



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

PROGRAMA DE MAESTRIA Y DOCTORADO
EN INGENIERIA

FACULTAD DE QUIMICA

ANALISIS Y PROPUESTAS DE
MEJORA DEL SISTEMA DE
DESFOGUE DE LA PLANTA
COQUIZADORA DE LA REFINERÍA
FRANCISCO I. MADERO.

T E S I S

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:

MAESTRO EN INGENIERIA

INGENIERIA QUÍMICA - INGENIERÍA DE PROCESOS

P R E S E N T A :

ING. Q. NICOLÁS COBOS MARTÍNEZ

TUTOR:

M.I. JOSÉ ANTONIO ORTIZ RAMIREZ

2010





Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

Presidente: M.I. EDUARDO MENDOZA SANCHEZ
Secretario: DR. FERNANDO BARRAGÁN AROCHE.
Vocal: M.I. EZEQUIEL MILLÁN VELAZCO.
1^{er}. Suplente: ING.CELESTINO MOLTIEL MALDONADO.
2^{do}. Suplente: M.I. JOSÉ ANTONIO ORTIZ RAMIREZ.

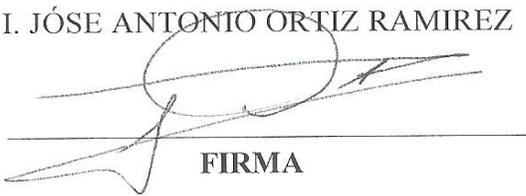
Lugar o lugares donde se realizó la tesis:

Facultad de Química, Ciudad Universitaria, México, D.F.

Refinería Francisco I. Madero, Ciudad Madero Tamaulipas.

TUTOR DE TESIS:

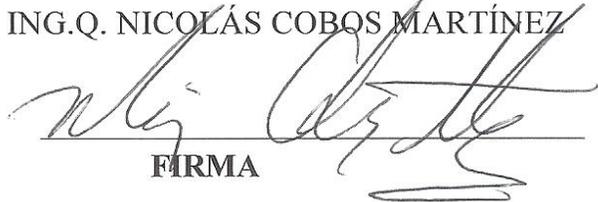
M.I. JOSÉ ANTONIO ORTIZ RAMIREZ



FIRMA

AUTOR DE TESIS:

ING.Q. NICOLÁS COBOS MARTÍNEZ



FIRMA

AGRADECIMIENTOS

La presente Tesis es un esfuerzo en el cual, directa o indirectamente, participaron varias personas leyendo, opinando, corrigiendo, teniéndome paciencia, dando ánimo, acompañando en los momentos difíciles, por ello tiene mi agradecimiento el personal académico y administrativo de la Facultad de Química de Universidad Nacional Autónoma de México.

Mi esposa Lety, que desde un principio hasta el día hoy sigues dándome ánimo para terminar este proceso. Saúl y Melissa, mis hijos por su apoyo y comprensión.

La oportunidad para un profesionista de PEMEX Refinación de hacer su tesis de grado, quizá se le presente una sola vez en su vida, de allí su gran importancia y valor; razón suficiente para justificar el esfuerzo en el que estoy empeñado. Por ello, dedico este trabajo a la persona que hizo posible este proyecto el Ing. Francisco Gabriel Toscano Martínez.

Gracias a Todos.

ÍNDICE

Introducción.....	6
Prólogo.....	7
Resumen.....	8

Capítulo 1. Generalidades

1.1 Ubicación de la Refinería.....	10
1.2 Especificaciones de la Unidad de Coquización.....	10
1.3 Descripción del Proceso.....	11

Capítulo 2. Proceso de Coquización.

2.1 Principios de Proceso.....	14
2.2 Ciclos de Coquización.....	17
2.3 Sistema de Purgas.....	23
2.4 Sistema de Desfogue.....	25
2.5 Cargas y Diagramas de Desfogue.....	26

Capítulo 3. Simulación

3.1 Condiciones para elaboración de la simulación.....	35
3.2 Resultados de la Simulación.....	41

Capítulo 4. Situación Actual

4.1 Consideraciones de Condición Actual.....	44
4.2 Vaporizado al Sistema de purgas (Blowdown).....	45
4.3 Enfriamiento de Tambor.....	47
4.4 Butano Fuera de Especificación.....	49
4.5 Calentamiento de Tambores V-31001/2/3/4.....	51
4.6 Falla del Compresor C-31501.....	53
4.7 Balance de Materia Planta Coquizadora.....	56

Capítulo 5. Validación de la Simulación con información de operación.

5.1 Simulación de Vaporización al sistema de purgas (Blowdown)	61
5.2 Simulación Enfriamiento al sistema de purgas (Blowdown)	63
5.3 Simulación de Calentamiento de Tambor V-31001/2/3/4	66

Capítulo 6. Conclusiones y Alternativas.

6.1 Sistema de Purgas V-31010	68
6.2 Vaporizado a sistema de purgas (Blowdown)	71
6.3 Enfriamiento de Tambor V-31001/2/3/4	73
6.4 Butano Fuera de Especificación	74
6.5 Calentamiento de Tambores V-31001/2/3/4	76
6.6 Falla del Compresor C-31501	77
6.7 Balance de Materia	78
6.8 Contabilizar Desfogues	80
6.9 Calculo de la Recirculación	81

Capítulo 7. Anexos.

Anexo 1.- Diagrama General del Sistema de Purgas Planta Coquizadora	82
Anexo 2.- Diagrama General del sistema de Desfogues	83
Anexo 3.- Cargas de Diseño al quemador elevado	84
Anexo 4.- Cuadro de composición de cargas al Simulador	85
Anexo 5. Diagrama de Ambiente de Simulación	86

Anexo 6.- Diagrama Ambiente de Simulación Columna V-31010	87
Anexo 7.- Diagrama Calentamiento de Tambor por RV (válvula de relevo) del V-31005.....	88
Anexo 8.- Tabla de Condiciones por falla de Compresor C-31501	89
Anexo 9.- Grafica de Comportamiento de Carga y Flujo a Desfogue	90
Anexo 10.- Tabla de datos Reales al Simulador Vaporizado al sistema de purgas (Blowdown).....	91
Anexo 11.- Ambiente de simulación con datos reales Vaporizado al sistema de purgas (Blowdown).....	92
Anexo 12.- Tabla de datos Reales al Simulador Enfriamiento al sistema de purgas (Blowdown).....	93
Anexo 13.- Ambiente de simulación con datos reales Enfriamiento al sistema de purgas (Blowdown).....	94
Anexo 14.- Tabla de datos Reales al Simulador Calentamiento Tambor por RV (válvula de relevo) al sistema de purgas (Blowdown).....	95
Anexo 15.- Ambiente de simulación con datos Reales Calentamiento Tambor al sistema de purgas (Blowdown).....	96
Anexo 16.- Diagrama del sistema de Purgas (Blowdown), con Condiciones de Operación	97

Capítulo 8. Bibliografía.

8.1 Referencias Bibliográficas	98
--------------------------------------	----

INTRODUCCIÓN

Los sistemas de seguridad que deben existir en toda planta de proceso para proteger al personal, al equipo, a las instalaciones y al ambiente, durante una condición de operación no deseada, son llamados sistemas de relevo, alivio o más comúnmente desfuegos y quemadores.

Estos son empleados para disponer en forma adecuada y segura, los fluidos provenientes de los dispositivos de seguridad instalados en los equipos o líneas de proceso, los cuales actúan generalmente como respuesta a condiciones de sobrepresión o aumento de flujo.

El aumento de presión es causado por las condiciones intrínsecas del proceso (fallas operacionales) o por situaciones de emergencia tales como fuego, expansiones térmicas o fallas de servicios auxiliares.

Para realizar el diseño y la selección de los dispositivos de seguridad, se deben analizar las posibles causas del relevo dependiendo del tipo de proceso y las características de los fluidos que se manejen.

El Sistema de Purga de la Planta Coquizadora previsto en esta unidad está diseñado para minimizar la contaminación del aire durante operación normal, para este estudio se debe considerar lo siguiente:

- Cuantificar los cambios de condiciones de proceso en la alimentación, el intercambio de calor y los rangos de reflujo en la torre así como su efecto durante situaciones de falla.
- Incluir unidades de proceso en eventos de relevo en espacio de tiempo diferente y/o simultáneo.
- El efecto de los controles de desfogue operativo y de falla son considerados.

PRÓLOGO

La contaminación en términos científicos es la adición al aire, el agua o el suelo de productos que afectan a la salud del hombre, la calidad de vida o el funcionamiento natural de los ecosistemas. Sobre la contaminación de la atmósfera por emisiones industriales es el caso de PEMEX refinación en su Refinería Francisco I. Madero enfocando este trabajo en la Planta de Coquización Retardada.

Durante los últimos años el desarrollo industrial ha ocasionado que un gran número de sustancias se incorporen al ambiente, siendo indudable que esta transformación del ambiente afecta la salud de la población.

El proceso de la coquización retardada, por si en operación normal tiene emisiones a la atmosfera de manera continua por los procesos de cambio de tambores para coquizar, el diseño de la unidad está para que principalmente el contenido de material ligero sea mínimo ya que este no se recupera en el sistema y se van directamente al desfogue.

El no saber cómo estamos contaminando con el proceso de coquización y cuáles son las actividades relacionadas para este efecto en las diferentes etapas del proceso normal y también en condiciones extremas de seguridad, no permite visualizar la magnitud del evento pensando en grandes inversiones de dinero para mitigar este efecto. Con este trabajo se identifican y cuantifican las diferentes corrientes que aportan al sistema de desfogue.

Se pueden aplicar recomendaciones, operativas para la reducción de emisiones a la atmosfera debido al conocimiento del proceso y utilización de herramientas de simulación, de esta manera comprender las afectaciones en las condiciones de operación de la unidad de coquización, para tomar decisiones correctas y en tiempo.

RESUMEN

Para dar cumplimiento a las regulaciones ambientales en materia de contaminación atmosférica, se deben reducir las frecuencias de quemado y aplicar técnicas de simulación para la determinación de los flujos, que permitan reducir o eliminar cargas contaminantes.

El objetivo de esta tesis es analizar y proponer mejoras al proceso de coquización retardada analizando las corrientes que se envían al sistema de desfogue de la planta Coquizadora de Refinería Francisco I. Madero, con el fin de reducir las emisiones a la atmósfera buscando disminuir los niveles y frecuencias de quemado. De esta manera se podrá cumplir con las regulaciones ambientales que son cada día más estrictas.

Actualmente las emisiones continuas del proceso se distribuyen de la siguiente manera:

Vaporizado V-31010 (Blowdown)	38 Ton/ Tambor	1.5 hrs/tambor
Enfriamiento de Tambores (V-31001/4)	84 Ton/Tambor	6.0 hrs/tambor
Calentamiento de V-31001/4 por RV	30 Ton/Tambor	2.0 hrs/tambor

Se dejan de procesar partiendo de la base de dos tambores coquizados por completo, 304 Ton de hidrocarburo con vapor de agua al medio ambiente por cada 24 horas.

Las propuestas, para la disminución de emisiones a la atmosfera consisten básicamente en:

- a) Aumento de vaporización a fraccionadora y disminuir vaporizado al sistema de purgas (Blowdown), en severidad y tiempo.
- b) Automatizar el ciclo de enfriamiento de tambores.
- c) Eliminar el calentamiento de tambores por RV (válvula de relevo).
- d) Asegurar que la carga a la unidad de coquización sea la especificada para los diferentes escenarios.

La propuesta se resume en los siguientes puntos.

- a) Recopilación de información de los datos de diseño de los equipos involucrados en el sistema de desfogue así como también de líneas, quemadores elevados, y acumuladores y mediciones en planta.
- b) Realizar un diagrama general de la Planta Coquizadora actualizado, donde se representen los diferentes tipos de desfogue incluyendo: Capacidades de diseño, mínimas y en operación normal de sus emisiones a la atmósfera, así como su composición.
- c) Generar los modelos para realizar la simulación del sistema de desfogue.
- d) Identificar problemas de operación y de estado físico en el sistema de desfogue enunciando recomendaciones.
- e) Analizar y proponer mejoras al sistema.

1.0 Generalidades.

1.1 Ubicación de la Refinería. ^[1]

La Refinería “Francisco I. Madero” está localizada en el Municipio de Cd. Madero, en el Estado de Tamaulipas, sobre la costa del Golfo de México. Además la Refinería está ubicada en una excelente localización geográfica y en un lugar estratégico porque está en el lado izquierdo de la cuenca del Río Pánuco cerca de la salida al Golfo de México. El área de influencia de la Refinería es particularmente importante, ya que suministra al área noreste del país y lugares cercanos.



Distribución de Instalaciones Petroleras.

1.2 Especificaciones de la Unidad de Coquización. ^[1]

El Diseño Básico para la Planta de Coquización Retardada está licenciado por Foster Wheeler ^[1] y se puede clasificar en dos secciones, una es la Sección de Coquización y la otra es la Sección de la Planta de Gas.

La Planta de Coquización Retardada está diseñada para procesar 50,000 BPSD de residuo de vacío de crudo 100% Maya; 53,973 BPSD de residuo de vacío de una mezcla de crudos 70/30 Istmo/Maya y 45,443 BPSD de residuo de vacío de una mezcla de crudos 75/25 Maya/Pesados (es el caso de Madero) a baja presión (15 psig), y recirculación ultra bajo (TPR=1.05).

1.3 Descripción del Proceso. ^[1]

El Residuo de vacío se recibe en límites de batería hacia el cambiador de rebombeo /alimentación de GOPC (Gasóleo Pesado de Coquizadora). Después de que el residuo de vacío ha sido precalentado por medio del rebombeo de GOPC, la alimentación fresca entra en el fondo de la fraccionadora de la coquización. La recirculación de la fraccionadora se combina con la alimentación fresca en los fondos de la torre. La alimentación fresca y la recirculación combinados fluyen hacia la Bomba de Carga al Calentador. El líquido se bombea a través del calentador de coquización 1 y 2, donde rápidamente se calienta al nivel de temperatura deseado para la formación de coque en los Tambores de Coque.

El efluente del calentador fluye hacia uno de cada par de tambores de coque donde el líquido atrapado se convierte en coque y vapores de hidrocarburos ligeros. Cuando un tambor se llena, el efluente del calentador se dirige a través de la válvula de cambio de coquización hacia el otro tambor de cada par.

El vapor del domo del tambor de coquización fluye a la fraccionadora de la coquización por la parte inferior. Al pasar a través de la sección platos tipo chimenea, el vapor del tambor de coque es “lavado” por medio de un reflujo inducido, y una corriente de recirculación se condensa para ser recirculada a través de los calentadores y los tambores de coque. Los vapores lavados pasan a través de la sección de rectificación de la torre.

Arriba de la sección de lavado de la fraccionadora, se retira el gasóleo pesado de coquización (GOPC). El GOPC fluye por gravedad de la fraccionadora a la Agotadora de GOPC.

La Bomba de GOPC de producto bombea el producto de GOPC agotado. Esta corriente se usa para generar vapor y se combina con GOLC (Gasóleo Ligero de Coquizadora) para formar gasóleo combinado. El GOLC fluye por gravedad a la agotadora de GOLC.

La bomba de GOLC Producto bombea el producto de GOLC agotado y lo combina con GOPC para formar gasóleo combinado. El gasóleo combinado fluye hacia la Planta HDS de Gasóleo, o a almacenamiento. El vapor del domo de la fraccionadora pasa a través del condensador de domos de la fraccionadora hacia el tanque de domos de la fraccionadora.

El vapor se separa del líquido en este recipiente. El vapor fluye hacia el Tanque de Succión del Compresor localizado en la Sección de la Planta de Gas. La Bomba de Nafta No Estabilizada bombea el líquido hacia la depropanizadora del absorbedor localizada en la Sección de la Planta de Gas.

El vapor del Tanque del Domo de la Fraccionadora, localizado en la Sección de Coquización fluye hacia el Compresor de Coquización. El vapor del compresor entra al Tanque de Alimentación de la Depropanizadora del absorbedor. El vapor del tanque de alimentación fluye hacia el plato del fondo del absorbedor. El líquido de hidrocarburos del tanque de alimentación es bombeado hacia el plato superior de la depropanizadora.

El líquido de hidrocarburos del tanque de alimentación se separa en la depropanizadora para separar C3 e hidrocarburos más ligeros. El vapor de la parte superior de la depropanizadora fluye de regreso al compresor y el líquido de los fondos de la depropanizadora fluye a la debutanizadora.

En el absorbedor, el vapor del tanque de alimentación se pone en contacto con un flujo a contra corriente de aceite pobre. El aceite rico del fondo del absorbedor fluye al compresor. El vapor de la parte superior del absorbedor fluye hacia el fondo del

absorbedor de esponja. El vapor de la parte superior del absorbedor de esponja fluye al separador de gas producto de coquización, donde se separa el líquido arrastrado. El gas del producto en la parte superior del separador de gas fluye a la lavadora de amina de gas producto de coquización, donde es endulzado antes de entrar al sistema de gas combustible de la refinería.

La Debutanizadora fracciona la alimentación del líquido del fondo de la debutanizadora en dos corrientes: una en el domo de C4 y una en el fondo de nafta estabilizada. La nafta estabilizada del fondo de la debutanizadora se enfría y después es bombeada hacia la Planta hidrodesulfuradora de Nafta, y/o a almacenamiento.

El vapor en la parte superior de la debutanizadora se condensa totalmente en el condensador de domos de la debutanizadora y entra al tanque de domos de la debutanizadora. La bomba de producto butano, bombea el líquido recolectado en el tanque hacia el contactor con Amina de butanos.

En el Contactor de Amina de butanos, el producto líquido butano se pone en contacto a contra corriente con amina pobre para remover el H₂S. El producto butano dulce de la parte superior del contactor de amina fluye hacia el asentador de amina de C4, donde la amina retenida en el producto C4 se separa y regresa a la Unidad de Regeneración de Amina. El producto C4 de la parte superior del asentador de amina fluye hacia la Tratadora de C4 después de ser enfriado en el Enfriador de Recorte de Ajuste de Producto C4.

La unidad de tratamiento de C4 es un proceso licenciado para eliminar H₂S residual, mercaptanos, y COS. El producto C4 tratado se envía a la planta MTBE, Unidad 050.

2.0 Proceso de Coquización. ^[1]

2.1 Principios de Proceso para la Planta de Coquización Retardada.

SYDEC SM (Selective Yield Delayed Coking)
(Producción Selectiva Coquización Retardada)

La Coquización retardada es un proceso de desintegración térmica utilizado en las refinerías de petróleo para mejorar y convertir los residuos de petróleo (fondos de la destilación al vacío y atmosférica del petróleo crudo) en corrientes de productos de gases y líquidos dejando atrás un material sólido de carbón concentrado, el coque de petróleo. Se utiliza un calentador a fuego directo con tubos horizontales en el proceso para alcanzar las temperaturas de desintegración térmica de 485 a 505 °C. Con un corto tiempo de residencia en los tubos del calentador, la coquización del material de alimentación es “retardada” hasta que llega a grandes tambores de coquización del calentador. Se pueden producir tres estructuras físicas de coque bala, esponja, o aguja por medio de la coquización retardada. Estas estructuras físicas y propiedades químicas del coque de petróleo determinan el uso final del material que puede quemarse como combustible, calcinarse para uso en las industrias de acero, químicas, y de aluminio, o gasificarse para producir vapor, electricidad, o como carga de gas para la industria petroquímica.

La Coquización Retardada es un proceso térmico en el que el material de residuo rápidamente se calienta y después se retiene en una zona de reacción (tambores de coque) bajo condiciones adecuadas de temperatura y presión. La porción no vaporizada del efluente del calentador se convierte en vapor y coque. Los productos de la sección de coquización de esta coquizadora retardada son vapores de domo, nafta no estabilizada, gasóleo combinado y coque.

La Coquización Retardada es una reacción endotérmica en donde el calentador suministra el calor necesario de la reacción. El mecanismo exacto de la coquización es tan complejo que no es posible determinar todas las reacciones químicas que ocurren. Sin embargo, se llevan a cabo tres pasos distintos:

- Vaporización parcial y desintegración suave (rompimiento de viscosidad) de la alimentación mientras pasa por el calentador.
- Desintegración del vapor conforme pasa a través del tambor.
- Desintegración sucesiva y polimerización del líquido atrapado en el tambor hasta que se convierte en vapor y coque.

Los rendimientos y la calidad de los productos están directamente relacionados a las tres variables de proceso:

Temperatura

Presión

Relación de Producción (RP)

La relación de producción se define como la relación de la alimentación líquida total al calentador de la Coquizadora (alimentación fresca + recirculación) a la alimentación fresca total que entra de límites de batería.

En general, un incremento en la temperatura de coquización disminuye la producción de coque y aumenta el rendimiento de hidrocarburos líquidos. El efecto del incremento de presión y/o la relación de producción aumenta la producción de gas y coque y disminuye el rendimiento de hidrocarburos líquidos.

Como se describió antes, a presión y relación de producción constante el rendimiento de coque disminuye al aumentar la temperatura. Más de la carga se vaporiza a alta temperatura y por lo tanto no se convierte en coque y gas. Debido a que la reacción es endotérmica, el calentador debe suministrar el calor de reacción. Con base en las propiedades físicas de la carga, la caída de temperatura de la salida del calentador a la parte superior del tambor de coque puede variar.

En la práctica real la temperatura de salida del calentador y la temperatura de salida del tambor sólo puede variar entre límites relativamente estrechos. A muy baja temperatura la reacción no procede lo suficientemente lejos y se produce un coque suave o alquitrán con material de combustión altamente volátil (MCV). A muy alta temperatura, el coque es muy duro y es difícil quitarlo del tambor con equipo de corte hidráulico. También, a altas temperaturas aumenta la posibilidad de coquización en los tubos del calentador y la línea de transferencia.

2.2 Ciclo de Decoquización

Se han previsto cuatro tambores de coque V-31001/2/3/4. Un tambor de cada par está en servicio de coque mientras que el otro tambor de cada par está en varias etapas de decoquización.

La duración del ciclo de operación es de 30 horas. Después de que un tambor ha estado en servicio de coquización durante 18 horas, la alimentación se cambia al segundo tambor en el par, dejando 18 horas para decoquizar el primer tambor y regresarlo a servicio.

La secuencia de operación de Decoquización es como sigue, comenzando con un tambor lleno:

<u>Tiempo</u>	<u>Operación</u>	<u>Descripción</u>
00:00 a 00:45	Vaporizado a la Fraccionadora (45 minutos)	La Válvula de Cambio de Coque, 020-SP-31005 o 020-SP-31006, se activa, cambiando el efluente del calentador del tambor lleno de coque al tambor vacío. El tambor lleno de coque se vaporiza a la Fraccionadora, 020-V-31006. Esta operación permite recuperar el material ligero arrastrado en el coque. El condensador de Domos de la Fraccionadora, 020-AC-31001, y auxiliares se dimensionan para manejar esta cantidad de vapor extra.

