

+

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

DISEÑO CONCEPTUAL DE LA INTEGRACIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS BIOCONVERSIÓN/VAPOCONVERSION PARA EL MEJORAMIENTO DE CRUDOS PESADOS, EXTRAPESADOS Y BITÚMENES EN INSTALACIONES DE REFINACIÓN EXISTENTES.

Presentado ante la ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Br. Pestana C., Juan R.
Para optar por el título de
Ingeniero Químico

Caracas, 2010

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

DISEÑO CONCEPTUAL DE LA INTEGRACIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS BIOCONVERSIÓN/VAPOCONVERSION PARA EL MEJORAMIENTO DE CRUDOS PESADOS, EXTRAPESADOS Y BITÚMENES EN INSTALACIONES DE REFINACIÓN EXISTENTES.

TUTOR ACADÉMICO:

Prof. José Córdova.

Presentado ante la ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por el Br. Pestana C., Juan R.
Para optar por el título de
Ingeniero Químico

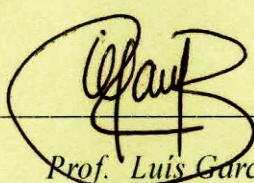
Caracas, 2010

Caracas, Noviembre de 2010

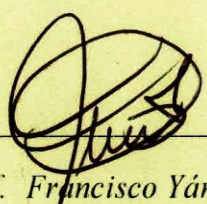
Los abajo firmantes, miembros del jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por el bachiller Juan R. Pestana C., titulado

“DISEÑO CONCEPTUAL DE LA INTEGRACIÓN DE LAS TECNOLOGÍAS BIOCONVERSIÓN/VAPOCONVERSION PARA EL MEJORAMIENTO DE CRUDOS PESADOS, EXTRAPESADOS Y BITÚMENES EN INSTALACIONES DE REFINACIÓN EXISTENTES”

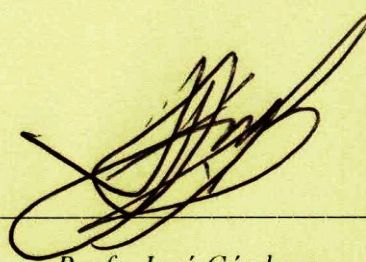
Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al Título de Ingeniero Químico, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por los autores, lo declaran APROBADO.



Prof. Luis García
(Jurado)



Prof. Francisco Yáñez
(Jurado)



Prof. José Córdova
(Tutor Académico)

DEDICATORIA

A Dios Todopoderoso.

A mi madre

A dios por darme fuerza y voluntad en todo momento.

A mi madre por siempre estar ahí.

A Katuska mi dulce amor.

A mi abuela Antonia quien desde el cielo me cuida.

A mis amigos.

AGRADECIMIENTOS

A la Universidad Central de Venezuela, la casa que vence las sombras, que a todos por igual ofrece la oportunidad, sin distinción de clases sociales, a su comedor, mi salvación.

Al profesor José Córdova, quien confió en mí, y me brindó su ayuda, gracias por la paciencia, y por el mar de conocimientos que puso a mi disposición.

A dios, porque cada nuevo día es una oportunidad, un regalo, que muchas veces no agradecemos, porque luche y fui complacido, porque sí existe el, existe la esperanza, que nunca debe desfallecer.

A mi madre, quien me trajo al mundo, me dio su afecto y amor incondicional, su consejo oportuno y sabiduría han moldeado mi conducta, ha sido ejemplo de constancia y abnegación, jamás me ha fallado ni lo haría, se lo debo todo.

A los profesores de la escuela; Leonardo Oropeza y Humberto Kum, por toda su ayuda, Luis García, por ser ejemplo, Armando Vízcalla, por sus consejos, Francisco Yáñez, Johnny Vásquez, Mary Luz Alonso, a todos muchas gracias.

A mis compañeros de ruta, (Virgínia, Marianne, Ronald, Guillermo, Omaíra, Ricardo (polaco), Dalía, Carmen, Jeison, Carolina, Baudilo) y muchos otros cuyo nombre no me viene a la memoria.

Al profesor Carmelo Bolívar y el grupo de investigación del centro de catálisis, petróleo y petroquímica (CCPP) de la UCV, por el apoyo prestado.

Al señor Armando por su humildad y deseos de ayudar, ayuda invaluable para el desarrollo de tantos trabajos.

Pestana De C., Juan R.

**DISEÑO CONCEPTUAL DE LA INTEGRACIÓN DE LAS
TECNOLOGÍAS BIOCONVERSIÓN/VAPOCONVERSION
PARA EL MEJORAMIENTO DE CRUDOS PESADOS,
EXTRAPESADOS Y BITÚMENES EN INSTALACIONES
DE REFINACIÓN EXISTENTES.**

**Tutor Académico: Prof. José Córdova. Tesis UCV. Facultad de
Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química. Año 2010, 149 pág.**

Palabras Clave: Crudos pesados, Bioconversión, Vapoconversión, pseudocomponentes, termograma.

Resumen: El objetivo de este Trabajo Especial de Grado es ofrecer soluciones para el uso cada vez mayor en refinerías de crudos pesados, mediante la integración de dos nuevas tecnologías a una refinería de conversión profunda: bioconversión y vapoconversión. Para ello se simularon las condiciones térmicas a las que serían sometidos los crudos Hamaca control y, Hamaca bioconvertido en las etapas atmosférica y de vacío mediante el programa PRO II 8.1 representando los crudos mediante la figura del pseudocomponente. Estos pseudocomponentes se obtuvieron de los termogramas de ambos crudos, mediante el programa Universal Analysis. Una vez obtenidos los resultados de la simulación se graficaron, compararon y discutieron, demostrándose que en el crudo Hamaca bioconvertido aumentó la calidad y el volumen de combustibles (12%) en la etapa atmosférica, y disminuyó el volumen de combustibles de la etapa al vacío con respecto al crudo Hamaca control.

En la etapa de vapoconversión no se pudo continuar con la simulación debido a que no fue posible obtener residuos de vacío para ambos casos (bioconvertido y control), de manera de someterlos en el laboratorio a un proceso térmico controlado que igualara las condiciones de esta etapa para obtener los respectivos termogramas que permitieran continuar con la simulación. En su lugar se tomaron los resultados reportados de la patente “Steam Conversion Process and Catalyst” (1999), y se trasladaron a los residuos de vacío, control y bioconvertido, se analizaron observándose los resultados en cada caso, obteniéndose mejoras porcentuales en cuanto a flujos de combustibles por supuesto iguales, al no poder marcar diferencia el hecho de que el crudo previamente bioconvertido posiblemente habría influenciado para obtener mejores rendimientos que el crudo control.

ÍNDICE GENERAL

ÍNDICE DE TABLAS.....	xi
ÍNDICE DE FIGURAS.....	xiv
CAPITULO I.....	1
FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN	1
Planteamiento del problema	1
OBJETIVOS.....	3
Objetivo General:	3
Objetivos Específicos:	3
CAPITULO II	5
MARCO TEÓRICO.....	5
Petróleo pesado y extra pesado	5
Orígenes.....	7
Reservas Mundiales de crudos pesados.....	9
Estructuras moleculares responsables de las propiedades de los Crudos Pesados y Extrapesados	10
Aromáticos.....	11
Resinas.....	12
Asfaltenos	14
Propiedades de los hidrocarburos	18
Gravedad API.....	18
Valor P	19
Viscosidad.....	20
V50	21
Factor de caracterización (K_w).....	21
Carbón Conradson (CCo) o Residuo de Micro Carbón.....	22
Contenido de metales	23
Contenido de ceniza	23
Destilación simulada	24
Presión de Vapor Reid	24
Faja Petrolífera del Orinoco (F.P.O.)	25
Ubicación Geográfica.....	27
Procesos de conversión térmicos de residuos de vacío	30
Viscorreducción.	30

Propósito y Principios	30
Materias primas y productos.....	30
Descripción del proceso	31
Posibles reacciones químicas.....	32
Tipos de Viscorreducción	33
Coquización	34
Propósito y principios	34
Materias primas y productos.....	34
Procesos de coquización.....	35
Coquización Retardada.....	35
Descripción del proceso	35
Nuevas tecnologías de mejoramiento y conversión de crudos.....	37
Bioconversión	37
Metas del mejoramiento biológico.....	39
Explicación:	40
Condiciones del Proceso.....	42
Vapoconversión (VPC)	42
Suma de procesos	46
Descripción del probable mecanismo de reacción de Vapoconversión.....	47
Detalle de la tecnología	49
Materias primas.....	52
Esquema del proceso	53
Condiciones del Proceso.....	54
Integración de las tecnologías.....	55
Antecedentes	57
CAPÍTULO III	58
METODOLOGÍA	58
1. Características de los crudos pesados y extrapesados de la Faja Petrolífera del Orinoco	59
2. Selección de modelos termodinámicos	60
3. Determinación de los pseudocomponentes de las muestras, a partir del análisis termogravimétrico del crudo Hamaca virgen y crudo Hamaca bioconvertido con Consorcio Optimo (IDEA).	62

4. Análisis comparativo de las ventajas de la integración de las tecnologías BIOCONVERSIÓN/VAPOCONVERSIÓN con respecto al procesamiento térmico estándar.....	69
5. Tipos de mejoradores y los esquemas de refinerías existentes...	73
CAPÍTULO IV	76
DISCUSIÓN DE RESULTADOS.....	76
Resultados de la simulación para la destilación atmosférica del crudo Hamaca control.	76
Resultados de la simulación para la destilación atmosférica del crudo Hamaca bioconvertido con Consorcio Optimo IDEA.	77
Resultados de las simulaciones para la destilación atmosférica del crudo Hamaca control junto con los resultados de la destilación atmosférica del crudo bioconvertido con consorcio óptimo.	78
Análisis de las simulaciones atmosféricas	79
Análisis del reporte para corte de nafta de los crudos Hamaca control y Hamaca bioconvertido	81
Análisis del reporte para corte de kerosene de los crudos Hamaca control y Hamaca bioconvertido	83
Análisis del reporte para corte de diesel de los crudos Hamaca control y Hamaca bioconvertido	85
Análisis del reporte para corte de gasoil de los crudos Hamaca control y Hamaca bioconvertido	87
Análisis del reporte para corte de residuo atmosférico de los crudos Hamaca control y Hamaca bioconvertido.....	89
Resultados de la simulación para la destilación al Vacío del crudo Hamaca control.	90
Resultados de la simulación para la destilación al vacío del crudo Hamaca bioconvertido con Consorcio Optimo IDEA.	91
Resultados de la simulación para la destilación al vacío del crudo Hamaca control junto con los del crudo Hamaca bioconvertido con Consorcio Optimo.	92
Análisis de las simulaciones al Vacío:	93
Análisis del reporte para corte de gasóleo ligero de vacío de los crudos Hamaca control y Hamaca bioconvertido.....	95

Análisis del reporte para corte de gasóleo pesado de vacío de los crudos Hamaca control y Hamaca bioconvertido	97
Análisis del reporte para corte de residuo de vacío de los crudos Hamaca control y Hamaca bioconvertido.....	99
Análisis de la variación de los flujos de combustibles atmosféricos y de vacío del crudo Hamaca Bioconvertido con respecto al crudo control	100
Análisis del posible comportamiento del residuo de vacío al ser sometido a Viscorreducción y/o Vapoconversión	103
Análisis de la variación del flujo de combustibles del crudo Hamaca control y del crudo Hamaca bioconvertido en cada una de las tres etapas estudiadas de obtención de los mismos, atmosférica, al vacío y posterior a la Viscorreducción o Vapoconversión.....	106
CAPÍTULO V	108
BASES DE DISEÑO	108
5.1 Ubicación de la planta.....	108
5.2 Capacidad de la refinería.....	108
5.3 Características y condiciones de la materia prima	108
5.4 Especificaciones de los productos	109
5.5 Características de los servicios industriales	111
5.6 Factor de servicio.....	113
5.7 Manejo de efluente.....	113
5.8 Requerimientos de almacen.....	114
5.9 Condiciones del sitio.....	116
Descripción del proceso	117
Diagrama de bloques del proceso	122
Hojas de especificaciones.....	133
DISEÑO DE LAS ESTRATEGIAS DE CONTROL.....	136
CAPÍTULO VI	141
CONCLUSIONES	141
RECOMENDACIONES	142
BIBLIOGRAFIA.....	143
APÉNDICE	149

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Variables de operación del proceso BIOCONVERSION.	42
Tabla 2. Alimentación conveniente para tratamiento Vapoconversión.	52
Tabla 3. Condiciones de operación típicas en la Vapoconversión.	54
Tabla 4: Características de algunos crudos del país.....	58
Tabla 5: Pseudocomponentes del crudo Hamaca virgen.	65
Tabla 6: Pseudocomponentes del crudo.....	68
Hamaca biotratado con consorcio óptimo (IDEA).....	68
Tabla 7: Composición de la alimentación.....	70
Tabla 8: Comparación de ejecutorias entre VPC y Viscorreducción.	71
Tabla 9: Porcentaje de destilados para los dos procesos.72	
Tabla 10: Flujos en barriles por día (b/d), de los combustibles obtenidos a partir del crudo Hamaca control en la destilación atmosférica simulada.	76
Tabla 11: Flujos en barriles por día (b/d), de los combustibles obtenidos a partir del crudo Hamaca Bioconvertido con Biomaterial Consorcio Optimo IDEA en la destilación atmosférica simulada.....	77
Tabla 12: Flujos en barriles por día (b/d), de los combustibles obtenidos a través de la simulación para el crudo Hamaca control y el crudo Hamaca bioconvertido con sus respectivos porcentajes de variación.....	78
Tabla 13: Porcentaje de variación para cada uno de los combustibles atmosféricos y para la suma total de los mismos del crudo Hamaca bioconvertido con respecto al crudo Hamaca control.	79
Tabla 14: Reporte de las propiedades y flujos de las naftas control y bioconvertida del crudo Hamaca.....	80
Tabla 15: Reporte de las propiedades y flujos del kerosene control y bioconvertido del crudo Hamaca.	82
Tabla 16: Reporte de de las propiedades y flujos del diesel control y bioconvertido del crudo Hamaca.	84
Tabla 17: Reporte de los de las propiedades y flujos del gasoil control y bioconvertido del crudo Hamaca. Se presentan solo los puntos de ebullición normal (NBP) principales para facilitar el análisis.	86
Tabla 18: Reporte de las propiedades y flujos del residuo atmosférico control y bioconvertido del crudo Hamaca.....	88

