



UNIVERSIDAD SIMÓN BOLÍVAR
DECANATO DE ESTUDIOS PROFESIONALES
COORDINACIÓN DE INGENIERÍA QUÍMICA

**MODELO DE LA UNIDAD DE COQUIZACIÓN RETARDADA DE LA REFINERÍA DE AMUAY
MODO DE OPERACIÓN GRADO ÁNODO**

por:

Luis Alberto Villasana Virgüez

INFORME DE PASANTÍA

Presentado ante la Ilustre Universidad Simón Bolívar
como requisito parcial para optar al título de
Ingeniero Químico

Sartenejas, Marzo de 2012



UNIVERSIDAD SIMÓN BOLÍVAR
DECANATO DE ESTUDIOS PROFESIONALES
COORDINACIÓN DE INGENIERÍA QUÍMICA

**MODELO DE LA UNIDAD DE COQUIZACIÓN RETARDADA DE LA REFINERÍA DE AMUAY
MODO DE OPERACIÓN GRADO ÁNODO**

por:

Luis Alberto Villasana Virgüez

Realizado con la Asesoría de:

Tutor Académico: Prof. Pablo I. Reyes Isaacura

Tutor Industrial: Juan De Dios Aponte

INFORME DE PASANTÍA

Presentado ante la Ilustre Universidad Simón Bolívar
como requisito parcial para optar al título de
Ingeniero Químico

Sartenejas, Marzo de 2012

En esta página va
el acta de la defensa
escaneada

Resumen

Emplear la unidad de coquización retardada de la Refinería de Amuay en operación coque grado ánodo permitirá satisfacer la demanda de la industria nacional del aluminio, la cual está estimada en 610.000 t/año de coque verde grado ánodo. Por esta razón, se planteó simular el desempeño de la unidad de coquización retardada de la Refinería de Amuay. Esta simulación tiene como condición el procesamiento de mezclas no convencionales de corrientes de lechadas (de fondo) de las unidades FKAY, DCAY y las corrientes de extractos de lubricantes de la unidad PTAY-1/2. Para ello se recopiló la información de las características del proceso, dimensiones de equipos, flujos, temperaturas y presiones según las condiciones de diseño. La herramienta principal utilizada fue el programa Profimatics® DC-SIM. Con tres distintos escenarios de alimentación a la unidad, que consisten en mezclas de corrientes no convencionales, se procedió a modelar y simular el proceso. La desviación obtenida en los rendimientos por componente no superó el 0,4 %, excepto para el H₂S, con el que puntualmente se alcanzó 3 %. Como el modelaje y simulación no es un proceso rápido, se planteó desarrollar adicionalmente un paquete de correlaciones. Estas son una herramienta para hacer un estimado más rápido del rendimiento de los productos en función del contenido de carbón residual Conradson de la alimentación. Su límite de aplicación cubre alimentaciones altamente aromáticas y poco asfálticas con carbón residual entre 10,94 y 15,30 %. Se determinó que al procesar una alimentación de 21.259 BPD de lechadas sin filtrar del FKAY, DCAY y extracto de lubricante pesado garantizará la producción de 548.595 t/año de coque verde de petróleo con 3,44 % peso de azufre y 459 ppmp de metales, siendo este el mejor escenario de procesamiento propuesto. Sin embargo, se requiere la instalación de equipos filtrantes de las lechadas alimentadas, aumento de la relación de reciclaje o la disminución de COT para aumentar la producción a 610.000 t/año de coque verde grado ánodo con las especificaciones de azufre y metales; 4% y 400 ppmp máximo, exigidas por la industria nacional del aluminio.

Palabras Clave: Modelo, Coquización, Coque, Ánodo y Aluminio.

DEDICATORIA

*A mis Padres Merly V. y Luis V.
a mis Abuelos Don Alberto Villasana, Olga R. y María S.
y finalmente a D.A.A.C.*

AGRADECIMIENTOS

A Dios Todo Poderoso, por regalarme el don de la vida y llenarla de bendiciones.

A mis amados Padres Merly y Luis, por enseñarme los principios y valores que me forjan hoy día y dictan mis acciones, por apoyarme en todas mis decisiones, por ser fuertes y consistentes durante mi vida y el desarrollo de la carrera. A ambos les debo todo lo que soy.

A mis Abuelos Cruz Alberto, Olga y María; gracias por permitirme formar parte de sus familias y ser su amigo, por todo el apoyo y ánimo brindado durante toda la carrera.

A la ilustre USB, Universidad Simón Bolívar; por ser la grandiosa “Universidad de la Excelencia” de la cual formo parte.

A mi Tía Teresa, Tío Raúl, la Tía Ofida, a Yola y a la Sra. Reina, por acogerme como un hijo más de su espectacular familia, gracias por estar siempre dispuestos a colaborar en todo lo necesario para alcanzar esta meta.

A los integrantes de mi familia, mis queridos hermanos Rafael E. y Luis E., tías, tíos, primas y primos; gracias por todo el apoyo y ánimo brindado durante toda la carrera.

A mis amigos de la infancia y juventud, Daniela, Felipe, Maristher, Dayan, Diógenes, Leonardo, Luisana, Carlos C., Luis O., Carlos L., Ynes, Julia, Maurys, Luisa y Freddy; gracias por permitirme formar parte de sus familias, por todo el apoyo, ánimo y comprensión brindada.

A mis amigos de la universidad, Andrea Z., Jonathan, Valerie, Carlos B., Germán, Luisa V., Nayla, Luis Miguel, Jhonatan, Eva, Tayling, Michael, Damelis, Mariana, Ernesto, Arnó, Humberto, Stephanny, Karen, David, Esay, Andrea P., Mayerling, Gian, Raydis y miembros de Aseq; por enseñarme el valor de la amistad, por compartir juntos momentos de angustias, felicidad, molestias durante toda la carrera y que sin proponérselo ahora forman parte de mi familia.

A mis amigos de Punto Fijo, Marianny, Noel, Pedro, Michel, José, Joselich, Jeidi, Carlos S.,

Osvelis, Romel, Carmen, Doria, Ana María, Ylan, Reina, Ana y David por darme su amistad, apoyo y consejos en los momentos que los necesité.

A mis Tutores el Prof. Pablo y el Ing. Juan, gracias por apoyarme, guiarme y enseñarme en la conquista de este importante logro en mi vida.

A la Lic. Eliuz Jaime, por darme la oportunidad de vivir esta gran experiencia por la cual siempre estaré agradecido.

A la Gerencia de Ingeniería de Procesos, junto con sus Ingenieros: Ramón, Ruben, Domingo, José, Leopoldo, Nicolás, Noraly, Thais, Carelis, Javier y muy especialmente a la Lic. Leonelys Peña, por prestarme su valiosa colaboración durante el desarrollo de este trabajo.

Al los Profesores que me han formado como un excelente profesional, Prof. Rafael Urbina, Prof. Úrsula Ehrmann, Prof. Narciso Pérez, Prof. Rafael Bolívar, Prof. Adriano Parisi, Prof. Sabrina Di Scipio, Prof. Rainier Maldonado y al Prof. Jon Zurimendi por los vastos conocimientos que me han transmitido relacionados al mundo del Petróleo y sus Derivados.

y a todos aquellos que no menciono acá porque se me escapan de la memoria pero que contribuyeron conmigo para alcanzar tan apreciada meta.

*Gracias a Todos
Luis Alberto Villasana Virgüez*

ÍNDICE

Capítulo 1 DESCRIPCIÓN DE LA EMPRESA	4
1.1. Petróleos de Venezuela S.A.	4
1.2. Misión de PDVSA	4
1.3. Visión de PDVSA	5
1.4. Valores de PDVSA	5
1.5. Centro de Refinación Paraguaná.....	5
Capítulo 2 MARCO TEÓRICO	6
2.1. Operaciones de Transferencia de Masa.....	6
2.1.1. Destilación	7
2.1.2. Absorción de Gases	8
2.1.3. Extracción Líquido-Líquido	8
2.1.4. Equipos para Transferencia de Masa	9
2.1.4.1. Torres de Platos.....	9
2.1.4.1. Torres Empacadas	11
2.2. Petróleo.....	11
2.2.1. Composición del Petróleo	12
2.2.2. Clasificación del Petróleo.....	13
2.2.3. Caracterización del Petróleo y sus Fracciones	13
2.3. Pruebas por Destilación	14
2.3.1. Método ASTM D86.....	14
2.3.2. Método ASTM D1160.....	15
2.3.3. Método ASTM D2887.....	15
2.3.4. Método ASTM D-5307	15
2.3.5. Método TBP o ASTM D-2892	15
2.4. Refinación del Petróleo.....	16
2.5. Procesos de Separación	17
2.5.1. Destilación del Petróleo.....	17
2.5.2. Desaromatización	19
2.5.3. Desintegración Catalítica Fluidizada	19
2.6. Procesos de Conversión Profunda.....	19
2.6.1. Coquización Fluida o Flexicoquización	20

2.6.2. Coquización Retardada.....	20
2.7. Química del Proceso de Coquización Retardada.....	22
2.7.1. Mecanismo de Craqueo Térmico.....	23
2.7.2. Mecanismo de Formación de Coque.....	25
2.7.3. Reacciones Típicas.....	26
2.8. Variables del Proceso de Coquización Retardada.....	28
2.8.1. Alimentación.....	28
2.8.1. Temperatura de Salida del Horno (COT).....	30
2.8.2. Tiempo de Residencia en el Tambor.....	30
2.8.3. Relación de Reciclo (RR).....	31
2.8.4. Presión en los Tambores de Coque.....	31
2.9. Calidad y Usos Principales del Coque.....	32
2.9.1. Metales y Heteroátomos.....	32
2.9.2. Índice de Molturabilidad (HGI).....	32
2.9.3. Estructura Física.....	32
2.10. Unidad de Coquización Retardada de la Refinería de Amuay.....	34
2.10.1. Descripción general del proceso de Coquización Retardada.....	35
2.11. Sistemas y Secciones de la Unidad de CRAY.....	37
2.11.1. Sistema de Alimentación.....	38
2.11.2. Sección de Coquización.....	39
2.11.3. Sección de Fraccionamiento y Pre calentamiento de la Alimentación.....	41
2.11.4. Sección de Recuperación de Vapores.....	43
2.11.5. Sección de Livianos.....	44
2.12. Unidades de MEROX del CRAY.....	47
2.13. Historial de Modificaciones y Actualizaciones.....	48
2.14. Operación de la Unidad de Coquización de la Refinería de Amuay.....	50
2.14.1. Flujo de Productos.....	51
2.14.2. Especificaciones de Diseño de los Productos.....	51
2.14.3. Interconexión con otras Unidades.....	52
2.15. Simulación de Procesos.....	53
2.15.1. Software de Simulación Empleados.....	54
2.15.1.1. Profimatics DC-SIM® versión 2003.....	54

2.15.1.2. ProII con PROVISION versión 8.0	57
Capítulo 3 METODOLOGÍA	59
3.1. Predicción de la Unidad CRAY en Operación Grado Ánodo	59
3.1.1. Información Técnica	60
3.1.2. Información Operación Coque Grado Ánodo	60
3.1.3. Condiciones de Diseño	67
3.1.4. Dimensionamiento de los Tambores de Coque	67
3.1.5. Variables Operacionales del Proceso	67
3.1.6. Escenarios Actuales de Procesamiento	68
3.1.7. Modelo de la Unidad CRAY	70
3.1.8. Calibración del Modelo	70
3.1.9. Predicción del Modelo	71
3.2. Desarrollo del Paquete de Correlaciones	71
3.2.1. Selección de Variables	72
3.2.1.1. Variables dependientes	72
3.2.1.2. Variables independientes	72
3.2.2. Correlaciones	72
Capítulo 4 PRESENTACIÓN Y ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS	74
4.1. Modelo de la Unidad CRAY en Operación Grado Ánodo	74
4.2. Predicción de la Unidad CRAY en Operación Grado Ánodo	78
4.3. Desarrollo del Paquete de Correlaciones	85

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1. Representación Esquemática de una Torre de Fraccionamiento.....	10
Figura 2.2. Elementos Internos de una Torre de Destilación de Platos.....	10
Figura 2.3. Piezas de los Lechos Empacados Aleatorios.....	11
Figura 2.4. Empaques laminados y Empaques emparrillados	11
Figura 2.5. Diagrama Básico de Destilación	17
Figura 2.6. Esquema del Proceso de Coquización Retardada.....	21
Figura 2.7. Reacción de Craqueo Térmico.....	22
Figura 2.8. Reacción de Polimerización	23
Figura 2.9. Sensibilidad de las moléculas al craqueo térmico.....	27
Figura 2.10. Diagrama del Fondo de la Torre de Destilación	31
Figura 2.11. Apariencia física del coque	33
Figura 2.12. Calidad del coque.....	34
Figura 2.13. Unidad de Coquización Retardada de la Refinería de Amuay.....	35
Figura 2.14. Diagrama Simplificado de la Unidad CRAY.....	37
Figura 2.15. Esquema de los Tambores de Coque.....	40
Figura 2.16. Interconexiones con otras plantas de proceso.....	53
Figura 2.17. Interfaz de Profimatics® DC-SIM version 2003.....	55
Figura 3.1. Diagrama de la Metodología Planteada.	59
Figura 4.1. Curvas de destilación TBP de los Productos de Diseño.....	77
Figura 4.2. Rendimientos Globales de los Productos para cada Escenario de Procesamiento.....	82
Figura 4.3. Correlaciones de los Rendimientos de los Productos de la Unidad CRAY	87

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1. Rendimientos Típicos de una Planta de Coquización Retardada	21
Tabla 2.2. Especificaciones de Productos.....	52
Tabla 2.3. Disposición de los Productos.....	52
Tabla 3.1. Alimentaciones de Diseño Operación Grado Ánodo.....	60
Tabla 3.2. Propiedades de las Lechadas del FKAY, DCAY y del Extracto.....	61
Tabla 3.3. Rendimientos Másicos Operación Grado Ánodo.....	61
Tabla 3.4. Propiedades Típicas del Coque Operación Grado Ánodo.....	62
Tabla 3.5. Propiedades Gas Combustible Operación Grado Ánodo.....	63
Tabla 3.6. Propiedades de los Propanos Operación Grado Ánodo	63
Tabla 3.7. Propiedades de los Butanos Operación Grado Ánodo	64
Tabla 3.8. Propiedades de la Nafta Liviana Operación Grado Ánodo	64
Tabla 3.9. Propiedades de la Nafta Pesada Operación Grado Ánodo.....	65
Tabla 3.10. Propiedades Gasóleo Liviano Operación Grado Ánodo	65
Tabla 3.12. Propiedades Gasóleo Pesado Operación Grado Ánodo	66
Tabla 3.13. Variables Operacionales del Procesos.....	67
Tabla 3.14. Alimentaciones Actuales Operación Grado Ánodo.....	68
Tabla 3.15. Flujos de las Corrientes en los Escenarios de procesamiento propuestos.	70
Tabla 4.1. Comparación de los Rendimientos Másicos del Caso de Diseño.	75
Tabla 4.2. Comparación de los Flujos de los Productos del Casos de Diseño.....	75
Tabla 4.3. Comparación de la °API de los Productos de los Casos de Diseño.....	76
Tabla 4.4. Comparación de las Propiedades del Coque de los Casos de Diseño.....	76
Tabla 4.5. Rendimientos Másicos Corregidos con un Diámetro de 24 ft.....	79
Tabla 4.6. Flujo Másicos Corregidos con un Diámetro de 24 ft.....	79
Tabla 4.7. Propiedades de los Productos con un Diámetro de 24 ft.	80
Tabla 4.8. Rendimientos Másicos de los Productos para cada Escenario de Procesamiento.	81
Tabla 4.9. Flujo de los Productos para cada Escenario de Procesamiento.....	82
Tabla 4.10. Propiedades del Coque para cada Escenario de Procesamiento.	83
Tabla 4.11. Propiedades de los Productos Líquidos para el 1 ^{er} Escenario.....	83
Tabla 4.12. Propiedades de los Productos Líquidos para el 2 ^{do} Escenario.	84
Tabla 4.13. Propiedades de los Productos Líquidos para el 3 ^{er} Escenario.....	84

LISTA DE SÍMBOLOS Y ABREVIATURAS

ABREVIATURAS

A1	Operación alterna N°2 (puntos de corte de la nafta pesada de 300°F)
A2	Operación alterna N°2 (puntos de corte de la nafta pesada de 350°F)
BPD	Barriles estándar por día
CRP	Centro de Refinación Paraguaná
CVG	Corporación Venezolana de Guayana
CRAY	Unidad de Coquización Retardada de la Refinería de Amuay
DCAY	Unidad de Desintegración Catalítica de la Refinería de Amuay
DC-SIM	<i>Delayed Coking Simulation</i> / Simulador de coquización retardada
FKAY	Unidad de Flexicoquización de la Refinería de Amuay
FC	Factor de craqueo en Profimatics® DC-SIM
HCGO	<i>Heavy coker gas oil</i> / gasóleo pesado de coquización
HCN	<i>Heavy coker naphtha</i> / nafta pesada de coquización
HGI	<i>Hard Grover Index</i> / índice de molturabilidad
MBD	Mil barriles estándar por día
MC	Modo de “Calibración” en Profimatics® DC-SIM
LCN	<i>Light coker naphtha</i> / nafta liviana de coquización
LCGO	<i>Light coker gas oil</i> / gasóleo ligero de coquización
LPG	<i>Liquid Petroleum Gas</i> / gas licuado de petróleo
PDVSA	Petróleos de Venezuela S.A.
PTAY-1/2	Unidad 1 y 2 de Extracción de Aromáticos de la Refinería de Amuay
RPC	<i>Raw petroleum coke</i> / coque verde de petróleo
RPC	<i>Raw petroleum coke</i> / coque verde de petróleo
RR	Relación de Reciclo

INTRODUCCIÓN

Las empresas del sector aluminio de la Corporación Venezolana de Guayana, destinan anualmente cuantiosas erogaciones en divisas para importar el coque de petróleo necesario para fabricar ánodos de carbón.

En tal sentido, Petróleos de Venezuela S.A. precisa conocer la disponibilidad y capacidad de producción de coque grado ánodo en Venezuela haciendo uso de la unidad de coquización retardada ubicada en la Refinería de Amuay del Centro de Refinación Paraguaná, con miras a satisfacer la demanda de la industrial nacional del aluminio, estimada en 610.000 t/año.

En consecuencia se desea determinar el desempeño de la unidad de coquización retardada de la Refinería de Amuay (CRAY) operando en modo de producción de coque grado ánodo, al procesar mezclas no convencionales de corrientes de lechadas de las unidades de flexicoquer (FKAY), craqueo catalítico (DCAY) y las corrientes de extractos de lubricantes de la unidad de extracción de aromáticos (PTAY-1/2).

En el diseño preliminar, que data de 1987, la unidad de coquización retardada de la Refinería de Amuay fue concebida para operar bajo dos modalidades de procesamiento: producción de coque grado combustible y producción de coque grado ánodo. Desde su arranque en 1994, se configura la planta para la producción de coque grado combustible. Al no haber experiencia acumulada importante, es importante estimar los rendimientos y calidades de los productos, al operar la unidad bajo la modalidad alterna.

Según el diseño de la unidad, el Centro de Refinación Paraguaná puede producir las 610.000 t/año de RPC (*Raw petroleum coke*/ coque verde de petróleo) grado ánodo necesarias para satisfacer la demanda nacional.

En 1986 la empresa Foster Wheeler fue la encargada de realizar el diseño básico del CRAY (Unidad de Coquización Retardada de la Refinería de Amuay). Al no poseer información acerca del rendimiento del reciclo de la unidad FKAY en el proceso de coquización retardada, se estableció un programa de planta piloto (*Lagoven S.A.'s Pilot Plant Delayed Coking Project* / Proyecto de planta piloto de coquización retardada de Lagoven S.A.) a fin de obtener la información necesaria del proceso y realizar el diseño básico a escala comercial. Adicionalmente, se estableció el límite máximo de uso de lechada de la

unidad DCAY, puesto que esta carga tradicionalmente se usa para la producción de coque grado aguja. El uso excesivo de esta corriente perjudica la calidad coque grado ánodo resultante en el proceso.

Foster Wheeler USA Corporation (1986) establece las bases de diseño del proyecto y la descripción de todos los sistemas que conforman a la unidad, así como una evaluación técnico-económica de las alimentaciones que serán procesadas. De este estudio se determina que la alimentación óptima para producir coque de petróleo grado ánodo es una mezcla de lechadas filtradas de las unidades FKAY y DCAY junto al extracto de lubricantes de la unidad PTAY-1/2.

Rodríguez (1987) describe las pruebas experimentales realizadas en la planta piloto *Lagoven S.A.'s Pilot Plant Delayed Coking Project* y discute las condiciones experimentales. Se analizó la información reportada por la empresa Foster Wheeler y determinó que se desconoce la metodología empleada por FW al realizar el escalamiento a nivel comercial de los rendimientos obtenidos por la planta piloto.

Foster Wheeler USA Corporation (1987) presenta la ingeniería de detalle de la unidad de Coquización Retardada. Allí establecen las bases de diseño del proyecto, descripción detallada los sistemas que conforman a la unidad. En 1991, Foster Wheeler USA Corporation describe los cambios realizados al diseño de la unidad durante la etapa de ingeniería de detalle de la unidad. El diseño de proceso original fue presentado en el Libro de Especificación de Procesos realizado en 1987. En él se contempla que la unidad CRAY fue diseñada para procesar 23550 BPD estándar de recicló del Flexicoker, lechada del desintegrador catalítico y extracto de lubricantes de la unidad de extracción de aromáticos. La producción se establece en 1488 t/día de coque grado ánodo ó 28625 BPD estándar de residuo de vacío. Este último, para producir 1488 t/día de coque grado combustible. El diseño original especifica que la unidad CRAY cuenta con cuatro tambores de coquización de 21 pies de diámetro. Como resultado de un incremento en el contenido de carbón residual (Carbón Conradson) en los residuos de vacío desde 21,9 hasta 24 %, se decide modificar el diámetro de los tambores a 24 pies. Esto a fin de procesar 34250 BPD estándar y producir 1898 t/día de coque de petróleo grado combustible. Además, se realizó la corrección del balance de masa de la unidad para las nuevas condiciones de operación.

La información aportada por este proyecto permitirá:

- Actualizar los manuales de proceso de la unidad CRAY
- Brindar datos más precisos de su comportamiento
- Optimizar su funcionamiento y el de las unidades de proceso aguas abajo
- Detectar y establecer soluciones a las limitaciones de los equipos

En consecuencia, se plantea como objetivo general: Modelar la unidad de coquización retardada de la Refinería de Amuay en operación coque grado ánodo.

Para lograrlo, se plantean los siguientes objetivos específicos:

- Predecir el comportamiento de la unidad de coquización retardada en operación coque grado ánodo para tres escenarios de procesamiento bajo condiciones operacionales de diseño.
- Correlacionar los porcentajes de rendimientos de los productos de la unidad de coquización retardada de la Refinería de Amuay en operación coque grado ánodo con respecto al contenido de carbón residual de la mezcla alimentada a la unidad.

El informe de este proyecto se estructuró de la siguiente manera: En el Capítulo 1 se presenta una descripción de la empresa. El Capítulo 2 da a conocer basamento teórico del trabajo. En el Capítulo 3 se detalla la estrategia metodológica, se especifican y se describen las herramientas y técnicas usadas para la recolección y análisis de los datos. El Capítulo 4 recopila los resultados obtenidos y el análisis de estos, discutiendo los objetivos alcanzados durante el desarrollo de la investigación. Para culminar se presentan las conclusiones y recomendaciones establecidas a partir de los resultados obtenidos en la investigación.

Capítulo 1

DESCRIPCIÓN DE LA EMPRESA

Desde su creación en 1976, Petróleos de Venezuela S.A. (PDVSA), se ha convertido en una de las corporaciones energéticas más importantes del mundo. Luego de tres décadas de actividades, se ha constituido en una corporación de primera línea en el ámbito nacional e internacional. Ocupa una posición relevante entre las empresas a escala mundial por sus niveles de producción, reservas, capacidad instalada de refinación y ventas.

1.1. Petróleos de Venezuela S.A.

PDVSA es la corporación estatal venezolana más importante, que se encarga del desarrollo de la industria petrolera, petroquímica y carbonífera, además de planificar, coordinar, supervisar y controlar las actividades de sus empresas operadoras y filiales tanto en Venezuela como en el exterior, bajo la supervisión y control del Ministerio del Poder Popular de Energía y Petróleo. Adicionalmente, lleva actividades en materia de exploración, producción, refinación, mercadeo y transporte para el desarrollo de petróleo y gas, bitumen y crudo pesado de la Faja del Orinoco, así como también de la producción y manufactura de Orimulsión. PDVSA ocupa una destacada posición entre los países refinadores mundiales y su red de manufactura y mercadeo; abarca Venezuela, el Caribe, Estados Unidos y Europa.

1.2. Misión de PDVSA

Transformar hidrocarburos en productos refinados de alto valor comercial y contribuir con el desarrollo endógeno sustentable, mediante el uso adecuado de tecnologías, de manera segura, en armonía con el medio ambiente, con un recurso humano altamente motivado, calificado, con una sólida formación ética, un elevado concepto moral y compromiso social.

Todo enmarcado dentro de los lineamientos de PDVSA y las políticas del estado, a fin de satisfacer el mercado nacional, cumplir los compromisos internacionales, así como lograr el bienestar de las comunidades del estado venezolano.

1.3. Visión de PDVSA

Ser la unidad de negocios líder en refinación de PDVSA y el mundo, generando el máximo valor para la corporación y el país, trabajando conjuntamente con las instituciones y comunidades para contribuir con el desarrollo endógeno sustentable de la nación.

1.4. Valores de PDVSA

Nuestra actuación individual y organizacional se fundamentan en los principios reactivos de: Seguridad, Responsabilidad social, Integridad, Respeto por la gente, Lealtad, Equidad, Ética y Moral, Solidaridad, Honestidad y Competitividad, para la inspiración y orientación de nuestro pensamiento y acción, por lo cual a la hora de tomar decisiones, dictar normas y evaluar resultados, nos aseguramos que ellas sean consistentes con estos principios corporativos.

1.5. Centro de Refinación Paraguaná

El Centro de Refinación Paraguaná (CRP), el complejo refinador más grande del mundo y tiene sus orígenes en la estructura organizativa que adoptó PDVSA en 1998, al unificar por actividades las antiguas filiales: LAGOVEN S.A., MARAVEN y CORPOVEN.

El centro de refinación está ubicado en la Región Occidental de Venezuela, y se encuentra localizado al oeste de la Península de Paraguaná, Estado Falcón, en la Costa Norte de Venezuela. Está integrado por las Refinerías de Amuay, Cardón y Bajo Grande, esta última en el Estado Zulia.

El Centro de Refinación Paraguaná (CRP) tiene una capacidad instalada de 955.000 barriles diarios (MBD) de crudos livianos, medianos y pesados, lo que equivale al 75 % del total de la capacidad de refinación en el país y el 50 % del circuito internacional de PDVSA. Los productos refinados de petróleo que se producen en el CRP para satisfacer el mercado interno e internacional son los siguientes: LPG, gasolinas, turbo-combustibles, diesel, gasóleos, aceites lubricantes, asfaltos, coque, entre otros.

El complejo se encuentra dividido en cinco áreas operacionales: Destilación y Lubricantes, Conversión Media, Conversión Profunda, Servicios Industriales y Suministros. El área operacional de Conversión Profunda agrupa las unidades de coquización retardada y flexicoquización, permitiendo el aprovechamiento óptimo de los residuos producidos por otras unidades y su transformación en productos de mayor valor agregado.

Capítulo 2

MARCO TEÓRICO

Para facilitar la comprensión del tema se requiere conocer los aspectos teóricos más importantes relacionados con los procesos que toman lugar en una unidad de coquización retardada y en particular al problema antes planteado; por lo cual se desarrollarán en el presente capítulo los fundamentos de las operaciones de transferencia de masa, el petróleo y los procesos de refinación asociados a la Unidad de Coquización Retardada de la Refinería de Amuay.

2.1. Operaciones de Transferencia de Masa

Soto (2006) establece en su investigación que cualquier proceso de transformación, separación o purificación puede ser dividido en lo que la ingeniería denomina operaciones unitarias.

Fernández (2004) indican que una parte importante de las operaciones unitarias en ingeniería química está relacionada con el problema de modificar la composición de soluciones y mezclas mediante métodos que no impliquen, necesariamente, reacciones químicas. En general estas operaciones están destinadas a separar los componentes de una sustancia.

Si las operaciones cambian la composición de soluciones, se conocen como operaciones de transferencia de masa. Estas operaciones son muy importantes, pues es raro el proceso químico que no requiere de la purificación inicial de las materias primas o de la separación final de los productos y subproductos; para esto, en general se utilizan las operaciones de transferencia de masa (Geankoplis, 1998).

Treybal (1988) plantea que las operaciones de transferencia de masa se caracterizan por transferir una sustancia a través de otras a escala molecular, así mismo, Geankoplis (1998) clasifica las operaciones de acuerdo al estado físico de las sustancias en contacto, como destilación, absorción de gases y extracción líquida.

2.1.1. Destilación

La destilación es el proceso de separar los diferentes componentes de una mezcla volátil por medio de la transferencia simultánea de calor y masa. Para llevar a cabo la operación se aprovecha la diferencia de volatilidad de los constituyentes de la mezcla, separando o fraccionando estos en función de su temperatura de ebullición. Hay cuatro tipos de destilación: destilación por arrastre de vapor, destilación diferencial, destilación instantánea o flash y la destilación fraccionada (Fernández, 2004).

En la destilación por arrastre de vapor se emplea vapor vivo para provocar el arrastre de la sustancia volátil que se desea concentrar, esta sustancia debe ser insoluble en el agua. Por este medio se disminuye la temperatura de ebullición y así, aquellos compuestos que pudieran descomponerse si se llevaran a su temperatura de ebullición, se logran separar con éxito. Se usa principalmente para obtener esencias aromáticas (Warren, 1991).

En la destilación diferencial la mezcla se hace hervir y el vapor generado se separa del líquido, condensándolo tan rápidamente como se genera. Los aparatos utilizados para este fin reciben el nombre de alambiques (Warren, 1991).

La destilación tipo "*flash*" (instantánea), consiste en la evaporación de una fracción del líquido, generalmente por calentamiento a alta presión, manteniendo al vapor y al líquido en contacto durante el tiempo necesario para que el vapor alcance el equilibrio con el líquido, separando ambos finalmente (Warren, 1991).

La destilación fraccionada es el método más empleado actualmente para separar los componentes de una mezcla líquida. Incluye el retorno de una parte del vapor condensado al equipo, de tal manera que el líquido que se regresa entra en contacto íntimo a contracorriente con los vapores que se dirigen al condensador. Este tipo de destilación es continua y permite manipular grandes cantidades de materiales y el reflujo hace posible alcanzar purezas elevadas en los productos destilados. La destilación al vacío se lleva a cabo debido a que muchas sustancias orgánicas no pueden calentarse ni siquiera a temperaturas próximas a sus puntos normales de ebullición, porque se descompondrían químicamente. Entonces, si estas sustancias se van a separar por destilación, se deben mantener bajas las temperaturas correspondientes y la presión. El tiempo de exposición de las sustancias a la temperatura de destilación también debe mantenerse en el mínimo, puesto que de esta forma se reducirá la descomposición térmica (Henley, 1990).

2.1.2. Absorción de Gases

Es una operación unitaria ampliamente utilizada en la industria química para la purificación de corrientes gaseosas. La absorción de gases es una operación unitaria de transferencia de masa, en la cual una mezcla gaseosa se pone en contacto con un líquido denominado absorbente, a fin de disolver de manera selectiva uno o más componentes del gas y de obtener una solución de éstos en el líquido. La absorción puede ser física o química, según el gas que se disuelva en el líquido absorbente o reaccione con él dando un nuevo compuesto químico (Perry, 1992).

Perry (1992) estipula que la operación inversa de la absorción es la desorción, la ocurre cuando un gas disuelto en un líquido se remueve de este último poniéndolo en contacto con un gas inerte.

En una columna en la cual estén en contacto un gas y un líquido que no estén en equilibrio se realizará una transferencia de masa. La fuerza impulsora actuante es la diferencia entre las presiones parciales del gas (Treybal, 1988).

Los equipos empleados para realizar una absorción pueden ser los mismos que los de una destilación ya que la fase de contacto es también entre un líquido y un gas. Estos equipos son torres cilíndricas, que pueden ser: de relleno o de platos. Las columnas de absorción no requieren de condensador ni caldera (Perry, 1992).

Gary y Handwerk (1980) explican algunas aplicaciones industriales de la absorción:

- Recuperación de hidrocarburos livianos.
- Eliminación de gases ácidos como H_2S , CO_2 , SO_2 .
- Preparación del agua de Seltz (agua con gas).

2.1.3. Extracción Líquido-Líquido

La extracción líquido-líquido, o extracción por solvente, consiste en la separación de los componentes de una solución líquida por contacto con otro líquido inmiscible. Los componentes de la solución original se distribuyen de manera distinta entre las dos fases de líquidos, logrando cierto grado de separación de los componentes que puede aumentarse utilizando contactos múltiples; basado en la diferencia de solubilidades de los componentes líquidos no miscibles (Marcilla, 1999).

2.1.4. Equipos para Transferencia de Masa

Henley (1990) plantea que los equipos empleados en las operaciones de transferencia de masa son torres, o cilindros metálicos, por los que pasan los vapores y/o los líquidos de acuerdo al tipo de operación. Dentro de estas columnas se encuentran platos o empaques para un mayor contacto líquido-vapor o líquido-líquido.

2.1.4.1. Torres de Platos

Basados en la información presentada por PDVSA (1996), las torres de platos son cilindros verticales en los que el líquido y el gas se ponen en contacto en varias etapas conformadas por platos. El líquido entra por la parte superior y fluye en forma descendente por gravedad a través de cada plato. El gas asciende, a través de los platos; burbujea en el líquido para que ocurra el contacto entre las fases y se dé la transferencia de masa, se separa del líquido y pasa al plato superior. El efecto global es un contacto múltiple a contracorriente entre el gas y el líquido.

El número de platos teóricos o etapas de equilibrio en una columna o torre está determinado por el balance de masa y energía, y las consideraciones acerca del equilibrio. La eficiencia de la etapa o plato y por lo tanto, el número de platos reales se determina por el diseño mecánico utilizado y las condiciones de operación. Por otra parte, el diámetro de la torre depende de las cantidades de líquido y gas que fluyen a través de la torre por unidad de tiempo (PDVSA, 1996).

Con el fin de que la eficiencia de etapas o platos sea elevada, el tiempo de contacto debe ser largo (permitiendo la difusión) y la superficie interfacial entre las fases debe ser grande; además, se requiere alta turbulencia para obtener elevados coeficientes de transferencia de masa. Con el fin de que el tiempo de contacto sea prolongado, el nivel de líquido sobre cada plato debe ser alto (aproximadamente el nivel del vertedero), de tal modo que el gas burbujee lentamente a través del líquido (PDVSA, 1996).

Treybal (1988) especifica que cuando el gas burbujea lentamente a través de los platos; las burbujas son grandes, la superficie interfacial por unidad de volumen de gas es pequeña, el líquido está relativamente tranquilo y gran parte del mismo puede pasar sobre el plato sin siquiera haberse puesto en contacto con el gas. Por el contrario, cuando la velocidad del gas es relativamente elevada; se dispersa totalmente en el líquido, el cual a su vez se agita

hasta dispersar la fase gaseosa. Esto proporciona áreas interfaciales grandes. Por lo tanto, para que los platos sean de eficiencia elevada, se requieren niveles altos de líquido sobre el plato y velocidades relativamente elevadas del gas.

En la Figura 2.1 se muestra de manera esquemática el funcionamiento de una torre de destilación de platos.

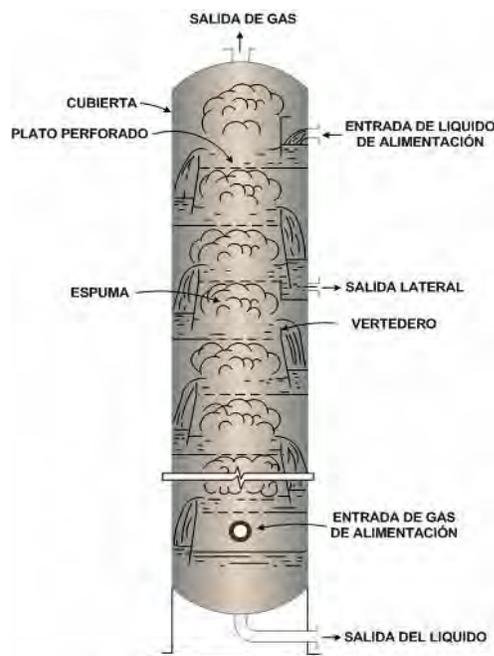


Figura 2.1. Representación Esquemática de una Torre de Fraccionamiento (Mariño, 2007).

Los internos de la torre de platos proporcionar el área de contacto donde se produce el equilibrio entre los vapores ascendentes y los líquidos que descenden. Existen distintos tipos de platos: los platos perforados, de válvulas y platos de copas de burbujas ilustrados en la Figura 2.2. De acuerdo con el tipo de plato que se utilice dependerá la eficiencia de los mismos, de la operación global y el correcto desempeño de la torre de destilación (PDVSA, 1996).

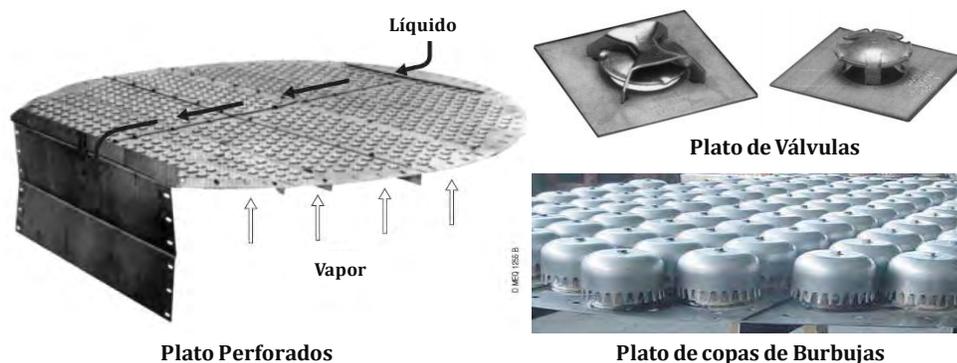


Figura 2.2. Elementos Internos de una Torre de Destilación de Platos (Ramírez, 2011).

2.1.4.1. Torres Empacadas

Kister (1990) plantea que las torres empacadas, utilizadas para el contacto continuo del líquido y del gas u otro líquido insoluble de menos o mayor densidad que el anterior tanto en el flujo en co-corriente como en contracorriente (sólo equilibrio líquido-gas), son columnas verticales que se han llenado con empaque o con dispositivos de superficie grande. El fluido de mayor densidad se distribuye sobre éstos y escurre a través del lecho empacado, de tal forma que expone una gran superficie al contacto con el gas u otro líquido. Los empaques son principalmente de dos tipos, aleatorios y regulares o estructurados.

EMPAQUES AL AZAR: Kister (1990) especifica que los empaques al azar son lechos de piezas de empaque discretas de geometría específica (anillos o monturas de caballo) que se descargan en forma aleatoria, en la columna durante la instalación.

Las piezas de empaque se muestran a continuación en la Figura 2.3.



Figura 2.3. Piezas de los Lechos Empacados Aleatorios (Ramírez, 2011).

EMPAQUES ESTRUCTURADOS: Éstas son hojas corrugadas, las cuales se apilan en la columna por secciones (ver Figura 2.4). Los empaques regulares ofrecen las ventajas de una menor caída de presión para el gas y un flujo mayor, generalmente a expensas de una instalación más costosa que la necesaria para los empaques aleatorios (Kister, 1990).

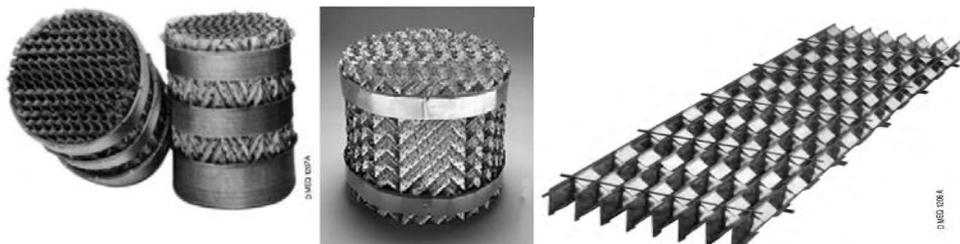


Figura 2.4. Empaques laminados y Empaques emparrillados (Ramírez, 2011).

2.2. Petróleo

Wauquier (2004) define al petróleo o crudo como también suele denominarse, como una

mezcla compleja en la que coexisten en fases sólida, líquida y gas, compuestos denominados hidrocarburos. El petróleo está compuesto por hidrocarburos gaseosos con puntos de ebullición inferiores a 0 °C hasta compuestos asfálticos con puntos de ebullición superiores a los 600 °C.

Barberii (1982) denota que a excepción de los crudos denominados extrapesados, el petróleo es un líquido de menor densidad que el agua. Dicha densidad está comprendida entre 0,75 y 0,97 g/ml; 57,2 y 13 °API respectivamente. Esta mezcla natural de hidrocarburos varía desde líquidos muy viscosos, hasta sustancias livianas muy volátiles, capaces de vaporizarse a temperaturas relativamente bajas.

2.2.1. Composición del Petróleo

El Instituto Mexicano del Petróleo, en su artículo “Acerca del Petróleo”, explica que a pesar de la diversidad de crudos que existen a nivel mundial, entre crudos livianos, medianos, pesados y extrapesados, resulta asombroso que sus composiciones elementales normalmente son muy parecidas y están comprendida en rangos relativamente estrechos: Carbono (83-87 %), Hidrógeno (10-14 %), Azufre (0,05-6 %), Nitrógeno (0,1-2 %) y Oxígeno (0,05-1,5 %). Dependiendo del número de átomos de carbono y de la estructura de los hidrocarburos que integran el crudo, se tienen diferentes propiedades que los caracterizan y determinan su comportamiento como combustibles, lubricantes, ceras o solventes.

Las cadenas lineales de hidrocarburos, constituyen las parafinas; cuando las cadenas son ramificadas se denominan isoparafinas; al presentar dobles enlaces entre los átomos de carbono se denominan olefinas; mientras que las moléculas constituidas por anillos de carbono se denominan naftenos, y cuando estos ciclos presentan dobles enlaces alternados (anillo bencénico) constituyen la familia de los aromáticos (Azcona, 2006).

Barberii (1982) plantea que además hay una variedad de compuestos que además de carbono e hidrógeno contienen ciertos elementos tales como azufre, nitrógeno y oxígeno formando familias bien caracterizadas, y adicionalmente suelen contener una menor proporción de elementos metálicos principalmente Vanadio (V), Hierro (Fe) y Níquel (Ni).

Velasco *et al.* (1984) especifican que al aumentar el peso molecular de los hidrocarburos las estructuras se hacen verdaderamente complejas y difíciles de identificar químicamente

con precisión, un ejemplo de esto son los asfáltenos que forman parte del residuo de la destilación al vacío; estos son hidrocarburos que presentan estructuras moleculares extremadamente complejas, los cuales contienen diferentes proporciones de nitrógeno, azufre, oxígeno y metales.

2.2.2. Clasificación del Petróleo

En base a lo presentado por la Petrolera Ameriven, S.A. (2002), por lo general, los crudos se clasifican según su composición y su densidad, expresada como gravedad API. Según su composición, es decir, de acuerdo al tipo de hidrocarburo predominante, se clasifican en: parafínicos (alto porcentaje de parafinas); nafténicos (alto porcentaje de naftenos, pero ninguna o pocas parafinas); aromáticos (alto porcentaje de aromáticos) y mixtos (que contienen parafinas, naftenos, aromáticos y asfaltenos, pero ninguno en proporción predominante). Según su gravedad API, se clasifican en: condensados naturales (gravedad mayor o igual a 50,0 °API), livianos (30,0 – 49,9 °API), medianos (22,0 – 29,9 °API), pesados (14,0 – 21,9 °API) y extrapesados (menor a 13,9 °API).