<p>00:45 a 01:30</p>	<p>Vaporizado al Sistema de purga (Blowdown) (45 minutos)</p>	<p>Vapor de apagado a un flujo de aproximadamente 27,700 lb/hr se envía a través del tambor de coque, al Tanque de Purga de la Coquizadora, 020-V-31010, y después al Tanque de Asentamiento de Purga, 020-V-331011, después de pasar a través del Condensador de Purga, 020-AC-31003. Esta operación intenta recuperar las colas de cera y reducir el contenido de MCV de producto de coque.</p>														
<p>01:30 a 07:30</p>	<p>Apagado y Llenado Enfriamiento del coque del tambor. (6.0 hrs)</p>	<p>Agua para enfriar el tambor de coque se suministra a través de la Bomba de Agua de Apagado, 020-P-31019/020-P-31020. A continuación se encuentra el programa de bombeo para apagado.</p> <table border="1" data-bbox="716 1134 1421 1512"> <thead> <tr> <th><u>Tiempo de Apagado (min.)</u></th> <th><u>Agua(GPM)</u></th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>30</td> <td>275</td> </tr> <tr> <td>30</td> <td>625</td> </tr> <tr> <td>30</td> <td>775</td> </tr> <tr> <td>30</td> <td>925</td> </tr> <tr> <td>75</td> <td>975</td> </tr> <tr> <td>165</td> <td>1,000</td> </tr> </tbody> </table> <p>El vapor generado en el tambor de coque fluye al sistema de purga por medio del Tanque de Purga de Coquizadora, 020-V-31010; del Condensador de Purga de Coquizadora, 020-AC-31003.</p>	<u>Tiempo de Apagado (min.)</u>	<u>Agua(GPM)</u>	30	275	30	625	30	775	30	925	75	975	165	1,000
<u>Tiempo de Apagado (min.)</u>	<u>Agua(GPM)</u>															
30	275															
30	625															
30	775															
30	925															
75	975															
165	1,000															

<u>Tiempo</u>	<u>Operación</u>	<u>Descripción</u>
01:30 a 07:30	Apagado y Llenado Enfriamiento del coque del tambor. (Continuación)	<p>El Tanque de asentamiento, 020-V-31011; donde se condensa. Esto continuará hasta que la temperatura del domo del tambor de coque alcance aproximadamente 177°C, tiempo en el que el vapor se envía directamente al condensador de purga 020-AC-31003 y al tanque de asentamiento de purga 020-V-31011.</p> <p>El cambiar la operación cuando la temperatura alcanza 177°C asegura que el aceite pesado recolectado en el Tanque de Purga de Coquizadora esté esencialmente libre de agua. El aceite del Tanque de Asentamiento de Purga se bombea mediante la Bomba de Aceite de Slops, 020-P-31026, y de regreso al Tanque de Purga de Coquizadora o al Mantenimiento del Sistema de Recolección de Descarga de Mantenimiento y a Slops de la Refinería.</p>

		<p>El agua del Tanque de Asentamiento de Purga se bombea mediante la Bomba de Aguas Amargas de Purga, 020-P-31024/020P-31025, al Tanque de Agua de Decoquización, 020-T-31001, o al Agotador de Aguas Amargas.</p> <p>El enfriado final del Tambor de Coque se completa utilizando el flujo máximo de agua de la Bomba de Agua de Apagado para llenar el tambor de coque con agua.</p>
07:30 a 10:00	Drenado de Agua Y Descabeza- miento	El tambor de coque se ventea a través del Silenciador de Venteo del Tambor de Coque, 020-SP-31001, 020-SP-31002, 020-SP-31003, o SP-31004. La tapa superior se retira y el tambor se drena. Después de drenarlo, la tapa del fondo se retira.
<u>Tiempo</u>	<u>Operación</u>	<u>Descripción</u>
10:00 a 13:00	Operación de decoquizado	<p>Cuando las tapas superior e inferior se han retirado del tambor de coque, la Bomba de Corte de Coque y el Equipo de Decoquización Hidráulico, 020-P-31015, se preparan, y comienzan las operaciones de Decoquización. Inicialmente, se taladra un pasaje relativamente estrecho a través del lecho de coque con una herramienta de combinación especial y de taladro y corte.</p>

		<p>Después de esto, la herramienta de taladro y corte corta todo el coque del tambor en capas. El coque cae a la fosa de almacenamiento de coque adyacente a los tambores. El agua de Decoquización fluye en los laberintos de asentamiento de coque localizados en ambos extremos de la fosa de coque. Entonces se bombea agua clara mediante las Bombas de Agua Clara, 020-P-31016/020-P-31035 y 020-P-31017/020-P-31018, al Tanque de Agua de Decoquización, 020-T-31001, para reuso.</p>
13:00 a 14:00	Recalentamiento y Prueba	<p>Después de la decoquización, las tapas superior e inferior son colocadas. El tambor se purga y se prueba a presión con vapor.</p>

<u>Tiempo</u>	<u>Operación</u>	<u>Descripción</u>
14:00 a 18:00	Pre calentamiento	<p>Después de probar por presión el tambor de coque, el tambor limpio se precalienta por medio de vapores de otro tambor de coque, que está en la etapa final de la operación de coquización. Al estrangular la línea de vapor que va a la fraccionadora, se obtiene suficiente contrapresión para forzar los vapores calientes a través del tambor frío. El condensado formado en el tambor frío fluye al Tanque de Condensado de Coque, 020-V-31005. El condensado se bombea por la Bomba de Condensado de Coque, 020-P-31021, después de filtrarse en el Filtro de Condensado de Coque, 020-V-31021. El líquido se envía a la Fraccionadora de Coquizadora, al Tanque de Purga de Coquizadora, o al Sistema de Recolección de Descarga de Mantenimiento y a Slops de Refinería.</p> <p>El tambor de coque debe calentarse lentamente para minimizar el choque térmico del tambor de coque y la inestabilidad de la fraccionadora.</p>
18:00 a 36:00	Coquización	El tambor de coque caliente se pone en y el ciclo se repite para el otro tambor.

2.3 Sistema de Purga de la Coquizadora

El Sistema de Purga de la Coquizadora previsto en esta unidad está diseñado para minimizar la contaminación del aire durante operación normal. El Sistema de Purga de la Coquizadora incluye el Tanque de Purga de la Coquizadora, 020-V-31010; el Enfriador de Aceite de Circulación de Purga, 020-AC-31003; el Condensador de Purga, 020-V-31011; y el Calentador del Tanque de Purga, 020-BN-31001. Ver anexo 1.

Durante las operaciones de apagado y vaporizado del tambor de coque, el aceite agotado y el vapor fluyen al Tanque de Purga de la Coquizadora. En este tanque, el vapor se enfría y el aceite se condensa parcialmente por un contactor a contracorriente con una corriente de aceite de circulación. El aceite condensado se recolecta en el fondo del tanque en donde se diluye por medio de una corriente de aceite esponja pobre como se requiera. Este material se bombea a través de la bomba de aceite circulante de purga, 020-P-31022/020-31023, después de filtrarse a través del filtro de aceite de circulación de purga, 020-V-31017/020-P-31018. Una porción del aceite diluido se recircula a través del Enfriador de Aceite de Circulación de purga regresando al tanque de Purga de la coquizadora. Una corriente de purga de aceite excedente se envía caliente a la fraccionadora de la coquizadora. El calentador del tanque de purga mantiene la temperatura del líquido en el fondo del tanque de purga de la coquizadora a 149°C cuando no se usa el sistema de purga.

El vapor, los hidrocarburos arrastrados, y los vapores del venteo no condensados fluyen del tanque de purga de la coquizadora al condensador de purga en donde el vapor y los hidrocarburos arrastrados son parcialmente condensados. La mezcla de líquido y vapor fluye al tanque de asentamiento de Purga en donde las trazas de aceite se separan del condensado. Para reducir el tiempo de asentamiento requerido en el tanque de asentamiento de Purga, se proporciona un sistema de inyección de desemulsificante.

La solución desemulsificante se suministra a la unidad de coquización retardada a través de un camión y se almacena en el Tanque de Desemulsificante, 020-T-31006. El desemulsificante se bombea del tanque de asentamiento de purga mediante la bomba de Inyección desemulsificante, 020-P-31048/020-P-31049. El aceite que se asienta se bombea por la Bomba de aceite slop, 020-P-31026, y regresa al tanque de purga de la coquizadora o al sistema de descarga de mantenimiento y a slops de la refinería.

El agua amarga del Tanque de Asentamiento de Purga se bombea mediante la una Bomba de Agua Amarga de Purga, 020-P-31024/020-P-31025, al tanque de agua 020-T-31001, o al agotador de aguas amargas para tratamiento. Los vapores de hidrocarburos fluyen del tanque de asentamiento de purga a desfogue.

2.4 Sistema de Desfogue. ^[1]

El vapor de hidrocarburo que se libera dentro de límites de batería de la unidad se envían a través del cabezal de desfogue de baja presión con una purga continua de gas combustible de la refinería al tanque separador de líquidos de desfogue (020-V-31032). Ver Anexo 2.

El tanque separador de líquidos, que tiene un serpentín de vapor para el calentamiento de liberaciones viscosas, está diseñado para remover líquidos y arrastres del vapor que entra.

Los vapores de hidrocarburos de 020-V-31032 (recipiente separador de líquidos), se dirigen a través de un cabezal de desfogue al tanque de sello de líquidos de desfogue (020-V-31033) para evitar el retroceso en el Sistema de Desfogue. El tanque de sello de líquidos de desfogue está provisto con un flujo continuo de agua de servicio para mantener el nivel y para mantener un suministro fresco de agua en el tanque.

Los vapores de hidrocarburos que salen del 020-V-31033 (tanque de sello de líquidos de desfogue), van al quemador elevado (020-A-31001), a través de un sello, y finalmente a la punta del quemador en donde se incineran los vapores. En el punto se inyecta vapor de agua para una operación sin humo. Una línea de drenado de líquido del sello puede regresar cualquier líquido condensado al 020-V-31032 (recipiente separador de líquidos).

A continuación se presentan en la Tabla 1 y la Tabla 2, para el caso 70/30 (istmo/maya) las cargas de desfogue de los diferentes equipos involucrados.

2.5 Cargas y Diagramas de Desfogue.

Tabla 1: Sección de Coquización (Caso 70/30 Istmo/maya)

Clave No.	Localización	Presión de Ajuste Kg/cm ² .g	CAUSAS DE RELEVO					
			Fuego			Otros Casos (Vapor)		
			kg/h	peso mol	°C	kg/h	peso mol	°C
020-RV-31006 A-G	Domo de la Fraccionadora de Coquizadora (020-V-31006)	2.8	242652 (Nota7)	64	166.7	233546 * 261537 443284*	62 114 114	168.3 186.1 186.1
020-RV-31012	Cambiador de Rebomb. GOPC / Alimentación (020-E-31001)	25 (Nota8)	121842	114	415.6	6.6 m ³ /h	0.82	339.4
020-RV-31019	Cambiador de Slops (020-E-31008)	13 (Nota9)	5361	70	149.4	7554	51	365
020-RV-31023	Tanque Separador de Líquidos de Gas Combustible (020-V-31014)	5.3	37523	55	55.6			
	Sistema de Desfogue de Coquizadora		88641*	25	187.2	151812 47133*	34.7 21	287.8 176.7
020-RV-31162	Tanque de Aceite de Lavado (020-V-31031)	3.5	20753* Nota10	201	349.4	572 (Nota5)	28	38
020-RV-31163	Tanque de Recolección de Descarga de Mantenimiento (020-V-31030)	3.5	54658* Nota11	114	426.7	227 (Nota5)	28	38
020-RV-31165	Tanque de Almacenamiento de Polisulfuro (020-V-31035)	3.5	5321	23	87.8	19.3m ³ /h 499 Nota12	1.15 28	38 38

Notas Aplican Tabla 1;

1. Establecer el número de equipo o tubería al que se conecta la válvula de desfogue.
2. C=Convencional, B=Balanceada
3. Todas las cifras entre paréntesis () indican fluido líquido.
4. Las Cifras indicadas con un asterisco (*) no son aditivas.
5. Carga basada en el flujo máximo a través de PV-31462A y su bypass cuando ambas válvulas están completamente abiertas. Carga por grupo de instrumentos.
6. Carga basada en el flujo máximo a través de PV-31469A y su bypass cuando ambas válvulas están completamente abiertas. Carga por grupo de instrumentos.
7. Carga basada en V-31009, V-31008 y V-31507.
8. Presión de ajuste disminuida de 350 psig debido al peso estático del líquido de 37'-6" y gravedad específica de 0.88.
9. Presión de ajuste disminuida 200 psig debido al peso estático del líquido de 43'-8" y gravedad específica de 0.75.
 1. 10.Carga basada en V-31031, v-31034 y E-31014.
10. Carga basada en V-31030 y E-3109.

Tabla 2: Sección Planta de Gas (Caso 70/30 Istmo/maya)

Clave No.	Localización	Presión de Ajuste Kg/cm ² .g	CAUSAS DE RELEVO					
			Fuego			Otros Casos (Vapor)		
			kg/h	peso mol	°C	kg/h	peso mol	°C
020-RV-31500	Tanque de Interetapa del Compresor (020-V-31508)	7	34473*	38	115.6	60577* 25401 Nota 7	32.5 33.2 29.2	87.8 123.9 48.9
020-RV-31501	Tanque de Alimentación de la Depropanizadora de la Absorbadora (020-V-31506)	13	58287*	67.2	146.1	54885* 47174	29.2 45.7	65.6 96.1
020-RV-31502	Debutanizadora (020-V-31503)	10.6	86183*	57.2	93.3	57276* 57276 Nota 7	57.2 57.2 74.1	87.8 87.8 166.7
020-RV-31503	Asentador de Amina C4 (020-V-31504)	28.1	52163*	57	148.9			
020-RV-31504	Entrada del Enfriador de Aceite Esponja (020-AC-31503)	23.4	36968*	151	387.8			

Notas Aplican Tabla 2:

1. Establecer el número de equipo ó tubería al que se conecta la válvula de desfogue.
2. C = Convencional, B = Balanceada
3. Todas las cifras indicadas entre paréntesis () indican fluido líquido.
4. Las cifras indicadas con un asterisco (*) no son aditivas.
5. Las válvulas de alivio de la tratadora C4 no están incluidas.
6. Datos basados en la válvula como ha sido comprada.

Ver Anexo 3.

Donde se presentan los diferentes casos de emisiones de hidrocarburo dependiendo de la situación, para nosotros nos interesa el caso 70/30(istmo/maya).

A continuación se muestran los diagramas de la Planta Coquizadora donde se representan los diferentes tipos de desfogue incluyendo: Capacidades de diseño mínimas y en su operación normal de sus emisiones a la atmosfera.

Son dos diagramas identificados como DIAGRAMA 1 Página 30 y DIAGRAMA 2 Página 31, representando los diferentes equipos de seguridad y el cabezal de desfogue, las siguientes dos páginas muestran las especificaciones de las corrientes representadas en Resumen de corrientes Diagramas (1) y (2)

Para terminar este capítulo se presenta un resumen de las válvulas de seguridad. Identificada como Tabla de Análisis de Carga.

Capítulo 2

Procesos de Coquización

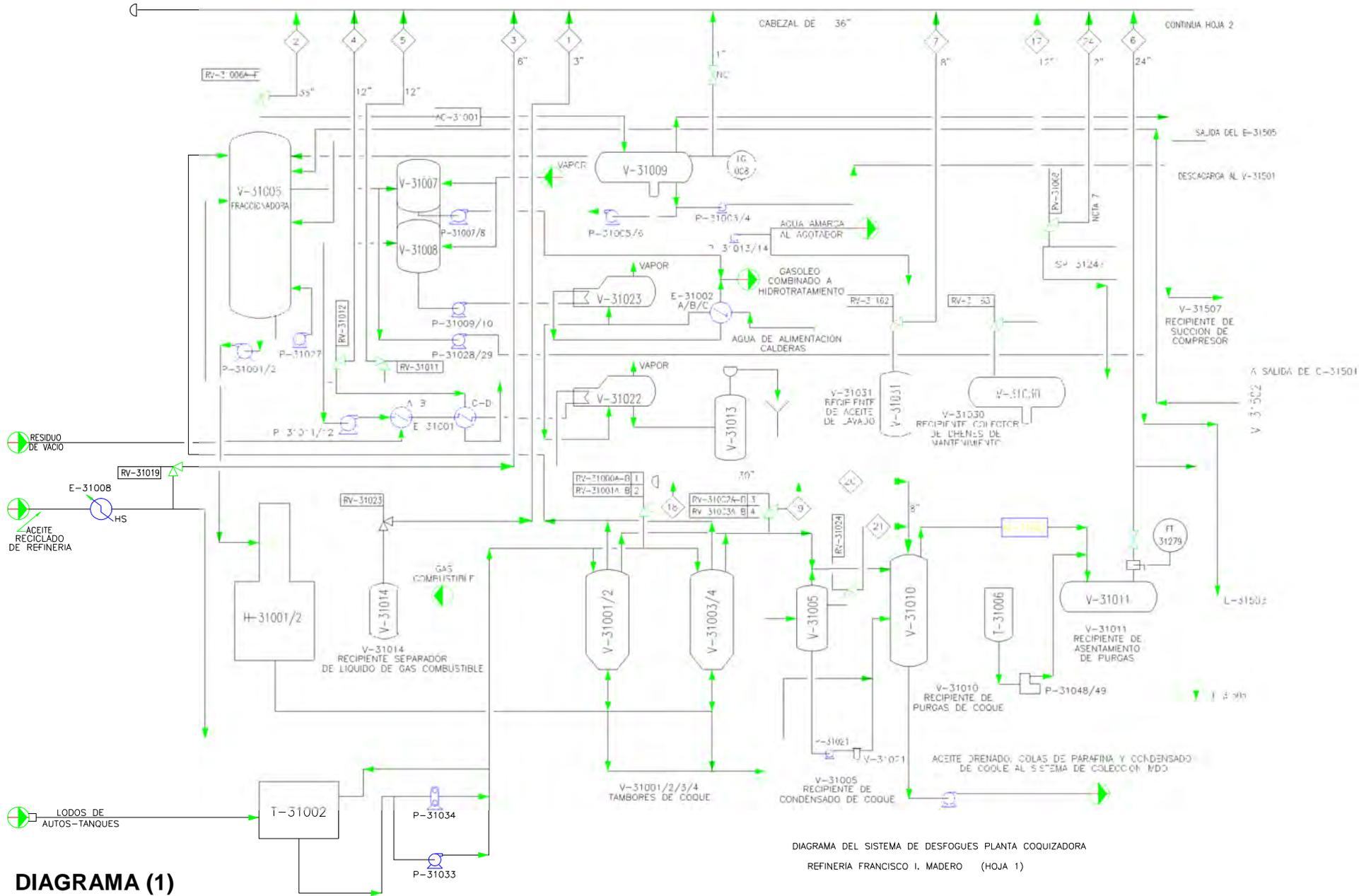


DIAGRAMA (1)

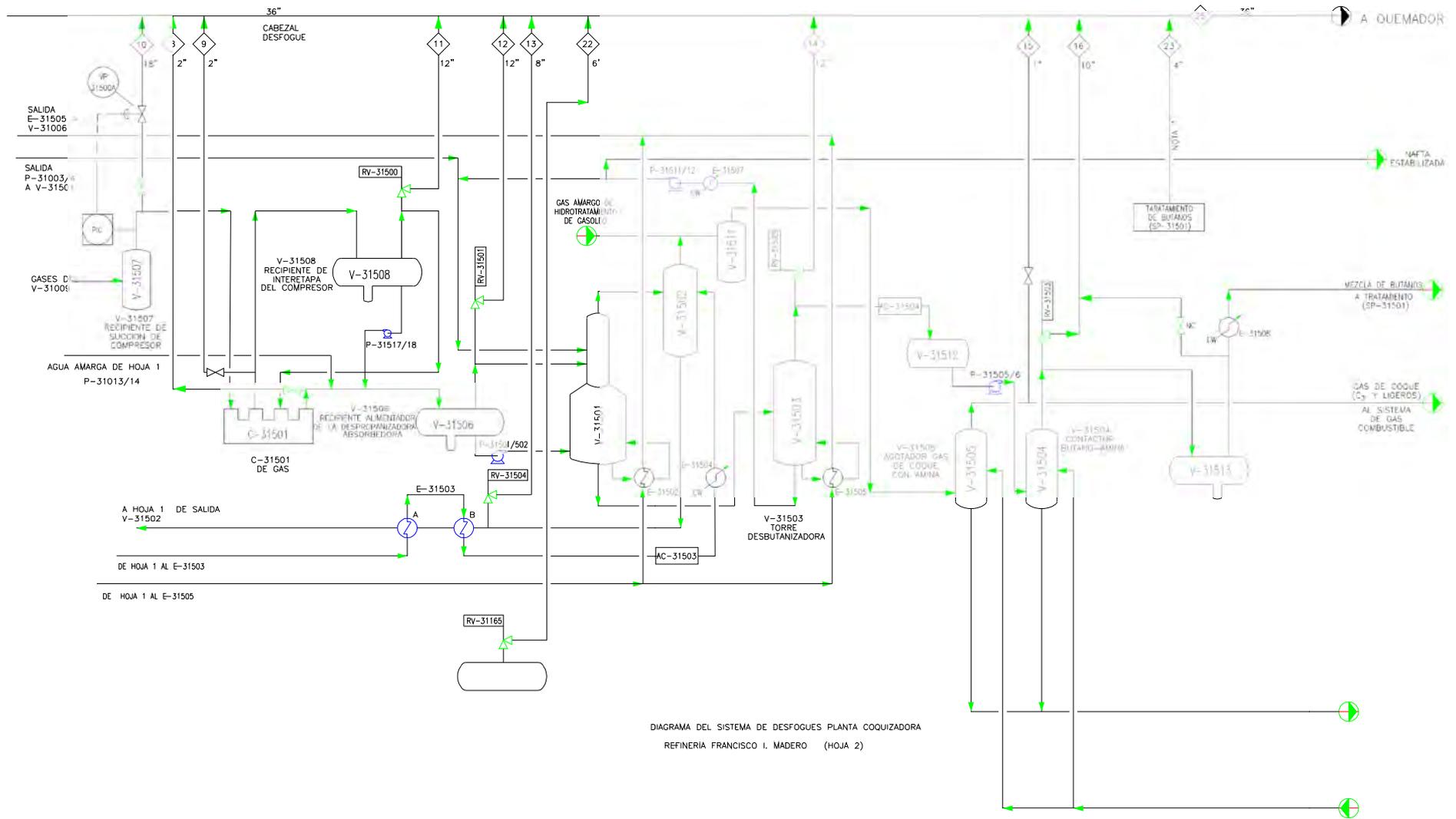


DIAGRAMA (2)

Capítulo 2

Procesos de Coquización

Resumen de corrientes Diagramas (1) y (2)

CAUSA / CORRIENTE		1		2		3		4		5		6		7		8			
		kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr		
FUEGO		1,235.1	2,723.0	242,654.4	534,956	5,316.2	11,720.0	60,921.7	134,308.0	60,921.7	134,308.0	0.0	0.0	20,753.4	45,753.0	0.0	0.0		
DESCARGA BLOQUEADA				233,548.0	514,880	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0		
EXPANSION TERMICA				0.0	0.0	7,554.2	16,654.0	2,661.7	5,868.0	2,661.7	5,868.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0		
FALLA DE BOMBA				443,287.7	977,272	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0		
FALLA DE ENERGIA ELECTR				261,539.5	576,590	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0		
MALA OPERACION DE VALV				0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	572.0	1,261.0	0.0	0.0		
SOBREPRESION				0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0		
VENTEO				0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	281.2	620.0	0.0	0.0	487.2	1,074.0		
FLUJO MAXIMO		kg/hr	lb/hr	1,235.1	2,723.0	443,287.7	977,272	7,554.2	16,654.0	60,921.7	134,308.0	60,921.7	134,308.0	281.2	620.0	20,753.4	45,753.0	487.2	1,074.0
Peso molecular nr		FACTOR DE CARACT.		55.00		114.00		51.00		114.00		114.00		17.00		201.00		37.07	
Densidad relativa		@60°F		API															
BPD		@60°F																	
MMPICSD		66°F, 1 kg/cm ²	66°F, 1 c	0.0008	0.0008	0.1377	0.1356	0.0052	0.0052	0.0189	0.0186	0.0189	0.0186	0.0006	0.0006	0.0037	0.0036	0.0005	0.0005
Presión		kg/cm ² G	psig	0.4	5	0.4	5	0.4	5	0.4	5	0.4	5	0.4	5	0.4	5	3.2	45.5
Temperatura		°C	°F	37.8	100	35.0	95	65.6	150	121.1	250	121.1	250	65.6	150	352.8	667	127.8	262
Densidad		g/cm ³	lb/pt	0.00073	0.05	0.00153	0.10	0.00062	0.04	0.00120	0.07	0.00120	0.07	0.00021	0.01	0.00133	0.08	0.00349	0.22
GPM		OT																	
pie ³ /s		PYT		16.517		2,834.433		118.675		498.378		498.378		13.254		152.864		1.370	

CAUSA / CORRIENTE		9		10		11		12		13		14		15		16			
		kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr		
FUEGO		0.0	0.0	0.0	0.0	60,577.9	133,550.0	58,287.2	128,500.0	36,968.2	81,500.0	86,183.4	190,000.0	0.0	0.0	52,163.7	115,000.0		
DESCARGA BLOQUEADA		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	54,885.2	121,000.0	0.0	0.0	57,276.6	126,272.0	0.0	0.0	0.0	0.0		
EXPANSION TERMICA		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0		
FALLA DE BOMBA		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0		
FALLA DE ENERGIA ELECTR		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	47,174.1	104,000.0	0.0	0.0	57,276.6	126,272.0	0.0	0.0	0.0	0.0		
MALA OPERACION DE VALV		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0		
SOBREPRESION		0.0	0.0	67,807.8	149,489.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0		
VENTEO		1,422.5	3,136.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	188.2	415.0	0.0	0.0		
FLUJO MAXIMO		kg/hr	lb/hr	1,422.5	3,136.0	67,807.8	149,489.0	60,577.9	133,550.0	58,287.2	128,500.0	36,968.2	81,500.0	86,183.4	190,000.0	188.2	415.0	52,163.7	115,000.0
Peso M.medio		FACTOR DE CARACT		34.60		37.07		32.50		67.20		151.00		57.2		23.67		57.00	
Densidad relativa		@60°F		API															
BPD		@60°F																	
MMPICSD		66°F, 1 kg/cm ²	66°F, 1	0.0015	0.0014	0.0648	0.0638	0.0660	0.0650	0.0307	0.0303	0.0087	0.0085	0.0534	0.0525	0.0003	0.0003	0.0324	0.0319
Presión		kg/cm ² G	psig	12.3	175	1.3	18.5	0.4	5	0.4	5	0.4	5	0.4	5	7.0	100	0.4	5
Temperatu		°C	°F	133.9	273	48.9	120	35.0	95	35.0	95	35.0	95	35.0	95	54.4	130	35.0	95
Densidad		g/cm ³	lb/pt	0.01234	0.77	0.00177	0.11	0.00044	0.03	0.00090	0.06	0.00203	0.13	0.00077	0.05	0.00599	0.37	0.00077	0.05
GPM		OT																	
pie ³ /s		PYT		1.131		376.603		1,358.677		632.251		178.458		1,098.280		0.308		667.081	