Tabla 19: Combustibles obtenidos a partir del crudo Hamaca control en la destilación al vacío simulada.	90
Tabla 20: Combustibles obtenidos a partir del crudo Hamaca Bioconvertido con Biomaterial Consorcio Optimo IDEA en la destilación al vacío simulada.	91
Tabla 21: Flujos de combustibles a la salida de la torre de destilación al vacío y las variaciones que con respecto al crudo Hamaca control tuvo el crudo Hamaca bioconvertido con Consorcio Optimo IDEA.	92
Tabla 22: Reporte de las propiedades y flujos del gasóleo ligero de vacío (LVGO) control y bioconvertido del crudo Hamaca.	94
Tabla 23: Reporte de las propiedades y flujos del gasóleo pesado de vacío (HVGO) control y bioconvertido del crudo Hamaca.	96
Tabla 24: Reporte de las propiedades y flujos del residuo de vacío control y bioconvertido del crudo Hamaca. Se presentan solo los puntos de ebullición normal (NBP) principales para facilitar el análisis.	98
Tabla 25: Porcentaje de cada etapa de destilados con respecto al total de estos, considerando las etapas de destilación atmosférica y la destilación al vacío entre los crudos Hamaca control y Hamaca bioconvertido.	100
Tabla 26: Flujo total de combustibles HVGO y LVGO y porcentaje de cadauno con respecto al flujo total de combustibles de los crudos Hamaca control y Hamaca bioconvertido.	102
Tabla 27: Porcentaje de destilados para viscorreducción y vapoconversión y porcentaje de variación de vapoconversión con respecto a viscorreducción.	102
Tabla 28: Estimado en barriles por día y posible porcentaje de variación de los flujos mediante los dos sistemas, Viscorreducción y Vapoconversión una vez aplicado los procesos al flujo del residuo de vacío del crudo Hamaca control.	103
Tabla 29: Estimado en barriles por día y posible porcentaje de variación de los flujos mediante los dos sistemas, Viscorreducción y Vapoconversión una vez aplicado los procesos al flujo del residuo de vacío del crudo Hamaca bioconvertido.	103
Tabla 30: Suma y variación en cuanto a combustibles totales (nafta, kerosene, diesel y gasoil) que posiblemente se obtendrían del procesamiento	

del residuo de vacío mediante viscorreducción y Vapoconversión para el crudo Hamaca control.....	104
Tabla 31: Suma y variación en cuanto a combustibles totales (nafta, kerosene, diesel y gasoil) que posiblemente se obtendrían del procesamiento del residuo de vacío mediante viscorreducción y Vapoconversión para el crudo Hamaca bioconvertido.	105
Tabla 32: Variación del flujo de combustibles del crudo Hamaca control en cada una de las tres etapas estudiadas de obtención de los mismos: atmosférica, al vacío y posterior a la viscorreducción.	105
Tabla 33: Variación del flujo de combustibles del crudo Hamaca bioconvertido en cada una de las tres etapas estudiadas de obtención de los mismos, atmosférica, al vacío y posterior a la vapoconversión... ..	106
Tabla 34: Propiedades del crudo Neto.....	109
Tabla 35: Especificaciones para la gasolina.	110
Tabla 36: Especificaciones para el kerosene.	110
Tabla 37: Especificaciones para el diesel.	110
Tabla 38: Especificaciones para el gasóleo.	111
Tabla 39: Especificaciones para el fuel oil 650.	111
Tabla 40: Condiciones del sitio.....	116
Tabla 41: tipo y flujo de alimentación.....	149
Tabla 42: Porcentajes en volumen de destilado y temperaturas asociadas.	149
Tabla43: Ligeros finales en la composición del crudo	150
Tabla44: Especificaciones de producto y plato de retiro y de alimentación.	150
Tabla45: Requerimientos en número de platos para torres de destilación atmosférica.....	153
Tabla 46: Especificaciones típicas de una torre de vacío	156
Tabla 47: Temperaturas típicas de los productos	156
Tabla 48: Tipos de empaques con su área específica	159
Tabla 49: Diámetros y Alturas para Tanques Verticales Estándar.....	163

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Ambiente geológico de los depósitos de petróleo pesado.	7
Figura 2. Representación gráfica de las reservas mundiales de CP Y XP. .	9
Figura 3. Representación esquemática de hidrocarburos saturados.....	10
Figura 4. Representaciones esquemáticas del benceno, tolueno y el etil- benceno.	11
Figura 5. Modelo de molécula de naftaleno.	11
Figura 6. Representaciones esquemáticas de algunos aromáticos polinucleares.	12
Figura 7: Representación esquemática de una resina.....	14
Figura 8. Representación de las dos diferentes estructuras supuestas para los asfaltenos.	16
Figura 9. Estructura molecular promedio de algunos asfaltenos.	17
Figura 10. Total de reservas de petróleo del mundo.	25
Figura 11. Representación espacial de la Faja Petrolífera del Orinoco. ...	28
Figura 12. Bloques divisorios de los cuatro campos petrolíferos.....	29
Figura 13: Esquema de viscorreducción con cámara.	33
Figura 14: Diagrama simplificado de coquización retardada.	36
Figura 15. Biooxidación de Naftaleno.	38
Figura 16. Biooxidación Pireno.	38
Figura 17. Esquema simplificado del proceso de Bioconversión.	41
Figura 18 Esquema del proceso de Bioconversión.	41
Figura 19. Niveles de transferencia de hidrógeno del proceso Vapoconversión.	44
Figura 20. Tipos de esquemas de transporte de acuerdo a la existencia o no del proceso de Vapoconversión en la refinería. En el caso B son necesarias grandes cantidades de diluyente.	45
Figura 21. Probable mecanismo de reacción de VPC durante el craqueo térmico.	47
Figura 22. Esquema del proceso de Vapoconversión.	53
Figura 23. Esquema de planta con modificaciones para implementar el sistema VPC.	53

Figura 24. Esquema simplificado de la integración de las tecnologías BIOCONVERSION/ VAPOCONVERSIÓN para el tratamiento de crudos pesados en una refinería de conversión profunda.	55
Figura 25. Diagramas básicos: Suma de ambas tecnologías deviene en una tercera con mejoras sustanciales.	56
Figura 26. Árbol de decisión para la selección de métodos termodinámicos.	61
Figura 27. Análisis termogravimétrico del crudo Hamaca virgen.	63
Figura 28. Análisis termogravimétrico del crudo Hamaca virgen.	64
Figura 29. Análisis termogravimétrico del crudo Hamaca biotratado con consorcio óptimo (IDEA).	66
Figura 30. Análisis termogravimétrico del crudo Hamaca biotratado con consorcio óptimo (IDEA).	67
Figura 31. Esquema simplificado de la tecnología Vapoconversión.	72
Figura 32. Esquema simplificado de conversión de la tecnología Vapoconversión.	72
Figura 33: Esquema simplificado de una refinería de conversión media.	73
Figura 34: Esquema simplificado de una refinería de conversión profunda.	74
Figura 35. Flujos en barriles por día de los combustibles del crudo Hamaca control.	76
Figura 36. Flujos en barriles por día de los combustibles del crudo Hamaca biotratado.	77
Figura 37. Flujos en barriles por día de los combustibles del crudo Hamaca control y biotratado producto de la destilación atmosférica.	78
Figura 38: Resultados de la simulación para la destilación al vacío del crudo Hamaca control.	90
Figura 39: Resultados de la simulación para la destilación al vacío del crudo hamaca control.	91
Figura 40: Resultados de la simulación para la destilación al vacío del crudo hamaca control.	92
Figura 41: Gráfico de O'Connell. Eficiencia global de platos de torres de destilación para separación de hidrocarburos y mezclas similares.	152

CAPITULO I

FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN

Este capítulo presenta el planteamiento del problema y los objetivos tanto generales como específicos que se deberán alcanzar para llevar a cabo la investigación que plantea este Trabajo Especial de Grado.

Planteamiento del problema

Del petróleo se dice que es el energético más importante en la historia de la humanidad; un recurso natural no renovable que aporta el mayor porcentaje del total de la energía que se consume en el mundo. Cualquiera que sea la unidad de medida con que se la compare, es la industria más grande del mundo; probablemente es la única en la que están interesados todos los países del orbe; y, como consecuencia de la separación geográfica entre las áreas de mayor producción y las de mayor consumo, es la primera en importancia en cuanto al número de buques con que contribuye al tonelaje mundial disponible para el comercio y los embarques internacionales.

La mayor parte de los recursos de petróleo del mundo corresponden a hidrocarburos viscosos y pesados, que son difíciles y muy costosos de producir y refinar. Por lo general, mientras más pesado o denso es el petróleo crudo, menor es su valor económico. Las fracciones de crudo más livianas y menos densas, derivadas del proceso de destilación simple, son las más valiosas (nafta, kerosene y diesel). Aunado a esto los crudos pesados poseen mayores concentraciones de metales (Ni y V) y otros elementos indeseables (S, O y N), lo que exige más esfuerzos y erogaciones para la extracción de productos utilizables y la disposición final de los residuos. (Alboudware et al. 2006).

Actualmente alrededor de 2/3 de las reservas probadas venezolanas corresponden a crudos pesados, extrapesados y bitúmenes (300 MMM barriles) por lo que se prevé que en el futuro la proporción de este tipo de crudos en la dieta a nuestras refinerías se incrementará considerablemente y por lo tanto será necesario realizar grandes inversiones con el fin de disponer de las tecnologías más adecuadas para su procesamiento eficiente.

Los crudos pesados de La Faja Petrolífera del Orinoco se caracterizan por su baja relación hidrógeno/carbono, alta viscosidad y alto contenido de contaminantes, fundamentalmente azufre y metales. El concepto de mejoramiento de un crudo pesado puede entenderse como el procesamiento de éste, con el objeto de remover contaminantes y aumentar la relación H/C. Esto último es logrado generalmente a través de dos vías, aquellas que se basan en el rechazo de carbón o mediante la adición de hidrogeno.

Estos procesos están caracterizados por bajos rangos de conversión y altos porcentajes de subproductos sólidos de bajo valor comercial, tales como coque, los cuales junto a otros producen problemas de transporte, manejo y disposición de residuos. Como alternativa a las tecnologías que se basan en el rechazo de carbón, (Coquización, Coquización Retardada) y, las que se basan en la adición de hidrogeno (Hidrotratamiento, Hidroconversión (HDS), Hidrocraqueo Catalítico) se ha planteado la integración de dosnovedosas técnicas que mejoren considerablemente los rangos de conversión y disminuyan el porcentaje de subproductos no deseados. Por un lado, la Bioconversión de crudos pesados provee un método para el mejoramiento de estos crudos a través de la adición de un biocatalizador en el flujo del hidrocarburo, y por el otro, Vapoconversión un proceso de conversión moderado a través de vapor de agua y un agente catalítico novedoso.

OBJETIVOS

Objetivo General:

1. Diseñar conceptualmente la integración de las tecnologías Bioconversión/Vapoconversión para el mejoramiento de crudos pesados, extrapesados y bitúmenes en instalaciones de refinación existentes y evaluar el potencial impacto como proceso novedoso de bajo costo y elevada conversión.

Objetivos Específicos:

1. Conocer las características de los crudos pesados y extrapesados de la Faja Petrolífera del Orinoco, las oportunidades y dificultades de su procesamiento.
2. Seleccionar los modelos termodinámicos apropiados para la generación de propiedades de los fluidos de acuerdo a su naturaleza y condiciones de operación a los que serán sometidos.
3. Determinación de los pseudocomponentes de los crudos a comparar mediante el programa Universal Analysis, a partir de los termogramas de los mismos obtenidos mediante el análisis termogravimétrico.
4. Determinar la ganancia en combustibles (nafta, kerosene, diesel y gasoil) del crudo Hamaca bioconvertido con respecto al crudo Hamaca control (mediante la simulación en el programa PRO II 8.1) y las ventajas de la integración Bioconversión/Vapoconversión con respecto al procesamiento térmico estándar.
5. Analizar los distintos tipos de mejoradores que hasta la fecha están siendo implementados en Venezuela para el procesamiento de crudos pesados, extrapesados y bitúmenes, sus tecnologías y grado de conversión.

6. Determinar la adaptabilidad de la integración de las tecnologías de Bioconversión/Vapoconversión a refinerías de conversión profunda y hacer evaluación de los ajustes y modificaciones necesarias para su puesta en funcionamiento.
7. Determinar los equipos necesarios y plantear el esquema simplificado de la planta de procesamiento con sus equipos principales.

CAPITULO II

MARCO TEÓRICO

Petróleo pesado y extra pesado

Los crudos pesados (CP) y extrapesados (XP), (en algunos países bitúmenes), han sido hasta ahora relativamente poco explotados y el agotamiento de crudos medios y livianos los convierte en una fuente obligada de hidrocarburos. A continuación podemos apreciar la distribución de petróleo en el mundo:

- Petróleo convencional : 30%
- Petróleo pesado : 15%
- Petróleo extrapesado : 25%
- Arenas petrolíferas y bitúmenes : 30%.

El petróleo pesado (CP), extrapesado (XP), y bitumen son fuentes no convencionales de petróleo que está caracterizado por alta viscosidad y alta densidad comparada con el petróleo convencional. El congreso petrolero mundial definió al petróleo pesado como petróleo cuya viscosidad de gas libre está entre 100 y 10000 cP a temperatura de reservorio, ligeramente menos denso que el agua y con gravedades entre 10° y 20° API. Por su parte el bitumen tiene una viscosidad mayor a los 10000 cP. (Clark 2007). Otros autores definen a los CP como petróleos con 21.9° API o menor gravedad y a los petróleos de 9.9° API o menor gravedad se les conoce como XP, porque son más densos que el agua. Los crudos pesados (CP) pueden fluir en algunos reservorios a temperaturas de fondo de pozo y/o con soluciones de gas in situ, pero en la superficie, son un denso y viscoso fluido. Por esto, requieren procesamiento adicional (mejoramiento) para volverse una alimentación conveniente para una refinería.

Los crudos pesados (CP), extrapesados (XP) y bitúmenes están caracterizados por deficiencia de hidrógeno, alta viscosidad, color oscuro, elevado contenido de metales, (especialmente níquel y vanadio), alta proporción de azufre, presencia de asfaltenos, resinas, heteroátomos y poca cantidad de destilados. Comparativamente, los petróleos convencionales, tales como el crudo “Brent” o “West Texas Intermediate”, poseen gravedades que oscilan entre 38° y 40° API y contienen una elevada proporción de destilados o combustibles. (Alboudware et al. 2006).

Por otro lado los CP y XP poseen dos características muy limitantes para su aprovechamiento comercial: la carencia de fracciones livianas o de baja gravedad específica, y valores de viscosidad elevados. La primera característica les condena a un bajo valor de mercado, la segunda dificulta y hace más costoso su transporte a centros refinadores. (Pereira et al. 1999). Por esto requieren procesamiento adicional (mejoramiento) para volverse una alimentación conveniente para una refinería.