2.2.3. Caracterización del Petróleo y sus Fracciones

Todos los crudos: livianos, medianos, pesados y extrapesados, tienen características y propiedades físicas y químicas particulares, que tienen que ser determinadas por análisis de laboratorio, y que permiten distinguirlos entre sí (Barberii, 1982).

Barberii (1982) estipula además que estas pruebas se realizan también en productos acabados como parte de las especificaciones que deben cumplir, también se realizan en cortes intermedios y se utilizan como puntos de control para las operaciones de la planta. A continuación se presenta una breve descripción de algunas de las pruebas de laboratorio más importantes realizadas a los crudos y sus fracciones.

GRAVEDAD API: La densidad o gravedad específica de un crudo o una fracción de éste, se mide generalmente por la prueba ASTM D287 (prueba estándar para la gravedad API del petróleo crudo y productos del petróleo-Método del Hidrómetro) y denota la relación correspondiente de peso específico del crudo con respecto al agua (Carrillo, 2007).

Wauquier (2004) define la propiedad gravedad específica (*specific gravity*, SG) como la relación entre densidad del hidrocarburo medida a 60 °F y la densidad del agua medida a 60 °F, usada generalmente como gravedad API (°API) y definida a continuación en la

Ecuación 2.1:

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141,5}{\text{SG}(60/60^{\circ}\text{F})} - 131,5 \quad (2.1)$$

El análisis de la fórmula demuestra que la gravedad API se comporta inversamente proporcional a la gravedad específica del material. El agua es la base para este sistema, de esta manera, el agua tiene una gravedad API de 10. Para los crudos y fracciones de petróleo los valores de gravedad API pueden variar de menos de 10 a más de 50, pero para la mayoría de los crudos se hallan comprendidos en el intervalo de 20 a 45 °API (Gary y Handwerk, 1980). Barberii (1982) indica que los hidrocarburos más livianos tienen valores de la gravedad API por encima de 92 °API.

2.3. Pruebas por Destilación

Perry (1992) establece que las destilaciones analíticas, ASTM y TBP (Punto de Ebullición Verdadero); se usan para definir la volatilidad característica de las fracciones del petróleo. Ambas son destilaciones tipo “*batch*” (por lotes o discontinuas), y difieren principalmente en el grado de separación o fraccionamiento obtenido durante la destilación.

Dado que las pruebas de destilación ASTM se pueden realizar en forma rápida, han sido satisfactoriamente automatizadas, sólo requieren de una pequeña cantidad de muestra (aproximadamente 100 ml) y se pueden reproducir con facilidad, se utilizan ampliamente para las comparaciones y como base para las especificaciones de un gran número de productos y compuestos intermedios del petróleo (Perry, 1992).

2.3.1. Método ASTM D86

Es una prueba diseñada para fracciones livianas del petróleo. Consiste en una destilación tipo “*batch*” de laboratorio que es relativamente sencilla, de bajo costo y razonablemente rápida, que implica aproximadamente una etapa de equilibrio sin reflujo. Como resultado de la destilación ASTM D86 se genera una curva de porcentaje volumen vs temperatura (Wauquier, 2004).

El punto inicial de ebullición (*Initial Boiling Point*, IBP) se define como la temperatura a la cual se colecta la primera gota de líquido y el punto final de ebullición (*End Boiling Point*, EBP) se define como la temperatura máxima alcanzada durante la destilación. Se lleva a cabo a presión atmosférica y se aplica principalmente a fracciones o productos del petróleo,

incluyendo gasolinas, kerosén, gasóleos, fuel-oil y fracciones que no tienden a descomponerse cuando se vaporizan a 760 mmHg (Perry, 1992).

2.3.2. Método ASTM D1160

Esta prueba es similar a la ASTM D86 en la mayoría de los aspectos con la diferencia de que es aplicable a fracciones pesadas, productos del petróleo que tienden a descomponerse en la prueba ASTM D86, pero que pueden vaporizarse total o parcialmente a la temperatura máxima del líquido de 400 °C (Perry, 1992). La destilación se realiza a presión reducida: de 1 a 50 mmHg (Wauquier, 2004).

2.3.3. Método ASTM D2887

Wauquier (2004) explica que el procedimiento ASTM D2887 es una destilación simulada. Este es un método relativamente nuevo, y fue diseñado para evitar el alto costo de las destilaciones TBP.

En este procedimiento se utiliza la cromatografía de gas para separar los componentes en orden de volatilidad. Este método se aproxima a la destilación TBP, particularmente para fracciones con alto punto de ebullición (Wauquier, 2004). Parece ser el método más simple, reproducible y consistente para describir el rango de ebullición de una fracción de hidrocarburos. Esta prueba es aplicable a todas las fracciones de petróleo con un punto de ebullición final de máximo 1.000 °F (Perry, 1992).

Perry (1992) establece que el método está limitado para muestras que tienen un punto de ebullición inicial de al menos 100 °F. En las destilaciones simuladas a diferencia de las dos anteriormente descritas se grafica el porcentaje en peso vs temperatura.

2.3.4. Método ASTM D-5307

El método se usa para determinar por cromatografía de gases la distribución de los componentes de una muestra de hidrocarburos de acuerdo con sus rangos de ebullición, este método es muy similar a norma ASTM D-2887, pero requiere ser realizado en dos etapas. El material con punto de ebullición superior a los 538 °C (reportado como residuo) es calculado por la diferencia entre las dos etapas de destilación (OilProduction, 2010).

2.3.5. Método TBP o ASTM D-2892

Wauquier (2004) explica que este método se basa en una destilación por cargas o

discontinua. Este ensayo se realiza en torre de fraccionamiento de 15 platos teóricos con una relación de reflujo de cinco a uno, por lo que se realiza un buen fraccionamiento que conduce a temperaturas de ebullición exactas.

Por esta razón, la destilación se conoce como destilación de punto de ebullición verdadero (TBP). La destilación se realiza hasta que la temperatura en el matraz es de 707 °F y menor de 482 °F bajo condiciones de vacío, con la finalidad de evitar el craqueo térmico de la mezcla, por lo que este tipo de análisis requiere de mucho tiempo para su realización (Wauquier, 2004).

Wauquier (2004) es preciso a indicar que la destilación TBP puede ser usada para crudos y para cualquier mezcla de petróleo excepto para LPG (gas licuado de petróleo), naftas muy livianas y fracciones con puntos de ebullición mayores de 725 °F.

2.4. Refinación del Petróleo

Gary y Handwer (1980) hacen mención al petróleo o crudo como la materia prima básica para las refinerías, aunque en algunas regiones se incluyen como materias primas de refinería crudos sintéticos procedentes de otras fuentes como los mejoradores de crudos extrapesados.

El petróleo debe someterse a varios procesos para extraer los productos de interés, es por ello que la refinación del petróleo debe ser entendida como la serie de procesos mediante los cuales el petróleo se transforma en derivados comercializables (Wauquier, 2004).

La estructura de cada refinería debe tener en cuenta todas las diferentes características del crudo. Además, una refinería debe estar concebida para tratar una gama bastante amplia de crudos. Sin embargo existen refinerías concebidas para tratar solamente un tipo de crudo, pero se trata de casos particulares en los que las reservas estimadas de dicho crudo son consecuentes (Wauquier, 2004).

La refinación del petróleo consta de dos operaciones básicas, los cambios físicos o de separación y los cambios químicos o procesos de conversión, los cuales tienen como objetivo principal modificar las características de los productos del petróleo para obtener productos que se ajusten a las exigencias comerciales. Los procesos físicos de separación permiten el fraccionamiento de una mezcla en sus distintos componentes sin modificar la

estructura molecular de la misma, de forma que la suma de los constituyentes sea igual a la mezcla inicial y que el balance volumétrico de la operación resulte equilibrado. Los procesos de conversión modifican la estructura molecular y las características fisicoquímicas de los hidrocarburos, en los que varía el número de moléculas y sólo se mantiene en balance másico (Gary y Handwer, 1980)

2.5. Procesos de Separación

Antes de cumplir con las especificaciones del mercado el crudo debe ser sometido a diversos procesos de separación, donde generalmente, la primera etapa del proceso de refinación es la destilación, seguido por los procesos de desaromatización, desparafinación, desasfaltación, hidroprocesamiento, entre otros, siendo los dos primeros los relacionados con el tema de estudio:

2.5.1. Destilación del Petróleo

Kister (1990) plantea que la destilación es una operación efectuada dentro de las torres de fraccionamiento teniendo por objeto aislar los hidrocarburos de acuerdo a rangos de puntos de ebullición, partiendo de una mezcla de componentes líquidos volátiles bien definidos (ver Figura 2.5).

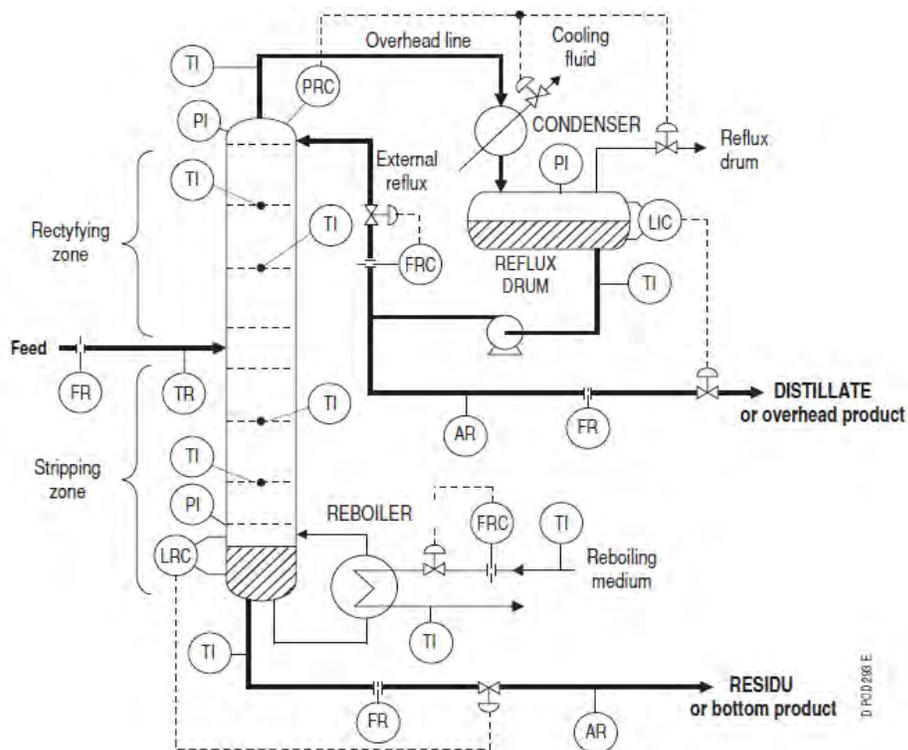


Figura 2.5. Diagrama Básico de Destilación (Ramírez, 2011).

La destilación se lleva a cabo normalmente en dos etapas, una a presiones superiores de la atmosférica en las denominadas unidades de destilación atmosféricas, y otra a presiones inferiores de la atmosférica en las denominadas unidades de destilación al vacío (PDVSA, 1996).

La destilación atmosférica, es la destilación que se realiza a por encima de la presión atmosférica (8,5 - 14,0 psig). Se emplea para separar los hidrocarburos presentes en el crudo, sin afectar a la estructura molecular de los componentes. En esta primera etapa son recuperados los hidrocarburos livianos (C1+), los componentes de la gasolina (C5-C6) y los destilados medios como Kerosén, Heating Oil y Diesel (Lagoven S.A., 1986).

La destilación al vacío, es una operación complementaria a la destilación del crudo procesado en las destiladoras atmosféricas, ya que la corriente de hidrocarburo remanente que sale por el fondo de la columna de destilación atmosférica, también conocido como residuo atmosférico o residuo largo, es alimentada a las torres de destilación al vacío (Lagoven S.A., 1986).

Esta columna trabaja a presiones por debajo de la presión atmosférica (vacío de 24 - 28,5 in Hg), por lo que se vuelve a producir una vaporización de productos por efecto de la disminución de la presión, lo que permite separar la porción pesada del crudo (residuo largo), en fracciones de hidrocarburos que presentan, a presión atmosférica, puntos de ebullición por encima de la temperatura a la cual comienza el craqueo o descomposición térmica (340 - 370 °F). El craqueo se minimiza al reducir la presión parcial de los hidrocarburos, para disminuir la temperatura de vaporización de las fracciones (Lagoven S.A., 1986).

En esta segunda etapa del proceso se recuperan productos como el gasóleo de vacío liviano y pesado (LVGO y HVGO respectivamente), el destino de estas dos últimas corrientes dependerá de la naturaleza del crudo alimentado, puesto que si el mismo tiene como propósito la obtención de productos combustible, los cuales se envían a procesos de craqueo catalítico o de hidrotratamiento, o para bases de lubricantes directo a las unidades de desaromatización, mientras que la fracción residual de crudo o residuo corto que se obtiene por el fondo de las torres destiladoras al vacío constituye la alimentación a las unidades de flexicoquización, coquización retardada o unidad de formación de asfalto (Lagoven S.A., 1986).

2.5.2. Desaromatización

La extracción de aromáticos difiere de la extracción líquido-líquido convencional en el hecho de que en esta, el extracto es el subproducto, mientras que la fracción no extraída (generalmente conocida como refinado) es el producto valioso para la obtención de bases lubricantes (Cuauro, 2011).

Cuauro (2011) en su investigación desarrolla un análisis sobre la extracción líquido-líquido en donde una corriente de hidrocarburo se coloca en contacto con una segunda fase líquida inmiscible; mezcla acuosa de N-metil-2-pirrolidona, donde se remueven compuestos aromáticos.

2.5.3. Desintegración Catalítica Fluidizada

El proceso de desintegración catalítica fluidizada o mejor conocido como FCC (*fluid catalytic cracking* / craqueo catalítico fluidizado), es un proceso de conversión de hidrocarburos pesados presentes en los gasóleos de vacío (VGO). Allí ocurre la descomposición o rompimiento de moléculas de alto peso molecular. Esta reacción se promueve por un catalizador sólido con base en zeolitas. Se producen nafta catalítica de alto octanaje (C5 - 430 °F), destinada a la mezcla de gasolinas; productos más ligeros como gas combustible (metano y etano) y fracciones de 3 a 5 átomos de carbono, de carácter olefínico, que se utilizan como materia prima en la producción de éteres y gasolina alquilada en procesos aguas abajo de la refinería. También se generan productos destilados medios, el primero rico en aromáticos, conocido como aceite cíclico ligero (LCGO), que se procesa en las hidrotratadoras de la fracción diesel, y otro denominado aceite decantado (ICCO) que se incorpora al “*pool*” (conjunto) de gasóleos. Finalmente se obtiene un corriente de productos pesados por el fondo de la torre fraccionadora principal (lechada) y coque gasolina, y en consecuencia aumentar el rendimiento de este combustible en las refinerías, disminuyendo la producción de residuales (PDVSA, 2000b).

2.6. Procesos de Conversión Profunda

Actualmente la conversión de crudos pesados es una de las prioridades principales en la industria petrolera debido a las características de los crudos venezolanos, por lo que, la evaluación y optimización de operaciones en plantas de conversión profunda, o de las unidades que la componen es de gran importancia (Velasco *et al.*, 1984).

Velasco *et al.* (1984) indican que los procesos de conversión profunda están constituidos por el proceso de coquización fluida o flexicoquización y el de coquización retardada:

2.6.1. Coquización Fluida o Flexicoquización

Este proceso se basa en el manejo de cualquier carga de hidrocarburos que pueda ser bombeada. Es particularmente adaptable para remover el alto contenido de metales o carbón que quedan en los residuos de la carga tratada a temperaturas de 565 °C o más en plantas al vacío. Los productos líquidos obtenidos pueden ser mejorados mediante la hidrogenación. El coque bruto que se logra puede ser gasificado. Luego de removerle el sulfuro de hidrógeno, el gas puede ser utilizado en los hornos de procesamiento. Además del coque producido, las otras fracciones más livianas producidas pueden ser procesadas en equipos convencionales de tratamiento (PDVSA, 2000a).

El fondo de vacío o brea posee la relación más baja (hidrógeno/carbono) de las fracciones líquidas de hidrocarburos y posee un alto contenido de contaminantes como azufre, nitrógeno y metales (níquel, sodio y vanadio). Por lo tanto, para convertir el fondo de vacío en productos livianos de mayor valor comercial debe incrementarse la relación (hidrógeno/carbono) y reducirse el nivel de contaminantes (Velasco *et al.*, 1984).

El proceso de flexicoquización está basado en la desintegración térmica severa que convierte la fracción más pesada del crudo en productos de mayor valor comercial, gases (flexigas), olefinas, naftas, gasóleos, coque y una corriente de hidrocarburos pesada conocida como lechada cargada de partículas de coque suspendidas (PDVSA, 2000a).

2.6.2. Coquización Retardada

El término Coquización Retardada (*Delayed Coking*) se refiere al proceso térmico usado en refinerías de petróleo para mejorar y convertir los residuos de petróleo, provenientes de la destilación atmosférica y al vacío, en líquidos y gases de mayor valor comercial, dejando atrás un material carbonoso sólido concentrado llamado coque. En este proceso los hidrocarburos pesados se calientan a altas velocidades a través de un horno para llegar a temperaturas de craqueo térmico de 485 a 505 °C. Luego son enviados a una zona de reacción constituida por dos tambores de coque, en donde bajo condiciones apropiadas de presión y temperatura, se craquean térmicamente. Finalmente los hidrocarburos volátiles son enviados a la torre de fraccionamiento para diferenciar los productos (Lagoven, 1993).

La coquización retardada se desarrolló para minimizar los rendimientos de combustible residual, obtenido al someter a un proceso de craqueo térmico severo productos como residuos de vacío (Velasco *et al.*, 1984). A continuación se presenta en la Tabla 2.1 los rendimientos típicos de una planta de coquización retardada en donde no se realimenta la corriente de fondo de la torre de fraccionamiento principal denominado reciclo.

Tabla 2.1. Rendimientos Típicos de una Planta de Coquización Retardada (Wauquier, 2004).

Compuestos	% p/p	Compuestos	% p/p
H ₂ S	1,1	Gasóleos	32,4
C1-C4	11,1	Reciclo	12,0
Nafta liviana	4,3	Coque	33,0
Nafta Pesada	6,1		

La unidad de coquización retardada convierte el residuo de vacío en gas, nafta inestable, gasóleo liviano de coquización (LCGO), gasóleo pesado de coquización (HCGO), y coque. El gas y la nafta inestable producida en la unidad de coquización retardada son enviados a la unidad de recuperación de gases, para una mayor recuperación de los productos líquidos. El HCGO y el LCGO producto son enviados hacia la unidad de hidrocraqueo de gasóleos pesados y la unidad de hidrotratamiento de aceites livianos, respectivamente, el coque es transferido a la unidad de carga de coque para su manejo final y posterior venta como coque combustible, ánodo o metalúrgico (Mariño, 2007). Este proceso puede observarse a continuación en el esquema de la Figura 2.6.

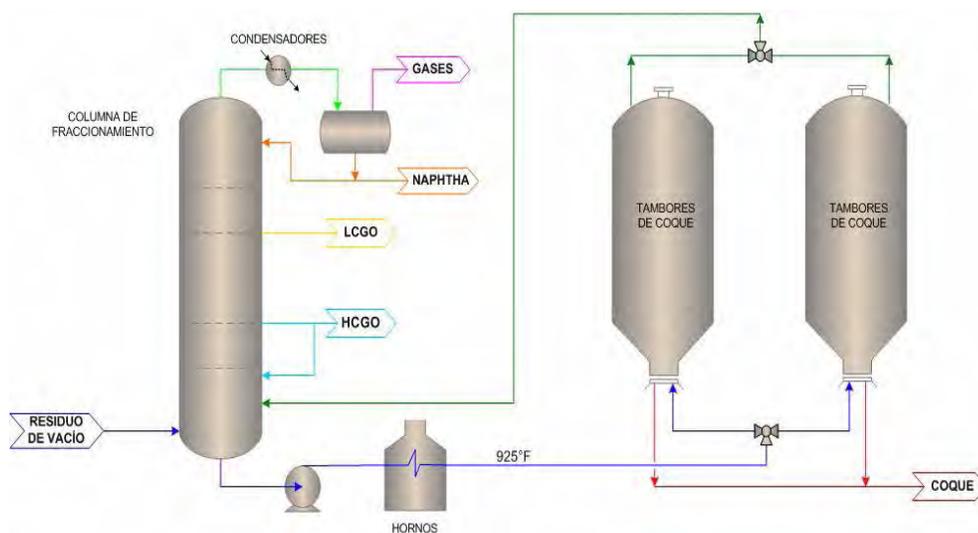


Figura 2.6. Esquema del Proceso de Coquización Retardada (Mariño, 2007).

2.7. Química del Proceso de Coquización Retardada

En el proceso de coquización retardada se convierten los fondos de vacío, provenientes de las unidades de destilación en gas, hidrocarburos livianos, nafta, gasóleos liviano y pesado y coque, maximizando los rendimientos de los productos líquidos y minimizando la producción de gases y coque (Lagoven S.A., 1993).

Velasco *et al.* (1984) señalan que la coquización retardada es esencialmente una reacción química en dos etapas, que consiste en un craqueo térmico y una polimerización. Estas dos reacciones tienen en común en que ambas requieren altas temperaturas, generalmente por encima de 750 °F, pero se diferencian en que la reacción de craqueo térmico es favorecida a bajas presiones (10-70 psig) y cortos tiempos de residencia (tiempo en que la reacción toma lugar).

El craqueo térmico es un mecanismo a través del cual las moléculas de alto peso molecular presentes en la alimentación, se descomponen en moléculas más livianas y de menor tamaño (ver Figura 2.7), que luego serán fraccionadas en los productos señalados anteriormente. La reacción, principalmente la ruptura del enlace químico carbono-carbono, es altamente endotérmica. El horno suministra el calor necesario para iniciar la primera etapa de la reacción (craqueo) y mantener la reacción en el tambor de coque, en donde se completan la primera y segunda etapa de coquización (Lagoven, 1993).

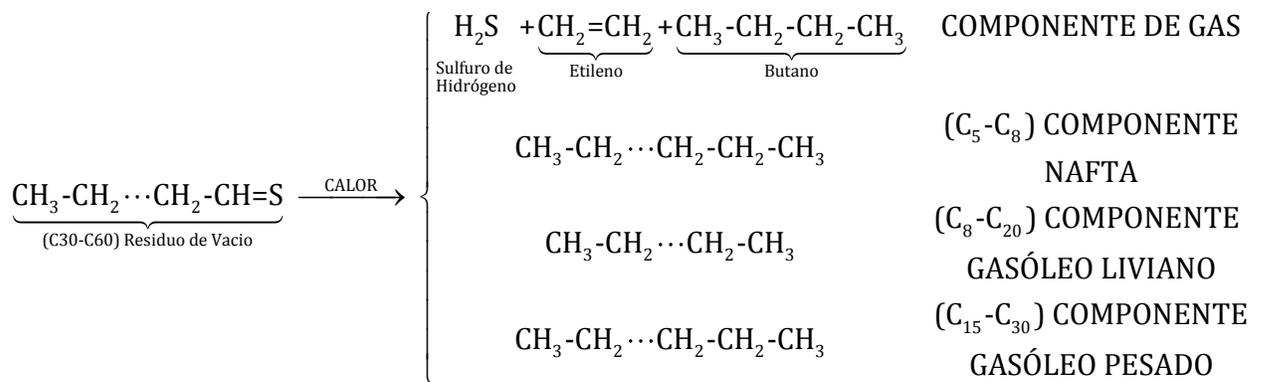


Figura 2.7. Reacción de Craqueo Térmico (Mariño, 2007).

La temperatura del horno y el tiempo de residencia, deben ser estrictamente controlados para minimizar la coquización de los tubos del horno. La velocidad de la reacción es muy sensible a la temperatura, es decir, que se puede duplicar por cada 25 °F de aumento de temperatura (Lagoven, 1993).

Adicionalmente a la reacción primaria de craqueo, ocurre una reacción secundaria entre el carbón y los átomos inorgánicos, tales como nitrógeno y azufre. Estas reacciones reducen la concentración de compuestos de nitrógeno y azufre presentes en los productos y que pueden envenenar los catalizadores usados en las unidades aguas debajo de estas corrientes. Los componentes inorgánicos son convertidos a componentes gaseosos, tales como el sulfuro de hidrógeno (H₂S) o amoníaco (NH₃), los cuales son removidos a través del gas y de la corriente de agua agria producida (Lagoven, 1993).

La polimerización es una reacción endotérmica a través de la cual se combinan pequeñas moléculas de hidrocarburo, para formar una molécula más grande y de mayor peso molecular (ver figura 2.8) El resultado de esta reacción es la formación de coque. Las reacciones de polimerización requieren de un tiempo mayor que las reacciones de craqueo y los tambores de coque proporcionan el tiempo de residencia necesario para que se lleven a cabo estas reacciones (Lagoven, 1993).

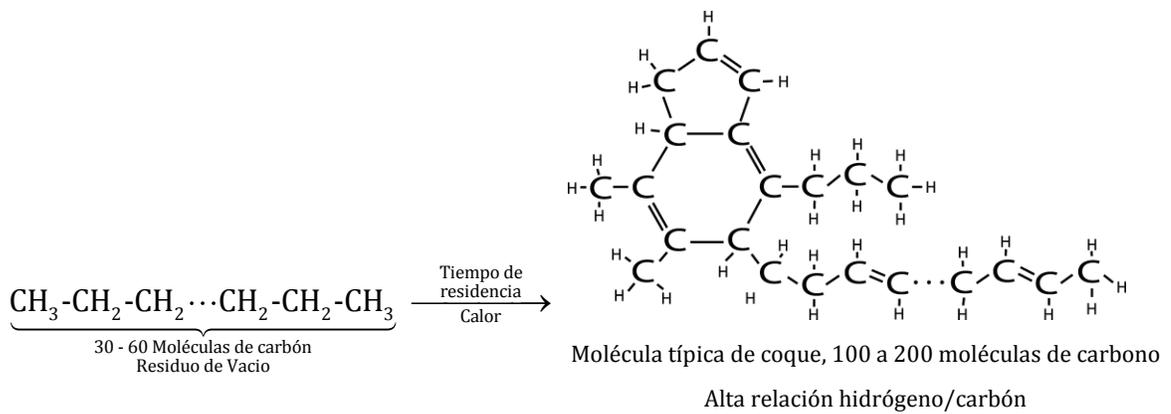
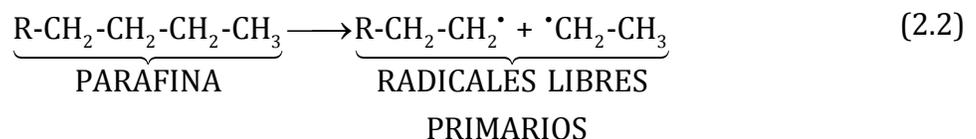


Figura 2.8. Reacción de Polimerización (Mariño, 2007).

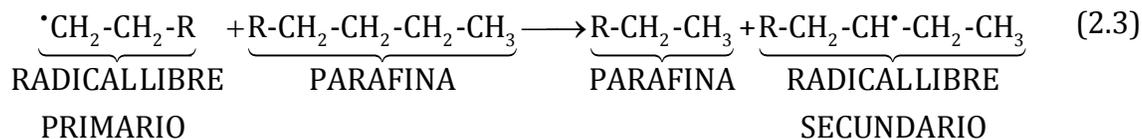
2.7.1. Mecanismo de Craqueo Térmico

Las reacciones que tienen lugar en un reactor de coquificación, pueden explicarse por el mecanismo de reacción en cadena de radicales libres. Un radical libre es un átomo o grupo de átomos que posee un electrón libre (no apareado). Los radicales libres de hidrocarburo, se forman por escisión homolítica de primer orden; ver Ecuación 2.2, de un enlace carbono-carbono o de un enlace carbono-hidrógeno (Lagoven, 1993).



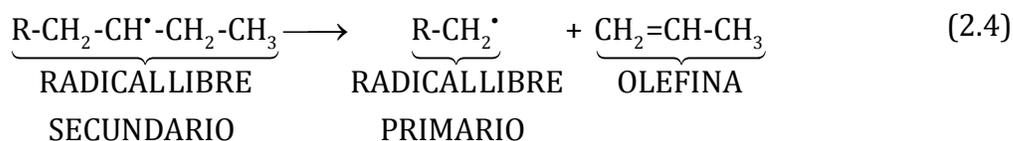
Los radicales libres son altamente reactivos y participan en una serie de reacciones que determinan en gran medida, la distribución de productos en el craqueo térmico.

Lagoven (1993) explica con la Ecuación 2.3 como un radical libre puede reaccionar con un hidrocarburo, extrayendo un átomo de hidrógeno, para producir un radical libre de ese hidrocarburo y un nuevo hidrocarburo correspondiente al radical libre original:

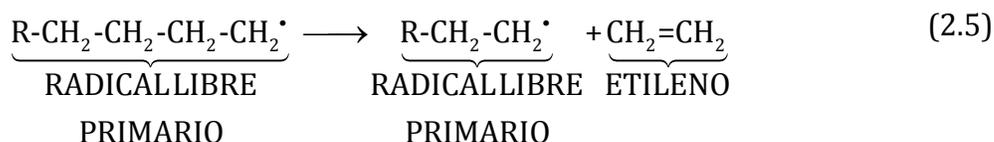


Debido a la menor fuerza del enlace carbono-hidrógeno secundario, el nuevo radical libre se formará en un átomo de carbono interno (Lagoven, 1993).

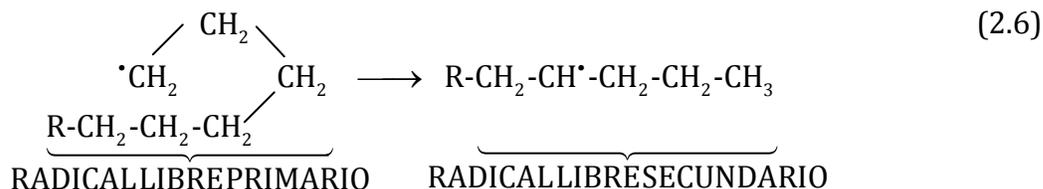
Lagoven (1993) plantea que un radical libre secundario, puede experimentar una escisión beta para producir una olefina alfa y un radical libre primario (ver Ecuación 2.4).



El radical libre primario se degradará a su vez en etileno y otro radical libre primario; ejemplificado con la Ecuación 2.5. La escisión beta explica la gran cantidad de etileno y olefinas alfa producidas por el craqueo térmico de hidrocarburos parafínicos o de alimentaciones con un alto contenido de hidrocarburos parafínicos (Lagoven, 1993).



La Ecuación 2.6 explica como un radical libre primario suficientemente largo pueden enrollarse y extraer un átomo de hidrógeno para formar radicales libres internos (Lagoven, 1993).



Este tipo de reacción produce una menor cantidad de etileno y un mayor rendimiento de

olefinas con un punto de ebullición ubicado en el rango de la gasolina (Lagoven, 1993).

Lagoven (1993) expresa que esta recombinación de dos radicales libres produce un hidrocarburo saturado; ver Ecuación 2.7, deteniendo la reacción en cadena.



Esta reacción no es muy importante, puesto que bajo las condiciones de craqueo hay mucho más hidrocarburos saturados que radicales libres. Por lo tanto, la reacción con un hidrocarburo es más probable que la reacción con otro radical libre (Lagoven, 1993).

Una característica significativa y propia de los radicales libres de hidrocarburos, es su incapacidad de isomerizarse mediante la migración de un grupo alquil. En consecuencia, el craqueo térmico no produce ninguna ramificación que no esté ya presente en la alimentación. En los radicales libres, el electrón no apareado no cambia de un átomo de carbono al siguiente en la cadena, y la única migración de un átomo de hidrógeno que ocurre es el caso especial indicado anteriormente (Lagoven, 1993).

2.7.2. Mecanismo de Formación de Coque

Los componentes de hidrocarburos en un fondo de vacío que reaccionan para formar coque, son los asfaltenos, las resinas y los aromáticos (Lagoven, 1993).

LA FRACCIÓN DE ASFALTENOS (de los fondos de vacío): Es una sustancia marrón a negra, no volátil, amorfa (no cristalina), presente como un coloide altamente disperso en el aceite. Los asfaltenos precipitan fácilmente al añadir un disolvente como el n-hexano o n-pentano. Estos compuestos están formados por carbono, hidrógeno, nitrógeno, oxígeno, azufre, vanadio y níquel. Su peso molecular está entre 3000 y 5000. La concentración de asfaltenos en el fondo de vacío puede variar y depende de la profundidad con que se corte el fondo (Lagoven, 1993).

LA FRACCIÓN RESINA (de los fondos de vacío): Generalmente tiene una estructura similar a la de los asfaltenos. Las resinas son viscosas, pegajosas y lo suficientemente volátiles como para ser destiladas con los hidrocarburos. Las resinas son solubles en n-pentano, pero insolubles en propano. Se diferencian de los asfaltenos, por la presencia de mayores concentraciones de nitrógeno y azufre. El peso molecular promedio de las resinas es inferior a la de los asfaltenos. La dealquilación de un grupo alifático es suficiente para

convertir un asfalteno en una resina (Lagoven, 1993).

LOS AROMÁTICOS (contenidos en los fondos de vacío): Tienen una estructura relativamente simple. Estos están compuestos por anillos aromáticos policíclicos de seis carbonos. Por otra parte, existen dos mecanismos de reacción diferentes que forman coque bajo las condiciones de operación típicas de los reactores de coquificación. En un caso, se pierde la suspensión coloidal característica de los compuestos asfaltenos y resinas, y estos precipitan formando una estructura con una gran cantidad de enlaces cruzados de coque amorfo. Durante la precipitación y la formación de enlaces cruzados, los compuestos experimentan además, una escisión de sus grupos alifáticos de acuerdo a una reacción de primer orden. Esto es puesto en evidencia, por una diferencia significativa entre la concentración de átomos de hidrógeno en los compuestos de resino-asfaltenos de la alimentación y la observada en el coque formado. La relación en peso carbono/hidrógeno aumenta desde un rango de 8/10 en la alimentación a 20/24 en el coque. Debido a su naturaleza amorfa y alta concentración de impurezas, el coque producido a partir de componentes resino-asfaltenos es indeseable para la manufactura de coque grado ánodo de alta calidad (Lagoven, 1993).

El segundo mecanismo de reacción, involucra la polimerización y condensación de aromáticos. En este proceso, se agrupan gran cantidad de estos compuestos hasta el punto en que se forma coque. El coque producido de esta manera, contiene menos enlaces cruzados y tiene una apariencia más cristalina que el coque del tipo resino-asfaltenos (Velasco *et al.*, 1984).

El coque formado de alimentaciones con alta concentración de aromáticos y bajo contenido de impurezas, tales como los fondos de craqueo térmico y residuos de baja concentraciones de componentes resino-asfaltenos, será un coque del tipo grado ánodo de alta calidad (Velasco *et al.*, 1984).

2.7.3. Reacciones Típicas

Lagoven (1993) explica que para poder predecir los productos obtenibles a partir del craqueo térmico de diversas alimentaciones, pueden hacerse ciertas generalizaciones:

- Las parafinas normales inicialmente reaccionan, polimerizándose en compuestos de mayor peso molecular. Posteriormente, estos compuestos se degradan y el peso

molecular disminuye en la medida en que la reacción progresa.

- Las parafinas ramificadas de menor peso molecular producen altos rendimientos primarios de olefinas que tienen un átomo de carbono menos que el hidrocarburo original. La relación en peso propileno/etileno tiende a ser mucho más baja para las parafinas ramificadas que para las correspondientes parafinas normales.
- El anillo aromático es altamente refractario.

En general, la escala de sensibilidad al craqueo térmico dependerá del tipo de componente y se ve incrementada con el peso molecular y el rango de ebullición como se ejemplifica en la Figura 2.9 (Lagoven, 1993).

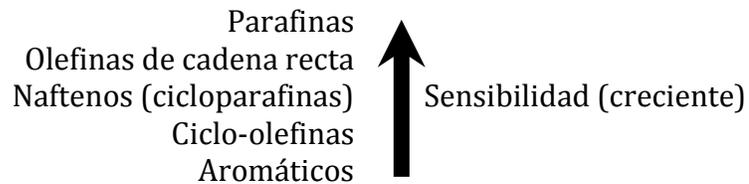
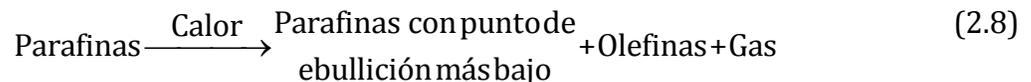


Figura 2.9. Sensibilidad de las moléculas al craqueo térmico (Lagoven, 1993).

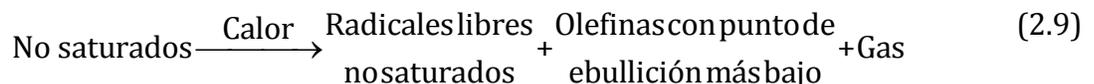
Lagoven, 1993 explica algunas reacciones de craqueo térmico típicas:

- Hidrocarburos saturados (parafinas): La reacción esquemática general se muestra a continuación en la Ecuación 2.8:

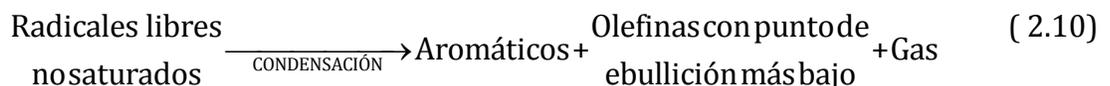


Por ejemplo, la pirólisis del pentano típicamente podría dar una mezcla de propileno, etileno, propano e hidrógeno.

- Hidrocarburos no saturados (Olefinas): Las reacciones esquemáticas generales se muestra a continuación: Reacciones de craqueo ejemplificadas en la Ecuación 2.9

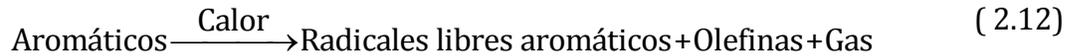
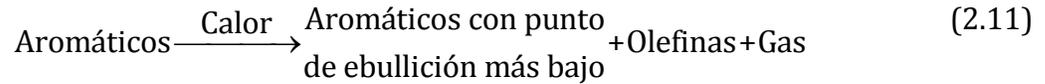


y de polimerización esquematizada por la Ecuación 2.10:

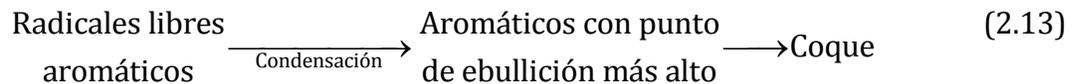


- Hidrocarburos aromáticos: Los aromáticos pueden seguir tanto una reacción de

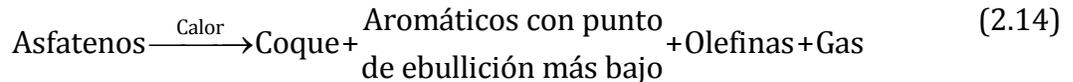
craqueo térmico como una de condensación. Las reacciones esquemáticas generales, se muestra a continuación las ecuaciones de craqueo en las Ecuaciones 2.11 y 2.12:



y en la Ecuación 2.13 la reacción esquematizada de polimerización:



– Asfaltenos: Esta fracción también puede seguir tanto una reacción de craqueo Ecuación 2.14:



y una de condensación o polimerización mostrada en la Ecuación 2.15:



2.8. Variables del Proceso de Coquización Retardada

La experiencia obtenida durante casi 80 años, ha permitido acumular abundante información del proceso de coquización retardada. Velasco *et al.* (1984) indican que se ha determinado que el tipo de alimentación, la presión de operación del tambor, la temperatura y la relación de reciclo son las variables que tienen mayor incidencia sobre el proceso:

2.8.1. Alimentación

Son diversas las características de la alimentación que influyen en la distribución y calidad de los productos de la coquización retardada, entre éstas se pueden resaltar:

FUENTE DE LA ALIMENTACIÓN: Las fuentes de alimentación convencionales a los procesos de coquización son el fondo de los fraccionadores de crudo (residuos largos) y el fondo de las columnas de vacío (residuos cortos) Estos residuos contienen la gran mayoría del níquel, vanadio, asfaltenos y cenizas, además de un 40-60 % de azufre y 80-90 % del

nitrógeno presentes en el crudo, resultando en la producción de un coque con alto contenido de impurezas (Velasco *et al.*, 1984).

Existe también la posibilidad de procesar corrientes de fondo (lechadas) de las torres de fraccionamiento de las unidades de Desintegración Catalítica (FCC) y de Flexicoquización para la producción de coque con bajo contenido de azufre y metales (Lagoven, 1993). En el primer caso como consecuencia de alimentar a las unidades de FCC con gasóleos de bajo contenido de azufre y metales, y en el segundo por atravesar un proceso de rechazo al carbón en el cual se ve reducida la concentración de heteroátomos como el azufre, nitrógeno y metales presentes inicialmente en los residuos largos y cortos de las fraccionadoras de crudo.

ESTRUCTURA MOLECULAR DE LA ALIMENTACIÓN: Velasco *et al.* (1984) plantean que los constituyentes de los crudos podrían agruparse de una manera general en parafinas, naftenos y aromáticos, que a su vez conduce a la clasificación más comúnmente usada para describir una de estas fracciones, los crudos pueden clasificarse en parafínicos, nafténicos o aromáticos.

La lechada del FCC contiene alta proporción de compuestos aromáticos, mientras que en la lechada del flexicoquizador su concentración en asfaltenos es menor que en la de los residuos largos y cortos de las fraccionadoras de crudo (Rodríguez, 1987).

CARBÓN CONRADSON: Es abundante el número de correlaciones reportadas que sustentan el hecho de que el porcentaje de carbón residual Conradson, también denominado contenido de carbón residual, es la propiedad que determina la tendencia a la formación de coque en la alimentación y está relacionada con el contenido de asfaltenos en la alimentación (Velasco *et al.*, 1984).

Velasco *et al.* (1984) desarrollaron un paquete de correlaciones que permite estimar rendimientos y calidades de los productos de coquización retardada; a partir de residuos atmosféricos y de vacío de nueve crudos pesados venezolanos de carácter nafténico-aromático y de alto contenido de impurezas, en función del contenido de carbón Conradson de la alimentación y la presión de operación de la planta piloto de coquificación empleada.

Velasco *et al.* (1984) proponen una correlación existente entre el rendimiento másico del coque de acuerdo al contenido de carbón residual Conradson y la presión de operación,

dicha correlación se muestra en la Ecuación 2.16 a continuación:

$$\% \text{ Coque} = 7,672 + 1,037 \cdot \% \text{CCR} + 0,054 \cdot \text{Presión}(\text{psig}) \quad (2.16)$$

2.8.1. Temperatura de Salida del Horno (COT)

Velasco *et al.* (1984) expresan que por ser la coquificación una reacción endotérmica, ésta no ocurrirá si la temperatura fuese demasiado baja. En tal caso, en vez de coque se produciría una brea blanda. Si la temperatura es muy alta el coque obtenido es duro y difícil de remover del tambor, además, se incrementa la posibilidad de coquización de los tubos del horno y líneas de transferencia.

Normalmente, la temperatura de salida del efluente del horno o COT (*cool outlet temperature*) puede variarse solamente dentro de materia combustible volátil, VCM, del coque (Velasco *et al.*, 1984). Un aumento en la temperatura de coquificación resulta en una disminución del rendimiento de coque (Mobil R & D, 1972).

2.8.2. Tiempo de Residencia en el Tambor

El tiempo de residencia se define como el tiempo que permanece el efluente de los hornos en los tambores de coque, el cálculo del mismo se muestra en la Ecuación 2.17, y este determina el desarrollo de las reacciones de polimerización y condensación, propias del proceso de coquización, y también influye sobre la calidad del coque (Linares, 2003).

$$\text{Tiempo de residencia} = \frac{\text{Volumen de los tambores de coque}}{\text{Flujo de Alimentación} + \text{Flujo de Reciclo}} \quad (2.17)$$

Al variar el flujo de alimentación estaríamos variando el tiempo de residencia de los efluentes dentro de los tambores de coque, es decir, que a menor cantidad de flujo mayor será el tiempo de residencia dentro de los tambores, incrementando los rendimientos en productos gaseosos y coque (Linares, 2003)

El tiempo de residencia depende de la duración de la etapa de coquización. Si el período de llenado de los tambores es de 24 horas el efluente del horno tiene un tiempo de residencia de 0-24 horas en el tambor durante el cual ocurren las reacciones de craqueo, polimerización y condensación. Puesto que el tiempo de reacción varía a lo largo del tambor, existe una estratificación de coque con propiedades diferentes entre el tope y el fondo del mismo (Linares, 2003).

