayor de 0.29 psi (dato obtenido de la ayuda de Sultray), como se puede apreciar en la tabla N° 4.15 los valores de caída de presión para cada plato de la columna fraccionadora 12-C-001 son inferiores al máximo permisible, por lo que la columna esta en capacidad de manejar el nuevo flujo en caso de incrementar la carga a la Unidad de Coquificación Retardada a 70,000BPSD.

Además se puede observar en los resultados arrojados por el simulador Sultray (Ver Anexo 7) que el nivel de líquido en los vertederos de los platos 5-11 se encuentran por debajo del límite permisible (< 1 gpm/in), por lo que se recomienda realizar una evaluación rigurosa de los platos de la columna.

4.4.1.2 Torres de la Unidad de Recuperación de Gas

Para la evaluación de los internos de las columnas de la Unidad de Recuperación de Gas también se empleo el paquete de simulación Sultray, los datos requeridos por el simulador fueron extraídos del reporte de Pro II. En la tabla N° 4.16 se presentan los porcentajes de inundación y caídas de presión de las columnas simuladas.

Tabla N° 4.16: Porcentaje de inundación y caída de presión en los platos de las columnas de la Unidad de Recuperación de Gas

| Columna | Descripción | Platos | Diámetro (pies) | Porcentaje de Inundación (%) | Caída de Presión (psi) |
|----------|-------------------------|--------|-----------------|------------------------------|------------------------|
| 18-C-001 | Absorbedora primaria | 1-32 | 7 | 53 | 0.12 |
| 18-C-002 | Absorbedor secundario | 1-24 | 7 | 30 | 0.12 |
| 18-C-003 | Columna de aceite rico | 1-24 | 11 | 58 | 0.13 |
| 18-C-003 | Columna de aceite rico | 25-29 | 6 | 56 | 0.09 |
| 18-C-004 | Columna depropanizadora | 1-20 | 5 | 57 | 0.20 |

Los valores reportados de caída de presión en los platos en la tabla N° 4.16, corresponden a los mas altos encontrados para cada una de los columnas evaluadas. Se aprecia en dicha tabla que los platos de todas las columnas presentan porcentajes de inundación por debajo del limite establecido (70 % para columnas con diámetros inferiores a 14 pies). Además la caída de presión por plato para cada columna se encuentra por debajo del máximo permitido (0.29 psi). De acuerdo con estos resultados, las columnas de la Unidad de Recuperación de Gas poseen la suficiente capacidad para manejar flujos similares a los contemplados en la simulación.

4.4.1.3 Torre de Absorción con Amina (18-C-005)

La columna de absorción con amina 18-C-005 esta diseñada para reducir la concentración de sulfuro de hidrógeno (H₂S) del gas combustible ácido desde 13 %p

hasta un máximo de 160 ppm. Se utiliza como medio absorbente una solución de amina pobre al 45% en peso de MDEA proveniente de la Unidad de Regeneración de Aminas. La alimentación a la torre de absorción con aminas 18-C-005, la conforman los vapores de tope del absorbedor secundario (18-C-002) y los de la depropanizadora (18-C-004).^[22]

Para la evaluación de los internos de la columna de absorción con amina 18-C-005 se empleó el paquete de simulación Sultray, los datos requeridos por el simulador fueron extraídos del reporte de Pro II. En la tabla N° 4.17 se presentan los porcentajes de inundación y caídas de presión de la columna simulada (Ver Anexo 6).

Tabla N° 4.17: Porcentaje de inundación y caída de presión en los platos de la columna 18-C-005

| Plato | Porcentaje de Inundación (%) | Caída de Presión (psi) |
|-------|------------------------------|------------------------|
| 1 | 75 | 0.17 |
| 4 | 76 | 0.17 |
| 6 | 75 | 0.17 |
| 8 | 74 | 0.16 |
| 10 | 73 | 0.16 |
| 12 | 72 | 0.16 |
| 14 | 72 | 0.16 |
| 16 | 72 | 0.16 |
| 18 | 72 | 0.16 |
| 20 | 72 | 0.16 |

Se aprecia en la tabla N° 4.17 que los platos de la columna 18-C-005 presentan porcentajes de inundación ligeramente por encima de límite establecido (70 % para columnas con diámetros inferiores a 14 pies) tomando en cuenta que la columna posee un diámetro de 6 pies, esto traería como consecuencia la pérdida de eficiencia de absorción, pudiéndose obtener altos porcentajes de H₂S en el gas de refinería. De acuerdo a estos resultados, la columna se encontraría limitada cuando se tienen flujos similares a los contemplados en la simulación, por lo tanto, se debe considerar la posibilidad del reemplazo de los platos por empaques, para prevenir problemas por inundación y obtener una mayor eficiencia y capacidad.

Conociendo que el espacio entre platos para la columna 18-C-005 es de 2 pies con una eficiencia de la torre de 50% y aplicando la ecuación N° 2, se tiene que el valor de altura de relleno equivalente a una etapa teórica (HETP) para la columna de absorción con amina (18-C-005) es 4 pies.

Para la columna de absorción con amina (18-C-005) se tiene 10 etapas de equilibrio, aplicando la ecuación N° 3, se requiere una altura de relleno de 40 pies. La columna 18-C-005 tiene una altura de 54 pies por lo tanto en principio resultaría factible colocar el empaque con la altura de relleno teórico calculada.

4.4.2 Capacidad de la Bomba de Nafta, P-002.

La bomba P-002, impulsa la nafta condensada en el tambor acumulador de tope V-005 de la torre de fraccionamiento 12-C-001; una fracción se utiliza como reflujo a la columna, la cual permite controlar la temperatura de tope de modo de ajustar el punto final de la corriente de nafta y otra fracción se envía a los enfriadores inter-etapa del compresor E-006 A-D.^[21]

La capacidad de diseño de la bomba P-002 es de 1,421 gpm (Ver Anexo 1). El flujo que debe manejar la bomba P-002 en caso de un incremento de carga a la unidad de 70 MBPSD es 1,295 gpm de nafta inestable, comparando con la capacidad de diseño indicada en la “data sheet” (Ver Anexo 1), se concluye que la actual bomba no se encontraría limitada hidráulicamente.

En la figura N° 4.6, se representan los puntos de operación en la curva de la bomba. Como se observa en esta figura el punto de operación en caso de un incremento de carga a la unidad hasta 70 MBPSD queda muy próximo al punto de operación máximo de la bomba. Se tiene que la bomba manejará un flujo de nafta inestable de 1295 gpm venciendo un cabezal dinámico de 294.9 pies, punto que se

encuentra en la curva operacional, por lo que la bomba P-002 puede manejar el flujo considerado.

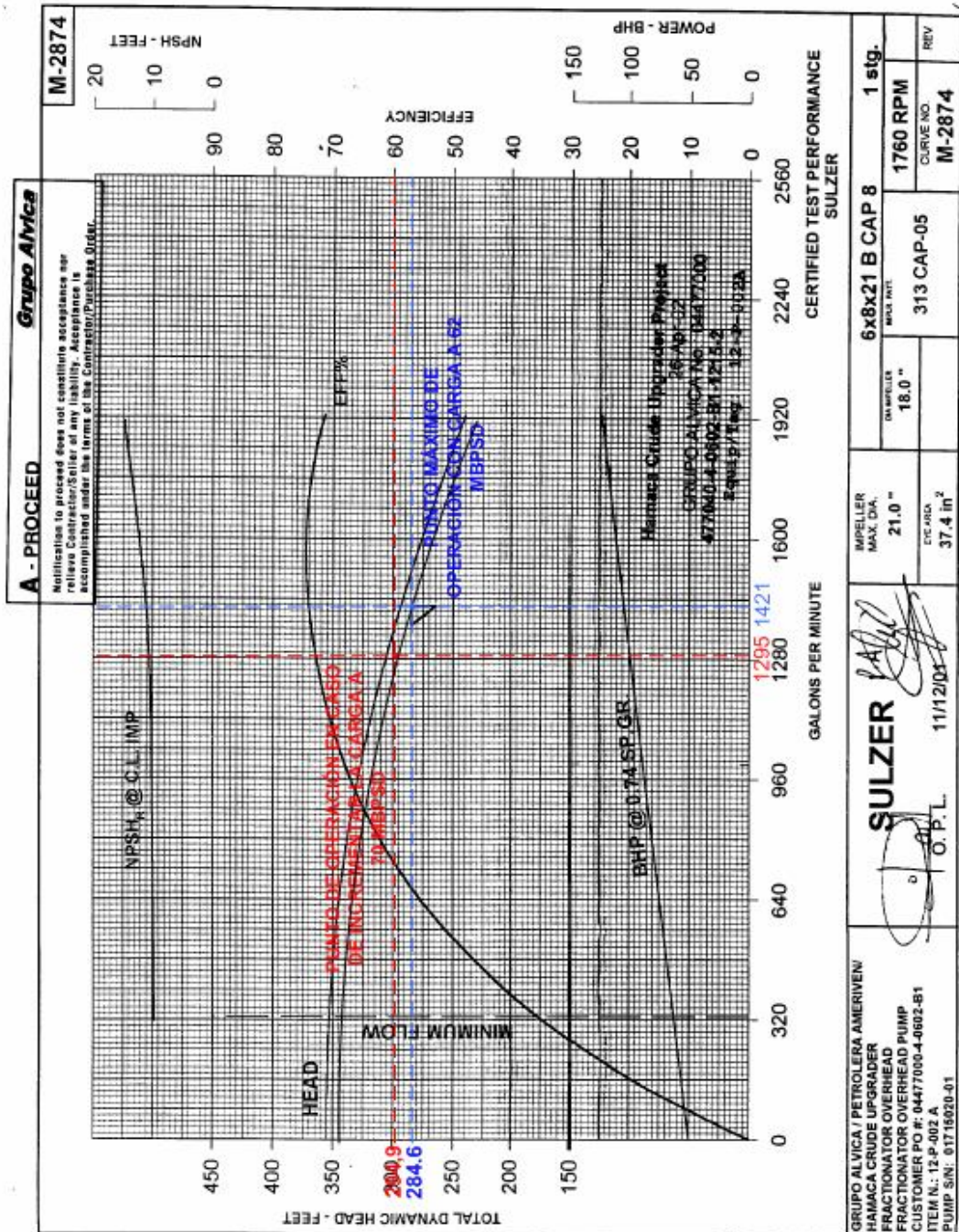


Figura N° 4.6: Representación de los puntos de operación en la curva de la bomba

Por otra parte, de acuerdo con la hoja de especificaciones (“data sheet”) de la bomba (Ver Anexo 1) la región de operación preferencial es entre 998 a 1710 gpm, por lo que el punto de operación en caso de un incremento de carga se encontraría en este rango. En la siguiente tabla se muestran los parámetros de operación de la bomba P-002 para el caso de un incremento de carga hasta 70 MBPSD.

Tabla N° 4.18: Parámetros de operación para la bomba P-002

| | |
|---|-------|
| Capacidad Normal (gpm) | 1,295 |
| Presión de Succión (psig) | 10.2 |
| Presión de Descarga (psig) | 104.7 |
| Diferencial de Presión (psi) | 94.5 |
| Cabezal Diferencial (ft) | 294.9 |
| NPSH (ft) | 21.0 |
| Potencia Entregada por la Bomba (HP) | 71.4 |

El resultado del modelo de simulación para el caso del flujo de nafta inestable obtenida en el tambor acumulador de tope V-005, mostró una desviación inferior al 10 %, por lo que se tiene un error asociado. De manera de garantizar que la bomba posee la capacidad suficiente para manejar flujos superiores a los contemplados en la simulación se considero evaluar la bomba con un incremento del 10% en el flujo de nafta. Se obtuvieron los resultados mostrados en la tabla N° 4.19.

Tabla N° 4.19: Parámetros de operación para la bomba P-002 con un incremento del 10% del flujo

| | |
|---|-------|
| Capacidad Normal (gpm) | 1,425 |
| Presión de Succión (psig) | 10.1 |
| Presión de Descarga (psig) | 101.2 |
| Diferencial de Presión (psi) | 91.1 |
| Cabezal Diferencial (ft) | 284.3 |
| NPSH (ft) | 22.8 |
| Potencia Entregada por la Bomba (HP) | 75.8 |

Como se observa en esta tabla, al incrementar en un 10% el flujo de nafta inestable, éste es prácticamente igual al flujo máximo que maneja la bomba (1421

gpm), el cabezal dinámico disminuye sólo décimas con respecto al cabezal de operación, por lo que la actual bomba cumplirá con los requerimientos necesarios para la operación a 70,000 BPSD. Además se puede apreciar en la hoja de especificaciones de la bomba (Ver Anexo 1) que la región de operación preferencial esta entre 998 a 1710 gpm y el punto de eficiencia máxima es 1425 gpm, por lo que la bomba en caso de un incremento de carga se encontraría operando eficientemente.

4.4.3 *Evaluación de los intercambiadores EA-001A-H y E-001A/B.*

Los vapores del tope de la columna fraccionadora 12-C-001 pasan a través de los ventiladores EA-001 A-H y de los enfriadores E-001 A-B donde son parcialmente condensados antes de pasar al tambor acumulador de tope, V-005. ^[21]

En la siguiente tabla se muestran los valores de carga calórica (“duty”) obtenidos por simulación y por diseño del sistema de condensación de tope de la torre de fraccionamiento.

Tabla N° 4.20: Carga calórica del sistema de condensación de tope para una alimentación de 70 MBPSD

| Equipo | Duty por diseño (MMBTU/h) | Duty por simulador (MMBTU/h) | Desviación (%) | Temperatura de salida por simulación (°F) | Temperatura de salida real (°F) |
|---------------|---------------------------|------------------------------|----------------|---|---------------------------------|
| 12-EA-001 A-H | 125.64 | 122.91 | +2.17 | 140 | 140 |
| 12-E-001 A/B | 34.53 | 30.23 | +12.45 | 101.1 | 100 |
| TOTAL | 160.17 | 153.14 | +4.39 | --- | --- |

En función de los valores obtenidos por simulación, se observa que los intercambiadores E-001 A/B y enfriadores por aire EA-001 A-H no tendrían limitaciones operacionales, ya que se encontrarían operando con una carga calórica inferior a la de diseño, lo que indica que pueden manejar el flujo considerado para el caso de operación con 70 MBPSD.

Considerando la desviación obtenida por simulación para el agua agria (-1.2%) y la nafta inestable (+8.18); ambos productos obtenidos en el tambor acumulador de tope V-005, se incremento el flujo de gas de tope de la columna fraccionadora 12-C-001 en un 5% y se determinó que los intercambiadores 12-E-001 A/B no presentan limitación operacional, ya que se encuentran operando con una carga calórica inferior a la de diseño.

Con respecto a los enfriadores por aire 12-EA-001 A-H cabe señalar que de acuerdo con lo que se reporta en la tabla N° 4.21 los mismos requieren una carga calórica mayor a la especificada en el diseño, sin embargo el porcentaje de desviación es de 2.71%, por lo que la carga calórica requerida la podrían compensar los intercambiadores 12-E-001 A/B, de manera de garantizar la condensación y enfriamiento de corriente gaseosa.

Tabla N° 4.21: Carga calórica del sistema de condensación de tope con un incremento del 5% del flujo

| Equipo | Duty por diseño (MMBTU/h) | Duty por simulador (MMBTU/h) | Desviación (%) | Temperatura de salida por simulación (°F) | Temperatura de salida real (°F) |
|---------------|---------------------------|------------------------------|----------------|---|---------------------------------|
| 12-EA-001 A-H | 125.64 | 129.05 | -2.71 | 140 | 140 |
| 12-E-001 A/B | 34.53 | 31.27 | +9.43 | 101.1 | 100 |
| TOTAL | 160.17 | 160.32 | -0.10 | --- | --- |

4.4.4 Evaluación de las válvulas de control FV-345 y FV-206.

La válvula FV-345, que maneja parte de la nafta del tope de la columna 12-C-001, para el lapso del estudio (12/02/2006 a 28/02/2006) tenía un porcentaje de apertura de 80%, manejando un flujo de 7.9 MBPSD. Si la carga a la unidad se incrementa a 70 MBPSD el flujo de nafta manejado por la válvula aumentaría, por lo que se requeriría de un mayor porcentaje de apertura de la misma (90% aproximadamente, valor obtenido en software de válvulas de control).

Considerando las desviaciones obtenidas en la simulación (Ver Tabla N° 4.6) se propuso como flujo máximo el 10% del flujo normal. De acuerdo a lo anterior se presenta en la tabla N° 4.22, el coeficiente de flujo de la válvula requerido.

Tabla N° 4.22: Parámetros de la válvula de control FV-345

| | Unidades | Máximo Flujo | Flujo Normal | Mínimo Flujo |
|-------------------------------|----------|--------------|--------------|--------------|
| Flujo | lb/h | 98,998 | 89,998 | 44,999 |
| Presión de Entrada | psig | 97.3 | 101.6 | 119.2 |
| Presión de Salida | psig | 91.1 | 88.7 | 80.4 |
| Temperatura de Entrada | °F | 100 | 100 | 100 |
| Gravedad Específica | adim. | 0.74 | 0.74 | 0.74 |
| Cv Rated | adim. | 92.2 | --- | --- |

Como se puede apreciar en la tabla N° 4.22, el Cv requerido (92.2) es mayor en un 25% al Cv de la válvula actual (74) (Ver Anexo 2). La evaluación de la válvula con los datos del nuevo “trim” indicó que el Cv se incrementa a 114, por tanto al reemplazarle el “trim” la válvula tendrá la capacidad para manejar el flujo en caso de un aumento de carga.

La válvula FV-206, que controla el reflujo a la torre 12-C-001, actualmente no se encuentra limitada. En caso de un aumento de carga a la unidad, la válvula tendría los siguientes parámetros:

Tabla N° 4.23: Parámetros de operación para la válvula de control FV-206

| | Unidades | Máximo Flujo | Flujo Normal | Mínimo Flujo |
|-------------------------------|----------|--------------|--------------|--------------|
| Flujo | lb/h | 431,789 | 392,535 | 196,268 |
| Presión de Entrada | psig | 99.2 | 103.2 | 119.6 |
| Presión de Salida | psig | 58.2 | 57.9 | 57 |
| Temperatura de Entrada | °F | 100 | 100 | 100 |
| Gravedad Específica | adim. | 0.74 | 0.74 | 0.74 |
| Cv Rated | adim. | 156.3 | --- | --- |

Comparando el Cv mostrado en la tabla N° 4.23 (156.3) con el Cv presentado en la hoja de especificaciones incluida en el anexo 3 (156.726), se observa que esta válvula es capaz de manejar la carga considerada en caso de un incremento de la alimentación a la planta.

4.4.5 Análisis hidráulico de tuberías.

Se determinó que con la carga base de 60,270 BPSD, la velocidad del fluido en la línea de 3", que se encuentra entre la descarga de la bomba de nafta P-002 y la entrada del intercambiador inter-etapas (E-006) del compresor (K-001), es de 9.37 ft/s, valor que se encuentra por encima del límite establecido por las normas GEMS para este tipo de sistema (5-7 ft/s para tuberías con diámetro menor o igual a 4"). Por lo que se recomienda realizar una evaluación de espesores y el cambio de diámetro de esta línea para evitar futuros problemas de corrosión y erosión.

En caso de incrementar la capacidad de la Unidad a 70,000 BPSD, la velocidad del fluido por esta línea será 10.73 ft/s, por lo que se propone evaluar la posibilidad del cambio del diámetro al nominal inmediatamente superior el cual es 4", con este nuevo diámetro la velocidad sería 6.2 ft/s, la cual se encuentra dentro del rango establecido. Se reemplazarán aproximadamente 256 pies de tubería, además de las distintas conexiones y accesorios que esta contiene (15 Codos de 90°, 1 Codo de 45°, Placa de Orificio (12-FE-345), 2 Válvulas de Compuerta, Válvula de control 12-FV-345, entre otros).

El sistema de tuberías del producto LCGO, posee diámetros de 8" y 12", para este sistema las velocidades se encuentran entre 3-7 ft/s (Ver Anexo 4), por lo que las velocidades del fluido en los diversos tramos de tubería se encuentran dentro de los límites establecidos por los normas GEMS (máx. 7 ft/s), por lo que el sistema no presenta limitación hidráulica para el incremento en la capacidad de la planta planteado.

4.4.6 Ciclo de los tambores de coque (V-001/002/003/004)

El proceso de Coquificación Retardada es semi-continuo, ya que aun cuando el flujo a través de los hornos (H-001/002) es continuo, la corriente de salida de cada uno de estos hornos se alterna entre dos pares de tambores de coquificación V-001/002 y V-003/004, pertenecientes a cada tren.

En una operación normal, uno de los tambores de cada tren se encuentra en línea (activo), mientras que el otro está siendo despojado con vapor, enfriado, descoquificado, probado para verificar su hermeticidad y pre-calentado. Los vapores del tope del tambor activo se envían hacia la columna de fraccionamiento (12-C-001); por consiguiente, el flujo hacia la fraccionadora es continuo, pero presenta variaciones de flujo dependiendo de la etapa del ciclo de coquificación / descoquificación en el que se encuentre cada tambor.

El proceso de cambio o reactivación de un tambor de coquificación activo, una vez que este se ha llenado con coque y pasa a la fase de enfriamiento, descoquificación, vaciado y reacondicionamiento, dura unas 18 hrs, tiempo durante el cual el otro tambor (tambor activo) está en etapa de llenado (coquificación).

En caso de incrementar la carga a la Unidad de Coquificación Retardada a 70,000 BPSD, se manejarían cerca de 9.7 MBPSD, por cada paso de los hornos de los tambores de coquificación (H-001/002) tomando en cuenta un reciclo de 10 %v. Los tambores de coque V-001/002/003/004 operarían en ciclos de 16 hrs, para una producción total 5,700 TM/día de coque, vs. 3,665 TM/día que es la producción actual. Por lo que se concluye que se requiere disminuir el tiempo de los ciclos de los tambores de coque de 18 hrs a 16 hrs y verificar la capacidad del patio de almacenamiento y manejo de coque debido a que se generara una mayor producción del mismo.

4.5 Identificación y propuesta de acciones / soluciones.

Como se indicó en la sección anterior, de la evaluación de los equipos y sistemas considerados en este estudio, sólo se encontraron limitaciones en la columna de absorción con amina 18-C-005 y la línea de 3" que se encuentra aguas abajo de la descarga de la bomba de nafta P-002.

En virtud de lo antes señalado, se propone el reemplazo de los internos de la columna de absorción con amina 18-C-005, por empaques para evitar problemas de inundación y tener una mayor eficiencia y capacidad. Para el caso de la línea de 3", se propone el reemplazo por una de mayor diámetro. Evaluando el sistema se determino que debería reemplazarse por una tubería de 4", debido a que se generan velocidades dentro de los límites establecidos por las normas GEMS.

En general aparte de las dos limitaciones ya mencionadas, se considera que es técnicamente factible el aumento de capacidad en el Área de Coquificación Retardada de 62,000 BPSD a 70,000 BPSD. Debido que la mayoría de los equipos y sistemas poseen suficiente capacidad.

CAPITULO V

CONCLUSIONES

- El incremento de carga en el Área de Coquificación Retardada de 62,000 BPSD a 70,000 BPSD, es técnicamente factible, y requerirá de pocas modificaciones menores en la unidad.
- El modelo de simulación integrado de la sección de fraccionamiento de la Unidad de Coquificación Retardada y la Unidad de Recuperación de Gas reproduce satisfactoriamente los parámetros considerados en las corrientes asociadas a las columnas (temperatura, flujo y gravedad API).
- La columna de fraccionamiento 12-C-001 y las columnas 18-C-001, 18-C-002, 18-C-003, 18-C-004 pertenecientes a la Unidad de Recuperación de Gas, no presentarán limitaciones operacionales en caso de un incremento de carga a la Unidad de Coquificación a 70,000 BPSD.
- La columna de absorción con amina 18-C-005 presenta problemas de inundación en sus platos al incrementar la carga de la unidad a 70 MBPSD.
- La bomba de nafta P-002 posee la capacidad apropiada para manejar en forma adecuada un incremento de flujo de nafta producto del aumento de carga a la unidad.
- Los enfriadores por aire EA-001 A-H e intercambiadores E-001 A/B, del tope de la columna de fraccionamiento 12-C-001, no presentan limitaciones operacionales.
- Tanto la válvula de control de flujo FV-206, como la válvula de control FV-345 con un nuevo “trim” no presentan limitaciones hidráulicas.

CAPITULO V. Conclusiones

- La línea de 3" aguas abajo de la descarga de la bomba de nafta P-002 presenta altas velocidades de flujo (10.73 ft/s), por lo cual deberá ser reemplazada por una de 4" de diámetro.
- Los tambores de coque V-001/002/003/004 operarían en ciclos de 16 hrs en lugar de 18 hrs, para una producción total 5,700 TM/día de coque, en caso de incrementar la carga a la unidad.

CAPITULO VI

RECOMENDACIONES

- Realizar una evaluación hidráulica rigurosa de la columna de fraccionamiento 12-C-001, debido a que los resultados de la simulación en Sultray (Ver Anexo 7) arrojaron que el líquido de los vertederos de los platos del N° 5 al N° 11 se encuentran por debajo de límite permisible (< 1 gpm/in).
- Realizar una evaluación hidráulica rigurosa a la columna de absorción de amina 18-C-005, para evaluar la posibilidad del cambio de sus internos debido a problemas de inundación y arrastre.
- Realizar una evaluación de espesores y evaluar la posibilidad del cambio de la línea de 3" ubicada aguas abajo de la descarga de la bomba de nafta (12-P-002) por otra de 4", debido a que el fluido presenta alta velocidad con una carga a la unidad de 60,270 BPSD, de allí que con una carga mayor se pudieran generar problemas de corrosión y erosión debido a las altas velocidades del fluido.
- Establecer si es factible manejar el incremento de coque tanto desde el punto de vista de la capacidad del patio de almacenamiento como del sistema de manejo y transporte de coque en caso de aumentar la carga a la unidad a 70,000 BPSD.
- Evaluar los equipos y sistemas restantes del Área de Coquificación Retardada: sistema de compresión, circuito del pumparound del HCGO, bomba de carga, hornos, etc, de manera de garantizar la factibilidad de aumentar la capacidad de la planta.

CAPITULO VII

BIBLIOGRAFÍA

- 1) Aspen Technologies. (2003). *Aspen Process Explorer, Infoplus.21 Foundation Course*. USA.
- 2) Azcona, J. *Origen y Composición del Petróleo* [Resumen en línea]. Disponible: <http://www.monografias.com/trabajos11/cuadun/cuadun.shtml> [Consultado: 2006, julio 12].
- 3) Barberii, E. (1982). *El Pozo Ilustrado*. Programa de educación petrolera. Ediciones Lagoven S. A.
- 4) Carrillo, J. *Determinación de la Gravedad API y Densidad*. [Resumen en línea]. Disponible: <http://www.monografias.com/trabajos37/graveadad-api-densidad/graveadad-api-densidad.shtml> [Consultado: 2007, enero 10]
- 5) Corripio, A. (2002). *Control Automático de Procesos*. México. Limusa
- 6) Fernández Q., Alis C. (2004). *Evaluación de la columna de destilación al vacío de la Unidad de Desalación de Crudo/ Destilación al Vacío de un complejo de mejoramiento de crudo*. Trabajo Especial de Grado. Inédito. Universidad de Oriente, Barcelona.
- 7) Gary, J y Handwerk G. (1980). *Refino de Petróleo*. Barcelona. Editorial Reverté.
- 8) Geankoplis, C. (1998). *Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias*. Tercera Edición. México. Editorial CECSA.

CAPITULO VII. Bibliografía

- 9) General Equipment and Material Specifications (GEMS). (1996). GEMS K-11D4. *Design of Control Valves*. USA.
- 10) Henley, E. (1990). *Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química*. México. Editorial Reverté, S.A.
- 11) Incaugarat, M. *Hidrocarburos “El Petróleo”* [Resumen en línea]. Disponible: <http://www.monografias.com/trabajos10/petro/petro.shtml> [Consultado: 2006, julio 12].
- 12) Instituto Mexicano del Petróleo. *Acerca del Petróleo*. [Artículo en línea]. Disponible: <http://www.imp.mx/petroleo/composicion.htm> [Consultado: 2007, enero 10]
- 13) (2005) *Invensys SIMSCI-ESSCOR*. [Productos en línea]. Disponible: <http://www.simsci-esscor.com/us/eng/products/productlist/default.htm> [Consulta: 2006, julio 12]
- 14) Kister, H. (1990). *Distillation Operation*. Estados Unidos. McGraw-Hill.
- 15) Kister, H. (1992). *Distillation –Design-*. Estados Unidos. McGraw-Hill.
- 16) Mommer, B. (2004). *El Mito de la Orimulsión* [Libro en línea]. Ministerio de Energía y Minas: Fondo Editorial Darío Ramírez. Disponible: http://www.soberania.org/Articulos/articulos_1172.htm [Consulta: 2006, julio 12].
- 17) Norton Chemical Process Products Corporation. (2000). *Packed tower Design Program V1.01*. USA.