Resumen de corrientes Diagramas (1) y (2)

CAUSA \ CORRIENTE		◇ 17		◇ 18		◇ 19		◇ 20		◇ 21		◇ 22		◇ 25	
		kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr	kg/hr	lb/hr
FUEGO		54,658.4	120,500.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	11,272.8	24,852.0	5,321.1	11,731.0	667,733.7	1,472,170.0
DESCARGA BLOQUEADA		0.0	0.0	161,031.9	355,011.0	161,031.9	355,011.0	322,063.9	710,022.0	0.0	0.0	0.0	0.0	12,877.6	28,390.0
EXPANSION TERMICA		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	27,785.1	61,255.0	0.0	0.0	471,072.8	1,038,520.0
FALLA DE BOMBA		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	365,990.2	806,860.0
FALLA DE ENERGIA ELECTRI		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	14,452.1	31,861.0
MALA OPERACION DE VALV		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	12,700.7	28,000.0	0.0	0.0	67,807.8	149,480.0
SOBREPRESION		680.4	1,500.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	499.0	1,100.0	2,243.0	4,945.0
VENTEO		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0		
		0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0		
FLUJO MAXIMO	kg/hr lb/hr	54,658.4 120,500.0	161,031.9 355,011.0	161,031.9 355,011.0	322,063.9 710,022.0	27,785.1 61,255.0	5,321.1 11,731.0								
Peso M. medio	FACTOR DE CARACT.	114.00		110.00		110.00		110.00				23.00			
Densidad relativa	@60°F API									0.68					
BPD	@60°F														
MMPCSD	@60°F 1 kg/cm ² @60°F 1														
Presión	kg/cm ² G psig	0.0170 0.0167	0.0518 0.0511	0.0518 0.0511	0.1037 0.1021			0.0082	0.0081						
Temperatura	°C °F	0.4 5	1.1 15	1.1 15	1.1 15	1.1 15	1.1 15	0.4 5							
Densidad	g/cm ³ lb/pi	35.0 95	365.0 689	365.0 689	365.0 689	148.9 300	35.0 95								
GPM		0.00153 0.10	0.00214 0.13	0.00214 0.13	0.00214 0.13	0.67970 42.43	0.00031 0.02								
	@T							180.002							
pie ³ /s	@PYT	349.492	736.559	736.559	1,473.118	0.401	168.641								

Capítulo 2

Procesos de Coquización

TABLA DE ANALISIS DE CARGAS

		DATOS DE DIMENSIONAMIENTO DE LA VALVULA								(lb/hr)					
	TAMAÑO	(°F)	(psig)	DE RELEVO (psig)	TEMP. (°F)	MOLECULAR (PM)	DESCARGA (lb/hr)		DESCARGA BLOQUEADA	EXPANSION TERMICA	BOMBA	FALLA ENERGIA ELECTRICA	OPERACION DE VALVULA		
SECCION DE COQUE															
RV-31000A-B	V-31001	10" T 10"	689	V	15	50 (A)/53 (B)	840	110	355,011		355,011				
RV-31001A-B	V-31002	10" T 10"	689	V	15	50 (A)/53 (B)	840	110	355,011		355,011				
RV-31002A-B	V-31003	10" T 10"	689	V	15	50 (A)/53 (B)	840	110	355,011		355,011				
RV-31003A-B	V-31004	10" T 10"	689	V	15	50 (A)/53 (B)	840	110	355,011		355,011				
RV-31006A-F	V-31006	10" T 10"	95	V	5	40	367	114	977,272	534,956	514,880	977,272	576,590		
RV-31011	E-31001C-D	4" N 6"	250	L/V	5	335	790	114	134,308	134,308		5,868			
RV-31012	E-31001A-B	4" N 6"	250	L/V	5	335	780	114	134,308	134,308		5,868			
RV-31019	E-31008	2" J 3"	150	V	5	200	689	51	16,654	11,720		16,654			
RV-31023	V-31014	11/2" F 2"	100	V	5	75	132	55	2,723	2,723					
RV-31162	V-31031	6" X 6"	667	V	5	50	667	201	45,753	45,753			1,261		
RV-31163	V-31030	10" X 10"	95	V	5	50	800	114	120,500	120,500			1,500		
RV-31165	V-31035	4" X 4"	95	L/V	5	50	190	23	11,731	11,731			1,100		
RV-31024	V-31005	6" Q 8"	300	L/V	15	47	700		61,255	24,852		61,255	28,000		
RV-31500	V-31508	6" R 8"	95	V	5	100	190	32.5	133,550	76,000	133,550		56,000		
SECCION DE GAS															
RV-31501	V-31506	6" Q 8"	95	V	5	185	295	67.2	128,500	128,500	121,000		104,000		
RV-31502	V-31503	6" Q 8"	95	V	5	150		57.2	190,000	190,000	126,272		126,272		
RV-31503	V-31504	4" L 6"	95	V	5	400	300	57	115,000	115,000					
RV-31504	AC-31503	4" L 6"	95	V	5	333	730	151	81,500	81,500					

3.0 Simulación. ^[3]

3.1 Condiciones para Elaboración de Simulación. ^{[3], [2]}

Con el fin de tener una herramienta que permia evaluar alternativas para la disminución de hidrocarburos a la atmosfera, se procedió a elaborar el sistema de desfogue con la herramienta ASPEN HYSYS V.7.0.

A continuación se enlistan las consideraciones que se tomaron para este modelo:

- Se utiliza el caso de Cargas de Desfogue caso 70/30 Istmo/Maya. ^[1]
- Se cargan los datos de diseño del manual de Foster Wheeler USA Corporation. ^[2]
- Para los flujos de las corrientes no especificadas en el manual se toman las reportadas en las hojas de datos de los equipos. ^[5]
- Los equipos están dimensionados con datos reales.
- El objetivo de la simulación es representar los datos de flujo y composición del Caso (70/30 istmo/maya) Relevos de equipos del Quemador elevado. ^[1]

Las corrientes resultantes para el análisis del sistema de desfogue que están en el simulador y pueden ser manipuladas según sea el caso a representar son:

1. **Planta de Gas.** (Desfogue que proviene de la planta de gas y va directo al quemador elevado, no pasa por el sistema de purgas).
2. **Vaporizado SP-4/8.** (Al barrer con vapor al tambor este flujo de vapor y gas va al sistema de purgas para separar hidrocarburos pesados).
3. **Relevo V-31005.** (Este punto se refiere cuando se realiza calentamiento del tambor antes de meter a operación, mandando gases calientes al sistema de purgas).
4. **Relevo Coquización.** (Este escenario se refiere a que se presenta un desfogue en el área de coquización , fraccionadora , tambores, que van al sistema de purgas).
5. **Succión del Compresor.** (Las fallas mencionadas en los puntos 1 al 4 pueden combinarse con falla del compresor C-31501 y por consiguiente su succión es enviada directamente al quemador elevado, no pasa por sistema de purgas).

Ver anexo 4. Resumen de cargas, flujo y composición de las 5 corrientes al simulador.

Planta de Gas: Para este flujo de gas se toma en consideración el relevo de la válvula RV-31501, que es la salida de gases del acumulador del absorbedor depropanizador (V-31506). Tomando el dato de 54,885 Kg/hr. Una vez que el sistema desfoga por este punto los demás equipos hacia adelante en el proceso no presentan alta presión. [5]

 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name:	BLOWDOWN COKER 2010 REV 29.HSC
	Unit Set:	NCOBOSM
	Date/Time:	Mon Mar 29 18:43:16 2010
Material Stream: PLANTA DE GAS		Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng-Robinson

	Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase
Vapour / Phase Fraction	0.9871	0.9871	0.0129
Temperature: (C)	66.00	66.00	66.00
Pressure: (kg/cm2)	13.00	13.00	13.00
Molar Flow (lbmole/hr)	3607	3560	46.70
Mass Flow (kg/h)	5.489e+004	5.450e+004	382.0
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	114.9	114.5	0.3830
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.319e+004	-3.203e+004	-1.215e+005
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	40.83	41.16	15.25
Heat Flow (Btu/hr)	-1.197e+008	-1.140e+008	-5.676e+006
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	132.9	134.0	0.3765

	Overall	Vapour Phase	Aqueous Phase
Molecular Weight	33.55	33.75	18.03
Molar Density (lbmole/ft3)	3.115e-002	3.075e-002	3.378
Mass Density (g/cm3)	1.674e-002	1.662e-002	0.9758
Act. Volume Flow (barrel/day)	4.950e+005	4.949e+005	59.09
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-989.3	-949.0	-6740
Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.217	1.220	0.8459
Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	15.92	15.89	18.65
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4747	0.4707	1.034
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	6.114e+005	6.195e+005	251.4
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.823e+004	1.835e+004	13.94
Phase Fraction [Vol. Basis]	0.9967	0.9967	3.333e-003
Phase Fraction [Mass Basis]	0.9930	0.9930	6.959e-003
Partial Pressure of CO2 (kg/cm2)	0.0000	NCOBOSM	NCOBOSM
Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000
Act. Gas Flow (ACFM)	NCOBOSM	1930	NCOBOSM
Avg. Liq. Density (lbmole/ft3)	0.8888	0.8803	3.453
Specific Heat (Btu/lbmole-F)	15.92	15.89	18.65
Std. Gas Flow (MMSCFD)	32.79	32.36	0.4245

Vaporizado SP-4/8: Esta corriente se refiere al flujo de hidrocarburo que es barrido del tambor de coquización con vapor de media presión (19 Kg/cm²) al tambor del sistema de purgas V-31010 (Blowdown). El flujo de la corriente es de 57,230 kg/hr. ^[5]

 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: BLOWDOWN COKER 2010 REV 29.HSC
	Unit Set: NCOBOSM
	Date/Time: Mon Mar 29 18:57:09 2010
Material Stream: VAPORIZADO SP-4/8	
	Fluid Package: Basis-1
	Property Package: Peng-Robinson

	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (C)	370.0	370.0
Pressure: (kg/cm ²)	1.054	1.054
Molar Flow (lbmole/hr)	4743	4743
Mass Flow (kg/h)	5.723e+004	5.723e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m ³ /h)	112.5	112.5
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.808e+004	-3.808e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	55.47	55.47
Heat Flow (Btu/hr)	-1.806e+008	-1.806e+008
Liq Vol Flow @Std Cond (m ³ /h)	144.3	144.3

	Overall	Vapour Phase
Molecular Weight	26.60	26.60
Molar Density (lbmole/ft ³)	1.207e-003	1.207e-003
Mass Density (g/cm ³)	5.144e-004	5.144e-004
Act. Volume Flow (barrel/day)	1.680e+007	1.680e+007
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1431	-1431
Mass Entropy (Btu/lb-F)	2.085	2.085
Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	18.52	18.52
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.6960	0.6960
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	4.173e+005	4.173e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.569e+004	1.569e+004
Phase Fraction [Vol. Basis]	NCOBOSM	1.000
Phase Fraction [Mass Basis]	4.941e-324	1.000
Partial Pressure of CO ₂ (kg/cm ²)	0.0000	NCOBOSM
Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000
Act. Gas Flow (ACFM)	6.549e+004	6.549e+004
Avg. Liq. Density (lbmole/ft ³)	1.194	1.194
Specific Heat (Btu/lbmole-F)	18.52	18.52
Std. Gas Flow (MMSCFD)	43.12	43.12

Relevo Coquización: Para esta corriente se considera sistema de desfogue Coquizadora con un flujo de 151,800 Kg/hr. Representado en el caso 70/30 .Una vez que el sistema releva por este punto no se presenta alta presión en la sección de coquización. [1], [5]

 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: BLOWDOWN COKER 2010 REV 29.HSC
	Unit Set: NCOBOSM
	Date/Time: Mon Mar 29 19:23:47 2010
Material Stream: RELEVO COQ	
	Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng-Robinson

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.9893	0.9893	0.0107
Temperature: (C)	295.0	295.0	295.0
Pressure: (kg/cm2)	3.500	3.500	3.500
Molar Flow (lbmole/hr)	1.100e+004	1.088e+004	117.9
Mass Flow (kg/h)	1.518e+005	1.337e+005	1.808e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	299.1	276.7	22.38
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-2.364e+004	-2.199e+004	-1.756e+005
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	59.59	55.65	422.6
Heat Flow (Btu/hr)	-2.599e+008	-2.392e+008	-2.071e+007
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	NCOBOSM	NCOBOSM	22.52

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Molecular Weight	30.44	27.10	337.9
Molar Density (lbmole/ft3)	4.587e-003	4.540e-003	0.1125
Mass Density (g/cm3)	2.236e-003	1.971e-003	0.6088
Act. Volume Flow (barrel/day)	1.025e+007	1.024e+007	4483
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-776.6	-811.4	-519.8
Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.958	2.053	1.251
Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	23.69	21.12	260.7
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.7785	0.7794	0.7716
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	NCOBOSM	NCOBOSM	NCOBOSM
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	NCOBOSM	NCOBOSM	NCOBOSM
Phase Fraction [Vol. Basis]	0.9252	0.9252	7.483e-002
Phase Fraction [Mass Basis]	0.8809	0.8809	0.1191
Partial Pressure of CO2 (kg/cm2)	0.0000	NCOBOSM	NCOBOSM
Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000
Act. Gas Flow (ACFM)	NCOBOSM	3.994e+004	NCOBOSM
Avq. Liq. Density (lbmole/ft3)	1.041	1.113	0.1492
Specific Heat (Btu/lbmole-F)	23.69	21.12	260.7
Std. Gas Flow (MMSCFD)	99.95	98.88	1.072

Relevo V-31005: Esta corriente es de la válvula de seguridad RV-31024 del separador de condensados (V-31005), los datos se obtuvieron de la hoja de datos de la válvula de seguridad el flujo es de 17,530 Kg/hr. Se incluyo esta corriente debido a que ha convertido en una práctica operativa utilizarla. [5]

 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: BLOWDOWN COKER 2010 REV 29.HSC
	Unit Set: NCOBOSM
	Date/Time: Mon Mar 29 19:29:38 2010
Material Stream: RELEVO V-31005	
	Fluid Package: Basis-1
	Property Package: Peng-Robinson

	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (C)	330.0	330.0
Pressure: (kg/cm2)	3.000	3.000
Molar Flow (lbmole/hr)	2098	2098
Mass Flow (kg/h)	1.753e+004	1.753e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	44.35	44.35
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.320e+004	-1.320e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	47.10	47.10
Heat Flow (Btu/hr)	-2.769e+007	-2.769e+007
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	NCOBOSM	NCOBOSM

	Overall	Vapour Phase
Molecular Weight	18.42	18.42
Molar Density (lbmole/ft3)	3.661e-003	3.661e-003
Mass Density (g/cm3)	1.080e-003	1.080e-003
Act. Volume Flow (barrel/day)	2.449e+006	2.449e+006
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-716.4	-716.4
Mass Entropy (Btu/lb-F)	2.557	2.557
Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	15.74	15.74
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.8547	0.8547
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	3.592e+005	3.592e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.950e+004	1.950e+004
Phase Fraction [Vol. Basis]	NCOBOSM	1.000
Phase Fraction [Mass Basis]	4.941e-324	1.000
Partial Pressure of CO2 (kg/cm2)	0.0000	NCOBOSM
Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000
Act. Gas Flow (ACFM)	9550	9550
Avg. Liq. Density (lbmole/ft3)	1.339	1.339
Specific Heat (Btu/lbmole-F)	15.74	15.74
Std. Gas Flow (MMSCFD)	19.07	19.07

Succión del Compresor: El desfogue de la succión en este caso es por falla del compresor de gas húmedo de la planta de gas para esta falla en operación normal y máxima carga es de 65,500 kg/hr. de flujo. [6]

 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: BLOWDOWN COKER 2010 REV 29.HSC
	Unit Set: NCOBOSM
	Date/Time: Mon Mar 29 19:46:06 2010
Material Stream: SUCC COMP	
	Fluid Package: Basis-1
	Property Package: Peng-Robinson

	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (C)	49.00	49.00
Pressure: (kg/cm2)	0.7000	0.7000
Molar Flow (lbmole/hr)	4010	4010
Mass Flow (kg/h)	6.550e+004	6.550e+004
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	128.1	128.1
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.961e+004	-3.961e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	46.66	46.66
Heat Flow (Btu/hr)	-1.589e+008	-1.589e+008
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	134.1	134.1

	Overall	Vapour Phase
Molecular Weight	36.01	36.01
Molar Density (lbmole/ft3)	1.609e-003	1.609e-003
Mass Density (g/cm3)	9.283e-004	9.283e-004
Act. Volume Flow (barrel/day)	1.065e+007	1.065e+007
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1100	-1100
Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.296	1.296
Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	15.47	15.47
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4297	0.4297
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	6.386e+005	6.386e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.773e+004	1.773e+004
Phase Fraction [Vol. Basis]	NCOBOSM	1.000
Phase Fraction [Mass Basis]	4.941e-324	1.000
Partial Pressure of CO2 (kg/cm2)	0.0000	NCOBOSM
Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000
Act. Gas Flow (ACFM)	4.153e+004	4.153e+004
Avg. Liq. Density (lbmole/ft3)	0.8865	0.8865
Specific Heat (Btu/lbmole-F)	15.47	15.47
Std. Gas Flow (MMSCFD)	36.45	36.45

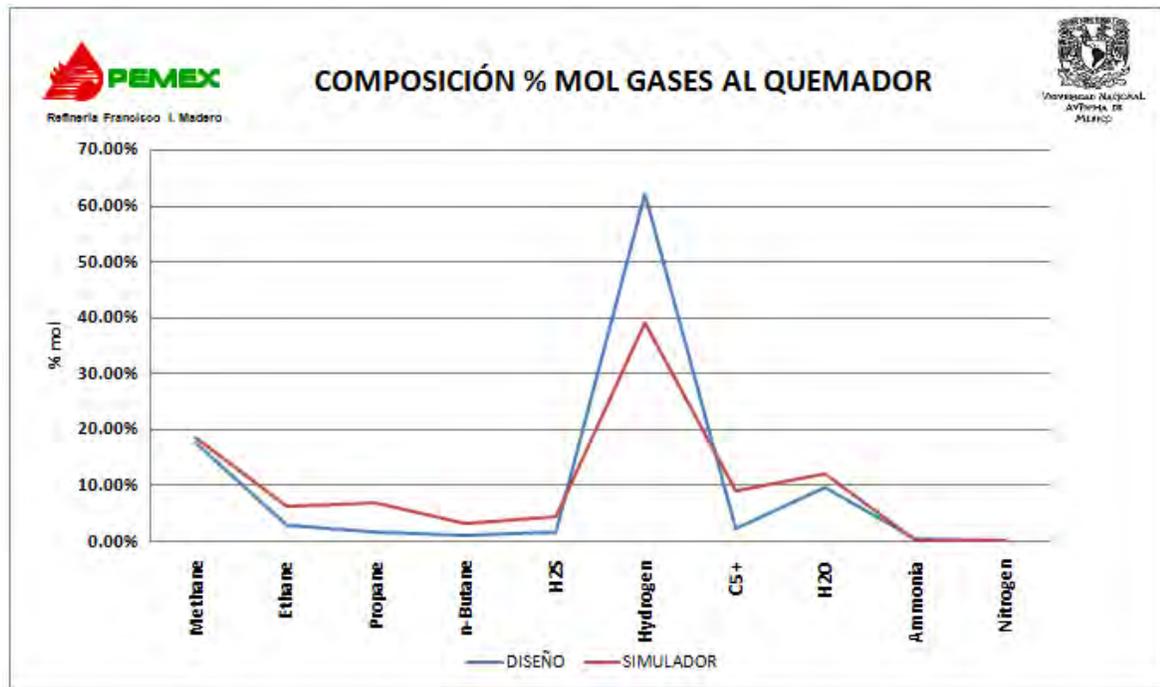
3.2 Resultados de la Simulación. [3]

En la siguiente Tabla 3, se presentan los resultados obtenidos una vez que se corrió la simulación. Del lado izquierdo se presenta una columna con el título objetivo, estos valores son los que deben ser según el caso II de cargas al quemador elevado y del lado derecho los valores obtenidos de la simulación,

TABLA 3. COMPOSICIÓN DE SALIDA DE GASES AL QUEMADOR ELEVADO DEL SIMULADOR.

OBJETIVO	PM	GASES AL FLARE			REAL
	24	Fracción Mol	%	LB/HR	
17.6	Methane	0.18633	18.63259	74,412.41	18.63
2.88	Ethane	0.06354	6.35384	47,561.70	6.35
1.76	Propane	0.04305	4.3052	47,259.79	6.93
1.16	i-Butane	0.00949	0.94936	13,736.46	3.18
	n-Butane	0.01306	1.30632	18,901.47	
	Ethylene	0.00969	0.96922	6,768.68	
	Propene	0.01653	1.65288	17,314.62	
1.68	1-Butene	0.00922	0.92169	12,873.52	4.54
	H2S	0.04542	4.54178	38,526.85	
	Hydrogen	0.39036	39.03627	19,590.61	
2.32	n-Pentane	0.04155	4.15488	74,626.00	8.97
9.55	n-Hexane	0.01929	1.9293	41,389.02	12.05
	n-Decane	0.01059	1.05875	37,500.94	
	n-C12	0.00411	0.41077	17,417.97	
	n-C13	0.00194	0.19434	8,919.59	
	n-C14	0.00102	0.1021	5,042.05	
	n-C15	0.00157	0.15655	8,277.75	
	n-C21	0.00055	0.05522	4,077.12	
	n-C22	0.00011	0.01142	883.22	
	n-C23	0.00001	0.00136	109.66	
	n-C24	0	0.00001	1.01	
	n-C25	0.00001	0.00071	62.74	
	n-C26	0.00001	0.00082	74.72	
	n-C27	0	0.0002	18.9	
	n-C28	0	0.00019	18.83	
0.6	H2O	0.12054	12.05395	54,057.40	0.15
	NBP[0]234*	0.00199	0.19935	8,848.51	
	NBP[0]247*	0.002	0.19999	9,378.12	
	NBP[0]276*	0.00266	0.26637	14,088.48	
	NBP[0]291*	0.00045	0.04487	2,512.96	
	NBP[0]305*	0.00102	0.1025	6,084.59	
	NBP[0]319*	0.00031	0.03062	1,916.23	
0.33	NBP[0]333*	0.00051	0.05122	3,376.53	0.15
	Nitrogen	0.00153	0.15268	1,064.71	

En la siguiente Grafica 1, se muestra de manera agrupada la diferencia en la composición de los gases de carga al quemador elevado en % mol.



Grafica 1.- Composición % mol gases al quemador elevado diseño y simulador.

TABLA 4.-COMPOSICIÓN GASES AL QUEMADOR ELEVADO

DISEÑO		SIMULACIÓN
17.60%	Methane	18.63%
2.88%	Ethane	6.35%
1.76%	Propane	6.93%
1.16%	n-Butane	3.18%
1.68%	H2S	4.54%
62.14%	Hydrogen	39.04%
2.32%	C5 +	8.97%
9.55%	H2O	12.05%
0.60%	Ammonia	0.15%
0.33%	Nitrogen	0.15%

TABLA 4. Cuadro comparativo de Gases al Quemador elevado por compuestos.

La diferencia se encuentra en la composición del hidrogeno y este se obtiene principalmente por la desintegración térmica en el tambor V-31001/2/3/4, ya que se respeto el hidrógeno de las diferentes cargas al simulador. Cabe mencionar que se cambio de ecuación de estado para tratar de representar mejor la composición de hidrogeno pero esto no varió en lo más mínimo. Pero estas diferencias pueden ser explicadas debido a que en las cargas originales no se especifican parámetros en productos pesados y solamente proporcionan rangos de temperaturas.

A continuación se presenta la tabla 5, donde se resumen los flujos condiciones de operación de la simulación y en los parámetros de peso molecular y los flujos de salida del fondo y del domo (slop oil), son los que se generan con la especificación de productos pesados en la carga.

TABLA 5.- FLUJOS Y CONDICIONES DE OPERACIÓN RESULTADO SIMULACIÓN

DISEÑO		SIMULACIÓN
2.21E+05	Flujo Gas (kg/hr)	2.71E+05
11.20	Peso Molecular	24.00
161.60	Temperatura (°C)	162.10
0.64	Presión (kg/cm2)	0.64
10.00	Slop Oil (m3/hr)	75.00
60.00	Fondos (m3/hr)	18.34
0.84	Densidad Slop	0.700
0.87	Densidad Fondos	0.710

Tabla 5.- Flujos y condiciones de Operación resultado de simulación.

Los diagramas de simulación del ambiente general como el de la columna de presenta en los Anexos 5 y 6.

4.0 Situación Actual

4.1 Consideraciones de la situación Actual:

De las emisiones de hidrocarburo de la planta Coquizadora que se analizan los siguientes casos en esta tesis:

- Vaporizado al sistema de purgas (Blowdown).
- Enfriamiento del Tambor.
- Butano Fuera de especificación.
- Calentamiento de Tambores V-31001/2/3/4.
- Falla del compresor C-31501.
- Balance de Materia.