Debido a que los CP y XP son deficientes en hidrógeno comparados con el petróleo convencional, una de dos acciones (o ambas) deben ser emprendidas, o el hidrógeno debe ser añadido en las moléculas (por Hidroprocesamiento), o el carbono debe ser removido (por coquización) para volverlo útil como una alimentación para refinería convencional. Estas acciones (procesos) son usadas en refinerías complejas para transformar a los CP y XP en petróleo mejorado (sintético) que podrá eventualmente ser procesado por refinerías convencionales. (Clark 2007). La composición del petróleo original, el grado en que ha sido biodegradado y las condiciones de presión y temperatura finales hacen que cada yacimiento de CP y XP sea único, por lo que todos requieren métodos de recuperación diferentes. (Alboudware et al. 2006).

Orígenes

Las acumulaciones de CP y XP, se asocian a formaciones jóvenes, que corresponden al pleistoceno, Plioceno y Mioceno. Tienden a ser yacimientos someros con rocas sellos de baja eficiencia. Estas acumulaciones de CP y XP están presentes en ambientes geológicos similares. Se originaron como petróleo convencional que se originó en formaciones profundas, pero migró hacia regiones superficiales donde fueron degradados por bacterias y las inclemencias del tiempo. Se trata de depósitos someros súper gigantes, entrampados en los flancos de las cuencas de antepaís*. Los sedimentos marinos de la cuenca se convierten en la roca generadora (roca madre) de los hidrocarburos que migran echado arriba constituyendo sedimentos erosionados desde las montañas recién formadas.

*Las cuencas de antepaís son depresiones enormes, formadas a raíz del hundimiento de la corteza terrestre durante la orogénesis.

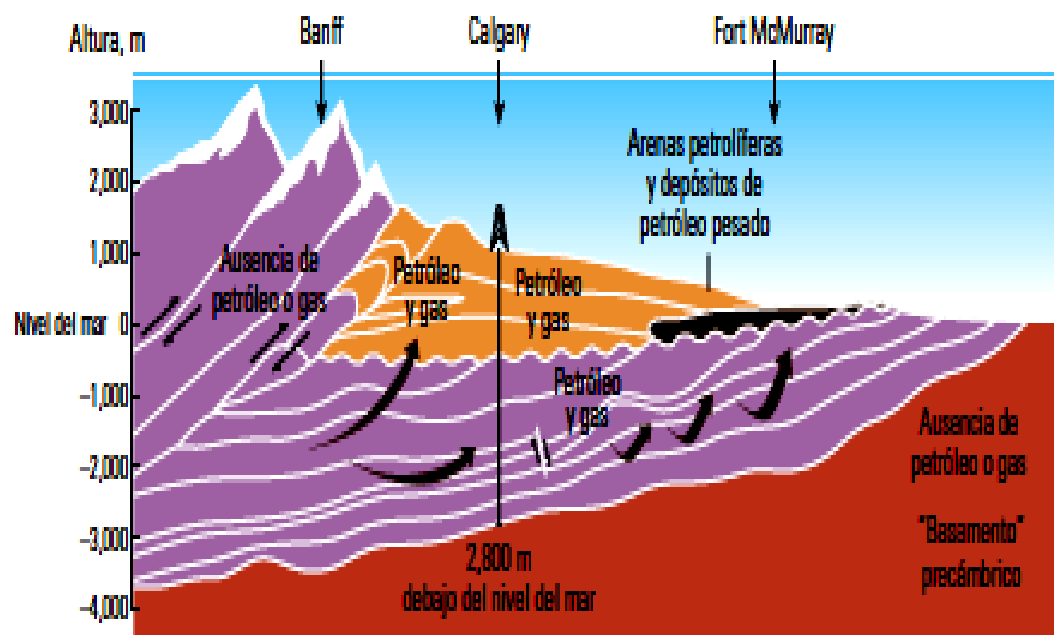


Figura 1. Ambiente geológico de los depósitos de petróleo pesado.

Fuente: Alboudware et al. 2006.

Los nuevos sedimentos a menudo carecen de rocas de cubierta que actúan como sello. En estos sedimentos fríos y someros, el hidrocarburo se biodegrada. La biodegradación es la causa principal de la formación del petróleo pesado. A lo largo de las escalas de tiempo geológico, los microorganismos degradan los hidrocarburos livianos e intermedios, produciendo metano e hidrocarburos pesados enriquecidos. (Curtis et al. 2003). La biodegradación produce la oxidación del petróleo, reduciendo la relación gas/petróleo (RGP) e incrementando la densidad, la acidez, la viscosidad y el contenido de azufre y de metales. A través de la biodegradación, los crudos pierden además una importante fracción de su masa original.

Otros mecanismos, tales como el lavado con agua y el fraccionamiento de fases, contribuyen a la formación de petróleo pesado, separando las fracciones livianas del petróleo pesado por medios físicos más que biológicos. En resumen la degradación se puede llevar a cabo a través de distintos procesos entre los que se pueden nombrar:

1. Un proceso biológico, químico y físico, llevado a cabo por bacterias transportadas por agua superficial que metaboliza a los hidrocarburos en moléculas más pesadas.
2. Por medio de las aguas de formación, que remueven los componentes más livianos por solución, debido a que estos son más solubles en agua.
3. Debido a la volatilidad del crudo, cuando un sello no es suficiente, permitiendo el paso de las moléculas más livianas, a través de sus poros interconectados. (Curtis et al. 2003).

Las condiciones óptimas para la degradación microbiana de los

hidrocarburos se dan en los yacimientos de petróleo, a temperaturas inferiores a 80 °C, [176 °F]; el proceso se limita por lo tanto a los yacimientos someros, situados a una profundidad de aproximadamente 4 Kilómetros, [2.5 millas]. En cualquier ambiente depositacional, la combinación correcta de agua, temperatura y microbios, puede producir la degradación y la formación del petróleo pesado. (Alboudware et al. 2006).

Reservas Mundiales de crudos pesados

La agencia internacional de energía (AIE) estima que existen en el mundo 6 billones ($6 \cdot 10^{12}$) de barriles de petróleo pesado y extrapesado en sitio el mundo, de los cuales 2 billones son actualmente recuperables. En el oeste de Canadá se estima existen 2.5 billones ($2.5 \cdot 10^{12}$) de barriles, con reservas actuales de 175 mil millones de barriles. En Venezuela se estiman 1.5 billones ($1.5 \cdot 10^{12}$) de barriles, con reservas actuales de 270 mil millones de barriles, Rusia podría también contener sobre el billón de barriles ($1 \cdot 10^{12}$) de petróleo pesado. En los Estados Unidos, hay de 100 a 180 millardos de barriles con grandes reservas en Alaska (44 MMB), California (47 MMB), Utah (19 a 32 MMB), Alabama (6 MMB), y Texas (5MMB). (Clark, 2007).

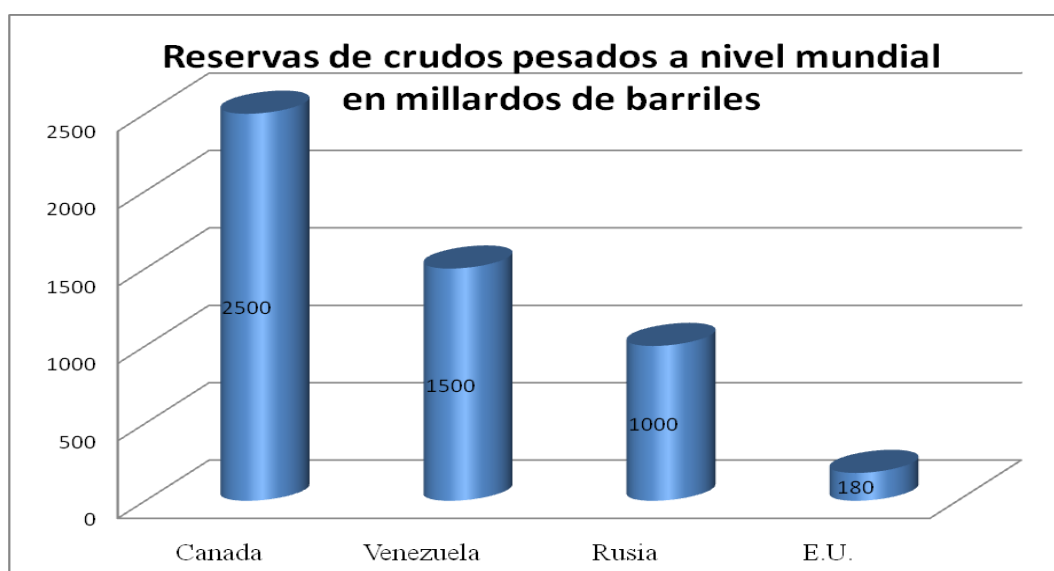


Figura 2. Representación gráfica de las reservas mundiales de CP Y XP.

Estructuras moleculares responsables de las propiedades de los Crudos Pesados y Extrapesados

Los crudos pesados (CP) y extrapesados (XP) pueden ser considerados como un continuo de moléculas con pesos moleculares de 300 a 2000, con una mayoría de estas moléculas conteniendo una parte aromática (el tronco), y una parte alifática (las ramas). Los CP y XP tienen además heteroátomos tales como nitrógeno, azufre y oxígeno (NSO), que permanecen en su mayor parte asociados con la parte aromática. Las moléculas de crudo pueden ser clasificadas en cuatro clases basadas en su solubilidad (Análisis SARA):

1. Saturados,
2. Aromáticos,
3. Resinas,
4. Asfaltenos.

Saturados: Entre los que tenemos las parafinas, (alifáticos) o alcanos, hidrocarburos saturados con cadena larga o ramificada, pero sin estructura cíclica o de anillo y las ciclo parafinas (naftenos), hidrocarburos saturados conteniendo uno o más anillos, cada uno de los cuales puede tener una o más cadenas parafinadas. (Speight 1999)

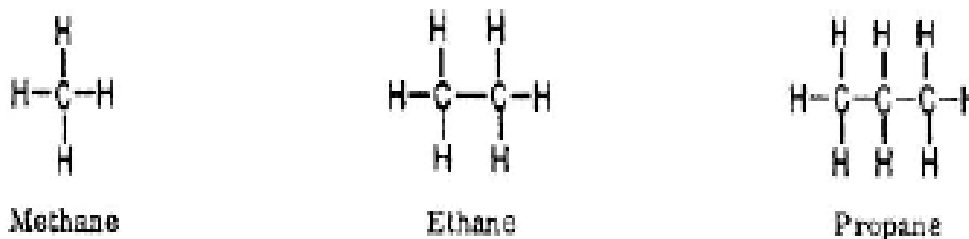


Figura 3. Representación esquemática de hidrocarburos saturados.

Aromáticos

Los aromáticos son compuestos del tipo cíclico insaturados que tienen al menos un anillo de benceno formando parte de su estructura molecular y debido a ello asemejan su comportamiento químico. Estas propiedades del benceno que lo distinguen de los hidrocarburos parafinados son llamadas propiedades aromáticas. El benceno es un anillo de seis átomos de carbono con tres enlaces dobles conjugados cuya fórmula molecular es C_6H_6 . El hecho de que el benceno contenga esta estructura sugiere que los miembros de esta serie deberían ser muy reactivos. Sin embargo, no es así, y aunque no son tan estables como las parafinas, ellos no muestran la misma reactividad que es característica de las olefinas. (McCain 1990). El benceno tiene la fórmula C_6H_6 y, su estructura química y la de algunos de los miembros más simples de esta serie que consisten del benceno con uno o más grupos alquilo unidos como cadenas laterales tales como el tolueno y el etil-benceno, se muestran a continuación:

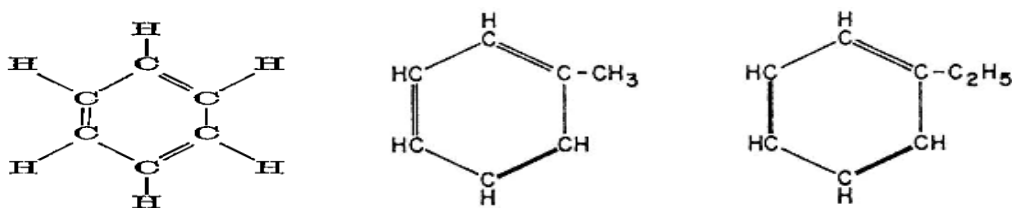


Figura 4. Representaciones esquemáticas del benceno, tolueno y el etil-benceno.

Los aromáticos pueden tener dos o más anillos de benceno unidos en una estructura. Un ejemplo de un componente aromático de doble anillo es el naftaleno.

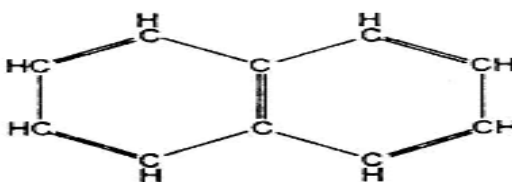


Figura 5. Modelo de molécula de naftaleno.

La estructura química de algunos de los compuestos más representativos de la serie aromáticos son las siguientes:

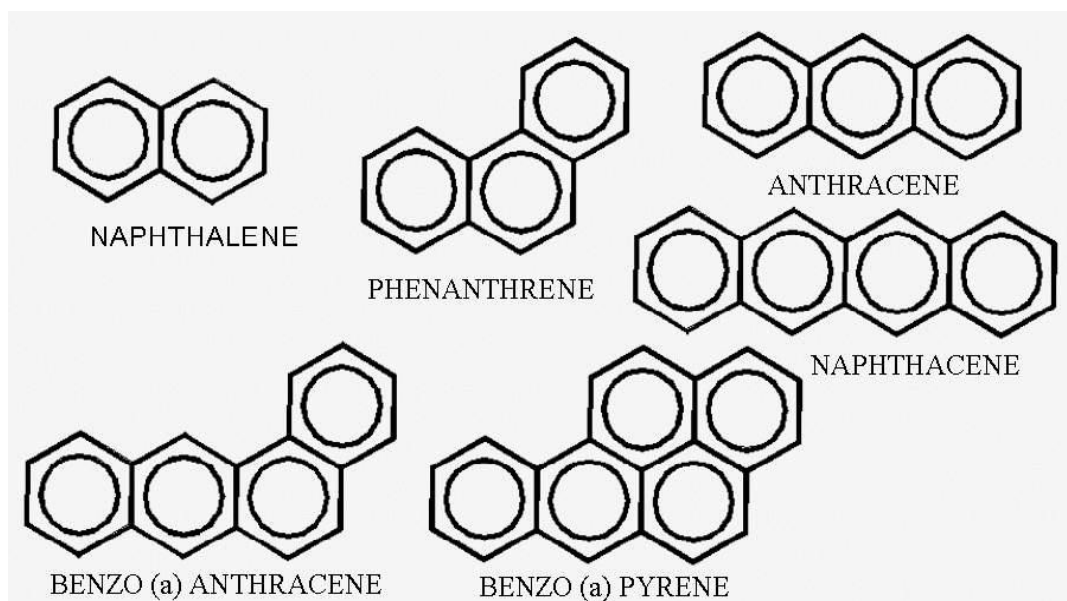


Figura 6. Representaciones esquemáticas de algunos aromáticos polinucleares.