CAPITULO VII. Bibliografía

- 18) Perry, R. (1992). *Manual del Ingeniero Químico*. 6^{ta} edición. México. McGraw-Hill.
- 19) Petrolera Ameriven, S.A. (2004). *Diseño Básico de Procesos. Válvulas de Control*. Anzoátegui: Castillo, M.
- 20) Petrolera Ameriven, S.A. (2002). *Información básica de los procesos del Mejorador Petrolera Ameriven*. Barcelona: Alfonso, J. y otros.
- 21) Petrolera Ameriven, S.A. (2002). *Manual de la Unidad de Coquificación Retardada (unidad 12)*. Barcelona.
- 22) Petrolera Ameriven, S.A. (2002). *Manual de la Unidad de Planta de Gas (unidad 18)*. Barcelona.
- 23) Petrolera Ameriven, S.A. (2002). *Resumen del Proyecto Hamaca*. Barcelona.
- 24) Petrozuata. Departamento de Asuntos Públicos. (2001). *La Faja del Orinoco y sus productos, N° 4*. Barcelona.
- 25) Rincón, D. *Absorción*. [Resumen en línea]. Disponible: http://pdf.rincondelvago/absorcion_1.html [Consultado: 2007, febrero 08]
- 26) Soto P., Marianid. (2006). *Evaluación de la capacidad de procesamiento de una Unidad de Soporte de Hidroprocesos*. Trabajo Especial de Grado. Inédito. Universidad del Zulia, Maracaibo.
- 27) Todo Ambiente. *Tratamiento de Efluentes* [Artículo en línea]. Disponible: <http://www.ubp.edu.ar/todoambiente/empresasyambientes/Industrias.htm> [Consulta: 2006, julio 12]

CAPITULO VII. Bibliografía

- 28) Treybal, R. *Operaciones de Transferencia de Masa*. Segunda Edición. México. Editorial McGraw-Hill.
- 29) Warren, L. (1991). *Operaciones Unitarias en Ingeniería Química*. Cuarta Edición. España. Editorial McGraw-Hill.
- 30) Wikipedia. La Enciclopedia Libre. Petróleo. [Artículo en línea]. Disponible: <http://es.wikipedia.org/wiki/Petr%C3%B3leo> [Consultado: 2007, enero 10]

CAPITULO VIII. APÉNDICES

[APÉNDICE N° 1]

ASOCIACIONES ESTRATÉGICAS EN LA FAJA DEL ORINOCO

La Faja Petrolífera del Orinoco (Ver Figura N° A1.1), se considera única en el mundo por sus cuantiosos recursos. Venezuela posee entre 100 y 270 millardos de barriles de reservas recuperables de crudo extrapesado, las cuales se encuentran fundamentalmente en esa zona. Por ello, PDVSA se unió con tecnología y capital a diferentes empresas petroleras multinacionales para explotar estas reservas. Estas asociaciones estratégicas tienen como propósito fundamental, mejorar el petróleo extrapesado con una gravedad de 8 a 9 °API hasta un crudo sintético con una gravedad entre 16.5 y 32 °API. [23]



Figura N° A1.1: Ubicación de la Faja Petrolífera del Orinoco

Para 1,999 en el país se habían establecido cuatro asociaciones estratégicas concebidas para el aprovechamiento de las reservas de la Faja del Orinoco:

- (a) **Petrozuata.** Es una asociación entre PDVSA (49,9%) y Conoco (50,1%), actualmente Conoco Phillips, para la explotación de recursos en el área de Zuata.
- (b) **Cerro Negro.** En esta asociación participan las empresas Exxon-Mobil (41,67%) y Veba Oel (16,67%) junto a PDVSA (41,67%), con actividades en el área de Cerro Negro.
- (c) **Sincor.** Sincrudos de Oriente, Sincor, es una asociación entre las empresas Total Fina Elf (47%), Statoil (15%) y PDVSA (38%), ubicada en el área de Zuata.
- (d) **Hamaca.** Es operada por Petrolera Ameriven. Participa PDVSA (30%) junto a Conoco (40%), actualmente Conoco Phillips, y Chevron-Texaco (30%), que extrae crudo del área de Hamaca.

Las plantas de mejoramiento de crudo de estas cuatro asociaciones estratégicas se encuentran ubicadas en el Complejo Industrial, Petroquímico y Petrolero de Jose, General José Antonio Anzoátegui, situado en Jose, punto geográfico en la costa centro norte del estado Anzoátegui, que se conoce comúnmente como Complejo Industrial Jose.^[24]



Figura N° A1.2: Complejo Industrial Jose

[APÉNDICE N° 2]

PETROLERA AMERIVEN S.A.

Es una de las operadoras de las cuatro asociaciones estratégicas que formó PDVSA para la explotación del crudo extra-pesado de la Faja del Orinoco. En esta sociedad participan PDVSA (30%), Conoco Phillips (40%) y Texaco (30%). Esta asociación es también conocida como proyecto Hamaca, porque así se llama el área de la Faja donde están ubicados los yacimientos adjudicados a esta empresa.

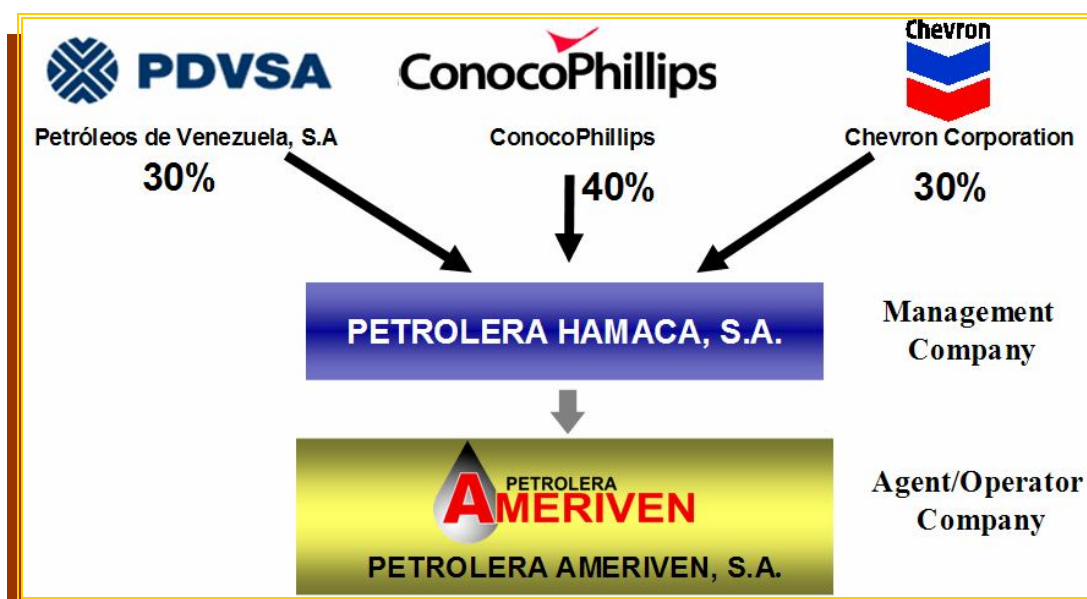


Figura N° A2.1: Estructura constitutiva de la asociación estratégica

La firma del convenio de asociación se efectuó en julio de 1997 e inmediatamente arrancó la fase de ingeniería básica. En mayo de 1998 se comenzó con la sísmica tridimensional y a mediados del año 1999 la empresa comenzó con la licitación de los paquetes de ingeniería, procura y construcción, proceso que concluyó en agosto de 2000 con la adjudicación del mismo al consorcio liderado por Fluor Daniel y la empresa venezolana Inelectra. La “producción temprana” se inició en

2002, y el mejoramiento se comenzó en el último trimestre de 2004. El crudo extrapesado es tratado bajo procesos químicos que mejoran el crudo Hamaca proveniente de la Faja Petrolífera del Orinoco y es transportado por el terminal de almacenamiento y embarque de crudo en Jose (TAEJ), estado Anzoátegui, a través del puerto de despacho hacia las refinерías en el exterior. Las actividades propuestas están pautadas para desarrollarse en un período de 35 años con una inversión cercana a los 4 mil millones de dólares.

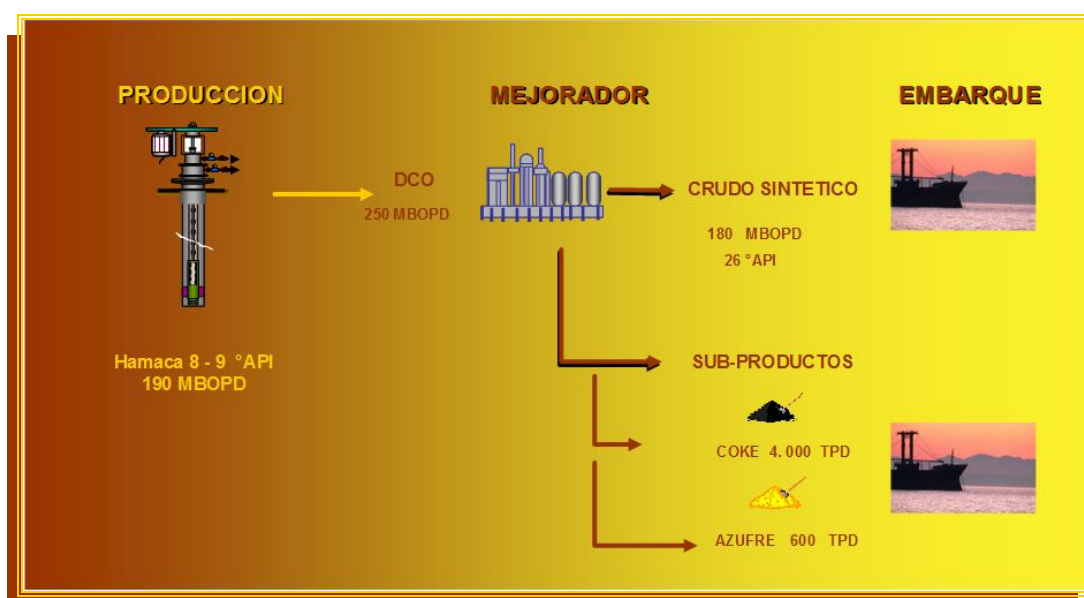


Figura N° A2.2: Producción, mejoramiento y embarque

El Mejorador de Crudo Hamaca de Petrolera Ameriven, procesa la mezcla de 190 MBDO de crudo extrapesado de 8.5 °API, diluido con 58 MBDO de nafta de 47 °API, para una carga total de crudo diluido de 248 MBDO de 16 °API. El crudo diluido contiene los siguientes contaminantes: 3.16% de azufre (S), 1,244 ppmp de Nitrógeno básico (N-), 4,577 ppmp de Nitrógeno Total, 63 ppmp de níquel (Ni) y 249 ppmp de vanadio (V). Al final del proceso se obtiene 180 MBDO de Crudo Sintético de 26 °API, al cual se le ha mejorado considerablemente su calidad, con un menor contenido de contaminantes: 1.6 %p S, 2,700 ppmp de N, 49 ppmp de Ni y 171 ppmp de V, de mayor valor comercial en los mercados internacionales^[20]. De esa forma se

obtiene un crudo cuyas características corresponden a las de un crudo mediano, por eso se habla de producción de crudo mediano sintético a partir de crudo extrapesado.^[23]

A.2.1 Facilidades de Petrolera Ameriven

Petrolera Ameriven extrae crudo extrapesado del campo Hamaca de la Faja Petrolífera del Orinoco en el este de Venezuela, aproximadamente, a 200 Km al sur de la Costa del Caribe. El crudo extrapesado es diluido con nafta pesada, para reducir su densidad y viscosidad, y así realizar su bombeo al Mejorador. Se utilizan bombas multifásicas para bombear la producción del pozo a la estación central COB (Centro de Operaciones Bare), donde se separa el gas y el agua del crudo. Las bombas multifásicas son necesarias debido a que el crudo esta compuesto por tres fases: dos fases líquidas (crudo y agua) y una fase gaseosa (gas). El gas asociado es separado, comprimido y enviado a una estación de flujo central para su desulfuración y secado. Luego, el gas natural se entrega a PDVSA Gas.

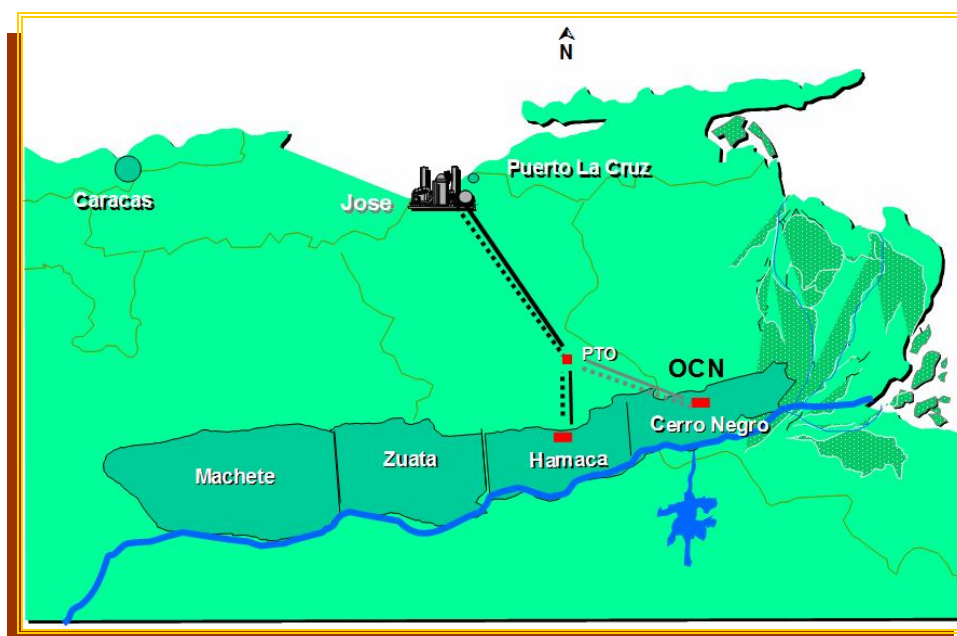


Figura N° A2.3: Ubicación geográfica de la extracción, transporte y mejoramiento de crudo

En la estación central de producción (COB), también, se realiza la remoción de agua, y, posteriormente, se envía el crudo diluido a almacenaje intermedio PTO (Patio de Tanque Oficina). Desde aquí el crudo diluido es bombeado al Mejorador por lotes, a través del sistema de tuberías: éste último es compartido con Cerro Negro. Del mismo modo, la nafta diluyente es bombeada por lotes a través de una tubería separada paralela, compartida con Cerro Negro, de regreso hacia el Campo de Producción.^[20]

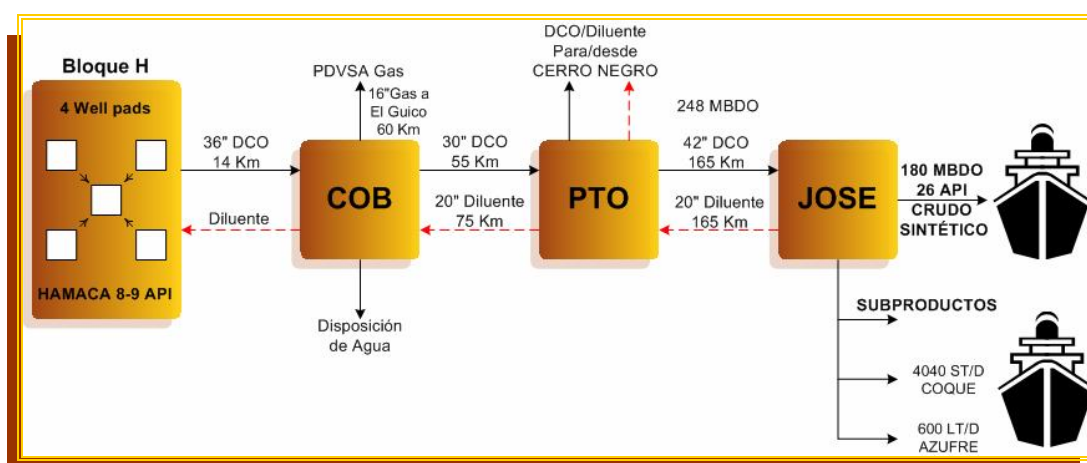


Figura N° A2.4: Facilidades de Petrolera Ameriven

A.2.2 Unidades de proceso

El complejo de mejoramiento consiste en un conjunto de unidades de proceso, con un esquema de procesamiento de conversión profunda, basado en la tecnología de coquificación retardada e hidroprocesamiento, que permite mejorar la calidad del crudo de Hamaca en 26 °API. El Complejo de Mejoramiento incluye las siguientes unidades de procesamiento^[23]:

A.2.2.1 Unidad de Crudo (unidad 10)

El crudo diluido es desalado y calentado antes de fraccionarse en las torres atmosféricas y de vacío. La Unidad de Crudo (unidad 10) separa la alimentación en los siguientes productos:

- (a) Nafta diluyente para reciclarse al campo de producción.
- (b) Destilado combinado, una mezcla de destilados atmosféricos livianos y pesados, gasóleo ligero de vacío y nafta de purga, para ser alimentadas a la Hidrotratadora de Aceite Liviano (unidad 14).
- (c) Gasóleo mediano de vacío (MVGO) para ser mezclado con el crudo comercial.
- (d) Gasóleo pesado de vacío (HVGO) para ser alimentado al Hidrocraqueador de Gasóleo (unidad 16)
- (e) Residuos calientes de vacío para ser alimentados a la Unidad de Coquificación Retardada (unidad 12)
- (f) Residuos fríos de vacío, reducidos con MVGO y exportado para mezcla directa con el crudo comercial.

A.2.2.2 Unidad de Coquificación Retardada (unidad 12) y Unidad de Carga de Coque (unidad 68)

La Unidad de Coquificación Retardada (DCU, Unidad 12) está diseñada para procesar 62,000 BPSD de residuos de vacío de 1,000 °F⁺. La Unidad de Coquificación Retardada está diseñada con base en la merma selectiva de coquificación retardada de Foster Wheeler. El residuo de vacío se calienta y desintegra térmicamente para producir los siguientes productos:

- (a) Gasóleo liviano del coquificador (LCGO) que se alimenta a la Hidrotratadora de Aceite Liviano (unidad 14).

- (b) Gasóleo pesado del coquificador (HCGO) que se alimenta al Hidrocraqueador de Gasóleo (unidad 16).
- (c) Nafta y otros productos livianos reciben procesamiento adicional en la Planta de Gas (unidad 18).
- (d) Se remueven aproximadamente 4,040 toneladas de coque por día, el cual se tritura y exporta (unidad 68) a la terminal de materiales a granel para su venta y exportación. Esta instalación es operada por Petrozuata.

A.2.2.3 Planta Gas (unidad 18)

El gas y la nafta inestable provenientes de la Unidad de Coquificación Retardada, se alimentan a la Planta de Gas (unidad 18); éstos se separan en los flujos siguientes:

- (a) Nafta del coquificador, flujo de C₄-350 °F, para alimentarse a la Hidrotratadora de Aceite Liviano (unidad 14).
- (b) Fracciones ligeras del descoquificador, flujo de C₃⁺, para alimentarse a la Hidrotratadora de Aceite Liviano (unidad 14).
- (c) Gas residual (C₁- C₃), para ser tratado con aminas y exportado al Sistema de Gas Combustible del Mejorador.

A.2.2.4 Hidroprocesamiento

El hidroprocesamiento remueve el azufre y el nitrógeno de los flujos de nafta, de destilado y de gasóleo, y mejora las propiedades de combustión del destilado. Adicionalmente, en una operación de mayor severidad, los hidrocarburos de moléculas grandes se desintegran catalíticamente en moléculas más pequeñas. El hidroprocesamiento consta de las siguientes tres unidades:

A.2.2.4.1 Hidrotratadora de Aceite Liviano (LOH, unidad 14)

Ésta unidad está diseñada para procesar 55,000 BPD de destilados combinados proveniente de la Unidad de Crudo (unidad 10), LCGO de la Unidad de Coquificación Retardada (unidad 12), nafta de coquificación y fracciones ligeras de la Planta de Gas (unidad 18). El objetivo de la LOH es aumentar al máximo la producción de C₅-680°F (rango completo de nafta, queroseno y diesel), mientras se reduce al mínimo la producción de gas combustible.

A.2.2.4.2 Hidrocraqueador de Gasóleo (GOH, unidad 16)

La unidad está diseñada para procesar 600,000 BPDO de gasóleo pesado de vacío (HVGO) de la Unidad de Crudo (unidad 10) y gasóleo pesado (HCGO) de la Unidad de Coquificación Retardada (unidad 12).

El objetivo de la GOH es aumentar al máximo la producción de C₅-680°F (rango completo de nafta, queroseno y diesel), mientras se minimiza la producción de gas combustible.

A.2.2.4.3 Unidad de Soporte de Hidroprocesamiento (HSU, unidad 15)

El HSU es una unidad de soporte común para la LOH y la GOH. Está diseñada para procesar productos líquidos y gas expandido de los tambores flash relativamente fríos, de baja presión, de la LOH y la GOH.

Los productos de la Unidad de Soporte de Hidroprocesamiento incluyen crudo comercial y compuesto de nafta diluida. Una parte de nafta pesada producida en la unidad, se utiliza para suplir la corriente de diluyente en circulación. El sobrante de nafta es mezclado con el crudo comercial. Se utiliza el mezclado en línea para

mezclar el residuo de vacío y el MVGO, con el crudo comercial. El hidrógeno para el hidroprocesamiento es suministrado por la Unidad de Producción de Hidrógeno (unidad 22). El hidrógeno se comprime en la HSU para su distribución a las unidades de LOH y GOH.

A.2.2.5 Unidades de Soporte de Hidroprocesamiento

A.2.2.5.1 Unidad de Producción de Hidrógeno (unidad 22)

El hidrógeno para las instalaciones de hidroprocesamiento se produce en la Unidad de Producción de Hidrógeno (unidad 22), la cual consta de dos reformadores paralelos de metano con vapor (SMR). El hidrógeno crudo proveniente del SMR es tratado en la unidad de adsorción a presión (PSA) para obtener la pureza requerida de hidrógeno.

Las unidades de PSA de igual forma tratan el hidrógeno recuperado de los gases producidos en la Unidad de Soporte de Hidroprocesamiento (unidad 15). Los SMR además del hidrógeno, también producen vapor sobrecalentado a alta presión para usos en la Planta y el proceso.

A.2.2.5.2 Regeneración de Amina (unidad 24)

Varias operaciones dentro del proceso, producen ácido sulfhídrico (H_2S), el cual debe removerse para cumplir con las reglamentaciones ambientales y los requerimientos del proceso. El tratamiento con amina se utiliza para remover el H_2S .

Los absorbedores de Amina se localizan en la Hidrotratadora de Aceite Liviano (unidad 14), en la Unidad de Soporte de Hidroprocesamiento (unidad 15), (incluyendo contactores de GLP), en el Hidrocraqueador de Gasóleo (unidad 16), en la Unidad de la Planta de Gas (unidad 18) y por último, en la Unidad de Tratamiento

de Gas de Cola (unidad 30). La Unidad de Regeneración de Amina (unidad 24) suministra amina pobre (solución al 45 p% MDEA) a todos los absorbedores de amina. La amina rica se devuelve a la Unidad de Regeneración de Amina, para su regeneración mediante el despojamiento del H₂S.

A.2.2.5.3 Despojador de Agua Agria (unidad 26)

Agua agria es el agua que contiene ácido sulfhídrico (H₂S) y amoníaco (NH₃) que se produce en varias de las unidades de proceso. El H₂S y el NH₃ deben ser separados del agua para que ésta se pueda reutilizar, o pueda ser descartada a una planta de tratamiento de aguas residuales (WWTP). El agua agria se divide en dos flujos, agua fenólica y en agua no fenólica (por ejemplo, con o sin fenoles y cianuros) y procesada en unidades separadas. El gas de desecho rico en H₂S / NH₃ se alimenta a las Unidades de Recuperación de Azufre y a la Unidad de Tratamiento de Gas de Cola.

A.2.2.5.4 Unidad de Recuperación de Azufre (SRU, Unidad 28) y Unidad de Gas de Cola (TGU, Unidad 30)

La Unidad de Recuperación de Azufre está diseñada para procesar flujos de gas ácido provenientes de la Unidad de Regeneración de Amina (unidad 24) y de la Unidad de Procesamiento de Agua Agria (unidad 26). La SRU y la TGU recuperan 99.9 %p de azufre, procedente de los flujos de alimentación de gas ácido, incinerando todo el amoníaco y oxidando cualquier remanente de compuesto de azufre antes de ser descargado a la atmósfera. La emisión de SO₂ del TGU se limita a un máximo de 250 ppmv. La Unidad de Recuperación de Azufre utiliza tres trenes paralelos de reacción Claus para recuperar 600 toneladas largas por día (TLPD) de azufre elemental. El TGU consta de una unidad SCOT de 100% de capacidad.

A.2.2.5.5 Unidad de Granulación de Azufre (unidad 32) y Unidad de Carga de Azufre (unidad 64)

El azufre líquido es alimentado a la Unidad de Granulación de Azufre (unidad 32), basado en el proceso rotativo Sandvik para producir esferas sólidas de azufre. Las esferas de azufre se almacenan en tolvas, cargadas en camiones y transportadas a la Terminal de materiales a granel dirigido por Petrozuata para su exportación.

A.2.2.6 Servicios Industriales

Las operaciones del Mejorador de Petrolera Ameriven están soportadas por los siguientes sistemas auxiliares:

A.2.2.6.1 Sistema de Gas Combustible (unidad 45)

El sistema de gas combustible, se divide en diferentes subsistemas:

- (a) Recolección de gas de refinación y distribución de gas combustible.
- (b) Distribución de gas natural de baja presión a la Unidad de Recuperación de Azufre; para ser utilizado en los quemadores pilotos de hornos y mechurrios.

El gas de refinación se produce en la Unidad de Coquificación Retardada (unidad 12) y en la Unidad de Hidroprocesamiento (unidad 14, 15 y 16). Este gas se trata con amina para reducir el contenido de azufre a menos de 160 ppmv. Este gas de refinación, se mezcla con gas natural importado y se suministra a los usuarios dentro del proceso como gas combustible. El gas natural se suministra por Servigas, por medio de un sistema de tuberías a presión.

A.2.2.6.2 Sistema de Generación y Distribución de Vapor (unidad 41)

El vapor se produce para uso interno de la planta mediante calderas convencionales de vapor y recuperación de calor de varios flujos de proceso. El vapor se genera a tres niveles de presión:

- (a) Flujo sobrecalentado de presión alta (600 psig)
- (b) Flujo saturado de presión media (150 psig)
- (c) Flujo saturado de presión baja (50 psig)

El Sistema de Generación y Distribución de Vapor (unidad 41) consta de dos calderas de flujo de alta presión y las estaciones de mediana y baja presión. Durante la operación normal, la producción de vapor la efectúa principalmente la Unidad de Producción de Hidrógeno (unidad 22), la Unidad de Coquificación Retardada (unidad 12) y la Unidad de Recuperación de Azufre (unidad 28). Las calderas de flujo operan en modo de espera en caliente.

A.2.2.6.3 Sistema de Osmosis Inversa (unidad 42)

El Sistema de Ósmosis Inversa (RO, Unidad 42) produce agua desmineralizada para la generación de vapor. Este sistema (RO), se basa en suavizantes de zeolita de sodio seguida por el sistema de membrana de RO.

A.2.2.6.4 Agua de Alimentación de Calderas y Recuperación de Condensados (unidad 43)

El Sistema de Recuperación de Condensados incluye la recolección de condensados y el tratamiento de los condensados recuperados, para su reutilización en el Sistema de agua de alimentación de calderas. El condensado recuperado se

combina con agua desmineralizada y se trata en un desareador de aire, para producir agua de alimentación de calderas (BFW).