La estructura y contenido de material volátil en el coque también varía a través del tambor en función del tiempo de residencia. Mejor estructura y menor contenido de materia volátil están asociados con un tiempo de residencia más largo y reacciones de polimerización y condensación más completas (Linares, 2003).

2.8.3. Relación de Reciclo (RR)

De Biase *et al.* (1982) definen la relación de reciclo como el volumen de carga reciclada por volumen de alimentación fresca a la unidad (ver Figura 2.10), tiene un efecto sobre la distribución de productos similar al de la presión.

Stormont (1969) expresa que la relación de reciclo debe regularse para controlar el punto final de ebullición del gasóleo que va a ser producido. La tendencia actual es hacia valores bajos de hasta 5% (RR=1.05). Sin embargo, altas relaciones de reciclo favorece la formación de coque de buena calidad para la fabricación de electrodos.

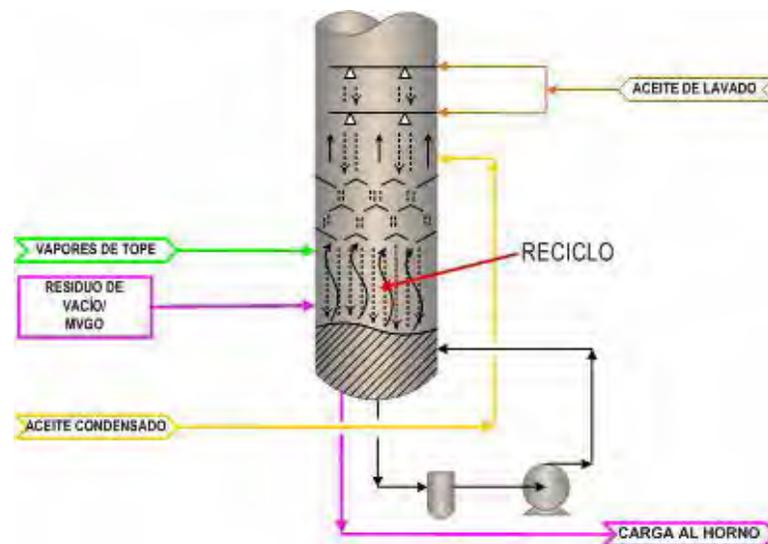


Figura 2.10. Diagrama del Fondo de la Torre de Destilación (Mariño, 2007).

2.8.4. Presión en los Tambores de Coque

Un aumento de presión a temperatura y relación de reciclo constante, ocasiona que la mayoría de los hidrocarburos pesados sean retenidos en el tambor, lo cual da lugar a un aumento en el rendimiento de coque y gases (Velasco *et al.*, 1984).

La tendencia actual del diseño es hacia bajas presiones hasta 15 psig para el procesamiento de coque grado combustible (De Biase *et al.*, 1982). Sin embargo, en la producción de coque de alta calidad (coque tipo ánodo y aguja), presiones de hasta 100 psig

han probado dar un mejor coque (Stormont, 1969).

2.9. Calidad y Usos Principales del Coque

Velasco *et al.* (1984). indica que los cinco aspectos de la calidad del coque que tienen efecto sobre su precio son: contenido de azufre, nitrógeno, contenido de metales, dureza y estructura física:

2.9.1. Metales y Heteroátomos

El contenido de metales (Ni y V) y heteroátomos (S, N, O) en el coque está relacionado con el tipo de carga que se procesa, siendo el azufre y los metales los más importantes, por lo que el operador no tiene control sobre estas propiedades. En cambio, si se puede tener una mayor influencia sobre la dureza del coque. Así mismo las cenizas resultantes en el coque están relacionadas directamente con el contenido de metales (Velasco *et al.*, 1984).

2.9.2. Índice de Molturabilidad (HGI)

Un coque blando, de alto contenido de materia combustible volátil (VCM), conduce a posibles problemas de desbordamiento de espuma en los tambores de coque y aumenta el rendimiento de coque a expensas del gasóleo de mayor valor comercial. Por otra parte, un coque muy duro dificultará su remoción del tambor alargando el ciclo de decoquización (Velasco *et al.*, 1984).

El HGI (Hard Grover Index / Índice de Molturabilidad) es una medida de la dureza del coque y su resistencia a ser molido o triturado. Los materiales más duros tienen un número de Hardgrove menor. El índice de Hardgrove no es necesariamente un indicativo de la tendencia del coque a desintegrarse durante su manejo. Valores típicos de este índice están entre 60 a 100, dependiendo de la alimentación (Lagoven, 1993).

El HGI del coque producido depende del VCM (contenido de materia volátil) que a su vez es una función de la temperatura de los vapores de cabecera del tambor. Como regla general, puede variarse el VCM del coque en una unidad de porcentaje, cambiando la temperatura de los vapores de cabecera en 4 °C, dentro de un rango de VCM entre 10-15 % (Velasco *et al.*, 1984).

2.9.3. Estructura Física

Los tipos de coque producidos mundialmente son: perdigón (*shot*), esponja (*sponge*),

colmena (*honey comb*), aguja (*needle*), difieren en su estructura física, apariencia, propiedades (ver Figura 2.11) y, por consiguiente, son diferentes sus usos finales y precios en el mercado (Velasco *et al.*, 1984).



Perdigón

Esponja

Aguja

Figura 2.11. Apariencia física del coque (Clarke, 2008).

COQUE TIPO PERDIGÓN: Se conoce por ese nombre debido a las agrupaciones de pequeñas esferas del tamaño de un perdigón que lo caracterizan. Es un coque no deseable que se produce involuntariamente, generalmente durante desajustes operacionales, como resultado de temperaturas bajas en el tambor de coque o bajas presiones (Velasco *et al.*, 1984).

COQUE TIPO ESPONJA: Velasco *et al.* (1984) indican que este tipo de coque es producido por alimentaciones de alto contenido en resino-asfaltenos.

El coque tipo esponja de bajo azufre y metales puede catalogarse como coque grado ánodo, el cual es de mayor valor comercial y es usado en la fabricación de ánodos para la industria del aluminio y su costo es de aproximadamente 150 US\$/ton (Montenegro, 2007).

Clarke (2008) expone que el coque grado ánodo está relacionado con el contenido de sus impurezas, las cuales varían desde un alto contenido de azufre 4 % p máximo y metales hasta 400 ppmp para una categoría estándar o un contenido bajo de azufre menor a 1,5 % p y en metales menor a 150 ppmp para una categoría *premium* (superior).

El coque de alto azufre y metales es usado mayoritariamente como combustible y su precio es el más bajo para los coques de petróleo (Velasco *et al.*, 1984).

COQUE TIPO COLMENA: Es también producido por alimentaciones de alto contenido de resino-asfaltenos. Tiene poros elipsoidales, uniformemente distribuidos, no direccionales, con muchas interconexiones, lo que da como resultado una estructura muy permeable. Este tipo de coque no es deseable debido al alto rendimiento de finos que se producen durante su manejo (Velasco *et al.*, 1984).

COQUE TIPO AGUJA: Tecichman (1982) plantean que este tipo de coque es producido por cargas altamente aromáticas. Contiene poros elípticos de paredes finas. Muestra estrías fuertemente definidas y tiene apariencia metálica, con orientación característica de sus cristales. Este coque tiene la característica de poseer un bajo coeficiente de expansión térmica y alta conductividad eléctrica, lo que lo hace un material excelente para la fabricación de electrodos de grafito para la producción de acero.

A continuación se muestra en la Figura 2.12 la tendencia existente entre la calidad del coque, sus contaminantes (azufre, nitrógeno, metales y cenizas) y la relación entre los compuestos aromáticos y asfaltenos en la alimentación.

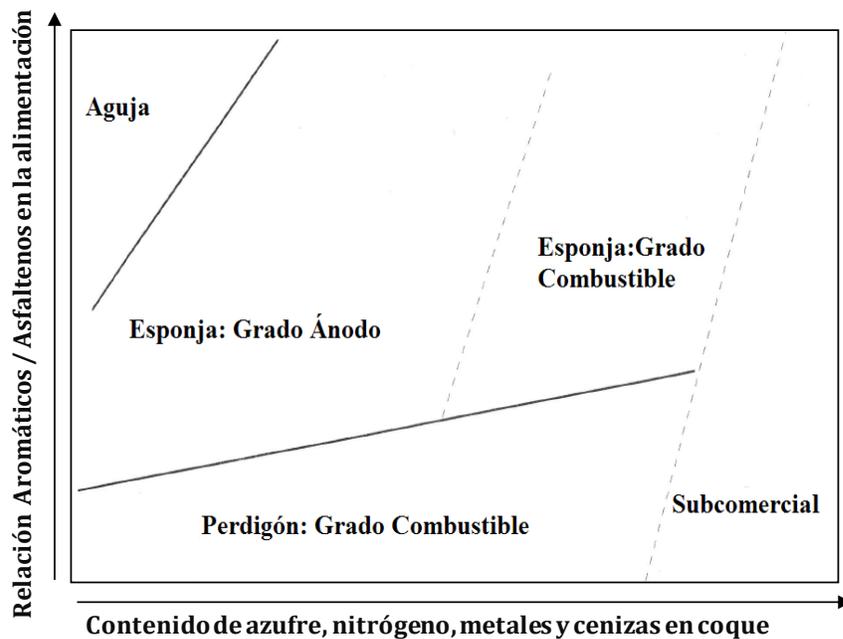


Figura 2.12. Calidad del coque (KBC, 2006)

2.10. Unidad de Coquización Retardada de la Refinería de Amuay

De acuerdo al manual de operaciones para los ingenieros de contacto de la unidad de coquización retardada (CRAY) presentado por Lagoven S.A. (1993), el propósito de la unidad CRAY es aumentar el consumo de crudos pesados y la producción de destilados, disminuyendo la producción de combustibles de alto azufre.

Esto se logra mediante un proceso térmico en el cual el hidrocarburo pesado (brea) se calienta a alta velocidad en un horno y luego se envía a una zona de reacción (tambores de coque), en donde bajo condiciones apropiadas de presión y temperatura, se craquea térmicamente y se convierte en productos de mayor valor comercial (Lagoven S.A., 1993).

La unidad de coquización retardada CRAY (ver Figura 2.12), fue diseñada por la empresa Foster Wheeler con la finalidad de transformar hidrocarburos pesados en gas, naftas, gasóleos y coque (Foster Wheeler USA Corporation, 1986).



Figura 2.13. Unidad de Coquización Retardada de la Refinería de Amuay (PDVSA, 2003).

Foster Wheeler USA Corporation (1987) contempla en el diseño preliminar de la unidad el procesamiento una capacidad de 28.625 BPD (barriles por día) de una mezcla de fondos de vacío con un índice de carbono Conradson de 21,89 % peso; para producir 1488 t/día de coque grado combustible. Así mismo esta unidad podría producir 1488 t/día de coque grado ánodo a partir de 23.550 BPD de una mezcla de recicló del Flexicoquizador (FKAY), lechada del Desintegrador Catalítico (DCAY) y extracto de lubricantes de la Unidad de Extracción de Aromáticos (PTAY 1/2).

Romero (2009) especifica que esta unidad entró en servicio el 30 de Octubre de 1994, sin mayores desviaciones a los procedimientos elaborados por el grupo multidisciplinario de arranque.

La capacidad actual de la unidad CRAY es de 42.000 BPD operando en la modalidad coque grado combustible (Romero, 2009).

2.10.1. Descripción general del proceso de Coquización Retardada

Velasco *et al.* (1984) describen al proceso de coquización retardada como un proceso en

el cual una alimentación fresca (brea), proveniente de las unidades de destilación al vacío, la cual generalmente puede ser precalentada y entra al fondo de la misma, donde se mezcla con una corriente más pesada que el gasóleo producido denominada reciclo.

La alimentación combinada se envía al horno, donde se calienta por encima de los 900°F. Luego, fluye al fondo del tambor de coque que está en servicio, donde se craquea térmicamente en gas, nafta, gasóleos y coque (LAGOVEN S.A., 1993).

El coque en estado semisólido va llenando gradualmente el tambor en un período usualmente de 24 horas, al tiempo que los productos más livianos en estado gaseoso pasan a la torre fraccionadora principal para su separación en gas, nafta inestable, gasóleo liviano (LCGO) y gasóleo pesado (HCGO). Una vez llenado el primer tambor de coque, se cambia la alimentación al segundo tambor, mientras que éste se somete a un proceso de decoquización, que toma otras 24 horas. Cada tren de coquización está conformado por un horno y dos tambores de coquización. El proceso de llenado y vaciado del tambor de coque es lo que se conoce como ciclo de coquización con una duración aproximada de 48 horas (Lagoven S.A., 1993).

Los vapores que salen por la parte superior del tambor de coque, son enfriados y enviados a la sección de fraccionamiento, entran por el fondo de la torre fraccionadora principal, donde se separan de acuerdo al rango de ebullición. Los gases que salen por el tope del tambor de cabecera de la torre son enviados a la succión del compresor de gas y luego junto con la nafta inestable a las torres separadoras donde se recuperan el gas combustible (C2-), propanos (C3's), butanos (C4's), nafta liviana (LCN) y nafta pesada (HCN), de igual forma los gasóleos tanto liviano (LCGO) como pesado (HCGO) son enviados a las torres despojadoras para remover los compuestos livianos. Finalmente son enviados a torres depuradoras para remover el contenido de H₂S (sulfuro de hidrógeno) presente en las corrientes de productos de gas combustible, propano y butano (Lagoven S.A., 1993). Así mismo las corrientes de butanos y nafta liviana atraviesan un proceso de acabado en el cual se les remueven catalíticamente las trazas de mercaptanos presentes en estas corrientes, dicho proceso es realizado en las unidades de Merox de Tratamiento de Butanos y Merox de LCN respectivamente (Romero, 2009).

El sistema de recuperación de vapores está diseñado para recuperar los hidrocarburos livianos remanescentes en el coque, durante la operación de decoquización de cada tambor de

coque (Lagoven S.A., 1993).

El coque producido es reducido de tamaño en un triturador y transportado vía una Pipe Conveyor (correa tubular), al patio de almacenamiento de coque (Adaro) con capacidad para dos meses de operación. Una vez al mes, el coque es transportado al muelle para luego ser exportado a los mercados internacionales (Lagoven S.A., 1993).

El diagrama general del proceso de coquización retardada de la Refinería de Amuay se presenta a continuación en la Figura 2.14.

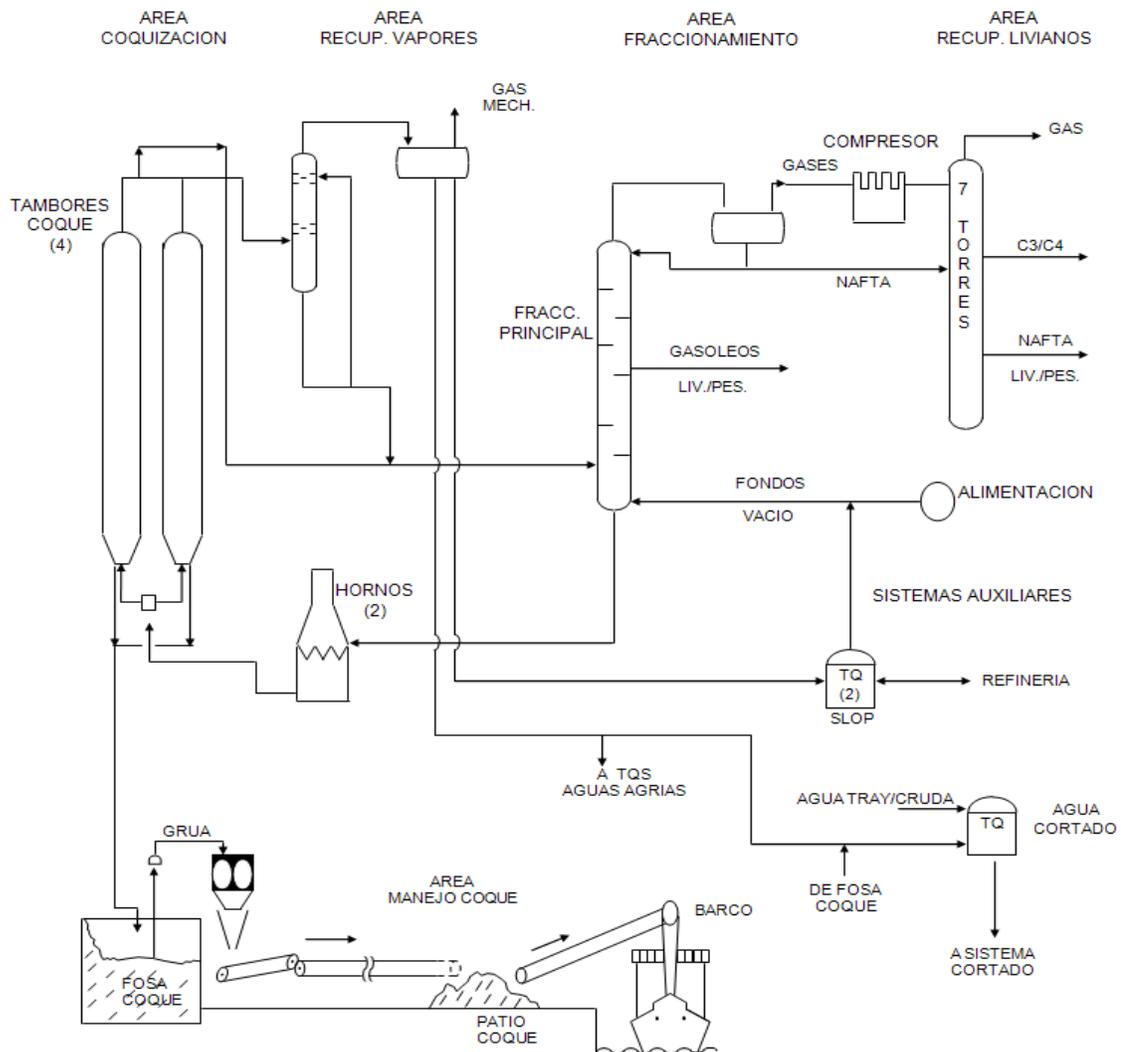


Figura 2.14. Diagrama Simplificado de la Unidad CRAY (Lagoven S.A., 1993).

2.11. Sistemas y Secciones de la Unidad de CRAY

Para una mejor comprensión de la unidad, en el manual de Lagoven S.A. (1993), se ha subdividido el proceso en sistemas y secciones (ver los apéndice del A.1 al A.5):

- Sistema de alimentación.
- Sección de coquización.
- Sección de fraccionamiento y precalentamiento de la alimentación.
- Sección de recuperación de vapores.
- Sección de livianos.

2.11.1. Sistema de Alimentación

Foster Wheeler USA Corporation (1987) determinó la capacidad de la unidad en su diseño original, de 28.625 BPD para la operación coque grado combustible (Operación Normal, FG1/FG2) y 23.550 BPD para la operación coque grado ánodo (Operación Alterna N° 2, A1/A2).

Foster Wheeler USA Corporation (1991) especifica que durante la etapa de ingeniería, se realizaron modificaciones al diseño original con la intención de poder alcanzar una capacidad de procesamiento en la unidad de 34.250 BPD de fondos de vacío con 24 % carbón residual Conradson (Operación Alterna N°1, FG).

Esta capacidad fue establecida, basada en el máximo fondo de vacío que puede ser procesado en cuatro tambores de 24 pies de diámetro y 120 pies de longitud tangente/tangente. La máxima carga de producción de coque para los cuatro tambores es de 1.898 t/día (Foster Wheeler USA Corporation, 1991).

La operación normal de la unidad será grado combustible. El grado ánodo será una operación alterna en el futuro, una vez instalados los sistemas de filtración de lechada del Flexicoquer (FKAY) y de la lechada del Desintegrador Catalítico (DCAY) y la línea/tanque para enviar extracto de lubricantes (PTAY-1/2) a la unidad de coquización retardada de la Refinería de Amuay (Lagoven S.A., 1993).

La unidad puede alimentarse desde cualquiera de las cinco torres de vacío existentes. Adicionalmente, se tiene la flexibilidad para alimentar a la unidad con las corrientes de lechada del FKAY y lechada del DCAY sin filtrar (Lagoven S.A., 1993).

Actualmente la capacidad de la unidad, es de 42.000 BPD para la operación coque grado combustible, con una alimentación de fondos de vacío con un contenido de carbón de entre 20 a 24 %, y un rendimiento de 2.344 t/día en coque (Romero, 2009).

2.11.2. Sección de Coquización

CICLO DE COQUIZACIÓN: La alimentación fría (fondos de vacío con punto de ebullición superior a 1030 °F) proveniente de las unidades de vacío existentes, es precalentada en el intercambiador carga efluente E-9209 antes de entrar en el fondo de la torre fraccionadora T-9201. Los productos más pesados que se condensan en el fondo de la torre (reciclo), se combinan con la alimentación fresca que entra al fondo de la misma. La combinación de alimentación fresca y reciclo, es enviada por las bombas de alimentación P-9201 A/B/C a los hornos F-9101 y F-9102, bajo control de flujo (Lagoven S.A., 1993).

En los hornos, la alimentación se calienta hasta la temperatura deseada antes de ser enviada a los tambores de coque D-9102 A ó B y D-9102 A ó B. En cada uno de los cuatro pases del horno, se inyecta agua de alimentación a calderas bajo control de flujo, para mantener altas velocidades y minimizar la formación de coque en los mismos (Lagoven S.A., 1993).

En la sección de convección de los hornos se sobrecalienta vapor de 145 psig que será usado como vapor de despojamiento en los despojadores de gasóleo (Lagoven S.A., 1993).

El efluente de los hornos pasa a los tambores de coque, donde bajo condiciones apropiadas de tiempo-temperatura y presión, el líquido entrampado es convertido a vapores de hidrocarburos y coque. La unidad posee cuatro tambores y dos hornos. Cada par de tambores está conectado a un horno es decir, el horno F-9101 está asociado con los tambores D-9101 A/B y el horno F-9102 con los tambores D-9102 A/B (Lagoven S.A., 1993).

Cada tambor de coque está equipado con tres detectores nucleares de nivel, ubicados en la parte superior del mismo. Cuando el primer nivel es detectado en el detector inferior, se asume que es espuma y se recomienda comenzar la inyección de antiespumante en ese momento. El antiespumante es inyectado en los tambores de coque a través del sistema de inyección de antiespumante PK-9101 (Lagoven S.A., 1993).

Una vez que el tambor de coque es llenado, el efluente del horno es enviado a través de una válvula de cuatro vías ("*switch valve*") al tambor vacío (válvula X-9101, para los tambores D-9101 A/B o válvula X-9102, para los tambores D-9102 A/B). El flujo hacia el tambor de coque es mantenido durante 24 horas. Por lo tanto, cada tambor de coque pasa a

través de un ciclo de 48 horas (Lagoven S.A., 1993).

En la línea de tope de los tambores de coque se tienen instalaciones para inyectar una corriente de gasóleo pesado (HCGO) como corriente de enfriamiento o *quench* y enfriar los vapores por debajo de 800 °F, con el fin de minimizar la formación de coque en esta línea. El HCGO es inyectado bajo control de diferencial de temperatura, entre la salida del tope del tambor y la línea hacia la fraccionadora (ver Figura 2.15).

El diferencial de temperatura será de 20 a 30 °F aproximadamente (Lagoven S.A., 1993).

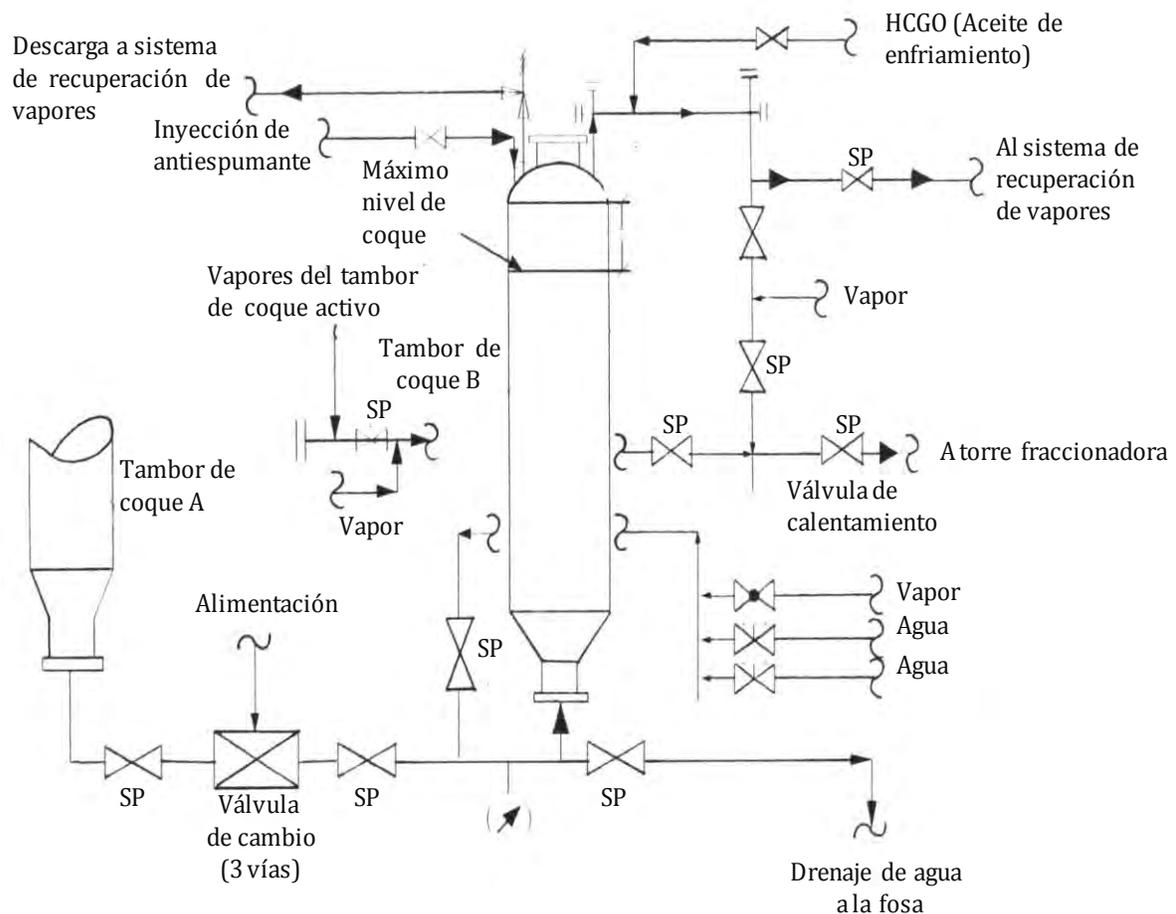


Figura 2.15. Esquema de los Tambores de Coque (Lagoven S.A., 1993).

CICLO DE DECOQUIZACIÓN: Lagoven S.A. (1993) especifica que la unidad CRAY consta de dos trenes de coquización, cada uno compuesto por un par de tambores. En cada tren, mientras un tambor está 24 horas en el ciclo de coquización, el otro tambor está 24 horas en el ciclo de decoquización, para un ciclo de operación de 48 horas.

Entre los ciclos de cada tren debe haber un desfase de 12 horas, determinado por la

capacidad de los sistemas de cortado y recuperación de vapores. La secuencia de operación incluye el despojamiento de los hidrocarburos livianos hacia el fraccionador principal T-9201, el despojamiento posterior de los hidrocarburos pesados hacia el sistema de recuperación de vapores (T-9101), así como el enfriamiento, remojo y posterior cortado del coque; el cual es cortado y descargado en las fosas de coque. Una vez culminado este proceso, se cierra el tambor y se verifica la hermeticidad de este con vapor de 145 psig, para comenzar el ciclo nuevamente (Lagoven S.A., 1993).

2.11.3. Sección de Fraccionamiento y Precalentamiento de la Alimentación

Los vapores del tope del tambor de coque, una vez enfriados ligeramente por el HCGO en la línea, fluyen hacia la torre fraccionadora principal T-9201 y entran por debajo de la sección de bandejas deflectoras (*"Shed trays"*). Aquí, los vapores son "lavados" por un reflujo inducido y al mismo tiempo parte se condensan, para ser combinados con la alimentación fresca y recirculados a través de los hornos y tambores de coque. El resto de los vapores pasan a través de la zona de lavado, donde se ponen en contacto con HCGO que se recircula (aceite de lavado), para evitar arrastre de coque y material pesado condensable. Estos vapores siguen luego, hacia la sección de rectificación de la torre fraccionadora (Lagoven S.A., 1993).

En el fondo de la fraccionadora, existe un colador tipo tubo vertical con ranuras (*coke catcher* /recolector de coque), que evita que pedazos grandes de coque lleguen a la succión de las bombas de alimentación de los hornos, P-9201 A/B/C. Adicionalmente, por el fondo de la torre sale otra corriente que se filtra y recircula, con el fin de proveer agitación de las partículas de coque que allí se encuentran (Lagoven S.A., 1993).

Por encima de la sección de lavado de la torre, el reflujo lateral (*"pump around"*) y el producto de HCGO (gasóleo pesado) son retirados del plato de chimenea P-2. La corriente de reflujo lateral es bombeada por las bombas P-9208 A/B. Una parte se regresa a la torre como aceite de lavado, bajo control de flujo fijado por el control de temperatura de los vapores saliendo de la zona de lavado de la torre fraccionadora y otra parte, es usada para enfriar las líneas de tope de los tambores de coque en servicio. El resto de la corriente es utilizada para precalentar la alimentación (fondos de vacío) en el intercambiador E-0209 y para generar vapor de 400 psig en los generadores de vapor E-9210 A/B, antes de regresar a la torre bajo control de flujo. La temperatura del reflujo lateral es controlada, desviando

esta corriente de los generadores E-9210 A/B (Lagoven S.A., 1993).

Lagoven S.A. (1993) especifica que el gasóleo pesado (HCGO) producto entra al despojador T-9203, en donde es despojado de componentes livianos usando vapor sobrecalentado de 145 psig proveniente de la sección de convección de los hornos. El gasóleo pesado es bombeado por las bombas P-9207 A/B bajo control de nivel del despojador hacia el límite de batería, después de ser enfriado generando vapor de 400 y 145 psig en los generadores de vapor E-9202 y E-9203, y precalentando el agua de alimentación a calderas en el intercambiador E-9206. Posterior al calentamiento de agua, la corriente entra al sistema de filtrado (filtros cíclicos) FIL-9201 A/B/C, a fin de reducir el tamaño y cantidad de partículas de coque (<25 micrones y <20 ppmp, respectivamente).

El gasóleo liviano (LCGO), es retirado del plato 13 de la torre fraccionadora y alimentado al plato superior del despojador T-9202, bajo control de nivel del despojador. Aquí, el LCGO es despojado de los componentes livianos presentes con vapor sobrecalentado de 145 psig, proveniente de la sección de convección de los hornos. El gasóleo liviano producido es bombeado por las bombas P-9206 A/B bajo control de flujo hacia los límites de batería, luego de ser enfriado en el E-9204. Este producto puede ser enviado a HDAY-2 o hacia almacenamiento. Una parte del LCGO que sale de la fraccionadora, es tomado aguas arriba del despojador y bombeado por las bombas P-9205 A/B, enfriado en los intercambiadores E-9211 A/B y enviado como aceite pobre a la sección de livianos de la unidad de coquización retardada (Lagoven S.A., 1993).

El aceite rico proveniente de la sección de livianos es calentado en los intercambiadores E-9211 A/B y recirculado al fraccionador (Lagoven S.A., 1993).

Los vapores del tope del fraccionador, son enfriados en los E-9201 A-J en donde se condensan parcialmente. Adicionalmente, se inyecta agua de lavado a la línea de entrada de los vapores a los enfriadores E-9201 A-J, para diluir las sales propensas a precipitar y no permitir la disociación de compuestos corrosivos presentes en este sistema. Estos compuestos son removidos después en el agua agria producida. La mezcla vapor/líquido que sale de los enfriadores E-9201 A-J, es enviada al tambor de cabecera D-9201, en donde los gases son separados de la nafta inestable y el agua agria producida (Lagoven S.A., 1993).

El agua agria condensada es acumulada en la bota del tambor D-9201 y bombeada bajo control de nivel de interfase, por las bombas P-9201 A/B, hacía la línea de vapores del

fraccionador (entrada a E-9291 A-J) y hacía la sección de livianos, como agua de lavado de los gases de la interetapa y descarga del compresor (Lagoven S.A., 1993).

2.11.4. Sección de Recuperación de Vapores

La sección de recuperación de vapores está diseñada para minimizar las emisiones de contaminantes a la atmósfera, durante la operación de la unidad. Este sistema consta de una torre recuperadora de vapores T-9101, un tambor separador D-9108, unos condensadores de vapores E-9101 A-J, un intercambiador E-9102, un enfriador de aceite E-9103 y bombas asociadas al sistema (Lagoven S.A., 1993).

Durante las operaciones de inyección de vapor y enfriamiento de los tambores de coque, el vapor de agua y restos de hidrocarburos pesados (parafinas) fluyen a la torre de recuperación de vapores T-9101, donde condensa y se diluyen los restos de parafina presentes. El LCGO y restos de parafinas combinados, salen por el fondo de la torre y pasan a través de los coladores STR-9102 A/B y las bombas de fondo P-9104 A/B. Parte de esta corriente es enfriada en el E-9103 y recirculada a la torre T-9101 bajo control de flujo y temperatura, y la otra parte, es enviada al fraccionador principal bajo control de nivel de la torre T-9101. El LCGO puede ser enviado como compensación a la torre recuperadora de vapores cuando el nivel en el fondo baja. El intercambiador E-9102 colocado en el fondo de la torre, mantiene la temperatura del LCGO e hidrocarburos pesados circulantes en la torre T-9101 a 300°F, cuando el sistema de recuperación de vapores no está en servicio. Esta corriente circulante mantiene el sistema caliente y listo para recibir los vapores de los tambores de coque o el efluente de las válvulas de seguridad (Lagoven S.A., 1993).

El vapor de agua, los hidrocarburos arrastrados y los incondensables, sales por el tope de la torre T-9101 hacia los condensadores de cabecera E-9101 A-J, donde los dos primeros son condensados. La mezcla vapor /líquido fluye hacia el tambor separador de cabecera D-9108, en donde las trazas de aceite presentes son separadas del agua. El aceite es bombeado por las bombas P-9103 A/B hacia los tanques de slop húmedo del CRAY (TK-9201 y TK-9202) o hacia el sistema de slop húmedo de la refinería. Este slop puede ser reprocesado en la torre fraccionadora T-9201, después de eliminarse el agua presente en el mismo (Lagoven S.A., 1993).

Lagoven S.A. (1993) describe que el agua agria que se condensa en el tambor D-9108, es bombeada por las bombas P-9102 A/B bajo control de nivel de la interfase, hacia el Sistema

de Despojamiento de Aguas Agrias de la refinería. Finalmente, los gases incondensables que salen del tambor separador de cabecera D-9108, son enviados al mechurrio de conversión.

2.11.5. Sección de Livianos

Una parte de la nafta inestable recolectada en el tambor de cabecera de la torre de fraccionamiento principal es enviada con las bombas P-9202 A/B bajo control de nivel, hacia la torre absorbidora primaria T-9301 en la sección de livianos de la unidad. La otra parte de la nafta es bombeada por las bombas de reflujo del fraccionador P-9203 A/B, bajo control de flujo F-430 a la succión de las bombas del tambor interetapa del compresor C-9301, P-9302 y como reflujo al tope del fraccionador (Lagoven S.A., 1993).

Los gases del tambor de cabecera de la fraccionadora, son enviados al compresor de gas de dos etapas C-9301. Los gases que salen de la primera etapa del compresor, se mezclan con agua de lavado proveniente de las bombas de agua agria del fraccionador y fluyen hacia el intercambiador interetapa E-9302, en donde se enfrían y condensan parcialmente. La mezcla vapor/líquido resultante, se envía al tambor separador de la interetapa del compresor. El líquido que se acumula en el tambor es bombeado bajo control de nivel, por las bombas del tambor interetapa P-9302 A/B hacia la descarga de la segunda etapa del compresor, en donde se mezcla con los vapores de tope de la torre despojadora T-9302 y con aceite rico del fondo de la torre absorbidora primaria T-9301. Estas corrientes mezcladas, entran al intercambiador post-enfriador del compresor E-9303 donde se enfrían y condensan parcialmente. La presión a la descarga del compresor es aproximadamente 205 psig para todos los modos de operación de la planta (Lagoven S.A., 1993).

La mezcla de gases, hidrocarburos líquidos y agua proveniente del intercambiador E-9303, es enviada al tambor de alimentación de las torres absorbidora/despojadora D-9303. Los hidrocarburos líquidos son enviados desde este tambor, hacia el plato superior de la torre despojadora T-9302, mediante las bombas de alimentación a la despojadora P-9304 A/B. Los gases presentes en el tambor son enviados al fondo de la torre absorbidora primaria T-9301. El agua agria del tambor es enviada bajo control de nivel de interfase, hacia el sistema de despojamiento de esta agua en la Refinería de Amuay (Lagoven S.A., 1993).

En la torre despojadora T-9302, los hidrocarburos livianos son despojados y el líquido del fondo de la torre es enviado, a la torre debutanizadora T-9304. Los gases del tope de la

despojadora, son recirculados al post-enfriador del compresor. La torre despojadora cuenta con dos rehervidores. El rehervidor inferior E-9308, utiliza la corriente del fondo de la debutanizadora como fuente de calor, mientras de el rehervidor superior E-9307, emplea vapor de 400 psig como fuente de calor. El controlador de temperatura en el plato 3 de la despojadora, fija el flujo de vapor en este rehervidor retirando condensado del mismo (Lagoven S.A., 1993).

Lagoven S.A. (1993) describe que los gases del tambor de alimentación de las torres absorbedora/despojadora D-9303, se envían al fondo de la torre absorbedora primaria T-9301. Estos gases se ponen en contacto en contracorriente, con nafta pobre. Esta nafta es una mezcla de nafta inestable del tambor de cabecera de la fraccionadora y nafta debutanizada fría, proveniente del fondo de la torre debutanizadora. La nafta rica sale por el fondo de la absorbedora primaria y se pone en contacto con la descarga del compresor, los vapores de la despojadora y los líquidos provenientes de la interetapa del compresor, con el fin de aumentar la recuperación de livianos (LPG).

Los gases provenientes del tope de la torre absorbedora primaria T-9301 entran al fondo de la absorbedora T-9303, en donde se ponen en contacto en contracorriente con aceite pobre (gasóleo liviano LCGO sin despojar). Este aceite proveniente de la fraccionadora, es enfriado con agua salada en los intercambiadores de aceite pobre E-9301 A/B y enviado bajo control de flujo, a la torre absorbedora T-9303. Esta absorbedora permite minimizar el arrastre de nafta hacia el sistema de gas combustible. El aceite rico proveniente del fondo de la absorbedora T-9303 es recirculado a la fraccionadora bajo control de nivel, después de pasar a través de los intercambiadores de aceite pobre/aceite rico E-9211 A/B (Lagoven S.A., 1993).

El gas proveniente del tope de la absorbedora T-9303, es enviado al tambor separador de gas D-9308 situado en la parte inferior de la torre depuradora de gases T-9305, con el fin de remover cualquier arrastre de aceite y minimizar los problemas de espuma en el sistema de MEA. Este gas pasa a la torre depuradora de gas T-9305, donde se ponen en contacto en contracorriente con de MEA pobre para la remoción de H_2S , antes de ser enviado bajo control de presión al sistema de gas combustible. La MEA rica es recirculada bajo control de nivel, a las Unidades de Regeneración de Aminas de la refinería (Lagoven S.A., 1993).

Lagoven S.A. (1993) indica que en la torre debutanizadora T-9304, se separa el líquido

proveniente de la despojadora T-9302 en dos corrientes: por el tope sale una corriente de C3/C4 y por el fondo sale nafta debutanizada. Esta torre posee un rehervidor en el fondo E-9310, cuya fuente de calor es vapor de 400 psig.

La nafta del fondo de la debutanizadora, es enfriada en el rehervidor inferior (E-9308) de la despojadora T-9302 y enviada como alimentación a la torre fraccionadora de nafta T-9308. Una parte de esta corriente, es enfriada de nuevo en el enfriador de nafta pobre E-9306 y en el intercambiador de nafta pobre E-9305, antes de ser bombeada hacia la absorbedora primaria bajo control de flujo, por las bombas de nafta pobre de la absorbedora primaria bajo control de flujo, por las bombas de nafta pobre de la absorbedora primaria P-9306 A/B. Los gases del tope de la debutanizadora, son condensados en los condensadores de cabecera E-9309 A/B y enviados al tambor de cabecera D-9305. Parte del líquido acumulado en este tambor, es bombeado por las bombas P-9307 A/B, como reflujo a la debutanizadora. El resto es bombeado por las bombas de producto de cabecera P-9308 A/B hacia la torre depuradora de LPG, T-9306. La presión en el tambor de cabecera de la debutanizadora D-9305 es controlada en rango dividido, desviando los gases del tope de los condensadores de cabecera E-9309 A/B y/o enviando en ocasiones, gas al intercambiador de la interetapa del compresor E-9302 (Lagoven S.A., 1993).

Lagoven S.A. (1993) detalla que la fraccionadora de nafta T-9308, separa la nafta proveniente del fondo de la debutanizadora en dos corrientes: Una corriente de nafta liviana por el tope y una de nafta pesada por el fondo. Los vapores de cabecera de la fraccionadora de nafta, son totalmente condensados en los condensadores de cabecera E-9315 y acumulados en el tambor de cabecera D-9307. El control de presión de la torre se ejerce en los E-9315 y con una línea de balance entre la entrada de los E-9315 y el tambor D-9370. Parte del líquido acumulado en este tambor, es bombeado por las bombas de cabecera P-9311 A/B, como reflujo a la fraccionadora de nafta. El resto de la nafta liviana, es enviada hacia la Unidad de MEROX de nafta liviana de CRAY para su tratamiento, después de ser enfriada en el intercambiador de nafta liviana E-9316. La fuente de calor de la fraccionadora de nafta es el rehervidor E-9317, que se usa como vapor de 400 psig. La nafta pesada es retirada usando las bombas de fondo de la separadora P-9312 A/B y puede ser enviada a almacenamiento, después de enfriarse en el intercambiador de nafta pesada E-

9318 o hacia la Unidad de Desintegración Catalítica (DCAY). Normalmente esta nafta pesada será enviada caliente a HDAY-3/4, usando las bombas booster de nafta pesada P-9313 A/B.

La corriente de C3/C4 proveniente del tambor de cabecera de la debutanizadora, es bombeada hacia el depurador de LPG T-9306, donde se pone en contacto en contracorriente con MEA pobre con del fin de remover H₂S. El producto C3/C4 de tope de esta torre, es enviado a la torre separadora del C3/C4 T-9307, después de precalentarse en el intercambiador alimentación/fondo de la separadora de C3/C4, E-9311. La corriente C3 del tope de la torre T-9307, es condensada en el condensador de cabecera E-9312 y acumulada en el tambor de cabecera D-9306. El líquido presente en este tambor, es bobeadado por las bombas de cabecera P-9310 A/B y se divide en dos corrientes. Una es enviada como reflujo de la torre T-9307 y la otra hacia el límite de batería del CRAY a la Unidad Merox de olefinas existente. La fuente de calor de la separadora de C3/C4 es el rehervidor E-9314, que usa vapor de 145 psig (Lagoven S.A., 1993).

Los C4's producido por el fondo de la separadora son enviado, hacia la Unidad de MEROX de Butanos para su tratamiento con cáustico, después de haber sido enfriado en el intercambiador E-9311 alimentación/fondo del separador y en los enfriadores de butanos E-9313 A/B. Después de pasar por la Unidad de MEROX del CRAY, los butanos son enviados a almacenamiento para mezclas de gasolinas en la planta MOGAS (Lagoven S.A., 1993).