La cantidad de aromáticos en diferentes crudos varía desde 15 hasta 50%. Los crudos con mayor cantidad de aromáticos son los crudos naftenicos. (Burcik 1961). (Gary y Handwerk 2001). (Simanzhenkov e Idem 2003).

Resinas

Las resinas son largas moléculas, principalmente constituidas por hidrógeno y carbono, con de uno a tres átomos de azufre, oxígeno o nitrógeno por molécula cuya estructura básica está compuesta de anillos, principalmente aromáticos, con tres o más anillos en cada molécula. Las demás moléculas aparte de los hidrocarburos pueden ser una parte de la estructura del anillo o pueden estar localizados en los eslabones que conectan los anillos. Otra definición aceptada describe a las resinas como aquella fracción que se solubiliza cuando el petróleo o bitumen se disuelve en un n-alcano, pero se absorbe en un material activo superficialmente (como tierra de Fuller).

Las resinas son un producto intermedio originado en la transformación del crudo en asfaltenos, proceso que ocurre por oxidación. Los asfaltenos requieren a las resinas para “disolverse” en la porción destilable del crudo y proveen una transición entre las fracciones polares (asfaltenos) y las no polares del petróleo, por lo tanto previenen la acumulación de agregados polares que no pueden dispersarse en el crudo.

En concreto, las moléculas polares (asfaltenos y resinas) forman asociaciones intermoleculares temporales a modo de redes tridimensionales más o menos desarrolladas que condicionan la viscosidad de los crudos; así como las no polares (hidrocarburos aromáticos y saturados) forman el cuerpo alrededor de las mencionadas redes. Dichas moléculas polares o no, se distribuyen de forma homogénea. (Márquez, Alexandre y Bencomo 2006).

Considerando sus características fisicoquímicas, las resinas son oscuras, semisólidas, muy adhesivas, de peso molecular alto, y su composición depende del precipitante empleado. (Alayon 2004). Las resinas son líquidos pesados de peso molecular entre 500 y 1000, tan volátiles como los hidrocarburos del mismo tamaño y, (al igual que los asfaltenos) pueden ser formadas por oxidación de hidrocarburos poli-cíclicos aromáticos. Por otro lado, las resinas (al igual que los asfaltenos) pueden ser reducidas hacia hidrocarburos por hidrogenación, lo cual produce grandes moléculas de hidrocarburos, sulfuro de hidrógeno y agua. Además, las resinas pueden ser convertidas en asfaltenos por oxidación. (McCain 1990).

Cuando el petróleo es separado en fracciones por destilación, los asfaltenos permanecen en la fracción más pesada, el residuo, mientras las resinas son distribuidas a través de varias fracciones según la volatilidad. El color de estos destilados pesados depende de la presencia de resinas (las resinas de

alto peso molecular son rojas y las de bajo peso molecular son menos coloreadas, aunque la apariencia verdosa de algunos crudos es probablemente debida a la presencia de moléculas conteniendo seis o más anillos aromáticos condensados), mientras que el color de la fracción pesada, residuo, es determinada en gran parte por la presencia de asfaltenos. Las resinas se disuelven rápidamente en petróleo y su adición (agentes peptizantes) en apropiadas cantidades podría prevenir o controlar el problema de la deposición de orgánicos pesados.

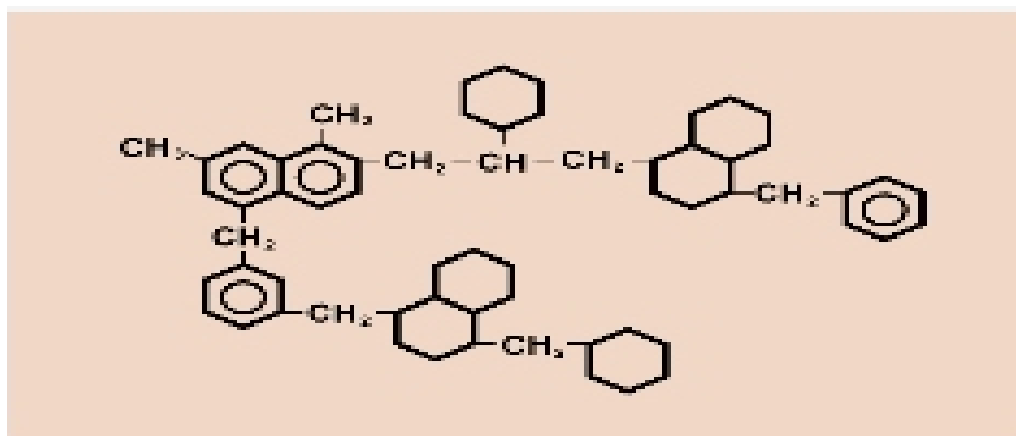


Figura 7: Representación esquemática de una resina.

Fuente: https://imágenes.repsol.com/pe-es/Resinas_tcm18-534936.jpg

Asfaltenos

Se puede definir a los asfaltenos como compuestos sólidos de apariencia fina como polvo que se obtienen a partir del petróleo crudo, residuos del petróleo o materiales bituminosos, agregando un gran exceso de disolventes parafínicos de bajo peso molecular como el n-pentano, n-hexano o el n-heptano a una solución 1:1 del crudo en benceno. Son solubles en tolueno y otros solventes aromáticos, como disulfuro de carbono y cloroformo (u otros solventes de hidrocarburos clorados), no tienen punto de fusión definido y usualmente espuman y expanden cuando se calientan para dejar residuos carbonosos. (Centeno et al. 2004).

Estos compuestos sólidos de aspecto marrón oscuro a negro presentan un peso molecular aparente alto, que va desde 1000 g/mol hasta 5000 g/mol y punto de ebullición por arriba de 540 °C. Esta variación en el peso molecular pone de manifiesto la existencia del fenómeno de asociación intermolecular en los asfaltenos, puesto que se sabe que dicha asociación da como resultado valores altos en el peso molecular.

Por otro lado, los asfaltenos son la fracción más pesada y polar encontrada en el petróleo y se piensa que sus interacciones moleculares son las responsables de las indeseables propiedades del petróleo pesado y extra pesado tales como la alta viscosidad y la propensión para formar emulsiones, sedimentos, coque y en los procesos catalíticos causan severa desactivación de los catalizadores. Por ello se consideran como los componentes de menor valor de un aceite crudo, ya que causan un marcado aumento de su viscosidad, haciéndolo difícil de transportar y procesar. Además la mayor cantidad de heteroátomos (S, N, O) se concentra en los asfaltenos y se sabe que más del 90% de los metales presentes en los aceites crudos se encuentran en la fracción asfáltica. (Centeno et al. 2004).

Es ampliamente aceptado que el petróleo en estado natural exhibe propiedades similares a los coloides. Estos coloides existen en la matriz del petróleo pesado en forma de micelas. La formación de micelas se cree debida primeramente a la interacción entre especies asfálticas o fracciones de asfaltenos-resinas. La naturaleza de las fuerzas intermoleculares o intramoleculares que causan la formación de micelas no está clara al presente. Se ha sugerido que un número de fuerzas pueden estar envueltas incluyendo: fuerzas de atracción Van der Waals, interacción dipolo-dipolo, enlace hidrógeno, transferencia de carga entre aromáticos (enlaces $\Pi-\Pi$), e interacción de porfirinas. (Parviz y Thomas s.f.).

Los asfaltenos presentan una estructura molecular extremadamente compleja, conformada por moléculas planas, poliaromáticas, alicíclicas y heterocíclicas que contienen heteroátomos (S, N, O) y metales, unidos por cadenas de hidrocarburos alifáticos de longitud variable que existen en un estado de agregación en suspensión y están rodeados y estabilizados por resinas (agentes peptizantes). (Pineda, Boll y Mesta 2002), (Alayon 2004). En general, se considera que la estructura de los asfaltenos consiste en un núcleo aromático condensado con cadenas alquílicas laterales y heteroátomos incorporados en muchas de las estructuras cíclicas; el sistema aromático condensado puede tener desde 4 hasta 20 anillos bencénicos. (Delgado 2006).

Hay dos diferentes visiones acerca de la estructura molecular de los asfaltenos, según la primera visión (A) los asfaltenos tienen un gran y único corazón poli-cíclico aromático, con cadenas alifáticas unidas a la periferia. La segunda visión (B) coloca a los asfaltenos teniendo múltiples corazones poli-cíclicos eslabonados por puentes alifáticos (sulfuros, esterres, etc.). La segunda visión es más aceptada entre los investigadores ya que es cónsona con la mayoría de las propiedades físicas y químicas observadas en las moléculas de asfaltenos. (León y Kumar 2005).

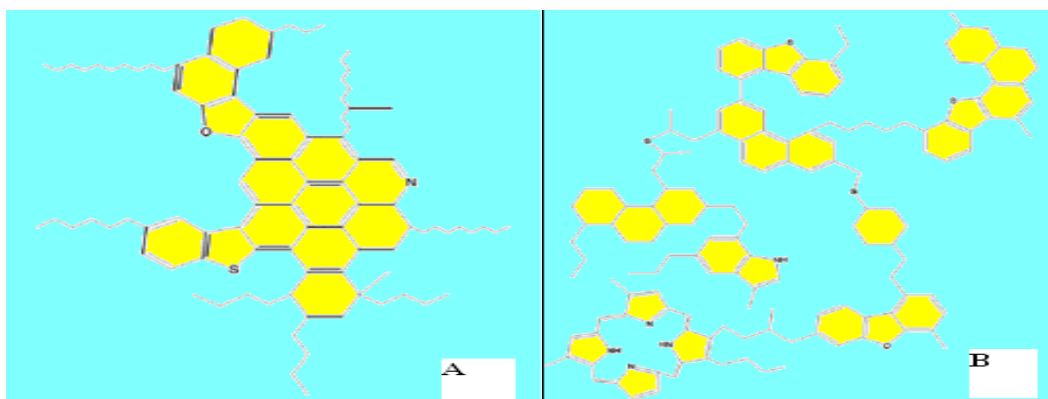


Figura 8. Representación de las dos diferentes estructuras supuestas para los asfaltenos.

Fuente: León y Manoj 2005.

Los asfaltenos son considerados los responsables de muchos problemas en los procesos de mejoramiento en las refinerías, debido a que ellos al calentarse se descomponen, espuman y expanden para dejar residuos carbonosos (coque) y lodos en los procesos catalíticos y debido a esto causan severa desactivación de los catalizadores. En el caso de los procesos que trabajan bajo el concepto de craqueo de hidrocarburos como viscorreducción, hay que considerar que los asfaltenos tienen la capacidad de agregarse, lo cual minimiza la interacción molecular con otras moléculas, este factor limita la severidad del proceso. Es por ello que su conversión en procesos de mejoramiento de crudos pesados y residuales es de suma importancia y tema de este proyecto de tesis. En la figura 8 se pueden observar algunas estructuras moleculares promedio de asfaltenos que podrían convertirse a combustibles de valor comercial elevado.

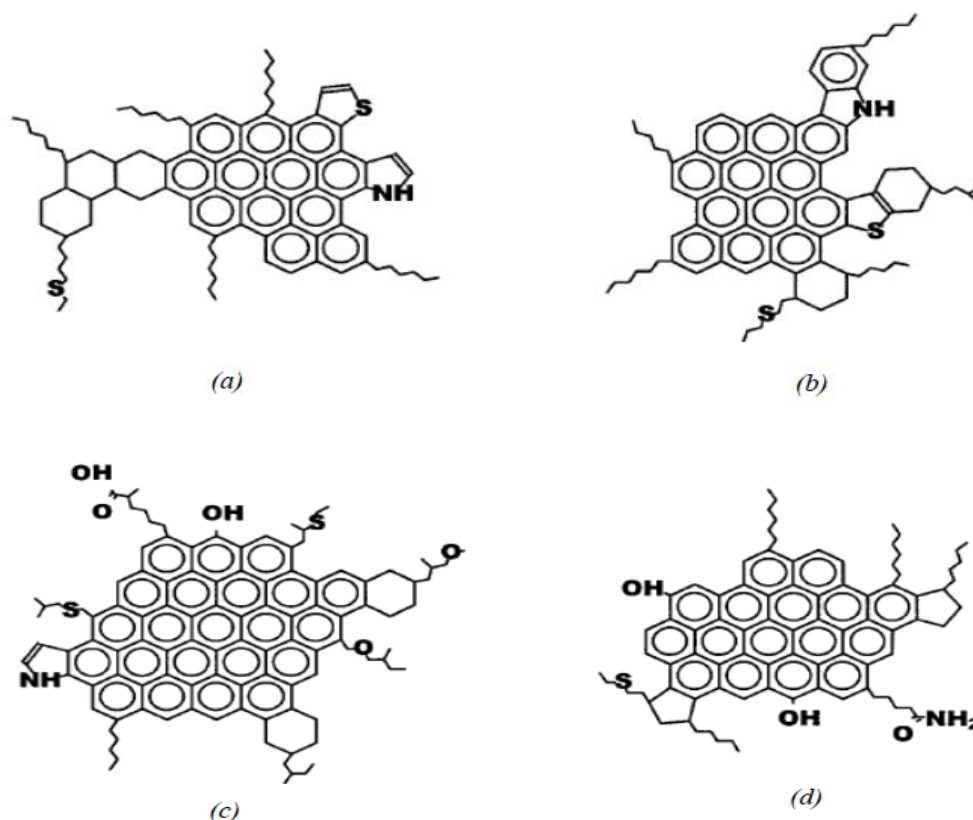


Figura 9. Estructura molecular promedio de algunos asfaltenos.

Fuente: Alayon 2004.

Propiedades de los hidrocarburos

La mayor parte de los productos de origen petrolífero son mezclas más o menos sencillas en el caso de los gases, pero muy complejas al tratarse de fracciones líquidas. Estas tienen características y propiedades físicas y químicas de acuerdo al crudo de procedencia que nos permiten distinguir y apreciar unos de otros. Entre las principales características que definen la calidad de estas fracciones del crudo están:

Gravedad API

La densidad y la gravedad específica de un crudo son las propiedades que encuentran mayor uso en la industria como evaluación preliminar para caracterizar un crudo. La densidad es la relación entre el peso de un determinado volumen de muestra a una temperatura t y el peso del mismo volumen de agua a una temperatura determinada y tiene dimensiones de gramo por centímetro. Por otro lado la gravedad específica es el cociente de la masa de un volumen de sustancia entre la masa del mismo volumen de agua, ambas medidas a la misma temperatura. La temperatura estándar para la medición de la gravedad específica en la industria petrolera es por convención 60 °F. (15,6 °C). Uno de los parámetros de refinería para el manejo de crudos y de sus fracciones pesadas, son los grados API (American Petroleum Institute), esta, se encuentra relacionada directamente con la densidad y la gravedad específica mediante la ecuación:

$$^{\circ}API = \left(\frac{141.5}{p.esp. \frac{60^{\circ}F}{60^{\circ}F}} \right) - 131.5$$

Donde °API es grados API (adimensional) y P.esp. es peso específico del crudo (adimensional). (Speight 1999).