A.2.2.6.5 Sistema de Agua de Enfriamiento (unidad 47)

El Sistema de Agua de Enfriamiento (unidad 47) es un sistema de ciclo cerrado de recirculación de agua, diseñado para cumplir con los requisitos de enfriamiento de todos los usuarios. Este sistema consta de una torre de flujo contracorriente y enfriamiento de celdas múltiples, un depósito, bombas múltiples, un sistema de adición de químicos, filtros y tuberías de distribución.

A.2.2.6.6 Sistema de Aire de Instrumentos y de Planta (unidad 46)

Los Sistemas de Aire de Instrumentos y de Planta (unidad 46) se usan para el mantenimiento, y para señales de control y activación de válvulas, respectivamente. El aire de instrumentos está libre de aceite y se seca al punto de rocío de 45 °F.

A.2.2.6.7 Sistema de Agua Potable y de Servicios (unidad 44)

Los Sistemas de Agua Potable y de Agua de Servicio (unidad 44) reciben agua cruda clarificada del condominio. El agua cruda clara se clora y almacena para ser distribuida en el Mejorador. Una parte del agua de servicio se exporta a tratamiento para uso como agua potable en instalaciones sanitarias, duchas de seguridad y en estaciones de lavado de ojos.

A.2.2.6.8 Sistema de Gas Inerte (unidad 48)

El Sistema de Gas Inerte (unidad 48) consta de una tubería primaria de suministro de nitrógeno gaseoso proveniente de afuera del Área de Proceso y de una

instalación arrendada, como respaldo, para suministrar nitrógeno 99⁺% puro. Esta instalación consta de un tanque criogénico de almacenamiento de nitrógeno líquido, vaporizadores y tubería de distribución para los usuarios del Mejorador.

A.2.2.7 Instalaciones Externas

A.2.2.7.1 Patio de Tanques (unidad 61)

El Patio de Tanques (unidad 61) incluye unidades para suministro de crudo diluido, productos intermedios y producto crudo comercial. El almacenamiento apoya las operaciones de arranque, normales y parada de las instalaciones de la Planta de Mejoramiento durante los periodos de mantenimiento de la misma hasta un máximo de 30 días.

A.2.2.7.2 Sistema de Alivio (unidad 57)

El Sistema de Alivio (unidad 57) consta de tres sistemas separados: dos mechurrios de hidrocarburos (alta y baja presión) y un mechurrio de gas ácido. Los mechurrios de hidrocarburo están diseñados para manipular las cargas máximas de alivio, provenientes de los equipos de proceso de alta y baja presión. Los mechurrios de hidrocarburo están provistos de inyectores de vapor para evitar el humo. Los cabezales de los mechurrios de baja presión (Low Pressure, LP) y alta presión (High Pressure, HP), están provistos de una línea de interconexión que permite la operación del Mejorador a una producción mínima, cuando el quemador de uno de los mechurrios está siendo reparado.

El mechurrio de gas ácido está diseñado para manipular el alivio del gas ácido de la Unidad de Regeneración de Amina (unidad 24), del Despojador de Agua Agria (unidad 26), de la Unidad de Recuperación de Azufre (unidad 28) y de la Unidad de Gas de Cola (unidad 30).

A.2.2.7.3 Sistema de Aceite de Desecho (unidad 63)

El Sistema de Aceite de Desecho (unidad 63) está diseñado para recolectar los contenidos y escurrimientos de los equipos retirados de servicio para mantenimiento, ya sea durante la operación normal o durante las paradas de las unidades. El Sistema de Aceite de Desecho consta de dos cabezales separados de recolección, uno para desechos de aceite liviano y otro para desechos de aceite pesado. El cabezal de desecho de aceite liviano recolecta los desechos livianos, fríos y acuosos, mientras el cabezal de desecho de aceite pesado recoge los materiales calientes y pesados. El aceite recolectado se transfiere a la Unidad de Crudo (unidad 10) o a la Unidad de Coquificación Retardada (unidad 12). El agua separada es tratada en el Despojador de Agua Agria (unidad 26).

A.2.2.7.4 Sistema de Aceite de Lavado (unidad 51)

El Sistema de Aceite de Lavado (unidad 51) suministra aceite de lavado para purgar/lavar instrumentos, tuberías y equipos en servicio para hidrocarburo de punto de escurrimiento alto. El gasóleo medio de vacío (MVGGO) se almacena y distribuye por toda la Planta para éste propósito.

A.2.2.7.5 Planta de Tratamiento de Aguas Residuales (WWTP, Unidad 65)

En las aguas residuales se incluye el agua de proceso, así como las aguas de lluvias que cae dentro de las instalaciones, ya que éstas pueden haberse contaminado de manera accidental. La Planta de Tratamiento de Aguas Residuales (unidad 65) está diseñada para tratar tres tipos de agua residuales:

- (a) Sistema de Alcantarillado de Aguas Aceitosas Accidental (AOS)
- (b) Sistema de Alcantarillado de Aguas Aceitosas (OWS)
- (c) Sistema de Demanda Alta de Oxígeno Biológico (BOD)

La WWTP también incluye una instalación para el tratado de desechos sanitario. El efluente tratado de la WWTP se desvía hacia el agua reciclada y cumple con las reglamentaciones de las normas ambientales.

A.2.2.7.6 Transferencia de Alimentación y Producto (unidad 90)

Todo el vapor de proceso y servicios, que entra o sale de la Planta de Mejoramiento, cuya custodia se transfiere hacia o desde una entidad fuera del Mejorador dentro del Condominio o de la Planta Petrolera Ameriven, se miden en la Unidad de Transferencia de Alimentación y Producto (unidad 90). Si el valor del vapor depende de su composición o calidad, entonces estos factores se miden también. Ejemplos de algunos productos que deben ser medidos son, crudo diluido de la Planta, nafta diluida que se retorna al flujo, crudo comercial, y servicios (gas natural, agua, electricidad, etc.) del Condominio. El azufre y el coque se pesan.

A.2.2.7.7 Generación de Energía de Emergencia (unidad 52)

El Sistema de Generación de Energía de Emergencia (unidad 52) consta de tres generadores accionados por motores diesel. Estas proporcionan energía eléctrica de emergencia a las cargas críticas en el Mejorador.^[23]

[APÉNDICE N° 3]***DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE COQUIFICACIÓN RETARDADA***

La Coquificación Retardada es un proceso térmico en el cual un material residual es calentado rápidamente en un horno, luego se envía a una zona de reacción (tambores de coque) bajo condiciones de temperatura y presión apropiadas, de manera que ocurra la conversión térmica a componentes livianos, medianos y coque. Los productos de la Unidad de Coquificación Retardada son gases de tope, nafta inestable, gasóleo liviano del coquificador, gasóleo pesado del coquificador y coque (Ver Figura N° 2.8).

En el proceso de coquificación retardada ocurren tres pasos:

- (a) La evaporación parcial y el craqueo leve de la carga o alimentación cuando pasa a través del horno.
- (b) El craqueo del vapor a medida que pasa a través del tambor.
- (c) El craqueo sucesivo y polimerización del líquido atrapado en el tambor hasta que se convierte tanto en vapor como en coque.

El flujo a través de los tubos de los hornos es continuo, mientras que el proceso de coquificación retardada es discontinuo (por ciclos o lotes). La corriente de alimentación se divide en dos tambores por cada par de tambores de coque en servicio de ciclo/lote. Un tambor de cada par se encuentra en línea y es llenado mientras el otro es despojado con vapor, enfriado, descoquificado, presurizado y precalentado. La corriente de los gases del tope de los tambores de coque en línea fluye al fraccionador, por lo tanto, el flujo al fraccionador es continuo con variación de caudales, dependiendo en cual paso del ciclo de coquización o descoquificación se encuentra cada tambor de coque. ^[21]

A continuación, con el fin de describir el proceso que toma lugar en la Unidad de Coquificación Retardada, esta se ha dividido en las siguientes secciones:

A.3.1 Sección de alimentación y carga del horno

La Unidad de Coquificación Retardada (DCU) tiene dos fuentes de alimentación, una alimentación fría desde el área de almacenamiento y una alimentación caliente desde el fondo de la torre de vacío en la Unidad de Crudo (Ver Figura N° A3.1).

La alimentación de residuo de vacío se suministra por el fondo del fraccionador (12-C-001), bajo la sección vertiente de la columna (zona de lavado), el reciclo de esta sección del fraccionador se combina con la alimentación fresca en el fondo de la torre. La alimentación combinada fluye a la succión de las bombas de carga de los hornos (12-P-001 A/B/C). Éstas son tres bombas a motor, cada una maneja un 50% del flujo, dos en operación y una de reserva, cuyos impulsores están equipados con trituradores de coque. El líquido se bombea a través de los hornos 1 (12-H-001) y 2 (12-H-002), donde se calienta rápidamente al nivel de temperatura deseado para la formación de coque en los tambores 12-V-001/002 y 12-V-003/004 (Ver Figura N° A3.2).

La alimentación al horno es controlada en cada paso. La carga entra por la sección de convección y sale por las cuatro cajas de la sección de radiación del horno, emergiendo de ahí a la temperatura deseada. Los controles de temperatura mantienen las temperaturas individuales de cada serpentín del horno, regulando el flujo de gas combustible a los quemadores en cada paso del horno. El vapor de alta presión es inyectado a la entrada de cada serpentín como sea requerido, especialmente durante la operación a menor capacidad de diseño, para mantener la velocidad de flujo y minimizar la formación de coque en el horno. Este vapor también es usado para el descostramiento en línea de los tubos del horno.

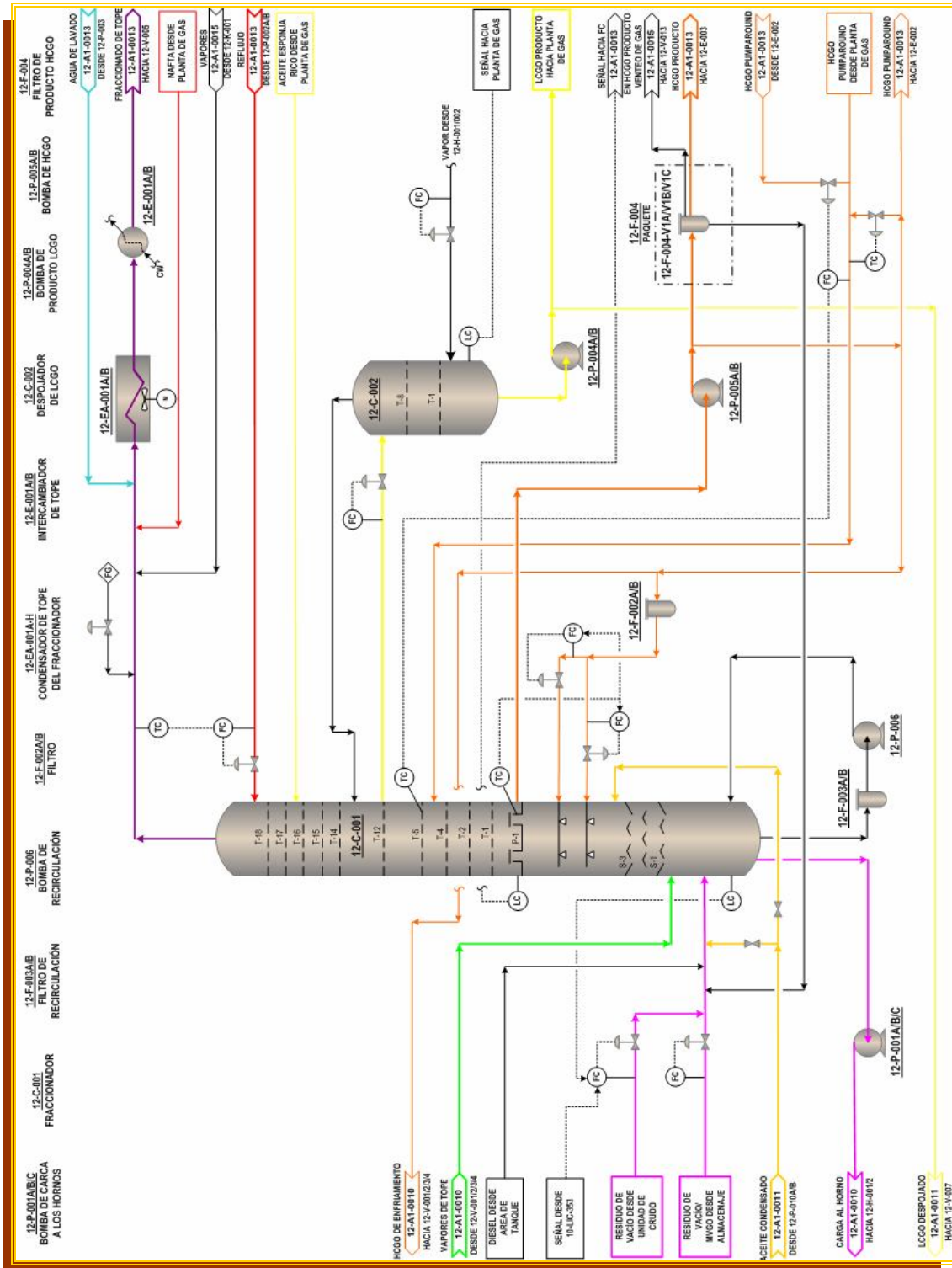


Figura N° A3.1: Diagrama de flujo de la sección de fraccionamiento (12-A1-0012)

Se tiene un tambor en la línea de succión de gas combustible (12-V-010) al horno para prevenir que cualquier condensado llegue a los quemadores y un tambor de descoquificación de aire-vapor (12-V-011) para permitir la descoquificación de los hornos fuera de servicio.

Cada horno tiene una sección con serpentín de super-calentamiento para calentar el vapor de media presión (MP), importado antes de ser usado como vapor de despojamiento en el despojador (12-C-002) de gas liviano de coquificación (LCGO). El equipo auxiliar para el serpentín de vapor de sobre-calentamiento incluye un silenciador de escape (12-SP-009) para el horno del coque 1, un silenciador de escape (12-SP-010) para el horno 2 y un separador de vapor despojador de MP (12-SP-011), común para ambos hornos.

A.3.2 Tambores de coque

La Unidad de Coquificación Retardada de Petrolera Ameriven tiene dos pares de tambores de coque (12-V-001/12-V-002 y 12-V-003/12-V-004), con un par para cada horno (12-V-001/12-V-002 recibe el efluente de 12-H-001 y 12-V-003/12-V-004 recibe el efluente de 12-H-002) (Ver Figura N° A3.2). Uno de cada par de tambores se encuentra en servicio mientras el otro se encontrará en fase de enfriamiento, descoquificación o precalentamiento.

Los efluentes del horno fluyen por la línea de transferencia y son enviados a través de la válvula de cambio (12-SP-005 o 12-SP-006) al fondo del tambor de coque, en la etapa de llenado. Bajo las condiciones apropiadas de presión, temperatura y tiempo, el líquido atrapado en el tambor es convertido en coque y vapores. Cuando un tambor está lleno, es puesto fuera de servicio y el efluente del horno va a través de la válvula de cambio de coque (12-SP-005 o 12-SP-006) al otro tambor de cada par. El llenado para cada tambor de coque tiene una duración de dieciocho horas y la descoquificación también tiene una duración de dieciocho horas,

por lo tanto, cada tambor pasa por un ciclo de treinta y seis horas. Debido al uso común del equipo de descoquificación, la operación de los dos pares de tambores de coque, está dispuesta en etapas de nueve horas.

Se dispone de un sistema de inyección antiespuma para evitar el desborde de espuma de los tambores de coque al fraccionador y permitir una mayor precisión en las lecturas de los detectores de nivel. El agente antiespuma se suministra a la Unidad de Coquificación Retardada por camión y se deposita en un tanque de almacenamiento de antiespuma (12-TK-002), desde donde se bombea a los tambores de coque en servicio de coquificación (12-V-001/002 o 12-V-003/004) por medio de la bomba de inyección antiespuma (12-P-014 A/B). El gasóleo pesado de coque (HCGO), es utilizado como agente de transporte de la antiespuma y se inyecta aguas abajo de la bomba de inyección. El gasóleo pesado de coque caliente (HCGO), es un aceite de lavado que recubre las paredes interiores de la tubería y se inyecta en la salida de los gases del tambor de coque como elemento de enfriamiento para prevenir la coquificación en la línea. El coque comienza a formarse si esa capa líquida se seca.

A.3.3 Fraccionamiento

El fraccionador (12-C-001) separa el producto del tope de los tambores de coque en gases, nafta de coque, gasóleo liviano de coque (LCGO) y gasóleo pesado de coque (HCGO) (Ver Figura N° A3.1). Los gases del tope del tambor de coque fluyen al fraccionador entrando por la sección vertiente, el vapor se “lava” por un reflujo inducido y una corriente de reciclaje interna generada por la condensación de los vapores menos volátiles. Una segunda corriente es usada para agitar las partículas de coque en el fondo del fraccionador, esta es bombeada por la bomba (12-P-006) después de remover las partículas en el filtro de recirculación (12-F-003-A/B). Los vapores ascienden a través de la sección de lavado donde el reflujo caliente lava de nuevo el coque atrapado y lo devuelve, condensando las moléculas pesadas. Los vapores lavados pasan hacia la sección de rectificación de la torre.

Sobre la sección de lavado del fraccionador (12-C-001), se retira un pumparound de producto HCGO. Esta corriente es tomada por la bomba (12-P-005 A/B) de donde una porción pasa a través del depurador de aceite de lavado (12-F-002 A/B) y regresa como reflujo caliente a la sección de lavado de la torre, una segunda corriente se usa para enfriar los gases que dejan los tambores de coque en servicio de coquificación, con el fin de minimizar la formación de coque en la línea de gas, una tercera porción, pasa a través del filtro del producto HCGO (12-F-004) y se usa para producir vapor de media presión en el generador de MP, (12-E-003), precalienta el agua de alimentación de caldera en el intercambiador de calor HCGO/BFW (12-E-004) y se envía directamente al Hidrocraqueador de Gasóleo (unidad 16) o para almacenamiento después de haberse enfriado en los ventiladores 12-EA-004 A-D. El pumparound restante de HCGO, produce vapor en el generador de vapor de media presión (MP) de HCGO (12-E-002A/B) y se envía a la Planta de Gas (unidad 18) para ser usado como medio de calentamiento para los re-hervidores, antes de regresar a la torre.

El gasóleo liviano de coque (LCGO), fluye por gravedad al despojador de LCGO (12-C-002). Los hidrocarburos livianos y el H₂S son despojados con vapor y devueltos al fraccionador. El producto LCGO despojado con un punto inicial verdadero de ebullición (TBP) de 250 °F y esencialmente libre de H₂S, se bombea por medio de la bomba del producto LCGO (12-P-004 A/B) a la Planta de Gas (unidad 18). Una fracción de esta corriente es reciclada desde la Planta de Gas (unidad 18), de regreso al fraccionador (12-C-001) como aceite de esponja rico, el resto es enviado a la Unidad de Hidrotratamiento de Aceites Livianos (unidad 14).

Los gases del tope del fraccionador pasan a través de los ventiladores (12-EA-001 A-H) y del enfriador (12-E-001 A/B), donde son parcialmente condensados antes de fluir al tambor del tope del fraccionador (12-V-005). El agua de lavado se inyecta intermitentemente a la entrada del condensador del tope en intervalos de seis meses para reducir probabilidad de incrustaciones y corrosión en el condensador. Los gases

son separados de los líquidos en el tambor de tope de la torre de fraccionamiento (12-V-005). El gas fluye al tambor de succión del compresor (12-V-013) y el hidrocarburo líquido recolectado es impulsado por la bomba (12-P-002 A/B), una parte a la columna como reflujo y el resto al condensador inter-etapas del compresor (12-E-006 A-D). El agua agria es retirada del tambor de tope (12-V-005) y bombeada por la bomba de agua agria (12-P-003 A/B) al Despojador de Agua Agria (unidad 26).

A.3.4 Purga del coque

El sistema de purga de coque remueve y recupera los hidrocarburos del gas proveniente de los tambores durante los ciclos de evaporación y enfriamiento del coque, esta diseñado para minimizar la contaminación del ambiente durante la operación normal. También se usa para recuperar los condensados de gasóleo de los tambores de coque durante el ciclo de calentamiento.

Durante las operaciones de evaporación y enfriamiento de los tambores de coque, el vapor/gas y aceite despojados fluyen al tambor de purga de coque (12-V-007) (Ver Figura N° A3.3). En este tambor, el vapor se enfría y el aceite es parcialmente condensado por contacto en contra corriente con aceite circulante. El aceite condensado se acumula en el fondo del tambor donde se diluye con una corriente de LCGO, para mantener la fluidez. Este material es impulsado por la bomba de aceite circulante de purga (12-P-010 A/B) después de ser pasado por el filtro (12-F-001 A/B), Una fracción se envía a través del intercambiador (12-E-005) al tambor de purga de coque (12-V-007), una segunda corriente de aceite caliente se envía al fraccionador para recuperación y una tercera y última corriente de aceite diluido frío se usa como medio de enfriamiento en el tambor de purga de coque (12-V-007) para enfriar y condensar parcialmente los gases y aceite arrastrados.

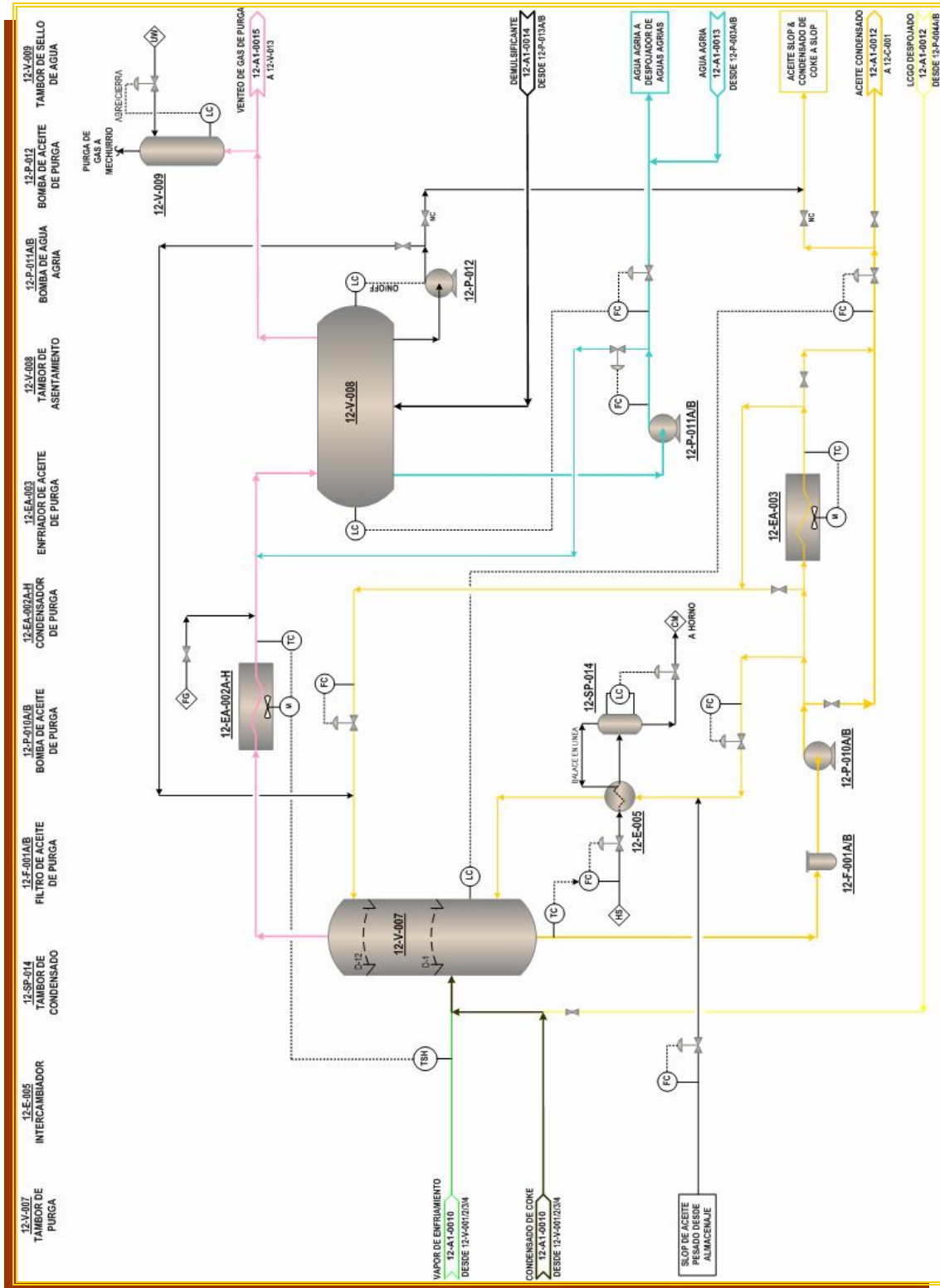


Figura N° A3.3: Diagrama de flujo de la sección de purga de coque (12-A1-0011)

El intercambiador del tambor de purga (12-E-005), donde se usa vapor de alta presión como medio de calentamiento, mantiene la temperatura del líquido en el fondo del tambor a 300 °F, cuando el sistema de purga no está en servicio, para prevenir solidificación.

El vapor de agua, los hidrocarburos arrastrados y los gases de venteo no condensables, fluyen desde el tambor de purga de coque, (12-V-007) al condensador (12-EA-002 A-H) donde el vapor y los hidrocarburos arrastrados son parcialmente condensados. La mezcla vapor/líquido fluye al tambor de sedimentación (12-V-008), donde los rastros de aceite se separan del condensado. Para reducir el tiempo de sedimentación requerido, se tiene un sistema de inyección de desemulsificador para romper la emulsión de aceite en este tambor (12-V-008). La solución de desemulsificador es proporcionada a la Unidad de Coquificación Retardada por medio de camión y se almacena en el tanque 12-TK-003. El agente desemulsificador se mezcla con agua de servicios y se bombea al tambor de sedimentación de purga (12-V-008) con la bomba de inyección 12-P-013 A/B. El aceite que se sedimenta es bombeado por la bomba de aceite de desecho (12-P-012) al tambor de purga de coque (12-V-007) para recuperación. El agua agria del tambor de sedimentación de purga (12-V-008) es bombeada por la bomba 12-P-011 A/B al Despojador de Agua Agria (unidad 26). Los gases de hidrocarburos fluyen del tambor de sedimentación de purga (12-V-008) al compresor de gas de coque (12-K-001) por medio del tambor de succión del compresor (12-V-013).

A.3.5 Generación de vapor

El vapor de media presión es producido en los generadores de vapor MP del pumparound de HCGO (12-E-002 A/B) y del producto HCGO (12-E-003) (Ver Figura N° A3.4).