2.12. Unidades de MEROX del CRAY

Gary y Handwerk (1980) definen al proceso MEROX como un proceso de acabado catalítico desarrollado para el tratamiento químico de derivados de petróleo, con la finalidad de remover el azufre presente como mercaptanos, o convertir estos mercaptanos a bisulfuros.

La unidad CRAY cuenta con dos Unidades de Tratamiento MEROX para procesar la nafta liviana producto (LCN) y el butano (C4's) producto proveniente de la Sección de Livianos.

La sección de tratamiento MEROX de nafta liviana está diseñada para procesar 3200 BPD de nafta liviana, proveniente de la torre separadora de nafta T-9308, en dos etapas (Romero, 2009). En la primera etapa, los mercaptanos son extraídos de la corriente de LCN por medio de una solución de soda cáustica. En la segunda, no se varía el contenido de azufre sino que se mejora el olor y estabilidad de la nafta liviana, mediante la

transformación de los mercaptanos en bisulfuros, en un reactor de lecho fijo (Lagoven S.A., 2000).

La sección de tratamiento MEROX de Butano está diseñada para procesar 1600 BPD de butano producto proveniente de la torre separadora de propano/butano T9307. En esta sección, los mercaptanos contenidos en la corriente de butano son extraídos por medio de una solución de soda cáustica (Lagoven S.A., 2000).

2.13. Historial de Modificaciones y Actualizaciones

En 1991 durante la etapa de ingeniería, se realizaron modificaciones al diseño original con la finalidad de alcanzar una capacidad de procesamiento en la unidad de 34250 BPD de fondos de vacío, con un contenido de carbón (Concarbon) en la alimentación de 24,0 % y producir 1898 t/día de coque grado combustible (Foster Wheeler USA Corporation, 1991).

En Lagoven S.A. (1993) se presentan las modificaciones realizadas a la unidad de coquización retardada de la Refinería de Amuay:

- Aumento del diámetro de los tambores de coque: de 21 a 24 pies.
- Aumento de la capacidad de los hornos: de 100 a 129 BTU/h.
- Aumento en la capacidad de los equipos del sistema de recuperación de vapores.
- Aumento del diámetro de las líneas de vapores del tope de los tambores de coque a la torre fraccionadora principal y de los vapores del tope de ésta a la succión del compresor.
- Aumento del cabezal de las bombas de alimentación.
- Cambio de los internos de la torre absorbadora T-9303: de platos a empaques aleatorio.
- Aumento en el diámetro del cabezal de seguridad al mechurrio: de 24 a 36 pulgadas.

Romero (2009) explica que esta planta ha tenido modificaciones desde que entro en servicio, entre las cuales se citan las siguientes:

Para el año 1995:

- Se realizaron paradas de planta para la reparación parcial de la fraccionadora principal, específicamente del plato de retiro del LCGO.

Para el año 1996:

- Se instalaron las facilidades necesarias para enviar agua de caldera en forma controlada a la entrada de la sección de convección de los hornos F-9101/F-9102 utilizando las válvulas de control de inyección de agua de caldera a la sección radiante (“*crossover*” de los pases), lo cual permitió controlar apropiadamente el flujo de agua de caldera a los pases y tener indicadores en el computador para un mejor seguimiento.
- Se instalaron los equipos necesarios para inyectar aceite de lavado en el plato N°2 de la sección de lavado de la torre fraccionadora principal T-9201 del CRAY, con el fin de eliminar la degradación de HCGO a diluyente y mejorar además la operación de los filtros cíclicos.

Para el año 1997:

- Se instalaron las líneas y elementos necesarios para reemplazar el agua del TRAY que alimentaba al tambor D-9201 por agua agria despojada, con el fin de evitar el ensuciamiento con sólidos de los platos superiores del fraccionador.
- Se instaló un desvío al intercambiador de calor E-9214, lo cual permitió seguir procesando slop en la torre fraccionadora, evitando así el tener que enviar el mismo fuera de la unidad del CRAY (slop diluyente).
- Se instalaron pre-filtros en la entrada de aire de los compresores C-9301, a fin de reducir la frecuencia de taponamiento que ocurría en estos equipos.
- Se modificó el distribuidor a la entrada de los tambores de coque, a objeto de reducir la caída de presión a través del mismo, lo que permitió reducir el pase de agua hacia el tambor activo durante el enfriamiento del tambor en decoquización.

Para el año 1999:

- Se modificaron los sistemas de despresurización (venteos) de los generadores de vapor de 400 y 145 psig E-9210 A/B, E.9202 y E-9303 del CRAY, debido a los altos niveles de ruido (>90dB) generado por el vapor “venteado” durante el arranque de la unidad. Estas instalaciones permitieron reducir a valores adecuados el nivel de ruido generado durante el arranque de la unidad, lo cual limitaba la comunicación entre los operarios en el área.

- Se modificó el sistema supresor de polvo del coque en Adaro, el cual consistió en mejorar el sistema de inyección de agua y químico fijador en la estación de transferencia 2 (ET2), y sistema aéreo de riego de las pilas de coque en el patio principal, con la finalidad de reducir la emisión de finos de coque a la atmosfera en Adaro (sitio de almacenamiento de coque del CRAY, en forma confiable y con bajos costos operacionales).

Para el año 2002:

- Se instalaron las líneas para enviar nafta pesada de CRAY a HDAY-1, con el fin de eliminar las variaciones en la alimentación de nafta de reprocesamiento a DCAY y los problemas que estas variaciones ocasionaban. Igualmente se aumento la flexibilidad para el reprocesamiento de nafta pesada.

Para el año 2001:

- Durante la parada de planta se modificaron los platos del fraccionador principal (platos de válvula móvil) por platos Superfrac de válvula fija de alta capacidad, esto con la finalidad de evitar inundación en los platos al operar la unidad con 38.000 BPD de alimentación fresca.

Para el año 2008:

- Durante la parada de planta se realizaron reparaciones en el fraccionador principal al instalarse promotores de burbujeo en cada uno de los platos, con la finalidad de mejorar el desempeño del fraccionador durante la operación de la unidad con 42.000 BPD de alimentación fresca

2.14. Operación de la Unidad de Coquización de la Refinería de Amuay

Lagoven S.A. (1993) especifica que la operación de la unidad de Coquización Retardada va a depender del tipo y flujo de alimentación que se cargue a la unidad al igual que de sus condiciones operacionales:

- Operación Normal: Coque grado combustible, alimentación 28625 BPD, Concarbon 21,89 % peso; puntos de corte TBP de la nafta pesada de 300°F/350°F (Operaciones FG1/FG2, respectivamente).
- Operación Alterna No.1: Coque grado combustible, alimentación 34250 BPD,

Concarbon 24% peso; punto de corte TBP de la nafta pesada de 300°F (Operación FG).

- Operación Alterna No.2: Coque grado ánodo, alimentación 23550 BPD; puntos de corte de la nafta pesada de 300°F/350°F (Operaciones A1/A2, respectivamente).

2.14.1. Flujo de Productos

Foster Wheeler USA Corporation (1987) establece que los productos obtenidos en la unidad de Coquización Retardada (CRAY) tanto para la operación coque grado combustible, como para la operación coque grado ánodo son:

- Coque.
- Gas combustible.
- Propanos.
- Butanos.
- Nafta liviana C5-200°F (Puntos de corte TBP).
- Nafta pesada 200-300°F (Puntos de corte TBP).
- Gasóleo liviano 300-650°F (Punto de corte TBP).
- Gasóleo pesado 650°F + (Puntos de corte TBP).

Foster Wheeler USA Corporation (1987) también especifica que en estas operaciones, también se puede producir nafta pesada con un punto de corte TBP de 350°F. Durante esta operación, se obtienen los mismos productos a excepción de la nafta pesada y el gasóleo liviano, que pasan a ser:

- Nafta pesada 200-350°F (Puntos de corte TBP).
- Gasóleo liviano 350-650°F (Puntos de corte TBP).

2.14.2. Especificaciones de Diseño de los Productos

En la unidad de coquización retardada, se controla continuamente la especificación requerida en cada uno de los productos obtenidos en los diferentes fraccionamientos realizados en la unidad y de acuerdo a estos análisis se hacen los ajustes correspondientes para garantizar la calidad de los productos terminado antes de enviarse a las unidades aguas abajo del CRAY (Lagoven S.A., 1993).

El diseño de la unidad de coquización retardada, está basado en las siguientes especificaciones de productos mostradas en la Tabla 2.2:

Tabla 2.2. Especificaciones de Productos (Lagoven S.A., 1993).

Producto	Especificación	Valor
Gas Combustible	H ₂ S, ppmp	100 max
	Propilenos, % mol	5 max
Propanos	H ₂ S, ppmp	132 normal
	Etano y más livianos, % mol	0,5 max
	N-Butano y más livianos, % mol	2,0 max
	Butadieno, % mol	0,38 max
Butanos	Propano y más livianos, % mol	1,5 max
	Pentano y más pesados, % mol	2,5 max
Nafta Liviana (C5-200°F)	5% LV ASTM, D-86	128°F max
	Presión de Vapor (TVP), psig	12,0 max, a 100°F
Nafta Pesada (200-300°F)	95% LV ASTM D-86	300°F max
	Azufre, % peso	1,2 normal
Gasóleo Liviano (300-650°F)	90% LV ASTM D-86	640°F max
	Flash Point (P.M.), °F	135 min
	Azufre, % peso	2,8 normal (FG) ⁽¹⁾
Gasóleo Pesado (650+°F)		2,6 normal (AG) ⁽²⁾
		854°F normal (FG)
	90% LV ASTM D-1160	788°F normal (AG)

(1) *Full Grade*/ Grado Combustible

(2) *Anode Grade* / Grado Ánodo

2.14.3. Interconexión con otras Unidades

En la tabla 2.3 se muestra la disposición de los productos de la unidad CRAY.

Tabla 2.3. Disposición de los Productos (Lagoven S.A., 1993).

Producto	Disposición Normal	Disposición Alterna
Propano / Propileno (C3's)	Merox de olefinas existente y luego a esferas TK-208/209	Vaporizadores
Butanos / Butilenos (C4's)	Vaporizadores	HBAY
Nafta Liviana (LCN)	Mezclas de gasolina (Mogas) vía tanques TK-51/56/73/86	Tanques TK-64/131
Nafta Pesada (HCN)	HDAY-2/3/4, NFAY-3, Merox HDS y luego hacia almacén. Como nafta HDS para mezclas de gasolina (Mogas) vía tanques TK-5/50/55	Tanques TK-64/131

Tabla 2.3. Disposición de los Productos (Lagoven S.A., 1993 - continuación).

Producto	Disposición Normal	Disposición Alterna
Gasóleo Liviano (LCGO)	HDAY-2 y luego hacia almacén como corte #2 desulfurado para mezclas de diesel	Diluyente a residual (Tanque TK-117)
Gasóleo Pesado (HCGO)	HDAY-3/4 y luego a DCAY o almacenamiento de DVGO	Diluyente a residual (Tanque TK-117)

A continuación se muestra en la figura 2.16 las interconexiones con otras plantas de proceso, indicando la procedencia de la alimentación y el destino de los productos.

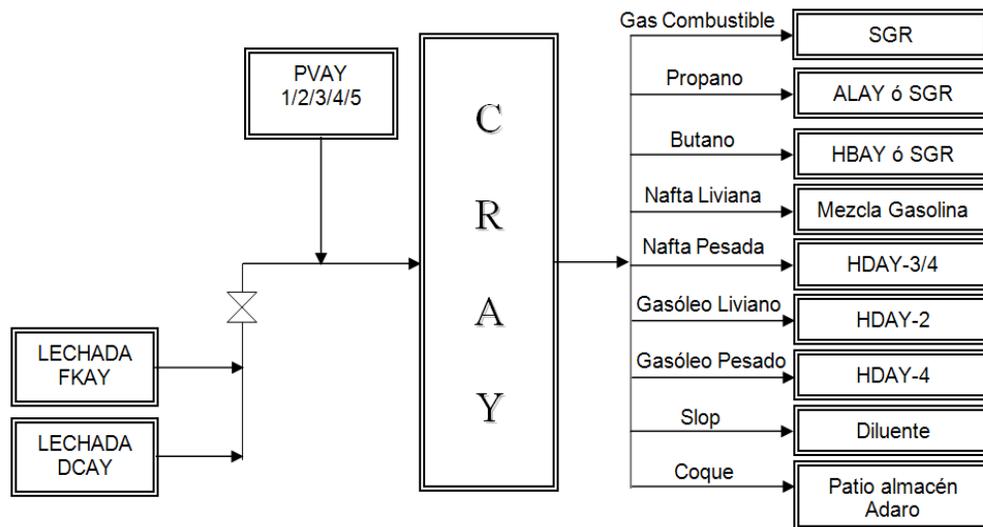


Figura 2.16. Interconexiones con otras plantas de proceso (Lagoven S.A., 1993).

2.15. Simulación de Procesos

Ramírez (2001) explica que un modelo o simulación de proceso es la representación de un proceso o fenómeno mediante otro más simple, que permite simular y analizar sus características. Intenta reproducir la realidad a partir de un sistema de ecuaciones matemáticas de balances de materia y energía, métodos termodinámicos y consideraciones de equilibrio, cuya solución, dados ciertos datos de entrada, es representativa de la respuesta real del proceso a determinadas condiciones de operación. En este caso, el usuario solo tiene que suministrar los parámetros para ajustar el modelo matemático general al caso particular en consideración, con un ahorro de tiempo y esfuerzo considerable.

El riesgo de error ocurre cuando el usuario del programa no toma en cuenta las limitaciones, rangos de aplicación permisibles o simplificaciones implícitas en las

ecuaciones utilizadas por los distintos modelos matemáticos. La simulación es tan exacta como sean las ecuaciones de partida y la capacidad de las computadoras para resolverlas, lo cual fija límites a su utilización.

Tanto en las etapas de diseño como de operación se pueden simular las operaciones unitarias individuales o el proceso completo, lo que permite evaluar e identificar posibles limitaciones o áreas de mejora de los mismos sin necesidad de afectar la continuidad y confiabilidad operacional de las instalaciones (Ramírez, 2001).

Una vez aceptada la simulación, se pueden afectar los cambios en las condiciones operacionales reales de la planta (Ramírez, 2001).

Para verificar la calidad y confiabilidad, se comparan los resultados obtenidos en el modelo con los datos operacionales resultantes a partir de la información empleada como base de la calibración o modificación del diseño. Por tal motivo, es de vital importancia que los datos operacionales sean confiables y consistentes (Ramírez, 2001)

2.15.1. Software de Simulación Empleados

Los paquetes de simulación que fueron utilizados en el presente trabajo para realizar el modelo de la unidad de coquización retardada de la Refinería de Amuay, fue el de Profimatics DC-SIM® versión 2003 de la empresa KBC Advanced Technologies, junto con el simulador de procesos PRO/II con PROVISION® versión 8.0, de la empresa Simulation Sciences Inc (SIMCI) empleado para caracterizar y mezclar de corrientes asociadas al presente estudio.

2.15.1.1. Profimatics DC-SIM® versión 2003

En la guía del de usuario presentada por KBC (2003) presenta al software Profimatics® DC-SIM (Delayed Coking Simulation) versión 2003 como un modelo cinético generalizado que necesita ser ajustado a las condiciones de una unidad de coquización real para modelar su desempeño tanto en operación grado combustible como en operación grado ánodo. Seguido a este ajuste, o calibración, el modelo puede ser usado para predecir el comportamiento de la unidad de coquización, de igual forma el modelo también puede determinar la operación óptima de la unidad real.

KBC (2003) indica que el software funciona sobre una interfaz de Microsoft Excel® y puede ser ejecutado en el modo de Calibración, modo Predictivo, o modo de Optimización,

con la finalidad de determinar los rendimientos y propiedades de los productos de una unidad de coquización retardada, identificar mejoras en la operación de la planta de coquización, realizar un seguimiento de las operaciones diarias y/o evaluar estrategias alternativas de operación (ver Figura 2.17)

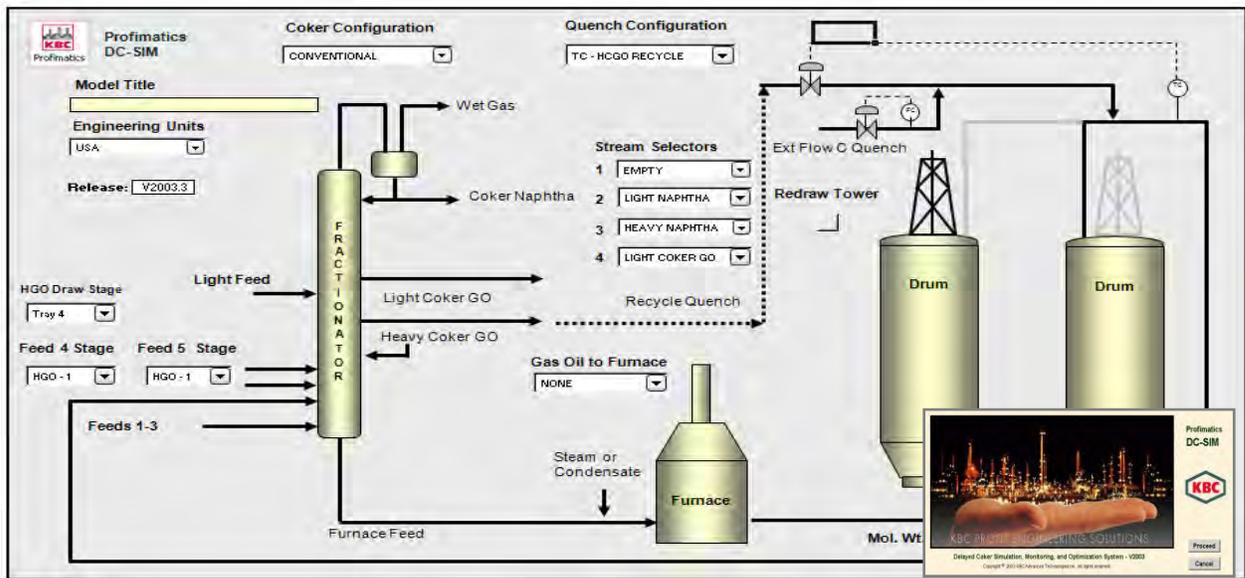


Figura 2.17. Interfaz de Profimatics® DC-SIM version 2003 (KBC, 2003).

El modelo se ajusta al hacer una corrida en el modo “Calibración”. En esta corrida, los datos de la planta de una unidad de coquización retardada son suministrados dentro del modelo. El modelo obliga a un ajuste entre el modelo teórico y la unidad real, de forma automática se calcula una serie de parámetros llamados factores de calibración. Las constantes de velocidad cinéticas de las reacciones de craqueo y polimerización son calculadas durante el procedimiento de calibración o pueden ser ajustadas mediante el uso de los factores de calibración; factor de craqueo y factor de polimerización respectivamente (KBC, 2003).

Antes de realizar la calibración del modelo se debe realizar la configuración de la unidad de coquización retardada, ello implica: establecer el número y tipo de productos, las dimensiones de los tambores de coque, especificar si la unidad opera con una corriente de reciclo y corriente de Quench y el método para calcular los pesos moleculares (KBC, 2006).

KBC (2006) indica que el método para calcular los pesos moleculares consiste en una serie de paquetes de correlaciones internas para determinar el peso molecular de los pseudocomponentes que conforman las corrientes de alimentación:

- Método Profimatics/Maxwell: basado en un ajuste de curva de Maxwell la cual no recomendada para corrientes de gasóleos de vacío o más pesado.
- Método API: poco recomendado para corrientes de heavy oils.
- Método KBC: es el método recomendado, puesto que se basa en el método API con correcciones para heavy oils.
- Goosens: método que presenta el mejor ajuste en un rango más amplio.

KBC (2006) detalla las variables del proceso que deben ser suministrados en el modo de calibración:

- Flujo y calidades de la alimentación.
- Relación de reciclo (alimentación al horno/alimentación fresca).
- Temperatura de salida del horno (COT).
- Presión en los tambores.
- Tiempo de llenado de los tambores.
- Temperatura de entrada y salida de los tambores de coque.
- Densidad del coque.
- Flujo y capacidad calorífica del vapor o condensado de agua inyectado al horno.
- Flujo de Quench.
- Temperatura de los vapores después del Quench.
- Temperatura de entrada de los vapores a la torre de fraccionamiento.
- Temperatura de retiro de HCGO.
- Presión de tope de la torre de fraccionamiento.
- Flujos o rendimientos de los productos.
- Propiedad de los productos.
- Presión de succión y descarga del compresor.
- Temperatura de descarga del compresor.

KBC (2006) explica que una vez el modelo es calibrado, se puede ejecutar en el modo "Predictivo". Este modo permite predecir el comportamiento del modelo. Los factores de calibración a partir de las corridas de calibración son usados como datos de entradas al modo Predictivo. Para predecir corridas, se deben introducir los flujos y calidades de la alimentación y las condiciones de operación de la unidad. Se puede variar cualquiera de las variables del proceso, incluyendo:

- Flujos y calidades de alimentación (incluso agregando nuevas alimentaciones).
- Relación de reciclo (alimentación al horno/alimentación fresca).
- Temperatura de salida del horno.
- Presión en los tambores.
- Punto de corte de los productos

Dados estos datos, el modelo predice como será el comportamiento de la unidad:

- Rendimientos.
- Propiedad de los productos.
- Tiempo de llenado de los tambores.
- Flujo de Quench.

La posibilidad de optimizar el funcionamiento de la unidad se realiza en el modo de Optimización, esta modalidad es un caso especial de predicción, en el cual se introducen los valores máximos y mínimos de operación de cada uno de los equipos que conforman la una unidad de coquización retardada como variables independientes, especificando una o más funciones objetivo como variables dependientes; rendimientos, beneficio económico neto, hasta un máximo de 9 variables dependientes con equivalente número de variables independientes. Finalmente una vez que el modelo es ajustado con la finalidad de optimizar el proceso, reporta los valores que deben ser corregidos en la unidad a fin de cumplir con las variables dependientes especificadas (KBC, 2003).

2.15.1.2. ProII con PROVISION versión 8.0

Según el manual ProII Workbook - Getting Started (SIMSCI, 2000), el programa de simulación ProII con PROVISION® versión 8.0, es una herramienta de simulación

computarizada, la cual permite al ingeniero de procesos realizar trabajos de una manera más efectiva si se están diseñando nuevos procesos o analizando los ya existentes. La velocidad del simulador permite investigar más alternativas en un periodo de tiempo, en comparación si se realizan mediante cálculos manuales.

ProII modela procesos en estado estacionario existentes en la industria química, del petróleo, gas natural y combustibles sintéticos. Las principales aplicaciones en la industria de procesos son para diseñar nuevas instalaciones, optimizar operaciones existentes y resolver problemas operacionales. Trabaja sobre un diseño modular secuencial, es decir, cada operación unitaria es calculada separadamente utilizando datos o cálculos resultantes de la operación o proceso previo (Simulation Sciences Inc, 2000).

El programa combina las fuentes de información de una gran librería de componentes químicos y métodos de predicción de propiedades termodinámicas, utilizando las más avanzadas y flexibles técnicas de operaciones unitarias, lo cual provee las facilidades para llevar a cabo los cálculos de balance de masa y energía necesarios en el modelaje de los procesos en estado estacionario. Así mismo permite modelar y corregir corrientes de hidrocarburos, a partir de sus curvas de destilación y gravedades (Ramírez, 2001).

Capítulo 3

METODOLOGÍA

En este capítulo se describe la metodología desarrollada para modelar la Unidad de Coquización Retardada de la Refinería de Amuay en modo de operación coque grado ánodo. A continuación en la Figura 3.1 se presenta el flujograma que ilustra la estrategia metodológica empelada detallada posteriormente en los párrafos siguientes:

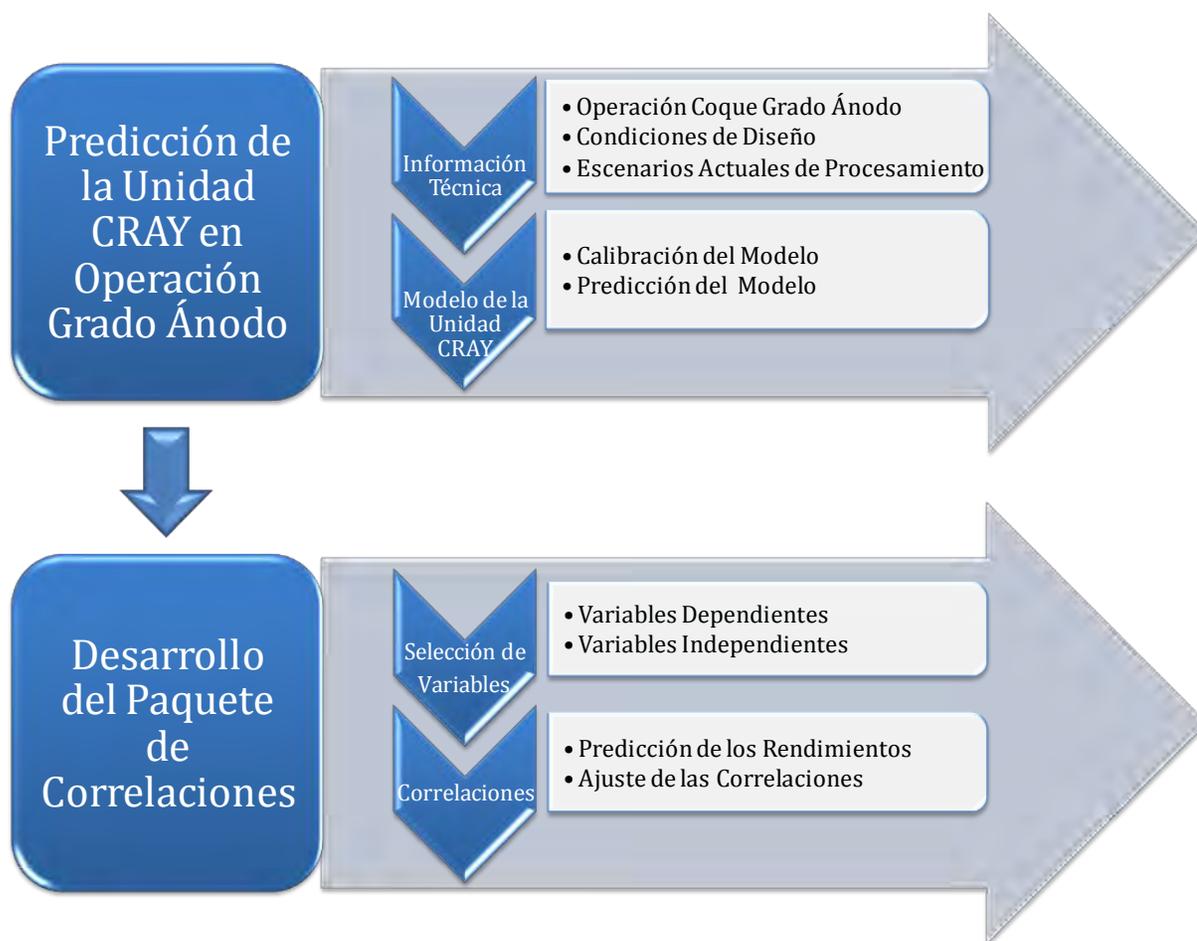


Figura 3.1. Diagrama de la Metodología Planteada.

3.1. Predicción de la Unidad CRAY en Operación Grado Ánodo

Predecir el comportamiento de cualquier unidad de proceso requiere conocer en detalle

toda la información relacionada con dicha unidad. Es por ello que aspectos como la información técnica y la elaboración del modelo de simulación base son vitales para lograr predecir con éxito el comportamiento de la Unidad CRAY en operación grado ánodo.

3.1.1. Información Técnica

A fin de contar con el basamento teórico necesario para el desarrollo de la investigación, se recopiló y registró toda la información técnica proporcionada por los textos científicos, revistas técnicas, trabajos de investigación y fuentes electrónicas referente a los conceptos y operaciones unitarias más resaltantes relacionadas con el proceso y operación de la unidad de coquización retardada de la Refinería de Amuay.

Con la finalidad de desarrollar el modelo de la unidad de coquización retardada de la Refinería de Amuay fue necesario recopilar las características generales del proceso y de su operación para la producción de coque grado ánodo, por lo cual se realizó una revisión de los manuales de operación, libros de especificaciones de diseño, notas técnicas y memorándums relacionados con la unidad de Coquización Retardada (CRAY), así como los manuales de operación de las unidades de Flexicoker (FKAY), Desintegración Catalítica (DCAY) y Extracción de Aromáticos (PTAY-1/2) de la Refinería de Amuay; con la finalidad de estudiar sus procesos.

3.1.2. Información Operación Coque Grado Ánodo

De acuerdo con el diseño de la unidad de coquización retardada de la Refinería de Amuay se alimentan 23550 BPD de una mezcla de tres corrientes: lechada del Flexicoker (FKAY), lechada del Desintegrador Catalítico (DCAY) filtradas, y extracto de lubricantes de la unidad de Extracción de Aromáticos (PTAY-1/2), para producir coque grado ánodo.

Las propiedades de las corrientes individuales y de la mezcla de alimentación, según el diseño para el modo de operación coque grado ánodo se muestran en la Tabla 3.1:

Tabla 3.1. Alimentaciones de Diseño Operación Grado Ánodo (Lagoven, 1993)

Corrientes	Lechada FKAY 850°F+(1)	Lechada DCAY 800°F+	Extracto de Lubricantes	Mezcla
BPD	14600	5259	3700	23550
°API	7,9	5,3	14,9	8,4
CCR, % peso	14,80	6,20	2,10	10,94

Tabla 3.1. Alimentaciones de Diseño Operación Grado Ánodo
(Lagoven, 1993 - continuación)

Corrientes	Lechada FKAY 850°F+(1)	Lechada DCAY 800°F+	Extracto de Lubricantes	Mezcla
S1 % peso	3,29	2,0	2,6	2,89
N1 % peso	0,61	0,43	0,43	0,54

Las propiedades de la lechada de FKAY y el flujo, incluye 1546 BPD de gasóleo de vacío (HVGO) usado como flushing, También incluye 10% de la corriente de fondo de los hidrociclones.

Otras propiedades de estas alimentaciones se muestran a continuación en la Tabla 3.2:

Tabla 3.2. Propiedades de las Lechadas del FKAY, DCAY y del Extracto (Rodríguez, 1984).

	Lechada FKAY	Lechada DCAY	Extracto de Lubricantes
Contenido de sólidos antes de filtrar, ppmp			
Normal	5000 a 10000	3200 a 5000	-
Máximo	40000	10000	-
Contenido sólidos después de filtrar, ppmp			
Normal	1000	50	-
Máximo	1400	100	-
Viscosidad (Cst)			
@ 140°F	-	192,2	-
@ 210°F	230 ⁽¹⁾	17,9	34,9
@ 275°F	40 ⁽¹⁾	-	-
Metales (ppmp, después de filtrar)			
Ni	15 ⁽¹⁾	0,25	Trazas
V	95 ⁽¹⁾	1,31	Trazas

(1) Antes de la inyección de flushing (HVGO).

A continuación se muestran en la Tabla 3.3 los rendimientos máxicos y flujos de la unidad de Coquización Retardada de la refinería de Amuay en modo de operación Alterna N°2 para la producción de coque grado ánodo.

Tabla 3.3. Rendimientos Máxicos Operación Grado Ánodo (Lagoven S.A., 1993).

Componentes		% Peso	Operación Alterna N° 2		
			°API	BPD	FOEB/día
Gas Combustible	H ₂ S	0,89			
	H ₂	0,02			1357
	C1	2,10			

Tabla 3.3. Rendimientos Másicos Operación Grado Ánodo
(Lagoven S.A., 1993 - continuación).

Componentes		% Peso	Operación Alterna N° 2		
			°API	BPD	FOEB/día
Gas Combustible	C2=	0,29			1357
	C2	2,01			
Propanos	C3=	0,68			
	C3	1,71			
	IC4	0,20			
Butanos	C4=	0,64			
	NC4	0,72			
LCN	70°F-200°F	3,22	72,57	1108	
HCN	200°F-300°F	3,55	56,10	1122	
	(200°F-350°F)	(5,63)	(52,93)	(1750)	
LCGO	300°F-650°F	25,46	33,60	7085	
	(350°F-650°F)	(23,38)	(32,36)	(6457)	
HCGO	650°F +	19,19	20,02	4900	
Sólido	Coque	39,32			

Los valores presentados entre paréntesis son corresponden al modo de operación A2.

Las propiedades y calidades de los productos se detallan a continuación:

COQUE GRADO ÁNODO: Las propiedades estimadas del coque grado ánodo se presentan a continuación en la Tabla 3.4:

Tabla 3.4. Propiedades Típicas del Coque Operación Grado Ánodo (Lagoven S.A., 1993).

Propiedades	Operación Alterna N° 2
Azufre	3,3% peso
Vanadio	226 ppmp
Níquel	19 ppmp
VCM	10 a 12% peso
Densidad	55 a 60 lb/pie ³ (en los tambores de coque)
	40 a 60 lb/pie ³ (coque en la cinta transportadora después de pasar por el molino).
	70 lbs/pie ³ máximo por diseño.
Humedad	10% peso máximo
HGI	23 a 60 (coque verde)

GAS COMBUSTIBLE: A continuación se muestran en la Tabla 3.5 las propiedades y composición del gas combustible producido:

Tabla 3.5. Propiedades Gas Combustible Operación Grado Ánodo (Lagoven S.A., 1993).

Propiedades	Operación Alterna N° 2
Peso molecular	21,1
H ₂ S	100 ppmp (después del depurador de gas)
LHV	1239 BTU/SCF
Punto de rocío	Saturado a las condiciones del depurador de gas (170 psig, 120°F)
Propilenos	5% molar máximo
Componente	% Volumen
H ₂	4,43
C ₁	58,06
C ₂ =	4,59
C ₂	29,57
C ₃ =	1,32
C ₃	1,83
C ₄ +	0,20

PROPANOS: Las propiedades y composición estimada de los propanos producidos en la Unidad de Coquización Retardada de la Refinería de Amuay en Operación Alterna N°2 se muestran a continuación en la Tabla 3.6:

Tabla 3.6. Propiedades de los Propanos Operación Grado Ánodo (Lagoven S.A., 1993).

Propiedades	Operación Alterna N° 2
Peso molecular	43,7
Contenido de C ₂	0,5% molar máximo
Contenido de C ₄ +	2,0% molar máximo
Contenido de butadienos	0,38% molar máximo
Presión de vapor	208 psig máximo a 100°F
Contenido H ₂ S	100 ppmp máximo
Mercaptanos	730 ppmp máximo (hacia unidades MEROX)
Componente	% Volumen liquido
C ₂ -	0,37
C ₃ =	25,63
C ₃	72,17
C ₄ +	1,83 (incluye 0,01% LV de butadieno)

BUTANOS: Las propiedades composición de los butanos producidos en la Unidad de Coquización Retardada de la Refinería de Amuay en Operación Alterna N°2 se muestran a continuación en la Tabla 3.7:

Tabla 3.7. Propiedades de los Butanos Operación Grado Ánodo (Lagoven S.A., 1993).

Propiedades	Operación Alterna N° 2
Peso molecular	57,4
Contenido de C ₃ -	1,5% molar máximo
Contenido de C ₅ +	2,5% molar máximo
Contenido de butadienos	0,70% molar
Presión de vapor	70 psig máximo a 100°F
Contenido H ₂ S	100 ppmp máximo
Mercaptanos	940 ppmp máximo (hacia unidades MEROX)
Componente	% Volumen liquido
C ₃ -	1,06
IC ₄	12,32
C ₄ =	38,75
NC ₄	45,54
C ₅ +	2,33

NAFTA LIVIANA: Las propiedades estimadas de la nafta liviana producida se muestran en la Tabla 3.8.

Tabla 3.8. Propiedades de la Nafta Liviana Operación Grado Ánodo (Lagoven S.A., 1993).

Propiedades	Operación Alterna N° 2
Punto Corte TBP, °F	70-200
°API	79,0
Azufre, % peso	0,09
Mercaptanos	1250 ppmp máximo (hacia unidades MEROX)
Nitrógeno, % peso	0,20
Número de Bromo	95
Presión de vapor Reid (RVP)	11 psig máximo
5% LV ASTM D-86	128 °F máximo
200°F+componentes TBP	5,1% LV normal
% LV ASTM D-86	Temperatura, °F
IBP	82
10	113

Tabla 3.8. Propiedades de la Nafta Liviana Operación Grado Ánodo
(Lagoven S.A., 1993 - continuación).

Propiedades	Operación Alterna N° 2
% LV ASTM D-86	Temperatura, °F
30	125
50	140
70	158
90	180
FBP	221

NAFTA PESADA: En la Tabla 3.9 están las propiedades estimadas de la nafta pesada:

Tabla 3.9. Propiedades de la Nafta Pesada Operación Grado Ánodo (Lagoven S.A., 1993).

Propiedades	Operación Alterna N° 2	
Punto Corte TBP, °F	200-300	200-350
°API	56,04	52,97
Azufre, % peso	0,12	0,22
Nitrógeno, % peso	0,30	0,30
Número de Bromo	82	75
200°F-Componentes TBP	4,4% LV Normal	4,2% LV Normal
% LV ASTM D-86	Temperatura °F	Temperatura °F
IBP	214	221
10	232	245
30	241	261
50	253	282
70	267	302
90	281	322
FBP	286	328

GASÓLEO LIVIANO: Las propiedades estimadas del gasóleo liviano producido, se especifican a continuación en la Tabla 3.10:

Tabla 3.10. Propiedades Gasóleo Liviano Operación Grado Ánodo (Lagoven S.A., 1993).

Propiedades	Operación Alterna N° 2	
Punto Corte TBP, °F	300-650	350-650
°API	33,22	31,96
Azufre, % peso	1,10	1,20

Tabla 3.10. Propiedades Gasóleo Liviano Operación Grado Ánodo
(Lagoven S.A., 1993 - continuación).

Propiedades	Operación Alterna N° 2	
Nitrógeno, % peso	0,40	0,40
Número de Bromo	33	30
Índice de Cetano	44	45
Viscosidad a 210°F,Cst	1,17	1,25
Flash Point (PM), °F	135	164
% LV ASTM D-86	Temperatura °F	Temperatura °F
IBP	338	375
10	394	429
30	457	480
50	512	525
70	559	567
90	616	620
FBP	689	693

GASÓLEO PESADO: Las propiedades estimadas del gasóleo pesado producido, se muestran en la Tabla 3.11.

Tabla 3.11. Propiedades Gasóleo Pesado Operación Grado Ánodo (Lagoven S.A., 1993).

Propiedades	Operación Alterna N° 2
Punto Corte TBP, °F	650-845
°API	20,41
Azufre, % peso	2,60
Nitrógeno, % peso	0,60
Número de Bromo	21 (30 máximo diseño)
Ni + V ppmp	1
CCR, % peso	0,5 (después de filtrado)
% LV ASTM D-86	Temperatura °F
IBP	554
10	653
30	683
50	711
70	743
90	788
FBP	862

3.1.3. Condiciones de Diseño

Las condiciones de diseño de la unidad de coquización retardada de la Refinería de Amuay están dadas por los balances de materia y energía, los cuales fueron verificados y ajustados: balances globales para las operaciones A1 y A2 presentados en los apéndices B.1 y B.2 respectivamente. Estos manuales aportan datos acerca de los flujos y datos operacionales del proceso como las temperaturas, presiones y propiedades físicas de las corrientes asociadas a las unidades. Adicionalmente los diagramas y hojas de datos de los equipos; diagramas de tuberías e instrumentación (P&ID's), diagramas de flujo del proceso (PFD's), planos de ubicación (*plot plants*) de las unidades estudiadas y los planos mecánicos, para determinar las dimensiones y especificaciones de los mismos.

3.1.4. Dimensionamiento de los Tambores de Coque

El diseño de la Unidad de Coquización Retardada de la Refinería de Amuay en modo de operación coque grado ánodo se realizó en el año 1987, pocos años después en 1991 durante la ingeniería básica del proyecto se realizó un cambio significativo al proceso al aumentar el diámetro de los tambores de coquización de 21 ft a 24 ft sin que se realizara la corrección del balance de masa para la operación grado ánodo (ver los apéndice C.1 y C.2).

3.1.5. Variables Operacionales del Proceso

A continuación se muestran en la Tabla 3.12 los valores de las variables operacionales establecidas en el diseño original de la unidad de coquización retardada de la refinería de Amuay para los dos casos operacionales de producción de coque grado ánodo (A1 y A2).

Tabla 3.12. Variables Operacionales del Proceso.

Variables de Operación	Unidades	A1	A2
Temperatura de Entrada del Horno	°F	645	645
Temperatura de Salida del Horno	°F	950	950
Flujo de Vapor de Agua Inyectado al Horno	lb/hr	4857	4857
Presión en los Tambores de Coque	PSI	60	60
Temperatura de los Vapores en el Tope del Tambor	°F	880-890	880-890
Flujo de Quench	BPD	2846	2821
Temperatura de los Vapores después del Quench	°F	860	860
Relación de Reciclo	-	1,1	1,1
Temperatura de Retiro del HCGO	°F	707	705

Tabla 3.12. Variables Operacionales del Proceso (continuación).

Variables de Operación	Unidades	A1	A2
Temperatura de Tope en la Torre Fraccionadora	°F	280	311
Presión de Tope en la Torre Fraccionadora	Psig	51.5	51.5
Temperatura de Succión del Compresor	°F	120	120
Presión de Succión del Compresor	Psig	48	48
Presión de Descarga del Compresor	Psig	190	190

3.1.6. Escenarios Actuales de Procesamiento

Predecir el comportamiento de la Unidad de CRAY implica, en primera instancia, caracterizar cada corriente a procesar. Las condiciones de operación y los equipos que conforman las unidades del FKAY, DCAY y PTAY-1/2 de la Refinería de Amuay han sido objeto de diversas modificaciones y actualizaciones hasta hoy día. Dichas modificaciones implican cambios en los flujos y las propiedades de las corrientes de diseño que conformarán la mezcla alimentada a la unidad CRAY en operación coque grado ánodo, así como en los rendimientos de la misma.

Las propiedades de las alimentaciones disponibles actualmente en la Refinería de Amuay aptas para ser procesadas en la unidad de coquización retardada en operación coque grado ánodo se presentan a continuación en la Tabla 3.13:

Tabla 3.13. Alimentaciones Actuales Operación Grado Ánodo.

Corrientes		Lechada FKAY	Lechada DCAY	Extracto Lube Liviano	Extracto Lube Pesado	ICCO DCAY
Flujo	BPD	14000	5259	2000	2000	15900
Flujo	lb/hr	223106	76566	27693	28184	222545
°API	D-70	3,6	10,3	17,6	15	16
CCR	%p/p	19,8	2,19	0,12	1,49	<0,1
Nitrógeno	D-5762-02	ppmp	6199	2058	1414	3057
Azufre			3,68	0,56	2,5	2,63
Cenizas	D-482	%p/p	0,0487	0,0238	-	0,006
C			95,92	90,08	-	85,86
%H			9,19	8,83	-	11,18
Saturados	%p/p	30,77	18,81	40,39	32,84	31,08
Aromáticos	%p/p	60,46	54,87	54,46	58,08	62,74

Tabla 3.13. Alimentaciones Actuales Operación Grado Ánodo (continuación).

Corrientes			Lechada FKAY	Lechada DCAY	Extracto Lube Liviano	Extracto Lube Pesado	ICCO DCAY
Resinas		%p/p	0,35	24,3	4,16	6	6,05
Asfaltenos		%p/p	8,41	2,01	0,98	3,09	<0,3
Ni	PDVSA 400	ppmp	24	0,1	0,1	<10	<0,5
V		ppmp	259	0,1	0,1	4,65	<0,5
% LV	Norma ASTM		D-5307	D-5307	D-1160	D-1160	D-1160
IBP	°F		615,2	341,6	652,1	824,9	428,4
5	°F		806,7	590,0	688,6	844,0	554,7
10	°F		866,5	653,9	710,4	844,5	578,8
20	°F		917,2	-	725,7	846,7	590,9
30	°F		950,9	732,6	736,7	848,5	602,1
40	°F		982,4	-	763,7	849,7	610,2
50	°F		1013,5	777,2	781,0	899,4	630,1
60	°F		1048,8	-	794,3	900,1	648,1
70	°F		1088,8	830,1	812,1	979,5	660,0
80	°F		-	867,2	829,8	990,3	681,6
90	°F		-	925,5	855,3	997,9	698,2
95	°F		-	-	878,2	1010,8	713,3
FBP	°F		-	1115,6	-	-	-

Las corrientes que fueron seleccionadas para realizar la predicción del modelo de la unidad de coquización retardada de Amuay son las lechadas (corrientes de fondo) de la unidad de flexicoquización (FKAY) y del desintegrador catalítico (DCAY) junto a los extractos de lubricante liviano y pesado generados en la unidad de extracción de aromáticos (PTAY 1/2). Las corrientes mencionadas son las especificadas según el diseño de la Unidad CRAY.