La gravedad °API no es una propiedad lineal y, por esto, no puede ser promediada. Por ejemplo, cuando son mezclados un barril de crudo 20 °API con otro barril de 30 °API no se generan 2 barriles de crudo 25 °API. Por su parte, la gravedad específica si puede ser promediada.

La clasificación de crudos por rango de gravedad °API utilizada en la industria venezolana de los hidrocarburos, a 15,6 °C (60 °F) es como sigue:

- Extrapesados, menos de 16°
- Pesados, menos de 21,9°
- Medianos 22,0 – 29,9°
- Livianos 30° - y más.

(Barberii, E. 1985)

Valor P

Es un parámetro que indica estabilidad del residuo de vacío, y se define como la relación entre la capacidad de peptización y floculación (precipitación) de un sistema conformado por asfaltenos y maltenos. El poder de peptización se define como la capacidad que posee un medio aceitoso para mantener los asfaltenos suspendidos y, la relación de floculación es la cantidad mínima de hidrocarburos aromáticos que permiten que los asfaltenos permanezcan disueltos en el medio que los rodea. Como valor mínimo de estabilidad se acepta 1.15, el valor P se calcula por medio de la siguiente ecuación:

$$V_P = 1 + V_{CET}$$

Donde V_P es el valor P y V_{CET} es el volumen de cetano en ml.

Este valor se determina, mediante la adición de cantidades iguales de cetano a un gramo de residuo hasta que precipiten los asfaltenos. El modelaje de este parámetro, puede ser aproximado por medio de la representación de tres pseudocomponentes, aromáticos, asfaltenos y parafinas, en este último, parafinas, olefinas y diolefinas. (Parviz y Thomas s.f.).

Viscosidad

Es una magnitud física que mide la resistencia interna al flujo de un fluido, resistencia producto del frotamiento de las moléculas que se deslizan unas contra otras. La inversa de la viscosidad es la fluidez. La viscosidad es un parámetro que influye en la potencial emisión de contaminantes dado que es una determinante en las condiciones de combustión.

La magnitud de la viscosidad depende de la conformación química del crudo, de manera que a mayor proporción de fracciones ligeras, menor es la viscosidad. Este valor depende además de la temperatura ambiente, de forma que cuanto menor resulta ésta, más viscoso es un crudo. Existen diversas unidades para definir la viscosidad, siendo las más utilizadas las descritas a continuación:

1. Viscosidad absoluta: Representa la viscosidad dinámica del líquido y es medida por el tiempo que tarda en fluir a través de un tubo capilar a una determinada temperatura. Sus unidades son el poise o centipoise (gr/SegCm).
2. Viscosidad cinemática: Representa la característica propia del líquido desechando las fuerzas que genera su movimiento, obteniéndose a través del cociente entre la viscosidad absoluta y la densidad del producto en cuestión. Su unidad es el Stoke o centistoke (cm^2/seg). (Speight 1999).

V50

Este es un parámetro, que se calcula con la finalidad de linealizar la viscosidad cinemática del producto, esto se debe, a que la viscosidad no presenta un comportamiento lineal, y, por lo tanto, al momento de sumar viscosidades ocurre el problema de la suma de una variable que no es lineal, entonces, al linealizar la viscosidad, se pueden sumar las viscosidades de distintas fracciones del crudo. La ecuación que se utiliza para este cálculo es la siguiente:

$$V50 = 19.2 + 33.5 \times \lg[\lg(v + 0.85)] + 115 \times \lg\left(\frac{T_v + 273}{323}\right)$$

Donde V50 es la viscosidad V50 (adimensional), v es la viscosidad cinemática en cSt y T_v es la temperatura a la que fue determinada la viscosidad cinemática en °C.

Factor de caracterización (K_w)

Se basa en la familia de hidrocarburos predominante en el crudo; bajo este concepto se les identifica como de base parafínica, intermedia y nafténica. El factor de caracterización es una relación entre el punto de ebullición y la gravedad específica:

$$K = T_b^{1/3} / d$$

Donde T_b es el cubo del punto de ebullición promedio, en grados Rankine (°R), y d es la gravedad específica a 15,6 °C. (60 °F).

Este factor de correlación fue desarrollado por Universal Oil Products (UOP) por lo que es conocido como factor UOP (identificado como k), que para los crudos de base parafínica fluctúa entre 12.15 y 12.9, mientras que

los intermedios se sitúan entre 11.5 y 12.1. Finalmente los nafténicos presentan un rango entre 10.5 y 11.5. En adición, si el factor de caracterización esta sobre 12, el combustible líquido o producto podría, debido a su naturaleza parafínica, esperarse que forme depósitos de cera durante el almacenaje. (Gary y Handwerk 2001). (Speight 1999).

Carbón Conradson (CCo) o Residuo de Micro Carbón

Los productos del petróleo son mezclas de muchos compuestos los cuales difieren ampliamente en sus propiedades físicas y químicas. Algunos de esos compuestos, pueden ser vaporizados en ausencia de aire a presión atmosférica sin dejar un residuo apreciable. Otros compuestos no volátiles, dejan residuos carbonosos cuando una destilación destructiva es llevada a cabo, este residuo, dejado por los compuestos no volátiles es el llamado residuo de carbón.

El residuo de carbón, es una propiedad que puede ser relacionada con la gravedad API del crudo y con la familia de hidrocarburos predominante en el crudo; bajo este concepto se les identifica como de base parafínica, asfáltica y nafténica; de hecho, su presencia es indicativo de lo pesado que puede ser el crudo y de su tendencia a producir gasolina. Los productos de base parafínica producen poco residuo de carbón, generalmente en el rango de 0.01 hasta 0.5 %. Los productos de base asfáltica y nafténica producen residuo en el rango de 0.1 hasta 30 %.

Existen dos métodos para determinar el residuo de carbón, el método Conradson (ASTM D-189) y el Ramsbottom (ASTM D-524). Ambos, son aplicables a la porción no volátil del petróleo y de sus productos. El residuo de micro carbón, es una medida de la capacidad que posee un crudo para generar coque. (Petroleum Laboratory Testing and Operations 1997).

Contenido de metales

Los heteroátomos (nitrógeno, oxígeno, azufre y metales) son encontrados en cada crudo y las concentraciones deben ser reducidas para convertir al petróleo en combustibles para el transporte. La razón es que si el nitrógeno y el azufre están presentes en el combustible final durante la combustión, se forman óxidos de nitrógeno (NO_x) y óxidos de azufre (SO_x) respectivamente. Además los metales en la forma de sales o como componentes organometálicos (tales como porfirinas), afectan adversamente muchos procesos de mejoramiento, en la refinación envenenan catalizadores y en la combustión causan depósitos. (Speight 1999)

El contenido de metales en el crudo puede variar desde unas pocas partes por millón hasta más de 1000 ppm y, a pesar de su relativa baja concentración, son de considerable importancia. Cantidades mínimas de algunos de estos metales (níquel, vanadio y cobre) pueden afectar severamente las actividades de los catalizadores y resultar en un producto de menor valor. El contenido de metales puede ser reducido por extracción con solvente con propano o solventes similares, así estos son precipitados junto con los asfaltenos y resinas. (Gary y Handwerk 2001).

Contenido de ceniza

Estos experimentos son llevados a cabo para determinar la cantidad de ceniza formada a partir de materiales presentes en combustibles y lubricantes del petróleo. Este sencillo ensayo (ASTM D482) es llevado a cabo en combustibles y lubricante sin aditivos para detectar contaminación por materia inorgánica, tales como herrumbre, arena, o sales metálicas. Estos contaminantes pueden dañar superficies metálicas, y en el caso de los combustibles, taponan las boquillas de inyección y forman depósitos.

Destilación simulada

Se denomina destilación simulada, al conjunto de métodos que utilizan la técnica de cromatografía de gases para la determinación del intervalo y distribución de puntos de ebullición de los hidrocarburos. Los métodos de destilación simulada, se fundamentan en la separación cromatográfica de los hidrocarburos en el orden de sus puntos de ebullición, cuando se usa una columna empacada o impregnada con una fase líquida no polar y, se ejecuta un programa lineal de incremento de la temperatura del horno del equipo, permitiendo obtener el porcentaje en peso de producto existente en el rango de temperatura del mismo. Este ensayo se lleva a cabo bajo las normas ASTM D-4018, D-2887 y D-5307 según el tipo de muestra y el fin de su estudio. Este método cubre el procedimiento para la destilación de crudo estabilizado de petróleo hasta una temperatura equivalente atmosférica final de 400 °C., empleando una columna fraccionada de 14 a 18 platos teóricos operando a un reflujo de 5:1. La información suministrada permite construir un gráfico de temperatura versus porcentaje másico destilado.

Presión de Vapor Reid

La presión de vapor Reid, (RVP) por sus siglas in inglés, es un ensayo llevado a cabo en gasolinas para asegurar que el producto vaporizara cuando es requerido. Se define como la presión de vapor de un producto determinado en un volumen de aire cuatro veces superior al volumen del líquido a 100 °F. Indica la tendencia a la vaporización de una gasolina a motor, así como los peligros de explosión y vaporización. La RVP está directamente relacionada con la temperatura. Por esta razón, los refinadores ajustan la presión de vapor convenientemente a la estación del año para el caso de países con cuatro estaciones.

Faja Petrolífera del Orinoco (F.P.O.)

La gradual declinación de las reservas de crudos livianos y medianos en el mundo, ha hecho que la industria petrolera este cada día más interesada en los crudos pesados, extrapesados y bituminosos, debido a que estos conforman aproximadamente un 70% de los recursos de petróleo totales del mundo, que oscilan entre 9 y 13 billones de barriles. (Alboudware et al. 2006).

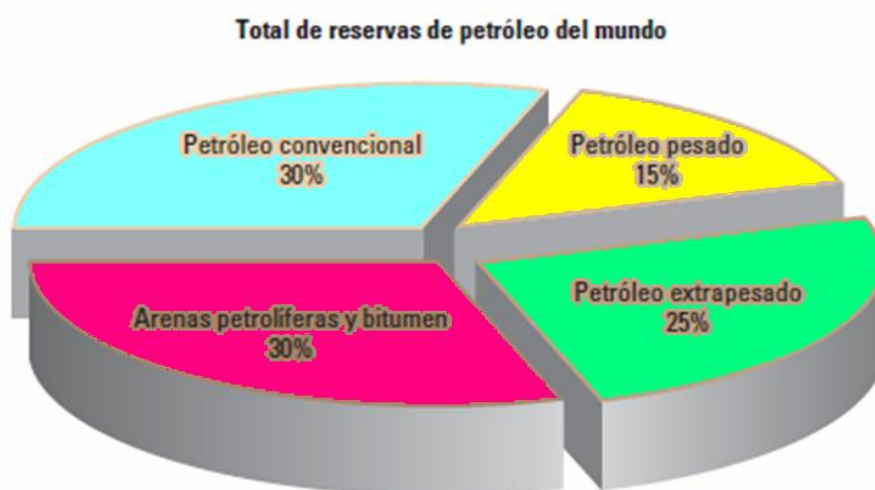


Figura 10. Total de reservas de petróleo del mundo.

Fuente: Alboudware, H. y otros 2006.

En Venezuela la declinación ineludible de producción de los yacimientos de petróleo convencional y su futura incapacidad para soportar el desarrollo del país forzarán la explotación de crudos pesados (CP), extrapesados (XP) y bituminosos. Los reservorios de (CP) y (XP) en Venezuela están ubicados unos al oeste (Lago de Maracaibo) pero en su gran mayoría al este, al norte del Río Orinoco. Estos últimos están ubicados en la Faja Petrolífera del Orinoco (F.P.O.) con 1,5 billones de barriles de petróleo original en sitio (POES). (Alboudware et al. 2006), y consisten básicamente de crudo extrapesado, es decir, de crudo de menos de 10° API. (Mommer 2004).

La Faja Petrolífera del Orinoco es como una gran masa rocosa de sedimentos de la era terciaria, contra el escudo de Guayana, una trampa inmensa de petróleo que migro del norte del centro de la cuenca y se acumuló por causas de naturaleza estratigráfica y se considera la acumulación de petróleo movable más importante del mundo. Otras acumulaciones gigantes son las Arenas de Athabasca en Canadá (3 billones de barriles de bitumen en sitio), las “lutitas petrolíferas” de Wyoming, Utah y Colorado en los EE.UU. y las acumulaciones similares que puedan encontrarse en China, Estonia, Brasil y otros países. (Clark 2007).

Estas acumulaciones que pudieran competir con la Faja Petrolífera del Orinoco, tienen la característica que los hidrocarburos que contienen no fluyen en forma natural, desde los yacimientos hacia los pozos, por lo que en la mayoría de los casos tienen que ser explotados utilizando prácticas de minería o procesos de “recuperación asistida” y físicos dentro o fuera del yacimiento. (Barberii, E. 1985). En otras palabras, es más costosa su producción, mientras que los crudos pesados venezolanos ubicados en la Faja Petrolífera del Orinoco, pueden mediante la implementación de nuevas tecnologías favorecer las condiciones dentro de los yacimientos para su extracción por medios naturales. Valga aclarar que los depósitos en las “lutitas” no son de petróleo propiamente dichos, son mezclas de kerógeno y rocas compuestas de arena, arcilla y carbonato de calcio. Por estas y otras razones podemos entonces especificar los factores que le dan a la Faja Petrolífera del Orinoco, su extraordinaria importancia:

1. Las reservas de petróleos pesados, extrapesados y bitúmenes están alrededor de 1.5 billones de barriles de petróleo en sitio y estas reservas son solo comparables en magnitud con las reservas de crudos medianos y livianos en el golfo pérsico.

2. Aunque el petróleo es pesado y extrapesado, por los medios hoy conocidos podría extraerse (18-20) % del volumen en sitio (270-300) mil millones de barriles. Esta cifra será mejor apreciada cuando se compara con los 46.421 millones de barriles de crudo de todo tipo producidos en Venezuela durante setenta y siete años (1917 – 1994).
3. En años anteriores, por el alto costo de producción, el petróleo de La Faja Petrolífera del Orinoco no podía competir con fuentes convencionales. Hoy, dada el alza continua de precios en el mercado petrolero mundial, la explotación en masa se vislumbra más y más económica y lucrativa a corto plazo.