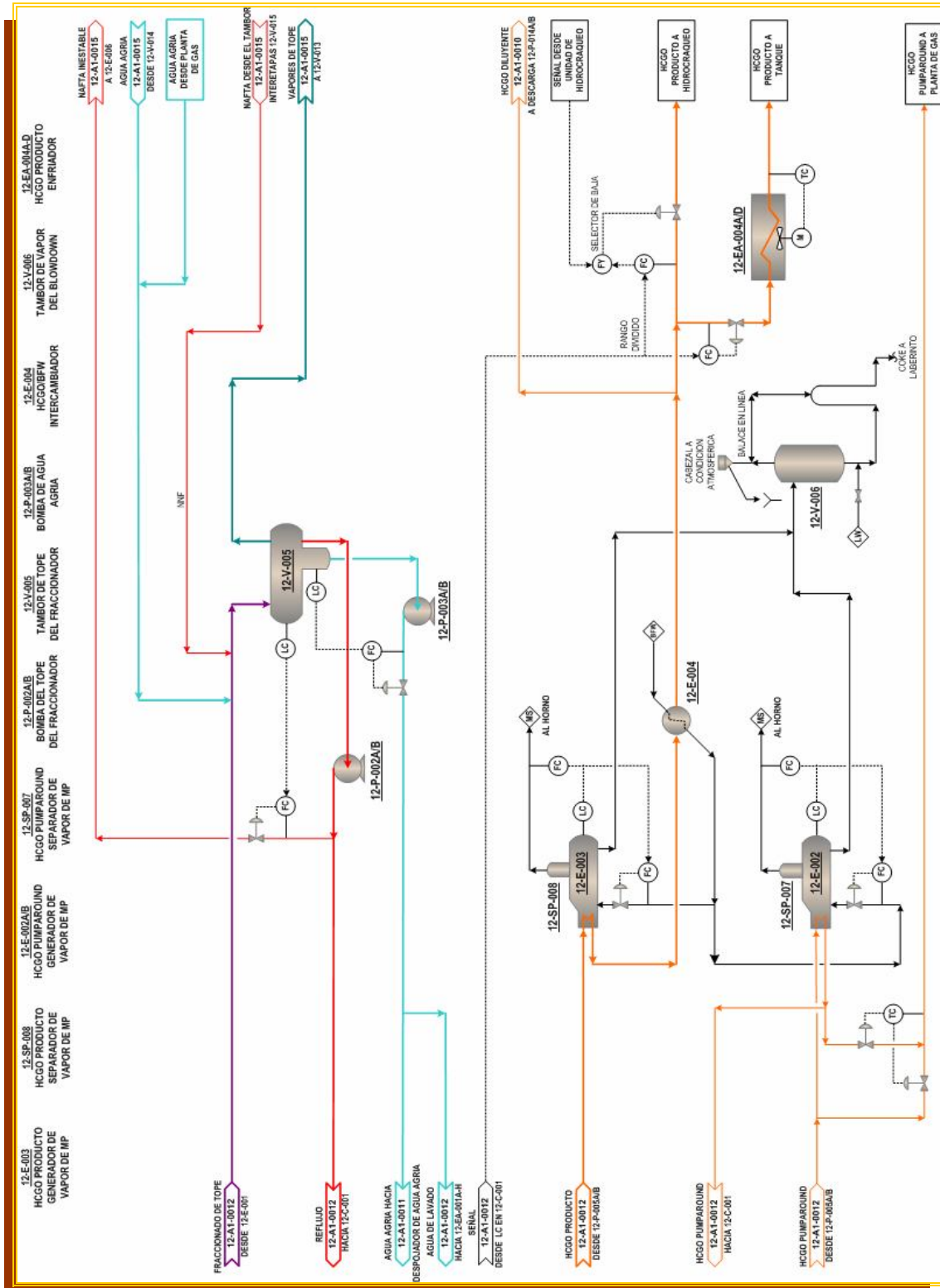


Figura N° A3.4: Diagrama de flujo de la sección de generación de vapor (12-A1-0013)

El vapor generado pasa a través del separador de vapor MP del HCGO pumparound (12-SP-007 A/B), el cual está conectado con el generador de vapor MP del HCGO pumparound (12-E-002 A/B), con el separador de vapor MP del producto HCGO, y con el generador de vapor MP del producto HCGO (12-E-003). Todos los vapores de agua son enviados al cabezal de vapor de media presión. El agua de alimentación de calderas (BFW) que se usa en los dos generadores de vapor es precalentada en el intercambiador de HCGO/BFW (12-E-004). La purga de los dos generadores de vapor fluye al tambor de purga de vapor atmosférico (12-V-006), el vapor es venteado a través de un cabezal de escape a la atmósfera y el producto condensado se enfría con agua de servicio y es enviado al laberinto de sedimentación de coque.

A.3.6 Inyección de polisulfuro de amonio

El polisulfuro se usa como inhibidor contra la corrosión formando capas de protección en el acero al carbón en presencia de los cianuros que se crean en el proceso de coquificación. La inyección de solución de polisulfuro acuoso en las corrientes de proceso, es un método para inhibir la mayoría de las formas de ácido sulfhídrico húmedo en el equipo fabricado con acero al carbón. La protección de estos equipos se hace mediante dos mecanismos básicos: (a) estabilizando las películas de sulfuro de hierro y (b) la reacción con cianuros. El polisulfuro reduce las concentraciones de cianuros en el agua agria.

Se tiene un sistema de inyección de polisulfuro para inhibir la corrosión que ocasiona la formación de cianuros en el agua agria (Ver Figura N° A3.5). La solución de polisulfuro de amoniaco es suministrada a la Unidad de Coquificación Retardada por camión y se almacena en el tambor de almacenamiento de polisulfuro (12-V-012). Este recipiente esta dotado con un manto de nitrógeno, con el cual se ejerce una ligera presión positiva para prevenir que gases del sistema de alivio retrocedan hacia el tambor.

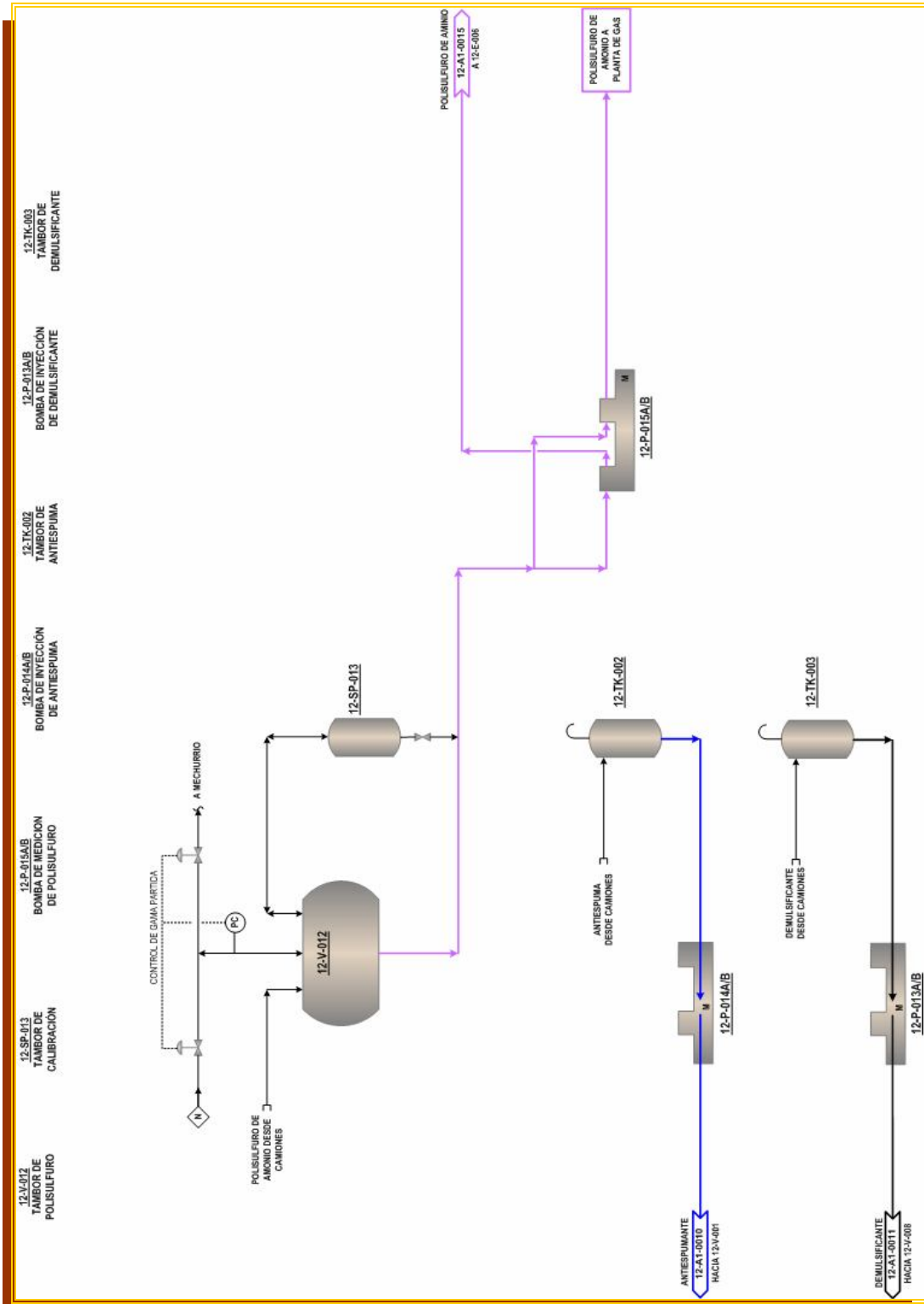


Figura N° A3.5: Diagrama de flujo de la sección de inyección de químico (12-A1-0014)

El polisulfuro de amonio es bombeado desde el tambor de almacenamiento por la bomba de medición polisulfúrica (12-P-015 A/B) a la Planta de Gas (unidad 18) y a la corriente de gas de coque húmedo en el condensador ínter etapas del compresor (12-E-006-A/D). El polisulfuro se mezcla con agua de lavado antes de ser inyectado dentro de la corriente de vapor, con el fin de mantener <2wt% el amoniaco de hidrosulfuro (NH₄HS) en la fase acuosa. El agua de lavado viene de dos fuentes, agua agria libre de fenoles del Despojador de Agua Agria (unidad 26) y condensado bombeado desde el cabezal de condensación del DCU. La boquilla del atomizador del condensador ínter etapas (12-SP-012) ha sido suministrada para asegurar la mezcla completa del gas de coque húmedo, de la primera etapa del compresor de gas coque (12-K-001), con la solución de polisulfuro acuoso. La efectividad del polisulfuro como inhibidor de corrosión contra el cianuro depende de la temperatura y del factor pH después de la inyección. A temperaturas por encima de 230 °F y nivel de pH por debajo de 8, el uso del polisulfuro como inhibidor de corrosión puede no tener efecto.

A.3.7 Compresor de gas de coquificación

Gases provenientes del acumulador del tope del fraccionador (12-V-005), del tambor de sedimentación de la purga (12-V-008) y gas residual de la Unidad de Crudo (unidad 10), fluyen al tambor de succión del compresor (12-V-013) en donde se remueve cualquier líquido que haya sido arrastrado (Ver Figura N° A3.6). El líquido del tambor de succión del compresor (12-V-013) es bombeado intermitentemente por la bomba de líquido de la succión del compresor (12-P-016 A/B) hacia el tambor ínter etapas del compresor (12-V-014) a través del condensador ínter etapas del compresor (12-E-006 A-D). Los gases del tambor de succión del compresor entran a la primera etapa del compresor de gas de coque (12-K-001). Los gases de la descarga de la primera etapa del compresor se mezclan con el agua agria despojada sin fenol de la Unidad 26, con el condensado proveniente de los límites de batería, con el polisulfuro de amoniaco y con el hidrocarburo líquido (nafta) del tambor acumulador del tope del fraccionador (12-V-005).

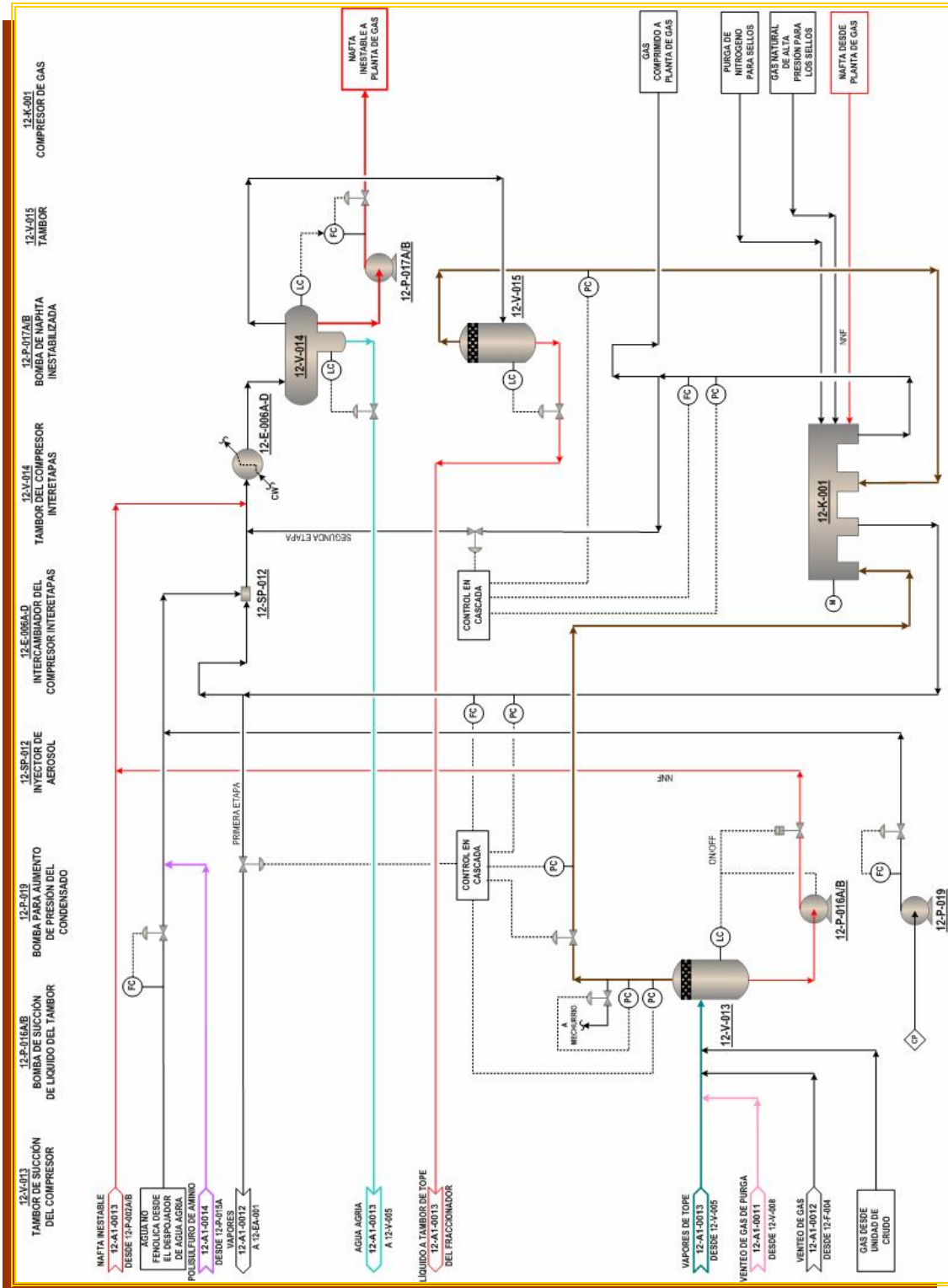


Figura N° A3.6: Diagrama de flujo de la sección del compresor (12-A1-0015)

Esta corriente combinada fluye al condensador inter-etapas del compresor (12-E-006 A-D) donde se enfría y condensa parcialmente, luego se envía hacia el tambor ínter etapa del compresor (12-V-014) para separar los gases, hidrocarburos líquidos (nafta inestable) y agua agria. El agua agria del tambor ínter etapas del compresor (12-V-014) fluye al tambor del tope del fraccionador (12-V-005) para la subsiguiente transferencia al Despojador de Agua Agria (unidad 26).

La nafta inestable del tambor ínter etapa del compresor (12-V-014) es bombeada a la Planta de Gas (unidad 18) por medio de la bomba de nafta inestable 12-P-017 A/B, para continuar el procesamiento. El gas del tambor ínter etapa del compresor (12-V-014) fluye al tambor de succión ínter etapa (12-V-015) para remover cualquier líquido arrastrado, éste fluye al tambor acumulador del tope del fraccionador (12-V-005) para recuperación adicional. Los gases del tambor de succión ínter-etapa (12-V-015) entran a la segunda etapa del compresor de gas de coque (12-K-001), la descarga se envía a la Planta de Gas (unidad 18) para ser procesado aun más.

A.3.8 Sistema de aceite de lubricación y lavado de alta presión

El sistema de aceite de lubricación y lavado de alta presión se usa para proveer un lubricante (MVGO o HVGO) a la instrumentación en servicio de aceite pesado o coquificación, donde la presión del cabezal de aceite de lavado sea inadecuada. El sistema se usa también para suministrar aceite de lubricación a los sellos de las bombas donde se necesite alta presión.

El sistema esta diseñado para una capacidad máxima de flujo de 100 gpm. Durante operación normal, el sistema suministra 57 gpm de aceite de lavado a 100 psig para satisfacer los requisitos de lubricación de los sellos de las bombas y 30 gpm de aceite de lavado a 280 psig para cumplir los requisitos de los instrumentos.

Este sistema es alimentado normalmente con gasóleo pesado de vacío (HVGO) de la Unidad de Crudo (unidad 10), suministrado a 325 °F. Cuando esta fuente de suministro no está disponible, el sistema de lavado de aceite de alta presión recibirá el gasóleo de vacío medio (MVGO) del cabezal de aceite de lavado del DCU, a 165 °F.

La alimentación de aceite de lavado (MVGO o HVGO) fluye al tambor de carga (12-V-016), el cual opera a 50 psig y es de rango variable con presión controlada por la introducción de nitrógeno cuando la presión es baja o purgada al sistema de alivio cuando la presión es alta. Del tambor de carga de aceite de lavado (12-V-016), el aceite es bombeado por las bombas de refuerzo (12-P-021 A/B) a los sellos de las bombas y a los instrumentos en servicios de coquificación. Se cuenta con un filtro de aceite de lavado (12-F-005 A/B), para remover las partículas que tengan más de sesenta micras.

A.3.9 Filtro del gasóleo pesado de coque (HCGO)

El filtro del producto HCGO, (12-F-004) remueve la mayor parte de partículas de coque del HCGO que se envía al Hidrocraqueador de Gasóleo, esto con el fin de minimizar el arrastre de sólidos de coque, que tienden a taponar los lechos de catalizador del proceso de hidrotratamiento. Este sistema está equipado con tres recipientes de filtración con capacidad de 18,000 BPSD de HCGO (Ver Figura N° A3.7), ellos pueden operar con dos de ellos en línea y uno en reserva.

Los recipientes de los filtros y el tambor de lavado por contracorriente están equipados con aislamiento y con un serpentín externo de vapor que se usa para evitar el enfriamiento de HCGO de manera de prevenir que aumente la viscosidad, en caso que haya una interrupción en el flujo.

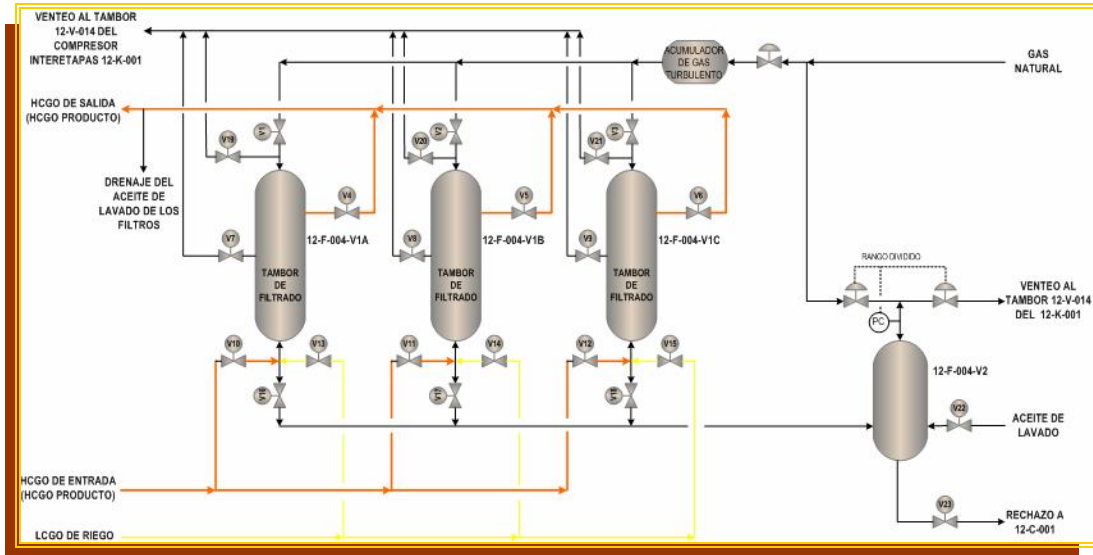


Figura N° A3.7: Esquema del proceso de filtrado del HCGO

A.3.10 Equipo hidráulico de descoquificación

Al completar el paso de destapar el tambor y remover las tapas inferiores y superiores del tambor de coque, el sistema estará listo para la descoquificación. Las instalaciones de coquificación están diseñadas para liberar y vaciar el coque producido en los tambores de coque (12-V-001/002/003/004). El equipo de corte del coque operará cerca de 12 horas, en 4 turnos de 3 horas por cada ciclo de 36 horas, para la remoción y vaciado de los tambores de coque (12-V-001/002/003/004). El total de coque producido en la planta por cada ciclo de coquificación y descoquificación de 36 horas, es de 4.040 toneladas cortas por día.

El agua de alta presión usada para la operación de corte hidráulico de coque es suministrada por la bomba de corte de coque (12-P-007) la cual toma succión del tanque de agua de descoquificación (12-TK-001) y descarga por la herramienta combinada de perforación/corte dentro del tambor de coque (12-V-001/002/003/004) (Ver Figura N° A3.8).

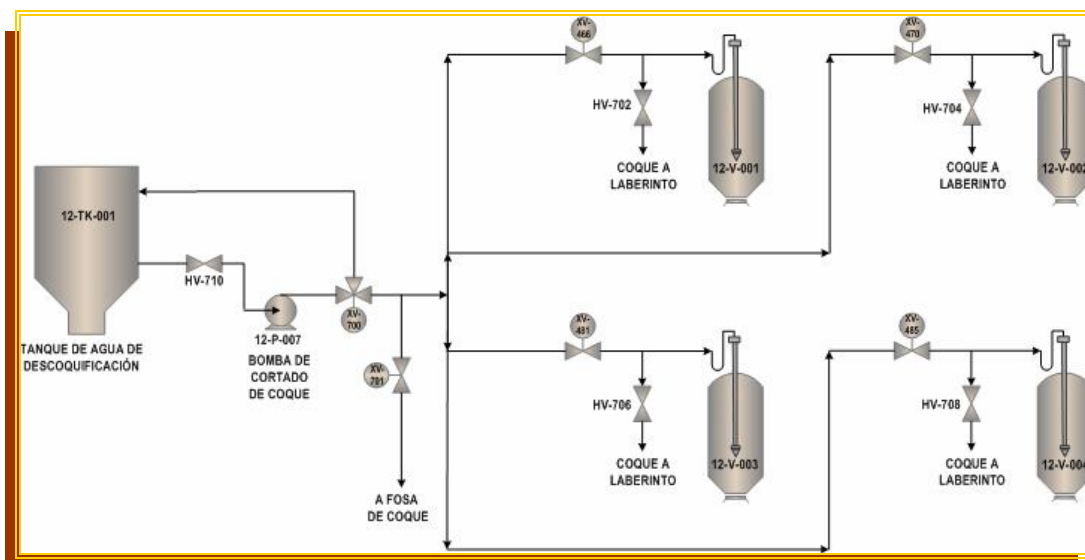


Figura N° A3.8: Esquema de sistema de válvulas hidráulicas para el proceso de descoquificación

Situada corriente abajo de la bomba se encuentra la válvula de descoquificación (12-XV-700), equipada con un desvío de flujo mínimo que regula y controla el flujo y dirección del agua a los tambores de coque (12-V-001/002/003/004) o la regresa al tanque de agua de descoquificación (12-TK-001). En modalidad de perforación, la herramienta de descoquificación, va preajustada para perforar el lecho de coque. Los chorros de agua de la herramienta fluyen hacia abajo en ángulo dirigido a las paredes del tambor. La perforación comienza desde la parte superior hasta el fondo creando un orificio, para dar espacio a la herramienta y cortar el coque de manera efectiva.

Una vez que el lecho está completamente perforado, la asidera de la herramienta se retira para cambiarla a la modalidad de corte con los chorros de agua dirigidos horizontalmente. En esta modalidad el corte comienza de la parte superior a la inferior y la moción de rotar corta el coque en discos, que caen por la rampa de coque, hasta la plataforma de depósito del coque. El agua y las partículas finas de coque son drenadas en el laberinto de sedimentación, donde el coque y el agua se separan. El agua limpia fluye hasta el vertedero en el extremo del clasificador y es bombeada al tanque de agua de descoquificación (12-TK-001) por la bomba de agua clara (12-P-008A/B). El coque cortado se remueve de la plataforma por cargadores

frontales hacia la Unidad de Carga de Coque (unidad 68) para posterior triturado/rompimiento y embarque fuera de las instalaciones de la planta.

A.3.11 Variables del proceso

A.3.11.1 Teoría de coquificación retardada

La *Coquificación Retardada* es una tecnología experimentada de cierta tradición pero muy importante que data de la década de 1930. Las reacciones de coquificación son iniciadas en un horno con alta temperatura, se emplea el uso de controles de velocidad del flujo, ya sea utilizando vapor de alta presión o inyecciones de condensado, para “retardar” así las reacciones de coquificación hasta que la carga del horno entre al tambor de coque.

La coquificación retardada es una operación semi-intermitente donde el tambor de coque es cargado y llenado durante el ciclo de llenado (18 horas para el DCU). Al final del ciclo de llenado, la carga se envía (o se cambia) a un tambor de coque adyacente, que se encuentra vacío. El tambor de coque que acaba de ser desocupado, tiene que ser despojado de los hidrocarburos remanentes con vapor, enfriado con agua; mantenido fuera del proceso se le drena el agua y se destapa, se le limpia el coque y se vuelve a tapar, se purga con vapor y se prueba para luego ser cargado nuevamente en las 18 horas que siguen, mientras el tambor opuesto se llena. Así tenemos que cada tambor tiene un ciclo de 36 horas, la mitad para el llenado o carga, mientras la otra mitad del tiempo se dedica a actividades fuera del proceso.

El proceso de coquificación retardada toma los residuos de vacío de la Unidad de Crudo (unidad 10) o los provenientes del almacenamiento y los convierte en gases húmedos, hidrocarburos livianos, nafta, gasóleo liviano y pesado, y coque. El propósito es maximizar el rendimiento de productos líquidos y minimizar la

producción de gas húmedo y coque. Los productos de la Unidad de Coquificación (DCU) se procesan de la siguiente manera:

(a) Distribución del producto

Las corrientes de gas húmedo de coque y nafta, son procesadas en la Planta de Gas (unidad 18), donde se recupera gas combustible para uso interno del Mejorador, los C₃ y C₄ para la mezcla subsiguiente con el crudo comercial en la Unidad de Soporte de Hidrotratamiento (unidad 15) y se estabiliza la corriente de nafta producto. La corriente de gas de la Planta de Gas es tratada con aminas para remover el ácido sulfhídrico y luego se envía al tambor de mezcla de gas combustible (45-V-002) en la Unidad 45 para suplir el gas combustible del Mejorador. Los gases livianos de coque (C₃ y C₄), nafta de coquificación estabilizada y gasóleo liviano del coquificador (LCGO), se envían a la Hidrotratadora de Gasóleo Liviano (LOH, Unidad 14) para remover el azufre antes de ser mezclado con el crudo comercial en la Unidad de Soporte de Hidroprocesamiento (unidad 15). El gasóleo pesado del coquificador se envía al Hidrocraqueador de Gasóleo Pesado (unidad 16) para la remoción de azufre antes de mezclarse con el crudo comercial en la Unidad de Soporte de Hidroprocesamiento (unidad 15). Dependiendo del mercado y sus propiedades, el producto de coque que es esencialmente carbón total, se puede usar como combustible para la generación de energía o vapor, o la manufactura de electrodos de carbón usados en la industria de aluminio.

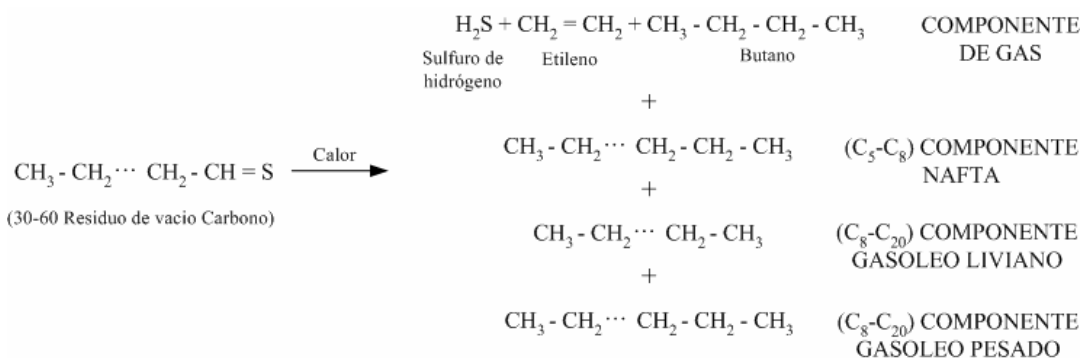
(b) Reacciones

La *Coquificación Retardada* es esencialmente una reacción química de dos etapas, consistente en el craqueo térmico y polimerización. Estas dos reacciones tienen en común que ambas requieren altas temperaturas, generalmente sobre los 750 °F, pero difieren en que el craqueo es favorecido a bajas presiones (10 – 70 psig) y cortos períodos de residencia, (tiempo para que la reacción ocurra). El craqueo

térmico es el mecanismo a través del cual las moléculas de alto peso molecular son descompuestas en moléculas más pequeñas y livianas, fraccionadas en los productos definidos anteriormente.