Los flujos de las corrientes seleccionadas para cada uno de los escenarios de procesamiento propuestos en la unidad de coquización retardada de la Refinería de Amuay operando bajo la modalidad de producción de coque grado ánodo se presentan a continuación en la Tabla 3.14.

El primer escenario de procesamiento sería el implementado durante las corridas de prueba de la unidad CRAY para evaluar su desempeño. En este, solo se utilizarían las

corrientes provenientes de FKAY y DCAY. La Refinería de Amuay cuenta hoy día sólo con las líneas que comunican estas unidades para transportar las lechadas hasta la unidad de CRAY. Los dos escenarios restantes aplicarían luego de realizarse la construcción de la línea de extracto de lubricantes desde la unidad PTAY 1/2 hasta la unidad CRAY. Esto comprende dos escenarios, porque depende de la configuración de operación de la unidad PTAY 1/2, que alterna en la producción de extracto liviano o pesado.

Tabla 3.14. Flujos de las Corrientes en los Escenarios de procesamiento propuestos.

Flujos de corrientes	1^{er} Escenario	2^{do} Escenario	3^{er} Escenario
Lechada del FKAY ⁽¹⁾ , BPD	14000	14000	14000
Lechada del DCAY ⁽¹⁾ , BPD	5259	5259	5259
Extracto de Lubricante Liviano, BPD	-	2000	-
Extracto de Lubricante Pesado, BPD	-	-	2000
TOTAL	19259	21259	21259

(1) Corrientes de lechadas sin filtrar

Finalmente se hizo uso de los Manuales y guía del usuario del programa Profimatics DC-SIM de KBC, con la finalidad de estructurar y emplear la mejor metodología al momento de manipular la información técnica recopilada para modelar con éxito el proceso de la unidad de coquización retardada de la Refinería de Amuay en modo de operación grado ánodo.

3.1.7. Modelo de la Unidad CRAY

Previo a la predicción del comportamiento la unidad de coquización retardada de la Refinería de Amuay en operación grado ánodo fue necesario realizar el modelo de simulación que permitió realizar la posterior predicción el comportamiento de la unidad. Para ello el modelo se construyó por medio del ajuste del modelo generalizado presentado por el software Profimatics DC-SIM.

3.1.8. Calibración del Modelo

El modelo generalizado fue ajustado hasta obtener desviaciones aceptables al hacer una corrida en el modo "CALIBRACIÓN" con los datos de diseño de la unidad de coquización retardada:

- Las dimensiones del tambor de coque fueron las empleadas en el diseño original de los mismos con un diámetro de 21 pies (ver Apéndice C.1).

- El método para calcular los pesos moleculares seleccionado fue el método Profimatics/Maxwell.
- Se introdujeron al programa las variables operacionales empleadas para realizar la calibración del modelo (ver la Tabla 3.12 en la columna correspondiente a la operación A1).
- Las propiedades correspondientes a la alimentación fueron introducidas al modelo y se encuentran especificadas en el Apéndice D.1, las cuales fueron obtenidas a partir de la simulación en el simulador ProII/8.0. para la caracterización de la mezcla de las corrientes de lechada de FKAY, lechada de DCAY y de extracto de lubricantes de PTAY-1/2 según el diseño.
- Las propiedades correspondientes a los productos de la coquización retardada fueron introducidas al modelo y se presentaron anteriormente en las Tablas 3.4 a la 3.11. Los flujos de las corrientes de los productos fueron obtenidos a partir del balance de masa para la operación correspondiente (ver Apéndice B.1).

3.1.9. Predicción del Modelo

Una vez que el modelo fue calibrado, se procedió a utilizar el modo “PREDICTIVO”. Lo cual permitió realizar la corrección de las dimensiones de los tambores de coque a 24 pies (Ver Apéndice C.2) y posteriormente predecir el comportamiento de la unidad bajo los tres escenarios de procesamiento propuestos.

Las variables operacionales empleadas para realizar las predicciones permanecieron constantes, a excepción de la temperatura de los vapores luego de aplicar el “*quench*”, la cual fue modificada con la finalidad de garantizar la convergencia de las predicciones.

Se introdujeron al modelo las propiedades correspondientes a cada una de las alimentaciones propuestas para cada escenario de procesamiento, las cuales fueron obtenidas a partir de la simulación en el simulador ProII/8.0. Esto último, de mezclar las corrientes de lechadas de FKAY y DCAY, y las corrientes de extracto de lubricante liviano o pesado de la unidad PTAY-1/2 dependiendo del escenario propuesto (ver Apéndice D.2)

3.2. Desarrollo del Paquete de Correlaciones

Para desarrollar un paquete de correlaciones lineales entre dos variables, es necesario

disponer de la información detallada de los valores de una variable dependiente y como esta se ve alterada al modificar el valor de la variable dependiente, para determinar cuál es la correlación que rige el proceso.

3.2.1. Selección de Variables

Se realizó la selección de las variables dependientes e independientes del proceso para lo cual primeramente se debe especificar las variables dependientes e independientes que gobiernan al proceso de coquización retardada:

3.2.1.1. Variables dependientes

Las variables dependientes del proceso de coquización retardada están constituidas por los rendimientos de los productos, tiempo de llenado de los tambores de coque y el flujo de “*quench*”.

3.2.1.2. Variables independientes

Son aquellas variables del proceso de coquización retardada que no pueden ser manipuladas deliberadamente.

Las propiedades de la alimentación; %CCR, heteroátomos, metales, etc, son las no pueden modificarse; a menos que se modifique la corriente de alimentación aguas arriba del proceso.

Por lo general la presión de los tambores de coque, la temperatura a la salida del horno o COT, la relación de reciclado (RR), el tiempo de residencia de los vapores de hidrocarburos dentro de los tambores de coquización presentan rangos de variabilidad dependiendo de la flexibilidad que permita el proceso y las restricciones de los equipos.

3.2.2. Correlaciones

Se determinó el paquete de correlaciones que permitan estimar los rendimientos de los productos de la unidad de coquización retardada de la Refinería de Amuay en operación coque grado ánodo radicó en la predicción de los rendimientos de los productos para un determinado número de alimentaciones con %CCR diferentes.

Primeramente se realizó la predicción de los rendimientos con el modelo de simulación en Profimatics® DC-SIM de Unidad de Coquización Retardada de la Refinería de Amuay al ser alimentada con cuatro corrientes y luego de ser corregido el diámetro de los tambores

de coque. La primera de ellas fue la empleadas en el caso base utilizado para la calibración del modelo y las otras predicciones fueron las propuestas en los tres escenarios de procesamiento. Es importante acotar que en todas las predicciones que se realizaron el resto de las variables independientes permanecieron constantes, a excepción de las variables inherentes de alimentación.

Luego de predecir los rendimientos de gas combustible, LCN, HCN, LCGO, HCGO y coque en cada uno de los escenarios de procesamiento propuestos se procedió al procesamiento y análisis de estos resultados, haciendo uso de las herramienta de representación grafica y ajuste de datos de Microsoft Excel®, con la finalidad obtener y ajustar las correlaciones entre el porcentaje de los rendimientos de cada uno de los productos de la Unidad de Coquización Retardada de la Refinería de Amuay con respecto al porcentaje de carbón residual Conradson (%CCR) presente en la alimentación.

Capítulo 4

PRESENTACIÓN Y ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

En este capítulo se presentan y analizan los resultados obtenidos luego de aplicar la metodología descrita en el capítulo anterior con el propósito de alcanzar los objetivos planteados en la presente investigación. Para lo cual se modeló de la Unidad CRAY según sus condiciones de diseño, se realizó la corrección de las dimensiones de los tambores de coque, seguidamente se realizó la predicción del comportamiento de la unidad para tres escenarios de procesamiento y finalmente se desarrolló el paquete de correlaciones para predecir más rápidamente los rendimientos de los productos de la Unidad CRAY en operación grado ánodo.

4.1. Modelo de la Unidad CRAY en Operación Grado Ánodo

El método seleccionado para calcular los pesos moleculares fue el método Profimatics/Maxwell por mostrar mayor precisión en la convergencia del modelo, a pesar de representar mayor dificultad en la misma. Es decir, que el modelo requiere mayor poder computacional, tiempo y la convergencia es más difícil. Esta dificultad se atacó a través de una mayor precisión al estimar el factor de craqueo. Esta estimación es determinante en la convergencia del modelo.

Actualmente la unidad de coquización retardada de la Refinería de Amuay produce nafta pesada con un punto de corte de 300 °F como parte de la integración y requerimientos de calidades que exigen las unidades interconectadas aguas abajo. Esto corresponde al modo de operación A1. Este modo fue tomado como patrón para ajustar el modelo.

Al ajustar el modelo generalizado del software Profimatics DC-SIM en su modalidad de "CALIBRACIÓN" con los datos proporcionados para el caso de diseño de la Unidad CRAY en modo de operación A1 se obtuvieron los rendimientos máxicos mostrados a continuación en la Tabla 4.1. Esta tabla ofrece una comparación entre los rendimientos reportados por el diseño y por la simulación realizada.

Tabla 4.1. Comparación de los Rendimientos Másicos del Caso de Diseño.

Componentes	Diseño	DC-SIM	Desviación %
H2S	0,89	0,86	3
NH3	-	0,09	-
H2	0,02	0,02	0
C1	2,10	2,10	0
C2=	0,29	0,29	0
C2	2,01	2,01	0
C3=	0,68	0,68	0
C3	1,71	1,71	0
IC4	0,20	0,20	0
C4=	0,64	0,64	0
NC ₄	0,72	0,72	0
LCN	3,22	3,24	0,04
HCN	3,55	3,53	0,1
LCGO	25,46	25,44	0,08
HCGO	19,19	19,27	0,4
Coque	39,32	39,21	0,3

En la Tabla 4.1 se presentan en la primera columna “Diseño” los rendimientos correspondientes de cada uno de los productos del proceso introducidos al modelos generalizado, los rendimientos obtenidos por el simulador luego de encontrar la convergencia del mismo se presentan en la segunda columna “DC-SIM”. En la tercera columna de la tabla se presentan las desviaciones del simulador con respecto a los datos suministrados al sistema al momento de calibrar el modelo de diseño de la unidad de coquización.

A continuación en la Tabla 4.2 se comparan los flujos de los productos de diseño (primera columna) con los flujos reportados por la calibración del modelo presentados en la segunda columna. Las desviaciones entre ambos flujos de diseño y los reportados por el modelo se presentan en la tercera columna.

Tabla 4.2. Comparación de los Flujos de los Productos del Casos de Diseño.

Productos	Diseño	DC-SIM	Desviación %
C2-, t/día	167	167	0
Propanos, t/día	90	90	0

Tabla 4.2. Comparación de los Flujos de los Productos del Casos de Diseño (continuación).

Productos	Diseño	DC-SIM	Desviación %
Butanos, t/día	59	59	0
Nafta Liviana, t/día	122	123	0,8
Nafta Pesada, t/día	135	134	0,7
Gasóleo Liviano, t/día	963	962	0,1
Gasóleo Pesado, t/día	726	729	0,4
Coque, t/día	1488	1484	0,3
Corriente de quench, BPD	2846	2839	0,2

Seguidamente en la Tabla 4.3 se comparan las gravedades API de cada producto de acuerdo con el diseño de la unidad (primera columna) con los resultados respectivos arrojados por el modelo (segunda columna). Las desviaciones entre ambos valores son mostradas en la tercera columna de la tabla.

Tabla 4.3. Comparación de la °API de los Productos de los Casos de Diseño.

Productos	Diseño	DC-SIM	Desviación %
Nafta Liviana, °API	75,0	74,9	0,2
Nafta Pesada, °API	56,5	56,5	0
Gasóleo Liviano, °API	33,7	33,7	0
Gasóleo Pesado, °API	20,7	20,7	0

En la Tabla 4.4 se comparan las propiedades del coque especificadas por el diseño con las obtenidas por el modelo, mostradas en la primera y segunda columna respectivamente. Las desviaciones del modelo son presentadas en la tercera columna.

Tabla 4.4. Comparación de las Propiedades del Coque de los Casos de Diseño.

Propiedades	Diseño	DC-SIM	Desviación %
Azufre, % p/p	3,2	3,3	3
Nitrógeno, % p/p	-	0,61	-
Metales, ppmp	244	244	0
VCM, % p/p	10	10	0
Cenizas, ppmp	0,16	0,16	0
HGI, [-]	60	60	0

Al comparar los resultados de modelo de diseño de la Unidad CRAY con los datos de diseño de la unidad se observan desviaciones aceptables menores al 3 % en los

rendimientos, flujos y calidades de los productos entre el modelo de simulación y los datos de diseño. Ahora bien, este valor de 3 % también está por encima, relativamente, de las otras desviaciones. Solo el rendimiento de H_2S , y por supuesto, el contenido de azufre son los que reportan este valor de desviación. El resto de las desviaciones se mantienen por debajo de 1 %.

Ahora, observando con mayor detalle los resultados de la simulación, se logra observar que esta incluye un rendimiento de NH_3 no reportado en los resultados del diseño. El balance en el diseño agrupa los productos del contenido de nitrógeno y azufre, esto es el H_2S y el NH_3 . El programa de simulación hace el balance de forma detallada. Esto es la razón principal de la divergencia en los resultados de H_2S .

Finalmente en la Figura 4.1 se muestran las curvas de destilación de los cuatro destilados LCN, HCN, LCGO y HCGO obtenidas con el modelo, las cuales se ajustan con exactitud a las curvas de los productos especificados en el diseño de la unidad

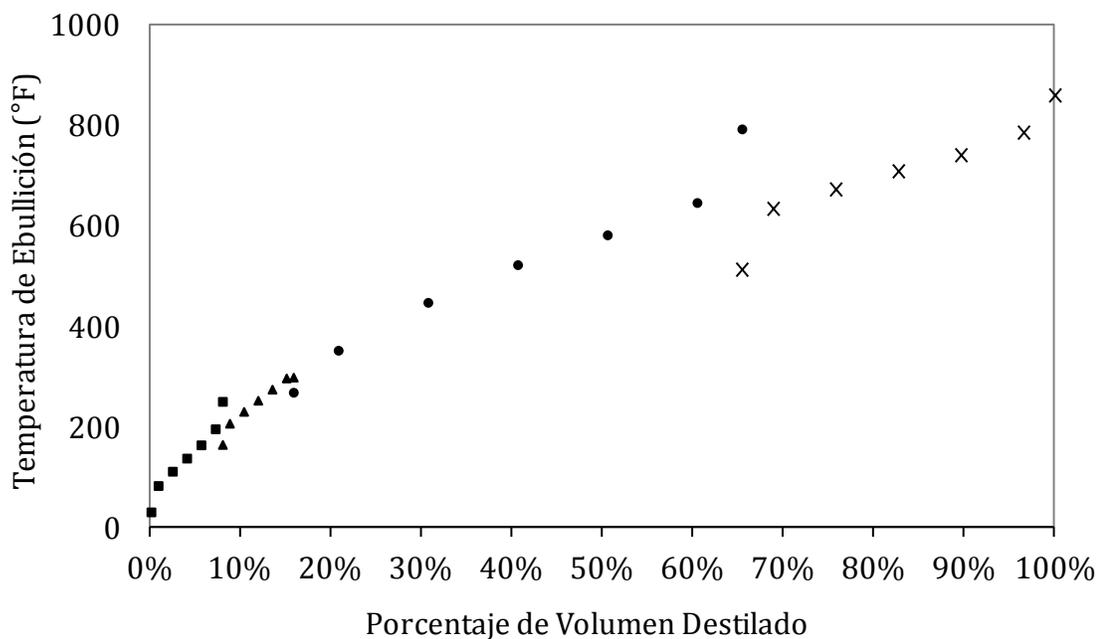


Figura 4.1. Curvas de destilación TBP de los Productos de Diseño

(□ LCN, ▲ HCN, — LCN, ● LCGO, x HCGO)

La precisión del modelo al simular el comportamiento de la unidad se le atribuye al procedimiento metodológico empleado para asegurar la convergencia del modelo y la reducción progresiva del margen de error aceptado, con una tolerancia del 0,1 %. Asegurar la convergencia del modelo consistió principalmente en encontrar el valor para el factor de

craqueo (FC) correspondiente a fin de lograr la primera convergencia del modelo.

El programa Profimatics® DC-SIM tiene un valor de FC = 1 por defecto, correspondiente una unidad en modalidad de producción para de coque grado combustible. Al modelar una unidad con una alimentación convencional (fondos de las torres de destilación atmosféricas, o de vacío, de alto contenido en asfaltenos y alto porcentaje de carbón residual), deberá hacerse con un FC cercano a la unidad. El contenido de asfaltenos y el %CCR son dos de los factores más importantes para el factor de craqueo (FC). Como se señaló, en la modalidad de coque grado ánodo, la alimentación tiene valores de asfaltenos bajos y de %CCR moderados. Esta es la principal diferencia con la operación de coque grado combustible.

Entonces, para una alimentación con bajo contenido en asfaltenos y %CCR moderado, el FC será inferior a 1. Cuán por debajo de 1 depende de la diferencia entre %CCR de la alimentación y el valor de referencia de simulador. Así mismo, los rendimientos de los productos, en especial el rendimiento en coque, serán determinantes a hora de determinar el FC correspondiente para asegurar la convergencia y exactitud del modelo.

El factor de craqueo que determinó la convergencia y exactitud del modelo al simular el comportamiento de diseño de la unidad de coquización de la Refinería de Amuay en operación coque grado ánodo fue de 0,0929.

De este valor se podría inferir que la alimentación es mucho menos sensible de sufrir reacciones de craqueo por los bajos contenidos de asfaltenos y el alto contenido de moléculas aromáticas responsables de la sensibilidad al craqueo.

La determinación del factor de craqueo demostró ser una tarea laboriosa y repetitiva. Por esta razón se desarrolló un algoritmo con el objeto de simplificar el proceso de convergencia, fundamentado principalmente en la observación de las iteraciones de convergencia al realizar las pruebas de ensayo y el error modificando el valor del FC. Este algoritmo está presentado en los Apéndices E.1 y E.2.

4.2. Predicción de la Unidad CRAY en Operación Grado Ánodo

Los resultados obtenidos por el modelo de de la unidad CRAY al ajustar el diámetro de los tambores de coque al actual en su modalidad de “PREDICCIÓN” se presentan en la Tabla 4.5. La última columna muestra la variación entre los rendimientos máxicos de los

productos del modelo ajustado; presentados anteriormente en la Tabla 4.1, y los estimados al ajustar el diámetro de 21 a 24 pies.

Tabla 4.5. Rendimientos Másicos Corregidos con un Diámetro de 24 ft.

Componentes	D = 21 ft	D = 24 ft	Variación
H ₂ S	0,86	0,86	0
NH ₃	0,09	0,09	0
H ₂	0,02	0,02	0
C1	2,10	2,17	+ 0,07
C2=	0,29	0,30	+ 0,01
C2	2,01	2,09	+ 0,08
C3=	0,68	0,71	+ 0,03
C3	1,71	1,78	+ 0,07
IC4	0,20	0,21	+ 0,01
C4=	0,64	0,67	+ 0,03
NC4	0,72	0,75	+ 0,03
LCN	3,24	3,42	+ 0,18
HCN	3,53	3,69	+ 0,16
LCGO	25,44	25,67	+ 0,23
HCGO	19,27	18,09	- 1,18
Coque	39,21	39,48	+ 0,27

Se aprecia el incremento de los rendimientos másicos de los productos gaseosos, nafta liviana, nafta pesada y gasóleo liviano a expensas de un menor rendimiento del gasóleo pesado. Estos incrementos son el resultado de un aumento en el craqueo de los hidrocarburos pesados (HCGO) por causa del aumento en el tiempo de residencia dentro del los tambores de coque. Lo cual es consecuencia del aumento del volumen de los tambores de coque (ver Ecuación 2.17). Al incrementarse los rendimientos másicos se evidenciará un aumento en los flujos de los mismos, como resultado de no presentar cambios significativos en las propiedades de los productos como se aprecia a continuación en la Tabla 4.6:

Tabla 4.6. Flujo Másicos Corregidos con un Diámetro de 24 ft.

Productos	D = 21 ft	D = 24 ft	Variación
C2-, t/día	167	173	+ 6
Propanos, t/día	90	94	+ 4

Tabla 4.6. Flujo Másicos Corregidos con un Diámetro de 24 ft (continuación).

Productos	D = 21 ft	D = 24 ft	Variación
Butanos, t/día	59	62	+ 3
Nafta Liviana, t/día	123	129	+ 6
Nafta Pesada, t/día	134	140	+ 6
Gasóleo Liviano, t/día	962	971	+ 9
Gasóleo Pesado, t/día	729	648	- 81
Coque, t/día	1484	1494	+ 10
Corriente de Quench, BPD	2839	2655	- 184

Se logra apreciar una disminución en la gravedad del gasóleo pesado de 21,7 °API según diseño (ver Tabla 4.3) a 21°API manteniendo el resto de las propiedades invariables. Esto corresponde al aumento del tiempo de residencia dentro de los tambores y en consecuencia un mayor aumento en el craqueo de las moléculas. Un mayor craqueo incide directamente sobre el punto final de ebullición del HCGO, viéndose este reducido levemente y presentando una disminución en la gravedad del producto.

Al operar la unidad con una relación de reciclaje de 1,1 y producir un gasóleo ligeramente menos pesado, el modelo obliga a incrementar el punto de corte entre el HCGO y el reciclaje. Así se favorece al aumento de la producción de coque en la unidad, presentando un incremento de 10 t/día con respecto a la producción de coque con un diámetro de los tambores de 21 pies estipulado en el diseño original (ver Tabla 4.5).

En la Tabla 4.7 se presentan las propiedades de los productos. Los productos destilados tienen las mismas propiedades a las reportadas en el diseño. Solo el coque varió en sus propiedades, pero de manera poco significativa.

Tabla 4.7. Propiedades de los Productos con un Diámetro de 24 ft.

Propiedad	LCN	HCN	LCGO	HCGO	Coque
°API	74,9	56,5	33,8	21	-
Azufre, %p/p	0,11	0,16	1,11	2,67	3,31
Nitrógeno, %p/p	0,19	0,30	0,41	0,62	0,60
N° de Bromo	95,62	82,0	33,0	21,0	-
CCR, % p/p	-	-	-	0,5	-
Metales, ppmp	-	-	-	1,0	243
VCM, % p/p	-	-	-	-	10

Tabla 4.7. Propiedades de los Productos con un Diámetro de 24 ft (continuación).

Propiedad	LCN	HCN	LCGO	HCGO	Coque
Cenizas, ppm	-	-	-	-	0,16
HGI, [-]	-	-	-	-	60

La estimación de los rendimientos máxicos del modelo de de la Unidad de Coquización Retardada (CRAY) para los tres escenarios de procesamiento planteados se presentan a en la Tabla 4.8.

Tabla 4.8. Rendimientos Máxicos de los Productos para cada Escenario de Procesamiento.

Componentes	1 ^{er} Escenario, %	2 ^{do} Escenario, %	3 ^{er} Escenario, %
H ₂ S	0,84	0,83	0,84
NH ₃	0,08	0,08	0,08
H ₂	0,02	0,02	0,02
C1	2,23	2,12	2,18
C2=	0,29	0,27	0,28
C2	2,23	1,93	2,00
C3=	0,56	0,54	0,58
C3	1,63	1,55	1,63
IC4	0,17	0,16	0,17
C4=	0,56	0,53	0,57
NC4	0,65	0,65	0,68
LCN	3,18	3,06	3,14
HCN	3,38	3,27	3,37
LCGO	28,5	30,92	7,88
HCGO	13,3	14,14	14,54
Coque	42,6	39,9	42,0

El mayor rendimiento en coque lo presenta el primer escenario de procesamiento, seguido por el tercero, que adiciona 2000 BPD de extracto de lubricante pesado. Finalmente está el caso de la mezcla que contiene 2000 BPD de extracto de lubricante liviano. Esta tendencia se ajusta a la esperada de acuerdo a los contenidos de carbón residual (%CCR). En el Apéndice D.2 se muestra que el mayor contenido de carbón residual lo tiene la mezcla de lechadas (1^{er} escenario). A medida que se integra la porción correspondiente de extracto de lubricante pesado el contenido de carbón residual disminuye y finalmente el menor contenido de carbón residual esta lo ocupa la mezcla con extracto de lubricante liviano.

Los rendimientos globales para cada escenario de procesamiento se presentan en la Figura 4.2, observándose la tendencia de una disminución proporcional del rendimiento de los productos líquidos al aumentar el contenido de carbón residual. Los rendimientos en gases permanecen invariables en un rango de 15,30% y 14,0% en peso de carbón residual Conradson, primer y segundo escenario respectivamente.

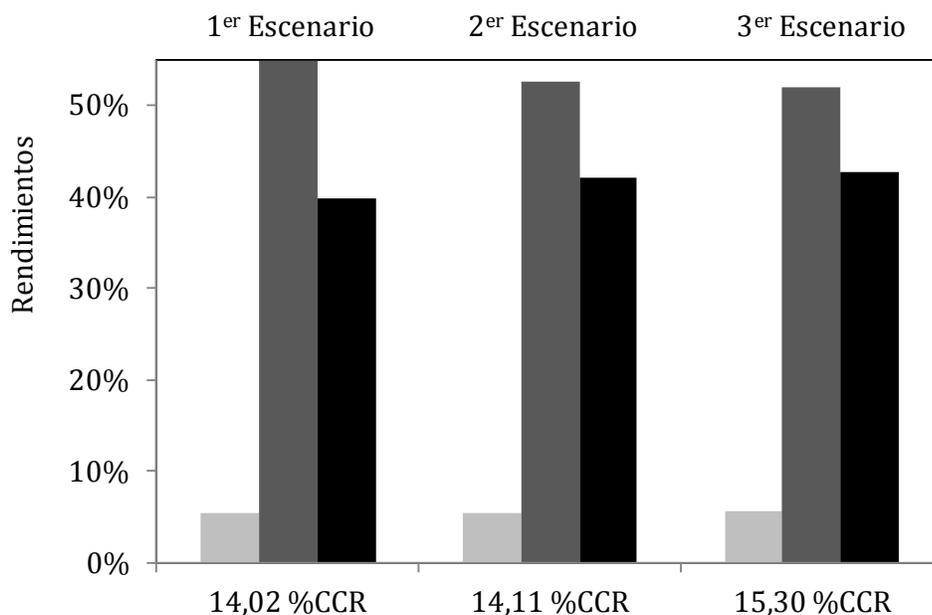


Figura 4.2. Rendimientos Globales de los Productos para cada Escenario de Procesamiento (■ Gas Seco (C2-+H₂S+NH₃), ■ Líquidos y ■ Coque).

A continuación en la Tabla 4.9 se muestran los flujos de los productos obtenidos para cada escenario de procesamiento.

Tabla 4.9. Flujo de los Productos para cada Escenario de Procesamiento.

Flujos	1er Escenario	2do Escenario	3er Escenario
C2-, t/día	149	155	160
Propanos, t/día	72	75	79
Butanos, t/día	46	48	51
Nafta Liviana, t/día	104	109	112
Nafta Pesada, t/día	110	117	120
Gasóleo Liviano, t/día	932	1103	996
Gasóleo Pesado, t/día	433	505	520
Coque, t/día	1390	1424	1502
Corriente de Quench, BPD	2077	3042	2829

En la Tabla 4.10 se muestran las propiedades del coque obtenido obtenidos para cada escenario de procesamiento.

Se puede apreciar como el contenido de los metales en todos los escenarios de procesamiento superan la concentración de 400 ppmp, valor máximo permitido para el coque verde de petróleo grado ánodo. El contenido de azufre máximo permitido para el coque verde de petróleo grado ánodo es de 4 % p/p, dicha especificación no es superada en ninguno de los tres escenarios de procesamiento.

Tabla 4.10. Propiedades del Coque para cada Escenario de Procesamiento.

Propiedades	1^{er} Escenario	2^{do} Escenario	3^{er} Escenario
Azufre, % p/p	3,53	3,47	3,44
Nitrógeno, % p/p	0,57	0,54	0,56
Metales, ppmp	494	483	459
VCM, % p/p	10	10	10
Cenizas, ppmp	0,32	0,31	0,30
HGI, [-]	68,9	69,4	69,9

Incrementar la relación de reciclo puede aumentar el rendimiento en coque y disminuir la concentración de azufre y metales en el mismo. Este mismo efecto lo puede producir aumento en la presión de operación, una disminución de la temperatura a la salida del horno o aumento del tiempo de residencia producto de la disminución del flujo alimentado a los tambores de coque.

Finalmente se presentan a continuación en las Tabla 4.11, 4.12 y 4.13 las propiedades de los productos destilados líquidos arrojados por la predicción del modelo para cada escenario de procesamiento:

Tabla 4.11. Propiedades de los Productos Líquidos para el 1^{er} Escenario.

Propiedades	LCN⁽¹⁾	HCN⁽¹⁾	LCGO⁽¹⁾	HCGO⁽²⁾
IBP	88,3	214,0	338,0	555,0
10 % LV	114,1	232,0	394	650,4
30 % LV	125,8	241,0	457	676,5
50 % LV	140,5	253,0	512	700,6
70 % LV	158,0	267,0	559	728,4
90 % LV	180,5	281,0	616	769,3
FBP	220,8	286,0	689	841,2

Tabla 4.11. Propiedades de los Productos Líquidos para el 1^{er} Escenario (continuación).

Propiedades	LCN⁽¹⁾	HCN⁽¹⁾	LCGO⁽¹⁾	HCGO⁽²⁾
°API	70,6	52,6	27,3	19,3
Azufre, %p/p	0,13	0,13	0,95	2,34
Nitrógeno, %p/p	0,19	0,28	0,39	0,55
N° de Bromo	91,08	77,9	29,93	18,6
CCR, % p/p	-	-	-	0,7
Metales, ppmp	-	-	-	2,3

(1) Destilación ASTM D-86.

(2) Destilación ASTM D-1160.

Tabla 4.12. Propiedades de los Productos Líquidos para el 2^{do} Escenario.

Propiedades	LCN⁽¹⁾	HCN⁽¹⁾	LCGO⁽¹⁾	HCGO⁽²⁾
IBP	88,3	214,0	338,0	554,7
10 % LV	114,1	232,0	394	649
30 % LV	125,8	241,0	457	673,9
50 % LV	140,5	253,0	512	696,7
70 % LV	158,0	267,0	559	723,0
90 % LV	180,5	281,0	616	762,3
FBP	220,8	286,0	689	833,4
°API	70,9	52,8	26,2	18,8
Azufre, %p/p	0,12	0,09	1,06	2,47
Nitrógeno, %p/p	0,19	0,28	0,38	0,49
N° de Bromo	91,41	78,2	30,14	18,8
CCR, % p/p	-	-	-	0,7
Metales, ppmp	-	-	-	2,2

(1) Destilación ASTM D-86.

(2) Destilación ASTM D-1160.

Tabla 4.13. Propiedades de los Productos Líquidos para el 3^{er} Escenario.

Propiedades	LCN⁽¹⁾	HCN⁽¹⁾	LCGO⁽¹⁾	HCGO⁽²⁾
°API	71,7	53,5	28,6	19,5
Azufre, %p/p	0,12	0,12	0,99	2,37
Nitrógeno, %p/p	0,18	0,28	0,38	0,53
N° de Bromo	92,21	78,9	30,69	19,2
CCR, % p/p	-	-	-	0,7
Metales, ppmp	-	-	-	2,1

Tabla 4.13. Propiedades de los Productos Líquidos para el 3^{er} Escenario (continuación).

Propiedades	LCN ⁽¹⁾	HCN ⁽¹⁾	LCGO ⁽¹⁾	HCGO ⁽²⁾
IBP	88,3	214,0	338,0	555,1
10 % LV	114,1	232,0	394,0	651,5
30 % LV	125,8	241,0	457,0	678,5
50 % LV	140,5	253,0	512,0	703,6
70 % LV	158,0	267,0	559,0	732,6
90 % LV	180,5	281,0	616,0	774,7
FBP	220,8	286,0	689,0	847,2

(1) Destilación ASTM D-86.

(2) Destilación ASTM D-1160.

Con el objeto de mantener las condiciones de reciclaje establecidas dentro de la unidad, la curva de destilación de la corriente de HCGO producto se verá modificada en sus últimos puntos de ebullición.

De igual forma si la corriente de HCGO usada es más pesada, esto repercutirá sobre el diferencial de temperatura por lo que se necesitara una mayor o menos cantidad de corriente de *quench* para satisfacer la temperatura de enfriamiento. Es decir, un HCGO de mayor °API tiene una capacidad calorífica mayor, por lo cual se necesitará menor cantidad dicha corriente para enfriar los vapores que proceden del tope de los tambores de coque.

A fin de simplificar las predicciones del modelo se desarrolló un algoritmo de convergencia durante la modalidad de “PREDICCIÓN” de software Profimatics DC-SIM (ver Apéndice E.3).

4.3. Desarrollo del Paquete de Correlaciones

El modelo anteriormente desarrollado ofrece predicciones del funcionamiento de la unidad. Ahora, para evaluaciones rápidas se desarrolló un paquete de correlaciones. Las variables dependientes que fueron seleccionadas, por su mayor interés a nivel industrial, fueron los rendimientos de los productos de la unidad de coquización retardada. La variable independiente seleccionada para establecer las correlaciones de los rendimientos de la unidad de coquización retardada fue el %CCR presente en la corriente alimentada a la unidad.

A pesar de la abundancia del número de correlaciones que sustentan el hecho de que el

porcentaje de carbón residual Conradson es la propiedad que determina la tendencia a la formación de coque; además está relacionada con el contenido de asfaltenos en la alimentación. Es importante destacar que la gran mayoría de esas correlaciones han sido obtenidas a partir del procesamiento de alimentaciones convencionales de residuos de fondos atmosféricos y de vacío en plantas pilotos de coquización retardada.

Dado que la unidad de coquización retardada es alimentada con una mezcla de corrientes no convencionales, se espera inexactitud de las correlaciones anteriormente mencionadas. La alimentación que fue estudiada atraviesa un proceso de rechazo al carbón. Esta alimentación proviene de las unidades de flexicoquización, de desintegración catalítica y de extracción de lubricantes.

En la unidad de flexicoquización se disminuye el contenido de asfaltenos, heteroátomos y metales; y aumenta la cantidad de aromáticos. Las unidades de desintegración catalítica son alimentadas con gasóleos de vacío de bajo contenido de azufre, metales y asfaltenos, para evitar envenenamiento del catalizador usado en el proceso, resultado una corriente de lechada altamente aromática y con bajo contenido de estos compuestos. Finalmente las corrientes de extracto de lubricantes tanto livianos como pesados al contener la mayor cantidad de compuestos extraídos de las bases lubricantes en el proceso de extracción de aromáticos estarán conformadas principalmente por compuestos aromáticos y bajo contenido de asfaltenos.

Las mezclas de las corrientes de las lechadas y extractos alimentadas a la unidad, altamente aromáticas con bajo contenido de asfaltenos sin importar el escenario de procesamiento propuesto como se observa en el Apéndice D.2.

Producto de una menor sensibilidad al craqueo y la menor cantidad de asfaltenos presentes en las mezclas alimentadas, se esperarían menores rendimientos en coque de acuerdo al contenido de carbón residual Conradson. Esto podría revertirse modificando las condiciones de operaciones aumentando la severidad del proceso, a diferencia de cuando se opera con alimentaciones de fondos atmosféricos o de vacío.

En este mismo orden se infiere que al alimentar una mezcla de corrientes no convencionales a la unidad de coquización retardada, éstas sufrirán patrones de craqueo y polimerización distintos a las que ocurren cuando se alimenta la unidad con residuos atmosféricos o de vacío, es decir, que los rendimientos de los productos no sería estimados

con exactitud usando los paquetes de de correlaciones desarrollados hasta el día de hoy para operaciones en la que se produzca coque grado combustible.

Graficando los rendimientos estimados y a través de un ajuste lineal en función del contenido de carbón residual Conradson, se obtuvo el paquete de correlaciones. Esto se muestra en la Figura 4.3. Con estas correlaciones se podrá estimar los rendimientos de productos de la Unidad CRAY al procesar mezclas no convencionales de lechadas del FKAY, DCAY y extractos de lubricante de PTAY-1/2 (ver datos de las predicciones en los apéndices del F.6 al F.9).

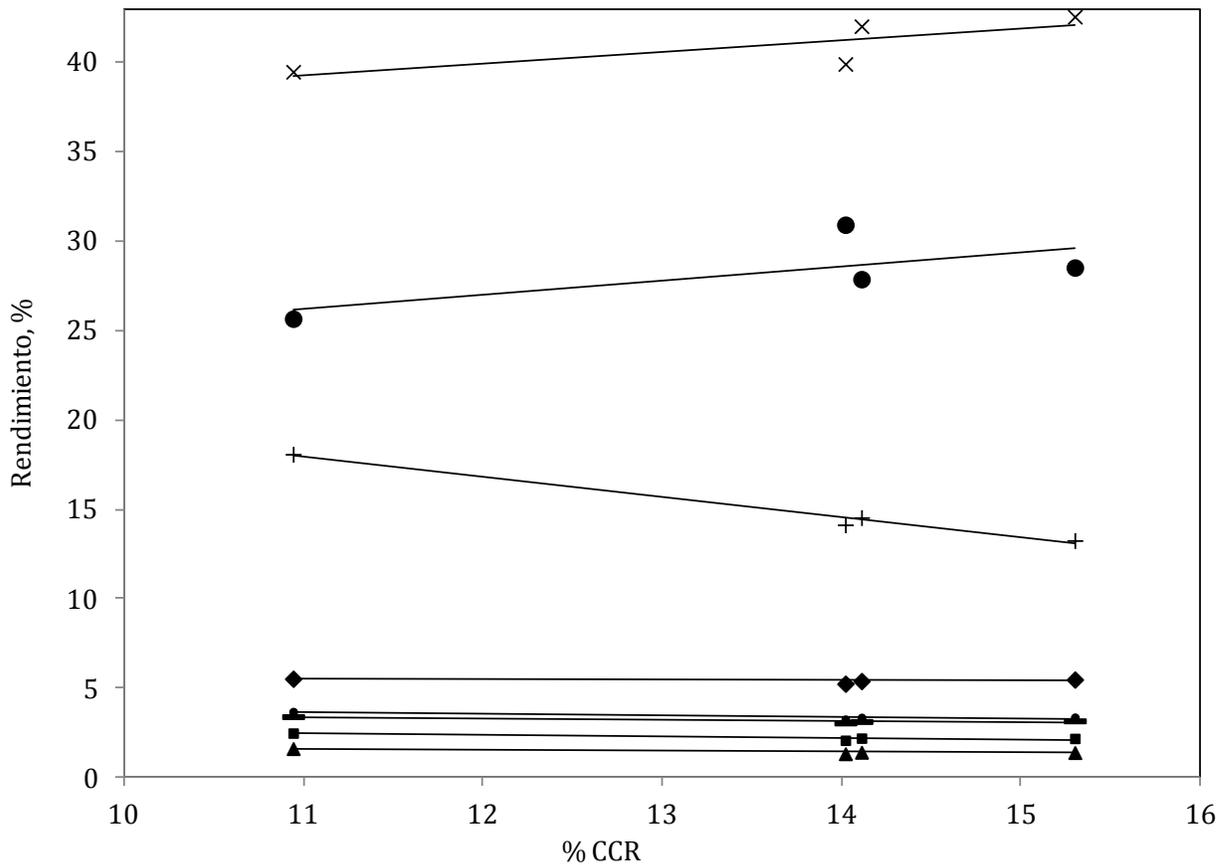


Figura 4.3. Correlaciones de los Rendimientos de los Productos de la Unidad CRAY (◆Gas Seco (C2- + H₂S + NH₃), ■ C3's, ▲ C4's, - LCN, • HCN, ● LCGO, + HCGO y x Coque).

El paquete de correlaciones desarrollado se presenta a continuación en las Ecuaciones 4.1 a la 4.8 y son aplicables a mezclas de lechadas de unidades de flexicoquización y desintegración catalítica, junto a corrientes de extracto de lubricantes de la unidad de desaromatización con un contenido de carbón residual Conradson entre 10,94 y 15,30

%CCR. Es importante mencionar que cualquier desviación de las variables operacionales podrá representar una fuente de error importante para la exactitud de las correlaciones; 60 psig presión de operación de, 950 °F temperatura a la salida del horno y 24 horas tiempo de residencia de los efluentes dentro de los tambores de coque y 1,1 la relación de recicló.

$$\% \text{ Gas Seco (C2- + H}_2\text{S + NH}_3\text{)} = -0,025 \cdot \% \text{CCR} + 5,76 \quad (4.1)$$

$$\% \text{ C3's} = -0,080 \cdot \% \text{CCR} + 3,33 \quad (4.2)$$

$$\% \text{ C4's} = -0,058 \cdot \% \text{CCR} + 2,24 \quad (4.3)$$

$$\% \text{ LCN} = -0,067 \cdot \% \text{CCR} + 4,11 \quad (4.4)$$

$$\% \text{ HCN} = -0,086 \cdot \% \text{CCR} + 4,59 \quad (4.5)$$

$$\% \text{ LCGO} = 0,80 \cdot \% \text{CCR} + 17,44 \quad (4.6)$$

$$\% \text{ HCGO} = -1,13 \cdot \% \text{CCR} + 30,38 \quad (4.7)$$

$$\% \text{ COQUE} = 0,65 \cdot \% \text{CCR} + 32,15 \quad (4.8)$$

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

El modelo elaborado reproduce satisfactoriamente el comportamiento de diseño de la Unidad de Coquización Retardada de la Refinería de Amuay su modo de operación A1.

Aumentar de 21 pies a 24 pies el diámetro de los tambores de la unidad CRAY, se traduce en un incremento del tiempo de residencia, y en consecuencia un mayor craqueo dentro de los tambores de coque, disminuyendo el rendimiento de HCGO de un 19,27 % a 18,09 % en peso y aumentando el rendimiento del resto de los productos, especialmente el rendimiento en coque con una producción adicional de 10 t/día.

La Unidad de Coquización Retardada de la Refinería de Amuay tendrá rendimientos de 5,5 % en gases, 51,9 % en líquidos y 42,6 % en coque al procesar una mezcla de 19259 BPD de las lechadas sin filtrar del FKAY y DCAY.

Se determinó que a partir del procesamiento de una mezcla de 21.259 BPD de lechadas sin filtrar del FKAY, DCAY y extracto de lubricante LIVIANO, la unidad CRAY ofrecerá rendimientos de 5,3 , 54,8 y 39,9 % en gases, líquidos y coque respectivamente.

El procesamiento de la mezcla anterior, substituyendo el extracto de lubricante LIVIANO por extracto de lubricante PESADO, alcanzará rendimientos en gases, líquidos y coque de 5,4, 52,6 y 42,0 % respectivamente.

La Unidad de Coquización Retardada permitirá la producción 548.595 t/año de coque verde de petróleo con 3,44 % peso de azufre y 459 ppmp de metales al procesar la mezcla de lechadas sin filtrar del FKAY, DCAY junto al extracto de lubricante pesado.

La instalación de los equipos necesarios para filtrar las lechadas alimentadas, el aumento de la relación de reciclaje y/o disminución de COT bajo el tercer escenario de procesamiento garantizaría la producción de 610 mil toneladas métricas al año de coque verde grado ánodo con azufre ≤ 4 % peso y metales ≤ 400 ppmp exigidas por la industria nacional del aluminio.

Las correlaciones desarrolladas son de gran utilidad para la estimación rápida de la distribución de los productos del proceso al operar una unidad de coquización retardada para obtener de coque grado ánodo; sin embargo para una predicción más precisa del comportamiento de una determinada mezcla alimentada a la unidad, se requiere realizar una evaluación a escala real la unidad.