Ubicación Geográfica

La Faja Petrolífera del Orinoco es la región situada en el extremo sur de la cuenca oriental, comprendida entre el norte del río Orinoco y las porciones meridionales de los estados Guárico, Anzoátegui, Monagas, y del Territorio Federal Delta Amacuro. Geológicamente es la parte sur de la cuenca de Maturín o de oriente y, geográficamente se le ha dado el nombre de F.P.O. porque en parte su límite sur corre a lo largo y cercano al río Orinoco. La F.P.O. posee una extensión de 55.314 km², con un área saturada de hidrocarburos de 13.600 km², mientras que su área actual de explotación es de 11.593 km²., tiene más de 600 Km. de este a oeste y el ancho nunca tiene más de 100 Km. Se extiende desde la población de Tucupita en el territorio Federal Delta Amacuro en el este hasta el sureste de la ciudad de Calabozo en Guárico por el oeste. Posee cuatro campos productores Boyacá (antes Machete), Junín (antes Zuata), Ayacucho (antes Hamaca), y Carabobo (antes Cerro Negro), que se subdividen en 27 bloques (18.220 km²) de 500 Km² cada uno aproximadamente. (Pottellá y Quiroz 2006).

El área de la F.P.O. está prácticamente despoblada, apoyándose en las ciudades vecinas de El Tigre, Anaco, Maturín y Ciudad Bolívar, por lo que un desarrollo de producción de varios millones de barriles diarios requerirá del diseño de una infraestructura poblacional y de servicios más sólida, como ocurrió con el desarrollo de la costa Bolívar y del Lago de Maracaibo que para llegar a desarrollar tres millones de barriles diarios, tuvo que apoyarse en una ciudad como Maracaibo y poblaciones como Cabimas, Ciudad Ojeda, Lagunillas y Bachaquero, así como del desarrollo de campos petroleros de grandes dimensiones como Tía Juana y Lagunillas.

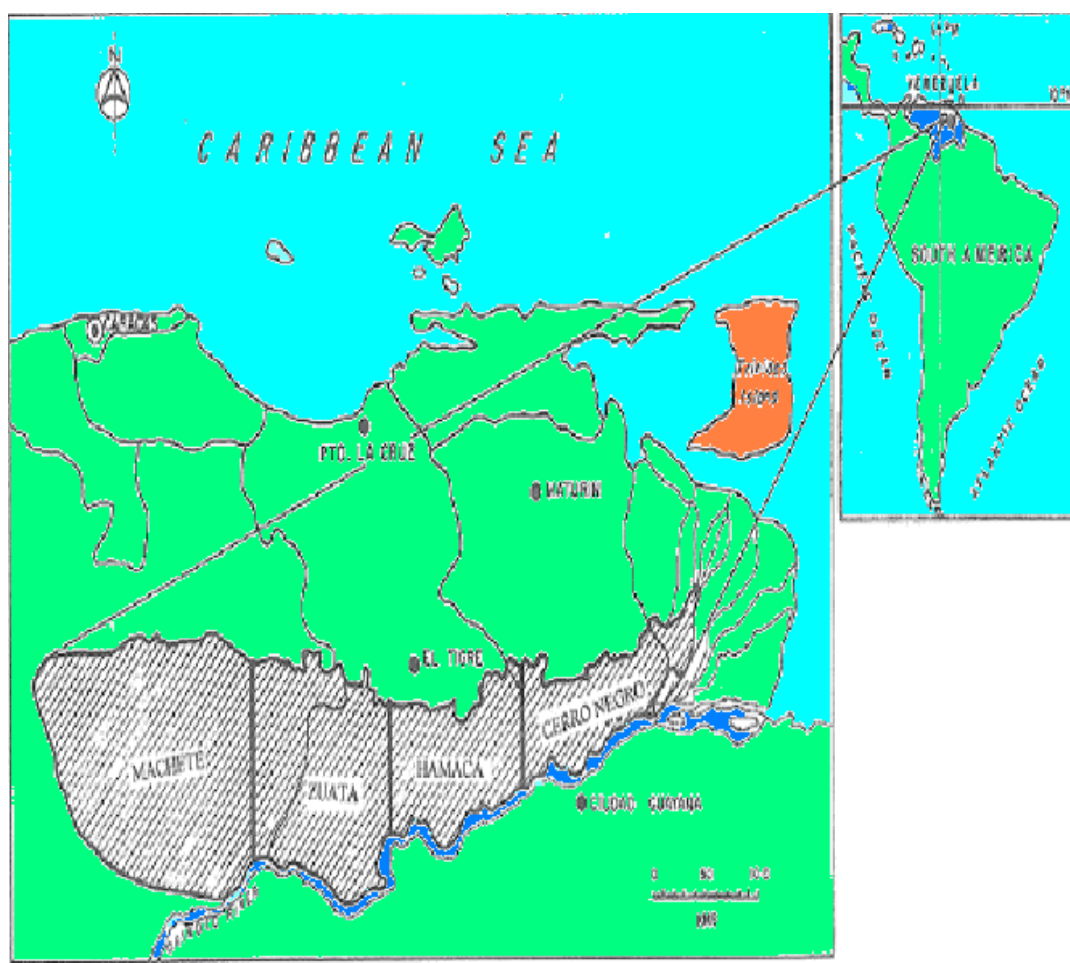


Figura 11. Representación espacial de la Faja Petrolífera del Orinoco.

Fuente: Talwani 2002.

Las reservas de petróleo original en sitio (POES) de la F.P.O., según PDVSA, alcanzan hasta ahora 1,36 billones de barriles que se reparten entre los cuatro campos y 27 bloques de la siguiente manera: el campo Carabobo (antes Cerro Negro) con cuatro (4) bloques y reservas estimadas en 227.000 millones de barriles, Boyacá (antes Machete) con seis (6) bloques y 489.000 millones de barriles, Junín (antes Zuata), con diez (10) bloques y 557.000 millones de barriles y Ayacucho (antes Hamaca), con siete (7) bloques y 87.000 millones de barriles, teniendo un potencial aún mayor de producción si se explorase en su totalidad y confirmase todas las investigaciones recientes hechas sobre esta zona de relativa importancia en la producción petrolífera actual y futura. (Pottellá y Quiroz 2006).

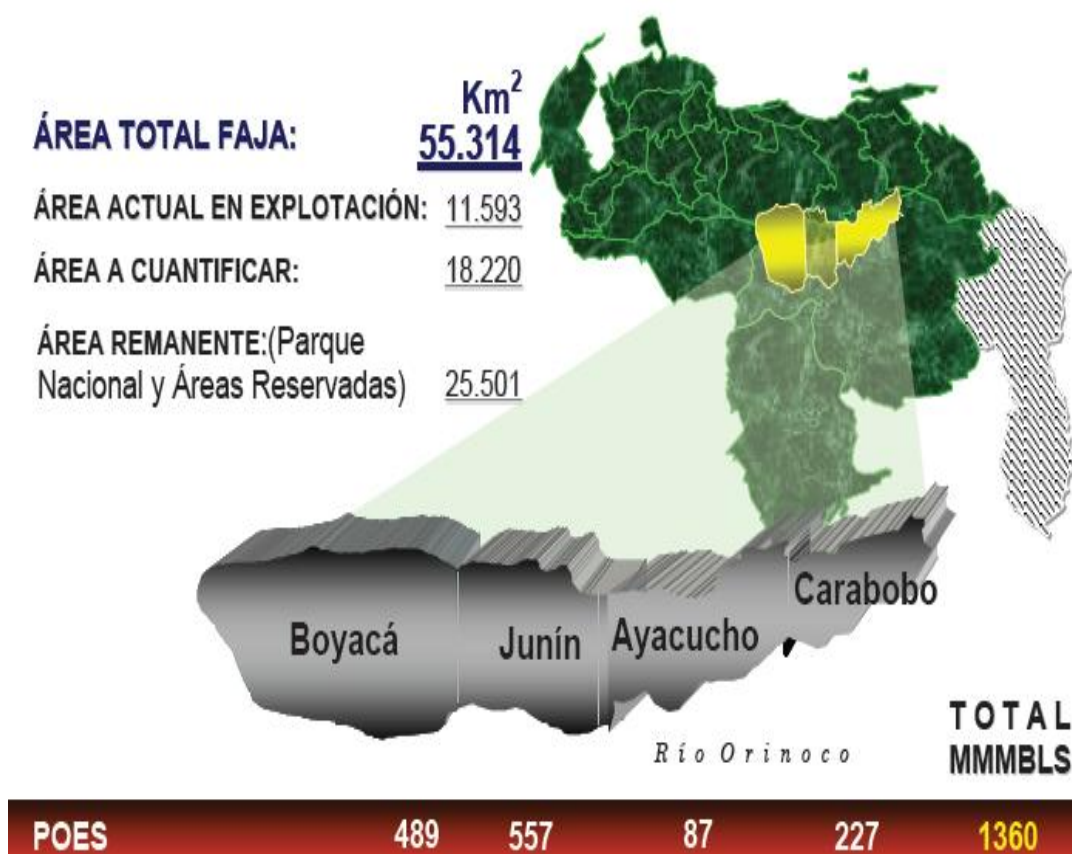


Figura 12. Bloques divisorios de los cuatro campos petrolíferos.

(Cifras en millardos de barriles).

Fuente: (Pottellá y Quiroz 2006).

Procesos de conversión térmicos de residuos de vacío**Viscorreducción.**

La viscorreducción es una forma relativamente suave de craqueo térmico no catalítico, en fase líquida, que rebaja el punto de goteo de los residuos parafínicos y reduce bastante la viscosidad de la carga a la par que su punto de ebullición. A pesar de lo anterior, el reducido grado en que ésta se realiza y, la escasa calidad de los productos obtenidos, no alteran de manera significativa la estructura de la refinería donde se instale.

Propósito y Principios

Su propósito esencial es reducir la viscosidad de las fracciones pesadas e incrementar el rendimiento en destilados medios que serán la base de la formulación de fuelóleo y bunker. Considerando que cuando el residuo de vacío se formula directamente al fuelóleo comercial, para cumplir las especificaciones de viscosidad, se necesita incorporar a la mezcla importantes cantidades de diluyentes (normalmente kerosene o gasóleo de alto valor), este proceso nos permite ahorrar estos diluyentes convirtiendo residuo atmosférico o de vacío en gas, nafta, destilados y un fondo, cuya viscosidad es sensiblemente inferior a la de la carga. (Canales 2004).

Materias primas y productos

Puede alimentarse con diferentes residuos de alta viscosidad: atmosférico, de vacío 500 °C+, gasóleo de vacío, con gravedades API de entre 4 y 6. Como no está implicado el uso de catalizadores en el proceso de craqueo térmico, la calidad de la alimentación en términos de metal y azufre no es crítica. Una pequeña cantidad de gas es generada y una gran cantidad de gasolina, además de gasoil y kerosene.

Descripción del proceso

La alimentación es bombeada a través del tren de precalentamiento hasta alcanzar 450 °C antes de entrar al horno, donde el residuo es calentado hasta la temperatura de craqueo requerida; (aditivos pueden ayudar a reducir los depósitos de coque en los tubos del horno). El efluente del horno es enviado al tambor “soaker” donde se mantiene a temperaturas de unos 480 -515 °C y presión de aproximadamente 130 psi durante cortos tiempos de residencia para evitar polimerización y reacciones de coquización (Speight 1999). Aquí toma lugar la mayor parte del craqueo térmico y por supuesto la reducción de viscosidad bajo condiciones controladas.

Estas condiciones son relativamente suaves y convierten en fracciones destiladas aproximadamente del 10 al 15% de la alimentación (dependiendo de las características de esta y de la severidad de la operación), esto mediante la ruptura de los enlaces carbono-carbono tipo puente que permiten liberar los sistemas policondensados aromáticos originalmente unidos entre sí, formando agregados moleculares, lográndose como resultado un aumento de la gravedad API y, consecuentemente una disminución significativa de la viscosidad. Esta es la razón que justifica el nombre de viscorreducción para esta unidad. (Canales 2004).

El efluente del tambor “soaker” es mezclado con otro de recicló frío, con lo que se congelan las reacciones de craqueo, posteriormente es enviado a un fraccionador para recuperar los componentes livianos, (Los componentes livianos son fraccionados para generar gas, gasolina y gasoil) y retirar el residuo craqueado por el fondo. El residuo líquido del viscorreductor es despojado con vapor en el fondo del fraccionador y bombeado a través del circuito de enfriamiento hasta el límite de batería.

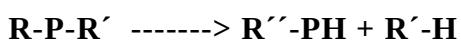
En general las principales reacciones que ocurren durante la operación de viscorreducción son:

1. Craqueo de las cadenas laterales unidas a los anillos cicloparafínicos o aromáticos para removerlas totalmente o en un punto cercano al anillo acortándolas hacia grupos metílicos o etílicos.
2. Craqueo de las resinas hacia hidrocarburos ligeros (primeramente olefinas) y componentes los cuales derivan hacia asfaltenos.
3. A temperaturas por encima de 480 °C, hay craqueo de anillos nafténicos.

El factor más importante para controlar la severidad del craqueo siempre debería ser la viscosidad y estabilidad del residuo viscorreducido alimentado a la formulación de fuelóleo. Un incremento en la temperatura o tiempo de residencia conduce a un aumento en la severidad. Mayor severidad produce más alto rendimiento en destilados, y al mismo tiempo un residuo de menor viscosidad. Sin embargo cuanto mayor es la severidad el fuelóleo es más inestable y propenso a la formación de lodos y sedimentos durante el almacenamiento por lo que la máxima conversión térmica es aproximadamente 20% de la alimentación.

Posibles reacciones químicas

En el proceso la carga se deshidrogena para dar olefinas, así como también puede ocurrir la aromatización de las estructuras nafténicas de las moléculas del sistema de reacción, de esta forma se propone una reacción que pueda representar el proceso de viscorreducción.



Donde **R** y **R'** son unidades policondensadas que están unidas por un puente alifático **P**. El proceso de Viscorreducción implica que parte de la molécula, por ejemplo el fragmento **R**, se deshidrogena, transformándose en **R''**. Luego, el hidrógeno liberado de este proceso es absorbido por **R'** y **R''-P** para dar **R'-H** y **R''-PH**, respectivamente, donde **R'-H** puede ser una olefina. Este mecanismo sugiere que el rendimiento de este proceso es función de la cantidad de moléculas del tipo **R-P-R'** existentes en la carga y de la naturaleza del puente **P**. Si el puente **P** (cadena alifática) es corto, entonces, será poco reactivo ante el proceso de viscorreducción.

Tipos de Viscorreducción

Existen dos tipos de operación para la viscorreducción: “craqueo en el horno o serpentín” y “craqueo en cámara”. El primero emplea temperaturas más altas en la salida del horno (470-500°C) y el tiempo de reacción varía entre 1 y 3 minutos; mientras que el “craqueo en cámara” reduce la temperatura de salida del horno a 430-440 °C, pero con mayores tiempos de permanencia. Los rendimientos en productos y propiedades son similares.