La reacción es principalmente el rompimiento o fractura de los enlaces químicos de carbón-carbón, por ello es altamente endotérmica (consume calor). El horno de coque (12-H-001/12-H-002) suministra el calor necesario para iniciar la primera etapa de la reacción (rompimiento o craqueo) y sostiene la reacción en los tambores de coque (12-V-001/12-V-002/12-V-003/12-V-004) donde la primera y segunda etapas son completadas. La temperatura del horno y tiempo de residencia deben ser estrictamente controladas, para minimizar la coquificación en el horno. Las tasas de reacción son muy sensibles a la temperatura; doblan por cada 18 °F a 25 °F de incremento en temperatura.

Una reacción de craqueo típica para un componente molecular de residuo de vacío, puede generar los siguientes productos:

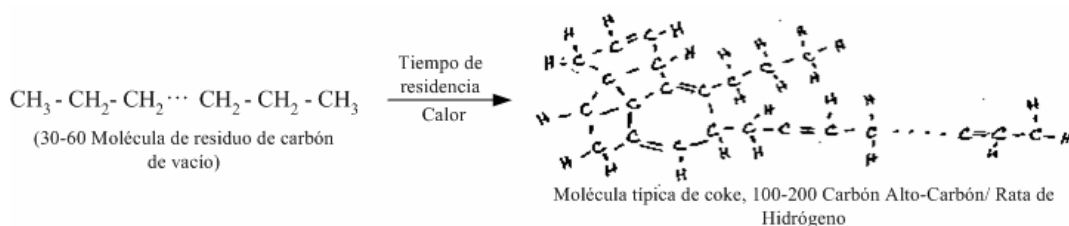


Además de la reacción de craqueo primaria, las reacciones secundarias ocurren entre las moléculas de carbón y los átomos inorgánicos como el nitrógeno y el azufre. Estas reacciones reducen la concentración de compuestos de nitrógeno orgánico y azufre encontrados en los productos líquidos. Los componentes inorgánicos son convertidos en compuestos gaseosos tal como el ácido sulfhídrico (H₂S) o amoníaco

(NH₃), que se remueven ya sea del gas húmedo del coquificador en la Planta de Gas (unidad 18) antes de que el gas sea usado en el sistema de gas combustible del Mejorador o de la corriente de agua agria del DCU en el Despojador de Agua Agria (unidad 26). Los vapores generados en los tambores de coque (12-V-001/12-V-002/12-V-003/12-V-004), como resultado de la reacción de craqueo, fluyen directamente al fraccionador (12-C-001) donde son separados como corrientes de productos líquidos y gases.

La polimerización es una reacción endotérmica a través de la cual muchas moléculas pequeñas de hidrocarburos son combinadas para formar una sola molécula grande de mayor peso molecular. El último resultado de esta reacción es la formación de coque. Las reacciones de polimerización requieren un tiempo de reacción más largo del que requieren las reacciones de craqueo, y los tambores de coque (12-V-001/12-V-002/12-V-003/12-V-004) proporcionan el periodo necesario de residencia para que estas reacciones lleguen a su completa terminación. El craqueo térmico y la reacción de polimerización, combinados toman horas para completarse.

La siguiente ecuación podría representar una reacción de polimerización típica:



(c) Fraccionamiento

El *fraccionamiento* es simplemente un proceso de destilación a través del cual una corriente de líquido es separada en fracciones con diferentes rangos de ebullición.

El gas del tope del fraccionador (12-C-001), está compuesto por hidrocarburos con rango de punto de ebullición de la nafta (ASTM EP 400 °F) y más livianos. Este gas sale por la parte superior del fraccionador, mientras que las fracciones más pesadas caen al fondo como reflujo interno. Una parte de la fracción liviana que sale por el tope de la columna es enfriada y se regresa al fraccionador como reflujo externo. El reflujo es esencial para controlar la separación y la remoción de calor del sistema.

Los componentes más pesados se separan aun más utilizando corrientes de extracción liviana y pesada. Los platos dentro del fraccionador proporcionan la residencia necesaria para asegurar un buen contacto entre los líquidos y gases. La cantidad de separación alcanzada en el fraccionador se controla básicamente por la temperatura de la corriente de alimentación y reflujo. Los productos del fraccionador son gasóleo pesado del coquificador (HCGO), gasóleo liviano del coquificador (LCGO), nafta y gas del tope.

(d) Indicadores de nivel del tambor de coque

El sistema de medición de nivel del tambor de coque KAY-RAY se basa en el principio de que el hidrógeno, uno de los componentes principales de los hidrocarburos, absorbe energía de neutrones rápidos a una tasa sustancialmente mayor que la de cualquier otro elemento. Cuando un producto que contiene hidrógeno es sujeto a una rápida radiación de neutrones, el hidrógeno absorbe la energía del neutrón rápido, rechazando los neutrones lentos en cantidad directamente proporcional a la densidad del hidrógeno. Los neutrones lentos son detectados con una cámara de ionización, produciendo una señal proporcional a su número. La señal se envía a un transmisor para ser procesada.

Durante el proceso de llenado del tambor de coque, se genera una capa de espuma en la parte superior del coque. Esta espuma es más densa que los gases que

han sido extraídos, pero menos densa que el coque. Midiendo la variación en densidad por la densidad del hidrógeno, el sistema KAY-RAY puede indicar si el sensor se encuentra frente a la presencia de gas, espuma o coque. Cada tambor de coque tiene 88'- 6" de brida a brida y 29' en diámetro, los detectores de nivel de KAY-RAY están localizados a 24, 15 y 7.5 pies de distancia de la brida superior de cada tambor, por lo tanto solo a la porción superior del tambor de coque se le puede medir el nivel.

A.3.11.2 Variables del proceso – Sección de coquificación

Las principales variables que dominan una operación estable del proceso y rendimiento de los productos de la reacción del sistema de coquificación retardada, son la composición del suministro de alimentación, la temperatura del tambor de coque, la presión, el período de residencia y la temperatura de calentamiento.

Los parámetros principales del sistema de fraccionamiento son la temperatura del gas superior que deja la "cúpula" del plato chimenea (Plato P-1) del fraccionador (12-C-001), la temperatura y caudal de reflujo del gasóleo pesado (HCGO), la temperatura del tope, caudales de vapor de despojamiento y el caudal de retorno del aceite esponja (absorbedor).

(a) Suministro o alimentación

El corte de fondo del gasóleo de una unidad de vacío, es usualmente establecido por el contenido de metal y carbón aceptables por la unidad de craqueo catalítico. Los suministros actuales para la coquificación retardada contienen carbón residual, Carbón Conradson, con un peso entre 15-25 % para residuos de vacío y tan alto como 50% en peso para suministros de arenas bituminosas y breas. Los rendimientos de coque y productos de hidrocarburos están en función directa con el contenido de Carbón Conradson en el suministro. Los rendimientos de hidrocarburos disminuyen

al tiempo que el de coque aumenta, si el contenido de carbón en el suministro aumenta.

(b) Estrategia de rendimiento

La Unidad de Coquificación Retardada esta diseñada para alcanzar los siguientes objetivos:

- ✓ Máximo rendimiento del líquido.
- ✓ Productos líquidos bajo especificaciones (gasóleo liviano (LCGO) y gasóleo pesado (HCGO)).

Se llevan al máximo los rendimientos de los líquidos, minimizando la presión de operación de los tambores de coque, la presión en las tuberías del tambor de coque y la tasa de recicló.

La relación de capacidad del caudal de procesamiento (throughput ratio, TPR) afecta la calidad del gasóleo pesado (HCGO) producido. Una operación con cero recicló produce un HCGO de mala calidad con respecto a gravedad, residuos de carbón, asfaltos, metales y puntos finales de destilación, aunque significativamente mayor en el rendimiento en volumen. A su vez, el contenido de azufre y nitrógeno es bajo, debido a la conversión reducida. El sistema de lavado del fraccionador permite operar en el rango de 1.05 TPR (5 %p de recicló) a 1.15 TPR (15 %p de recicló). Operando a 1.15 TPR requerirá una reducción en la tasa de alimentación. Una operación con bajo TPR es aceptable en la producción de crudo sintético, donde los productos líquidos no se usan como producto final, sino que se mezclan con crudo comercial.

(c) *Calidad del coque*

La calidad del coque es función de las propiedades de la alimentación, así como también de las condiciones de operación del tambor de coque. Las diferencias de la estructura porosa del coque son útiles para definir las cuatro grandes clasificaciones de coque: esponja, aguja, panal y granalla. El coque se puede también diferenciar si es de grado combustible o de grado ánodo (calcinable). El *coque verde* es cualquier tipo de coque al cual no se le ha hecho procesamiento o refinación.

El *coque esponja* se caracteriza por sus pequeños poros, sin interconexión, rodeados de paredes relativamente delgadas (Ver Figura N° A3.9). Es un coque de suministro con alto contenido de resina asfalténica. Este tipo de coque verde es muy bueno para la manufactura de ánodos para la reducción electrolítica de la alúmina, pero requiere de procesamiento en un calcinador.



Figura N° A3.9: Coque esponja

El *coque aguja* tiene poros grandes y unidireccionales elípticos, interconectados y rodeados por paredes gruesas. Su nombre se deriva de su estructura cristalina elongada. El coque aguja se produce a partir de materias primas altamente aromáticas, cuando la unidad de coquificación opera a presiones elevadas (100 psig) y razones de reciclo altas (1:1).^[6] El coque de aguja cuando es grafitado, alcanza un

grado superior para la producción de electrodos. El coque de aguja es indiscutiblemente la forma más valiosa del coque.

El *coque panal* es de un grado intermedio entre el coque esponja y el coque aguja. Después de ser calcinado, desulfurizado y grafitado, este producto puede servir eventualmente como un coque sólido con grado de electrodo. Los poros en este coque son unidireccionales y muestran una estructura de panal cuando se corta a un menor diámetro. El coque de este tipo se produce de la alimentación de resina-asfaleno, este tipo de suministro se puede obtener al mezclar carga de aromáticos con residuos de vacío.

Coque granalla es un producto de muy baja calidad que usualmente resulta de condiciones o prácticas de operación inapropiadas combinadas con una alimentación muy pesada. El coque granalla se caracteriza por su apariencia granular, tiene baja conductividad térmica y naturaleza dura y quebradiza. Las alimentaciones con alto contenido de asfalenos son las más propensas a producir coque granalla. Normalmente el coque granalla se usa como coque para combustión en los hornos de cemento o en las plantas de co-generación.

El coque combustible es el más comúnmente producido, de más bajo valor y generalmente muy alto en contenido de azufre y metales como para ser usado como coque tipo ánodo. Adicionalmente este coque puede ser demasiado blando para la producción de ánodos debido al alto contenido (sobre el 10%) de materia combustible volátil (VCM), aceite extremadamente pesado. El coque combustible puede ser en su estructura coque de “esponja” o coque de “granalla”.

El coque calcinado es un coque esponja con grado refinado a tipo ánodo, el cual ha sido horneado en un calcinador de coque. El proceso de calcinación consiste en que un coque esponja “verde” se introduce a un tubo grande cuyas paredes están forradas internamente con refractario y se somete al fuego directo de una llama de

gas, encendiendo el coque de manera controlada, extrayendo todo el VCM, el agua y aproximadamente la mitad del contenido de azufre. El producto final se reduce un ~20-25% en volumen y a pesar de que es casi carbón puro, aún contiene residuos de metales de coque y un porcentaje del azufre original. El coque calcinado después se mezcla con brea para formar ánodos usados en la conversión de óxido de aluminio, en aluminio puro. El calcinador genera exceso de calor que puede usarse para la generación de vapor de uso en el proceso o en la generación de energía eléctrica (cogeneración). El valor del coque calcinado es de 4 o 5 veces más alto que el coque de esponja normal.

(d) Variables del tambor de coque

Las reacciones de craqueo/polimerización que ocurren en los tambores de coque (12-V-001/12-V-002/12-V-003/12-V-004) son función de la temperatura, presión y período de residencia de los residuos de vacío cargados a los tambores desde el horno del coquificador (12-H-001/12-H-002). El residuo de vacío parcialmente craqueado entra a los tambores de coque (12-V-001/12-V-002/12-V-003/12-V-004), a una temperatura de 940 °F. El calor del flujo genera una reacción endotérmica de craqueo/polimerización, con una pérdida de calor que se refleja en una temperatura menor (840 °F) de los gases craqueados que salen de los tambores de coque (12-V-001/12-V-002/12-V-003/12-V-004).

1. Presión del tambor de coque

La presión en la parte tope de los tambores de coque (12-V-001/12-V-002/12-V-003/12-V-004) influye en el tipo de coque producido y la distribución del rendimiento de gasóleo y productos más livianos. Al incrementar la presión del tambor se incrementa el rendimiento del coque y se obtiene un producto de mejor calidad, en términos de estructura porosa, del contenido y densidad de VCM, mientras decrece el punto final de producto de gasóleo pesado y se incrementa la

cantidad de C₄ y de gases más livianos producidos. El pentano y rendimiento de productos líquidos más pesados disminuye a presiones más altas. Debido a que el coque es un producto secundario del proceso, la presión del tambor de coque (12-V-001/12-V-002/12-V-003/12-V-004) debe mantenerse lo más baja posible para maximizar el rendimiento general de los productos líquidos del coquificador.

La presión de operación normal en la parte superior de los tambores de coque (12-V-001/12-V-002/12-V-003/12-V-004) es de 15 psig. Se deben hacer todos los esfuerzos para evitar caídas súbitas de la presión de operación en el tambor para evitar la expansión de líquido espumoso en la parte superior del tambor y el arrastre de coque al fraccionador (12-C-001).

2. Temperatura del vapor en el tambor de coque

La temperatura del gas que sale de los tambores de coque (12-V-001/12-V-002/12-V-003/12-V-004) no puede ser controlada directamente. Esta es una función del caudal y la temperatura del efluente del horno entrando a los tambores de coque (12-V-001/12-V-002/12-V-003/12-V-004), de la presión del tambor, de la tasa de reacción y de la eficiencia del aislamiento del tambor. La temperatura normal de operación del gas del tambor de coque para esta unidad es de 840 °F a 15 psig. En general, la temperatura del gas en el tambor de coque es aproximadamente 100 °F mas baja que la temperatura de salida del horno de coque (12-H-001/12-H-002).

La temperatura del gas en el tambor de coque (12-V-001/12-V-002/12-V-003/12-V-004) es el principal medio de control del VCM (materia combustible volátil), o de la dureza del coque. Temperaturas más altas del gas en el tambor, producen un coque con VCM mas bajo. El control indirecto de esta temperatura se hace posible cambiando la temperatura de salida del horno. Sin embargo, mayores temperaturas de salida también aumentan el potencial de coquificación en los tubos y línea de transferencia del horno. Consecuentemente la temperatura de salida del

horno y la temperatura del gas en el tambor de coque deben mantenerse dentro de límites estrechos para asegurar mayor duración eficiente del trabajo del horno. Los ajustes a la salida del horno usualmente se hacen en incrementos de 1 o 2 °F de temperatura.

Existe una relación definida entre la presión y temperatura del tambor de coque y la tendencia al arrastre o ceba y formación de “sobre espuma”. A una presión determinada, las temperaturas más bajas harán que el tambor de coque desarrolle una mayor tendencia a que se forme arrastre expandiendo el “frente de espuma”. Incrementando la temperatura, decrece la tendencia de arrastre o ceba y la creación de espuma y endurece el coque. Para el DCU, a 15 psig de presión del tambor de coque, la temperatura correspondiente debería estar en $840\text{ °F} \pm 2\text{ °F}$. La temperatura de la parte superior del tambor de coque deberá mantenerse en 840 °F , la cual se espera que este 10 °F por encima de la temperatura “segura”. Operar por debajo de esta temperatura “segura” del tambor de coque, hará que este caiga en la condición de “ceba” y resulte una “sobre espuma”.

3. *Tiempo de residencia*

La duración de tiempo que se le permite al efluente (fluido de salida) del horno para reaccionar en los tambores de coque (12-V-001/12-V-002/12-V-003/12-V-004) determina la extensión en la cual pueden ocurrir reacciones de polimerización y determina también la calidad del coque que se produce. Los tambores de coque son generalmente diseñados para que el nivel de coque al final del ciclo de llenado llegue hasta un mínimo de 20' del borde de la brida superior del tambor. Los ciclos de llenados son típicamente de 18 horas. Por lo tanto, el efluente del horno tiene de 0 a 18 horas de tiempo de residencia en el tambor, para que la reacción de craqueo/polimerización tenga lugar. Como el tiempo de reacción varía debido al contenido del tambor, existe una estratificación de densidades de coque desde la parte superior hasta el fondo del tambor.

El coque con mayor densidad y mayor período de residencia se encuentra en el fondo del tambor. La estructura porosa y la materia combustible volátil (VCM) del coque también varían en función al periodo de residencia. Una mejor estructura porosa y mas bajo VCM están asociados con tiempos de reacción más prolongados y una polimerización mas completa (entre mas largo sea la duración del ciclo y el periodo de residencia, mas duro es el coque).

4. Formación del coque en el tambor

El efluente del horno que entra en el tambor de coque a 940 °F es parcialmente evaporado, parte de la carga entra al tambor como gas (vapor) y el resto es líquido, esto se conoce como un flujo de dos fases. Las reacciones de coquificación, desintegración térmica y polimerización que se iniciaron en el horno, son completadas en el tambor de coque después de un período de 2 horas. A medida que la carga entra en el tambor de coque, la reacción de craqueo térmico se acelera aun más, debido a la caída de presión que ocurre entre la salida del horno y el ingreso al tambor.

Al inicio del ciclo de llenado, el tambor de coque contendrá líquido en el fondo, luego una capa de liquido espumoso o “espuma” y finalmente vapores. La rápida caída de presión y el incremento en el craqueo acelera la formación de espuma o la liberación de gases del líquido. La capa de espuma sobre el líquido contiene moléculas en reacción donde ocurren reacciones de coquificación. Esta capa de espuma en reacción violenta puede tener una altura de 8 a 10 pies.

El uso de antiespuma es requerido durante la última mitad del ciclo de llenado, para suprimir la capa de espuma. La antiespuma es un polímero de silicona con un alto peso molecular, el cual actúa rompiendo la tensión superficial de las burbujas de espuma en el tambor. Si se deja de colocar antiespuma en el tambor puede resultar en una “sobre espuma”, donde la espuma es acarreada al fraccionador (12-C-001) o al

tambor de purga (12-V-007), teniendo reacciones de coquificación y convirtiéndose en partículas de coque en las líneas de gas y fondo de las torres.

A medida que el tambor continúa llenándose, la capa de líquido comienza a concentrar coque, por lo tanto, después de varias horas, se constituye un lecho de coque, sobre el cual esta la capa de líquido y finalmente, los gases y vapores. Estos gases y vapores ascienden y salen del tambor hacia el fraccionador (12-C-001), sin embargo, algunos gases hacen contacto con las paredes del tambor y se condensan. Estos hidrocarburos condensados regresan al ciclo de reacción nuevamente.

A medida que la carga entra por el fondo del tambor, se forma una vía principal o canal en el coque en formación y en las capas de líquido. Este canal de carga principal se ramifica en varias direcciones dentro del lecho de coque a medida que el tambor se va llenado. Estos canales son muy importantes para el proceso porque serán usados después para el despojamiento con vapor y enfriamiento con agua. *Los canales se taponarán si ocurre una interrupción de la carga o flujo dentro del tambor.* Si llega a ocurrir una interrupción del flujo, será muy difícil, si no imposible, despojar con agua y vapor el tambor por la entrada del fondo. *Es por lo tanto muy importante mantener el flujo constante, con el fin de cuidar que los canales queden abiertos.*

Así, de inmediato, después de hacer un cambio de tambor, la línea de alimentación se vacía con vapor dentro del tambor y se mantiene en limpieza durante la fase de despojamiento del tambor de coque. Es importante después del vapor, seguir con un flujo constante de agua para enfriamiento y mantener los canales abiertos. Vea la figura N° A3.10 la cual ilustra los canales formados en la etapa de llenado.

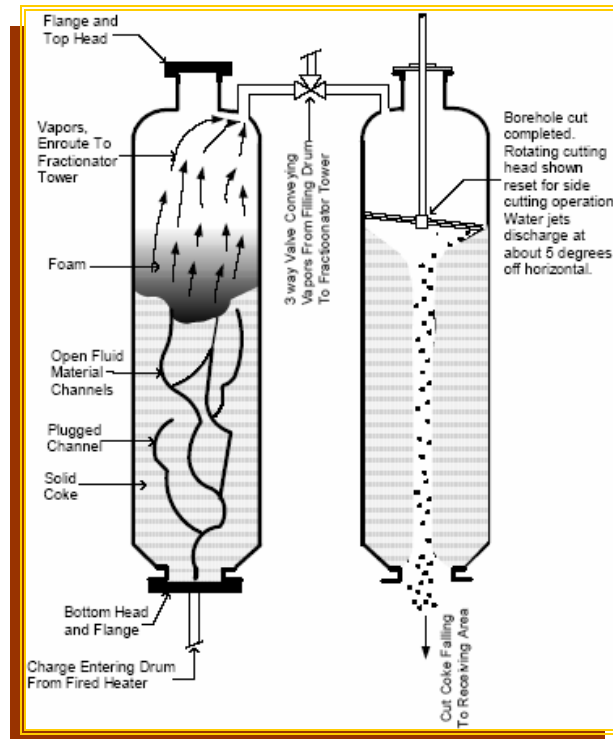


Figura N° A3.10: Ilustración de los canales formados en la etapa de llenado

5. Sobre espuma en los tambores de coque

El siguiente es un resumen de lo que se puede observar operacionalmente durante una sobre espuma en el tambor de coque 12-V-001.

Típicamente, la sobre-espuma ocurre durante el cambio de tambor, pero también pueden ocurrir en el calentamiento.

- (a) Formación de espigas o puntas de coque en el tope de los tambores.
- (b) Es notable un rápido aumento en el nivel del fraccionador (12-C-001) por el volumen de material extra que llega. El incremento súbito puede ser de 15 a 20%.
- (c) Un rápido incremento en la temperatura del fondo del 12-C-001, debido a espuma caliente.

- (d) Un incremento mayor a lo normal en la presión diferencial entre el fraccionador (12-C-001) y los tambores de coque (12-V-001). La diferencial de presión normal es cerca a 7 psi. Durante el espumeo, esto puede aumentar entre 11-13 psi.
- (e) Pérdida rápida de LCGO y HCGO y exceso de producción de nafta.
- NOTA:* La pérdida de producción usualmente ocurre durante el cambio de tambores pero cuando este cambio es con sobre espuma es mucho mayor.
- (f) Perdida rápida de temperatura del “tope sombrero” (12-TIC-205).
- NOTA:* Refiérase a la definición de la temperatura de “tope sombrero” mas adelante. Esta pérdida por sobre espuma es mayor que la pérdida durante un cambio normal.
- (g) La pérdida muy rápida de presión en el 12-K-001 que puede parar las alarmas “anti-surge” (oscilaciones). Las alarmas de “surge” en el 12-K-001 ocurrirán especialmente durante el periodo de calentamiento de la sobre espuma, cambio de tambores o purga.

6. *Temperatura de salida del horno*

Las condiciones de operación del horno (12-H-001/12-H-002) deben controlarse cuidadosamente. La temperatura de salida del horno, aproximadamente a 940 °F, debe mantenerse para minimizar la coquificación en el horno y en consecuencia acortar el tiempo de corrida. La temperatura muy baja producirá un coque blando con un alto contenido de VCM. Una temperatura muy elevada formara un coque muy duro, difícil de remover de los tambores de coque (12-V-001/12-V-002/12-V-003/12-V-004) con el equipo de descoquificación hidráulica. La temperatura de salida del horno muy alta también limitará la eficiencia de la unidad debido al excesivo depósito de coque en los tubos del horno. La caída de presión a través del horno, aproximadamente 350 y 450 psi, debe mantenerse en su rango para minimizar aún más la formación de coque en los tubos del horno. Una pérdida de

presión demasiado baja es una indicación de baja velocidad en los tubos del horno y puede causar coquificación como resultado de un periodo de tiempo de residencia excesivo. La máxima caída de presión permitida, la determina la bomba de carga del horno (12-P-001 A/B/C). La caída de presión en el horno con tasas de carga menores a las del diseño, se controla por la velocidad de inyección del vapor dentro de los serpentines del horno. A caudales bajos o mínimos, la velocidad del vapor debe maximizarse para prevenir la coquificación en el horno y en algunos casos coque astillado suelto en los tubos.

7. Variables del fraccionador

(a) Temperatura de “tope sombrero”

La temperatura de “tope sombrero” es la temperatura de los gases/vapores del tambor de coque (12-V-001/12-V-002/12-V-003/12-V-004) que salen del plato chimenea (Plato P-1) del fraccionador (12-C-001). Esta temperatura controla el punto final ASTM del producto de gasóleo pesado del coquificador (HCGO) y el caudal de recicló. El recicló se define como el material en los gases del tambor de coque (12-V-001/12-V-002/12-V-003/12-V-004) que es más pesado que el producto final del gasóleo pesado.

El punto final ASTM del coque pesado es directamente proporcional, a una presión constante, a la temperatura del líquido del plato “sombrero” (P-1) y a la temperatura del vapor a través del plato “sombrero” (P-1). Al bajar la temperatura en este plato, baja también el punto final de este producto e incrementa el recicló. La función de este sistema es controlar el punto final del producto de gasóleo pesado. El recicló tiene el mismo efecto que la presión en la distribución del producto; a medida que aumenta el recicló, el coque y el rendimiento de gas se incrementa, disminuyendo el rendimiento de líquidos.

En general, la unidad se debe operar con tan bajo caudal de reciclo como sea posible y un mínimo caudal de enfriamiento a los platos vertiente (platos S1 a S3) para prevenir la coquificación en los mismos. El caudal mínimo de enfriamiento de los platos de vertiente es 0.632 bbls/hr/ft² del área vertiente. El caudal de enfriamiento normal de los platos de vertiente es de 882 bbls/hr/ft² del área de vertiente.

La tasa de reciclo se define como el flujo de alimentación total de líquido al horno del coquificador (alimentación fresca + reciclo) entre el total de alimentación fresca entrando al límite de batería (Ver Figura N° A3.11). Por ejemplo:

$$RR = \frac{\text{Carga a los hornos}}{\text{Alimentación fresca}} \times 100. \quad [2]$$

(b) Reflujo de enfriamiento y recirculación de HCGO

La calidad del producto se controla fácilmente estrangulando el volumen de reflujo enviado de regreso a la columna. Los dos sistemas de reflujo de gasóleo pesado tienen diferentes funciones básicas.

El reflujo de enfriamiento a los platos de vertiente (platos S1 a S3) en la sección de fondo del fraccionador tiene el fin de enfriar los gases de la sección del plato “sombbrero” (Plato P-1). La temperatura “sombbrero”, la cual es el punto de rocío de todos los productos de gas que fluyen por el plato, esta directamente relacionada al punto final del gasóleo.

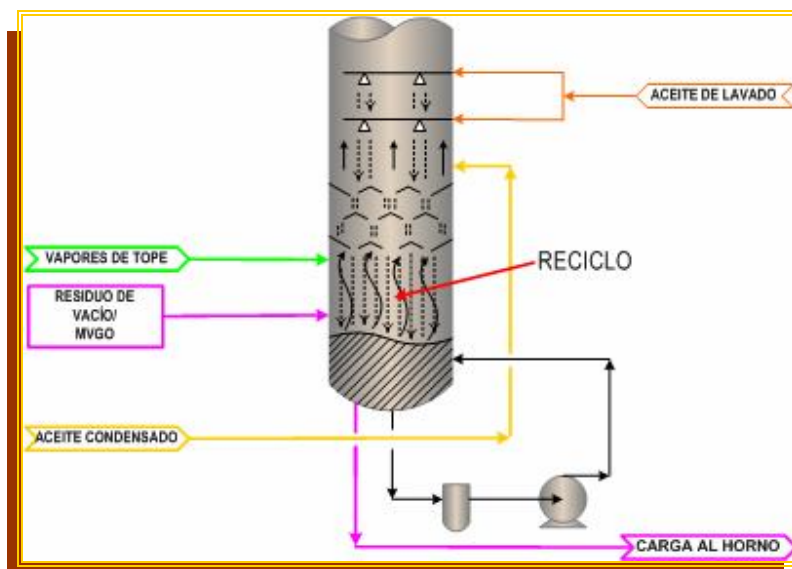


Figura N° A3.11: Zona de reciclo en la columna de fraccionamiento

El sistema de reflujo circulante (pumparound) sirve principalmente para remover calor del fraccionador (12-C-001). Este sistema asegura que haya suficiente calor disponible para los rehervidores de la columna de aceite rico (18-E-005A/B) en la Planta de Gas (unidad 18) y permite una flexibilidad en el balance de calor durante el pre-calentamiento del tambor de coque (12-V-001/12-V-002/12-V-003/12-V-004), generando vapor de media presión (150 psig) en el generador de vapor de MP (12-E-002A/B) del pumparound del HCGO (gasóleo pesado del coquificador). El circuito también descarga en los platos superiores del fraccionador (12-C-001) y ejecuta las tareas de condensación.