Se espera realizar una Corrida de Prueba ("*Test Run*") de la Unidad de Coquización Retardada de la Refinería de Amuay en modo de Operación Coque Grado Ánodo, a fin de validar el modelo de la Unidad CRAY al procesar la mezcla de lechadas sin filtrar del FKAY y DCAY.

Aumentar la relación de reciclaje y disminuir la temperatura de salida del horno en el modelo de la Unidad de Coquización Retardada aseguraría el aumento de la producción de coque verde de petróleo grado ánodo a las 610 mil toneladas por año con las propiedades requeridas por la industria nacional del aluminio.

Se debe determinar la factibilidad técnico-económica para realizar la instalación de los equipos necesarios para filtrar las lechadas de FKAY y DCAY, y de la Línea/Tanque de extracto de lubricantes desde la unidad PTAY 1/2 hasta la unidad CRAY, con el objeto de incrementar la producción de coque grado ánodo en la unidad y cumplir con los estándares de calidad exigidos por la industria nacional del aluminio.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Azcona, J. "Origen del Petróleo. La Exploración Petrolera", [Artículo en línea]. Disponible: <http://encontrarte.aporrea.org/media/56/la%20exploracion.pdf>

Barberii, E. "El Pozo Ilustrado. Programa de Educación Petrolera", Ediciones Lagoven S.A., Caracas, 1982.

Carrillo, J. "Recuperación Mejorada (EOR)", Trabajo Especial de Grado, Universidad Nacional de Ingeniería de Petróleo, Quito, 2007.

Clarke, B. "Impact of Feed Properties and Operating Parameters on Delayed Coker Petcoke Quality", 2nd Asia BBTC, Kuala Lumpur, 2008.

Cuauro, O. "Evaluación de las Unidades del Complejo de Lubricantes de Amuay para Procesar los Destilados Provenientes de la Mezcla de Crudos Lagomar/Lagocinco/Anaco Wax de la Refinería Cardón", Trabajo Especial de Grado, Universidad Nacional Experimental Francisco de Miranda, Punto Fijo, 2011.

De Biase, R.; Elliot, J. "Delayed Coking: Latest Trends. Hydrocarbon Processing". Vol. 61 (5), pp. 99-104. 1982.

Fernández, A. "Evaluación de la Columna de Destilación al Vacío de la Unidad de Desalación de Crudo/Destilación al Vacío de un Complejo de Mejoramiento de Crudo", Trabajo Especial de Grado, Universidad de Oriente, Barcelona, 2004.

Foster Wheeler USA Corporation, "Lagoven S.A. Delayed Coker Amuay Refinery. CRAY Unit", Planning Studies, Judibana, 1986.

Foster Wheeler USA Corporation, "Lagoven S.A. Delayed Coker Amuay Refinery. CRAY Unit", Process Specification Book, Judibana, 1987.

Foster Wheeler USA Corporation, "Lagoven S.A.'s Pilot Plant Delayed Coking Projeet", Estados Unidos, 1987.

Foster Wheeler USA Corporation "Lagoven S.A. Delayed Coker Amuay Refinery. CRAY Unit", Supplemental Process Specification Book, Judibana, 1991.

Gary, J y Handwerk G. "Refino de Petróleo – Tecnología y Economía", Editorial Reverté, Barcelona, 1980.

Geankoplis, C. "Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias. 3ra Edic.", Editorial CECSA, Mexico, 1998.

Henley, E. "Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio en Ingeniería Química", Editoria Reverté, S.A., Mexico, 1990.

Instituto Mexicano del Petróleo. Acerca del Petróleo. [Artículo en línea]. Disponible: <http://www.imp.mx/petroleo/?imp=comp>

Introduction Properties of Crude Oils and Oil Products. [Artículo en línea]. Disponible: <http://www.oilproduction.net/files/Introduction.pdf>

KBC. "Profimatics DC-SIM User Guide Version 2003.1", Surrey, 2003.

KBC. "Profimatics Delayed Coking Model V2006", Surrey, 2006.

Kister, H. "Distillation Operation", Editorial McGraw-Hill, Houston, 1990.

Lagoven S.A. "Manual de Operaciones para los Ingenieros de Contacto de las Plantas de Destilación con Propósitos Especialidades", Volumen 1, Judibana, 1986.

Lagoven S.A. "Manual de Operaciones para los Ingenieros de Contacto de la Unidad de Coquización Retardada", Volumen 1, Judibana, 1993.

Linares, A. "Estudio de la Naturaleza Química de la Carga al Coquizador Retardado y su Relación con el Lecho de Coque Formado en el Tambor". Trabajo Especial de Grado, Universidad Central de Venezuela, Caracas, 2003.

Marcilla, A. "Introducción a las Operaciones de Separación. Contacto Continuo", Publicaciones de la Universidad de Alicante, 1999.

Mariño, M. "Evaluación de la Factibilidad de Incrementar la Capacidad de Procesamiento del Área de Coquificación Retardada del Complejo Mejorador de Crudo Extrapesado Petrolera Ameriven". Trabajo Especial de Grado, Universidad Central de Venezuela, Caracas, 2007.

Mobil R & D. "Manual de Cursos MRT (Modern Refinery Technology)", Houston, 1972.

Montenegro, M. "Estudio de Factibilidad Técnico-Económico para la instalación de una Planta de Calcinación de Coque Verdadero de Petróleo grado ánodo para la Industria Nacional del Aluminio", Trabajo Especial de Grado, Universidad Nacional Experimental Politécnica

“Antonio José de Sucre”, Ciudad Guayana, 2007.

OilProduction, Introduction Properties of Crude Oils and Oil Products

Perry, R. “Manual del Ingeniero Químico. 6ta Edición”, Editorial McGraw-Hill, Mexico, 1992.

PDVSA. “Manual de Diseño de Procesos - Torres de Fraccionamiento”, Volumen 4, Judibana, 1996.

PDVSA. “Manual de Operación. Desintegración Catalítica. DCAY”, Volumen 1, Judibana, 2000.

PDVSA. “Manual de Operación. Unidad de Flexicoker. FKAY”, Volumen 1, Judibana, 2000.

PDVSA-CVG. “Planta de Producción Coque Verde Grado Ánodo”, Resumen del Proyecto, Judibana, 2010.

Petrolera Ameriven, S.A. Información básica de los procesos del Mejorador Petrolera Ameriven. Barcelona, 2002.

Rodríguez, J. “Participación en la Ingeniería de Básica de la Planta de Coquización Retardada de Amuay, Programa Planta Piloto”, Informe Técnico. Instituto Venezolano de Petróleo, S.A., Los Teques, 1987.

Ramírez, R. “Adecuación de la Torre de Vacío T-100X de la Planta de Destilación al Vacío N°2 del CRP-AMUAY para procesamiento de Crudos de Propósitos Generales”, Trabajo Especial de Grado, Universidad Nacional Experimental Francisco de Miranda, Punto Fijo, 2001.

Ramírez, R. “Evaluación de la Operación de la Torre Debutanizadora T-2602 de la Unidad de Desintegración Catalítica DCAY del Centro de Refinación Paraguaná – Amuay”, Trabajo Especial de Grado, Universidad Nacional Experimental Francisco de Miranda, Punto Fijo, 2011.

Romero, D. “Evaluación del funcionamiento de la Unidad de Coquización Retardada de la Refinería de Amuay (Venezuela) sometida a una alimentación de 40000 barriles por día de carga fresca”. Trabajo Especial de Grado, Universidad Nacional Experimental Politécnica “Antonio José de Sucre”, Barquisimeto, 2009.

Simulation Sciences Inc. “PRO/II Workbook. Hydrocarbon Distillation”, Valencia, 1999.

Simulation Sciences Inc. "Getting started PRO/II with PROVISION", California, 2000.

Soto, M. "Evaluación de la Capacidad de Procesamiento de una Unidad de Soporte de Hidroprocesos", Trabajo Especial de Grado, Universidad del Zulia, Maracaibo, 2006.

Stormont, D. Delayed Coking Techniques Feel Effect on Increased Needle – Coke Demand. Oil & Gas Journal, Vol. 67 (11), pp 75-78, 1969.

Tecichman, D.; Bridge, A.; Reed, E. "Building to Handle More Resid. Hydrocarbon Processing". Vol. 61 (5), pp. 105-109, 1982.

Treybal, R. "Operaciones de Transferencia de Masa. 2da Edición.", Editorial McGraw-Hill, Mexico, 1988

Velasco, L.; Schemel, R.; Rodríguez, J. "Coquificación de Crudos Venezolanos. Estudio del Coque. Informe de Avance", Informe Técnico, Instituto Venezolano de Petróleo, S.A., Los Teques, 1984.

Warren, L. "Operaciones Unitarias en Ingeniería Química. 4ta Edición.", Editorial McGraw-Hill, Madrid, 1991.

Wauquier, J. "El Refino del Petróleo. Petróleo Crudo. Productos Petrolíferos. Esquemas de Fabricación". Ediciones Díaz de Santos, S.A., Madrid, 2004.

APÉNDICES



28 MAR. 2012

RECIBIDO

ACTA DE EVALUACIÓN DEL PERÍODO Julio Diciembre 2011 Fecha: 27/03/2012

TIPO DE PASANTÍA: LARGA INTERMEDIA

Título: Modelo de la Unidad de Coquización Retardada de la Refinería de Amuay operación Coque Grado Ánodo

Apellidos y Nombre del Estudiante: Luis Alberto Villasana Virgúez

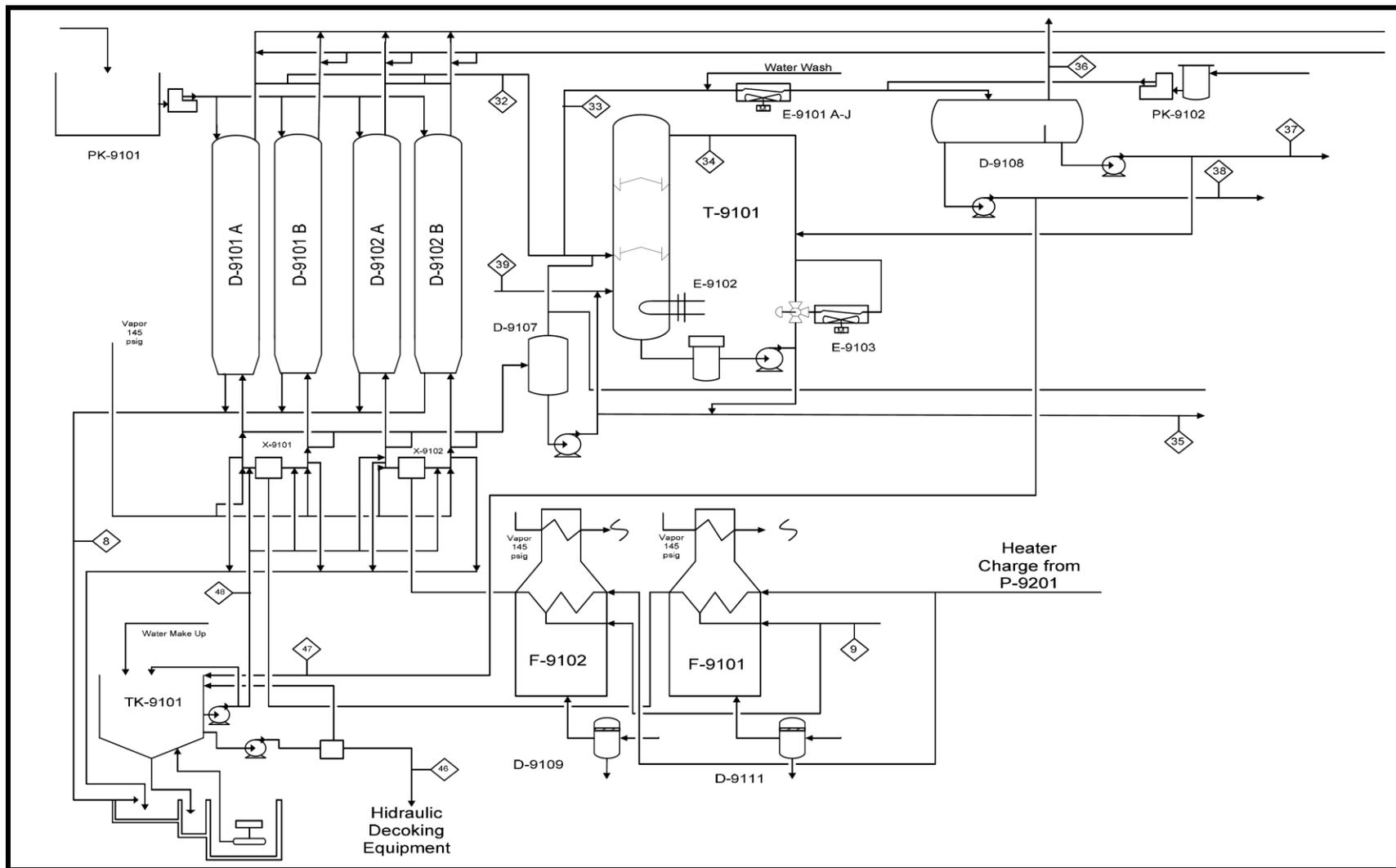
Carnet N°: 0640460 Carrera: Ingeniería Química

CALIFICACIÓN	APROBADO <input checked="" type="checkbox"/>	REPROBADO <input type="checkbox"/>
TUTOR ACADÉMICO	Firma: <u>Pablo I. Reyes Isaacura</u> Nombre: <u>Pablo I. Reyes Isaacura</u> C.I.: <u>13.264.660</u>	
TUTOR INDUSTRIAL	Firma: <u>—</u> Nombre: <u>NO PRESENTE</u> C.I.: <u>—</u>	
JURADO	Firma: <u>Narciso Pérez</u> Nombre: <u>Narciso Pérez</u> C.I.: <u>13.493.158</u>	
<p>Artículo 15. Parágrafo Único. Reglamento de los Cursos en Cooperación: Cuando el jurado examinador considere por unanimidad que el Trabajo realizado por el pasante es EXCEPCIONALMENTE BUENO, lo hará constar en forma razonada en el Acta <u>Por el aporte tan importante en el estudio de la factibilidad del uso de la coquización retardada como fuente de ánodos en la industria del aluminio</u></p>		<p>Sello de la Coordinación de Carrera</p> <p>Sello del Departamento</p> <p>Validación de CCTDS (Firma y Sello)</p>

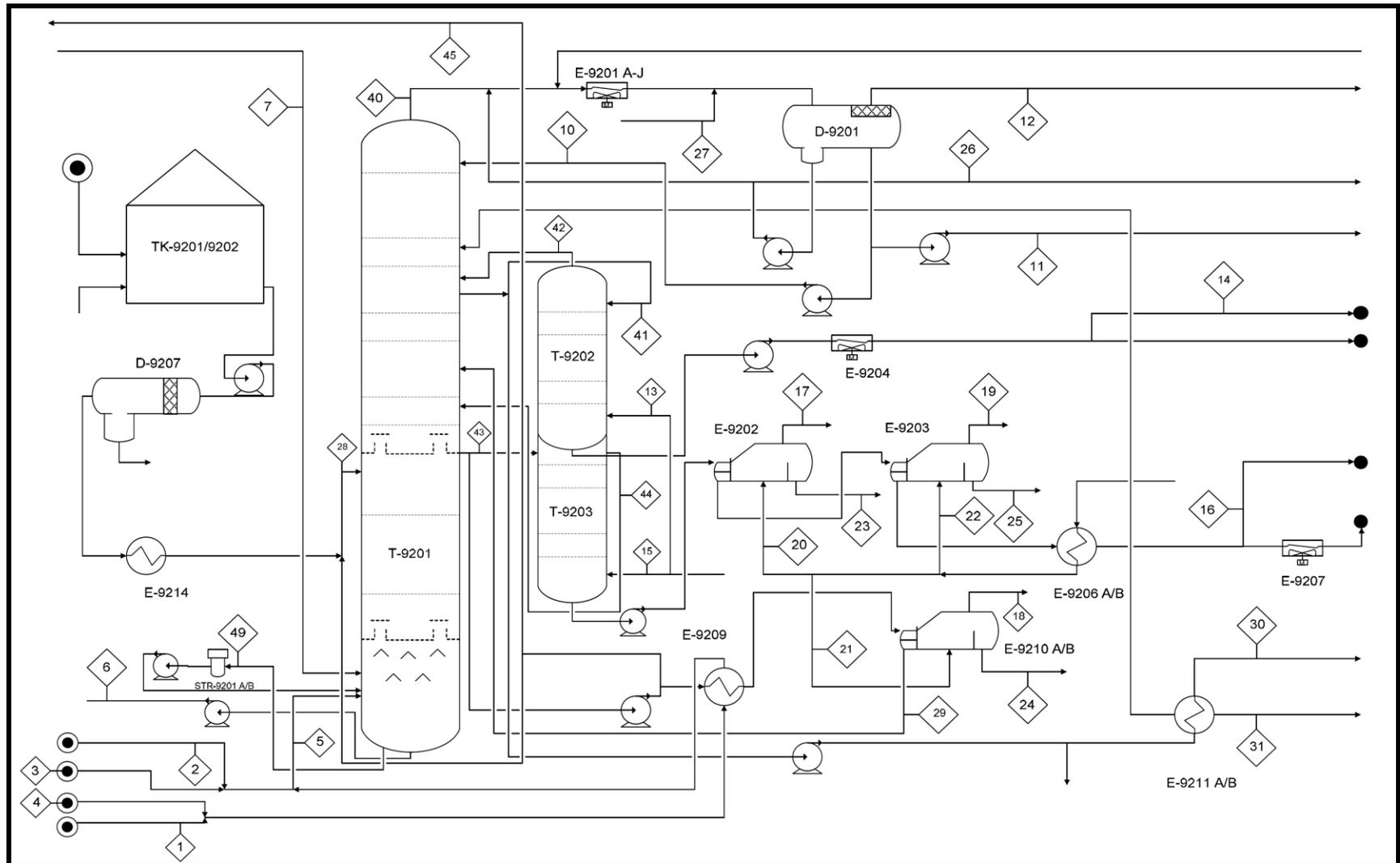
Nota: En caso de inasistencia del Tutor Industrial, el jurado examinador quedará conformado por el Tutor Académico y Jurado, y se solicitará al estudiante la evaluación del Tutor Industrial como referencia, en este caso favor colocar No-Presente en el Acta. Este documento no puede llevar enmienda.

Puerta de Comunidad a Comunidad

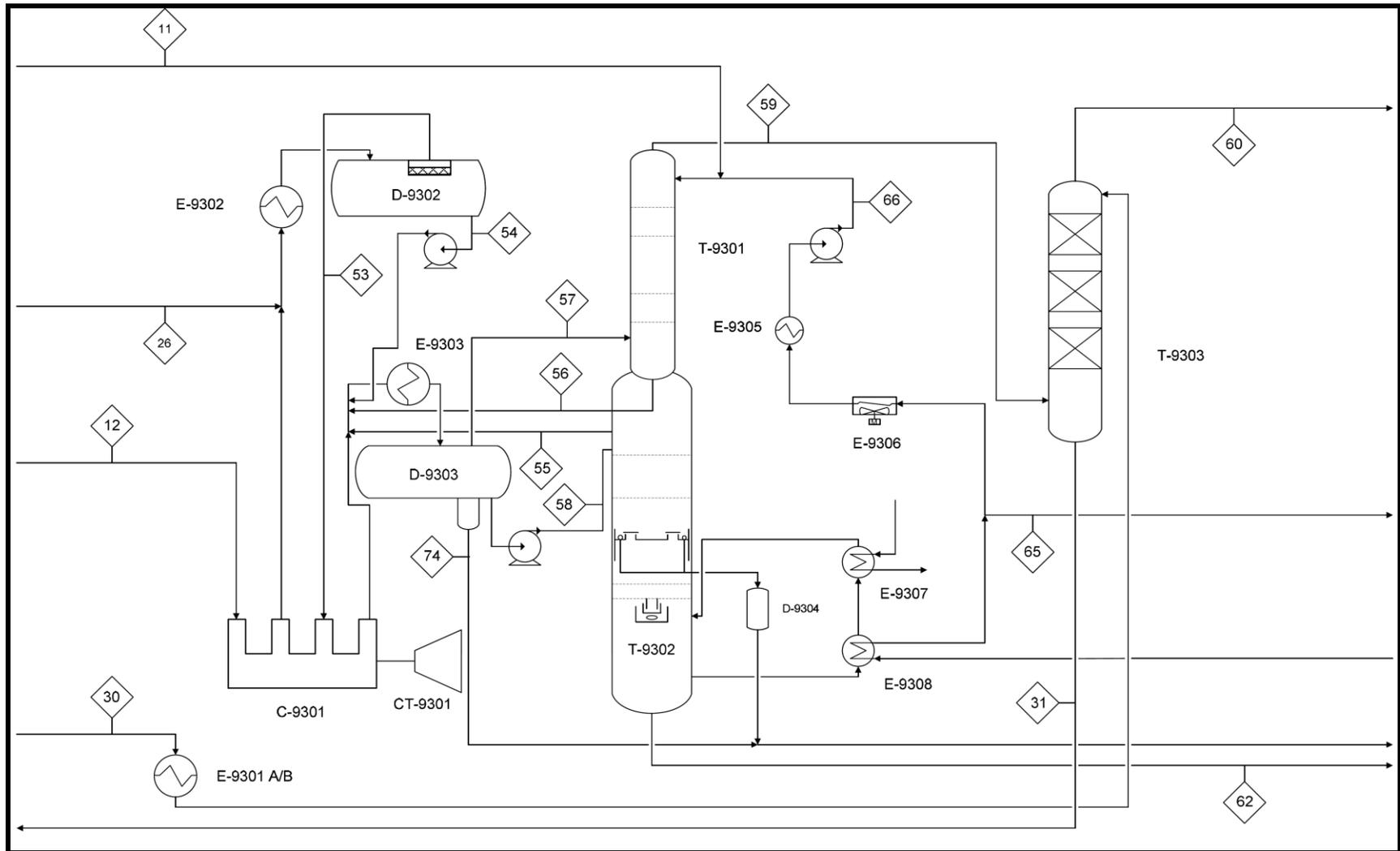
Apéndice A.1. Diagrama de Flujo de Proceso de la Sección de Coquización y Recuperación de Vapores de la Unidad de Coquización Retardada de la Refinería de Amuay.



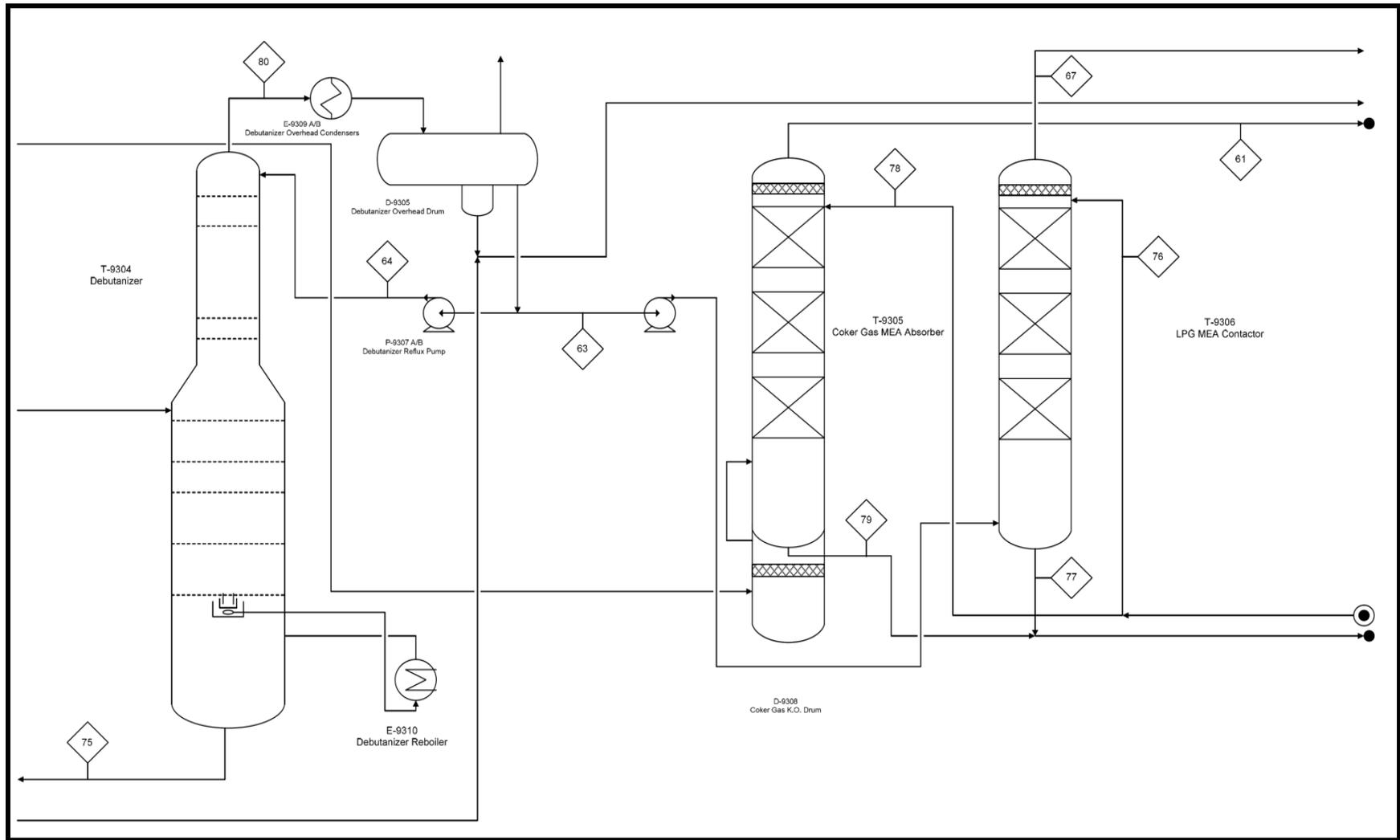
Apéndice A.2. Diagrama de Flujo de Proceso de la Sección de Fraccionamiento y Pre calentamiento de la Alimentación de la Unidad Coquización Retardada de la Refinería de Amuay.



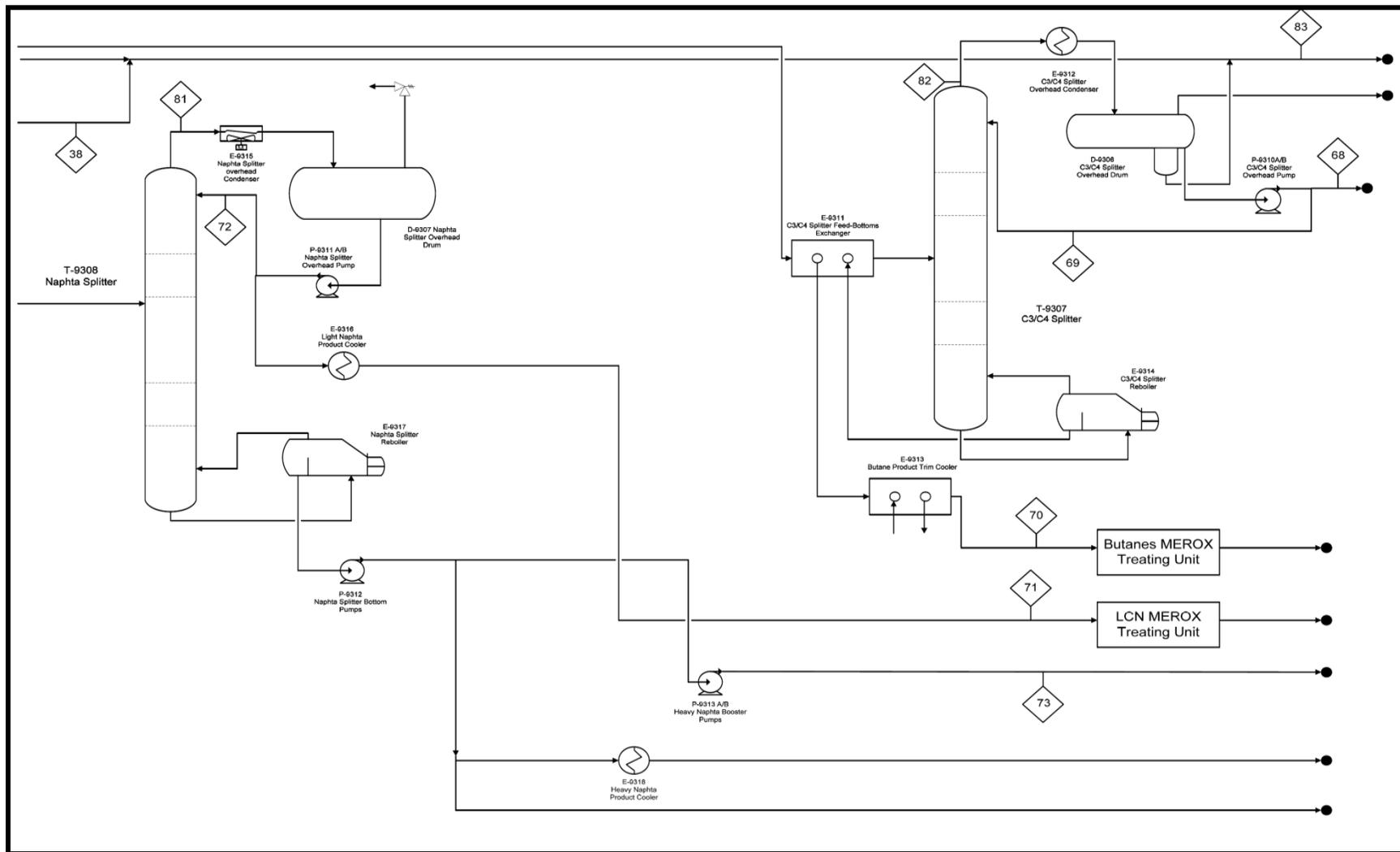
Apéndice A.3. Diagrama de Flujo de Proceso # 1 de la Sección de Livianos de la Unidad Coquización Retardada de la Refinería de Amuay.



Apéndice A.4. Diagrama de Flujo de Proceso # 2 de la Sección de Livianos de la Unidad Coquización Retardada de la Refinería de Amuay.



Apéndice A.5. Diagrama de Flujo de Proceso # 3 de la Sección de Livianos de la Unidad Coquización Retardada de la Refinería de Amuay.



Apéndice B.1. Balance de Másico, Volumétrico y Condiciones Operacionales de las Corrientes de la Unidad CRAY Operación A1.

STREAM N° & UNITS	5	6	7	45	61	68	70	71	73	14	16	8		
STREAM DESCRIPTION	COMBINED FEED	HEATER CHARGE	COKE DRUM OVERHEAD VAPOR	COKE DRUM QUENCH OIL	COKER PRODUCT GAS	PROPANE PRODUCT	BUTANE PRODUCT	LIGHT COKER NAPHTHA PRODUCT	HEAVY COKER NAPHTHA PRODUCT	LCGO	HCGO	COKE	H2S GAS PRODUCT	H2S LPG
STATE	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	SOLID	VAPOR	VAPOR
TEMPERATURE (°F)	630	645	860	707	120	104	105	100	309	452	300	-	-	-
PRESSURE (PSIG)	105	505	60	170	110	270	170	90	910	75	125	-	-	-
TBP CUT RANGE (°F)	-	-	-	650+	-	-	-	-	-	300-650	650+	-	-	-
BPSD - TOTAL (US)	23550	25905	-	2846	-	987.4	619.8	1112.1	1114.1	7071	4914	-	-	-
°API	8.3	8.7	-	21.3	-	144.9	108.8	72.9	56	33.2	20.4	-	-	-
LIQUID (lb/hr)	347532	380980	-	38073	-	7360	5315	11213	12247	88477	66706	-	-	-
VAPOR (lb/hr)	-	-	254587	-	16527	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL (lb/hr)	347532	380980	254587	38073	16659	7360	5315	11213	12247	88477	66706	136650	2786	307
LIQUID S.G	0.82	0.78	-	0.65	-	0.47	0.562	0.67	0.628	0.7	0.84	-	-	-
LIQUID VISC. (cstk)	1.25	1.2	-	0.3	-	0.21	0.27	0.69	0.47	0.36	1.7	-	-	-
MW OF VAPOR	-	-	94.3	-	21.07	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Componets (lbmoles/hr)														
H2S													81.76	9.01
H2					34.72									
C1					454.91									
C2=					35.93									
C2					231.64	0.66								
C3=					10.38	45.71	0.06							
C3					14.35	119.34	1.05	0.01						
iC4					0.17	0.93	10.78	0.08						
C4=					0.43	1.3	36.88	0.36						
C4=1=3					0.01	0.02	0.65	0.01						
nC4					0.43	0.45	41.33	0.82						
C5 - 200					0.18		1.85	134.5	5.6					
200 +					0.33			6.1	106.47					
Subtotal (Dry)					783.48	168.41	92.6	141.88	112.07				81.76	9.01
H2O					7.32									
MEA														
Total					790.8	168.41	92.6	141.88	112.07				81.76	9.01
C3 lb/bbl (US)	177.27													
IC4 lb/bbl (US)	196.75													
C4= lb/bbl (US)	218.42													
nC4 lb/bbl (US)	204.13													
C5 - 200 lb/Gal (US)					5		5.27	5.75	6.03					
C5 - 200 MW					70		72	78.3	92.03					
200+ lb/Gal (US)					6.88			6.13	6.29					
200+ MW					141.2			98.8	110.2					

Apéndice B.2. Balance de Másico, Volumétrico y Condiciones Operacionales de las Corrientes de la Unidad CRAY Operación A2.

STREAM N° & UNITS	5	6	7	45	61	68	70	71	73	14	16	8		
STREAM DESCRIPTION	COMBINED FEED	HEATER CHARGE	COKE DRUM OVERHEAD VAPOR	COKE DRUM QUENCH OIL	COKER PRODUCT GAS	PROPANE PRODUCT	BUTANE PRODUCT	LIGHT COKER NAPHTHA PRODUCT	HEAVY COKER NAPHTHA PRODUCT	LCGO	HCGO	COKE	H2S GAS PRODUCT	H2S LPG
STATE	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	SOLID	VAPOR	VAPOR
TEMPERATURE (°F)	630	645	860	705	120	104	105	100	328	485	297	-	-	-
PRESSURE (PSIG)	105	505	60	170	110	270	170	90	910	75	125	-	-	-
TBP CUT RANGE (°F)	-	-	-	650+	-	-	-	-	-	350-650	650+	-	-	-
BPSD - TOTAL (US)	23550	25905	-	2821	-	1000.5	619.9	1083	1773.1	6442	4914	-	-	-
°API	8.3	8.7	-	21.3	-	144.9	108.8	73.1	53	31.9	20.4	-	-	-
LIQUID (lb/hr)	347532	380980	-	38073	-	7457	5316	10907	19815	81237	66706	-	-	-
VAPOR (lb/hr)	-	-	254587	-	16404	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL (lb/hr)	347532	380980	254587	38073	16534	7457	5316	10907	19815	81237	66706	136650	2690	403
LIQUID S.G	0.82	0.78	-	0.65	-	0.47	0.561	0.669	0.634	0.69	0.84	-	-	-
LIQUID VISC. (cstk)	1.25	1.2	-	0.3	-	0.21	0.27	0.68	0.47	0.34	1.7	-	-	-
MW OF VAPOR	-	-	94.3	-	20.98	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Componets (lbmols/hr)														
H2S													78.92	11.82
H2						34.72	-	-	-	-	-	-	-	-
C1						454.88	-	-	-	-	-	-	-	-
C2=						35.93	-	-	-	-	-	-	-	-
C2						231.62	0.66	-	-	-	-	-	-	-
C3=						9.42	46.68	0.06	-	-	-	-	-	-
C3						13.15	120.58	1.05	0.01	-	-	-	-	-
iC4						0.18	0.94	10.76	0.08	-	-	-	-	-
C4=						0.44	1.31	36.87	0.36	-	-	-	-	-
C4=1=3						0.01	0.02	0.65	0.01	-	-	-	-	-
nC4						0.42	0.46	41.37	0.82	-	-	-	-	-
C5 - 200						0.12	-	1.85	131.2	8.52	-	-	-	-
200 +						0.14	-	-	5.95	161.88	-	-	-	-
Subtoal (Dry)						781.03	170.65	92.61	138.43	170.4	-	-	78.92	11.82
H2O						7.21	-	-	-	-	-	-	-	-
MEA						-	-	-	-	-	-	-	-	-
Total						788.24	170.65	92.61	138.43	170.4	-	-	78.92	11.82
C3 lb/bbl (US)	177.27													
IC4 lb/bbl (US)	196.75													
C4= lb/bbl (US)	218.42													
nC4 lb/bbl (US)	204.13													
C5 - 200 lb/Gal (US)						5.76	-	5.28	5.74	6.04	-	-	-	-
C5 - 200 MW						70.6	-	72	78.1	91.5	-	-	-	-
200+ lb/Gal (US)						6.96	-	-	6.13	6.4	-	-	-	-
200+ MW						156.6	-	-	99.4	117.6	-	-	-	-

Apéndice C.1 Detalles Mecánicos de los Tambores de Coque del Diseño Original con 21 ft de Diámetro.

Static Data

Number of Cells
 Drum Diameter
 Top Tangent Line Outage
 Minimum Operating Outage

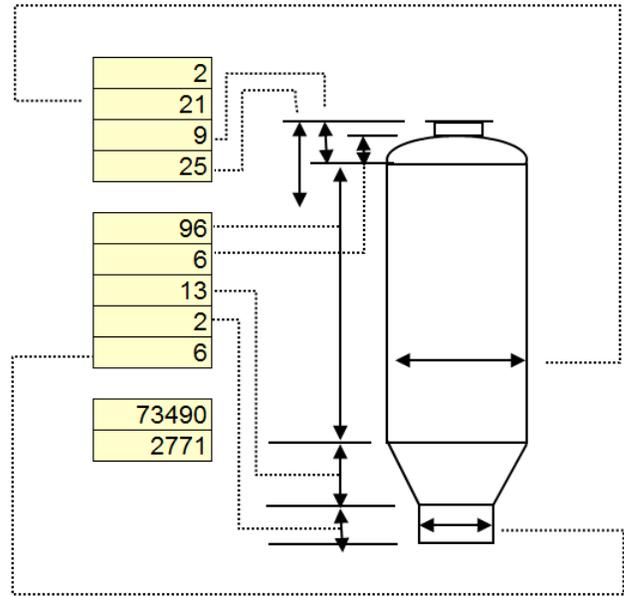
FEET
FEET
FEET

Cylinder Height
 Top Head Minor Radius
 Bottom Cone Height
 Bottom Head Height
 Bottom Head Diameter

FEET

Drum Volume
 Head Volume

FT3
FT3



C.1 Detalles Mecánicos de los Tambores de Coque en la actualidad con 24 ft de Diámetro.

Static Data

Number of Cells
 Drum Diameter
 Top Tangent Line Outage
 Minimum Operating Outage

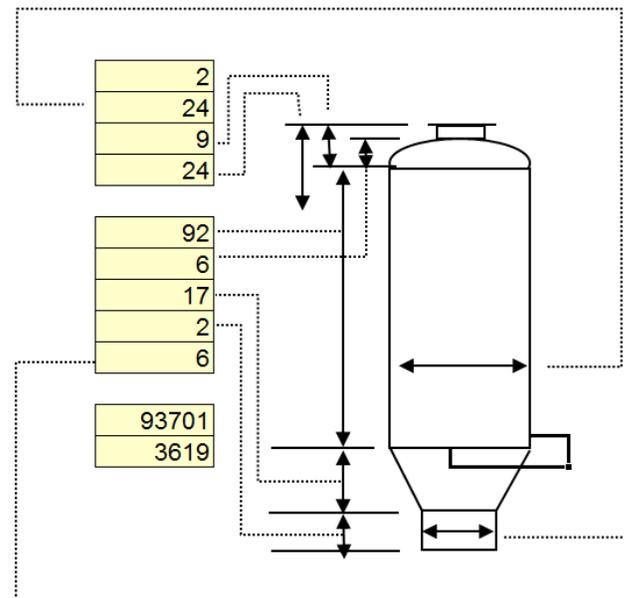
FEET
FEET
FEET

Cylinder Height
 Top Head Minor Radius
 Bottom Cone Height
 Bottom Head Height
 Bottom Head Diameter

FEET

Drum Volume
 Head Volume

FT3
FT3



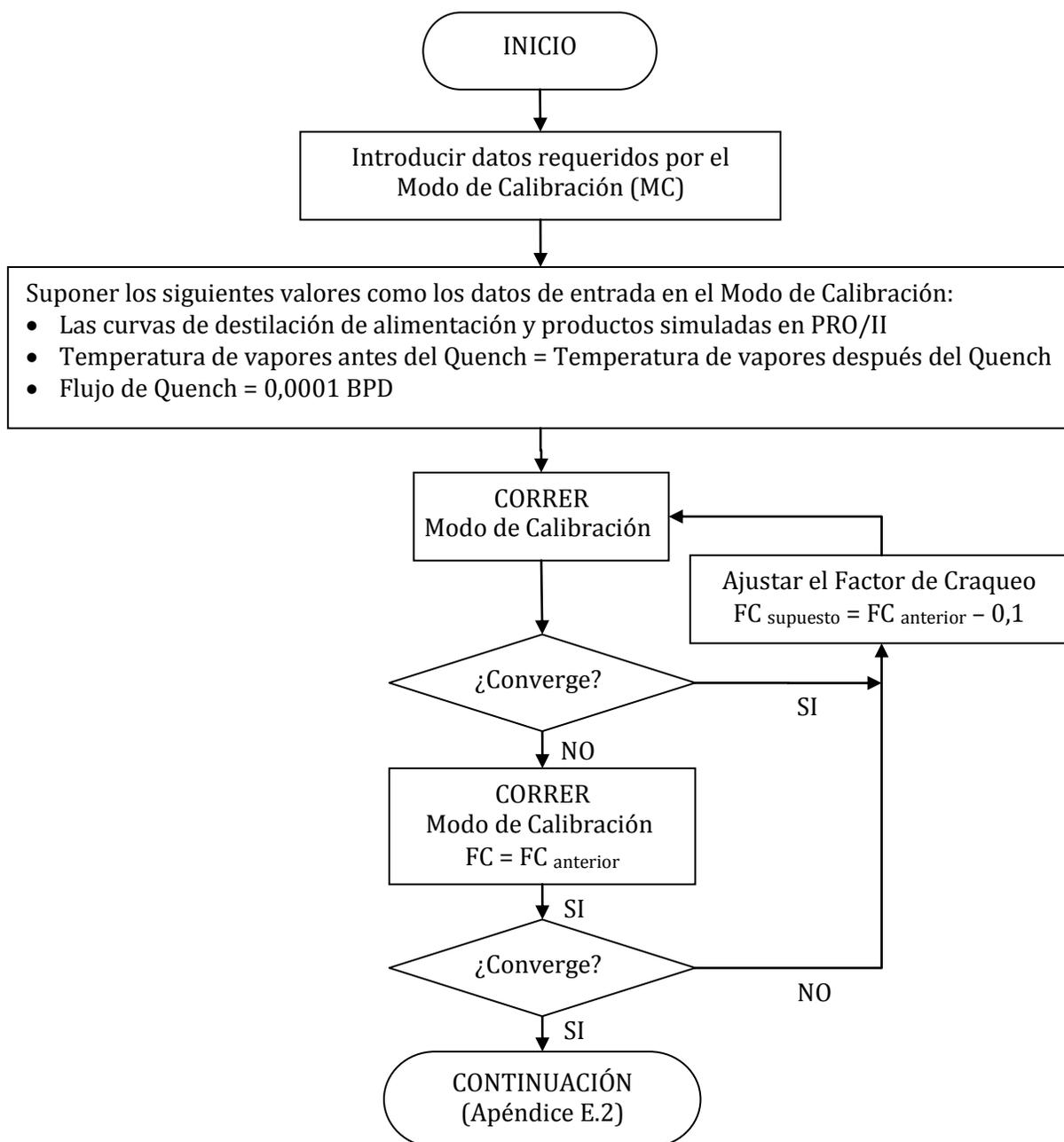
Apéndice D.1. Resultados de la Simulación en PRO/II de la Mezcla de Corrientes de la Alimentación de Diseño.