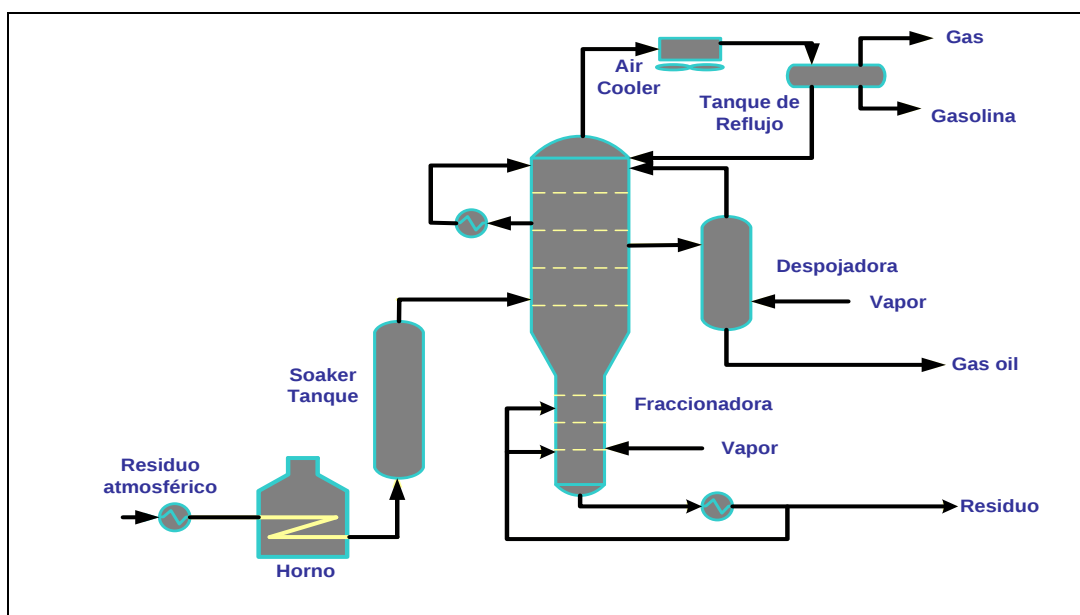


Figura 13: Esquema de viscorreducción con cámara.

Coquización

La coquización es una forma enérgica de craqueo térmico utilizada para obtener gasolina de destilación directa (nafta de coquización) y diversas fracciones de destilación intermedia. Desde el punto de vista de una reacción química, la coquización es una tecnología basada en el rechazo de carbón y puede considerarse como un proceso de craqueo térmico severo en el cual uno de los productos finales es el coque.

Propósito y principios

El “fondo de barril” se ha vuelto un gran problema para muchas refinerías debido a que cada vez más petróleo pesado está siendo procesado y el mercado por combustibles residuales del petróleo ha ido mermando. Históricamente, los combustibles residuales del petróleo pesado habían sido quemados para producir energía eléctrica y suplir las necesidades de energía de la industria pesada, pero restricciones ambientales más severas han causado que muchos de estos usuarios cambien a gas natural. (Gary 2001).

Materias primas y productos

Siendo la coquización un proceso térmico no catalítico, la calidad de la carga, medida por el contenido de azufre, metales y carbón conradson, no es crítica, por lo que se emplea preferentemente para tratar aquellas corrientes que debido a su alta proporción en contaminantes no pueden ser manipulados por los procesos catalíticos. Esto permite una gran flexibilidad; residuos, atmosférico o de vacío, asfalto, aceite de pizarra, gas de aromáticos, o alquitrán de carbón, pueden utilizarse mientras se produce coque combustible como subproducto. Por otro lado los productos de la coquización son: gas de refinería, GLP, nafta y gasóleos, ligero y pesado.

Procesos de coquización

Se han diseñado tres tipos de procesos de coquización:

1. Retardada
2. Fluida
3. “Flexicoquing”

A continuación se describe al más conocido y difundido de los tres.

Coquización Retardada

En las primeras refinerías el craqueo térmico producía depósitos indeseables de coque en los calentadores; luego se encontró que los calentadores podían diseñarse para alcanzar temperaturas por encima del punto de coquización de los productos residuales sin formación significativa de coque en los mismos, lo que requería de altas velocidades de flujo. Mediante un tambor compensador aislado en el efluente calefactor se conseguía un tiempo suficiente para que la coquización tuviera lugar antes del proceso siguiente y de esto proviene el término de coquización retardada.

Descripción del proceso

En la coquización retardada, primero se carga el material en un fraccionador para separar los hidrocarburos más ligeros y después se combina con el petróleo pesado reciclado. El material pesado pasa al horno de calentamiento y se calienta hasta altas temperaturas (482-500 °C) y a bajas presiones para evitar la coquización prematura en los tubos del calentador, produciendo así una vaporización parcial y un craqueo suave. La mezcla de líquido y vapor se bombea desde el calentador a uno o más tambores de coque, grandes depósitos aislados térmicamente, donde el material caliente

permanece aproximadamente 24 horas (retardo) a bajas presiones hasta que se descompone en productos más ligeros. Cuando el coque alcanza una altura de seguridad en un tambor, el flujo se desvía a otro tambor que se mantiene caliente y en reserva para lograr la continuidad de la operación. (Kraus s.f.).

Es decir, que el proceso se lleva a cabo en ciclos, cada ciclo dura lo que tarda cada tambor de coque en llenarse. A medida que se llenan los tambores el vapor procedente de estos se devuelve a la base del fraccionador para separar el gas, la nafta y los gasóleos, y reciclar los hidrocarburos más pesados a través del horno. Al tambor lleno se inyecta vapor para arrastrar los hidrocarburos atrapados en el coque formado, se enfría mediante inyección de agua y se des-coquiza hidráulicamente mediante un sistema que utiliza agua a alta presión (1000 bar) proyectada desde un cortador rotativo o mecánicamente por medio de un tornillo sin fin que asciende desde el fondo del tambor. (Gary 2001).

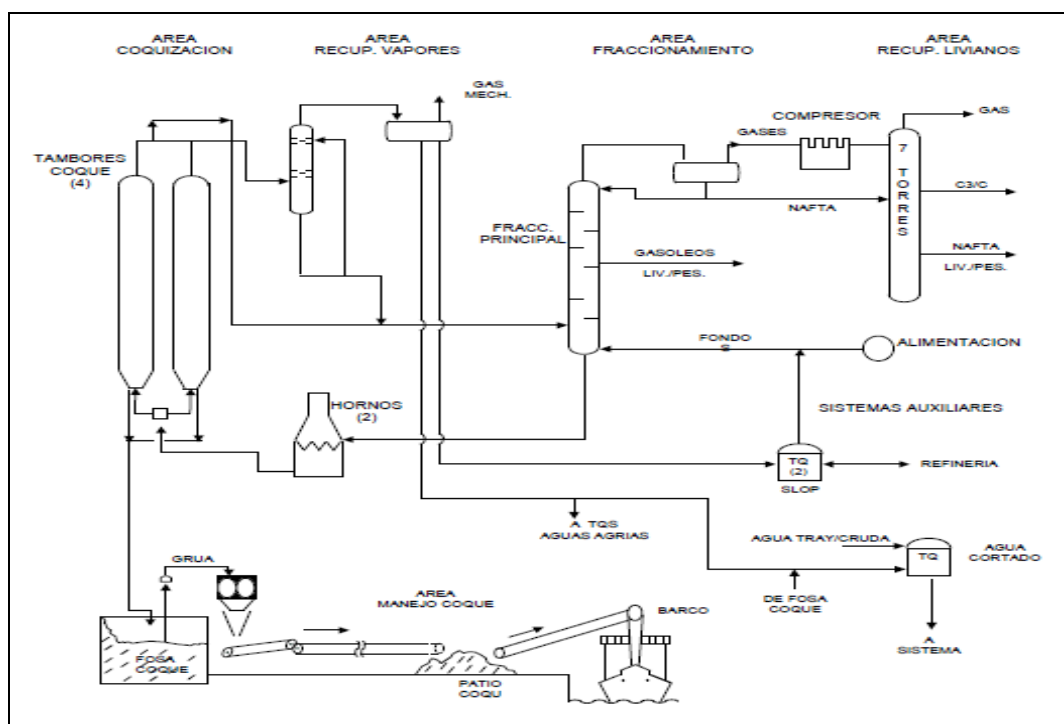


Figura 14: Diagrama simplificado de coquización retardada.

Nuevas tecnologías de mejoramiento y conversión de crudos

Bioconversión

La Bioconversión es un nuevo proceso para el mejoramiento del crudo pesado, extrapesado o bitumen creado en el instituto de estudios avanzados (IDEA) que consiste en la adición de un biocatalizador en el flujo del hidrocarburo, que incluye los pasos de:

1. Selección del material biológico para la preparación del biocatalizador;
2. Dispersión del biocatalizador en el flujo de petróleo crudo pesado, extrapesado y/o bitumen; y
3. Someter a la mezcla de petróleo crudo y biocatalizador al proceso de bioconversión, separación, recuperación y subsiguiente proceso térmico del crudo biotratado.

Esta nueva invención provee un nuevo proceso para el mejoramiento del crudo pesado, extrapesado o bitumen, a través de la conversión bioquímica de este, producida por la adición de un biocatalizador, el cual consiste del uso de microorganismos vivos (bacterias u hongos) o sus extractos enzimáticos. El proceso puede ser aplicado en la “cabeza del pozo” para obtener un crudo mejorado que puede ser directamente comercializado, o que puede ser enviado a un proceso térmico con ventajas adicionales, lo cual permite incrementar la cantidad y calidad de los destilados y reducir el correspondiente residuo de vacío. (León, Córdova, Spartatus y Naranjo 2007).

El consorcio de microorganismos (biocatalizadores) actúa catalizando reacciones de oxidación de los átomos de carbono aromáticos, debilitando los enlaces carbono-carbono, entonces, si un proceso térmico es

subsecuentemente incorporado, se flexibilizan las condiciones de temperatura y presión del proceso.

A continuación dos de los mecanismos de biooxidación propuestos en la literatura:

Primero la biooxidación de naftaleno:

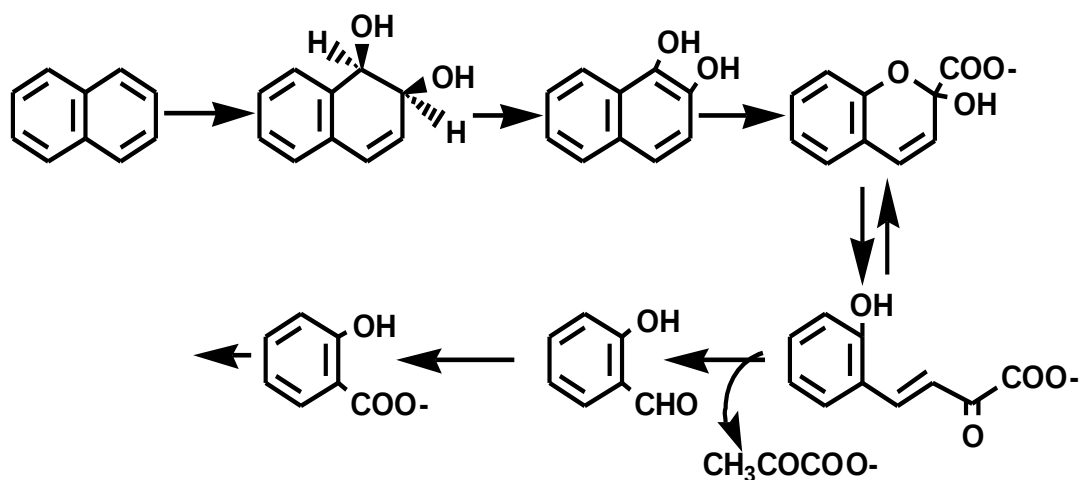


Figura 15. Biooxidación de Naftaleno.

Fuente: R. Eaton (1992) J. Bacterial.

Y a continuación el mecanismo de biooxidación del pireno:

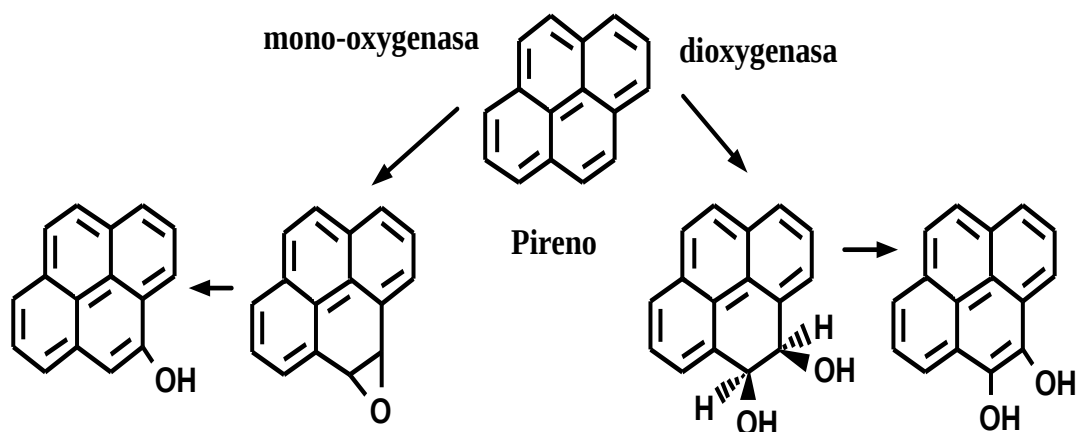


Figura 16. Biooxidación Pireno.

Fuente: <http://umbbd.ahc.umn.edu>

Metas del mejoramiento biológico.

Las metas del mejoramiento biológico incluyen todas las actividades que hacen que el petróleo sea más fácil de producir y transportar, así como también los cambios químicos que incrementan el valor del mismo. Diferentes reacciones que pueden cambiar las propiedades físicas del petróleo pesado y mejorar su viscosidad incluyen las siguientes:

1. Ruptura de enlaces internos de las moléculas de asfaltenos para disminuir el peso molecular promedio.
2. Oxidar anillos aromáticos de moléculas grandes para modificar las interacciones con otras moléculas y para inducir un reacomodo de agregados para liberar moléculas atrapadas.
3. Ruptura de enlaces internos de resinas o aromáticos, así induciendo un menor peso molecular promedio, y
4. Ruptura de enlaces alifáticos.

La mejora biocatalítica de los crudos pesados, extra pesados y bitúmenes incluyen conversión de los asfaltenos, mejoras de la composición y la disminución de residuos, hechos que favorecen el procesamiento aguas abajo. Además de estas ventajas se suma el ahorro en energía de la biotecnología, gracias a que las condiciones de bioconversión son más ventajosas comparadas con la conversión convencional con hidrógeno, debido a las bajas presiones de aire que esta requiere para mantener el mejoramiento. Así, el proceso de conversión bioquímica de esta tecnología permite la reducción de costos del equipamiento y los costos de operación, derivados de las condiciones de altas temperaturas y altas presiones, produciendo al mismo tiempo un crudo sintético ligero, con la ventaja de que su composición elemental en carbono e hidrógeno y su capacidad calorífica se mantienen.