El periodo de análisis de datos históricos de la unidad de coquización comprende del 20 de Diciembre 2009 al 09 de Marzo 2010, con intervalos de un minuto de los valores puntuales del sistema SIEMENS con interface de PISampDat. Esta información se recopiló en hojas de Excel para su aplicación.

En cada caso se presentan flujos de hidrocarburos a la atmosfera, para estimar este flujo se tomaron en cuenta los datos disponibles en el periodo de tiempo señalado y principalmente por el medidor de flujo FI-31453 B.

4.2 Vaporizado al sistema de purgas (Blowdown).

La vaporización de un tambor V-3101/2/3/4 se realiza con la finalidad de remover el hidrocarburo remanente que puede quedar después de la coquización del mismo, se utiliza un vaporizado a la fraccionadora que significa que el tambor alineado a la fraccionadora después de coquizar se le adiciona un flujo de vapor por el fondo del tambor con una presión en el fondo variable de 1.5 +/- 0.5 Kg/cm² y un flujo de vapor de media presión (19 Kg/cm²) de 2,500 kg/hr por una hora con una temperatura durante el enfriamiento promedio de 180 °C. En este vaporizado no se envía hidrocarburo, al quemador pero en el paso siguiente se alinea el tambor que se vaporizo a la fraccionadora al sistema de purgas (Blowdown) y se aumenta el flujo de vapor a continuación se presentan la condiciones:

Presión del fondo del Tambor: 2.0 +/- 0.5 Kg/cm²

Temperatura del Fondo del Tambor: 130 °C

Flujo de Vapor de Media: 4,500 Kg/hr.

De los datos recopilados se presenta un ejemplo para diferentes tambores y se observa la variabilidad de la operación y los resultados de las emisiones en la unidad, el tiempo en que se vaporiza al sistema de purgas, vapor suministrado al tambor y la emisión de gases al quemador elevado para diferentes tambores V-31001/2/3/4.

Tiempo Hrs	Vapor Kg/hr	Gas Quemador Ton/hr								
0.0	4,499	12.96	3,000	5.96	4,499	25.80	2,501	2.89	3,002	47.24
0.5	4,500	13.54	4,002	13.38	4,500	9.74	3,998	22.77	3,001	45.08
1.0			4,002	13.18			4,000	20.08	3,000	43.16
1.5									4,200	42.24

Tabla 6.- Seguimiento de vaporizado a sistema de purgas (Blowdown).

En esta condición se envían hidrocarburos al quemador elevado actualmente en promedio 25 ton/hr. , durante un tiempo promedio de 1.5 hr.

El tiempo de vaporizado al sistema de purgas (Blowdown) actualmente es muy variable ya que se aplica en función de trabajos de mantenimiento y fallas de proceso. Por estas condiciones se envían al quemador elevado por vaporizado al sistema de purgas (Blowdown), 38 ton de hidrocarburo con vapor de agua por tambor vaporizado.

Es importante mencionar que la acción de arrastrar el producto con vapor al sistema de purgas considera que en este tiempo la presencia de productos ligeros es mínima en el tambor, ya que el sistema de purgas no retiene productos ligeros y como observaran en la tabla 6, la variabilidad es básicamente a la composición de la carga, muchas veces se reduce la cantidad de vapor debido al alto contenido de material ligero y la emisión al quemador elevado es más de la media propuesta.

Los valores promedio representados son resultado elaboración de tablas para esta etapa del proceso utilizando estadística.

El proceso continuo de la unidad no permite con facilidad aislar los fenómenos por separado (vaporizado a purgas, enfriamiento, calentamiento, etc.), pero con los ejemplos anteriores se pueden representar los fenómenos mencionados.

4.3 Enfriamiento del Tambor.

Después del proceso de vaporizado al sistema de purgas (Blowdown), el siguiente paso es enfriar el coque que está en el tambor V-31001/2/3/4 para posteriormente poder cortarlo y sacarlo del mismo, para este proceso se llena con agua el tambor para esta actividad se adiciona agua por el fondo del tambor.

A continuación se muestra una tabla 7, con periodos de enfriamiento de los tambores V-31001/2/3/4, la adición de agua por tiempo y el flujo de gas al quemador elevado.

Tabla 7.- Secuencia de Enfriamiento Y Desfogue al Quemador Elevado

Tiempo Hrs	Agua	Gas Quemador	Agua	Gas Quemador	Agua	Gas Quemador	Agua	Gas Quemador
	m3/hr	ton/hr	m3/hr	ton/hr	m3/hr	ton/hr	m3/hr	ton/hr
0.0	53.10	15.29	54.65	26.64	52.75	12.79	52.85	20.18
0.5	57.70	13.10	113.35	18.98	52.07	15.15	58.30	38.42
1.0	56.70	8.95	127.10	25.25	61.25	11.05	76.28	58.34
1.5	56.25	13.43	200.30	10.16	96.87	14.67	84.30	30.64
2.0	64.20	16.17	278.00	7.80	129.90	5.04	121.35	22.45
2.5	76.35	12.28	277.60	9.20	239.70	4.25	164.90	22.02
3.0	93.25	11.29	276.25	5.37	269.10	5.18	270.05	12.08
3.5	159.64	10.14	273.10	4.03	317.60	10.98	267.35	13.36
4.0	264.66	7.16			253.14	13.76	265.70	14.87
4.5	305.85	5.02					263.00	11.59
5.0	303.90	6.36						
5.5	304.50	5.76						
6.0	302.10	5.11						
6.5	297.50	7.16						

Tabla 7.- Enfriamiento de Tambores V-31001/2/3/4 y flujo de gas al Quemador Elevado.

El tiempo total establecido por el licenciador Foster Wheeler's USA Corporation, es de 6 horas con los flujos que se muestran en la tabla 8.

**Tabla 8. Tiempo y Flujo de Agua
Enfriamiento de Tambores
V-31001/2/3/4**

Tiempo Apagado (min)	Flujo Agua GPM	Flujo Agua m3/hr
30	275	63
30	625	142
30	775	176
30	925	210
75	975	221
165	1000	227

En el proceso de enfriamiento del tambor V-31001/2/3/4, se envían los gases que se producen por el vapor de agua y el hidrocarburo al sistema de purgas (Blowdown), con esto se presenta un flujo de hidrocarburos al quemador elevado y del control distribuido esto representa un flujo de 14 ton/hr , este proceso se lleva actualmente en promedio 6 horas. En total 84 ton por tambor enfriado.

Los equipos actualmente instalados tienen la capacidad de poder cumplir con las especificaciones del licenciador en cuanto al flujo de agua a los tambores V-31001/2/3/4, el ajuste del tiempo para cambio de tambores por fallas en equipos, adecuar ciclos de coquización para disponer de equipo en común y fallas externas a la unidad de servicios auxiliares, son principalmente las causantes de esta variación en el tiempo, flujo de agua y por consecuencia emisiones a la atmosfera de contaminantes.

Como se puede observar en la tabla 7, las variaciones del tiempo, flujo de agua y gases al quemador elevado muchas veces varían también debido a que el sistema se presiona y esto no permite incrementar el flujo de agua debido al alto contenido de ligeros presentes todavía en el tambor que son enviados al quemador elevado y no se recuperan en el sistema de purgas.

4.4 Butano Fuera de especificación. ^[1]

Para la planta Coquizadora la producción de butano es de 2,500 BSPD, con equivalente en masa de 230 Ton/día, esto representa en expansión volumétrica de 1.5 al 2.5 %.

Actualmente no se tiene producción de butano a almacenaje debido a la falla de la sección de tratamiento Merichem, su funcionamiento a continuación se menciona.

“Merichem Chemicals and Refinery Services LLC”, ha diseñado un sistema “Contactor FIBER-FLIM™” capaz de tratar 2,500 BSPD de una corriente de Butanos mezclados que contiene 20 ppm en peso máximo de sulfuro de carbonilo (COS-S), 200 ppm en peso máximo de ácido sulfhídrico (H₂S), y 2,675 ppm en peso máximo de mercaptanos (RSH-S). La corriente de producto contendrá menos de 5.0 ppm en peso total de azufre. Este sistema de tratamiento esta diseñado para:

- Hidrolizar y extraer sulfuro de carbonilo (COS) y ácido sulfhídrico (H₂S) usando una solución mezclada de Monoetanolamina (MEA)/ sosa cáustica en una corriente paralela continua de una etapa de prelavado obteniéndose una corriente de monoetanolamina (MEA) gastada/ sosa cáustica sulfídica.
- Extraer mercaptanos (RSH) en un sistema de extracción continuo de dos etapas “THIOLEXSM” utilizando sosa cáustica regenerada de un solo paso.
- Regenerar y volver a usar la sosa cáustica que contiene mercapturos al oxidar el mercapturo (NaSR) a aceite disulfuro (DSO), el cual se separa posteriormente de la sosa cáustica usando un Separador por gravedad DSO y un Lavado con Solvente.

La unidad de extracción de mercaptanos de dos etapas y la unidad de regeneración son interdependientes debido a la cáustica circulante entre ellas. El sistema de regeneración de la sosa cáustica consta de una Torre de Oxidación, un Separador por gravedad aceite disulfuro y un Lavado con Solvente.

En la tabla 9, se presentan las especificaciones del butano producto a almacenaje después del paquete Merichem.

Tabla 9. Composición de Butano producto.

Composición, Vol %

C3 / C3=	6
nC4=	13.3
C4=	31.4
C4	49.3

Por deficiencias en la operación del sistema de tratamiento de butanos el producto es posible enviarlo al quemador elevado dependiendo del tiempo que permanezca la contingencia. Con el cambio de condiciones de operación en la planta de gas no se esta enviando el butano al quemador, no se está separando y es arrastrado en la gasolina de coquización.

Tan solo por este concepto se está dejando de tener una expansión volumétrica en la unidad.

4.5 Calentamiento de Tambores V-31001/2/3/4.

El calentamiento de tambores de coquización es una actividad que se realiza para que un tambor reciba la carga de la salida de los calentadores, una vez que el tambor pasa la prueba de hermeticidad es decir que no tiene fugas por la bridas del fondo y domo del tambor, éste se alinea por un juego de válvulas motorizadas (SP-1/2) en la estructura del área de tambores V-31001/2/3/4, con la finalidad de calentar el tambor con los gases del tambor que se está coquizando.

Esta actividad en condiciones normales involucra cerrar (castigar) las válvulas SP-3's , con la operación normal estas válvulas han sido causa de un gran número de conatos de incendio, debido a la fuga de hidrocarburos calientes por el preñe de estas válvulas por su uso constante, actualmente no se utilizan con la frecuencia necesaria y se realiza el calentamiento de los tambores V-31001/2/3/4 por lo que operacionalmente se conoce como calentamiento del tambor por la válvula de seguridad RV-31024 del separador de condensados (V-31005).

El calentamiento en operación normal se realiza de manera siguiente, las válvulas SP-1 y SP-2 de cada uno de los tambores V-31001/2/3/4 permanecen alineadas, la válvula SP-3 es una válvula manual de compuerta que hay que cerrar, lo que los operadores conocen como ponerle castigo a SP-3, dependiendo del tiempo que se tenga para realizar el swicheo (cambio de tambor a coquizar) es el porcentaje (50 %, 40 %, 30%) de castigo para que los gases no se vayan todos a la fraccionadora y pasen una parte al tambor que se está calentando.

Por el fondo el tambor está conectado al tambor de purgas V-31005 lo que se condensa se va al sistema de purgas (Blowdown) los gases calientes del tambor que coquiza por la diferencia de presión con el tambor vacío este se calienta por los gases de coquización calientes, hasta alcanzar una temperatura mayor en el fondo de 250°C y por los 300 °C a lo largo de las paredes del tambor.

En esta actividad los gases calientes de la coquización pasan de un tambor a otro y solo producto pesado que se condensa va al sistema de purga y no se envían gases al quemador elevado.

Para el calentamiento del tambor por la RV del V-31005, lo que se realiza para no mover y castigar la SP-3 es lo siguiente:

Lo que se hace es cerrar la línea de balance de la fraccionadora que va al V-31005 y abrir el directo de la RV-31024 del V-31005, provocando con esto una muy baja presión en el tambor V-31001/2/3/4 a calentarse y el flujo de hidrocarburos calientes del tambor que se está coquizando en lugar de pasar a la fraccionadora por la baja presión se va al tambor que se está calentando, como se tiene abierto el directo de la RV-31024 esto va al sistema de purgas (Blowdown) y de ahí como son gases de coquización directamente del tambor contiene material ligero, que no se condensa en el sistema de purgas (Blowdown) y se va directamente al quemador elevado, 15 Ton/hr . En un tiempo mínimo de 2.0 hrs.

Al ver el Anexo 8 se representa esta actividad con unas flechas de flujo de gas.

En operación normal el procedimiento de calentamiento de un tambor se lleva a cabo para ciclos de coquización de 22 horas, 4 horas de calentamiento si se requiere reducir el tiempo de coquización para aumentar la carga los gases aumentan y el tiempo se puede reducir hasta 2 horas.

Los gases que se envían al quemador elevado son de composición en su mayoría de pesados ya que vienen directamente del tambor por lo que el impacto visual en la flama y el humo es importante para la comunidad.

4.6 Falla del Compresor C-31501.

En el periodo analizado se presentó una falla del compresor que comprendió 26 horas la planta se encontraba en las siguientes condiciones:

Carga 46,000 BPD (Estado de Tambores al momento de la falla).

V-31001 Coquizando.

V-31002 Etapa de Vaporizando al Blowdown.

V-31003 Corte de Coque

V-31004 Coquizando.

A las 6 hrs de haber iniciado la salida del compresor bajan carga fresca a la fraccionadora a 31,000 BPD, esto disminuirá las emisiones del quemador elevado.

Para determinar la emisión al quemador por este evento se tiene que tomar en cuenta el que bajo la carga y que las emisiones no son constantes ya que están influyendo otras corrientes del proceso como vaporizado al sistema de purgas (Blowdown) y enfriamiento de tambores V-31001/2/3/4.

Ver el Anexo 8. Donde se presenta un cuadro con las principales condiciones de operación.

Por esta razón se emitieron al medio ambiente 1,960 Ton de Hidrocarburo en un tiempo de 26 horas. Las primeras 10 hrs el flujo fue de 100 ton /hr y las 16 horas restantes a 60 ton/hr, por tomar la decisión acertada de bajar la carga no se quemaron del orden de 40 ton/hrs.

Para realizar la simulación se tomaron en cuenta los datos de diseño del C-31501 y sus condiciones de operación ver la siguientes Tablas 10, 11.y Figura 1 donde se identifica la succión y la descarga.^[6]

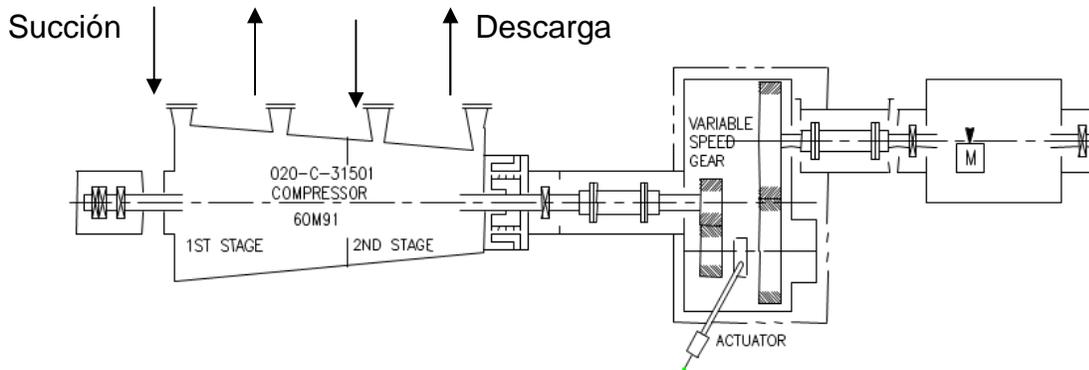


Figura 1.- Esquema de acoplamiento de compresor succión y descarga.

Tabla 10. Condiciones y composición para compresor C-31501.

SUCCIÓN	
Temp.	49°C
Pres.	0.10 Kg/cm2
Flujo	65,500 Kg/hr

DESCARGA	
Temp.	134°C
Pres.	12.3 Kg/cm2
Flujo	53,100 Kg/hr

LB MOL / HR	
H2S	394.53
H2	193.92
C1	929.9
C2=	77.93
C2	514.16
C3=	153.83
C3	388.8
IC4	32.89
C4=	102.45
NC4	110.51
C5+	601.66

LB MOL / HR	
H2S	391.67
H2	193.88
C1	928.87
C2=	77.67
C2	511.76
C3=	151.82
C3	382.96
IC4	31.74
C4=	98.37
NC4	105.42
C5+	391.01

Agua 3,500.58
394.48

Agua 3,265.17
114.79

TOTAL	3,895.06
-------	----------

TOTAL	3,379.96
-------	----------

Tabla 11. Condiciones de Operación compresor C-31501.^[6]

Presión del tanque de succión	0.106 Kg/cm ²	PC-31500A
Temperatura Descarga 1 er Paso	127 -149 °C max	TI-31617
Temperatura Descarga 2 do Paso	136-149 max	TI-31563
Presión Descarga 1 er Paso	3.17 Kg/cm ²	PI-31502A
Presión Descarga 2 do Paso	12.32 Kg/cm ²	PI-31504 A
Temp.Salida Cond. Carga deprop/Abs	49 °C	TI-31580
Temp.Salida Condensador Entrepasos	49 °C	TI-31575

La tabla de datos y la gráfica de comportamiento de la carga con las emisiones a desfogue se presentan en los Anexos 8 y 9.

La gráfica del Anexo 10, se puede observar con la falla del compresor y tomar una decisión acertada en tiempo.

4.7 Balance de Materia.

Expansión Volumétrica.

Actualmente la planta Coquizadora de esta refinería presenta valores de expansión volumétrica de 102 a 104 %, para este tipo de unidades, como mínimo debiera ser 107 % y máximo 120 %.

En los balances de materia de la unidad Coquizadora PEMEX, Foster Wheeler y SOLOMON, no toman en cuentas las emisiones a la atmósfera para integrar su balance de materia y determinar la expansión volumétrica. Ver tabla 12 y 13.

Tabla 12. Expansión Volumétrica Plantas Coquizadoras SOLOMON: ^[7]

RENDIMIENTOS PLANTAS COQUIZADORAS	REFERENCIA		Por Región Geográfica		Por Gr. Esp. de la carga	Por Capacidad en MB/D
			Estados Unidos	América Latina		
Rendimiento Típico de Productos, Vol. % de Carga Fresca	min.	máx.	Unidos	Latina	4.5 - 8°API	>36
C2 y Ligeros	2	20	6.3	5.2	6.8	6.4
C3	1	8	3.2	2.5	3.4	3.2
C4	1	6	3.2	2.5	3.4	3.2
C5+ Naphtha	6	28	17.3	17.7	17.2	17.5
Destilados /Gasoleo Ligeros	8	55	27.3	31.7	27	27.5
Gasóleo Pesado y Líquidos más Pesados	2	45	27.7	24.6	27.9	26.8
Coque Producto			27.6	30.9	27.7	28.2
Total Productos			112.6	115.1	113.4	112.8

**Tabla 13. Expansión Volumétrica por el tipo de Operación SOLOMON: [7]
(Para el caso Madero es DC , Delayed Coking).**

Operation	----- Fuel Grade -----	
	Min	Max
DC	107	120
FC	106	120
FX	106	120

Tan solo en esta unidad por las actividades relacionadas a los ciclos de coquización:

Vaporizado al sistema de purgas. (V-31010)	38 Ton/ Tambor	1.5 hrs/tambor
Enfriamiento de Tambores (V-31001/4)	84 Ton/Tambor	6.0 hrs/tambor
Calentamiento de V-31001/4 por RV	30 Ton/Tambor	2.0 hrs/tambor

Se dejan de procesar partiendo de la base de dos tambores coquizados por completo, 304 Ton de hidrocarburo con vapor de agua al medio ambiente por cada 24 horas.

Para una carga promedio de 7,500 Ton. Esto es el 4.0 % en peso, para pasar esto a volumen se toma en cuenta el peso molecular por ejemplo del gas seco es de aproximadamente de 30, esto sería en volumen de 2.6 % Volumen y conforme aumenta el peso molecular del gas al quemador elevado este % volumen disminuirá y deja de ser representativo a la expansión volumétrica, ya que el peso molecular del gas al quemador varía dependiendo del proceso en que se encuentre normalmente productos más pesados que el gas seco.

Recordemos que el sistema de purgas (Blowdown), no retiene compuestos ligeros de C1 a C5 debido a las condiciones que maneja por eso es muy importante contar con la carga a los tambores de coquización adecuada, para no incrementar la pérdida de expansión volumétrica por desfuegos.

Si todo opera en condiciones apegadas a las recomendadas por el licenciador y los equipos operan correctamente la pérdida de la expansión por desfogues sería menos del 1% directo a la expansión volumétrica y esto no afecta considerablemente en términos de balance.

Coque Producto.

Para el balance de materia es importante estimar la producción de coque por tambor, al inicio de operaciones de la unidad de coquización antes de iniciar el proceso de corte del tambor, se mide el vacío del mismo y teniendo este dato se puede determinar la cantidad de coque producido. Ver tabla 14.

**Tabla 14. Condiciones y Especificaciones de Tambores de Coque
V-31001/2/3/4**

Diámetro del Tambor de Coque	8534 mm I.D.
Densidad Aparente de Coque En la fosa de coque (seco)	560.6 kg/m ³
Diseño máximo (húmedo)	1041.2 kg/m ³
Volumen de coque en la fosa de coque por tambor de coque	2273.4 m ³ (1405 ton.)
Producción Diaria de Coque	3746 ton./día (Cuatro tambores por 36 horas)

Teniendo las especificaciones de construcción de los tambores y los datos de densidad del coque se puede determinar la cantidad de coque en los tambores midiendo el espacio de vacío que queda en ellos al abrir las tapas del fondo y domo antes de iniciar el corte del tambor. Se tiene para ser utilizada una hoja de cálculo y realizar la estimación. Ver Figura 2.

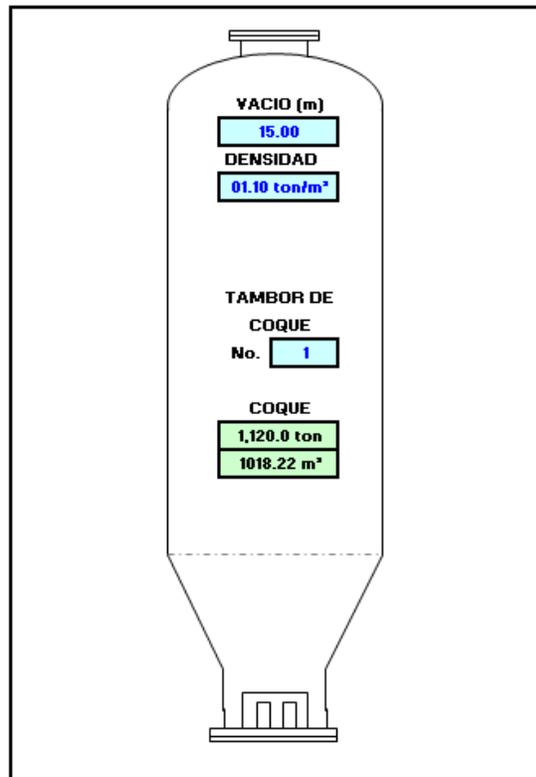


Figura 2. Hoja de Cálculo para coque en tambor V-31001/2/3/4.

Dependiendo de las condiciones de coquización se puede variar la densidad del coque húmedo como se encuentra en esta fase.

Este dato es el que se debe de poner en el balance, actualmente el balance se cierra al 100 % en peso con la producción del coque sin medir el tambor y se estima el coque en base a esto. El efecto de la producción de coque es muy importante ya que en base a esto se estima la existencia de coque en las fosas de recepción y la programación de ventas para los clientes de coque.

Si tomamos en cuenta que el porcentaje en peso del coque es del 32 al 34 % y esto expresado en % volumen es del orden de 26 al 30 %, es una cantidad considerable que afecta al balance y como consecuencia a la expansión volumétrica.

Relación de Recirculación.

La relación de recirculación ó relación de producción es otra variable de proceso incluida en el balance de materia que deber analizada rigurosamente ya que esta directamente relacionada con la eficiencia de la unidad.

La relación de producción se define como la relación de la alimentación líquida total al calentador de la Coquizadora (alimentación fresca + recirculación) a la alimentación fresca total que entra de límite de batería, el diseño de esta unidad es de una relación de 1.05. Ver tabla 15.

Tabla 15. Los datos en el balance son de la siguiente manera:

OPERACIÓN DIARÍA (BPD)	DISEÑO(100% MAYA) (BSPD)
CARGA A CALENTADORES 52,975	52,500
CARGA FRESCA A FRACC. 44,457	50,000
RELACION DE RECIRCULACION 1.19	1.05

Por lo regular se observan valores arriba de 1.05, lo que significa que se está recirculando hidrocarburo de más hacia el calentador de la fraccionadora y se requieren hacer ajustes con la finalidad de incrementar la carga del límite de batería.