		SLURRY FKAY			SLURRY DCAY			LUBE EXTRACT			SLURRY DCAY 800°F +			MEZCLA DE DISEÑO
Stream Name	UNIT	SIMULADA	LAB	ERROR %	SIMULADA	LAB	ERROR %	SIMULADA	LAB	ERROR %	SIMULADA	LAB	ERROR %	SIMULADA
Stream Phase		Liquid			Liquid			Liquid			Liquid			Liquid
Total Mass Rate	lb/hr	194763			96959			52283			79287			423294
Total Mass Rate	bbl/day	13000			6500			3700			5250			23550
Total Std. API		6.30	6.30	0	6.90	6.90	0	14.60	14.60	0	5.20	5.20	0	8.54
Liquid Std. Density	lb/bbl	359.56			358.00			339.14			362.46			356.70
Temperature	F	700			550			400			550			629
Pressure	psig	120			120			120			120			120
TBP at 760 MM HG (LV)	F													
IBP		606.9			463.5			668.5			587.6			587.6
5%		812.7			642.7			830.5			763.3			771.8
10%		863.1			695.4			860.2			778.7			807.1
30%		961.2			775.7			913.5			813.3			896.6
50%		1023.3			811.8			948.6			844.9			972.8
70%		1080.1			854.7			982.7			882.0			1038.6
90%		1167.9			918.2			1036.6			959.9			1107.3
95%		1232.2			977.0			1063.0			1010.5			1150.7
EBP		1276.9			1089.7			1093.6			1095.8			1183.3
ASTM D1160 at 760 MM HG (LV)	F													
IBP		555.1	542.0	2	436.7	432.0	1	668.6	660.0	1	588.3	565	4	569.1
5%		815.8	818.0	0.3	649.1	650.0	0.1	843.0	870.0	3	775.0	772	0.4	783.4
10%		879.3	882.0	0.3	711.4	710.0	0.2	875.0	880.0	0.6	791.2	798	0.9	824.3
30%		969.7	970.0	0.03	782.3	780.0	0.3	920.0	920.0	0.002	819.4	817	0.3	905.5
50%		1023.3	1023.0	0.02	811.8	810.0	0.2	948.6	947.0	0.2	844.9	841	0.5	972.8
70%		1080.1			854.7	848.0	0.8	982.7	978.0	0.5	882.0	877	0.6	1038.6
90%		1167.9			918.2	915.0	0.4	1036.6	1030.0	0.6	959.9	956	0.4	1107.3
95%		1232.2			977.0	975.0	0.2	1063.0	1054.0	0.9	1010.5	1005	0.5	1150.7
EBP		1276.9			1089.7			1093.6			1095.8			1183.3
Conradson Carbon Residue	percent	15.60	15.60	0	4.26	4.26	0	1.76	1.76	0	6.02	6.02	0	10.94
Sulfur Content	percent	2.77	2.77	0	1.36	1.36	0	2.60	2.60	0	1.67	1.67	0	2.89
Nitrogen (Total)	percent	0.90	0.90	0	0.43	0.43	0	0.43	0.43	0	0.51	0.51	0	0.54
Nickel Content	ppm	10.00	10.00	0	1.00	1.00	0	0.50	0.50	0	1.00	1.00	0	6.00
Vanadium Content	ppm	134.00	134.00	0	2.00	2.00	0	10.00	10.00	0	1.00	1.00	0	90.00

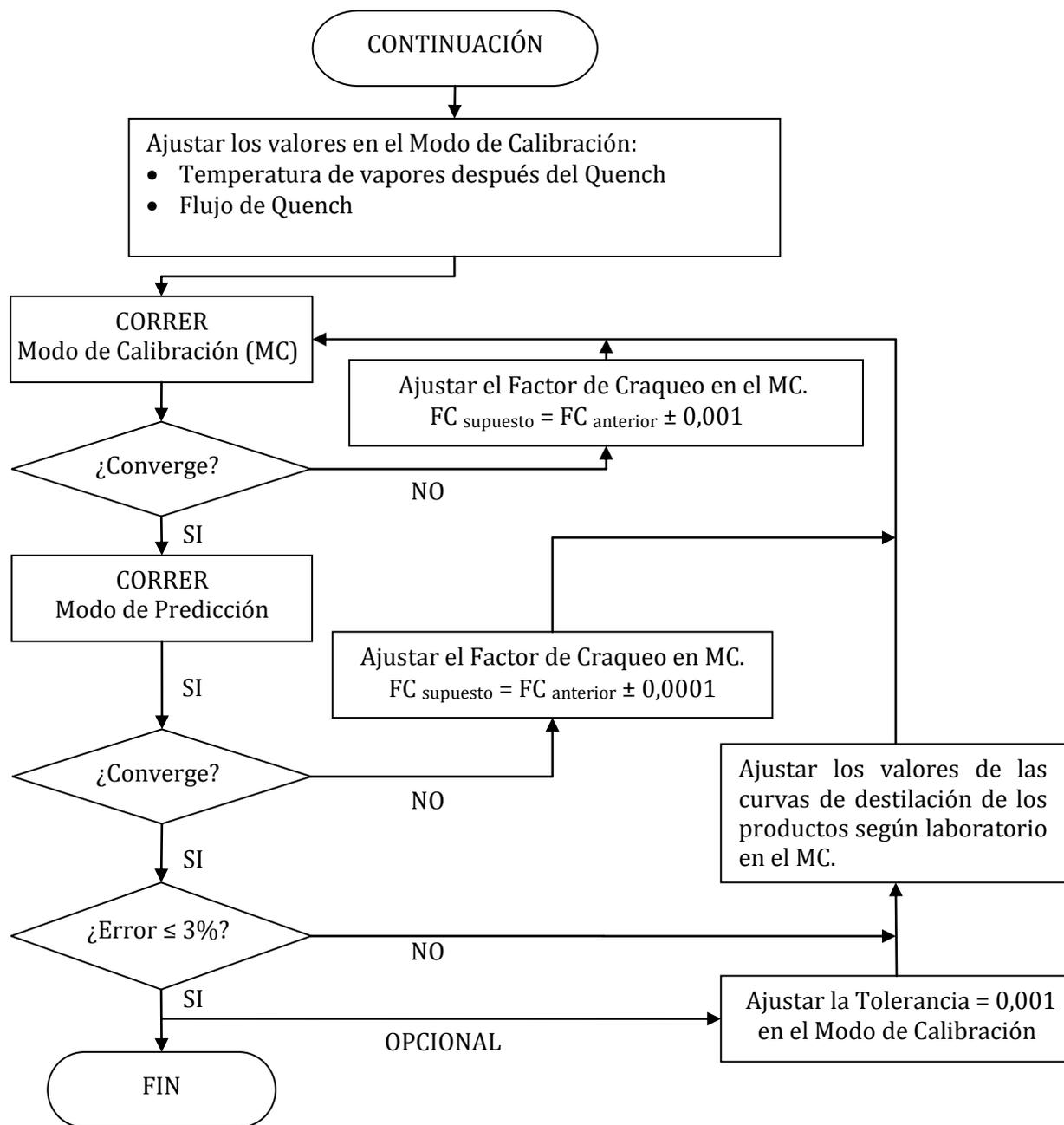
Apéndice D.2. Resultados de la Simulación en PRO/II de las Mezclas de Corrientes de las Alimentaciones para cada Escenario.

		LECHADA FKAY			LECHADA DCAY			LIGHTLUBE EX			HEAVYLUBE EX			1 ^{er} Escenario	2 ^{do} Escenacio	3 ^{er} Escenario
Stream Name	UNIT	SIMULADA	LAB	ERROR %	SIMULADA	LAB	ERROR %	SIMULADA	LAB	ERROR %	SIMULADA	LAB	ERROR %	MEZCLA SIMULADA	MEZCLA SIMULADA	MEZCLA SIMULADA
Stream Phase		Liquid			Liquid			Liquid			Liquid			Liquid	Liquid	Liquid
Total Mass Rate	lb/hr	223106			76567			27693			28184			299672	327365	327856
Total Mass Rate	bbl/day	14600			5259			2000			2000			19859	21859	21859
Total Std. API		3.60	3.60	0	10.30	10.30	0	17.60	17.60	0	15.00	15.00	0	5.31	6.35	6.14
Liquid Std. Density	lb/bbl	366.75			349.42			332.31			338.21			362.16	359.43	359.97
Temperature	F	700			550			400			400			661	639	639
Pressure	psig	120			120			120			120			55	55	55
TBP at 760 MM HG (LV)	F															
IBP		605.1			328.1			606.6			791.8			511.5	531.0	531.0
5%		792.7			568.8			662.1			800.3			663.3	663.2	669.1
10%		855.9			648.7			692.0			811.0			723.7	713.1	735.0
30%		946.9			727.2			733.5			851.0			874.6	828.0	873.8
50%		1010.5			776.8			779.3			887.3			973.0	949.6	972.2
70%		1083.2			827.8			814.0			951.0			1065.2	1038.4	1038.4
90%		1197.6			922.2			860.3			1007.3			1139.9	1122.6	1122.6
95%		1283.8			989.3			887.6			1015.9			1246.7	1238.7	1238.7
EBP		1340.6			1120.1			916.1			1017.0			1340.6	1340.6	1340.6
TBP at 760 MM HG (WT)	F															
IBP		615.7	615.2	0.1	341.5	341.60	0.03	607.6			791.8			540.7	549.7	549.8
5%		802.8	806.7	0.5	589.5	590.00	0.1	664.1			800.5			669.0	668.4	674.8
10%		860.6	866.5	0.7	651.8	653.90	0.3	692.8			811.3			732.6	719.5	742.1
30%		950.2	950.9	0.1	731.5	732.56	0.1	734.8			851.9			875.4	850.4	874.8
50%		1014.2	1013.5	0.1	779.3	777.20	0.3	780.5			888.7			973.8	965.7	973.0
70%		1086.6	1088.8	0.2	831.9	830.12	0.2	814.9			953.6			1074.2	1052.3	1051.9
90%		1205.8			928.8	925.52	0.4	861.0			1007.7			1157.4	1132.8	1132.4
95%		1290.0			999.6			888.9			1016.1			1256.7	1244.6	1244.4
EBP		1340.6			1121.9	1115.60	0.6	916.1			1017.0			1340.6	1340.6	1340.6
ASTM D1160 at 760 MM HG (LV)	F															
IBP		558.7			230.0			657.9	652.1	0.9	816.0	824.9	1	495.6	541.1	522.3
5%		794.0			558.4			689.9	688.6	0.2	819.9	843.98	3	667.3	675.2	674.9
10%		872.7			666.2			707.2	710.4	0.5	824.8	844.52	2	735.4	725.8	747.5
30%		955.5			735.3			741.3	736.7	0.6	857.6	848.48	1	882.0	833.9	881.2
50%		1010.5			776.8			779.3	781.0	0.2	887.3	899.42	1	973.0	949.6	972.2
70%		1083.2			827.8			814.0	812.1	0.2	951.0	979.52	3	1065.2	1038.4	1038.4
90%		1197.6			922.2			860.3	855.3	0.6	1007.3	997.88	0.9	1139.9	1122.6	1122.6
95%		1283.8			989.3			887.6	878.2	1	1015.9	1010.84	0.5	1246.7	1238.7	1238.7
EBP		1340.6			1120.1			916.1			1017.0			1340.6	1340.6	1340.6
Conradson Carbon Residue	percent	19.80	19.80	0	2.19	2.19	0	0.12	0.12	0	1.49	1.49	0	15.30	14.02	14.11
Sulfur Content	percent	3.68	3.68	0	0.56	0.56	0	2.50	2.50	0	2.63	2.63	0	2.88	2.85	2.86
Nitrogen (Total)	percent	0.62	0.62	0	0.21	0.21	0	0.14	0.14	0	0.31	0.31	0	0.51	0.48	0.50
Nickel Content	ppm	24.00	24.00	0	0.10	0.10	0	0.10	0.10	0	0.35	0.35	0	17.89	16.39	16.39
Vanadium Content	ppm	259.00	259.00	0	0.10	0.10	0	0.10	0.10	0	4.65	4.65	0	192.85	176.55	176.67
Aromatics Content	% p/p		60.46			54.87			54.46			58.08		59.03	58.65	58.95
Asphaltenes Content	% p/p		8.41			2.01			0.98			3.09		6.77	6.28	6.46

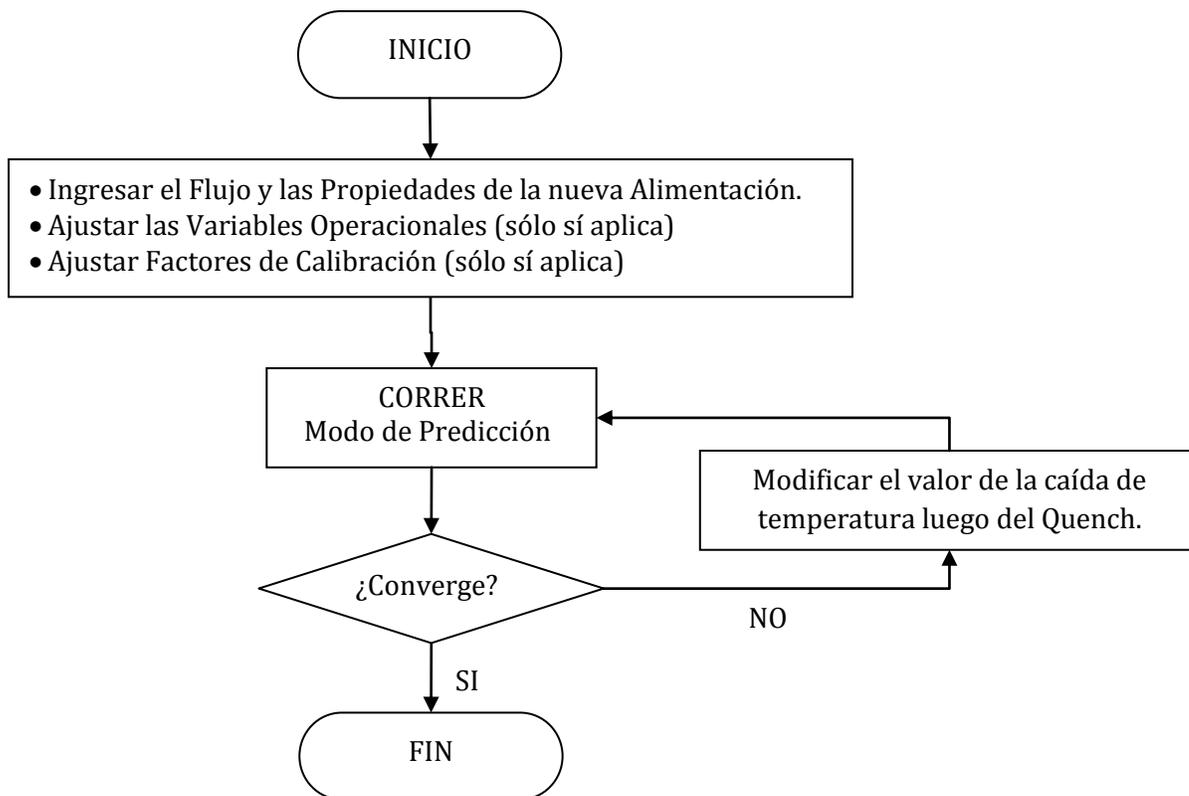
Apéndice E.1. Esquema de Convergencia de Calibración del Modelo DC-SIM sin Quench.



Apéndice E.2. Esquema de Convergencia de Calibración del Modelo DC-SIM con Quench.



Apéndice E.2. Esquema de Convergencia para Predicciones del Modelo DC-SIM.



Apéndice F.1. Calibración del Modelo de la Unidad de Coquización Retardada.

	FEED SUMMARY		BPD		Net Profit: 0.00 \$/DAY Unit Profit: 0.00 \$/BBL		Calibration Result: <input type="text"/>		Run Time: 23-ago-11 Time: 08:56						
	Total Feed: 23550		Furnace Feed: 25905		Stack No.: 1		Optimizer Action: ---		DC-SIM						
	Recycle Ratio: 1.1		Case No.: 0		Optimizer Intermediate Case No.: ---		---		---						
PRODUCTS		TOWER YIELDS				DRUM YIELDS				Run Time Interval		DRUM DATA			
Gas		LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF	LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF	Opening Inv %	Hours	0.0	% of Max.	0.0	
Propane / Propylene		8295.7	2.39	1114.5	4.73	8295.7	2.39	1114.5	4.73	Closing Inv %	% of Max.	0.0	Opening Outage	FEET	111.1
Butanes		5413.9	1.56	622.6	2.64	5413.9	1.56	622.6	2.64	Closing Outage	FEET	111.1	Minimum Outage	FEET	25.0
Stream #1		0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	Drum Fill Time	Hours	24.0	Closing Inventory	FT3	0.0
Light Naphtha		11275.0	3.24	1125.9	4.78	11284.5	3.25	1126.9	4.78	Max. Coke Volume	FT3	29817.6	Liquid Holdup	FT3	623.4
Heavy Naphtha		12282.4	3.53	1117.4	4.74	12292.7	3.54	1118.3	4.75	Vapor Space	FT3	36121.4	Depth of Liquid Holdup	FEET	1.8
Light Coker GO		88408.1	25.44	7065.6	30.00	88470.8	25.46	7073.3	30.04						
Heavy Coker GO		66955.5	19.27	4931.4	20.94	66743.7	19.21	4913.8	20.87						
FZGO		0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00						
Coke		136277.3	39.21			136277.3	39.21								
External Quench, Slops, & VelGO		0.0	0.00	0.0	0.00										
Total Products		344253.2	99.06	17270.5	73.34	344124.0	99.02	17262.5	73.30						
LIGHT ENDS DETAIL		LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF	LIGHT ENDS PRICES		H2S		MISC YIELDS					
Hydrogen		69.9	0.02	14.4	0.06	FOE	0.00	\$/FOE		LB/HR	2983.9				
Methane		7290.7	2.10	627.1	2.66	FOE	*	\$/FOE		TPD	35.8				
Ethane		6977.7	2.01	569.9	2.42	FOE	*	\$/FOE		WT% FF	0.86				
Ethylene		1006.9	0.29	81.7	0.35	FOE	*	\$/FOE							
Propane		5935.5	1.71	803.7	3.41		0.00	\$/BBL	NH3	LB/HR	296.5				
Propylene		2360.2	0.68	310.8	1.32		0.00	\$/BBL		WT% FF	0.09				
IsoButane		694.2	0.20	84.7	0.36		0.00	\$/BBL							
Normal Butane		2498.3	0.72	293.8	1.25		0.00	\$/BBL	FOE Factor						
C4 Olefin		2221.4	0.64	244.1	1.04	Fuel Gas	0.00	\$/BBL	6.00	Total H2S and NH3	WT% FF	0.94			
Total Light Ends		29054.9	8.36	3030.2	12.87		0.00	\$/MMBTU		Total Products	WT% FF	99.06			
										Total All	WT% FF	100.00			
PROPERTIES		Stream #1	Light Naphth	Heavy Naphth	Light Coker	Heavy Coker	FZGO	COKE YIELD		FRACTIONATOR STAGE TEMPERATURES					
API Gravity		0.0	74.9	56.5	33.7	20.7	-99.9	Accumulation per Interval	0.0	Prime Case					
Specific Gravity		0	0.6857	0.7526	0.8567	0.9296	-99.9	Total	TPD	1635.3	T(6)	492.3409	Deg F	492.3	
Sulfur		WT%	0.00	0.09	0.12	1.10	2.59	0.00	Sulfur	WT%	3.30	T(5)	646.749	Deg F	646.8
Nitrogen		WT%	0.00	0.20	0.30	0.40	0.60	0.00	VCM	WT%	10.00	T(4)	707	Deg F	707.0
Metals		PPMW				0.0	1.0	-99.9	Ash	WT%	0.16	T(3)	742.9879	Deg F	743.1
ConCarbon		WT%				0.0	0.5	-99.9	Metals	PPMW	244	T(2)	743.8765	Deg F	744.0
K Factor		-99.9	12.3	11.9	11.5	11.3	0.0	HGI	-----	72.7					
Aniline Pt		Deg F	-99.9	137.5	139.0	146.4	0.0	Price	\$/TON	0.00					
Bromine Number		-99.9	95.6	82.0	33.0	21.0	-99.9								
Olefins		WT%	-99.9	37.3	49.3	31.1	28.9	-99.9							
RI at 67 deg C		-99.9	1.3558	1.3954	1.4596	1.5	0								
Cetane Index		-99.9	-99.9	-99.9	43.1	42.6	0.0								
Molecular Weight		-99.9	79.2	108.8	265.6	452.8	0.0								
RON		-99.9	-99.9	-99.9											
MON		-99.9	-99.9	-99.9											
Price		\$/BBL	-99.9	0.0	0.0	0.0	0.0								
TBP 10%		Deg F	-99.9	84.5	208.6	353.9	636.5	0.0							
TBP 50%		Deg F	-99.9	139.2	254.4	524.3	711.1	0.0							
TBP 90%		Deg F	-99.9	197.5	298.7	648.1	788.3	0.0							
ASTM 10%		Deg F	-99.9	114.1	232.0	394.0	654.1	0.0							
ASTM 50%		Deg F	-99.9	140.5	253.0	512.0	711.1	0.0							
ASTM 90%		Deg F	-99.9	180.5	281.0	616.0	788.3	0.0							
TBP Cutpoint		Deg F	80.0	197.0	291.3	613.3	764.1	1150.0							
Paraffins		Vol %	0.0	40.1	32.1										
Olefins		Vol %	0.0	41.0	35.1										
Naphthenes		Vol %	0.0	17.6	20.3										
Aromatics		Vol %	0.0	1.4	12.5										
Cloud Point		Deg F			-133.8	-10.8	57.4	0.0							
Pour Point		Deg F			-135.9	-14.1	53.3	0.0							
FEED DETAIL		LB/HR	BPD	\$/BBL	Gravity	K-Factor	Sulfur	ConCarb	CRACKING PROFILE						
Coking Feeds (1-5)		347534	23550	0.00	Deg API	--	WT%	WT%	Moles						
Light Feed		0	0	0.00	8.5	11.16	2.89	10.9	M OLE/HR	%CRACKED					
Ext Vel Gas Oil		0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Furnace	81	7.1				
Ext Flow C Quench		0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Drum Liquid	797	70.6				
Ext T Control Quench		0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Drum Vapor	252	22.3				
Total All Inputs		347534	23550		0.0	0.00	0.00	0.0	Total	1130	100.0				
Tower BTM Feed		347534	23550		8.5	11.2	2.9	10.9	Molar Heat of Cracking						
Recycle (Wash Oil)		32362	2355		18.9	14.8	2.7	0.5	km/D/Deg F	9.9908					
Velocity Gas Oil		0	0		See above for External or Recycled Gas Oil Properties						Internal Quench from Tower				
Furnace Feed		379896	25905		9.4	11.2	2.9	10.1	BPD	2839					

Apéndice F.2. Predicción del Modelo de la Unidad de Coquización Retardada con un Diámetro de 24 ft.

FEED SUMMARY		BPD		Net Profit		0.00 \$/DAY		Predict Result		Run Time				
Total Feed		23550		0.00		\$/DAY				Date:	23-ago-11			
Furnace Feed		25905		0.00		\$/BBL				Time:	08:57			
Recycle Ratio		1.1		2										
				Stack No.	2	Optimizer Action	---	DC-SIM						
				Case No.	2	Optimizer Intermediate Case No.	---							
TOWER YIELDS				DRUM YIELDS				DRUM DATA						
PRODUCTS	LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF	LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF	Run Time Interval	Hours				
Gas	15927.2	4.58	1341.9	5.70	15927.2	4.58	1341.9	5.70	Opening Inv %	% of Max.	0.0			
Propane / Propylene	8669.9	2.49	1164.7	4.95	8669.9	2.49	1164.7	4.95	Closing Inv %	% of Max.	0.0			
Butanes	5663.4	1.63	651.3	2.77	5663.4	1.63	651.3	2.77	Opening Outage	FEET	108.6			
Stream #1	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	Closing Outage	FEET	108.6			
Light Naphtha	11872.9	3.42	1185.6	5.03	11870.5	3.42	1185.4	5.03	Minimum Outage	FEET	24.0			
Heavy Naphtha	12833.8	3.69	1167.6	4.96	12831.2	3.69	1167.4	4.96	Drum Fill Time	Hours	30.7			
Light Coker GO	89206.2	25.67	7133.5	30.29	89178.5	25.66	7133.9	30.29	Closing Inventory	FT3	0.0			
Heavy Coker GO	62862.0	18.09	4638.8	19.70	62612.4	18.02	4618.4	19.61	Max. Coke Volume	FT3	38255.2			
FZGO	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	Liquid Holdup	FT3	647.2			
Coke	137197.3	39.48			137197.3	39.48			Vapor Space	FT3	46203.4			
External Quench, Slops, & VelGO	0.0	0.00	0.0	0.00					Depth of Liquid Holdup	FEET	1.4			
Total Products	344232.7	99.05	17283.6	73.39	343950.5	98.97	17263.1	73.30						
LIGHT ENDS DETAIL				LIGHT ENDS PRICES				MISC YIELDS						
	LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF										
Hydrogen	71.8	0.02	14.8	0.06	FOE	0.00	\$/FOE	H2S	LB/HR	3004.0				
Methane	7553.3	2.17	649.7	2.76	FOE	*	\$/FOE	TPD	PPD	36.0				
Ethane	7253.7	2.09	592.4	2.52	FOE	*	\$/FOE	WT% FF		0.86				
Ethylene	1048.3	0.30	85.0	0.36	FOE	*	\$/FOE							
Propane	6190.1	1.78	838.1	3.56		0.00	\$/BBL	NH3	LB/HR	296.8				
Propylene	2479.9	0.71	326.6	1.39		0.00	\$/BBL	WT% FF		0.09				
IsoButane	729.0	0.21	88.9	0.38		0.00	\$/BBL							
Normal Butane	2605.8	0.75	306.4	1.30		0.00	\$/BBL	FOE Factor						
C4 Olefin	2328.6	0.67	255.9	1.09		0.00	\$/BBL	6.00	Total H2S and NH3	WT% FF	0.95			
Total Light Ends	30260.5	8.71	3158.0	13.41	Fuel Gas	0.00	\$/MMBTU		Total Products	WT% FF	99.05			
											Total All	WT% FF	100.00	
PROPERTIES				COKE YIELD				FRACTIONATOR STAGE TEMPERATURES						
	Stream #1	Light Naphth	Heavy Naph	Light Coker	Heavy Coker	FZGO								
API Gravity	0.0	74.9	56.5	33.8	21.0	-99.9	Accumulation per Interval	0.0	Prime Case					
Specific Gravity	0	0.6856	0.7526	0.8562	0.9278	-99.9	Total	TPD	1646.4	T(6)	492.3409 Deg F	487.8		
Sulfur	WT%	0.00	0.11	0.16	1.11	2.67	Sulfur	WT%	3.29	T(5)	646.749 Deg F	642.2		
Nitrogen	WT%	0.00	0.19	0.30	0.41	0.62	VCM	WT%	10.01	T(4)	707 Deg F	702.3		
Metals	PPMW				0.0	1.0	Ash	WT%	0.16	T(3)	742.9879 Deg F	738.0		
ConCarbon	WT%				0.0	0.5	Metals	PPMW	243	T(2)	743.8765 Deg F	740.5		
K Factor	-99.9	12.3	11.9	11.5	11.3	0.0	HGI	-----	72.7					
Aniline Pt	Deg F	-99.9	137.6	139.5	146.9	0.0	Price	\$/TON	0.00					
Bromine Number	-99.9	95.6	82.0	33.0	21.0	-99.9								
Olefins	WT%	-99.9	37.3	49.3	31.1	28.8								
Rt at 67 deg C	-99.9	1.3558	1.3954	1.4593	1.499	0								
Cetane Index	-99.9	-99.9	-99.9	43.3	43.1	0.0								
Molecular Weight	-99.9	79.2	108.8	264.0	451.7	0.0								
RON	-99.9	-99.9	-99.9											
MON	-99.9	-99.9	-99.9											
Price	\$/BBL	-99.9	0.0	0.0	0.0	0.0								
TBP 10%	Deg F	-99.9	84.5	208.6	353.9	635.9								
TBP 50%	Deg F	-99.9	139.2	254.4	524.3	708.3								
TBP 90%	Deg F	-99.9	197.5	298.7	648.1	783.1								
ASTM 10%	Deg F	-99.9	114.1	232.0	394.0	653.2								
ASTM 50%	Deg F	-99.9	140.5	253.0	512.0	708.3								
ASTM 90%	Deg F	-99.9	180.5	281.0	616.0	783.1								
TBP Cutpoint	Deg F	80.0	197.0	291.3	613.3	758.4	1150.0							
Paraffins	Vol %	0.0	40.1	32.1										
Olefins	Vol %	0.0	41.0	35.1										
Naphthenes	Vol %	0.0	17.5	20.3										
Aromatics	Vol %	0.0	1.3	12.5										
Cloud Point	Deg F		-133.8	-10.7	56.8	0.0								
Pour Point	Deg F		-135.9	-14.0	52.7	0.0								
FEED DETAIL				GRAVITY				PROCESS VARIABLES						
	LB/HR	BPD	\$/BBL	Deg API	K-Factor	Sulfur	ConCarb							
Coking Feeds (1-5)	347534	23550	0.00	8.5	11.16	2.89	10.9	Fresh Feed to Tower	Deg F	630.0	Furnace Abs Duty	MMBTU/HR	109.6	
Light Feed	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Recycle		740.5	Furnace Fired Duty	MMBTU/HR	152.2	
Ext Vel Gas Oil	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Furnace Feed		641.4	Furnace Efficiency	%	72.0	
Ext Flow C Quench	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Furnace Outlet		950.0	Drum Pressure	PSIG	60.0	
Ext T Control Quench	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Drum Inlet		950.0	Fractionator Pressure	PSIG	55.8	
Total All Inputs	347534	23550		0.0	0.00	0.00	0.0	Drum Liquid Hold-up		913.8	Fractionator OH Pressure	PSIG	51.5	
											Compressor Suction Pres	PSIG	48.0	
											Compressor Discharge Pres	PSIG	190.0	
											Drum Vapor Out	Deg F	877.5	
											Vapor After Quench	Deg F	859.0	
											Vapor at Fractionator	Deg F	859.0	
											HGO Draw (T(draw))	Deg F	702.3	
											--Tail End Basis			
											Total Cond Duty	MMBTU/HR	36.0	
											Compressor HP	BHP	978.9	
											Compressor HP Price	\$/BHP-HR	0.00	
											Compressor Cost	\$/DAY	0.00	
											Furnace Cost	\$/DAY	0.00	
FEED DETAIL				GRAVITY				CRACKING PROFILE						
	LB/HR	BPD	\$/BBL	Deg API	K-Factor	Sulfur	ConCarb							
Tower BTM Feed	347534	23550		8.5	11.2	2.9	10.9	Molar Heat of Cracking						
Recycle (Wash Oil)	32358	2355		18.9	14.8	2.7	0.5	km/D/Deg F				9.9908		
Velocity Gas Oil	0	0		See above for External or Recycled Gas Oil Properties				Internal Quench from Tower						
Furnace Feed	379891	25905		9.4	11.2	2.9	10.1	BPD				2655		
											Moles			
											Furnace	MOLE/HR	%CRACKED	
											Drum Liquid	80	6.8	
											Drum Vapor	290	67.8	
											Total	899	25.3	
												1179	100.0	

Apéndice F.3. Predicción del 1er Escenario con el Modelo de la Unidad de Coquización Retardada.

FEED SUMMARY				BPD		Net Profit		\$ / DAY		Run Time	
	Total Feed	19859		Unit Profit	0.00		\$ / BBL		Date:	23-ago-11	
	Furnace Feed	21844.9		Stack No.	3		Optimizer Action		Time:	08:57	
	Recycle Ratio	1.1		Case No.	3		Optimizer Intermediate Case No.		DC-SIM		

PRODUCTS	TOWER YIELDS				DRUM YIELDS				Run Time Interval	DRUM DATA	
	LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF	LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF		Hours	
Gas	13705.3	4.57	1157.0	5.83	13705.3	4.57	1157.0	5.83	Opening Inv %	% of Max.	0.0
Propane / Propylene	6584.5	2.19	885.3	4.46	6584.5	2.19	885.3	4.46	Closing Inv %	% of Max.	0.0
Butanes	4223.4	1.41	486.1	2.45	4223.4	1.41	486.1	2.45	Opening Outage	FEET	108.6
Stream #1	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	Closing Outage	FEET	108.6
Light Naphtha	9541.8	3.18	933.3	4.70	9592.8	3.20	938.3	4.72	Minimum Outage	FEET	24.0
Heavy Naphtha	10130.4	3.38	902.3	4.54	10184.6	3.40	907.1	4.57	Drum Fill Time	Hours	32.8
Light Coker GO	85583.1	28.53	6577.1	33.12	86034.9	28.68	6612.8	33.30	Closing Inventory	FT3	0.0
Heavy Coker GO	39786.6	13.26	2902.6	14.62	39904.7	13.30	2910.7	14.66	Max. Coke Volume	FT3	38255.2
FZGO	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	Liquid Holdup	FT3	434.8
Coke	127671.3	42.56			127671.3	42.56			Vapor Space	FT3	46415.8
External Quench, Slops, & VelGO	0.0	0.00	0.0	0.00					Depth of Liquid Holdup	FEET	1.0
Total Products	297226.5	99.08	13843.7	69.71	297901.5	99.31	13897.3	69.98			

LIGHT ENDS DETAIL	LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF	FOE	LIGHT ENDS PRICES		H2S	MISC YIELDS		
						\$ / BBL	\$ / FOE		LB/HR	WT% FF	
Hydrogen	72.9	0.02	15.0	0.08	FOE	0.00	\$ / FOE		2516.5		
Methane	6703.2	2.23	576.6	2.90	FOE	*	\$ / FOE		30.2		
Ethane	6073.9	2.02	496.0	2.50	FOE	*	\$ / FOE		TPD	0.84	
Ethylene	855.3	0.29	69.4	0.35	FOE	*	\$ / FOE				
Propane	4893.7	1.63	662.6	3.34		0.00	\$ / BBL	NH3	240.6		
Propylene	1690.7	0.56	222.7	1.12		0.00	\$ / BBL		WT% FF	0.08	
IsoButane	502.9	0.17	61.4	0.31		0.00	\$ / BBL				
Normal Butane	2054.3	0.68	241.6	1.22		0.00	\$ / BBL	FOE Factor			
C4 Olefin	1666.2	0.56	183.1	0.92		0.00	\$ / BBL	6.00	Total H2S and NH3	WT% FF	0.92
Total Light Ends	24513.2	8.17	2528.4	12.73	Fuel Gas	0.00	\$ / MMBTU		Total Products	WT% FF	99.08
									Total All	WT% FF	100.00

PROPERTIES	Stream #1	Light Naphth: Heavy Naph Light Coker C Heavy Coker FZGO					COKE YIELD		FRACTIONATOR STAGE TEMPERATURES						
API Gravity	0.0	70.6	52.6	27.3	19.3	-99.9	Accumulation per Interval	0.0	Prime Case						
Specific Gravity	0	0.7	0.7687	0.8909	0.9385	-99.9	Total	TPD	1532.1	T(6)	492.3409	Deg F	486.8		
Sulfur	WT%	0.00	0.13	0.13	0.95	2.34	0.00	Sulfur	WT%	3.49	T(5)	646.749	Deg F	636.0	
Nitrogen	WT%	0.00	0.19	0.28	0.39	0.55	0.00	VCM	WT%	9.99	T(4)	707	Deg F	695.3	
Metals	PPMW					0.0	2.3	-99.9	Ash	WT%	0.32	T(3)	742.9879	Deg F	734.6
ConCarbon	WT%					0.0	0.7	-99.9	Metals	PPMW	492	T(2)	743.8765	Deg F	742.2
K Factor	-99.9	12.0	11.6	11.0	11.1	0.0	0.0	HGI	-----	68.9					
Aniline Pt	Deg F	-99.9	118.5	104.8	135.3	0.0	0.0	Price	\$ / TON	0.00					
Bromine Number	-99.9	91.1	77.9	29.9	18.6	-99.9									
Olefins	WT%	-99.9	35.5	46.8	28.2	25.1	-99.9	PROCESS VARIABLES							
Rt at 67 deg C	-99.9	1.3623	1.4039	1.4811	1.5063	0		Deg F		Furnace Abs Duty	M M B T U / H R	85.2			
Cetane Index	-99.9	-99.9	-99.9	32.4	38.8	0.0		Fresh Feed to Tower	661.0	Furnace Fired Duty	M M B T U / H R	118.4			
Molecular Weight	-99.9	77.5	106.5	260.4	443.7	0.0		Recycle	742.2	Furnace Efficiency	%	72.0			
RON	-99.9	-99.9	-99.9					Furnace Feed	669.5	Drum Pressure	PSIG	60.0			
MON	-99.9	-99.9	-99.9					Furnace Outlet	950.0	Fractionator Pressure	PSIG	55.8			
Price	\$ / BBL	-99.9	0.0	0.0	0.0	0.0		Drum Inlet	950.0	Fractionator OH Pressure	PSIG	51.5			
TBP 10%	Deg F	-99.9	84.5	208.6	353.9	634.4	0.0	Drum Liquid Hold-up	918.4	Compressor Suction Pres	PSIG	48.0			
TBP 50%	Deg F	-99.9	139.2	254.4	524.3	700.6	0.0	Drum Vapor Out	886.8	Compressor Discharge Pr	PSIG	190.0			
TBP 90%	Deg F	-99.9	197.5	298.7	648.1	769.3	0.0	Vapor After Quench	867.0	Total Cond Duty	M M B T U / H R	31.9			
ASTM 10%	Deg F	-99.9	114.1	232.0	394.0	650.4	0.0	Vapor at Fractionator	867.0	Compressor HP	BHP	838.2			
ASTM 50%	Deg F	-99.9	140.5	253.0	512.0	700.6	0.0	HGO Draw (T(draw))	695.3	Compressor HP Price	\$ / BHP - H R	0.00			
ASTM 90%	Deg F	-99.9	180.5	281.0	616.0	769.3	0.0	-- Tail End Basis		Compressor Cost	\$ / DAY	0.00			
TBP Cutpoint	Deg F	80.0	197.0	291.3	613.3	743.0	1150.0			Furnace Cost	\$ / DAY	0.00			
Paraffins	Vol %	0.0	34.1	24.6											
Olefins	Vol %	0.0	39.0	33.4											
Naphthenes	Vol %	0.0	22.3	24.7											
Aromatics	Vol %	0.0	4.5	17.3											
Cloud Point	Deg F		-135.4	-15.5	52.7	0.0									
Pour Point	Deg F		-137.4	-18.7	48.7	0.0									

FEED DETAIL	LB/HR			Gravity	K-Factor	Sulfur	ConCarb	CRACKING PROFILE		
	LB/HR	BPD	\$ / BBL					Moles	% CRACKED	
Coking Feeds (1-5)	299984	19859	0.00	5.3	10.90	2.88	15.3	Furnace	72	7.3
Light Feed	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Drum Liquid	588	57.6
Ext Vel Gas Oil	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Drum Vapor	346	35.1
Ext Flow C Quench	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Total	986	100.0
Ext T Control Quench	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0			
Total All Inputs	299984	19859						Molar Heat of Cracking		
								K M / D / Deg F	9.9908	
Tower BTM Feed	299984	19859		5.3	10.9	2.9	15.3	Internal Quench from Tower		
Recycle (Wash Oil)	27794	1986		16.2	14.6	2.4	0.8	BPD	2077	
Velocity Gas Oil	0	0								
Furnace Feed	327778	21845		6.2	11.0	2.8	14.1			

Apéndice F.4. Predicción del 2^{do} Escenario con el Modelo de la Unidad de Coquización Retardada.

FEED SUMMARY				BPD		Net Profit		\$/DAY		Predict Result		Run Time																			
KBC				Total Feed	21859	0.00	0.00			Date: 23-ago-11		Time: 08:57																			
Priformatics				Furnace Feed	24044.9	Unit Profit		\$/BBL		Optimizer Action		DC-SIM																			
				Recycle Ratio	1.1	4				Optimizer Intermediate Case No.																					
				Stack No.	4	Case No.		4																							
TOWER YIELDS				DRUM YIELDS				DRUM DATA																							
PRODUCTS	LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF	LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF	Run Time Interval	Hours	0.0	Opening Inv %	% of Max.	0.0																	
Gas	14242.5	4.35	1202.3	5.50	14242.5	4.35	1202.3	5.50	Closing Inv % <td>% of Max.</td> <td>0.0</td> <td>Opening Outage <td>FEET</td> <td>108.6</td> </td>	% of Max.	0.0	Opening Outage <td>FEET</td> <td>108.6</td>	FEET	108.6																	
Propane / Propylene	6855.5	2.09	921.7	4.22	6855.5	2.09	921.7	4.22	Closing Outage <td>FEET</td> <td>108.6</td> <td>Minimum Outage <td>FEET</td> <td>24.0</td> </td>	FEET	108.6	Minimum Outage <td>FEET</td> <td>24.0</td>	FEET	24.0																	
Butanes	4398.6	1.34	506.2	2.32	4398.6	1.34	506.2	2.32	Drum Fill Time <td>Hours</td> <td>32.0</td> <td>Closing Inventory <td>FT3</td> <td>0.0</td> </td>	Hours	32.0	Closing Inventory <td>FT3</td> <td>0.0</td>	FT3	0.0																	
Stream #1	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	Max. Coke Volume <td>FT3</td> <td>38255.2</td> <td>Liquid Holdup <td>FT3</td> <td>492.2</td> </td>	FT3	38255.2	Liquid Holdup <td>FT3</td> <td>492.2</td>	FT3	492.2																	
Light Naphtha	10036.4	3.06	983.1	4.50	10088.3	3.08	988.2	4.52	Vapor Space <td>FT3</td> <td>46358.3</td> <td>Depth of Liquid Holdup <td>FEET</td> <td>1.1</td> </td>	FT3	46358.3	Depth of Liquid Holdup <td>FEET</td> <td>1.1</td>	FEET	1.1																	
Heavy Naphtha	10702.1	3.27	954.7	4.37	10757.6	3.28	959.6	4.39																							
Light Coker GO	101340.3	30.92	7732.7	35.38	101847.9	31.08	7772.1	35.56																							
Heavy Coker GO	46349.2	14.14	3371.8	15.43	46337.8	14.14	3370.8	15.42																							
FZGO	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00																							
Coke	130798.8	39.91			130798.8	39.91																									
External Quench, Slops, & VelGO	0.0	0.00	0.0	0.00																											
Total Products	324723.3	99.09	15672.6	71.70	325327.0	99.27	15721.0	71.92																							
LIGHT ENDS DETAIL				LIGHT ENDS PRICES				MISC YIELDS																							
Hydrogen	LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF	FOE	\$/FOE	H2S	LB/HR	2733.0	TPD	32.8	WT% FF	0.83																		
Methane	6962.9	2.12	598.9	2.74	FOE	\$/FOE																									
Ethane	6314.5	1.93	515.7	2.36	FOE	\$/FOE																									
Ethylene	889.5	0.27	72.1	0.33	FOE	\$/FOE																									
Propane	5091.9	1.55	689.4	3.15		\$/BBL	NH3	LB/HR	247.5	WT% FF	0.08																				
Propylene	1763.6	0.54	232.3	1.06		\$/BBL																									
IsoButane	524.5	0.16	64.0	0.29		\$/BBL																									
Normal Butane	2137.6	0.65	251.4	1.15		\$/BBL	FOE Factor																								
C4 Olefin	1736.5	0.53	190.8	0.87		\$/BBL	6.00	Total H2S and NH3	WT% FF	0.91																					
Total Light Ends	25496.6	7.78	2630.3	12.03	Fuel Gas	\$/MMBTU		Total Products	WT% FF	99.09																					
											Total All	WT% FF	100.00																		
PROPERTIES						COKE YIELD				FRACTIONATOR STAGE TEMPERATURES																					
API Gravity	Stream #1	0.0	70.9	52.8	26.2	18.8	-99.9	Accumulation per Interval	0.0	Prime Case																					
Specific Gravity		0	0.699	0.7676	0.8973	0.9412	-99.9	Total	TPD	1569.6	T(6)	492.3409	Deg F	505.0																	
Sulfur	WT%	0.00	0.12	0.09	1.06	2.47	0.00	Sulfur	WT%	3.42	T(5)	646.749	Deg F	646.6																	
Nitrogen	WT%	0.00	0.19	0.28	0.38	0.49	0.00	VCM	WT%	9.99	T(4)	707	Deg F	700.8																	
Metals	PPMW				0.0	2.2	-99.9	Ash	WT%	0.31	T(3)	742.9879	Deg F	737.8																	
ConCarbon	WT%				0.0	0.7	-99.9	Metals	PPMW	480	T(2)	743.8765	Deg F	741.3																	
K Factor		-99.9	12.1	11.6	11.0	11.1	0.0	HGI	-----	69.4																					
Aniline Pt	Deg F		-99.9	120.0	98.1	131.5	0.0	Price	\$/TON	0.00																					
Bromine Number		-99.9	91.4	78.2	30.1	18.8	-99.9																								
Olefins	WT%	-99.9	35.6	47.0	28.4	25.1	-99.9																								
Rt at 67 deg C		-99.9	1.3618	1.4033	1.4854	1.5083	0																								
Cetane Index		-99.9	-99.9	-99.9	30.7	37.6	0.0																								
Molecular Weight		-99.9	77.6	106.6	267.2	436.3	0.0																								
RON		-99.9	-99.9	-99.9																											
MON		-99.9	-99.9	-99.9																											
Price	\$/BBL	-99.9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0																								
TBP 10%	Deg F	-99.9	84.5	208.6	353.9	633.6	0.0																								
TBP 50%	Deg F	-99.9	139.2	254.4	524.3	696.7	0.0																								
TBP 90%	Deg F	-99.9	197.5	298.7	648.1	762.3	0.0																								
ASTM 10%	Deg F	-99.9	114.1	232.0	394.0	649.0	0.0																								
ASTM 50%	Deg F	-99.9	140.5	253.0	512.0	696.7	0.0																								
ASTM 90%	Deg F	-99.9	180.5	281.0	616.0	762.3	0.0																								
TBP Outpoint	Deg F	80.0	197.0	291.3	613.3	735.3	1150.0																								
Paraffins	Vol %	0.0	34.5	25.1																											
Olefins	Vol %	0.0	39.2	33.5																											
Naphthenes	Vol %	0.0	22.0	24.4																											
Aromatics	Vol %	0.0	4.3	17.0																											
Cloud Point	Deg F			-135.3	-16.3	51.0	0.0																								
Pour Point	Deg F			-137.3	-19.6	47.1	0.0																								
FEED DETAIL				Gravity				K-Factor				Sulfur				ConCarb															
				LB/HR				BPD				\$/BBL				Deg API				WT%											
Coking Feeds (1-5)				327704				21859				0.00				6.3				10.92				2.85				14.0			
Light Feed				0				0				0.00				0.0				0.00				0.00				0.0			
Ext Vel Gas Oil				0				0				0.00				0.0				0.00				0.00				0.0			
Ext Vel C Quench				0				0				0.00				0.0				0.00				0.00				0.0			
Ext T Control Quench				0				0				0.00				0.0				0.00				0.00				0.0			
Total All Inputs				327704				21859																							
Tower BTM Feed				327704				21859				6.3				10.9				2.9				14.0							
Recycle (Wash Oil)				30509				2186				16.6				14.6				2.5				0.7							
Velocity Gas Oil				0				0																							
Furnace Feed				358213				24045				7.2				11.0				2.8				12.9							
																See above for External or Recycled Gas Oil Properties															
CRACKING PROFILE				Moles				MOLE/HR				%CRACKED																			
Furnace				63				6.2																							
Drum Liquid				592				58.3																							
Drum Vapor				361				35.5																							
Total				1016				100.0																							
Molar Heat of Cracking																															
				9.9908				\$/BHP-HR				0.00																			
Internal Quench from Tower																															
				3042				BPD																							

Apéndice F.5. Predicción del 3er Escenario con el Modelo de la Unidad de Coquización Retardada.