Durante las operaciones del fraccionador, cuando hasta el 30% del calor de reflujo del HCGO se pierde, es deseable mantener altas tasas de reflujo para también mantener la temperatura aproximada del rehervidor de la columna de aceite rico (18-E-005A/B).

Debido a que el control del circuito pumparound de HCGO es un control “obligado”, si la temperatura de retorno del pumparound y el caudal de flujo del

mismo trabajan en conjunto para satisfacer los requisitos impuestos por el proceso, en el caso de una alta alimentación al DCU, el control de temperatura debe programarse para un rango de operación bajo (460 °F), porque habrá flujo de pumparound adecuado para cumplir con los requisitos, manteniendo húmedos los platos de la torre. A caudales de alimentación mínimos o bajos, se recomienda un setpoint de 515-520 °F para asegurar una tasa de reflujo circulante mínima, manteniendo los platos de la torre húmedos.

(c) Control de temperatura del tope

El controlador de temperatura 12-TIC-209 controla la temperatura del tope del fraccionador (12-C-001), fijando el controlador de flujo 12-FIC-206, por medio del cual se ajusta la tasa de reflujo de la bomba del tope del fraccionador (12-P-002 A/B). Ajustando este controlador, se sube o baja la temperatura del tope, la cual controla el punto final de la corriente de nafta de coquificación.

(d) Vapor de despojamiento

El vapor de despojamiento se suministra al despojador de gasóleo liviano del coquificador, LCGO, (12-C002) para remover el ácido sulfhídrico y los componentes de hidrocarburo livianos de la corriente de gasóleo liviano del coquificador, por lo que se eleva el punto de centelleo y el punto inicial de ebullición del producto.

A.3.11.3 Variables de proceso – Sección de recuperación de vapor y purga

Los parámetros básicos que afectan la operación de la sección de purga y recuperación de vapor son la temperatura del tambor de purga del coquificador (12-V-007), la temperatura del tambor de sedimentación de purga (12-V-008), la presión

del tambor de succión del compresor (12-V-013) y la composición del vapor recuperado.

(a) Temperatura del tambor de purga (12-V-007)

La temperatura en el tambor de purga del coquificador (12-V-007) es mantenida regulando la cantidad de aceite que se usa para reducir el calor de los gases generados a la salida del tambor de coque (12-V-001/12-V-002/12-V-003/12-V-004) durante los ciclos de evaporación y enfriamiento. Esta temperatura se mantiene aproximadamente a 350 °F para prevenir la condensación del agua, controlando la circulación de flujo de purga. Si se disminuye esta temperatura, el agua se condensaría, lo cual podría formar una emulsión.

Una emulsión de aceite es una mezcla de aceite y agua en donde el agua se queda dentro de los glóbulos del aceite. Estos glóbulos no se separan ni se sedimentan por gravedad, a menos que se usen otros métodos para romper la emulsión, tal como la aplicación de calor o la desemulsificación.

(b) Temperatura del tambor de sedimentación de purga (12-V-008)

La función principal del tambor de sedimentación de purga (12-V-008) es separar pequeñas cantidades de aceite de la gran cantidad de agua. La temperatura en el tambor de sedimentación de purga de coque (12-V-008) es un factor básico que afecta la separación del aceite y el agua. Esta temperatura se fija a 125-175 °F. Un descenso en esta temperatura tiende a hacer más difícil la separación del agua y el aceite e incrementa la posibilidad de formar una emulsión

(c) Presión del tambor - succión del compresor (12-V-013)

El setpoint de la presión del tambor - succión del compresor (15-V-013) es independiente de la operación de purga. Obedece a la presión de operación que necesita ser mantenida en los tambores de coque (12-V-001/12-V-002/12-V-003/12-V-004). Esta presión se fija normalmente a 0.5 – 1 psig, lo cual es lo suficientemente bajo para despresurizar la corriente de salida del tambor de coque (12-V-001/12-V-002/12-V-003/12-V-004) y para recuperar los gases de hidrocarburos.

(d) Composición del vapor recuperado

El compresor de gas coque (12-K-001) recupera los vapores de hidrocarburos de la corriente de salida del tambor de coque (12-V-001/12-V-002/12-V-003/12-V-004) que de otra manera se ventilarían hacia el cabezal del sistema de alivio. Estas composiciones del gas varían entre 12-28 de peso molecular. En general, el vapor de los hidrocarburos recuperado de la corriente de salida del tambor de coque (12-V-001/12-V-002/12-V-003/12-V-004) tiene un peso molecular bajo.

El vapor de hidrocarburo es principalmente etano y liviano. Éste es enviado a la Planta de Gas (unidad 18) para mayor recuperación y remoción del H₂S antes de entrar al Sistema de Gas Combustible, (unidad 45).^[21]

[APÉNDICE N° 4]***DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE LA UNIDAD DE PLANTA DE GAS***

La Planta de Gas, recupera butanos y propanos provenientes del gas del tope de la red y nafta inestabilizada producida en la Unidad de Coquificación Retardada (DCU, unidad 12). La corriente de nafta estabilizada del coquificador, producida en la Planta de Gas, es dirigida a la Hidrotratadora de Aceite Liviano (unidad 14). Una corriente de fracciones ligeras consistentes de propanos, butanos y algunos hidrocarburos pesados se recupera y dirige a la Hidrotratadora de Aceite Liviano. La corriente de gas es tratada con amina y dirigida al sistema de recolección de gas combustible del Mejorador. La Planta de Gas esta diseñada de tal manera que las cantidades de propanos que van a la Hidrotratadora de Aceite Liviano, sean controlados. La operación de la Planta de Gas esta integrada a la operación de la Unidad de Coquificación Retardada. El pumparound gasóleo pesado del coquificador, se utiliza en un re-hervidor en la Planta de Gas.^[22]

La Planta de Gas consta de las siguientes secciones:

A.4.1 Sistema de alimentación a través del separador de alta presión

La alimentación de la Planta de Gas, consta de gas de desecho del coquificador proveniente del compresor de gas (12-K-001) en la DCU, y nafta inestabilizada proveniente de los líquidos del tope del fraccionador y de la ínter etapa del compresor por medio de la bomba de nafta inestabilizada (12-P-017 A/B) de la DCU (Ver Figura N° A4.1). El agua de lavado proveniente del tope de la torre de vacío de la Unidad de Crudo (unidad 10), es aceptada en la Planta de Gas con control de flujo. El agua de lavado es mezclada, con una pequeña cantidad de polisulfuro amónico proveniente de la DCU (unidad 12), aguas arriba de la línea de alimentación de gas a la Unidad 18.

La solución de polisulfuro amónico/agua de lavado, es inyectada dentro de la corriente de gas de alimentación, por medio de un tubo de inyección, para remover cualquier remanente de cianuro y/o bisulfuro amónico en el gas del coquificador. La corriente de alimentación de gas de lavado es combinada con nafta inestabilizada proveniente de la DCU y con el aceite rico de recicló, proveniente del absorbedor primario (18-C-001) antes de introducirse al enfriador de alta presión (18-E-001A/B) y al separador de alta presión (18-V-001). El separador a alta presión también recibe agua agria proveniente del acumulador despropanizador (18-V-003).

Dentro del separador a alta presión (18-V-001), el vapor de hidrocarburo es separado del líquido de hidrocarburo y del agua. El vapor del separador de alta presión fluye al fondo del absorbedor primario (18-C-001). Los líquidos de hidrocarburos provenientes del 18-V-001, sirven como alimentación a la columna de aceite rico (18-C-003). El agua agria proveniente de la bota es conducida a la DCU para subsiguiente disposiciones dentro del Despojador de Agua Agria (unidad 26).

A.4.2 Columna de aceite rico

La bomba de alimentación de aceite rico (18-P-001A/B), bombea nafta proveniente del separador de alta presión (18-V-001) a la columna de aceite rico (18-C-003) (Ver Figura N° A4.2). La columna de aceite rico funciona como un despojador/ estabilizador combinado. Antes de ser introducida al plato 24 de la columna, la alimentación es precalentada en el intercambiador de alimentación/fondos de aceite rico (18-E-004). Se suministra calor adicional a la columna por dos termosifones horizontales en los re-hervidores de la torre de aceite rico (18-E-005A/B), los cuales utilizan pumparound gasóleo pesado del coquificador, desde la DCU como medio de calentamiento. Los vapores de tope son condensados en el condensador de la columna de aceite rico (18-E-006) antes de fluir al acumulador (18-V-002).

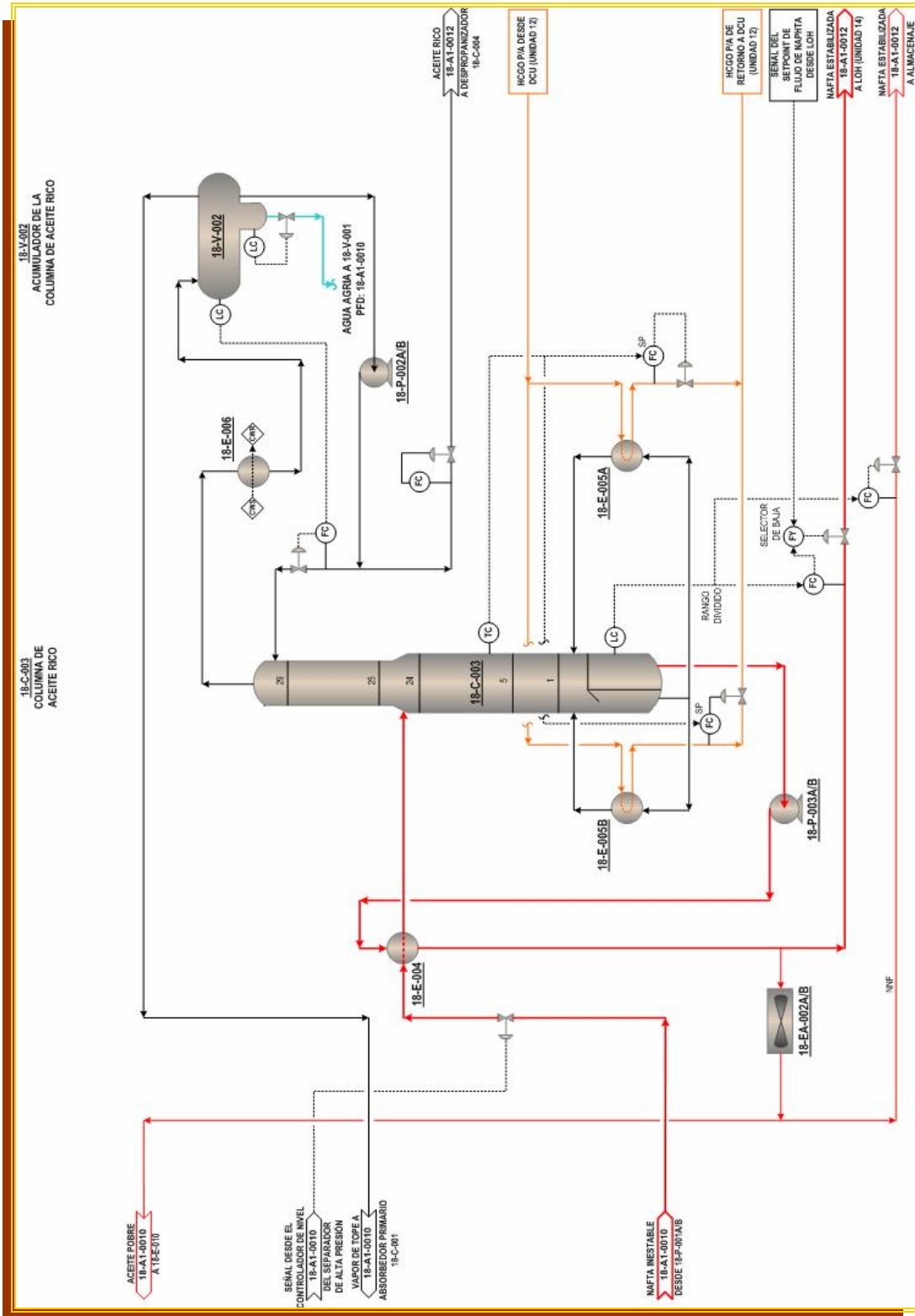


Figura N° A4.2: Diagrama de flujo de la columna de aceite rico (18-A1-0011)

El vapor de tope es alimentado al absorbedor primario (18-C-001) para la recuperación de productos líquidos (butanos). El reflujo y el producto líquido de tope se bombean por la bomba de reflujo de la columna de aceite rico (18-P-002A/B), el producto líquido es alimentado al despropanizador (18-C-004). El producto de fondo (nafta estabilizada) se bombea por la bomba (18-P-003A/B) al intercambiador de alimentación/fondos de la columna de aceite rico (18-E-004) antes de ser dirigido a la Hidrotratadora de Aceite Liviano (unidad 14); y/o alternativamente enfriado en el enfriador de aceite pobre (18-EA-002A/B) y dirigido al almacén. Una fracción de esta corriente se enfría posteriormente en el enfriador de aceite pobre con agua de enfriamiento (18-E-010) para utilizarlo como aceite pobre en el absorbedor primario (18-C-001).

A.4.3 Despropanizador

El despropanizador (18-C-004) recibe alimentación desde el acumulador de la columna de aceite rico (18-V-002). Tres platos de alimentación alternos se suministran para permitir ajustes de la cantidad de propano en los productos de fondos del despropanizador (Ver Figura N° A4.3). La característica del ajuste de propano permite al Mejorador maximizar la recuperación de los productos líquidos por arriba del límite de presión de vapor del crudo mezclado.

Los productos de fondos del despropanizador consisten en fracciones ligeras del coquificador (C_3 a C_5), estos son dirigidos a la Hidrotratadora de Aceite Liviano (unidad 14) después de enfriarse en el enfriador de fondos del despropanizador con agua de enfriamiento (18-E-011). Los vapores de tope son condensados en el condensador (18-E-009) antes de fluir al acumulador del despropanizador (18-V-003). El vapor de tope fluye al absorbedor de amina (18-C-005) para remover el H_2S . El reflujo es bombeado de regreso al despropanizador por la bomba (18-P-004A/B).

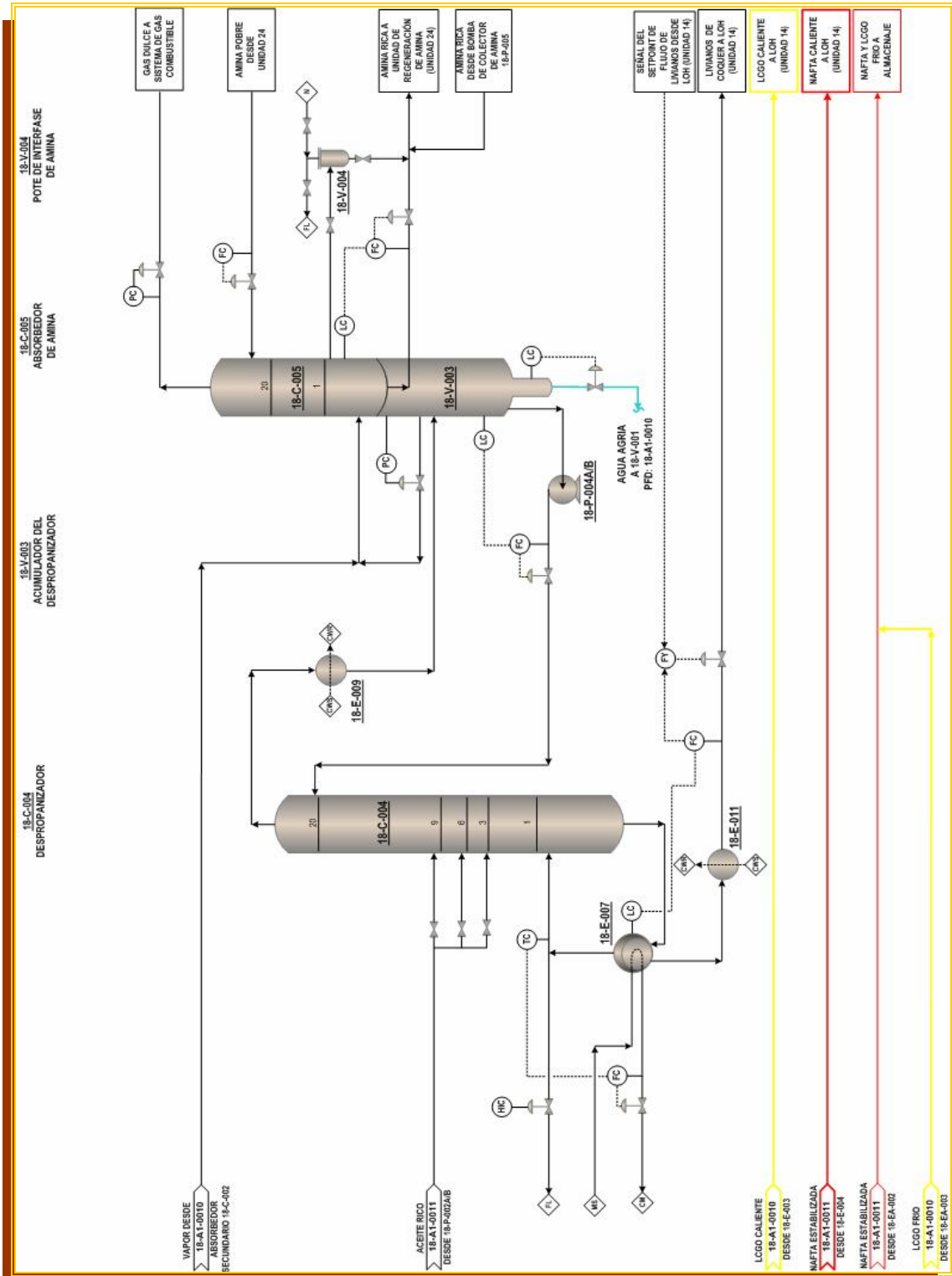


Figura N° A4.3: Diagrama de flujo del despropanizador y el absorbedor de amina (18-A1-0012)

A.4.4 Absorbedor primario

El absorbedor primario (18-C-001) utiliza nafta estabilizada proveniente de la columna de aceite rico (18-C-001), como aceite pobre para recuperar butanos provenientes del vapor del separador de alta presión (18-V-001) y de la corriente de vapor de tope de la columna de aceite rico (18-C-001) (Ver Figura N° A4.1). El aceite pobre enfriado proveniente del intercambiador (18-E-010) entra al plato superior del absorbedor primario. El gas de alimentación del absorbedor, fluye por debajo del plato 1 del absorbedor primario. El contacto en contracorriente del vapor subiendo y del líquido de aceite pobre bajando por la columna provoca una transferencia de masa necesaria para la recuperación de los butanos en el producto de fondo. Para una recuperación adicional de butanos, el flujo de líquido del plato 17 del absorbedor es enfriado por gravedad en el enfriador del absorbedor primario (18-E-002). El líquido enfriado retorna a la columna sobre el plato 16. El aceite rico proveniente del fondo del absorbedor primario es recirculado de regreso a la entrada del enfriador de alta presión (18-E-001A/B). El vapor de tope fluye al absorbedor de esponja (18-C-002).

A.4.5 Absorbedor de esponja y enfriamiento de LCGO

El absorbedor de esponja (18-C-002) recupera material con rango de gasolina (C_5^+) proveniente del vapor del absorbedor primario utilizando gasóleo liviano del coquificador proveniente de la DCU como aceite de esponja (Ver Figura N° A4.1). El gasóleo liviano del coquificador (LCGO) proveniente del despojador de LCGO (unidad 12) entra a la Planta de Gas y es enfriado por el intercambiador (18-E-003). Una fracción de la corriente de gasóleo liviano del coquificador proveniente de la salida de 18-E-003 se utiliza como aceite de esponja. El aceite de esponja, es enfriado en el ventilador (18-EA-003A/B), y luego en el intercambiador de aceite de esponja (18-E-008) y entra al absorbedor de esponja con control de flujo. El remanente del LCGO proveniente de la salida del 18-E-003, se dirige a la Hidrotratadora de Aceite Liviano (Unidad 14) y/o almacenaje.

El aceite de esponja proveniente del enfriador (18-E-008), entra al plato superior del absorbedor de esponja. El gas de alimentación del absorbedor fluye por debajo del plato 1 del absorbedor de esponja. El contacto en contracorriente del vapor subiendo y del líquido de aceite de esponja bajando provoca una transferencia de masa necesaria para la recuperación de pentanos y fracciones mas pesadas en los productos de fondo. El vapor de tope pasa a través de una almohadilla separadora de partículas y fluye al absorbedor de amina (18-C-005). El aceite de esponja rico proveniente del intercambiador (18-E-003) regresa a la DCU.

A.4.6 Absorbedor de amina, recipiente de interfase de amina y sumidero de amina

El vapor proveniente del absorbedor de esponja (18-C-002) y del acumulador despropanizador (18-V-003) son combinados y alimentados al absorbedor de amina (18-C-005) para remover H₂S (Ver Figura N° A4.3). La amina pobre (45 %p MDEA) proveniente de la Unidad de Regeneración de Amina (unidad 24) se utiliza en el absorbedor de amina. El producto de gas dulce se dirige al sistema de gas combustible del Mejorador, y la amina rica es regresada a la Unidad de Regeneración de Amina.

El recipiente de interfase de amina (18-V-004) se utiliza intermitentemente, cuando se requiere, por hidrocarburos provenientes del fondo del absorbedor de amina. El sumidero de amina (18-SU-001) se suministra para coleccionar amina drenada del equipo, bridas de nivel y tuberías. Esta amina es luego bombeada a la Unidad de Regeneración de Amina por la bomba del sumidero de amina (18-P-005). El filtro de carbón del sumidero de amina (18-ME-002) se suministra para el control de los olores y emisiones de H₂S.

A.4.7 Variables del proceso y reacciones químicas

La función de la Planta de Gas es maximizar el C_3 a través de la recuperación de C_5 y estabilizar la nafta del coquificador. El funcionamiento de la Planta de Gas esta directamente relacionada a las siguientes variables del proceso:

- (a) Presiones del absorbedor primario y del absorbedor de aceite de esponja (18-C-001 y 18-C-002), controladas por la presión de salida del gas combustible dulce proveniente del absorbedor de amina (18-C-005). La tasa de flujo de aceite pobre (nafta estabilizada del coquificador) hacia la 18-C-001 es controlado con la temperatura. La tasa de flujo de aceite de esponja (gasóleo liviano del coquificador, LCGO de la DCU) hacia la 18-C-002 es controlada con la temperatura. Al incrementar los flujos de aceite pobre y de aceite de esponja se incrementa la eficiencia de absorción de butanos y de C_5^+ respectivamente. Disminuyendo las temperaturas del aceite pobre y de esponja también incrementamos su eficiente absorción.
- (b) Flujo del reflujo de la columna de aceite rico (18-C-003), presión y temperatura del líquido del plato 5. Lo producido como producto de fondo, nafta estabilizada para alimentar la Unidad 14, la Hidrotratadora de Aceite Liviano.
- (c) La situación del plato de alimentación del despropanizador (18-C-004), la presión en el acumulador del despropanizador, la temperatura de retorno del re-hervidor del despropanizador (18-E-007), la temperatura del tope (y la tasa del reflujo al despropanizador). Estos parámetros de control afectan la cantidad de propano en los productos de fondo del despropanizador.
- (d) La tasa de flujo de amina pobre del absorbedor de amina (18-C-005), la presión del absorbedor de amina, la temperatura diferencial entre la temperatura del vapor de entrada y la temperatura de entrada de la amina

pobre. Estos parámetros afectan el remanente de H₂S en el gas combustible del Mejorador.

A.4.7.1 Tasas y propiedades de la alimentación proveniente de la DCU

El funcionamiento de la Planta de Gas depende de la tasa y la composición de las corrientes de alimentación. Los parámetros operativos se pueden ajustar de acuerdo a la alimentación recibida asegurando un funcionamiento satisfactorio.

A.4.7.2 Absorbedor primario y absorbedor de aceite de esponja (18-C-001 y 002)

El absorbedor primario (18-C-001) utiliza nafta estabilizada proveniente de la columna de aceite rico (18-C-003) como aceite pobre para recuperar butanos provenientes del vapor del separador de alta presión (18-V-001) y de la corriente de vapor del tope de la columna de aceite rico (18-C-001). La cantidad de butanos recuperados en 18-C-001, depende de la tasa de flujo de aceite pobre, de la temperatura de la alimentación del aceite pobre y de la presión en el absorbedor primario. El flujo de aceite pobre esta fijado en 24,000 BPSD. La temperatura se mantiene con el 18-E-010 en 105 °F. La presión se mantiene a 164 psig en la parte superior del 18-C-001. La presión en la parte superior del absorbedor de amina (18-C-005) se mantiene en 154 psig, con el fin de mantener la presión en el absorbedor primario en 164 psig. Un controlador de alimentación se facilita para ajustar la tasa de aceite pobre en proporción con la tasa de gas de alimentación cuando se recibe flujo proveniente de la DCU. La tasa de alimentación de gas es monitoreado por un indicador de flujo en las líneas de salida de vapor del separador de alta presión, (18-V-001). El absorbedor de esponja (18-C-002) recupera materiales con el rango de gasolina (C₅⁺) proveniente del vapor del absorbedor primario utilizando gasóleo liviano del coquificador (LCGO) proveniente de la DCU como aceite de esponja. La

cantidad de C_5^+ recuperado en el 18-C-002 depende del flujo de gasóleo liviano del coquificador (aceite de esponja), de la temperatura y de la presión de la alimentación de aceite de esponja en el absorbedor de esponja. El flujo de aceite de esponja esta fijado en 10,000 BPSD. La temperatura se mantiene con el 18-E-008 a 105 °F. La presión se mantiene a 158 psig en la parte superior del 18-C-002. La presión en la parte superior del absorbedor de amina se mantiene en 154 psig con el objeto de mantener la presión en el absorbedor primario en 164 psig.

A.4.7.3 Columna de aceite rico (18-C-003)

La función de la columna de aceite rico como una combinación de despojador/estabilizador es suministrar nafta estabilizada del coquificador a la Hidrotratadora de Aceite Liviano, Unidad 14. La efectividad de la estabilización depende de la tasa de flujo del reflujo, de la presión, de la temperatura del líquido del plato 5, de la temperatura del tope y de la tasa de flujo del producto líquido del tope. Manteniendo la presión en el absorbedor de amina (18-C-005) en 154 psig, finalmente se controla la presión en la parte superior de la columna de aceite rico (18-C-003).

A.4.7.4 Despropanizador (18-C-004)

La función del despropanizador es controlar la cantidad de propanos en los productos de fondo antes de la alimentación a la Hidrotratadora de Aceite Liviano, Unidad 14. Esto le permite al Mejorador maximizar la recuperación de producto líquido por encima de los límites de la presión de vapor del crudo comercial. Si la presión de vapor reid (RVP) de la mezcla de crudo comercial excede el límite máximo de 7.0 psia, el propano recuperado en el producto de fondo del despropanizador, se verá reducido. Si la RVP de la mezcla de crudo comercial esta por debajo del mínimo de 5.4 psia, el propano recuperado se verá incrementado por recuperación adicional de productos líquidos valiosos en la mezcla de crudo

comercial. Para lograr esto se suministran tres platos de alimentación. La temperatura de la parte superior esta ajustada para dar la composición deseada del producto de tope. Al disminuir el calor tiende a incrementarse el contenido de propano en el producto de fondo. La efectividad del despropanizador depende de su presión de operación, de la temperatura de operación y de la tasa de reflujo los cuales controlan la temperatura del tope. En el caso de baja recuperación de propano, se requiere alimentar en el plato 9 y en el caso de alta recuperación de propano, se requiere alimentar en el plato 3, para ajustar en forma óptima al propano en los productos de fondo.