La Planta de Coquización Retardada está diseñada para procesar 50,000 BSPD de residuo de vacío de crudo 100% Maya; 53,973 BSPD de residuo de vacío de una mezcla de crudos 70/30 Istmo/Maya y 45,443 BSPD de residuo de vacío de una mezcla de crudos 75/25 Maya/Pesados (es el caso de Madero) a baja presión (15 psig), y recirculación ultra bajo (TPR=1.05).

5.0 Validación de la Simulación con información de operación.

5.1 Simulación de Vaporización al Sistema de Purgas (Blowdown).

De los valores históricos recopilados se elabora un listado de las condiciones de operación reales en la unidad de coquización ver Anexo 10, solo en la etapa de vaporización de tambores al sistema de purgas (Blowdown), para capturarlos en el simulador y analizar los resultados.

Tabla 16. Resumen de Condiciones reales en el al simulador Vaporizado al sistema de Purgas(Blowdown)

Vaporizado SP-4/8

Salida Tambor

Temperatura	395.05 °C
Presión	0.501 kg/cm2
Flujo	57230. kg/hr

(Calculado) ^[1]

Presión Fondo Blowdown	0.225 kg/cm2
Presión Domo Blowdown	0.025 kg/cm2
Presión Acum Domo	0.120 kg/cm2

Temp. Fondo Blowdown	204.33 °C
Temp. Domo Blowdown	115.52 °C
Temp. Acum Domo	78 °C

Para este ejercicio se tomaron en cuenta las fechas de recopilación de información se escogieron de manera que fueran representativas, desechando valores máximos y mínimos considerando una media de datos. Ver Anexo 11, para ambiente de simulación.

A continuación las observaciones resultantes de la simulación, ver tabla 17.

- Para el proceso de vaporizado al sistema de purgas (Blowdown), se tiene solo el mínimo de flujos para recircular al V-31010 y los valores de salida flujo del domo (slop oil) y fondos calientes son de cero.
- La presión del fondo y domo del V-31010 en comparación con la presión de entrada del flujo de gas implica que el recipiente no esta funcionando correctamente.
- Los gases al quemador son los mismos que entran al V-31010 básicamente no tenemos recuperación de producto.

Tabla 17. Comparación de resultados de operación y los del simulador Vaporizado al sistema de Purgas (Blowdown).

Vaporizado SP-4/8		
	OPERACIÓN REAL	SIMULADOR
Temperatura	395.0 5 °C	395 °C
Presión	0.501 kg/cm2	0.501 kg/cm2
Flujo	57230. kg/hr	57230. kg/hr
(Calculado) ^[1]		
Presión Fondo V-31010	0.225 kg/cm2	0.225 kg/cm2
Presión Domo V-31010	0.025 kg/cm2	0.025 kg/cm2
Presión Acum Domo V-31011	0.120 kg/cm2	0.120 kg/cm2
Temp.Fondo V-31010	204.3 3 °C	241 °C
Temp.Domo V-31010	115.5 2 °C	146 °C
Temp.Acum Domo V-31011	48 °C	48 °C
Recirc. Fondo Blowdown	111.544 m3/hr	140.000 m3/hr
Temp.Fondo Blowdown	204.3 3 °C	241 °C
Salida Slop Oil	0.058 m3/hr	0.600 m3/hr
Flujo de Gas al quemador elevado	25 Ton/hr	57.230 Ton/hr

- Las condiciones de flujo, temperatura y presión de el tambor que se está vaporizando van disminuyendo en función del tiempo por la misma operación y estas pueden ser representadas en el simulador, por esa razón hay flujos desde 67 a 3 ton/hr .

5.2 Simulación de Enfriamiento al Sistema de Purgas (Blowdown).

De los valores históricos recopilados se elabora un listado de las condiciones de operación reales en la unidad de coquización, ver Anexo 12 .Solo en la etapa de enfriamiento de tambores al sistema de purgas (Blowdown), para capturarlos en el simulador y ver los resultados.

**Tabla 18. Resumen de Condiciones reales en el simulador
Enfriamiento al Sistema de Purgas.**

Enfriamiento	
OPERACIÓN REAL	
Temperatura	367. °C
Presión	0.370 kg/cm2
Flujo	42200 kg/hr (Calculado) ^[1]
Presión Fondo Blowdown	0.450 kg/cm2
Presión Domo Blowdown	0.250 kg/cm2
Presión Acum. Domo	0.125 kg/cm2
Temp. Fondo Blowdown	193.5 1 °C
Temp. Domo Blowdown	128.5 7 °C
Temp. Acum Domo	54.6 2 °C

Para este ejercicio se tomaron en cuenta las fechas de recopilación de información se escogieron de manera que fueran representativas, desechando valores máximos y mínimos considerando una media de datos. Ver Anexo 13, para ambiente de simulación.

A continuación se presentan observaciones resultantes de la simulación.

- Para el proceso de enfriamiento al sistema de purgas (Blowdown), se tiene solo el mínimo de flujos para recircular al V-31010 y los valores de salida de flujo del domo del sistema de purgas (slop oil) y fondos calientes son de cero.
- La composición de esta corriente se modificó y es diferente a la de vaporizado al sistema de purga (Blowdown), ya que al ejecutar la simulación las recirculaciones indicaban falla por falta de flujo de slop oil y fondos del V-31010 ya que el flujo de gas disminuyó con respecto al de vaporización. Aunque se establecieron recirculaciones con el cambio de composición y hay una diferencial de presión en el V-31010, el producto debe ser más pesado para condensar y en este caso el recipiente no realiza su función. Ver Tablas 19 y 20.

**Tabla 19. Comparación de resultados de operación y los del simulador
Enfriamiento al sistema de Purgas (Blowdown).**

Enfriamiento		
	OPERACIÓN REAL	SIMULADOR
Temperatura	367. °C	367. °C
Presión	0.370 kg/cm2	0.370 kg/cm2
Flujo	42200. kg/hr	42200. kg/hr
(Calculado) ^[1]		
Presión Fondo Blowdown	0.450 kg/cm2	0.450 kg/cm2
Presión Domo Blowdown	0.250 kg/cm2	0.250 kg/cm2
Presión Acum Domo	0.125 kg/cm2	0.125 kg/cm2
Temp. Fondo Blowdown	193.5 1 °C	234 °C
Temp. Domo Blowdown	128.5 7 °C	147 °C
Temp. Acum Domo	54.6 2 °C	54 °C
Recirc. Fondo Blowdown	179.506 m3/hr	140.000 m3/hr
Temp. Fondo Blowdown	118.1 4 °C	150 °C
Salida Slop Oil	0.713 m3/hr	0.000 m3/hr
Flujo de Gas al Flare	48.132 Ton/hr	42.240 Ton/hr

Tabla 20. Composición del Flujo de los Tambores Enfriamiento al sistema de purgas(Blowdown).

	Mass Fractions	Molar Flows	Mass Flows
Methane	0	0	0
Ethane	0	0	0
Propane	0	0	0
i-Butane	0	0	0
n-Butane	0	0	0
Ethylene	0	0	0
Propene	0	0	0
1-Butene	3.05E-02	50.65	2841.90
H2S	7.12E-02	194.47	6627.04
Hydrogen	1.68E-02	777.30	1567.03
n-Pentane	0.2442	314.89	22719.98
n-Hexane	0	0	0
n-Decane	0.1856	121.36	17268.16
H2O	0.4515	2331.93	42009.97
Total	1	3790.61 lbmol/hr	93034.12 lb/hr

- Las condiciones de flujo, temperatura y presión de el tambor que se esta enfriando van disminuyendo en función del tiempo por la misma operación y estas pueden ser representadas en el simulador, por esa razón hay flujos desde 48 a 3 ton/hr.

1.3 Simulación de Calentamiento de Tambor por la válvula de seguridad RV-31024 del separador de condensados (V-31005).

De los valores históricos recopilados se elabora un listado de las condiciones de operación reales en la unidad de coquización, solo en la etapa de calentamiento de tambores al sistema de purgas (Blowdown), para capturarlos en el simulador y ver los resultados. Ver Anexo 14.

 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: BLOWDOWN COKER 2010 DATOS REALES CAL BLW.HSC			
	Unit Set: NCOBOSM			
	Date/Time: Thu Apr 22 11:50:57 2010			
Material Stream: RELEVO V-31005			Fluid Package: Basis-1	
			Property Package: Peng-Robinson	
CONDITIONS				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.9930	0.9930	0.0070	
Temperature: (C)	150.0 *	150.0	150.0	
Pressure: (kg/cm2)	0.4000 *	0.4000	0.4000	
Molar Flow (lbmole/hr)	1599	1588	11.21	
Mass Flow (kg/h)	2.000e+004 *	1.854e+004	1462	
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	41.60	39.76	1.844	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole-F)	-2.402e+004	-2.275e+004	-2.037e+005	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	51.03	49.39	283.9	
Heat Flow (Btu/hr)	-3.842e+007	-3.613e+007	-2.284e+006	
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	NCOBOSM	NCOBOSM	1.858	

 LEGENDS Burlington, MA USA	Case Name: BLOWDOWN COKER 2010 DATOS REALES CAL BLW.HSC			
	Unit Set: NCOBOSM			
	Date/Time: Thu Apr 22 11:52:08 2010			
Material Stream: GASES AL FLARE			Fluid Package: Basis-1	
			Property Package: Peng-Robinson	
CONDITIONS				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
Temperature: (C)	34.98	34.98	34.98	
Pressure: (kg/cm2)	0.1300	0.1300	0.1300	
Molar Flow (lbmole/hr)	1449	1449	0.0000	
Mass Flow (kg/h)	8093	8093	0.0000	
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	25.81	25.81	0.0000	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole-F)	-1.685e+004	-1.685e+004	-1.478e+005	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	41.07	41.07	70.23	
Heat Flow (Btu/hr)	-2.442e+007	-2.442e+007	0.0000	
Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	NCOBOSM	NCOBOSM	0.0000	

De los ejercicios en el simulador este es el único que presenta una diferencia significativa en el flujo en masa de la salida respecto a la entrada. Ver Anexo 15.

Para este ejercicio se tomaron en cuenta las fechas de recopilación de información se escogieron de manera que fueran representativas, desechando valores máximos y mínimos considerando una media de datos. Ver Anexo 15 para ambiente de simulación.

1.3 Tabla 21. Resumen de Componentes a la Entrada y Salida al sistema de Purgas (Blowdown) Calentamiento por la válvula de seguridad RV-31024 del separador de condensados (V-31005).

	ENTRADA	SALIDA	DIFERENCIA
	Mass Flows	Mass Flows	ENTRADA - SALIDA
Methane	2,924.21	2,924.02	0.182
Ethane	437.99	437.86	0.134
Propane	1,059.67	1,058.56	1.111
i-Butane	291.90	291.13	0.76
n-Butane	1,045.24	1,041.48	3.76
Ethylene	406.87	406.79	0.08
1-Butene	919.18	916.47	2.71
H2S	545.89	545.65	0.24
Hydrogen	1,903.10	1,903.08	0.02
n-Pentane	401.97	397.25	4.72
n-Hexane	1,726.34	1,663.17	63.17
n-Decane	11,401.21	2,763.11	8,638.10
n-C13	14,749.37	179.34	14,570.02
n-C23	2,964.16	0.0006	2,964.16
H2O	2,007.36	2,007.01	0.35
Ammonia	494.32	493.95	0.37
Nitrogen	813.12	813.10	0.01

LB/HR 44,092.0 17,842.04

A condiciones no severas el sistema de purgas (Blowdown), si realiza su función, deteniendo los pesados para recuperarlos.

Las condiciones de flujo, temperatura y presión de el tambor que se esta calentando van variando en función del tiempo por la misma operación y estas pueden ser representadas en el simulador, por esa razón hay flujos desde 21 a 5 ton/hr. Ver Anexo 15.

6.0 Conclusiones y Alternativas.

6.1 Sistema de Purgas V-31010.

Con el análisis de los datos reales de operación del sistema de purgas (Blowdown) en el periodo antes mencionado. Los parámetros de presión y temperatura del V-31010 tambor de purgas no está cumpliendo la función de condensar pesados en los casos analizados.

- Vaporizado al Blowdown.
- Enfriamiento del Tambor.
- Butano Fuera de especificación.
- Calentamiento de Tambores.
- Falla del compresor C-31501.
- Balance de Materia.

La simulación y las condiciones de operación del mismo respaldan su mal funcionamiento. Por características de la unidad, siendo un sistema continuo al recibir la carga por la utilización de los tambores es muy importante que se tengan las condiciones de operación el sistema de purgas y hay dos razones que afectan para que esto no se lleve a cabo.

1. Daños en los internos de los equipos estático y dinámico.
2. Característica de la carga no de acuerdo con el diseño.

Realizando pruebas en el simulador para esta tesis, los equipos son escalados a dimensiones reales y queda demostrado que este punto del funcionamiento de los equipos tiene flexibilidad, pero en el caso de la carga si no es la correcta no hay manera de operar correctamente el sistema de purgas y esto significa emisiones a la atmósfera de contaminantes.

El licenciador especifica la carga a la unidad de coquización ver Tabla 22 y Tabla 23.

	Caso de Diseño (Maya 100%)	Caso Alterno (Istmo/Maya 70/30)	Caso Alterno (Maya/Mezcla Pesada 75/25)
BPSD	50,000	53,973	45,443
Punto de Corte TBP.°C	565.6	568.3	565.6
Gravedad, 'API	0.0	5.79	0.713
Azufre, % en peso	5.15	4.5	6.21
Nitrógeno, ppmw	5,200	4,417	6,693
Carbón Conradson, %en peso	31.0	22.44	30.040
Viscosidad, cks @ 98.9°C	3,744,000	12,117	137,000
Cks @ 135°C	46,000	935	5,340
Níquel, ppmw	125	96	111.44
Vanadio, ppmw	700	96	650.4
Sodio, ppmw	10	-	5.0
Insolubles C7, % en peso	28.7	-	36.58
Insoluble C5,% en peso	40.0	-	43.10

Tabla 22.- Especificaciones de Carga por Licenciador Foster Wheeler.

Corriente	Presión		Temp.	Dens.	Visc.
	BPSD	Kg/cm2g	°C	kg/m3	cP
Alimentación					
100% Maya	50,000	10.5	288	890	23.6
70/30 Istmo/Maya	53,973	10.5	288	850	6.6
75/25 Maya /Mezcla pesada	45,443	9.8	288	890	14.9

Tabla 23.- Condiciones de Operación (Diseño).

Actualmente no se cumple con la condición de temperatura de residuo de vacío y se trabaja en proyectos para la instalación de un calentador para dar la condición de temperatura de carga a la planta Coquizadora, esto sería de bastante ayuda para bajar la severidad de los calentadores a fuego directo de la unidad.

El enfriamiento de los tubos de un calentador a fuego directo es el producto que pasa por ellos, y es aquí donde vuelve a tomar importancia la composición de la carga podremos tener la temperatura adecuada de la carga pero si esta no es la correcta con la que se diseñaron los calentadores estos tendrán problemas en la operación normal.

En el Anexo 16, se representan las condiciones de diseño para el sistema de purgas.

6.2 Vaporizado al sistema de purgas (Blowdown).

Para tener esta actividad se tiene que haber vaporizado el tambor a la fraccionadora. Esta operación permite recuperar el material ligero arrastrado en el coque. El Condensador de Domos de la Fraccionadora, 020-AC-31001, torre y auxiliares se dimensionan para manejar esta cantidad de vapor extra. En los manuales no se especifica la cantidad de vapor de arrastre en esta actividad, esto básicamente está regido por el comportamiento del compresor de la planta de gas actualmente se adiciona 2,500 kg/hr de vapor de media presión (19 kg/cm²), por una hora a la fraccionadora, en condiciones normales de operación esto debe ser de 45 minutos debido a las modificaciones que se tienen que hacer desde el compresor a planta de gas.

Para la vaporización al sistema de purgas (Blowdown) se debe estar vaporizando con 12,564 kg/hr de vapor de media (19 kg/cm²), por 45 minutos y las condiciones actuales son:

Presión del fondo del Tambor: 2.0 +/- 0.5 Kg/cm²

Temperatura del Fondo del Tambor: 130 °C

Flujo de Vapor de Media: 4,500 Kg/hr.

Tiempo: 1.5 hrs.

Casi 3 veces menos la cantidad de vapor y mas tiempo, con las condiciones actuales todo lo que se manda a purgas de Blowdown se va a la atmósfera.

Si la carga no cumple con las condiciones de diseño de la unidad el sistema de purgas no realiza su función, y al bajar la cantidad de vapor minimizan el impacto visual y auditivo del quemador elevado solamente.

En este punto es importante hacer mención a los tiempos de los ciclos de coquización, cada actividad va a depender del flujo de carga que se tenga, también por su operación de diferentes etapas y equipos en la unidad, las fallas y retrasos son muy comunes por lo que los ciclos se alteran constantemente.

Los recipientes de esta unidad fueron diseñados para ciclos de 18 hrs, o sea que todo debe funcionar bien, si no se baja la carga y como eso es lo último que se debe de hacer se ajustan los tiempos de otras actividades, como son :

- El corte del Tambor
- Calentamiento del Tambor
- Cambio de tambor
- Descabezado del tambor
- Limpieza del Fondo del Tambor

Si continúan los problemas y no se ajusta la carga se afectan las siguientes actividades para compensar el tiempo.

Enfriamiento del Tambor

Vaporizado a Fraccionadora

Vaporizado a sistema de purgas (Blowdown)

Para aplicar la recomendación de que, mientras que la carga no cumpla con condiciones de composición se tiene que vaporizar con más tiempo y severidad de vapor a la fraccionadora y menos al sistema de purgas (Blowdown), reduciendo las emisiones a la atmósfera. Es cierto que se tendrán que cambiar hábitos operativos durante este proceso pero recuperaríamos al gas seco y no a la atmósfera.

Normalmente el vaporizado a sistema de purgas (Blowdown), no traería tanto ligero y se debe incrementar el vapor a flujo normal ya que el sistema de purgas tiene la capacidad.

6.3 Enfriamiento del Tambor.

El enfriamiento del tambor de coquización (V-31001/2/3/4), básicamente es llenarlo con agua desplazando los gases al sistema de purgas actualmente.

Hasta que la temperatura del domo del tambor de coque alcance aproximadamente 177°C, es tiempo en el que el vapor se envía directamente al Condensador de Purga V-31011, se desvía, el Tanque de Purga de Coquizadora V-31010. De esta manera la operación permite que se transporten las colas de cera con el vapor recolectado en el Tanque de Purga de la Coquizadora.

El cambiar la operación cuando la temperatura alcanza 177°C asegura que el aceite pesado recolectado en el Tanque de Purga de Coquizadora V-31010, esté esencialmente libre de agua.

Actualmente representa un flujo de 14 ton/hr de hidrocarburo a la atmósfera, este proceso se lleva actualmente en promedio 6 horas. En total 84 ton por tambor enfriado.

La cantidad de agua a suministrarse al tambor es en proporción a la producción de coque que se tiene en el tambor, en la mayoría de los casos la variación en el tiempo y el flujo de agua de los tambores que actualmente se coquizan es debido a que no se tiene un sistema automático de adición de agua y es dependiendo del operador que este en turno el enfriamiento.

Los sensores nucleares de nivel de los tambores de coquización toman gran importancia en este proceso debido a su configuración pueden indicar, coque, espuma y agua, al no estar funcionando correctamente limita la toma de decisiones dejando al operador por su experiencia el enfriamiento del tambor.

Para este caso utilizando el simulador y haciendo un ejercicio donde las condiciones del sistema de Blowdown operan sin daños en equipos, se obtienen buenos resultados se condensa pesados y las emisiones a la atmósfera disminuyen en un 37 % con respecto al flujo de entrada al simulador.

Dependiendo de la temperatura de salida se reduciría a 8 ton/hr de las 14 ton/hr actuales.

El proceso de enfriamiento de los tambores, difícilmente se modifica pero se puede ser más eficiente con automatización de la entrada de agua.

6.4 Butano Fuera de Especificación.

Para el butano que se manda a desfogue por estar fuera de especificación es una condición que no debe de ser y en caso de ser necesario enviar a desfogue tener en cuenta que la producción de butano representa 2,500 BSPD.

Tal vez lo que se realiza actualmente de mandar el butano a la gasolina de coquización, pudiera ser lo menos malo pero como quiera el problema lo pasamos a otro producto incrementando el contenido de azufre, mercaptanos y sílice en la gasolina de coquización.

Los butanos presentes en el crudo y los producidos en los procesos de la refinación se utilizan como componentes de la gasolina, y también en el LPG. Debido a que su presión de vapor es inferior a la del isobutano (i-C₄), el butano normal se utiliza preferentemente para la mezcla en gasolinas para regular su presión de vapor y dar lugar a un mejor arranque en tiempo frío.

El butano normal tiene una presión de vapor Reid (PVR, siglas de RVP) de 3.54 atm, comparado con las 4.83 atm PVR del isobutano, pudiéndose añadir más n-C₄ a las gasolinas sin exceder las especificaciones de la PVR, de la gasolina resultante.

Se requiere reparar los equipos del paquete Merichem, para tratar 2,500 BPSD de una corriente de C₄ mezclados que contiene 20 ppm en peso máximo de COS-S, 200 ppm en peso máximo de H₂S, y 2,675 ppm en peso máximo de mercaptanos (RSH-S). La corriente de producto contendrá menos de 5.0 ppm en peso total de azufre

Esta corriente enviada al sistema de purgas (Blowdown), no cumple en lo más mínimo para retener el butano y es enviado completamente al quemador elevado.

El butano que se está mezclando con la gasolina se deja de vender como LPG y como carga a la unidad de Alquilación para darle valor agregado al pool de gasolinas.

6.5 Calentamiento de Tambores.

Esta actividad de los tambores de coquización no debiera generar hidrocarburos al medio ambiente pero debido a fallas de equipos que retrasan el calentamiento del tambor esta es una forma que requiere solo de 2 horas para alcanzar una temperatura aproximada en el fondo de tambor de 250°C suficiente para realizar el cambio de tambor a coquizar.

Cuando un calentamiento normal se lleva 4 horas, sin emisiones de hidrocarburo a la atmósfera. En la simulación de emisiones se observa que debido a la composición de los gases de coquización, y aun con deficiencias en los equipos de sistema de purgas se retienen hidrocarburos pesados a la entrada al Blowdown se tienen 44,092 lb/hr y solo salen al sistema de desfogue 17,842 lb/hr.

Esto es debido al alto contenido de compuestos pesados ya que esta corriente viene directamente del domo del tambor que coquiza.

En promedio se puede dejar de enviar 15 ton/hr de hidrocarburo por cada calentamiento de tambor a coquizar, resolviendo los problemas de equipos.

Las fallas se presentan comúnmente en los equipos:

Equipos de Corte (Bomba Jet, Válvulas de Aislamiento, Barrenas, Juntas rotatorias, anillos de cierre, fuga por bridas de carga, Grúas manejo de coque)
Válvulas Motorizadas (SP-1, 2, 3, 4, 8,15).

6.6 Falla del compresor C-31501.

Las emisiones de hidrocarburo debido a fallas del compresor de gas húmedo, no pasan por el sistema de purgas de hidrocarburo (Blowdown), van directo al sistema de desfuegos V-31032 y de ahí al quemador elevado.

En la simulación queda integrada la función de simular el flujo por falla del compresor de gas húmedo C-31501, en este caso debido a la composición del hidrocarburo ligero no pasa al sistema de purgas por esta razón la única manera de disminuir las emisiones a la atmósfera es tomar rápido la decisión de disminuir el flujo de carga o parar la unidad de coquización.

Con los dos tambores operando y una carga como mínimo de 45,000 BSD, se pueden presentar flujos de 300 a 100 ton/hr de hidrocarburos a la atmósfera en caso de sacar un tren de coquización y bajar el flujo de carga a calentadores de un tren a mínimo las emisiones se reducen a 60 ton/hr.

Cabe mencionar que como este es un proceso continuo, es importante a la hora de tomar la decisión de cómo bajar la carga a que tren de coquización o si es posible sacar la unidad se deben tomar en cuenta el estado de los tambores, para poder regresar en el menor tiempo posible la unidad después de reparar la falla del compresor, ya que una mala decisión puede ocasionar accidentes en los descabezados de tambores.

6.7 Balance de Materia.

Para el balance de materia las recomendaciones que pueden ayudar a identificar áreas de oportunidad en la solución de problemas y representar de manera más eficiente los resultados de la unidad de coquización se enlistan a continuación y se presentan alternativas.

Estimación de coque producto.

Contabilizar los desfuegos.

Cálculo de la recirculación.

Estimación de coque producto.

La mejor manera de contabilizar el coque producido es midiendo la cantidad de coque en el tambor utilizando una cinta métrica y en caso de funcionen los sensores de profundidad de la barrena también pueden servir para medir el vacío de los mismos, apoyados con laboratorio se puede determinar la densidad del mismo coque y así tener una estimación real del coque producido utilizando las medidas del tambor de coquización.

También existen métodos de correlación basados en el API y el carbón conradson de la carga a la planta Coquizadora. Por Petroleum Refining Technology and Economics Fourth Edition 2001.