FEED SUMMARY		BPD		Net Profit		\$ / DAY		Predict Result		Run Time	
Total Feed	21859	21859		0.00		0.00				Date:	23-ago-11
Furnace Feed	24044.9	24044.9		5						Time:	08:57
Recycle Ratio	1.1	1.1		5						DC-SIM	
				Stack No.		5		Optimizer Action		---	
				Case No.		5		Optimizer Intermediate Case No.		---	

PRODUCTS	TOWER YIELDS				DRUM YIELDS				Run Time Interval	DRUM DATA	
	LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF	LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF		Hours	0.0
Gas	14722.0	4.49	1242.4	5.68	14722.0	4.49	1242.4	5.68	Opening Inv %	% of Max.	0.0
Propane / Propylene	7260.3	2.21	976.0	4.46	7260.3	2.21	976.0	4.46	Closing Inv %	% of Max.	0.0
Butanes	4675.7	1.42	538.0	2.46	4675.7	1.42	538.0	2.46	Opening Outage	FEET	108.6
Stream #1	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	Closing Outage	FEET	108.6
Light Naphtha	10313.5	3.14	1014.0	4.64	10313.5	3.14	1014.0	4.64	Minimum Outage	FEET	24.0
Heavy Naphtha	11048.6	3.37	989.3	4.53	11048.6	3.37	989.3	4.53	Drum Fill Time	Hours	30.4
Light Coker GO	91501.1	27.88	7087.4	32.42	91501.1	27.88	7087.4	32.42	Closing Inventory	FT3	0.0
Heavy Coker GO	47736.3	14.54	3486.9	15.95	47736.3	14.54	3486.9	15.95	Max. Coke Volume	FT3	38255.2
FZGO	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	Liquid Holdup	FT3	525.8
Coke	137929.3	42.03			137929.3	42.03			Vapor Space	FT3	46324.7
External Quench, Slops, & VelGO	0.0	0.00	0.0	0.00					Depth of Liquid Holdup	FEET	1.2
Total Products	325186.7	99.08	15333.9	70.15	32512.3	99.24	15376.8	70.35			

LIGHT ENDS DETAIL	LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF	LIGHT ENDS PRICES		MISC YIELDS			
					FOE	\$/FOE	LB/HR	2758.8		
Hydrogen	75.9	0.02	15.6	0.07	0.00	\$/FOE	TPD	33.1		
Methane	7156.9	2.18	615.6	2.82	*	\$/FOE	WT% FF	0.84		
Ethane	6560.4	2.00	535.8	2.45	*	\$/FOE				
Ethylene	928.7	0.28	75.3	0.34	*	\$/FOE				
Propane	5349.3	1.63	724.3	3.31	0.00	\$/BBL	LB/HR	258.3		
Propylene	1910.9	0.58	251.7	1.15	0.00	\$/BBL	WT% FF	0.08		
IsoButane	566.8	0.17	69.2	0.32	0.00	\$/BBL				
Normal Butane	2246.9	0.68	264.2	1.21	0.00	\$/BBL	FOE Factor	Total H2S and NH3	WT% FF	0.92
C4 Olefin	1862.0	0.57	204.6	0.94	0.00	\$/BBL	6.00	Total Products	WT% FF	99.08
Total Light Ends	26657.9	8.12	2756.3	12.61	Fuel Gas	0.00	\$/MMBTU	Total All	WT% FF	100.00

PROPERTIES	Stream #1	Light Naphth: Heavy Napht Light Coker C Heavy Coker FZGO					COKE YIELD		FRACTIONATOR STAGE TEMPERATURES				
		0.0	71.7	53.5	28.6	19.5	-99.9	Accumulation per Interval	0.0	Prime Case			
API Gravity	0	0.6964	0.7647	0.884	0.9374	-99.9	Total	TPD	1655.2	T(6)	492.3409	Deg F	492.5
Specific Gravity	WT%	0.00	0.12	0.12	0.99	2.37	Sulfur	WT%	3.40	T(5)	646.749	Deg F	640.8
Sulfur	WT%	0.00	0.18	0.28	0.38	0.53	VCM	WT%	10.00	T(4)	707	Deg F	699.6
Nitrogen	PPMW				0.0	2.1	Ash	WT%	0.30	T(3)	742.9879	Deg F	738.0
Metals	WT%				0.0	0.7	Metals	PPMW	457	T(2)	743.8765	Deg F	741.5
ConCarbon	K Factor	-99.9	12.1	11.7	11.1	11.1	HGI	-----	69.9				
Aniline Pt	Deg F	-99.9	123.4	112.0	137.3	0.0	Price	\$/TON	0.00				
Bromine Number	-99.9	92.2	78.9	30.7	19.2	-99.9							
Olefins	WT%	-99.9	36.0	47.4	28.9	26.1							
Ri at 67 deg C	-99.9	1.3606	1.4017	1.4766	1.5054	0							
Cetane Index	-99.9	-99.9	-99.9	34.3	39.4	0.0							
Molecular Weight	-99.9	77.9	107.1	263.2	445.8	0.0							
RON	-99.9	-99.9	-99.9										
MON	-99.9	-99.9	-99.9										
Price	\$/BBL	-99.9	0.0	0.0	0.0	0.0							
TBP 10%	Deg F	-99.9	84.5	208.6	353.9	635.0							
TBP 50%	Deg F	-99.9	139.2	254.4	524.3	703.6							
TBP 90%	Deg F	-99.9	197.5	298.7	648.1	774.7							
ASTM 10%	Deg F	-99.9	114.1	232.0	394.0	651.5							
ASTM 50%	Deg F	-99.9	140.5	253.0	512.0	703.6							
ASTM 90%	Deg F	-99.9	180.5	281.0	616.0	774.7							
TBP Outpoint	Deg F	80.0	197.0	291.3	613.3	749.0	1150.0						
Paraffins	Vol %	0.0	35.6	26.4									
Olefins	Vol %	0.0	39.5	33.8									
Naphthenes	Vol %	0.0	21.2	23.6									
Aromatics	Vol %	0.0	3.7	16.1									
Cloud Point	Deg F		-135.0	-14.5	53.8	0.0							
Pour Point	Deg F		-137.1	-17.8	49.8	0.0							

FEED DETAIL	LB/HR			Gravity	K-Factor	Sulfur	ConCarb	CRACKING PROFILE			
	LB/HR	BPD	\$/BBL	Deg API	--	WT%	WT%	Moles	% CRACKED		
Coking Feeds (1-5)	328204	21859	0.00	6.1	10.96	2.86	14.1				
Light Feed	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Furnace	69	6.6	
Ext Vel Gas Oil	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Drum Liquid	658	62.3	
Ext Vel C Quench	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Drum Vapor	329	31.1	
Ext T Control Quench	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Total	1057	100.0	
Total All Inputs	328204	21859									
Tower BTM Feed	328204	21859		6.1	11.0	2.9	14.1	Molar Heat of Cracking			
Recycle (Wash Oil)	30434	2186		16.9	14.6	2.5	0.7	kM/D/Deg F		9.9908	
Velocity Gas Oil	0	0		See above for External or Recycled Gas Oil Properties						Internal Quench from Tower	
Furnace Feed	358638	24045		7.1	11.0	2.8	13.0	BPD		2829	

Apéndice F.6. Estimación de los Rendimientos con el Modelo de la Unidad de Coquización Retardada con la Alimentación de Diseño.

	FEED SUMMARY		BPD		Net Profit: 0.00 \$/DAY	S/DAY: 0.00	Predict Result: <input type="button"/>	Run Time: 23-ago-11																												
	Total Feed: 19859		Furnace Feed: 21844.9		Unit Profit: 0.00 \$/BBL		Case No.: 2	Time: 08:57																												
	Recycle Ratio: 1.1				Stack No.: 2		Optimizer Action: ---																													
					Case No.: 2		Optimizer Intermediate Case No.: ---																													
								DC-SIM																												
TOWER YIELDS				DRUM YIELDS																																
PRODUCTS		LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF	LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF	Run Time Interval:	DRUM DATA																									
Gas		15927.2	4.58	1341.9	5.70	15927.2	4.58	1341.9	5.70	Opening Inv %:	<table border="1"> <tr><td>Hours</td><td>0.0</td></tr> <tr><td>% of Max.</td><td>0.0</td></tr> <tr><td>% of Max.</td><td>0.0</td></tr> <tr><td>FEET</td><td>108.6</td></tr> <tr><td>FEET</td><td>108.6</td></tr> <tr><td>FEET</td><td>24.0</td></tr> <tr><td>Hours</td><td>32.8</td></tr> <tr><td>FT3</td><td>0.0</td></tr> <tr><td>FT3</td><td>38255.2</td></tr> <tr><td>FT3</td><td>647.2</td></tr> <tr><td>FT3</td><td>46203.4</td></tr> <tr><td>FEET</td><td>1.4</td></tr> </table>		Hours	0.0	% of Max.	0.0	% of Max.	0.0	FEET	108.6	FEET	108.6	FEET	24.0	Hours	32.8	FT3	0.0	FT3	38255.2	FT3	647.2	FT3	46203.4	FEET	1.4
Hours	0.0																																			
% of Max.	0.0																																			
% of Max.	0.0																																			
FEET	108.6																																			
FEET	108.6																																			
FEET	24.0																																			
Hours	32.8																																			
FT3	0.0																																			
FT3	38255.2																																			
FT3	647.2																																			
FT3	46203.4																																			
FEET	1.4																																			
Propane / Propylene		8669.9	2.49	1164.7	4.95	8669.9	2.49	1164.7	4.95	Closing Inv %:																										
Butanes		5663.4	1.63	651.3	2.77	5663.4	1.63	651.3	2.77	Opening Outage:																										
Stream #1		0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	Closing Outage:																										
Light Naphtha		11872.9	3.42	1185.6	5.03	11870.5	3.42	1185.4	5.03	Minimum Outage:																										
Heavy Naphtha		12833.8	3.69	1167.6	4.96	12831.2	3.69	1167.4	4.96	Drum Fill Time:																										
Light Coker GO		89206.2	25.67	7133.5	30.29	89178.5	25.66	7133.9	30.29	Closing Inventory:																										
Heavy Coker GO		62862.0	18.09	4638.8	19.70	62612.4	18.02	4618.4	19.61	Max. Coke Volume:																										
FZGO		0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	Liquid Holdup:																										
Coke		137197.3	39.48			137197.3	39.48			Vapor Space:																										
External Quench, Slops, & VelGO		0.0	0.00	0.0	0.00					Depth of Liquid Holdup:																										
Total Products		344232.7	99.05	17283.6	73.39	343950.5	98.97	17263.1	73.30																											
LIGHT ENDS DETAIL				LIGHT ENDS PRICES				MISC YIELDS																												
Hydrogen		71.8	0.02	14.8	0.06	FOE	0.00	\$/FOE		H2S:																										
Methane		7553.3	2.17	649.7	2.76	FOE	*	\$/FOE		<table border="1"> <tr><td>LB/HR</td><td>3004.0</td></tr> <tr><td>TPD</td><td>36.0</td></tr> <tr><td>WT% FF</td><td>0.86</td></tr> </table>		LB/HR	3004.0	TPD	36.0	WT% FF	0.86																			
LB/HR	3004.0																																			
TPD	36.0																																			
WT% FF	0.86																																			
Ethane		7253.7	2.09	592.4	2.52	FOE	*	\$/FOE																												
Ethylene		1048.3	0.30	85.0	0.36	FOE	*	\$/FOE																												
Propane		6190.1	1.78	838.1	3.56		0.00	\$/BBL		NH3:																										
Propylene		2479.9	0.71	326.6	1.39		0.00	\$/BBL		<table border="1"> <tr><td>LB/HR</td><td>296.8</td></tr> <tr><td>WT% FF</td><td>0.09</td></tr> </table>		LB/HR	296.8	WT% FF	0.09																					
LB/HR	296.8																																			
WT% FF	0.09																																			
IsoButane		729.0	0.21	88.9	0.38		0.00	\$/BBL																												
Normal Butane		2605.8	0.75	306.4	1.30		0.00	\$/BBL	FOE Factor:																											
C4 Olefin		2328.6	0.67	255.9	1.09		0.00	\$/BBL	6.00	Total H2S and NH3:																										
Total Light Ends		30260.5	8.71	3158.0	13.41	Fuel Gas	0.00	\$/MMBTU		<table border="1"> <tr><td>WT% FF</td><td>0.95</td></tr> <tr><td>WT% FF</td><td>99.05</td></tr> <tr><td>WT% FF</td><td>100.00</td></tr> </table>		WT% FF	0.95	WT% FF	99.05	WT% FF	100.00																			
WT% FF	0.95																																			
WT% FF	99.05																																			
WT% FF	100.00																																			
PROPERTIES										COKE YIELD		FRACTIONATOR STAGE TEMPERATURES																								
API Gravity		0.0	74.9	56.5	33.8	21.0	-99.9	Accumulation per Interval:	0.0	Prime Case:																										
Specific Gravity		0	0.6856	0.7526	0.8562	0.9278	-99.9	Total:	TPD	1646.4	T(6):	492.3409	Deg F	487.8																						
Sulfur		WT%	0.00	0.11	0.16	1.11	2.67	0.00	Sulfur:	WT%	3.29	T(5):	646.749	Deg F	642.2																					
Nitrogen		WT%	0.00	0.19	0.30	0.41	0.62	0.00	VCM:	WT%	10.01	T(4):	707	Deg F	702.3																					
Metals		PPMW				0.0	1.0	-99.9	Ash:	WT%	0.16	T(3):	742.9879	Deg F	738.0																					
ConCarbon		WT%				0.0	0.5	-99.9	Metals:	PPMW	243	T(2):	743.8765	Deg F	740.5																					
K Factor		-99.9	12.3	11.9	11.5	11.3	0.0	HGI:	-----	72.7																										
Aniline Pt		Deg F	-99.9	137.6	139.5	146.9	0.0	Price:	\$/TON	0.00																										
Bromine Number		-99.9	95.6	82.0	33.0	21.0	-99.9																													
Olefins		WT%	-99.9	37.3	49.3	31.1	28.8	-99.9																												
RI at 67 deg C		-99.9	1.3558	1.3954	1.4593	1.499	0																													
Cetane Index		-99.9	-99.9	-99.9	43.3	43.1	0.0																													
Molecular Weight		-99.9	79.2	108.8	264.0	451.7	0.0																													
RON		-99.9	-99.9	-99.9																																
MON		-99.9	-99.9	-99.9																																
Price		\$/BBL	-99.9	0.0	0.0	0.0	0.0																													
TBP 10%		Deg F	-99.9	84.5	208.6	353.9	635.9	0.0																												
TBP 50%		Deg F	-99.9	139.2	254.4	524.3	708.3	0.0																												
TBP 90%		Deg F	-99.9	197.5	298.7	648.1	783.1	0.0																												
ASTM 10%		Deg F	-99.9	114.1	232.0	394.0	653.2	0.0																												
ASTM 50%		Deg F	-99.9	140.5	253.0	512.0	708.3	0.0																												
ASTM 90%		Deg F	-99.9	180.5	281.0	616.0	783.1	0.0																												
TBP Cutpoint		Deg F	80.0	197.0	291.3	613.3	758.4	1150.0																												
Paraffins		Vol %	0.0	40.1	32.1																															
Olefins		Vol %	0.0	41.0	35.1																															
Naphthenes		Vol %	0.0	17.5	20.3																															
Aromatics		Vol %	0.0	1.3	12.5																															
Cloud Point		Deg F			-133.8	-10.7	56.8	0.0																												
Pour Point		Deg F			-135.9	-14.0	52.7	0.0																												
PROCESS VARIABLES										CRACKING PROFILE																										
Fresh Feed to Tower		Deg F	630.0							Molar Heat of Cracking:																										
Recycle		Deg F	740.5							<table border="1"> <tr><td>kM/D/Deg F</td><td>9.9908</td></tr> </table>			kM/D/Deg F	9.9908																						
kM/D/Deg F	9.9908																																			
Furnace Feed		Deg F	641.4							Internal Quench from Tower:																										
Furnace Outlet		Deg F	950.0							<table border="1"> <tr><td>BPD</td><td>2655</td></tr> </table>			BPD	2655																						
BPD	2655																																			
Drum Inlet		Deg F	950.0																																	
Drum Liquid Hold-up		Deg F	913.8																																	
Drum Vapor Out		Deg F	877.5																																	
Vapor After Quench		Deg F	859.0																																	
Vapor at Fractionator		Deg F	859.0																																	
HGO Draw (T(draw))		Deg F	702.3																																	
--Tail End Basis																																				
FEED DETAIL				GRAVITY				CONCARB																												
Coking Feeds (1-5)		LB/HR	BPD	\$/BBL	Deg API	--	WT%	WT%	Moles:																											
Light Feed		347534	19859	0.00	8.5	11.16	2.89	10.9	<table border="1"> <tr><td>MOLE/HR</td><td>%CRACKED</td></tr> <tr><td>80</td><td>6.8</td></tr> <tr><td>299</td><td>67.8</td></tr> <tr><td>800</td><td>25.3</td></tr> <tr><td>1179</td><td>100.0</td></tr> </table>			MOLE/HR	%CRACKED	80	6.8	299	67.8	800	25.3	1179	100.0															
MOLE/HR	%CRACKED																																			
80	6.8																																			
299	67.8																																			
800	25.3																																			
1179	100.0																																			
Ext Vel Gas Oil		0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0																												
Ext Flow C Quench		0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0																												
Ext T Control Quench		0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0																												
Total All Inputs		347534	19859		8.5	11.2	2.9	10.9																												
Tower BTM Feed		347534	19859		18.9	14.8	2.7	0.5																												
Recycle (Wash Oil)		32358	1986		See above for External or Recycled Gas Oil Properties																															
Velocity Gas Oil		0	0		9.4	11.2	2.9	10.1																												
Furnace Feed		379891	21845																																	

Apéndice F.7. Estimación de los Rendimientos con el Modelo de la Unidad de Coquización Retardada con la Alimentación del 1er Escenario.

FEED SUMMARY		BPD		Net Profit		\$/DAY		Predict Result		Run Time	
Total Feed		19859		0.00		0.00				Date: 23-ago-11	
Furnace Feed		21844.9		3						Time: 08:57	
Recycle Ratio		1.1		Stack No. 3		Optimizer Action ---				DC-SIM	
				Case No. 3		Optimizer Intermediate Case No. ---					

PRODUCTS	TOWER YIELDS				DRUM YIELDS				Run Time Interval	DRUM DATA	
	LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF	LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF		Hours	
Gas	13705.3	4.57	1157.0	5.83	13705.3	4.57	1157.0	5.83	Opening Inv %	% of Max.	0.0
Propane / Propylene	6584.5	2.19	885.3	4.46	6584.5	2.19	885.3	4.46	Closing Inv %	% of Max.	0.0
Butanes	4223.4	1.41	486.1	2.45	4223.4	1.41	486.1	2.45	Opening Outage	FEET	108.6
Stream #1	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	Closing Outage	FEET	108.6
Light Naphtha	9541.8	3.18	933.3	4.70	9592.8	3.20	938.3	4.72	Minimum Outage	FEET	24.0
Heavy Naphtha	10130.4	3.38	902.3	4.54	10184.6	3.40	907.1	4.57	Drum Fill Time	Hours	32.8
Light Coker GO	85583.1	28.53	6577.1	33.12	86034.9	28.68	6612.8	33.30	Closing Inventory	FT3	0.0
Heavy Coker GO	39786.6	13.26	2902.6	14.62	39904.7	13.30	2910.7	14.66	Max. Coke Volume	FT3	38255.2
FZGO	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	Liquid Holdup	FT3	434.8
Coke	127671.3	42.56			127671.3	42.56			Vapor Space	FT3	46415.8
External Quench, Slops, & VelGO	0.0	0.00	0.0	0.00					Depth of Liquid Holdup	FEET	1.0
Total Products	297226.5	99.08	13843.7	69.71	297901.5	99.31	13897.3	69.98			

LIGHT ENDS DETAIL	LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF	LIGHT ENDS PRICES		MISC YIELDS		
					\$/FOE	\$/BBL			
Hydrogen	72.9	0.02	15.0	0.08	0.00	0.00	H2S	LB/HR	2516.5
Methane	6703.2	2.23	576.6	2.90	0.00	0.00	TPD		30.2
Ethane	6073.9	2.02	496.0	2.50	0.00	0.00	WT% FF		0.84
Ethylene	855.3	0.29	69.4	0.35	0.00	0.00	NH3	LB/HR	240.6
Propane	4893.7	1.63	662.6	3.34	0.00	0.00	WT% FF		0.08
Propylene	1690.7	0.56	222.7	1.12	0.00	0.00	Total H2S and NH3	WT% FF	0.92
IsoButane	502.9	0.17	61.4	0.31	0.00	0.00	Total Products	WT% FF	99.08
Normal Butane	2054.3	0.68	241.6	1.22	0.00	0.00	Total All	WT% FF	100.00
C4 Olefin	1666.2	0.56	183.1	0.92	0.00	0.00			
Total Light Ends	24513.2	8.17	2528.4	12.73	0.00	0.00			

PROPERTIES	Stream #1	Light Naphth: Heavy Naph: Light Coker C Heavy Coker FZGO				COKE YIELD		FRACTIONATOR STAGE TEMPERATURES					
								Prime Case					
API Gravity	0.0	70.6	52.6	27.3	19.3	-99.9	Accumulation per Interval	0.0	T(6)	492.3409	Deg F	486.8	
Specific Gravity	0	0.7	0.7687	0.8909	0.9385	-99.9	Total	TPD	1532.1	T(5)	646.749	Deg F	636.0
Sulfur	WT%	0.00	0.13	0.13	0.95	2.34	Sulfur	WT%	3.49	T(4)	707	Deg F	695.3
Nitrogen	WT%	0.00	0.19	0.28	0.39	0.55	VCM	WT%	9.99	T(3)	742.9879	Deg F	734.6
Metals	PPMW					2.3	Ash	WT%	0.32	T(2)	743.8765	Deg F	742.2
ConCarbon	WT%					0.0	Metals	PPMW	492				
K Factor	-99.9	12.0	11.6	11.0	11.1	0.0	HGI	-----	68.9				
Aniline Pt	Deg F	-99.9	118.5	104.8	135.3	0.0	Price	\$/TON	0.00				
Bromine Number	-99.9	91.1	77.9	29.9	18.6	-99.9							
Olefins	WT%	-99.9	35.5	46.8	28.2	25.1							
Ri at 67 deg C	-99.9	1.3623	1.4039	1.4811	1.5063	0							
Cetane Index	-99.9	-99.9	-99.9	32.4	38.8	0.0							
Molecular Weight	-99.9	77.5	106.5	260.4	443.7	0.0							
RON	-99.9	-99.9	-99.9										
MON	-99.9	-99.9	-99.9										
Price	\$/BBL	-99.9	0.0	0.0	0.0	0.0							
TBP 10%	Deg F	-99.9	84.5	208.6	353.9	634.4							
TBP 50%	Deg F	-99.9	139.2	254.4	524.3	700.6							
TBP 90%	Deg F	-99.9	197.5	298.7	648.1	769.3							
ASTM 10%	Deg F	-99.9	114.1	232.0	394.0	650.4							
ASTM 50%	Deg F	-99.9	140.5	253.0	512.0	700.6							
ASTM 90%	Deg F	-99.9	180.5	281.0	616.0	769.3							
TBP Outpoint	Deg F	80.0	197.0	291.3	613.3	743.0	1150.0						
Paraffins	Vol %	0.0	34.1	24.6									
Olefins	Vol %	0.0	39.0	33.4									
Naphthenes	Vol %	0.0	22.3	24.7									
Aromatics	Vol %	0.0	4.5	17.3									
Cloud Point	Deg F		-135.4	-15.5	52.7	0.0							
Pour Point	Deg F		-137.4	-18.7	48.7	0.0							

FEED DETAIL	LB/HR			Gravity	K-Factor	Sulfur	ConCarb	CRACKING PROFILE		
	LB/HR	BPD	\$/BBL					MOLE/HR	% CRACKED	
Coking Feeds (1-5)	299984	19859	0.00	5.3	10.90	2.88	15.3	Furnace	72	7.3
Light Feed	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Drum Liquid	568	57.6
Ext Vel Gas Oil	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Drum Vapor	346	35.1
Ext Flow C Quench	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Total	986	100.0
Ext T Control Quench	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0			
Total All Inputs	299984	19859								

Tower BTM Feed	LB/HR		Gravity	K-Factor	Sulfur	ConCarb
	LB/HR	BPD				
Tower BTM Feed	299984	19859	5.3	10.9	2.9	15.3
Recycle (Wash Oil)	27794	1986	16.2	14.6	2.4	0.8
Liquid Gas Oil	0	0				
Furnace Feed	327778	21845	6.2	11.0	2.8	14.1

Molar Heat of Cracking	
km/D/Deg F	9.9908
Internal Quench from Tower	
BPD	2077

Apéndice F.8. Estimación de los Rendimientos con el Modelo de la Unidad de Coquización Retardada con la Alimentación del 2^{do} Escenario.

FEED SUMMARY			BPD		Net Profit		\$ / DAY		Run Time	
Total Feed			19859		0.00		0.00		Date: 23-ago-11	
Furnace Feed			21844.9		4		Predict Result		Time: 08:57	
Recycle Ratio			1.1		Stack No. 4		Optimizer Action		DC-SIM	
					Case No. 4		Optimizer Intermediate Case No. ---			

PRODUCTS	TOWER YIELDS				DRUM YIELDS				Run Time Interval	DRUM DATA	
	LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF	LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF		Hours	0.0
Gas	14242.5	4.35	1202.3	5.50	14242.5	4.35	1202.3	5.50	Opening Inv %	% of Max.	0.0
Propane / Propylene	6855.5	2.09	921.7	4.22	6855.5	2.09	921.7	4.22	Closing Inv %	% of Max.	0.0
Butanes	4398.6	1.34	506.2	2.32	4398.6	1.34	506.2	2.32	Opening Outage	FEET	108.6
Stream #1	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	Closing Outage	FEET	108.6
Light Naphtha	10036.4	3.06	983.1	4.50	10088.3	3.08	988.2	4.52	Minimum Outage	FEET	24.0
Heavy Naphtha	10702.1	3.27	954.7	4.37	10757.6	3.28	959.6	4.39	Drum Fill Time	Hours	32.8
Light Coker GO	101340.3	30.92	7732.7	35.38	101847.9	31.08	7772.1	35.56	Closing Inventory	FT3	0.0
Heavy Coker GO	46349.2	14.14	3371.8	15.43	46337.8	14.14	3370.8	15.42	Max. Coke Volume	FT3	38255.2
FZGO	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	Liquid Holdup	FT3	492.2
Coke	130798.8	39.91			130798.8	39.91			Vapor Space	FT3	46358.3
External Quench, Slops, & VelGO	0.0	0.00	0.0	0.00					Depth of Liquid Holdup	FEET	1.1
Total Products	324723.3	99.09	15672.6	71.70	325327.0	99.27	15721.0	71.92			

LIGHT ENDS DETAIL	LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF	FOE	LIGHT ENDS PRICES		Misc Yields		
						\$/FOE	\$/BBL			
Hydrogen	75.6	0.02	15.6	0.07	0.00	\$/FOE	0.00	H2S	LB/HR	2733.0
Methane	6962.9	2.12	598.9	2.74	*	\$/FOE	*	TPD	WT%	32.8
Ethane	6314.5	1.93	515.7	2.36	0.00	\$/BBL	0.00	WT% FF	0.83	
Ethylene	889.5	0.27	72.1	0.33	0.00	\$/BBL	0.00	NH3	LB/HR	247.5
Propane	5091.9	1.55	689.4	3.15	0.00	\$/BBL	0.00	WT% FF	0.08	
Propylene	1763.6	0.54	232.3	1.06	0.00	\$/BBL	0.00	Total H2S and NH3	WT% FF	0.91
IsoButane	524.5	0.16	64.0	0.29	0.00	\$/BBL	0.00	Total Products	WT% FF	99.09
Normal Butane	2137.6	0.65	251.4	1.15	0.00	\$/BBL	FOE Factor	Total All	WT% FF	100.00
C4 Olefin	1736.5	0.53	190.8	0.87	0.00	\$/BBL	6.00			
Total Light Ends	25496.6	7.78	2630.3	12.03	Fuel Gas	\$/MMBTU				

PROPERTIES	Stream #1	Light Naphth	Heavy Naph	Light Coker	C Heavy Coker	FZGO	COKE YIELD		FRACTIONATOR STAGE TEMPERATURES					
							Accumulation per Interval	0.0	Prime Case					
API Gravity	0.0	70.9	52.8	26.2	18.8	-99.9	Total	TPD	1569.6	T(6)	492.3409	Deg F	505.0	
Specific Gravity	0	0.699	0.7676	0.8973	0.9412	-99.9	Sulfur	WT%	3.42	T(5)	646.749	Deg F	646.6	
Sulfur	WT%	0.00	0.12	0.09	1.06	2.47	0.00	VCM	WT%	9.99	T(4)	707	Deg F	700.8
Nitrogen	WT%	0.00	0.19	0.28	0.38	0.49	0.00	Ash	WT%	0.31	T(3)	742.9879	Deg F	737.8
Metals	PPMW				0.0	2.2	-99.9	Metals	PPMW	480	T(2)	743.8765	Deg F	741.3
ConCarbon	WT%				0.0	0.7	-99.9	HGI	-----	69.4				
K Factor	-99.9	12.1	11.6	11.0	11.1	11.0	0.0	Price	\$/TON	0.00				
Aniline Pt	Deg F	-99.9	120.0	98.1	131.5	0.0	-99.9							
Bromine Number	-99.9	91.4	78.2	30.1	18.8	-99.9								
Olefins	WT%	-99.9	35.6	47.0	28.4	25.1	-99.9							
Ri at 67 deg C	-99.9	1.3618	1.4033	1.4854	1.5083	0								
Cetane Index	-99.9	-99.9	-99.9	30.7	37.6	0.0								
Molecular Weight	-99.9	77.6	106.6	267.2	436.3	0.0								
RON	-99.9	-99.9	-99.9											
MON	-99.9	-99.9	-99.9											
Price	\$/BBL	-99.9	0.0	0.0	0.0	0.0								
TBP 10%	Deg F	-99.9	84.5	208.6	353.9	633.6	0.0							
TBP 50%	Deg F	-99.9	139.2	254.4	524.3	696.7	0.0							
TBP 90%	Deg F	-99.9	197.5	298.7	648.1	762.3	0.0							
ASTM 10%	Deg F	-99.9	114.1	232.0	394.0	649.0	0.0							
ASTM 50%	Deg F	-99.9	140.5	253.0	512.0	696.7	0.0							
ASTM 90%	Deg F	-99.9	180.5	281.0	616.0	762.3	0.0							
TBP Cutpoint	Deg F	80.0	197.0	291.3	613.3	735.3	1150.0							
Paraffins	Vol %	0.0	34.5	25.1										
Olefins	Vol %	0.0	39.2	33.5										
Naphthenes	Vol %	0.0	22.0	24.4										
Aromatics	Vol %	0.0	4.3	17.0										
Cloud Point	Deg F		-135.3	-16.3	51.0	0.0								
Pour Point	Deg F		-137.3	-19.6	47.1	0.0								

FEED DETAIL	LB/HR			Gravity	K-Factor	Sulfur	ConCarb	CRACKING PROFILE		
	LB/HR	BPD	\$/BBL					Moles	% CRACKED	
Coking Feeds (1-5)	327704	19859	0.00	6.3	10.92	2.85	14.0	Furnace	63	6.2
Light Feed	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Drum Liquid	592	58.3
Ext Vel Gas Oil	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Drum Vapor	361	35.5
Ext Vel C Quench	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Total	1016	100.0
Ext T Control Quench	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0			
Total All Inputs	327704	19859								

Tower BTM Feed			Gravity		K-Factor		Sulfur		ConCarb	
Tower BTM Feed	327704	19859	6.3	10.9	2.9	14.0				
Recycle (Wash Oil)	30509	1986	16.6	14.6	2.5	0.7				
Velocity Gas Oil	0	0								
Furnace Feed	358213	21845	7.2	11.0	2.8	12.9				

Molar Heat of Cracking	
KM/D/Deg F	9.9908

Internal Quench from Tower	
BPD	3042

Apéndice F.9. Estimación de los Rendimientos con el Modelo de la Unidad de Coquización Retardada con la Alimentación del 3er Escenario.

FEED SUMMARY			BPD		Net Profit		\$ / DAY		Run Time	
Total Feed			19859		0.00		0.00		23-ago-11	
Furnace Feed			21844.9		5		Predict Result		Time: 08:57	
Recycle Ratio			1.1		Stack No. 5		Optimizer Action ---		DC-SIM	
					Case No. 5		Optimizer Intermediate Case No. ---			

PRODUCTS	TOWER YIELDS				DRUM YIELDS				Run Time Interval	DRUM DATA	
	LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF	LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF		Hours	
Gas	14722.0	4.49	1242.4	5.68	14722.0	4.49	1242.4	5.68	Opening Inv %	% of Max.	0.0
Propane / Propylene	7260.3	2.21	976.0	4.46	7260.3	2.21	976.0	4.46	Closing Inv %	% of Max.	0.0
Butanes	4675.7	1.42	538.0	2.46	4675.7	1.42	538.0	2.46	Opening Outage	FEET	108.6
Stream #1	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	Closing Outage	FEET	108.6
Light Naphtha	10313.5	3.14	1014.0	4.64	10361.6	3.16	1018.8	4.66	Minimum Outage	FEET	24.0
Heavy Naphtha	11048.6	3.37	989.3	4.53	11100.1	3.38	993.9	4.55	Drum Fill Time	Hours	32.8
Light Coker GO	91501.1	27.88	7087.4	32.42	91915.4	28.01	7120.9	32.58	Closing Inventory	FT3	0.0
Heavy Coker GO	47736.3	14.54	3486.9	15.95	47748.0	14.55	3486.9	15.95	Max. Coke Volume	FT3	38255.2
FZGO	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00	Liquid Holdup	FT3	525.8
Coke	137929.3	42.03			137929.3	42.03			Vapor Space	FT3	46324.7
External Quench, Slops, & VelGO	0.0	0.00	0.0	0.00					Depth of Liquid Holdup	FEET	1.2
Total Products	325186.7	99.08	15333.9	70.15	325712.3	99.24	15376.8	70.35			

LIGHT ENDS DETAIL	LB/HR	WT% FF	BPD	VOL% FF		LIGHT ENDS PRICES			MISC YIELDS				
									LB/HR				
Hydrogen	75.9	0.02	15.6	0.07	FOE	0.00	\$/FOE	H2S	2758.8				
Methane	7156.9	2.18	615.6	2.82	FOE	*	\$/FOE	TPD	33.1				
Ethane	6560.4	2.00	535.8	2.45	FOE	*	\$/FOE	WT% FF	0.84				
Ethylene	928.7	0.28	75.3	0.34	FOE	*	\$/FOE						
Propane	5349.3	1.63	724.3	3.31		0.00	\$/BBL	NH3	258.3				
Propylene	1910.9	0.58	251.7	1.15		0.00	\$/BBL	WT% FF	0.08				
IsoButane	566.8	0.17	69.2	0.32		0.00	\$/BBL						
Normal Butane	2246.9	0.68	264.2	1.21		0.00	\$/BBL	FOE Factor					
C4 Olefin	1862.0	0.57	204.6	0.94		0.00	\$/BBL	6.00	Total H2S and NH3	WT% FF	0.92		
Total Light Ends	26657.9	8.12	2756.3	12.61	Fuel Gas	0.00	\$/MMBTU	6.00	Total Products	WT% FF	99.08		
											Total All	WT% FF	100.00

PROPERTIES	Stream #1	Light Naphth	Heavy Naph	Light Coker	Heavy Coker	FZGO	COKE YIELD		FRACTIONATOR STAGE TEMPERATURES					
							Accumulation per Interval		Prime Case					
API Gravity	0.0	71.7	53.5	28.6	19.5	-99.9	Total	TPD	1655.2	T(6)	492.3409	Deg F	492.5	
Specific Gravity	0	0.6964	0.7647	0.884	0.9374	-99.9	Sulfur	WT%	3.40	T(5)	646.749	Deg F	640.8	
Sulfur	WT%	0.00	0.12	0.12	0.99	2.37	0.00	VCM	WT%	10.00	T(4)	707	Deg F	699.6
Nitrogen	WT%	0.00	0.18	0.28	0.38	0.53	0.00	Ash	WT%	0.30	T(3)	742.9879	Deg F	738.0
Metals	PPMW				0.0	2.1	-99.9	Metals	PPMW	457	T(2)	743.8765	Deg F	741.5
ConCarbon	WT%				0.0	0.7	-99.9	HGI	-----	69.9				
K Factor		-99.9	12.1	11.7	11.1	11.1	0.0	Price	\$/TON	0.00				
Aniline Pt	Deg F		-99.9	123.4	112.0	137.3	0.0							
Bromine Number		-99.9	92.2	78.9	30.7	19.2	-99.9							
Olefins	WT%	-99.9	36.0	47.4	28.9	26.1	-99.9	PROCESS VARIABLES						
Rt at 67 deg C		-99.9	1.3606	1.4017	1.4766	1.5054	0	Fresh Feed to Tower	Deg F	639.0	Furnace Abs Duty	M MBTU/HR	97.6	
Cetane Index		-99.9	-99.9	-99.9	34.3	39.4	0.0	Recycle		741.5	Furnace Fired Duty	M MBTU/HR	135.6	
Molecular Weight		-99.9	77.9	107.1	263.2	445.8	0.0	Furnace Feed		649.6	Furnace Efficiency	%	72.0	
RON		-99.9	-99.9	-99.9				Furnace Outlet		950.0	Drum Pressure	PSIG	60.0	
MON		-99.9	-99.9	-99.9				Drum Inlet		950.0	Fractionator Pressure	PSIG	55.8	
Price	\$/BBL	-99.9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	Drum Liquid Hold-up		916.5	Fractionator OH Pressure	PSIG	51.5	
TBP 10%	Deg F	-99.9	84.5	208.6	353.9	635.0	0.0	Drum Vapor Out		883.1	Compressor Suction Pres	PSIG	48.0	
TBP 50%	Deg F	-99.9	139.2	254.4	524.3	703.6	0.0	Vapor After Quench		860.0	Compressor Discharge Pr	PSIG	190.0	
TBP 90%	Deg F	-99.9	197.5	298.7	648.1	774.7	0.0	HGO Draw (T(draw))		699.6	Total Cond Duty	M MBTU/HR	33.7	
ASTM 10%	Deg F	-99.9	114.1	232.0	394.0	651.5	0.0	Furnace Cost						
ASTM 50%	Deg F	-99.9	140.5	253.0	512.0	703.6	0.0	Compressor HP			BHP	899.4		
ASTM 90%	Deg F	-99.9	180.5	281.0	616.0	774.7	0.0	Compressor HP Price			\$/BHP-HR	0.00		
TBP Outpoint	Deg F	80.0	197.0	291.3	613.3	749.0	1150.0	Compressor Cost			\$/DAY	0.00		
Paraffins	Vol %	0.0	35.6	26.4							\$/DAY	0.00		
Olefins	Vol %	0.0	39.5	33.8										
Naphthenes	Vol %	0.0	21.2	23.6										
Aromatics	Vol %	0.0	3.7	16.1										
Cloud Point	Deg F		-135.0	-14.5	53.8	0.0								
Pour Point	Deg F		-137.1	-17.8	49.8	0.0								

FEED DETAIL	LB/HR	BPD	\$/BBL	Gravity	K-Factor	Sulfur	ConCarb	CRACKING PROFILE		
								MOLE/HR	%CRACKED	
Coking Feeds (1-5)	328204	19859	0.00	6.1	10.96	2.86	14.1	Furnace	69	6.6
Light Feed	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Drum Liquid	658	62.3
Ext Vel Gas Oil	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Drum Vapor	329	31.1
Ext Flow C Quench	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Total	1057	100.0
Ext T Control Quench	0	0	0.00	0.0	0.00	0.00	0.0	Molar Heat of Cracking		
Total All Inputs	328204	19859		6.1	11.0	2.9	14.1	kM/D/Deg F		9.9908
Tower BTM Feed	328204	19859		16.9	14.6	2.5	0.7	Internal Quench from Tower		
Recycle (Wash Oil)	30434	1986		See above for External or Recycled Gas Oil Properties						
Velocity Gas Oil	0	0		7.1	11.0	2.8	13.0	BPD		2829
Furnace Feed	358638	21845								