A.4.7.5 Absorbedor de amina (18-C-005)

La DCU y la Planta de Gas son los mayores productores de gas combustible para el Mejorador. El contenido de H₂S en el gas combustible de refinería se controla en el absorbedor de amina, de manera que reúna las regulaciones ambientales aplicables en Venezuela (100 ppmv H₂S max). La efectividad del absorbedor de remover el H₂S depende de la tasa de flujo de amina pobre, de la presión del absorbedor de amina, de la temperatura de entrada de amina pobre y de la temperatura diferencial entre la temperatura del vapor de entrada y la temperatura de entrada de la amina pobre.

A.4.7.6 Agua de lavado y tasa de inyección de polisulfuro amónico

El agua de lavado y las tasas de inyección de polisulfuro amónico son esenciales para inhibir la corrosión, asociada con bisulfuro amónico y cianuros contenidos en la corriente de gas húmedo proveniente de la DCU. Estas tasas se mantienen para asegurar que el bisulfuro amónico y los cianuros contaminantes estén solo presentes en el sistema de alimentación a través del sistema separador de alta presión. Insuficiente agua de lavado/inyección de polisulfuro amónico acortara la vida útil de la Planta de Gas debido a la incontrolable corrosión.^[22]

CAPITULO IX

ANEXOS

[ANEXO 1]: Data sheet de la bomba 12-P-002



CENTRIFUGAL PUMP SPECIFICATION SHEETS

Contract: 04477000
 Item No.: 12-P-002 A/B
 Unit: 12. Delayed Coker
 P.O. No.: 477040-4-0602-B1
 Inquiry No.: 477000-4-0602-RQ
 Engineer: Rev: By: Date:
 Process:
 Mech:
 Sheet No.: 1 of 5

| | | | | | | |
|----|--------------------------------|---|---|---|---|---|
| 1 | Applicable to: | <input type="checkbox"/> Proposal | <input type="checkbox"/> Purchase | <input checked="" type="checkbox"/> As Built | | |
| 2 | Client: | Petrolera Ameriven, S.A. | | | | |
| 3 | Site: | Jose, Venezuela | | | | |
| 4 | No. Required: | Two (2) 100% pumps, 1-operating, 1-spare | | | | |
| 5 | Pump Mfr.: | SULZER (MEXICO), S.A. DE C.V. | | | | |
| 6 | Note: | <input type="checkbox"/> Indicates Information To Be Completed by Purchaser | <input type="checkbox"/> By Manufacturer | <input type="checkbox"/> By Manufacturer or Purchaser | | |
| 7 | GENERAL (3.1.1) | | | | | |
| 8 | Pumps To Operate In (Parallel) | No. Motor Driven | Two (2) | No. Turbine Driven | None | |
| 9 | (Series) With | Pump Item No. | 12-P-002A/B | Pump Item No. | | |
| 10 | Gear Item No. | Motor Item No. | 12-PM-002A/B | Turbine Item No. | | |
| 11 | Gear Provided By | Motor Provided By | Pump Supplier | Turbine Provided by | | |
| 12 | Gear Mounted By | Motor Mounted By | Pump Supplier | Turbine Mounted By | | |
| 13 | Gear Data Sht No's | Motor Data Sheet No's | | Turbine Data Sheet No's | | |
| 14 | OPERATING CONDITIONS | | | SITE AND UTILITY DATA (CONT.) | | |
| 15 | Capacity, Normal | 1184 gpm | Rated | 1421 gpm | Water Source | |
| 16 | Other Minimum Flow Case: | 592 gpm | | | Chloride Concentration (PPM) | (3.5.2.6) |
| 17 | Suction Pressure Max/Rated | 59.3 / 8.2 | psig | | Instrument Air: Max/Min Pressure | 100 / 60 psig |
| 18 | Discharge Pressure | 99.4 | psig | | LIQUID | |
| 19 | Differential Pressure | 91.2 | psi | | Type Or Name Of Liquid | Fractionator Overhead Liquid |
| 20 | Differential Head | 284.6 ft | NPSH Avail. | 16.4 ft | Pumping Temperature | |
| 21 | Hydraulic Power | 75.5 | HP | | Normal | 105 F |
| 22 | Process Variations | | | | Max | F |
| 23 | Starting Conditions | | | | Min | F |
| 24 | Service: | <input checked="" type="checkbox"/> Continuous | <input type="checkbox"/> Interm. (Starts/Day) | | Vapor Pressure | 16.7 psia @ 105 F |
| 25 | | <input type="checkbox"/> Parallel Operation Required (2.1.11) | | | Relative Density (Specific Gravity): | 0.74 @ Std |
| 26 | SITE AND UTILITY DATA | | | | | |
| 27 | Location: (2.1.23) | <input type="checkbox"/> Indoor | <input type="checkbox"/> Heated | <input type="checkbox"/> Under Roof | Specific Heat, Cp | BTU/lb-F |
| 28 | | <input checked="" type="checkbox"/> Outdoor | <input type="checkbox"/> Unheated | <input type="checkbox"/> Partial Sides | Viscosity | 0.5 cP @ 105 F |
| 29 | | <input type="checkbox"/> Grade | <input type="checkbox"/> Mezzanine | | Max. Viscosity | cP |
| 30 | Elect. Area Class. CL | 1 | Gr | C/D | Div | II |
| 31 | Winterization Req'd. | <input type="checkbox"/> Tropicalization Req'd. | | | Corrosive/Erosive Agent | H2S Sulfur (2.11.1.8) |
| 32 | Site Data: (2.1.29) | Altitude | 100 ft | Barometer | 14.7 | psia |
| 33 | | Range Of Ambient Temps: | Min/Max | 58 / 98 | F | |
| 34 | | Relative Humidity: | Min/Max | 44 / 95 | % | |
| 35 | Unusual Conditions: (2.1.23) | <input type="checkbox"/> Dust | <input type="checkbox"/> Fumes | | Chloride Concentration (PPM) | < 50 wppm (3.5.2.6) |
| 36 | | <input checked="" type="checkbox"/> Other | Refinery, Coastal salt spray atmosphere | | H2S Concentration (PPM) | 0.14 wt% (2.11.1.1) |
| 37 | Utility Conditions: | | | | Liquids: | <input type="checkbox"/> Toxic <input type="checkbox"/> Flammable |
| 38 | Steam: | Drivers | Heating | | <input checked="" type="checkbox"/> Other | Light Liquid Service |
| 39 | Min: | psig | F | psig | F | |
| 40 | Max: | psig | F | psig | F | |
| 41 | Electricity: | Drivers | Heating | Control | Shutdown | |
| 42 | Voltage | 460 | 120 | | | |
| 43 | Hertz | 60 | 60 | | | |
| 44 | Phase | 3 | 1 | 12 | | |
| 45 | Cooling Water: (2.1.17) | Temp. Inlet | 90 F | Max. Return | 120 F | |
| 46 | | Press. Norm. | 70 psig | Design | 150 psig | |
| 47 | | Min. Return | 55 psig | Max. Allow DP | 15 psig | |
| 48 | PERFORMANCE | | | | | |
| 49 | Proposal Curve No. | CA-553 | RPM | 1760 | | |
| 50 | Impeller Dia. Rated | 18.0 | Max. | 21.0 | Min. | 16.0 in |
| 51 | Rated Power | 105 | BHP | Eff. | 72 | % |
| 52 | Minimum Continuous Flow: | | | | | |
| | Thermal | gpm | Stable | 328 | gpm | |
| | Preferred Operating Region | 998 | to | 1710 | gpm | |
| | Allowable Operating Region | 328 | to | 1710 | gpm | |
| | Max Head @ Rated Impeller | 353 | ft | | | |
| | Max Power @ Rated Impeller | 113 | BHP | | | |
| | NPSHR At Rated Capacity | 11 | ft | | | (2.1.8) |
| | Suction Specific Speed | 11000 | | | | (2.1.9) |
| | Max Sound Press. Level Req'd | 85 @ 3 ft. | dBA | | | (2.1.14) |
| | Est. Max Sound Pressure Level | 82.1 @ 3 ft. | dBA | | | (2.1.14) |
| | Remarks: | BEP=1425 GPM | | | | |

[ANEXO 2]: Data sheet de la válvula 12-FV-345



CONTROL VALVE
SPECIFICATIONS SHEET
TAG No. **12-FV-345**

| | | |
|-----------------|--------------------|---------------|
| Contract: | 04477000 | |
| Data Sheet No.: | 12-01.01.09 | Rev. 11 |
| Unit: | 12- Delayed Coking | |
| P.O. No.: | 477040-7-0101-C1 | |
| Instr. Engr.: | Eddie Guinoo | |
| Process Engr.: | M. Derden | ProcData Ref. |
| Date: | | |
| Page No.: | 1 | of 1 |

Client: Petrolera Ameriven, S.A.
Plant: Hamaca Crude Upgrader
Site: Jose, Venezuela

Unless otherwise noted below all items shall comply with general specification sheets: SP-421300-70-1101

| 1 | Fluid | Hydrocarbon Liquid | Service | Coker Frac OVHD Liq Frm | 12P-002A/B | Crit Press, Po | 427 | psia | P&ID No. -12-A1-0136 | | | | | |
|----|------------------------------|---------------------------------|----------------------------|-------------------------|--------------------------|--|---------------------|------------------|----------------------|--------------|---------|--|------|--|
| 2 | SERVICE / CONDITIONS | Flow Rate | Units | Maximum Flow | Normal Flow | Minimum Flow | Other | Shut-off | | | | | | |
| 3 | | lb/hr | 71451 | 59543 | 29771 | | | | | | | | | |
| 4 | | Inlet Pressure | psig | 85.5 | 89.9 | 97.5 | | 180 | | | | | | |
| 5 | | Outlet Pressure | psig | 75.8 | 74.6 | 72.8 | | | | | | | | |
| 6 | | Inlet Temperature | F | 105 | 105 | 105 | | | | | | | | |
| 7 | | Density / Spec Grav / Mol Wt | lb/ft ³ / - / - | - / 0.74 / - | - / 0.74 / - | - / 0.74 / - | | | | | | | | |
| 8 | | Viscosity / Spec Heats Ratio | cP | 0.50 / - | 0.50 / - | 0.50 / - | | | | | | | | |
| 9 | | Vapor Pressure, Pv | psia | 16.7 | 16.7 | 16.7 | | | | | | | | |
| 10 | | Required Cv | | 53.3 | 35.4 | 13.9 | | | | | | | | |
| 11 | | Travel | % | 84 | 74 | 52 | | 0 | | | | | | |
| 12 | | Allowable / Predicted SPL | dBA | 85 | <70 | 85 | <70 | 85 | <70 | | | | | |
| 13 | Compressibility Factor, Z | | | | | | | | | | | | | |
| 13 | LINE | Pipe Size | In | 3" Sch Std. Wt. | 53 | NEC Class | I, II | Div | 2 | Group | C, D, F | | | |
| 14 | | & Schedule | Out | 3" Sch Std. Wt. | 54 | Type | Spring Diaphragm | | | | | | | |
| 15 | VALVE / BODY / BONNET | Pipe Line Spec & Insulation | | J14B | 55 | Manufacturer & Model No. | Valtek/V2 Diaphragm | | | | | | | |
| 16 | | Type | | Globe | 56 | Size | 2112-30 | Effective Area | 90 sq. in. | | | | | |
| 17 | | Size | | 3" | 57 | On / Off | | Modulating | | | | | | |
| 18 | | Max Press/Temp | 180 | psig | 155 | F | 58 | Failure Position | Open | | Close | | Last | |
| 19 | | Manufacturer & Model No. | Valtek/2000 | | 59 | Air Pressure Unit | None | | | | | | | |
| 20 | | Body / Bonnet Matl | Carbon Steel | | 60 | Max Allowable Press. | 87 | psig | Min. Required Press. | 40 - 60 psig | | | | |
| 21 | | Liner Material / ID | None | | 61 | Avail Air Supply Press | Max | 100 | psig | Min | 60 psig | | | |
| 22 | | End Connection | In | 3"-300# RF | Out | 3"-300# RF | 62 | Bench Range | 23.2 - 46.4 psi | | | | | |
| 23 | | Flg Face Finish | 125-250 Ra | | 63 | Actuator Orientation | Valve Yoke Mounted | | | | | | | |
| 24 | | End Ext / Matl | None | | 64 | Handwheel Type | | | | | | | | |
| 25 | | Flow Direction | Flow Under | | 65 | Air Failure Valve | N/A | Set at | N/A | | | | | |
| 26 | Type of Bonnet | Standard | | 66 | Response Time | N/A | | | | | | | | |
| 27 | Lub & Iso Valve | None | | 67 | Input Signal | 4-20 mA DC | | | | | | | | |
| 28 | Packing Material | Flexible Graphite | | 68 | Type | Smart Electro-pneumatic with Hart Protocol | | | | | | | | |
| 29 | Packing Type | Standard | | 69 | Manufacturer & Model No. | Valtek/Logix 1200 | | | | | | | | |
| 30 | Bolting Material | A193 GrB7 Studs & A194 Gr2H Nut | | 70 | Open @ | 20 | ma | Close @ | 4 ma | | | | | |
| 31 | Type | Double Top-Stem Guided | | 71 | Gauges | Yes | Bypass | No | | | | | | |
| 32 | Size | # 2.20A | | 72 | Cam Characteristic | Linear | | | | | | | | |
| 33 | Characteristic | Equal % | | 73 | | | | | | | | | | |
| 34 | Balanced | | Unbalanced | | 74 | Type | None | Quantity | N/A | | | | | |
| 35 | Rated Cv | 74 | | 75 | Manufacturer & Model No. | N/A | | | | | | | | |
| 36 | Plug/Ball/Disk Material | 17-4PH | | 76 | Contacts & Rating | N/A | | | | | | | | |
| 37 | Seat Material | 17-4PH | | 77 | Actuation Points | N/A | | | | | | | | |
| 38 | Cage/Guide/Stack Material | 316 SS HT | | 78 | Tag No. | N/A | | | | | | | | |
| 39 | Stem Material | 17-4PH | | 79 | Airset Mfr & Model No. | Yes: Norgren/R72G | Set Pr. | psig 60 | | | | | | |
| 40 | | | | 80 | Solenoid Mfr & Model No. | No | | | | | | | | |
| 41 | Hydro Pressure | Per ANSISA-S75.19 | | 81 | Solenoid Voltage | N/A | Tag No. | N/A | | | | | | |
| 42 | ANSI / FCI Leakage Class | ANSI Class-IV | | 82 | | | | | | | | | | |
| 43 | Pos. Material Identification | No | | 83 | Outline Dimensions | Certified Dimensions | Outline Required | | | | | | | |

[ANEXO 3]: Data sheet de la válvula 12-FV-206



CONTROL VALVE
SPECIFICATIONS SHEET
TAG No. **12-FV-206**

Contract: 04477000
Data Sheet No.: 12-01.01.22 Rev. 11
Unit: 12- Delayed Coking
P.O. No.: 477040-7-0101-C1
Instr. Engr. Eddie Guinoo
Process Engr. ProcData Ref. Date
M. Derden
Page No. 1 of 1

Client: Petrolera Ameriven, S.A.
Plant: Hamaca Crude Upgrader
Site: Jose, Venezuela

| Unless otherwise noted below all items shall comply with general specification sheets: SP-421300-70-1101 | | | | | | | | | | | | | |
|--|---------------------------------|---------------------------------|----------------------------|-------------------------------|--------------------------|--|--------------------|--------------------|----------------------|----------------|----------------------|------|---|
| 1 | Fluid | HC LIQUID | Service | FRACTIONATOR REFLUX FR 12-P-1 | | | | Crit Press, Pc | 427 | psia | P&ID No. -12-A1-0124 | | |
| 2 | SERVICE CONDITIONS | Flow Rate | Units | Maximum Flow | Normal Flow | Minimum Flow | Other | Shut-off | | | | | |
| 3 | | Inlet Pressure | psig | 86.9 | 89.9 | 108.4 | 180 psi | | | | | | |
| 4 | | Outlet Pressure | psig | 60.4 | 58.2 | 54.4 | | | | | | | |
| 5 | | Inlet Temperature | F | 105 | 105 | 105 | | | | | | | |
| 6 | | Density / Spec Grav / Mol Wt | lb/ft ³ / - / - | - / 0.74 / - | - / 0.74 / - | - / 0.74 / - | | | | | | | |
| 7 | | Viscosity / Spec Heats Ratio | cP | 0.50 / - | 0.50 / - | 0.50 / - | | | | | | | |
| 8 | | Vapor Pressure, Pv | psia | 16.7 | 16.7 | 16.7 | | | | | | | |
| 9 | | Required Cv | | 206.192 | 156.728 | 59.873 | | | | | | | |
| 10 | | Travel | | 55 | 50 | 39 | 0 | | | | | | |
| 11 | | Allowable / Predicted SPL | dBA | 85 | 78 | 85 | 78 | 85 | 76 | --- / --- | | | |
| 12 | | Compressibility Factor, Z | | | | | | | | | | | |
| 13 | LINE | Pipe Size | In | 8" Sch. 20 | NEC Class | | I, II | Div | 2 | Group C, D & F | | | |
| 14 | | & Schedule | Out | 8" Sch 20 | Type | | Spring Cylinder | | | | | | |
| 15 | VALVE / BODY / BONNET | Pipe Line Spec & Insulation | J14 B | | | Manufacturer & Model No. | | Valtek/VL Cylinder | | | | | |
| 16 | | Type | Globe | | | Size | 200 | Effective Area | N/A | | | | |
| 17 | | Size | 6 inch | | | On / Off | ⓪ | Modulating | Ⓢ | | | | |
| 18 | | Max Press/Temp | 180 | psig | 150 | F | Failure Position | Open | Ⓛ | Close | Ⓢ | Last | Ⓢ |
| 19 | | Manufacturer & Model No. | Valtek/Mark One | | | Air Pressure Unit | None | | | | | | |
| 20 | | Body / Bonnet Matl | Carbon Steel | | | Max Allowable Press. | 150 | psig | Min. Required Press. | 30 | psig | | |
| 21 | | Liner Material / ID | None | | | Avail Air Supply Press | Max | 100 | psig | Min | 60 | psig | |
| 22 | | End Connection | In | 6" 300# RF | Out | 6" 300# RF | Bench Range | N/A | | | | | |
| 23 | | Fig Face Finish | 125-250 Ra | | | Actuator Orientation | Valve Yoke Mounted | | | | | | |
| 24 | | End Ext / Matl | None | | | Handwheel Type | None | | | | | | |
| 25 | | Flow Direction | Flow Under | | | Air Failure Valve | None Set at | | | | | | |
| 26 | Type of Bonnet | Standard | | | Response Time | Mfr. Std. | | | | | | | |
| 27 | Lub & Iso Valve | None | | | Input Signal | 4-20 mA | | | | | | | |
| 28 | Packing Material | 9000 EVSP | | | Type | Smart Electro-pneumatic with Hart Protocol | | | | | | | |
| 29 | Packing Type | Standard | | | Manufacturer & Model No. | Valtek/Logix 1200 | | | | | | | |
| 30 | Bolting Material | A193 GrB7 Studs & A194 Gr2H Nut | | | Open @ | 4 | mA | Close @ | 20 | mA | | | |
| 31 | Type | Double Top-Stem Guided | | | Gauges | Yes | Bypass | No | | | | | |
| 32 | Size | # 5.00 | | | Cam Characteristic | Linear | | | | | | | |
| 33 | Characteristic | Equal Percentage | | | TRIM | Type | None Quantity | | | | | | |
| 34 | Balanced | ⓪ | Unbalanced | | | Ⓢ | | | | | | | |
| 35 | Rated Cv | 400 | | | Manufacturer & Model No. | | | | | | | | |
| 36 | Plug/Ball/Disk Material | 316 SS/Full Cont. Alloy 6 | | | Contacts & Rating | | | | | | | | |
| 37 | Seat Material | 316 SS/Full Bore Alloy 6 | | | Actuation Points | | | | | | | | |
| 38 | Cage/Guide/Stack Material | 316 SS, Graphite | | | Tag No. | | | | | | | | |
| 39 | Stem Material | 316 SS | | | Airset Mfr & Model No | Valtek/F55-228-MOMA | | | Set Pr. | psig N/A | | | |
| 40 | | | | | Solenoid Mfr & Model No. | None | | | | | | | |
| 41 | Hydro Pressure | Per ANSISA-S75.19 | | | Solenoid Voltage | Tag No. | | | | | | | |
| 42 | ANSI / FCI Leakage Class | ANSI Class IV | | | | | | | | | | | |
| 43 | Pos. Material Identification No | | | | Outline Dimensions | Certified Dimensions Outline Required | | | | | | | |

[ANEXO 5]: Resultados de Sultray de las Columnas 18-C-001, 18-C-002, 18-C-003,
18-C-004

SULTRAY Version C5.2

Sulzer Chemtech Ltd.
P.O. Box 65
CH-8404 Winterthur, Switzerland
Phone: 41 52 262 37 49 Fax: 41 52 262 01 82 Internet: www.sulzerchemtech.com

Project:
Service: PRIMARY ABSORBER
Item: 18-C-001
Date Run: 5-mar-2007

Registered: Maryeri Mariño Bart

Geometry: TRAY

Tray Dimensions:

Tray Type: BDH Tray Spacing, [in]: 24
Tower Diameter, [in]: 84
Number of Passes: 2

Downcomer Dimensional Input Data:

Tray Area Calculated Output:

| | Side | Center | Off-Center | | |
|------------------------------------|------|--------|------------|------------------------|-------|
| Downcomer Top Width, [in]: | 12,5 | 12,25 | N/A | Open Area, [%]: | 12,5 |
| Downcomer Bottom Width, [in]: | 12,5 | 12,25 | N/A | Tower Area, [ft2]: | 38,48 |
| Downcomer Clearance, [in]: | 2 | 2 | N/A | Downcomer Area, [ft2]: | 7,12 |
| Outlet Weir Height, [in]: | 2,5 | 2,5 | N/A | Downcomer Area, %: | 18,5 |
| Outlet Weir Length per D.C., [in]: | 0 | 0 | N/A | Active Area, [ft2]: | 24,21 |
| Inlet Weir Height, [in]: | 0 | 0 | N/A | Active Area, %: | 62,9 |
| Rec. Pan Depth, [in]: | 0 | 0 | N/A | | |
| Pan Width, [in]: | 0 | 0 | N/A | | |
| Radius Tip Downcomer: | NO | NO | NO | | |

Downcomer Calculated Output:

| | Side | Center | Off-Center |
|----------------------------------|-------|--------|------------|
| Downcomer Top Area, [ft2]: | 3,58 | 7,12 | 0 |
| Downcomer Bottom Area, [ft2]: | 3,58 | 7,12 | 0 |
| Weir Length per Downcomer, [in]: | 59,79 | 166,2 | 0 |

Fluid Data Input:

Case Number: 1
Fluid Name: FLUID
Description:

Vapor:

Flow Multiplier: 1
Mult. Vapor Rate, [lb/hr]: 121591
Density, [lb/ft3]: 0,96292
QV, [CFS]: 35,08

Liquid:

Flow Multiplier: 1
Mult. Liquid Rate, [lb/hr]: 274072
Density, [lb/ft3]: 41,079
Surface Tension, [d/cm]: 15,1
Viscosity, [cP]: 0,225
QL, [gpm]: 831,81
System Factor : 1

Calculated Output:

Jet Flood, [%]: 53
Downcomer Velocity, [%]: 47
Downcomer Froth Backup, [%]: 45
Downcomer Clear Liquid, [in Liq]: 8,05
Weir Loading, [gpm/in]: 6,96
DryDrop, [in H2O]: 1,66
Delta P, [mmHg]: 6,07

Design Notes: Caso a 70000

Engineer Name:

File: C:\Documents and Settings\Bart Rodriguez\Mis documentos\Maryeri\Tesis\Simulaciones en

Copyright © 2000. This Customer Version information is for screening purposes only, and a Sulzer Chemtech representative must be contacted for a detailed design. Any assured quality performance guarantee or specification may only be accepted, if expressly identified as such.

Page: 1/1

Printed: 19-jun-2007 19:08:47 Compiled: 9.6.2000.

SULTRAY Version C5.2

Sulzer Chemtech Ltd.
 P.O. Box 65
 CH-8404 Winterthur, Switzerland
 Phone: 41 52 262 37 49 Fax: 41 52 262 01 82 Internet: www.sulzerchemtech.com

Project:
 Service: SONGE ABSORBER
 Item: 18-C-002
 Date Run: 3-may-2007

Registered: Maryeri Mariño Bart

Geometry: TRAY

Tray Dimensions:

Tray Type: BDH Tray Spacing, [in]: 24
 Tower Diameter, [in]: 84
 Number of Passes: 1

Downcomer Dimensional Input Data:

| | Side | Center | Off-Center |
|------------------------------------|------|--------|------------|
| Downcomer Top Width, [in]: | 15 | N/A | N/A |
| Downcomer Bottom Width, [in]: | 15 | N/A | N/A |
| Downcomer Clearance, [in]: | 1,5 | N/A | N/A |
| Outlet Weir Height, [in]: | 2 | N/A | N/A |
| Outlet Weir Length per D.C., [in]: | 0 | N/A | N/A |
| Inlet Weir Height, [in]: | 0 | N/A | N/A |
| Rec. Pan Depth, [in]: | 0 | N/A | N/A |
| Pan Width, [in]: | 0 | N/A | N/A |
| Radius Tip Downcomer: | NO | NO | NO |

Tray Area Calculated Output:

| | |
|------------------------|-------|
| Open Area, [%]: | 7,98 |
| Tower Area, [ft2]: | 38,48 |
| Downcomer Area, [ft2]: | 4,66 |
| Downcomer Area, %: | 12,1 |
| Active Area, [ft2]: | 29,17 |
| Active Area, %: | 75,8 |

Downcomer Calculated Output:

| | | | |
|----------------------------------|-------|---|---|
| Downcomer Top Area, [ft2]: | 4,66 | 0 | 0 |
| Downcomer Bottom Area, [ft2]: | 4,66 | 0 | 0 |
| Weir Length per Downcomer, [in]: | 64,34 | 0 | 0 |

Fluid Data Input:

Case Number: 1
 Fluid Name: FLUID
 Description:

Vapor:

Flow Multiplier: 1
 Mult. Vapor Rate, [lb/hr]: 79245
 Density, [lb/ft3]: 0,75055
 QV, [CFS]: 29,33

Liquid:

Flow Multiplier: 1
 Mult. Liquid Rate, [lb/hr]: 147236
 Density, [lb/ft3]: 49,967
 Surface Tension, [d/cm]: 24,11
 Viscosity, [cP]: 0,531
 QL, [gpm]: 367,38
 System Factor: 1

Calculated Output:

| | |
|-----------------------------------|------|
| Jet Flood, [%]: | 30 |
| Downcomer Velocity, [%]: | 27 |
| Downcomer Froth Backup, [%]: | 37 |
| Downcomer Clear Liquid, [in Liq]: | 8,05 |
| Weir Loading, [gpm/in]: | 5,71 |
| DryDrop, [in H2O]: | 1,53 |
| Delta P, [mmHg]: | 6,39 |

Design Notes: Caso a 70000

Engineer Name:

File: C:\Documents and Settings\Bart Rodriguez\Mis documentos\MaryeriTesis\Simulaciones en

Copyright © 2000. This Customer Version information is for screening purposes only, and a Sulzer Chemtech representative must be contacted for a detailed design. Any assured quality performance guarantee or specification may only be accepted, if expressly identified as such.

Page: 1/1

Printed: 19-jun-2007 19:09:27 Compiled: 9.6.2000.