Estas correlación estimaciones de producción de coque son en porcentaje peso, los datos de Peso específico de la carga se puede transformar al API y el carbón conradson son datos diarios reportados por el laboratorio e incluidos en el balance.

Este es un ejemplo de cómo a partir de los datos de laboratorio se tienen disponibles a diario se pueden estimar producción de coque, estas correlaciones son aproximaciones útiles.

Actualmente cerrar el balance en masa al 100 % con la producción de coque no es manera de representar el balance de materia.

Datos Proporcionados por Laboratorio

Carbon Conradson (wt%)	23.6
Peso esp. (60°F/60°F)	1.037

Basado en Carbón Conradson

Coke ,wt%	37.76
-----------	-------

Basado en gravedad °API

Coke ,wt%	36.32
-----------	-------

Observamos que en el caso del coque en cualquiera de las dos correlaciones tenemos un % peso de coque de 36 a 37 %.

Correlación Basada en Carbón Conradson: ^[4]

Coke % wt = 1.6 * (% wt Carbon Conradson)

Correlación Basada en °API: ^[4]

Coke % wt = 45.76-1.78 * (°API)

6.8 Contabilizar los desfogues.

Integrar en el balance de materia diario la cantidad de gas enviado al quemador debido a las diferentes actividades de coquización. Si se lleva un registro de las aportaciones a desfogue de cada actividad de coquización, se puede minimizar con el manejo de las condiciones de operación.

Como lo mencionamos anteriormente se puede notar en las aportaciones al desfogue el tipo de carga que estamos manejando ya que el sistema de purgas (Blowdown), aun operando en condiciones optimas no retiene hidrocarburos pesados por que la carga no los tiene .

En el caso del calentamiento de tambor por RV del V-31005, observamos que aun con deficiencias el sistema de purgas retiene hidrocarburos pesado y el flujo de gas al quemador disminuye considerablemente esto se debe a que los gases que son enviados al sistema de purgas son directamente del domo de los tambores o sea son los que van al fondo de la fraccionadora y esta necesita de estos productos para hacer nivel del fondo subir su temperatura y formar parte de la recirculación a calentadores.

6.9 Cálculo de la recirculación.

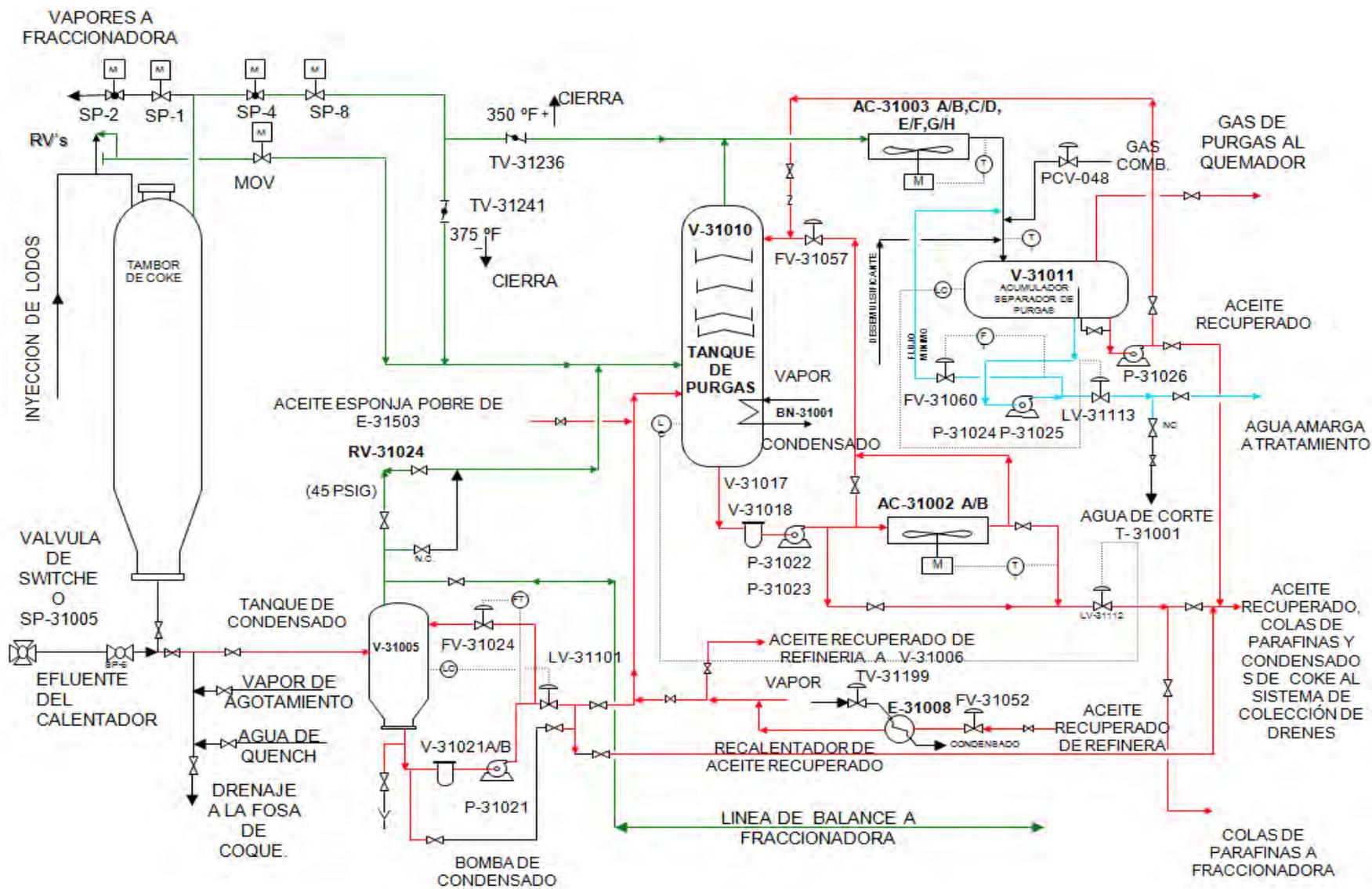
Al no estar muy familiarizados con los procesos de coquización podríamos decir que al momento de calentar un tambor le quitaríamos líquidos al fondo de la fraccionadora y esto nos permitiría meter más carga para mantener los niveles del fondo de la fraccionadora para la carga a los calentadores, pero esto no es así al no tener líquido caliente en el fondo de la fraccionadora la temperatura del fondo cae rápidamente y al no tener la temperatura adecuada en la carga a la Coquizadora por falta de un calentador se tiene que quitar la carga fresca para mantener el equilibrio térmico y no castigar más a los calentadores.

Lo anterior es el resultado indirecto de las altas tasas de recirculación que se tienen en la unidad de coquización, en el balance de materia se representa como relación de recirculación para la unidad el diseño es 1.05.

Valores arriba de este punto significa que estamos desaprovechando la unidad recirculando mucho fondo de fraccionadora a calentadores y metiendo poca carga, para este punto debido a la falta de calentamiento y la composición ligera de la carga a planta Coquizadora solo se puede sugerir que se tengan las extracciones la fraccionadora siempre al máximo y en los cambios de coquización de los tambores recircular lo menos posible para no desbalancear la hidráulica de la torre.

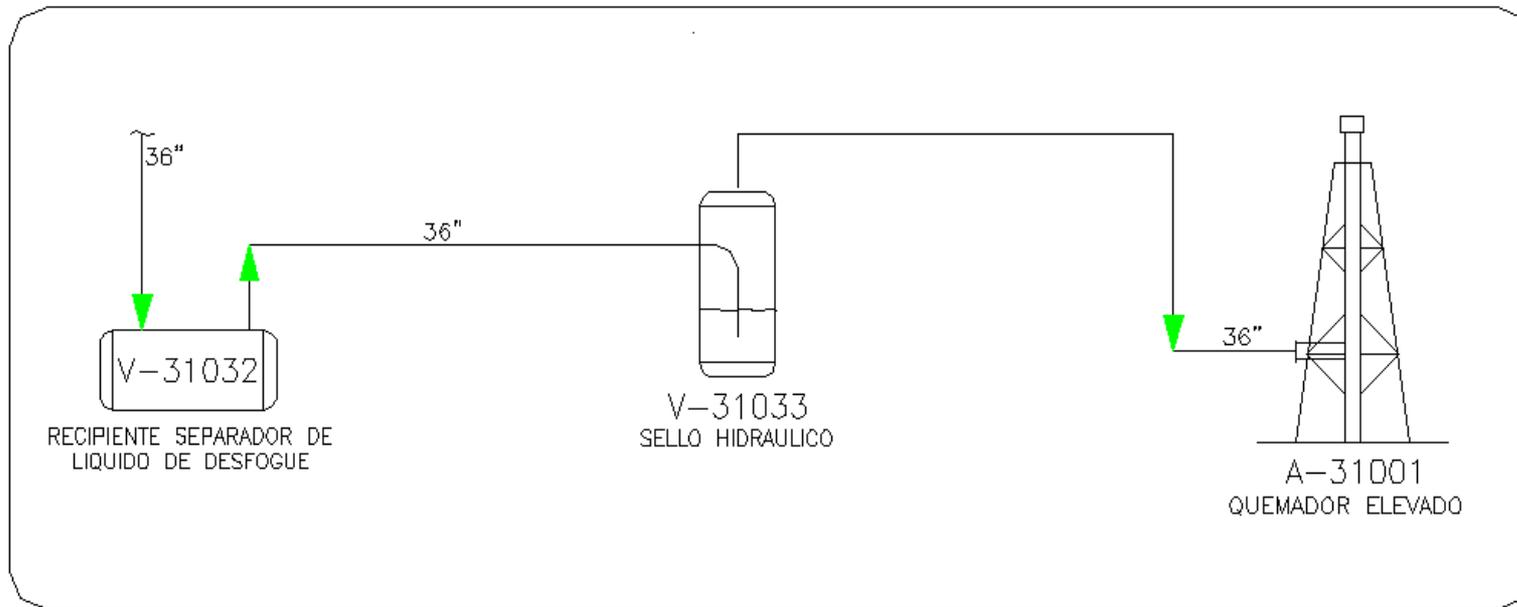
Para el cálculo de la relación de recirculación es importante que el flujo de carga a la fraccionadora y a calentadores al momento de realizar la división sean los dos en las mismas unidades BPD ó BSPD.

ANEXO 1.-SISTEMA DE PURGAS COQUIZADORA



Anexo 1.-Diagrama general del sistema de purgas planta coquizadora.

ANEXO 2. DIAGRAMA GENERAL DEL SISTEMA DE DESFOGUES.



020-V-31032

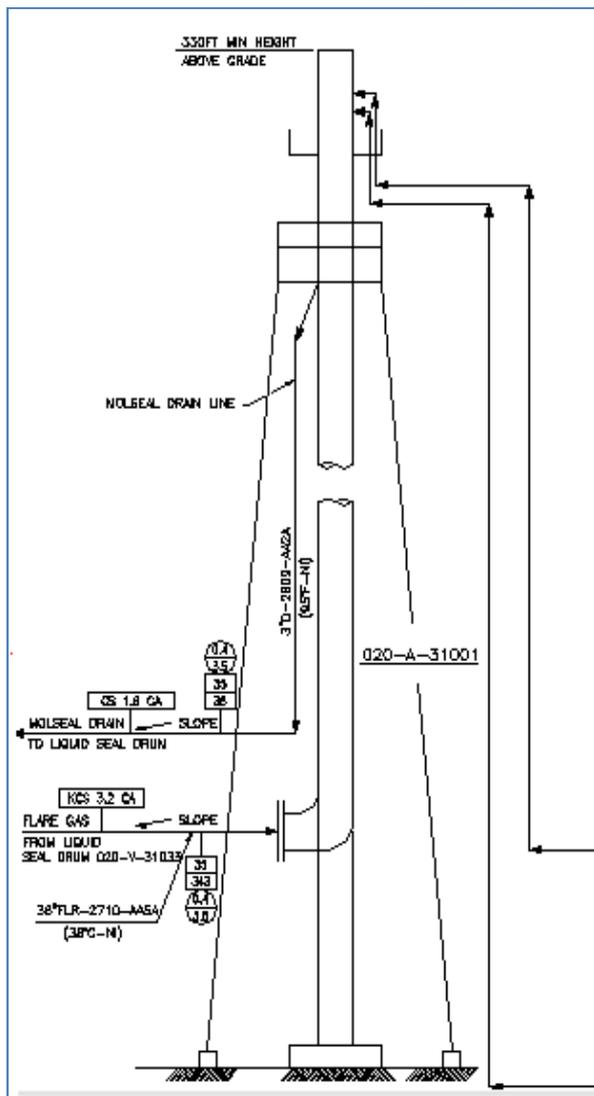
FLARE KO DRUM
 1524 mm ID x 4270 mm T/T
 3.5 kg/cm²g/343°C DES
 KILLED CARBON STEEL
 NI

020-V-31033

FLARE LIQUID SEAL DRUM
 1524 mm ID x 4270 mm T/T
 3.5 kg/cm²g/343°C DES
 KILLED CARBON STEEL
 NI

Anexo 2.-Diagrama del sistema de desfogues.

ANEXO 3. CARGAS AL QUEMADOR ELEVADO DE DISEÑO.



CONDICIONES DE DESCARGA DE GAS PARA EL VENDEDOR SE CONSIDERARON TRES CASOS PARA DISEÑO			
	CASO I	CASO II	CASO III
DESCRIPCIÓN	PERDIDA DEL PUMPAROUND CASO	RELEVO DE EQUIPOS CASO	INCENDIO CASO
Flujo (Kg/hr)	362,426	221,130	247,685
	3.6E+05	2.2E+05	2.5E+05
Peso Molecular	114	11.2	62
Temperatura °C	190	161.6	167.7
Presión del Sistema antes del tanque de sello V-31033	0.183	0.183	0.64
Composición % mol	CASO A	CASO B	
H ₂ O	0.75	11.35	9.55
H ₂ S	0.50	5.15	1.68
H ₂	0.00	2.00	62.14
N ₂			0.33
NH ₃			0.60
C ₁	0.14	8.14	17.60
C ₂	0.32	5.32	2.88
C ₃	0.51	3.51	1.76
C ₂ =	0.04	1.04	0.93
C ₃ =	0.19	1.19	2.77
i C ₄	0.11	0.11	0.22
n C ₄	0.53	1.53	0.94
C ₄ =	0.41	1.41	3.06
C ₅ +	96.50	59.25	2.32
	100.00	100.00	
Peso Molecular	117.00	174.00	96.00

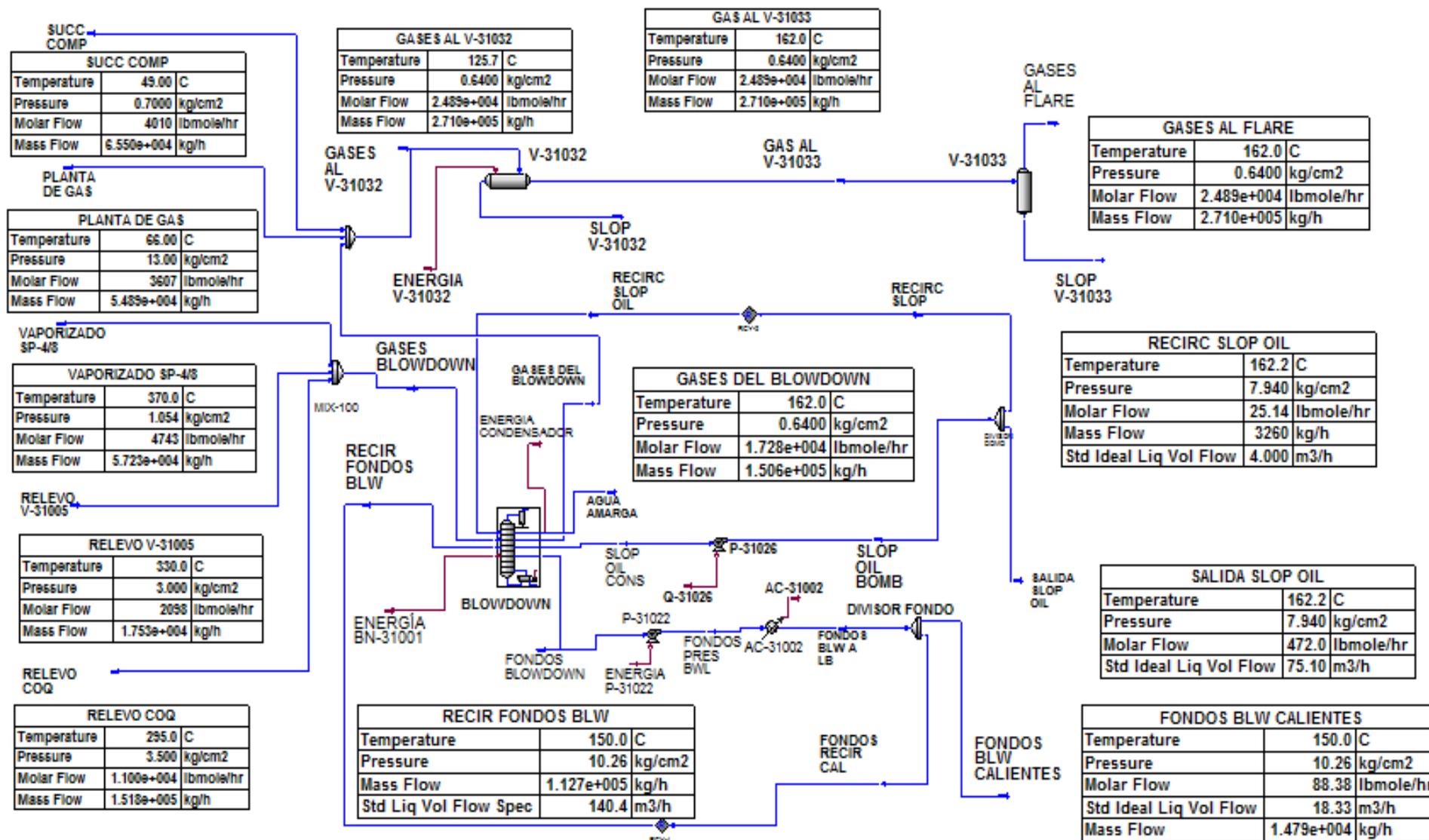
Anexo 3.- Cargas de diseño al quemador elevado.

ANEXO 4. CUADRO COMPARATIVO DE CARGAS AL SIMULADOR

PLANTA DE GAS RV-31501			SUCCIÓN COMPRESOR RV-31500			RELEVO COQUIZACIÓN			FLUJO DE RELEVO RV -31024 (V-31005)			VAPORIZADO SP-4/8		
PM	Mol Fractions	Mass Flows lb/hr	PM	Mol Fractions	Mass Flows lb/hr	PM	Mol Fractions	Mass Flows lb/hr	PM	Mol Fractions	Mass Flows lb/hr	PM	Mol Fractions	Mass Flows lb/hr
33.55			36.01			30.44			18.42			26.60		
Methane	0.27	15,902.03	Methane	0.24	15,359.53	Methane	0.16	27,395.43	Methane	0.11	3,829.13	Methane	0.16	11,929.48
Ethane	0.15	16,421.51	Ethane	0.13	15,918.02	Ethane	0.01	3,273.45	Ethane	0.01	573.54	Ethane	0.08	11,377.68
Propane	0.11	18,020.93	Propane	0.10	17,652.01	Propane	0.00	484.93	Propane	0.02	1,387.60	Propane	0.05	9,717.90
i-Butane	0.03	6,101.45	i-Butane	0.01	1,968.24	i-Butane	0.01	4,056.74	i-Butane	0.00	382.24	i-Butane	0.00	1,230.69
n-Butane	0.03	6,538.73	n-Butane	0.03	6,613.26	n-Butane	0.00	0.00	n-Butane	0.01	1,368.71	n-Butane	0.02	4,384.18
Ethylene	0.02	2,325.20	Ethylene	0.02	2,250.89	Ethylene	0.00	0.00	Ethylene	0.01	532.79	Ethylene	0.01	1,660.10
Propene	0.04	6,817.51	Propene	0.04	6,665.15	Propene	0.00	0.00	Propene	0.00	0.00	Propene	0.02	3,833.04
1-Butene	0.01	1,900.40	1-Butene	0.03	5,918.25	1-Butene	0.00	0.00	1-Butene	0.01	1,203.63	1-Butene	0.01	3,853.95
H2S	0.12	14,242.42	H2S	0.10	13,841.64	H2S	0.00	743.18	H2S	0.01	714.83	H2S	0.06	8,987.03
Hydrogen	0.06	417.10	Hydrogen	0.05	402.51	Hydrogen	0.63	13,935.69	Hydrogen	0.64	2,710.86	Hydrogen	0.22	2,125.08
n-Pentane	0.12	30,105.44	n-Pentane	0.05	14,857.00	n-Pentane	0.01	9,461.42	n-Pentane	0.00	526.37	n-Pentane	0.06	19,708.73
n-Hexane	0.00	0.00	n-Hexane	0.10	35,638.00	n-Hexane	0.00	3,502.35	n-Hexane	0.01	2,260.58	n-Hexane	0.00	0.00
n-Decane	0.00	0.00	n-Decane	0.00	0.00	n-Decane	0.00	0.00	n-Decane	0.05	14,929.43	n-Decane	0.03	23,417.58
E-Benzene	0.00	0.00	E-Benzene	0.00	0.00	E-Benzene	0.00	0.00	E-Benzene	0.00	0.00	E-Benzene	0.00	0.00
124-MBenzene	0.00	0.00	124-MBenzene	0.00	0.00	124-MBenzene	0.00	0.00	124-MBenzene	0.00	0.00	124-MBenzene	0.00	0.00
n-C11	0.00	0.00	n-C11	0.00	0.00	n-C11	0.00	0.00	n-C11	0.00	0.00	n-C11	0.00	0.00
n-C12	0.00	0.00	n-C12	0.00	0.00	n-C12	0.01	18,645.96	n-C12	0.00	0.00	n-C12	0.00	0.00
n-C13	0.00	0.00	n-C13	0.00	0.00	n-C13	0.00	10,090.78	n-C13	0.00	0.00	n-C13	0.00	0.00
n-C14	0.00	0.00	n-C14	0.00	0.00	n-C14	0.00	6,326.51	n-C14	0.00	0.00	n-C14	0.00	0.00
n-C15	0.00	0.00	n-C15	0.00	0.00	n-C15	0.01	11,678.39	n-C15	0.00	0.00	n-C15	0.00	0.00
n-C16	0.00	0.00	n-C16	0.00	0.00	n-C16	0.00	0.00	n-C16	0.00	0.00	n-C16	0.00	0.00
n-C17	0.00	0.00	n-C17	0.00	0.00	n-C17	0.00	0.00	n-C17	0.00	0.00	n-C17	0.00	0.00
n-C18	0.00	0.00	n-C18	0.00	0.00	n-C18	0.00	0.00	n-C18	0.00	0.00	n-C18	0.00	0.00
n-C19	0.00	0.00	n-C19	0.00	0.00	n-C19	0.00	0.00	n-C19	0.00	0.00	n-C19	0.00	0.00
n-C21	0.00	0.00	n-C21	0.00	0.00	n-C21	0.02	49,805.16	n-C21	0.00	0.00	n-C21	0.00	0.00
n-C22	0.00	0.00	n-C22	0.00	0.00	n-C22	0.00	16,934.10	n-C22	0.00	0.00	n-C22	0.00	0.00
n-C23	0.00	0.00	n-C23	0.00	0.00	n-C23	0.00	0.00	n-C23	0.01	3,881.45	n-C23	0.00	0.00
n-C24	0.00	0.00	n-C24	0.00	0.00	n-C24	0.00	64.40	n-C24	0.00	0.00	n-C24	0.00	0.00
n-C25	0.00	0.00	n-C25	0.00	0.00	n-C25	0.00	7,691.57	n-C25	0.00	0.00	n-C25	0.00	0.00
n-C26	0.00	0.00	n-C26	0.00	0.00	n-C26	0.00	19,992.88	n-C26	0.00	0.00	n-C26	0.00	0.00
n-C27	0.00	0.00	n-C27	0.00	0.00	n-C27	0.00	12,454.73	n-C27	0.00	0.00	n-C27	0.00	0.00
n-C28	0.00	0.00	n-C28	0.00	0.00	n-C28	0.01	22,384.76	n-C28	0.00	0.00	n-C28	0.00	0.00
n-C29	0.00	0.00	n-C29	0.00	0.00	n-C29	0.00	0.00	n-C29	0.00	0.00	n-C29	0.00	0.00
H2O	0.03	2,206.76	H2O	0.10	7,316.79	H2O	0.09	17,956.51	H2O	0.07	2,628.57	H2O	0.28	23,954.55
NBP[0]161*	0.00	0.00	NBP[0]161*	0.00	0.00	NBP[0]161*	0.00	0.00	NBP[0]161*	0.00	0.00	NBP[0]161*	0.00	0.00
NBP[0]176*	0.00	0.00	NBP[0]176*	0.00	0.00	NBP[0]176*	0.00	0.00	NBP[0]176*	0.00	0.00	NBP[0]176*	0.00	0.00
NBP[0]190*	0.00	0.00	NBP[0]190*	0.00	0.00	NBP[0]190*	0.00	0.00	NBP[0]190*	0.00	0.00	NBP[0]190*	0.00	0.00
NBP[0]204*	0.00	0.00	NBP[0]204*	0.00	0.00	NBP[0]204*	0.00	0.00	NBP[0]204*	0.00	0.00	NBP[0]204*	0.00	0.00
NBP[0]219*	0.00	0.00	NBP[0]219*	0.00	0.00	NBP[0]219*	0.00	0.00	NBP[0]219*	0.00	0.00	NBP[0]219*	0.00	0.00
NBP[0]234*	0.00	0.00	NBP[0]234*	0.00	0.00	NBP[0]234*	0.01	9,803.72	NBP[0]234*	0.00	0.00	NBP[0]234*	0.00	0.00
NBP[0]247*	0.00	0.00	NBP[0]247*	0.00	0.00	NBP[0]247*	0.01	10,901.78	NBP[0]247*	0.00	0.00	NBP[0]247*	0.00	0.00
NBP[0]262*	0.00	0.00	NBP[0]262*	0.00	0.00	NBP[0]262*	0.00	0.00	NBP[0]262*	0.00	0.00	NBP[0]262*	0.00	0.00
NBP[0]276*	0.00	0.00	NBP[0]276*	0.00	0.00	NBP[0]276*	0.01	19,925.95	NBP[0]276*	0.00	0.00	NBP[0]276*	0.00	0.00
NBP[0]291*	0.00	0.00	NBP[0]291*	0.00	0.00	NBP[0]291*	0.00	4,206.13	NBP[0]291*	0.00	0.00	NBP[0]291*	0.00	0.00
NBP[0]305*	0.00	0.00	NBP[0]305*	0.00	0.00	NBP[0]305*	0.00	13,002.56	NBP[0]305*	0.00	0.00	NBP[0]305*	0.00	0.00
NBP[0]319*	0.00	0.00	NBP[0]319*	0.00	0.00	NBP[0]319*	0.00	5,528.52	NBP[0]319*	0.00	0.00	NBP[0]319*	0.00	0.00
NBP[0]333*	0.00	0.00	NBP[0]333*	0.00	0.00	NBP[0]333*	0.00	14,437.14	NBP[0]333*	0.00	0.00	NBP[0]333*	0.00	0.00
NBP[0]348*	0.00	0.00	NBP[0]348*	0.00	0.00	NBP[0]348*	0.00	0.00	NBP[0]348*	0.00	0.00	NBP[0]348*	0.00	0.00
NBP[0]362*	0.00	0.00	NBP[0]362*	0.00	0.00	NBP[0]362*	0.00	0.00	NBP[0]362*	0.00	0.00	NBP[0]362*	0.00	0.00
Ammonia	0.00	0.00	Ammonia	0.00	0.00	Ammonia	0.00	0.00	Ammonia	0.02	647.30	Ammonia	0.00	0.00
Nitrogen	0.00	0.00	Nitrogen	0.00	0.00	Nitrogen	0.00	0.00	Nitrogen	0.02	1,064.75	Nitrogen	0.00	0.00
1.0000	1.21E+05		1.00	1.44E+05		1.00	3.35E+05		1.00	38,641.79		1.00	1.26E+05	

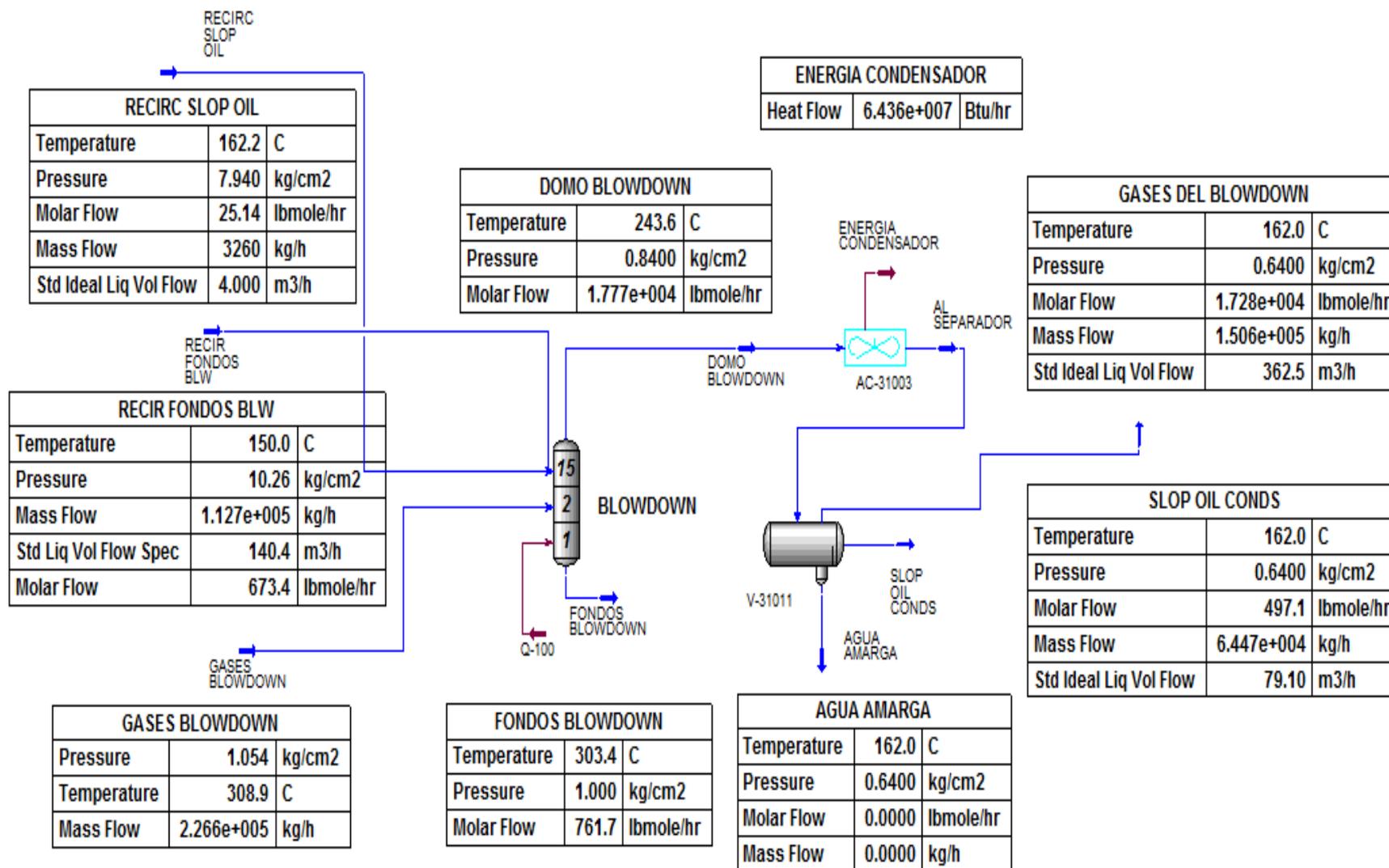
Anexo 4.- Cuadro de composición de cargas al Simulador.

ANEXO 5. DIAGRAMA DE AMBIENTE DE SIMULACIÓN.



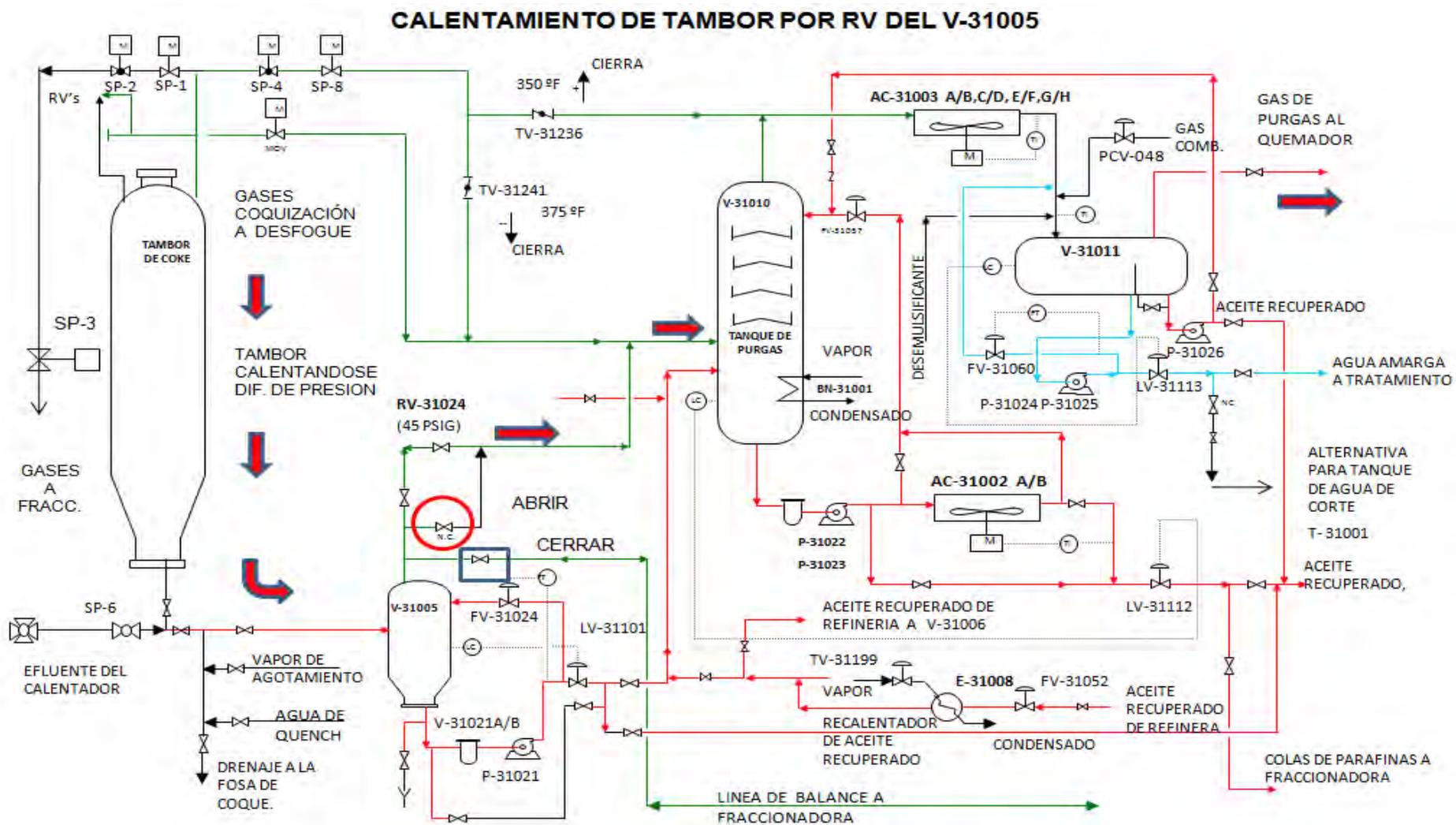
Anexo 5. Diagrama de Ambiente de Simulación.

ANEXO 6. DIAGRAMA DE AMBIENTE SIMULACIÓN COLUMNA SISTEMA PURGAS (BLOWDOWN).



Anexo 6.- Diagrama ambiente de simulación columna sistema de purgas (Blowdown V-31010).

ANEXO 7. DIAGRAMA DE CALENTAMIENTO DE TAMBOR GASES AL SISTEMA DE PURGAS (BLOWDOWN).



Anexo 7.-Diagrama calentamiento de tambor con gases de coquización al sistema de purgas (Blowdown).

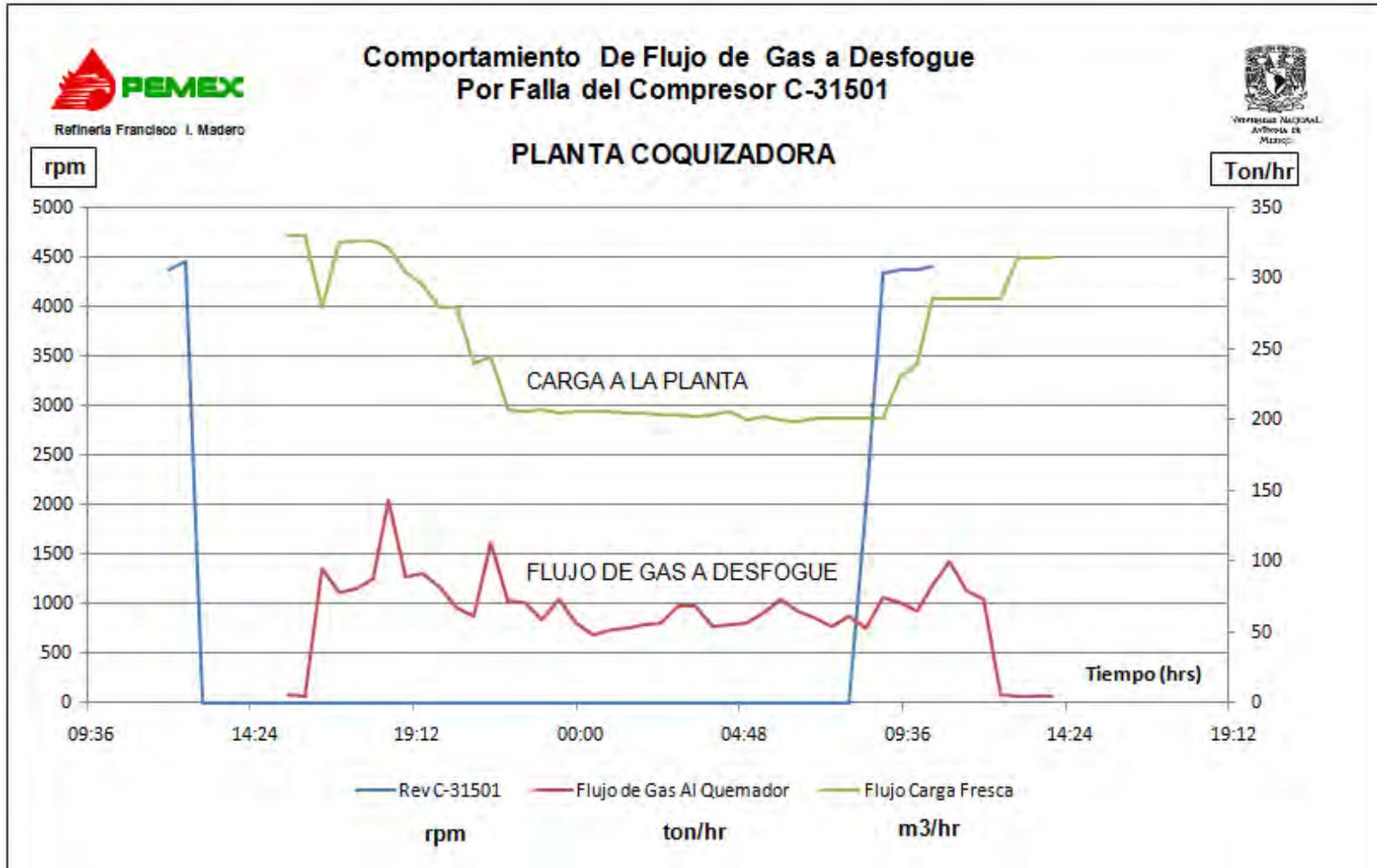
ANEXO 8. TABLA DE CONDICIONES DE OPERACIÓN POR FALLA DE COMPRESOR C-31501.

HORA:	PRESIÓN BLOWDOWN	TEMP FONDO V-31010	TEMP VAPORES V-31010	PRESIÓN V-31011	PRESIÓN V-31032	NIVEL V-31032	TEMP V-31032	TEMP GASES AL FLARE	FLUJO GAS AL FLARE	PRESIÓN AL FLARE	REVOLUCIONES C-31501	FLUJO CARGA PLANTA
12:00	0.35	206.75	245.70	0.11	0.12	3.65	65.63	53.48	11.40	0.00	4,472.08	335
12:30	0.31	195.80	208.02	0.11	0.12	3.58	63.52	50.76	8.93	0.00	4,638.44	300
13:00	0.27	191.55	190.20	0.11	0.12	3.70	61.65	48.44	7.75	0.00	4,510.41	300
13:30	0.30	189.05	111.60	0.11	0.12	3.69	60.59	46.20	8.43	0.00	4,643.70	350
14:00	0.33	178.25	147.36	0.11	0.11	4.85	50.86	44.24	89.34	0.04	0.00	360
14:30	0.23	180.75	139.26	0.09	0.09	5.35	48.06	43.20	78.31	0.04	0.00	360
15:00	0.20	181.85	137.70	0.08	0.09	5.31	50.77	40.88	77.86	0.04	0.00	340
15:30	0.27	180.95	142.80	0.18	0.19	5.18	60.09	39.80	5.53	0.00	4,367.67	330
16:00	0.27	178.60	141.66	0.18	0.19	5.18	77.26	37.80	4.14	0.00	4,455.63	330
16:30	0.20	180.70	139.98	0.10	0.11	5.68	57.41	42.64	94.63	0.05	0.00	280
17:00	0.18	179.35	135.06	0.09	0.09	5.57	64.41	40.89	78.16	0.04	0.00	325
17:30	0.17	176.55	141.96	0.08	0.09	5.47	67.86	39.48	80.58	0.05	0.00	327
18:00	0.17	179.65	145.32	0.09	0.09	5.33	71.34	37.60	88.06	0.05	0.00	327
18:30	0.18	181.50	147.12	0.11	0.11	5.29	70.68	38.64	143.22	0.06	0.00	322
19:00	0.17	173.60	149.82	0.10	0.10	6.28	68.12	45.80	89.48	0.05	0.00	305
19:30	0.16	174.60	154.08	0.08	0.08	6.04	71.61	43.60	90.86	0.04	0.00	295
20:00	0.14	174.25	153.78	0.07	0.07	6.13	76.82	41.68	81.29	0.03	0.00	280
20:30	0.19	194.40	335.46	0.07	0.07	5.98	80.30	37.20	67.45	0.02	0.00	280
21:00	0.18	194.75	327.06	0.07	0.07	5.91	79.40	36.00	60.77	0.02	0.00	240
21:30	0.61	211.90	295.43	0.09	0.09	5.87	76.47	38.44	113.31	0.02	0.00	245
22:00	0.44	200.40	180.24	0.10	0.11	6.37	77.95	46.88	71.58	0.02	0.00	207
22:30	0.42	185.85	148.56	0.11	0.12	6.68	75.48	44.60	71.07	0.02	0.00	206
23:00	0.41	178.35	137.16	0.12	0.13	6.91	76.85	41.08	58.71	0.02	0.00	207
23:30	0.39	176.15	132.24	0.13	0.13	7.09	77.73	39.20	73.13	0.02	0.00	205
00:00	0.40	172.49	129.12	0.14	0.15	7.27	77.45	38.00	55.89	0.02	0.00	206
00:30	0.40	179.30	126.72	0.18	0.18	7.19	77.81	36.24	48.13	0.02	0.00	206
01:00	0.40	172.10	124.02	0.18	0.18	7.39	77.57	35.17	51.63	0.02	0.00	206
01:30	0.37	178.35	122.46	0.18	0.18	7.59	76.27	35.01	53.34	0.02	0.00	205
02:00	0.37	176.50	119.22	0.18	0.19	7.61	75.35	34.71	54.82	0.02	0.00	205
02:30	0.31	176.30	118.80	0.18	0.19	8.10	74.39	35.25	56.81	0.02	0.00	203
03:00	0.28	174.50	122.82	0.17	0.17	8.36	74.65	37.36	69.03	0.02	0.00	203
03:30	0.25	177.60	134.40	0.18	0.18	8.68	73.49	39.28	68.75	0.02	0.00	202
04:00	0.25	178.75	139.80	0.17	0.18	8.89	74.41	39.28	54.56	0.02	0.00	204
04:30	0.25	178.65	139.50	0.18	0.18	9.09	75.18	39.05	55.76	0.02	0.00	206
05:00	0.25	178.82	139.50	0.18	0.18	9.21	74.16	39.11	56.02	0.02	0.00	200
05:30	0.25	180.70	139.50	0.18	0.18	9.28	73.45	39.17	63.46	0.02	0.00	202
06:00	0.23	171.10	139.50	0.16	0.16	9.69	73.05	38.96	72.96	0.02	0.00	200
06:30	0.28	171.20	140.70	0.22	0.22	10.36	73.44	44.52	64.52	0.02	0.00	199
07:00	0.29	172.85	142.32	0.22	0.23	10.31	74.52	41.48	60.49	0.02	0.00	201
07:30	0.32	172.56	144.78	0.23	0.23	10.47	75.97	40.28	53.94	0.02	0.00	201
08:00	0.23	188.30	278.06	0.14	0.14	7.11	61.92	38.04	61.10	0.02	0.00	201
08:30	0.22	191.65	285.18	0.14	0.14	1.77	44.22	36.04	52.31	0.02	0.00	201
09:00	0.29	195.97	312.48	0.13	0.14	1.70	41.37	36.04	74.28	0.02	0.00	201
09:30	0.35	202.55	320.76	0.13	0.14	1.67	42.04	36.88	70.80	0.02	0.00	230
10:00	0.34	203.60	299.46	0.13	0.13	1.78	43.30	38.48	64.96	0.02	0.00	240
10:30	0.39	198.75	265.92	0.10	0.11	1.90	44.05	39.40	83.29	0.02	0.00	285
11:00	0.46	196.55	278.10	0.09	0.09	2.01	44.99	39.64	99.27	0.03	0.00	285
11:30	0.38	202.60	286.32	0.08	0.08	2.13	48.25	43.24	79.77	0.03	0.00	285
12:00	0.33	200.90	258.55	0.08	0.08	2.24	45.36	40.88	72.70	0.03	1,985.49	285
12:30	0.42	198.05	221.70	0.12	0.12	2.08	42.53	38.20	5.86	0.01	4,340.71	285
13:00	0.30	192.45	163.98	0.12	0.12	1.85	42.17	36.04	4.50	0.00	4,378.56	315
13:30	0.23	178.25	151.68	0.11	0.12	1.80	41.95	34.88	4.28	0.00	4,369.52	315
14:00	0.20	176.60	147.72	0.12	0.12	1.77	40.91	33.20	4.86	0.00	4,412.85	315

INSTRUMENTO	PI-31017	TI-31206	TI-31204	PI-31018	PI-31420	LI-31478	TI-31476	TI-31453	FI-31453	PI-31453	SI-31500	FI-31047
	kg/cm	°C	°C	kg/cm	kg/cm	%	°C	°C	ton/hr	kg/cm	rpm	m3/hr

Anexo 8.- Tabla de condiciones por falla de Compresor C-31501.

ANEXO 9. GRAFICA DEL COMPORTAMIENTO CARGA Y FLUJO A DESFOGUE POR FALLA C-31501.



Anexo 9.- Grafica de comportamiento de carga y flujo a desfogue por falla del compresor C-31501.

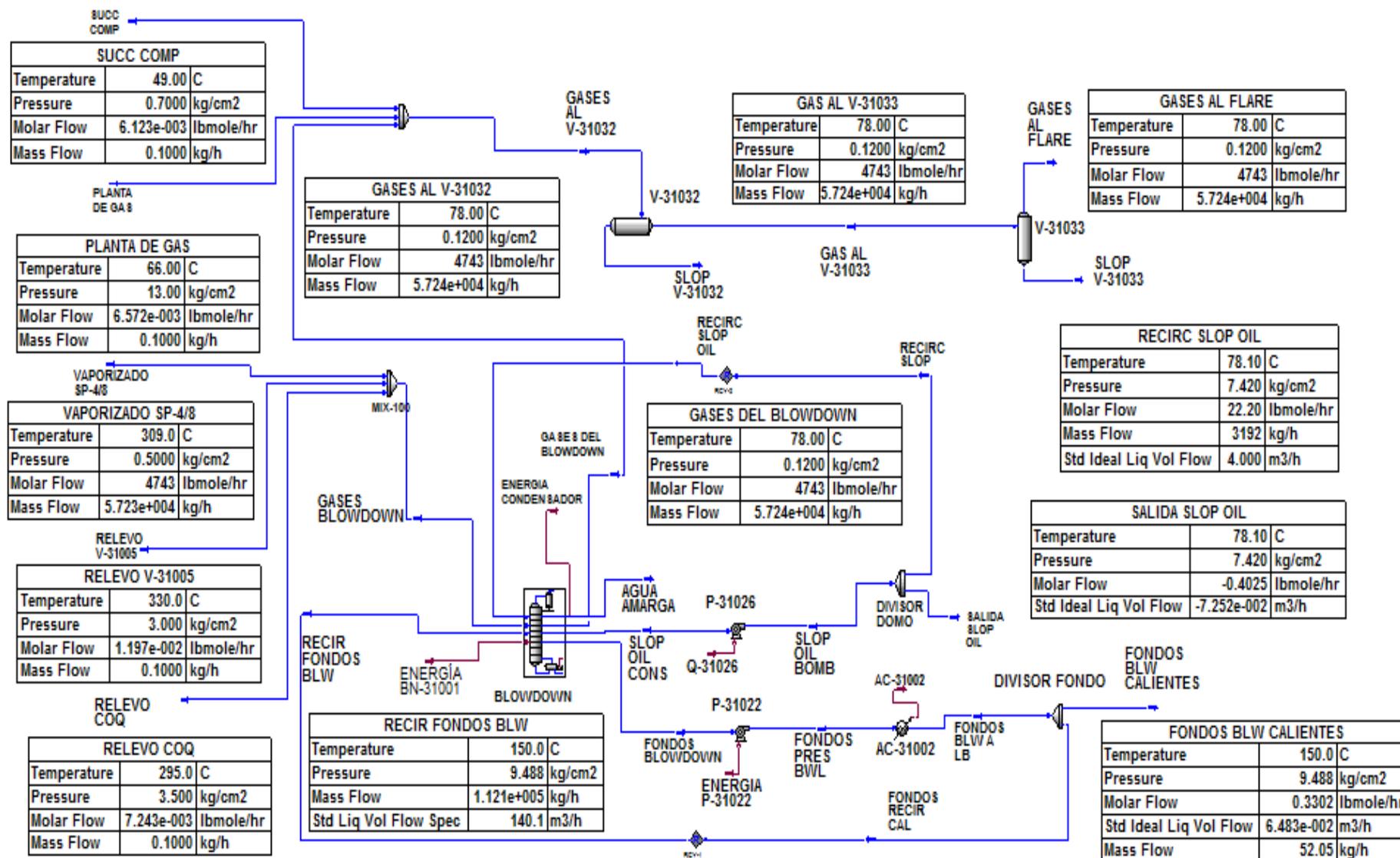
ANEXO 10. TABLA DE DATOS AL SIMULADOR VAPORIZADO AL SISTEMA DE PURGAS (BLOWDOWN).