CAPITULO IX. Anexos

SULTRAY Version C5.2

Sulzer Chemtech Ltd.
P.O. Box 65
CH-8404 Winterthur, Switzerland
Phone: 41 52 262 37 49 Fax: 41 52 262 01 82 Internet: www.sulzerchemtech.com

Project:
Service: RICH OIL COLUMN
Item: 18-C-003
Date Run: 3-may-2007

Registered: Maryeri Mariño Bart

Geometry: DISEN 1

Tray Dimensions:

Tray Type: BDH Tray Spacing, [in]: 24
Tower Diameter, [in]: 132
Number of Passes: 2

Downcomer Dimensional Input Data:

| | Side | Center | Off-Center |
|------------------------------------|------|--------|------------|
| Downcomer Top Width, [in]: | 25 | 23 | N/A |
| Downcomer Bottom Width, [in]: | 25 | 23 | N/A |
| Downcomer Clearance, [in]: | 2,5 | 2 | N/A |
| Outlet Weir Height, [in]: | 2,5 | 2,5 | N/A |
| Outlet Weir Length per D.C., [in]: | 0 | 0 | N/A |
| Inlet Weir Height, [in]: | 0 | 0 | N/A |
| Rec. Pan Depth, [in]: | 0 | 0 | N/A |
| Pan Width, [in]: | 0 | 0 | N/A |
| Radius Tip Downcomer: | NO | NO | NO |

Tray Area Calculated Output:

| | |
|------------------------|-------|
| Open Area, [%]: | 12,03 |
| Tower Area, [ft2]: | 95,03 |
| Downcomer Area, [ft2]: | 20,98 |
| Downcomer Area, %: | 22,1 |
| Active Area, [ft2]: | 49,03 |
| Active Area, %: | 51,6 |

Downcomer Calculated Output:

| | | | |
|----------------------------------|--------|--------|---|
| Downcomer Top Area, [ft2]: | 12,51 | 20,98 | 0 |
| Downcomer Bottom Area, [ft2]: | 12,51 | 20,98 | 0 |
| Weir Length per Downcomer, [in]: | 103,44 | 259,96 | 0 |

Fluid Data Input:

Case Number: 1
Fluid Name: TRAY 1-24
Description:

Vapor:

Flow Multiplier: 1
Mult. Vapor Rate, [lb/hr]: 325350
Density, [lb/ft3]: 2,30499
QV, [CFS]: 39,21

Liquid:

Flow Multiplier: 1
Mult. Liquid Rate, [lb/hr]: 731517
Density, [lb/ft3]: 34,054
Surface Tension, [d/cm]: 5,79
Viscosity, [cP]: 0,101
QL, [gpm]: 2678,16
System Factor : 1

Calculated Output:

Jet Flood, [%]: 58
Downcomer Velocity, [%]: 60
Downcomer Froth Backup, [%]: 60
Downcomer Clear Liquid, [in Liq]: 11,3
Weir Loading, [gpm/in]: 12,95
DryDrop, [in H2O]: 1,31
Delta P, [mmHg]: 6,54

Design Notes: Caso a 70000

Engineer Name:

File: C:\Documents and Settings\Bart Rodriguez\Mis documentos\Maryeri\Tesis\Simulaciones en
Copyright © 2000. This Customer Version information is for screening purposes only, and a Sulzer Chemtech representative must be contacted for
a detailed design. Any assured quality performance guarantee or specification may only be accepted, if expressly identified as such.

Page: 1/1

Printed: 19-Jun-2007 19:09:48 Compiled: 9.6.2000.

SULTRAY Version C5.2

Sulzer Chemtech Ltd.

P.O. Box 65

CH-8404 Winterthur, Switzerland

Phone: 41 52 262 37 49 Fax: 41 52 262 01 82 Internet: www.sulzerchemtech.com

Project:

Service: DEPROPANIZER

Item: 18-C-004

Date Run: 3-may-2007

Registered: Maryeri Mariño Bart

Geometry: TRAY

Tray Dimensions:

Tray Type: BDH Tray Spacing, [in]: 24
 Tower Diameter, [in]: 60
 Number of Passes: 1

Downcomer Dimensional Input Data:

| | Side | Center | Off-Center |
|------------------------------------|-------|--------|------------|
| Downcomer Top Width, [in]: | 15,75 | N/A | N/A |
| Downcomer Bottom Width, [in]: | 15,75 | N/A | N/A |
| Downcomer Clearance, [in]: | 2 | N/A | N/A |
| Outlet Weir Height, [in]: | 2,5 | N/A | N/A |
| Outlet Weir Length per D.C., [in]: | 0 | N/A | N/A |
| Inlet Weir Height, [in]: | 0 | N/A | N/A |
| Rec. Pan Depth, [in]: | 0 | N/A | N/A |
| Pan Width, [in]: | 0 | N/A | N/A |
| Radius Tip Downcomer: | NO | NO | NO |

Tray Area Calculated Output:

| | |
|------------------------|-------|
| Open Area, [%]: | 6,24 |
| Tower Area, [ft2]: | 19,63 |
| Downcomer Area, [ft2]: | 4,11 |
| Downcomer Area, %: | 20,9 |
| Active Area, [ft2]: | 11,41 |
| Active Area, %: | 58,1 |

Downcomer Calculated Output:

| | | | |
|----------------------------------|------|---|---|
| Downcomer Top Area, [ft2]: | 4,11 | 0 | 0 |
| Downcomer Bottom Area, [ft2]: | 4,11 | 0 | 0 |
| Weir Length per Downcomer, [in]: | 52,8 | 0 | 0 |

Fluid Data Input:

Case Number: 1
 Fluid Name: TRAY 1-20
 Description:

Vapor:

Flow Multiplier: 1
 Mult. Vapor Rate, [lb/hr]: 83844
 Density, [lb/ft3]: 4,38857
 QV, [CFS]: 5,31

Liquid:

Flow Multiplier: 1
 Mult. Liquid Rate, [lb/hr]: 104391
 Density, [lb/ft3]: 26,967
 Surface Tension, [d/cm]: 1,95
 Viscosity, [cP]: 0,059
 QL, [gpm]: 482,63
 System Factor: 1

Calculated Output:

| | |
|-----------------------------------|-------|
| Jet Flood, [%]: | 57 |
| Downcomer Velocity, [%]: | 81 |
| Downcomer Froth Backup, [%]: | 76 |
| Downcomer Clear Liquid, [in Liq]: | 15,53 |
| Weir Loading, [gpm/in]: | 9,14 |
| DryDrop, [in H2O]: | 3,12 |
| Delta P, [mmHg]: | 10,32 |

Design Notes: Caso a 70000

Engineer Name:

File: C:\Documents and Settings\Bart Rodriguez\Mis documentos\Maryeri\Tesis\Simulaciones en

Copyright © 2000. This Customer Version information is for screening purposes only, and a Sulzer Chemtech representative must be contacted for a detailed design. Any assured quality performance guarantee or specification may only be accepted, if expressly identified as such.

Page: 1/1

Printed: 19-jun-2007 19:10:09 Compiled: 9.6.2000.

[ANEXO 6]: Resultados de Sultray de la Columna 18-C-005

CAPITULO IX. Anexos

SULTRAY Version C5.2

Sulzer Chemtech Ltd.
P.O. Box 65
CH-8404 Winterthur, Switzerland
Phone: 41 52 262 37 49 Fax: 41 52 262 01 82 Internet: www.sulzerchemtech.com

Project:
Service: AMINE ABSORBER
Item: 18-C-005
Date Run: 2-jul-2007

Registered: Maryeri Mariño Bart

Geometry: DESIGN

Tray Dimensions:

Tray Type: BDH Tray Spacing, [in]: 24
Tower Diameter, [in]: 72
Number of Passes: 2

Downcomer Dimensional Input Data:

| | Side | Center | Off-Center |
|------------------------------------|------|--------|------------|
| Downcomer Top Width, [in]: | 12 | 12 | N/A |
| Downcomer Bottom Width, [in]: | 9 | 8 | N/A |
| Downcomer Clearance, [in]: | 1,77 | 1,77 | N/A |
| Outlet Weir Height, [in]: | 2,17 | 2,17 | N/A |
| Outlet Weir Length per D.C., [in]: | 0 | 0 | N/A |
| Inlet Weir Height, [in]: | 0 | 0 | N/A |
| Rec. Pan Depth, [in]: | 0 | 0 | N/A |
| Pan Width, [in]: | 0 | 0 | N/A |
| Radius Tip Downcomer: | NO | NO | NO |

Tray Area Calculated Output:

Open Area, [%]: 12,29
Tower Area, [ft2]: 28,27
Downcomer Area, [ft2]: 5,97
Downcomer Area, %: 21,1
Active Area, [ft2]: 18,09
Active Area, %: 64

Downcomer Calculated Output:

| | Side | Center | Off-Center |
|----------------------------------|-------|--------|------------|
| Downcomer Top Area, [ft2]: | 3,1 | 5,97 | 0 |
| Downcomer Bottom Area, [ft2]: | 2,04 | 3,99 | 0 |
| Weir Length per Downcomer, [in]: | 53,67 | 141,99 | 0 |

Fluid Data Input:

| | 1 | 2 | 3 | 4 |
|--------------|--------|--------|--------|--------|
| Case Number: | 1 | 2 | 3 | 4 |
| Fluid Name: | TRAY 1 | TRAY 4 | TRAY 6 | TRAY 8 |
| Description: | | | | |

Vapor:

| | 1 | 2 | 3 | 4 |
|----------------------------|---------|---------|---------|---------|
| Flow Multiplier: | 1 | 1 | 1 | 1 |
| Mult. Vapor Rate, [lb/hr]: | 91326 | 87190 | 85047 | 84039 |
| Density, [lb/ft3]: | 0,73054 | 0,64057 | 0,63272 | 0,63207 |
| QV, [CFS]: | 34,73 | 37,81 | 37,34 | 36,93 |

Liquid:

| | 1 | 2 | 3 | 4 |
|-----------------------------|---------|---------|--------|--------|
| Flow Multiplier: | 1 | 1 | 1 | 1 |
| Mult. Liquid Rate, [lb/hr]: | 497577 | 493441 | 491298 | 490290 |
| Density, [lb/ft3]: | 60,96 | 61,27 | 61,524 | 61,678 |
| Surface Tension, [d/cm]: | 29,22 | 29,54 | 29,98 | 30,22 |
| Viscosity, [cP]: | 0,458 | 0,473 | 0,491 | 0,502 |
| QL, [gpm]: | 1017,64 | 1004,08 | 995,59 | 991,07 |
| System Factor : | 0,73 | 0,73 | 0,73 | 0,73 |

Calculated Output:

| | 1 | 2 | 3 | 4 |
|-----------------------------------|-------|-------|------|-------|
| Jet Flood, [%]: | 75 | 76 | 75 | 74 |
| Downcomer Velocity, [%]: | 65 | 65 | 64 | 64 |
| Downcomer Froth Backup, [%]: | 70 | 69 | 68 | 67 |
| Downcomer Clear Liquid, [in Liq]: | 12,18 | 12,13 | 12 | 11,93 |
| Weir Loading, [gpm/in]: | 9,48 | 9,35 | 9,28 | 9,23 |
| DryDrop, [in H2O]: | 2,28 | 2,37 | 2,29 | 2,24 |
| Delta P, [mmHg]: | 8,62 | 8,69 | 8,57 | 8,5 |

Design Notes: Caso a 70000 BPSD de alimentación

Engineer Name: File: C:\Documents and Settings\Bart Rodriguez\Mis documentos\Maryeri\Tesis\Simulaciones en
Copyright © 2000. This Customer Version information is for screening purposes only, and a Sulzer Chemtech representative must be contacted for a detailed design. Any assured quality performance guarantee or specification may only be accepted, if expressly identified as such. Page: 1/3
Printed: 19-jun-2007 19:10:30 Compiled: 9.6.2000.

CAPITULO IX. Anexos

SULTRAY Version C5.2

Sulzer Chemtech Ltd.

P.O. Box 65

CH-8404 Winterthur, Switzerland

Phone: 41 52 262 37 49 Fax: 41 52 262 01 82 Internet: www.sulzerchemtech.com

Project:

Service: AMINE ABSORBER

Item: 18-C-005

Date Run: 2-jul-2007

Registered: Maryeri Mariño Bart

Geometry: DESIGN

Tray Dimensions:

Tray Type: BDH Tray Spacing, [in]: 24
 Tower Diameter, [in]: 72
 Number of Passes: 2

Downcomer Dimensional Input Data:

| | Side | Center | Off-Center |
|------------------------------------|------|--------|------------|
| Downcomer Top Width, [in]: | 12 | 12 | N/A |
| Downcomer Bottom Width, [in]: | 9 | 8 | N/A |
| Downcomer Clearance, [in]: | 1,77 | 1,77 | N/A |
| Outlet Weir Height, [in]: | 2,17 | 2,17 | N/A |
| Outlet Weir Length per D.C., [in]: | 0 | 0 | N/A |
| Inlet Weir Height, [in]: | 0 | 0 | N/A |
| Rec. Pan Depth, [in]: | 0 | 0 | N/A |
| Pan Width, [in]: | 0 | 0 | N/A |
| Radius Tip Downcomer: | NO | NO | NO |

Tray Area Calculated Output:

| | |
|------------------------|-------|
| Open Area, [%]: | 12,29 |
| Tower Area, [ft2]: | 28,27 |
| Downcomer Area, [ft2]: | 5,97 |
| Downcomer Area, %: | 21,1 |
| Active Area, [ft2]: | 18,09 |
| Active Area, %: | 64 |

Downcomer Calculated Output:

| | | | |
|----------------------------------|-------|--------|---|
| Downcomer Top Area, [ft2]: | 3,1 | 5,97 | 0 |
| Downcomer Bottom Area, [ft2]: | 2,04 | 3,99 | 0 |
| Weir Length per Downcomer, [in]: | 53,67 | 141,99 | 0 |

Fluid Data Input:

| | 5 | 6 | 7 | 8 |
|--------------|---------|---------|---------|---------|
| Case Number: | | | | |
| Fluid Name: | TRAY 10 | TRAY 12 | TRAY 14 | TRAY 16 |
| Description: | | | | |

Vapor:

| | | | | |
|----------------------------|---------|---------|---------|---------|
| Flow Multiplier: | 1 | 1 | 1 | 1 |
| Mult. Vapor Rate, [lb/hr]: | 83331 | 82574 | 81903 | 81587 |
| Density, [lb/ft3]: | 0,62945 | 0,62567 | 0,62195 | 0,61926 |
| QV, [CFS]: | 36,77 | 36,66 | 36,58 | 36,6 |

Liquid:

| | | | | |
|-----------------------------|--------|--------|--------|--------|
| Flow Multiplier: | 1 | 1 | 1 | 1 |
| Mult. Liquid Rate, [lb/hr]: | 489582 | 488825 | 488154 | 487838 |
| Density, [lb/ft3]: | 61,815 | 61,972 | 62,114 | 62,181 |
| Surface Tension, [d/cm]: | 30,38 | 30,54 | 30,69 | 30,76 |
| Viscosity, [cP]: | 0,509 | 0,516 | 0,522 | 0,525 |
| QL, [gpm]: | 987,44 | 983,42 | 979,82 | 978,13 |
| System Factor : | 0,73 | 0,73 | 0,73 | 0,73 |

Calculated Output:

| | | | | |
|-----------------------------------|-------|-------|-------|-------|
| Jet Flood, [%]: | 73 | 72 | 72 | 72 |
| Downcomer Velocity, [%]: | 63 | 63 | 63 | 63 |
| Downcomer Froth Backup, [%]: | 67 | 66 | 66 | 66 |
| Downcomer Clear Liquid, [in Liq]: | 11,88 | 11,83 | 11,79 | 11,77 |
| Weir Loading, [gpm/in]: | 9,2 | 9,16 | 9,13 | 9,11 |
| DryDrop, [in H2O]: | 2,21 | 2,18 | 2,16 | 2,15 |
| Delta P, [mmHg]: | 8,46 | 8,43 | 8,4 | 8,39 |

Design Notes: Caso a 70000 BPSD de alimentación

Engineer Name:

File: C:\Documents and Settings\Bart Rodriguez\Mis documentos\Maryeri\Tesis\Simulaciones en

Copyright © 2000. This Customer Version information is for screening purposes only, and a Sulzer Chemtech representative must be contacted for a detailed design. Any assured quality performance guarantee or specification may only be accepted, if expressly identified as such.

Page: 2/3

Printed: 19-jun-2007 19:10:30 Compiled: 9.6.2000.

SULTRAY Version C5.2

Sulzer Chemtech Ltd.

P.O. Box 65

CH-8404 Winterthur, Switzerland

Phone: 41 52 262 37 49 Fax: 41 52 262 01 82 Internet: www.sulzerchemtech.com

Project:

Service: AMINE ABSORBER

Item: 18-C-005

Date Run: 2-jul-2007

Registered: Maryeri Mariño Bart

Geometry: DESIGN

Tray Dimensions:

Tray Type: BDH Tray Spacing, [in]: 24
 Tower Diameter, [in]: 72
 Number of Passes: 2

Downcomer Dimensional Input Data:

| | Side | Center | Off-Center |
|------------------------------------|------|--------|------------|
| Downcomer Top Width, [in]: | 12 | 12 | N/A |
| Downcomer Bottom Width, [in]: | 9 | 8 | N/A |
| Downcomer Clearance, [in]: | 1,77 | 1,77 | N/A |
| Outlet Weir Height, [in]: | 2,17 | 2,17 | N/A |
| Outlet Weir Length per D.C., [in]: | 0 | 0 | N/A |
| Inlet Weir Height, [in]: | 0 | 0 | N/A |
| Rec. Pan Depth, [in]: | 0 | 0 | N/A |
| Pan Width, [in]: | 0 | 0 | N/A |
| Radius Tip Downcomer: | NO | NO | NO |

Tray Area Calculated Output:

| | |
|------------------------|-------|
| Open Area, [%]: | 12,29 |
| Tower Area, [ft2]: | 28,27 |
| Downcomer Area, [ft2]: | 5,97 |
| Downcomer Area, %: | 21,1 |
| Active Area, [ft2]: | 18,09 |
| Active Area, %: | 64 |

Downcomer Calculated Output:

| | | | |
|----------------------------------|-------|--------|---|
| Downcomer Top Area, [ft2]: | 3,1 | 5,97 | 0 |
| Downcomer Bottom Area, [ft2]: | 2,04 | 3,99 | 0 |
| Weir Length per Downcomer, [in]: | 53,67 | 141,99 | 0 |

Fluid Data Input:

| | | |
|--------------|---------|---------|
| Case Number: | 9 | 10 |
| Fluid Name: | TRAY 18 | TRAY 20 |
| Description: | | |

Vapor:

| | | |
|----------------------------|---------|-------|
| Flow Multiplier: | 1 | 1 |
| Mult. Vapor Rate, [lb/hr]: | 81532 | 81530 |
| Density, [lb/ft3]: | 0,61646 | 0,613 |
| QV, [CFS]: | 36,74 | 36,94 |

Liquid:

| | | |
|-----------------------------|--------|--------|
| Flow Multiplier: | 1 | 1 |
| Mult. Liquid Rate, [lb/hr]: | 487783 | 487781 |
| Density, [lb/ft3]: | 62,194 | 62,195 |
| Surface Tension, [d/cm]: | 30,78 | 30,78 |
| Viscosity, [cP]: | 0,526 | 0,526 |
| QL, [gpm]: | 977,82 | 977,8 |
| System Factor : | 0,73 | 0,73 |

Calculated Output:

| | | |
|-----------------------------------|-------|-------|
| Jet Flood, [%]: | 72 | 72 |
| Downcomer Velocity, [%]: | 63 | 63 |
| Downcomer Froth Backup, [%]: | 66 | 66 |
| Downcomer Clear Liquid, [in Liq]: | 11,77 | 11,78 |
| Weir Loading, [gpm/in]: | 9,11 | 9,11 |
| DryDrop, [in H2O]: | 2,16 | 2,17 |
| Delta P, [mmHg]: | 8,4 | 8,41 |

Design Notes: Caso a 70000 BPSD de alimentación

Engineer Name:

File: C:\Documents and Settings\Bart Rodríguez\Mis documentos\Maryeri\Tesis\Simulaciones en

Copyright © 2000. This Customer Version information is for screening purposes only, and a Sulzer Chemtech representative must be contacted for a detailed design. Any assured quality performance guarantee or specification may only be accepted, if expressly identified as such.

Page: 3/3

Printed: 19-jun-2007 19:10:30 Compiled: 9.6.2000.

[ANEXO 7]: Resultados de Sultray de la Columna 12-C-001

CAPITULO IX. Anexos

SULTRAY Version C5.2

Sulzer Chemtech Pte Ltd.
11 Tuas Avenue 18
Singapore 638895
Phone: 65 8637560

Fax: 65 8611516

Internet: www.sulzerchemtech.com

Project: COKER FRACTIONATOR
Service: 12-C-001
Item: 7-feb-2007
Date Run: 7-feb-2007

Registered: Maryeri Mariño Ameriven

Geometry: DESIGN 1

Tray Dimensions:

Tray Type: SVG
Tower Diameter, [in]: 228
Number of Passes: 4
Tray Spacing, [in]: 30
OC Dncmr C/L to Tower Wall, [in]: 68

Downcomer Dimensional Input Data:

| | Side | Center | Off-Center |
|------------------------------------|-------|--------|------------|
| Downcomer Top Width, [in]: | 18,25 | 13,25 | 14,5 |
| Downcomer Bottom Width, [in]: | 11,5 | 6,75 | 7,25 |
| Downcomer Clearance, [in]: | 2 | 2 | 2 |
| Outlet Weir Height, [in]: | 2,5 | 2,5 | 2,5 |
| Outlet Weir Length per D.C., [in]: | 0 | 250 | 0 |
| Inlet Weir Height, [in]: | 0 | 0 | 0 |
| Rec. Pan Depth, [in]: | 0 | 0 | 0 |
| Pan Width, [in]: | 0 | 0 | 0 |
| Radius Tip Downcomer: | NO | NO | NO |

Tray Area Calculated Output:

Open Area, [%]: 13,84
Tower Area, [ft2]: 283,53
Downcomer Area, [ft2]: 41,97
Downcomer Area, %: 14,8
Active Area, [ft2]: 220,29
Active Area, %: 77,7

Downcomer Calculated Output:

| | Side | Center | Off-Center |
|----------------------------------|--------|--------|------------|
| Downcomer Top Area, [ft2]: | 10,63 | 20,97 | 20,99 |
| Downcomer Bottom Area, [ft2]: | 5,37 | 10,69 | 10,5 |
| Weir Length per Downcomer, [in]: | 123,74 | 250 | 416,02 |

Fluid Data Input:

| | 1 | 2 | 3 |
|--------------|-------------------------|--------|-------------------|
| Case Number: | 1 | 2 | 3 |
| Fluid Name: | TRAY 1 | TRAY 2 | TRAY 4 |
| Description: | Plato de retiro de HCGO | | Retorno de HCGOPA |

Vapor:

| | 1 | 2 | 3 |
|----------------------------|---------|---------|---------|
| Flow Multiplier: | 1 | 1 | 1 |
| Mult. Vapor Rate, [lb/hr]: | 983461 | 1022222 | 825794 |
| Density, [lb/ft3]: | 0,21685 | 0,23496 | 0,21292 |
| QV, [CFS]: | 1259,78 | 1208,51 | 1077,34 |

Liquid:

| | 1 | 2 | 3 |
|-----------------------------|---------|---------|---------|
| Flow Multiplier: | 1 | 1 | 1 |
| Mult. Liquid Rate, [lb/hr]: | 1614046 | 1652807 | 1456379 |
| Density, [lb/ft3]: | 47,724 | 48,158 | 49,57 |
| Surface Tension, [d/cm]: | 14,49 | 15,58 | 17,72 |
| Viscosity, [cP]: | 0,317 | 0,338 | 0,412 |
| QL, [gpm]: | 4216,57 | 4278,92 | 3662,99 |
| System Factor : | 1 | 1 | 1 |

Calculated Output:

| | 1 | 2 | 3 |
|-----------------------------------|------|------|------|
| Jet Flood, [%]: | 87 | 87 | 72 |
| Downcomer Velocity, [%]: | 46 | 46 | 39 |
| Downcomer Froth Backup, [%]: | 42 | 42 | 34 |
| Downcomer Clear Liquid, [in Liq]: | 7,64 | 7,67 | 6,42 |
| Weir Loading, [gpm/in]: | 8,49 | 8,62 | 7,37 |
| DryDrop, [in H2O]: | 2,64 | 2,63 | 1,9 |
| Delta P, [mmHg]: | 7,28 | 7,32 | 6,06 |

Design Notes: Caso a 70.000. Ajustando la presión y número de platos teóricos

Engineer Name: File: C:\Documents and Settings\Maryeri\Mis documentos\Proyecto de DCU\12-C-001 (nuevo).STF
Copyright © 2000. This Customer Version information is for screening purposes only, and a Sulzer Chemtech representative must be contacted for detailed design. Any assumed quality performance guarantees or specifications may only be accepted if expressly identified as such.

CAPITULO IX. Anexos

SULTRAY Version C5.2

Sulzer Chemtech Pte Ltd.
11 Tuas Avenue 18
Singapore 638895
Phone: 65 8637560

Fax: 65 8611516

Internet: www.sulzerchemtech.com

Project: COKER FRACTIONATOR
Service: 12-C-001
Item: 7-feb-2007
Date Run:

Registered: Maryeri Mariño Ameriven

Geometry: DESIGN 2

Tray Dimensions:

Tray Type: BDH
Tower Diameter, [in]: 228
Number of Passes: 2
Tray Spacing, [in]: 30

Downcomer Dimensional Input Data:

| | Side | Center | Off-Center | Tray Area Calculated Output: | |
|------------------------------------|------|--------|------------|------------------------------|--------|
| Downcomer Top Width, [in]: | 22 | 18 | N/A | Open Area, [%]: | 14,48 |
| Downcomer Bottom Width, [in]: | 22 | 18 | N/A | Tower Area, [ft2]: | 283,53 |
| Downcomer Clearance, [in]: | 1,5 | 1,5 | N/A | Downcomer Area, [ft2]: | 28 |
| Outlet Weir Height, [in]: | 2 | 2 | N/A | Downcomer Area, %: | 9,9 |
| Outlet Weir Length per D.C., [in]: | 0 | 0 | N/A | Active Area, [ft2]: | 227,05 |
| Inlet Weir Height, [in]: | 0 | 0 | N/A | Active Area, %: | 80,1 |
| Rec. Pan Depth, [in]: | 0 | 0 | N/A | | |
| Pan Width, [in]: | 0 | 0 | N/A | | |
| Radius Tip Downcomer: | NO | NO | NO | | |

Downcomer Calculated Output:

| | | | |
|----------------------------------|--------|--------|---|
| Downcomer Top Area, [ft2]: | 14 | 28,47 | 0 |
| Downcomer Bottom Area, [ft2]: | 14 | 28,47 | 0 |
| Weir Length per Downcomer, [in]: | 134,64 | 454,58 | 0 |

Fluid Data Input:

| | 4 | 5 | 6 | 7 |
|--------------|--------|--------|---------|-----------|
| Case Number: | TRAY 6 | TRAY 8 | TRAY 10 | TRAY 12 |
| Fluid Name: | | | | Retiro de |
| Description: | | | | LCGO |

Vapor:

| | | | | |
|----------------------------|---------|---------|---------|---------|
| Flow Multiplier: | 1 | 1 | 1 | 1 |
| Mult. Vapor Rate, [lb/hr]: | 537821 | 539355 | 541758 | 555122 |
| Density, [lb/ft3]: | 0,17044 | 0,17003 | 0,16989 | 0,17315 |
| QV, [CFS]: | 876,52 | 881,14 | 885,8 | 890,56 |

Liquid:

| | | | | |
|-----------------------------|--------|--------|--------|---------|
| Flow Multiplier: | 1 | 1 | 1 | 1 |
| Mult. Liquid Rate, [lb/hr]: | 4276 | 5810 | 8213 | 463153 |
| Density, [lb/ft3]: | 49,389 | 49,235 | 48,841 | 45,93 |
| Surface Tension, [d/cm]: | 17,59 | 17,48 | 17,28 | 16,45 |
| Viscosity, [cP]: | 0,403 | 0,396 | 0,379 | 0,296 |
| QL, [gpm]: | 10,79 | 14,71 | 20,96 | 1257,21 |
| System Factor : | 1 | 1 | 1 | 1 |

Calculated Output:

| | | | | |
|-----------------------------------|------|------|------|------|
| Jet Flood, [%]: | 47 | 48 | 48 | 51 |
| Downcomer Velocity, [%]: | 0 | 0 | 0 | 19 |
| Downcomer Froth Backup, [%]: | 14 | 14 | 15 | 27 |
| Downcomer Clear Liquid, [in Liq]: | 2,57 | 2,64 | 2,74 | 6,18 |
| Weir Loading, [gpm/in]: | 0,04 | 0,05 | 0,08 | 4,67 |
| DryDrop, [in H2O]: | 1,55 | 1,57 | 1,58 | 1,63 |
| Delta P, [mmHg]: | 3,42 | 3,47 | 3,53 | 5,1 |

Design Notes: Caso a 70.000. Ajustando la presión y número de platos teóricos

Engineer Name: File: C:\Documents and Settings\Maryeri\Mis documentos\Proyecto de DCU\12-C-001 (nuevo).STF
Copyright © 2000. This Customer Version information is for screening purposes only, and a Sulzer Chemtech representative must be contacted for a detailed design. Any assumed quality performance guarantees or specifications may only be accepted if expressly identified as such.