FECHA	PRESIÓN BLOWDOWN	TEMP FONDO V-31010	TEMP. DOMO BLOWDOWN	PRESIÓN V-31011	PRESIÓN V-31032	TEMP V-31032	FLUJO GAS AL FLARE
20-dic-09 03:00:00	0.27	174.55	121.64	0.12	0.12	31.07	27.83
20-dic-09 03:30:00	0.22	200.60	104.70	0.11	0.12	80.30	14.24
20-dic-09 04:00:00	0.21	196.35	105.32	0.12	0.12	79.40	18.72
20-dic-09 14:00:00	0.31	158.85	103.55	0.15	0.15	61.92	22.49
20-dic-09 14:30:00	0.25	201.25	104.90	0.15	0.15	44.22	11.09
20-dic-09 22:00:00	0.25	169.95	106.60	0.10	0.11	33.98	27.45
20-dic-09 22:30:00	0.22	201.05	106.44	0.10	0.11	32.00	11.45
21-dic-09 09:00:00	0.26	170.45	127.54	0.14	0.14	28.73	12.57
21-dic-09 09:30:00	0.24	191.30	101.72	0.14	0.14	27.02	10.41
21-dic-09 10:00:00	0.19	189.95	103.04	0.10	0.10	31.07	19.63
21-dic-09 20:30:00	0.19	194.40	103.80	0.07	0.07	80.30	67.45
21-dic-09 21:00:00	0.18	194.75	105.04	0.07	0.07	79.40	60.77
22-dic-09 08:00:00	0.23	188.30	100.60	0.14	0.14	61.92	61.10
22-dic-09 08:30:00	0.22	191.65	100.94	0.14	0.14	44.22	52.31
22-dic-09 18:00:00	0.26	176.80	107.52	0.11	0.11	33.98	12.96
22-dic-09 18:30:00	0.22	193.65	105.88	0.11	0.11	32.00	13.54
23-dic-09 04:00:00	0.21	194.40	101.12	0.10	0.11	25.37	14.15
23-dic-09 04:30:00	0.19	197.65	106.43	0.10	0.10	27.63	15.18
23-dic-09 16:30:00	0.18	190.80	103.96	0.10	0.11	51.67	5.96
23-dic-09 17:00:00	0.20	203.80	115.52	0.10	0.11	52.46	13.38
23-dic-09 17:30:00	0.19	202.35	120.74	0.10	0.10	53.76	13.18
24-dic-09 00:00:00	0.23	193.65	109.98	0.14	0.14	45.86	4.29
24-dic-09 00:30:00	0.23	193.75	108.44	0.14	0.14	44.42	3.17
24-dic-09 01:00:00	0.24	193.75	107.99	0.13	0.14	42.57	3.55
24-dic-09 01:30:00	0.23	197.45	115.94	0.13	0.13	40.98	10.67
01-mar-10 10:30:00	0.24	252.45	170.44	0.13	0.13	30.73	25.38
01-mar-10 11:00:00	0.23	270.50	186.86	0.13	0.13	30.58	12.31
01-mar-10 11:30:00	0.22	237.69	153.17	0.13	0.12	30.42	9.98
01-mar-10 18:30:00	0.22	206.05	122.92	0.11	0.11	72.25	28.95
01-mar-10 19:00:00	0.20	209.05	128.12	0.11	0.11	69.71	24.23
02-mar-10 16:00:00	0.22	206.30	119.44	0.12	0.12	47.35	26.50
02-mar-10 16:30:00	0.21	210.80	122.12	0.12	0.11	45.79	22.79
02-mar-10 17:00:00	0.20	208.10	121.10	0.11	0.11	44.01	19.83
03-mar-10 03:30:00	0.23	211.15	119.18	0.14	0.14	45.50	24.03
03-mar-10 04:00:00	0.22	215.35	123.62	0.14	0.14	44.92	7.92
03-mar-10 13:00:00	0.24	209.50	112.82	0.13	0.14	40.59	11.90
03-mar-10 13:30:00	0.23	199.15	106.68	0.13	0.14	40.50	10.69
03-mar-10 13:00:00	0.24	209.50	112.82	0.13	0.14	40.59	11.90
03-mar-10 13:30:00	0.23	199.15	106.68	0.13	0.14	40.50	10.69

INSTRUMENTO	PI-31017 kg/cm	TI-31207 °C	TI-31206 °C	PI-31018 kg/cm	PI-31420 kg/cm	TI-31476 °C	FI-31453 ton/hr
-------------	-------------------	----------------	----------------	-------------------	-------------------	----------------	--------------------

Anexo 10.- Tabla de datos reales al simulador vaporizado al sistema de purgas (Blowdown).

ANEXO 11. AMBIENTE DE SIMULACIÓN DATOS AL SISTEMA DE PURGAS (BLOWDOWN).



Anexo 11.- Ambiente de simulación con datos reales vaporizado al sistema de purgas (Blowdown).

ANEXO 12. TABLA DE DATOS REALES AL SIMULADOR ENFRIAMIENTO AL SISTEMA DE PURGAS (BLOWDOWN).

FECHA	PRESIÓN BLOWDOWN	TEMP FONDO V-31010	TEMP. DOMO BLOWDOWN	TEMP SAL FONDOS BLW	RECIC FONDO BLW	PRESIÓN V-31011	TEMP GASES AL FLARE	FLUJO GAS AL FLARE
20-dic-09 04:30:00	0.54	201.70	119.26	146.31	180.02	0.12	17.84	20.18
20-dic-09 05:00:00	0.68	213.55	126.14	131.46	179.93	0.13	39.43	38.42
20-dic-09 06:00:00	0.39	167.55	137.96	108.48	179.31	0.14	60.64	30.64
20-dic-09 06:30:00	0.35	161.85	130.54	102.33	180.34	0.14	55.08	22.45
20-dic-09 07:00:00	0.34	173.65	122.56	96.45	179.70	0.14	48.53	22.02
20-dic-09 07:30:00	0.29	173.20	118.34	91.98	182.58	0.15	43.88	12.08
20-dic-09 08:00:00	0.25	177.50	115.62	89.28	182.17	0.15	38.04	13.36
20-dic-09 08:30:00	0.24	178.60	114.48	91.23	179.92	0.15	35.32	14.87
20-dic-09 09:00:00	0.23	176.50	113.61	92.55	179.37	0.15	32.04	11.59
20-dic-09 16:00:00	0.41	202.75	114.39	136.32	180.55	0.16	40.40	12.79
20-dic-09 16:30:00	0.52	189.00	142.96	130.53	179.73	0.16	41.48	15.15
20-dic-09 17:00:00	0.53	177.13	121.44	121.68	179.40	0.16	47.12	11.05
20-dic-09 17:30:00	0.41	176.00	119.22	114.60	179.99	0.13	50.72	14.67
20-dic-09 18:00:00	0.25	177.30	117.76	113.70	180.68	0.10	49.84	5.04
20-dic-09 18:30:00	0.21	178.25	116.37	113.40	180.06	0.10	46.40	4.25
20-dic-09 19:00:00	0.18	178.00	111.56	112.68	180.16	0.10	43.48	5.18
20-dic-09 19:30:00	0.17	177.25	113.64	112.68	179.94	0.10	41.28	10.98
20-dic-09 20:00:00	0.19	161.60	108.44	113.25	179.65	0.10	40.00	13.76
21-dic-09 00:00:00	0.39	210.25	120.42	118.08	180.17	0.11	39.84	26.64
21-dic-09 00:30:00	0.55	203.75	120.80	101.40	180.44	0.11	45.68	18.98
21-dic-09 01:00:00	0.56	200.40	115.52	88.59	179.89	0.13	68.08	25.25
21-dic-09 01:30:00	0.34	182.85	145.70	84.36	179.66	0.14	72.12	10.16
21-dic-09 02:00:00	0.25	180.80	135.54	81.21	175.51	0.14	65.28	7.80
21-dic-09 02:30:00	0.22	179.10	128.74	84.96	174.08	0.14	60.92	9.20
21-dic-09 03:00:00	0.20	179.05	123.24	94.86	180.08	0.14	57.00	5.37
21-dic-09 03:30:00	0.21	178.80	119.32	99.45	176.41	0.14	52.84	4.03
21-dic-09 10:30:00	0.32	204.10	117.44	143.88	179.84	0.10	30.16	16.20
21-dic-09 11:00:00	0.46	212.45	128.98	123.96	180.32	0.10	32.20	18.50
21-dic-09 11:30:00	0.54	215.65	133.10	118.05	181.69	0.11	45.92	8.12
21-dic-09 12:00:00	0.35	206.75	119.62	118.05	180.29	0.11	53.48	11.40
21-dic-09 12:30:00	0.31	195.80	110.72	116.58	179.91	0.11	50.76	8.93
21-dic-09 13:00:00	0.27	191.55	106.88	112.86	180.26	0.11	48.44	7.75
21-dic-09 13:30:00	0.30	189.05	137.80	108.96	179.76	0.11	46.20	8.43
21-dic-09 15:30:00	0.27	180.95	126.50	91.38	178.64	0.18	39.80	5.53
21-dic-09 16:00:00	0.27	178.60	124.98	89.04	179.61	0.18	37.80	4.14
22-dic-09 00:30:00	0.40	179.30	121.34	96.84	180.02	0.18	36.24	48.13

INSTRUMENTO	PI-31017	TI-31207	TI-31206	TI-31210	FI-31057	PI-31018	TI-31453	FI-31453
	kg/cm	°C	°C	°C	m3/hr	kg/cm	°C	ton/hr

Anexo 12.- Tabla de datos reales al simulador enfriamiento al sistema de purgas (Blowdown).

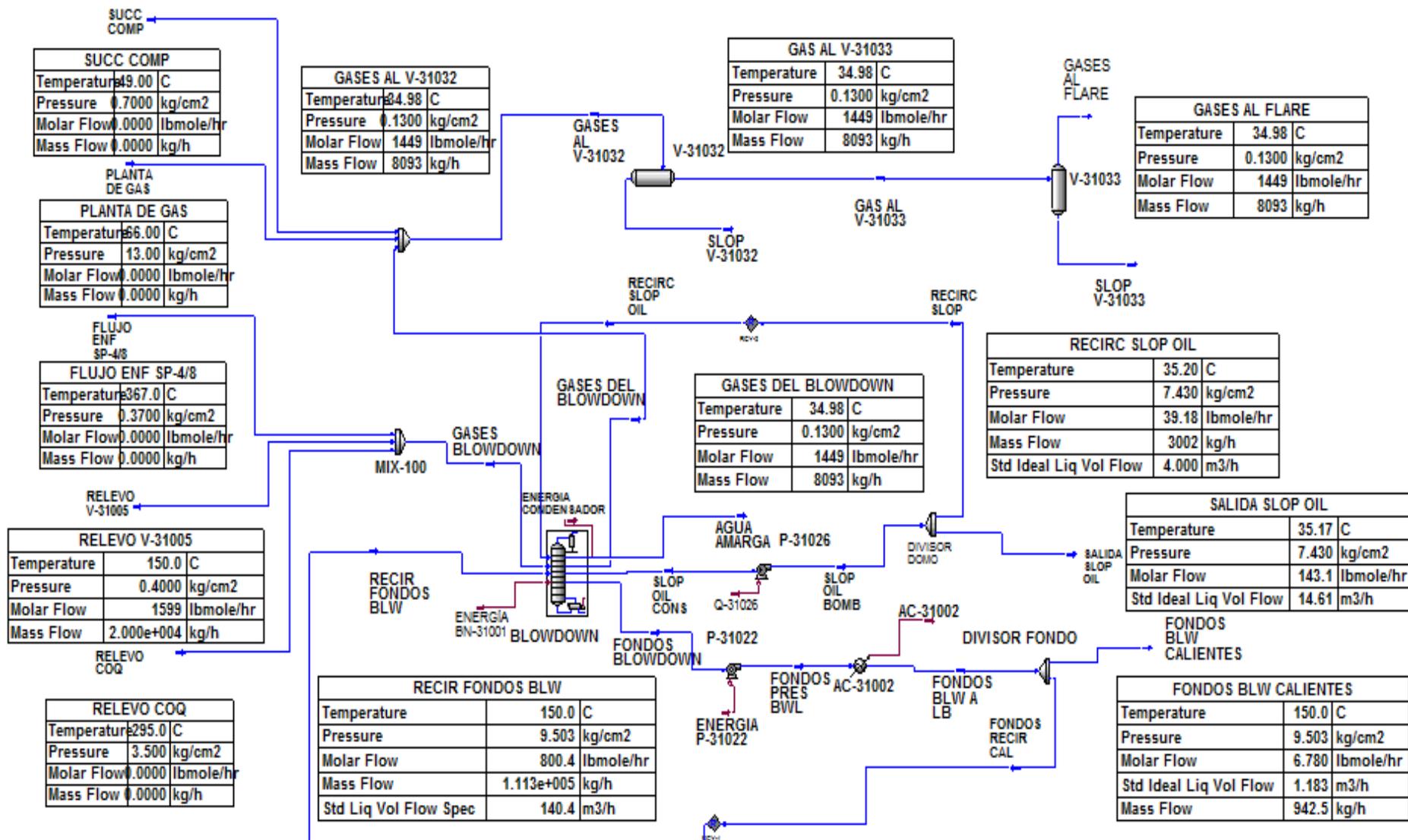
ANEXO 14. TABLA DE DATOS REALES AL SIMULADOR CALENTAMIENTO TAMBOR AL SISTEMA DE PURGAS (BLOWDOWN).

FECHA	PRESIÓN BLOWDOWN	TEMP.DOMO BLOWDOWN	TEMP SAL FONDOS BLW	RECIC FONDO BLW	PRESIÓN V-31011	PRESIÓN V-31032	TEMP V-31032	TEMP GASES AL FLARE	FLUJO GAS AL FLARE
20-dic-09 09:30:00	0.22	112.98	92.16	180.28	0.15	0.15	7.14	29.88	12.67
20-dic-09 10:00:00	0.23	111.52	89.31	180.63	0.15	0.15	7.13	27.84	10.08
20-dic-09 10:30:00	0.24	108.92	87.75	179.15	0.15	0.15	7.13	26.08	8.76
20-dic-09 11:30:00	0.23	100.74	87.93	180.01	0.15	0.15	7.12	24.44	10.26
20-dic-09 12:00:00	0.22	100.67	89.31	180.74	0.15	0.15	7.11	23.36	8.68
23-dic-09 13:00:00	0.19	105.63	122.01	179.99	0.10	0.11	56.92	42.64	8.60
23-dic-09 13:30:00	0.19	99.30	119.61	179.77	0.10	0.11	53.84	39.24	11.83
21-dic-09 04:00:00	0.21	113.02	102.06	178.83	0.14	0.14	33.37	50.36	5.82
21-dic-09 04:30:00	0.21	112.08	103.65	173.55	0.14	0.14	30.96	47.44	4.26
23-dic-09 14:00:00	0.19	99.68	122.28	179.63	0.10	0.11	52.95	37.24	10.65
23-dic-09 14:30:00	0.19	98.84	129.87	180.24	0.10	0.11	53.06	35.48	12.10
26-dic-09 02:00:00	0.19	109.42	141.63	181.87	0.12	0.12	36.01	61.44	15.55
26-dic-09 02:30:00	0.19	108.18	141.21	181.54	0.12	0.12	33.07	55.84	10.76
27-dic-09 07:00:00	0.18	109.80	110.85	182.00	0.10	0.11	29.22	46.40	10.86
22-dic-09 15:30:00	0.20	118.76	116.16	180.12	0.12	0.12	36.75	30.08	3.15
27-dic-09 16:00:00	0.19	114.78	121.26	182.26	0.12	0.12	29.38	36.04	8.66
27-dic-09 16:30:00	0.22	111.84	121.95	182.10	0.12	0.12	28.85	34.24	7.77
27-dic-09 17:00:00	0.19	105.70	123.48	182.08	0.12	0.12	28.25	33.08	8.64
28-dic-09 03:00:00	0.19	104.52	66.57	181.98	0.12	0.12	28.00	41.52	10.95
28-dic-09 20:30:00	0.21	107.92	59.37	182.00	0.11	0.11	20.35	24.00	7.92
28-dic-09 21:00:00	0.21	106.44	55.53	182.00	0.11	0.11	20.37	23.68	7.03
31-dic-09 06:30:00	0.20	108.80	62.93	184.59	0.10	0.10	59.75	43.64	21.40
24-dic-09 09:00:00	0.15	116.36	117.27	180.32	0.07	0.08	77.80	52.88	2.79
24-dic-09 09:30:00	0.15	113.90	114.45	179.89	0.07	0.08	75.25	49.56	2.80
24-dic-09 10:00:00	0.15	112.84	115.11	180.02	0.07	0.08	72.56	47.28	2.92
24-dic-09 10:30:00	0.15	112.24	115.98	180.00	0.07	0.08	70.17	45.20	2.92
24-dic-09 11:00:00	0.15	111.26	118.05	179.91	0.07	0.08	67.71	43.28	3.01
24-dic-09 11:30:00	0.15	110.44	118.38	179.80	0.07	0.08	65.70	41.80	2.72
19-ene-10 17:30:00	0.21	116.66	158.85	190.99	0.11	0.11	36.09	27.64	7.49
20-ene-10 16:00:00	0.21	117.70	133.44	191.03	0.11	0.11	33.05	23.92	7.70
20-ene-10 17:00:00	0.19	117.66	135.78	191.01	0.11	0.11	32.45	23.92	7.41
23-ene-10 23:00:00	0.24	115.00	79.47	190.98	0.17	0.17	41.79	49.68	8.46
26-ene-10 05:00:00	0.20	109.74	67.44	168.04	0.11	0.11	38.99	27.40	7.80
27-ene-10 13:00:00	0.17	123.70	141.62	111.30	0.09	0.09	37.66	27.64	7.78
27-ene-10 13:30:00	0.17	123.70	143.73	112.29	0.09	0.09	37.47	27.64	7.81

INSTRUMENTO	PI-31017	TI-31206	TI-31210	FI-31057	PI-31018	PI-31420	TI-31476	TI-31453	FI-31453
	kg/cm	°C	°C	m3/hr	kg/cm	kg/cm	°C	°C	ton/hr

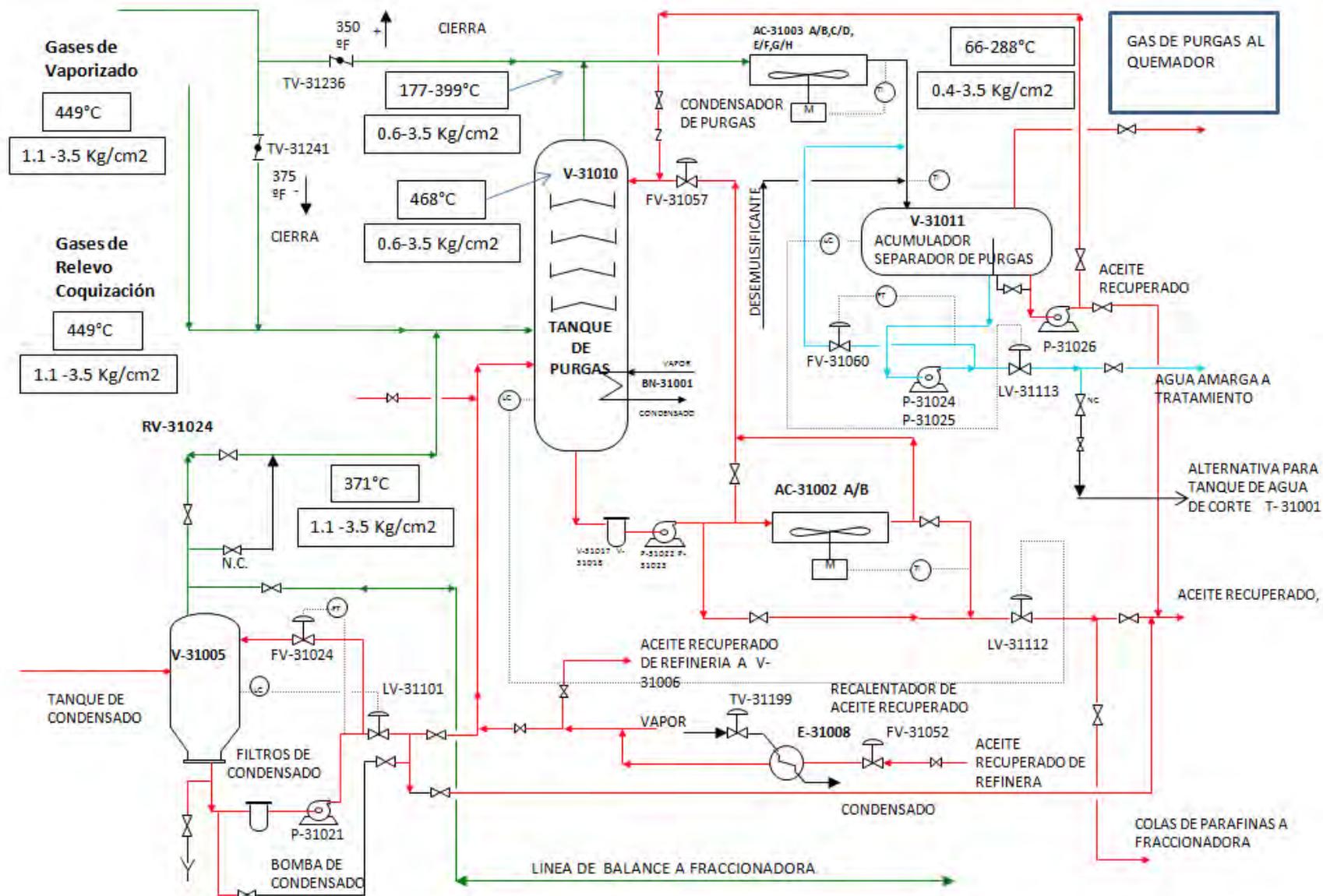
Anexo 14.- Tabla de datos reales al simulador calentamiento tambor al sistema de purgas (Blowdown).

ANEXO 15. AMBIENTE DE SIMULACIÓN DATOS REALES CALENTAMIENTO DE TAMBOR (V-31001/2/3/4)



Anexo 15.- Ambiente de simulación con datos reales calentamiento tambor (V-31001/2/3/4), al sistema de purgas.

ANEXO 16. DIAGRAMA DE PURGAS CON CONDICIONES DE OPERACIÓN.



Anexo 16.- Diagrama de purgas con condiciones de operación.

CAPITULO 8.-BIBLIOGRAFÍA

1. Manual de Operación, Planta de Coquización Retardada
(50,000 BPSD) (Unidad 020)
PEMOPRO S.A. DE C.V. Num.Doc.05099-020-15-001
2. Balance de Materia, Planta de Coquización Retardada
Foster Wheeler's USA Corporation.
11-Marzo-1998, REF-13-037662-02.
3. Simulador Aspen HYSYS. V.07 2008.
This Software is a proprietary product of Aspen Tech and may
be used only under agreement with Aspen Tech.
4. Source: Gary, J. and G. Handwerk,
Petroleum Refining. Technology and Economics, fourth
Edition, Marcel Dekker, New York (2001).
5. Specification Sheet U-020
SK ENG & CONST CO. LTD
01-27-2000
6. Technical Data Book C-31501.
DOC. No. MDCP-153-1022
SK ENG & CONST CO
7. Documento Pemex Refinación
IEV FCC's Y COQUIZADORAS
2 DE JULIO 2004 Refinería FCo.I.Madero