Las emulsiones, hasta el tamaño de gota de un micrón ($1\ \mu\text{m}$), permiten mejorar el área interfacial de contacto, lo cual es necesario, debido a que la tecnología envuelve el uso de microorganismos o sus enzimas, las cuales son solubles en agua. La proporción crudo/agua de la emulsión, como rango de trabajo para esta tecnología va desde 30:70 hasta 70:30. (León, Córdova, Spartatus y Naranjo 2007).

Lo anterior y la importancia de una buena distribución de los cultivos microbianos a través de todo el crudo, la disponibilidad adecuada de nutrientes, (nitrógeno, fosforo, etc.), condiciones de temperatura, presión, pH y salinidad hacen de esta tecnología un proceso exitoso. Por otro lado la bioconversión debe considerar las limitaciones técnicas de los biocatalizadores, el volumen de agua requerido y los problemas de transferencia de masa tanto de las cepas o consorcios, así como de sus enzimas.

La figura 17 es una representación simplificada de las configuraciones de este proceso tecnológico, y se entiende que estos procesos pueden ser llevados a cabo con variaciones de los pasos y con diferentes equipos.

Explicación:

El petróleo pesado, extra-pesado o bitumen (1) es dispersado en fase acuosa de microorganismos y/o sus enzimas (2) y pasa hacia el reactor de biotratamiento en el cual la bioconversión y subsecuente separación del crudo biotratado (3) ocurre. Finalmente, y después que la dispersión es separada, el crudo biotratado es sometido a tratamiento térmico (4) para producir crudo mejorado.

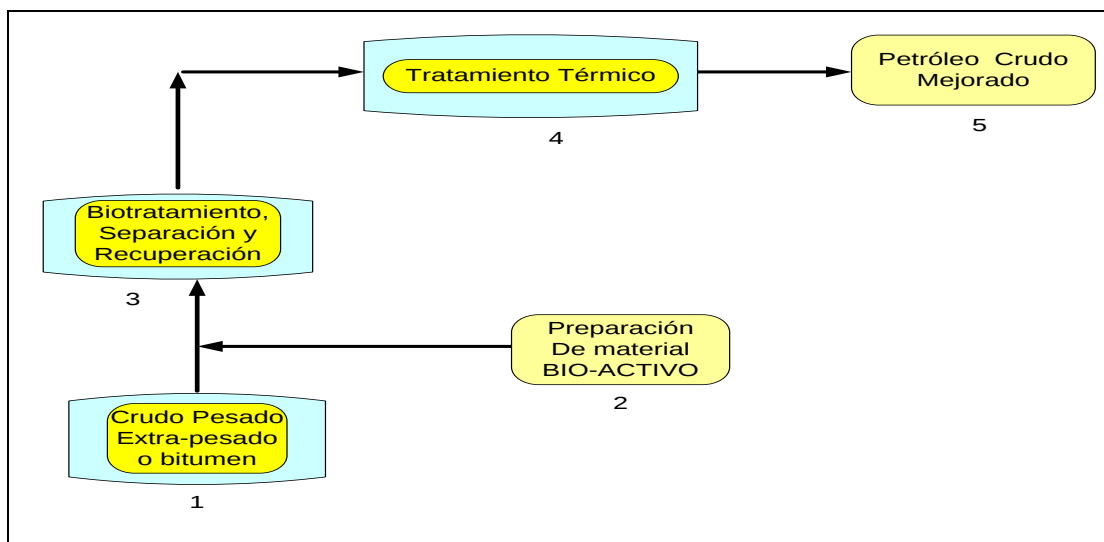


Figura 17. Esquema simplificado del proceso de Bioconversión.

A continuación (fig. 18) un modelo más elaborado de una posible configuración de integración con mezcladores estáticos, bioconvertidor y rompedor de emulsiones antes de pasar a procesos de refinería. Posteriormente se observa el punto sugerido para el proceso Vapoconversión.

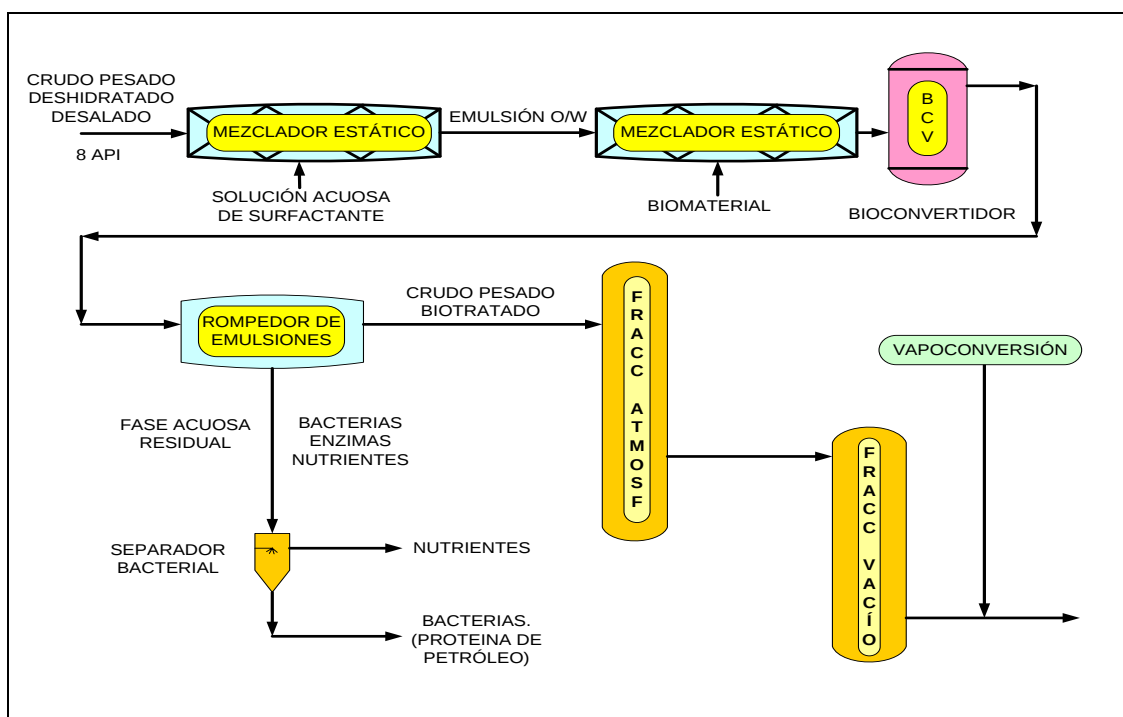


Figura 18 Esquema del proceso de Bioconversión.

Condiciones del Proceso

Las condiciones bioquímicas de conversión según esta tecnología incluyen: Una temperatura preferiblemente en un rango de 30 a 60 °C.; una presión menor o igual que 150 psi, un tiempo de reacción de 3 a 72 horas (bioconvertidor) dependiendo de la severidad del tratamiento deseado y bajo condiciones aeróbicas. En una segunda etapa, y después de separado el crudo biotratado, este es sometido a un proceso térmico con las siguientes características: temperatura de 350 a 470 °C., y un tiempo de reacción de 1 a 4 horas dependiendo de la severidad del proceso. (Vladimir et al. 2007).

Tabla 1. Variables de operación del proceso BIOCONVERSION.

Fuente: (León, Córdova, Spartatus y Naranjo 2007).

Variables de operación	Valores típicos
Temperaturas (°C)	30-60
Presiones (psi)	15-75
Tiempo de reacción (h)	3-72
CONDICIONES DEL PROCESO TÉRMICO	
Temperaturas (°C)	350-470
Tiempo de reacción (h)	1-4

Vapoconversión (VPC)

El proceso Vapoconversión (VPC) es una nueva tecnología desarrollada por PDVSA-INTEVEP para convertir crudos pesados y extra-pesados en los campos de producción en crudo mejorado transportable, eliminando el uso de crudo liviano como diluyente. Además este proceso puede también ser utilizado en las refinerías para incrementar la conversión en unidades de viscorreducción existentes sin que los productos de fondo no convertidos pierdan estabilidad, lo cual es uno de los principales problemas de el proceso viscorreducción.

El proceso Vapoconversión se puede considerar como una Viscorreducción catalítica que constituye una alternativa para la conversión de residuales y mejoramiento de crudos pesados y extrapesados generando naftas, kerosene, diesel y destilados medios de buena calidad. El proceso se basa en una reacción de vapocraqueo catalítico, que como su nombre lo indica utiliza vapor de agua además de catalizadores ultradispersos bifuncionales y se caracteriza por temperaturas moderadas y bajas presiones.

Esta tecnología también llamada Vapocraqueo catalítico, se puede definir como un proceso de conversión moderada de residuos de destilación atmosférica o de vacío y de crudos pesados, en el cual la generación de hidrógeno se realiza a bajas presiones a través de, probablemente, la disociación catalítica del agua o por medio de la deshidrogenación de la misma carga.

Esta generación de hidrógeno es mucho menor que la obtenida cuando se usa un proceso de hidroconversión profunda bajo una alta presión parcial de hidrógeno. Sin embargo, es suficientemente alta para saturar los radicales libres, formados dentro del proceso térmico, los que normalmente inducen las reacciones de condensación que forman grandes asfaltenos y causan problemas de estabilidad. Con esta incorporación de hidrógeno se aumenta la gravedad API del crudo sintético producido al igual que su valor comercial mientras se mantiene la estabilidad del producto. (Marzin, Pereira, Zacarias, y Rivas 1998).

La simplicidad del proceso, los bajos costos de capital de inversión y la ausencia de subproductos sólidos permitiría la aplicación de esta tecnología en mejoradores ya existentes (Cerro Negro, Petrozuata, Ameriven y Sincor) donde se implementan esquemas de coquización retardada o en refinerías, donde el esquema es viscorreducción (refinería

Isla), permitiendo un incremento en el nivel de conversión así como una ganancia en el rendimiento de combustibles comparada con las alcanzadas por procesos similares tales como craqueo térmico, Hidrocraqueo, coquización y viscorreducción.

En la siguiente figura se indica en trazado grueso el nivel de transferencia de hidrógeno que el proceso VAPOCONVERSIÓN otorga para acercarse mucho al de procesos de hidrocraqueo moderado.

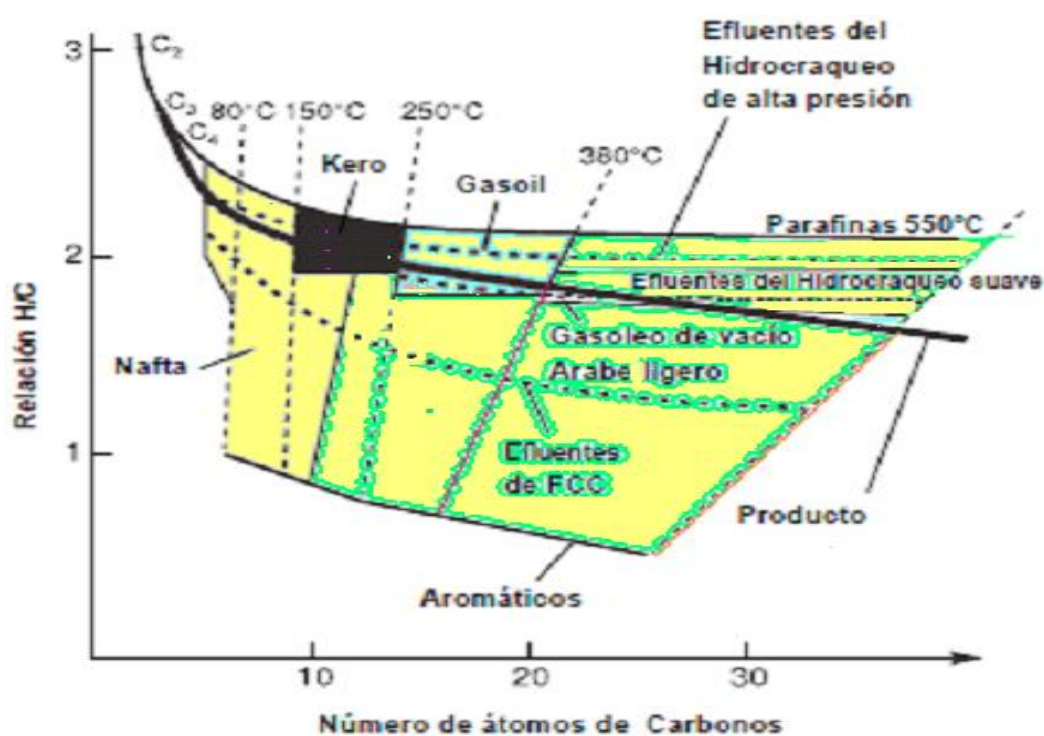


Figura 19. Niveles de transferencia de hidrógeno del proceso Vapoconversión.

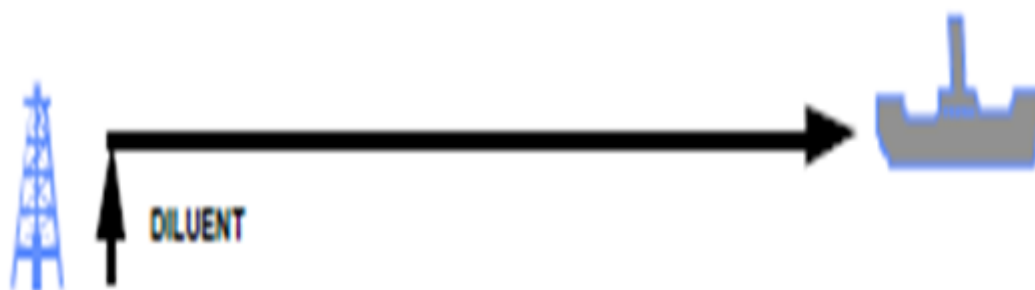
Fuente: Pereira, Machín, Salerno, Cotte, Higuerey, Andriollo, Cordova, Zacarias, Marzín y Rivas 1999.

La disminución de la viscosidad del crudo y el no requerimiento de una fuente de hidrógeno gaseoso permitirá la localización de estas refinerías en las cercanías del área de producción, relajando sustancialmente el grado API del diluyente necesario para su transporte así como el volumen necesario del mismo. (Marzin, Pereira, Zacarías y Rivas 1998).

En la siguiente figura se esquematiza como repercute la disminución de la necesidad de crudo liviano como diluyente en el transporte y movilidad del crudo pesado y extrapesado en las adyacencias de la refinería y en su posterior traslado hasta los muelles de embarque.



A (Esquema Vapoconversión)



B (Esquema con diluyente)

Figura 20. Tipos de esquemas de transporte de acuerdo a la existencia o no del proceso de Vapoconversión en la refinería. En el caso B son necesarias grandes cantidades de diluyente.

Fuente: Pereira, Marzin, McGrath, Wheeler y Thompson 2007.

Se resuelve entonces una de las principales limitantes en la producción de crudos pesados y extrapesados en el este de Venezuela, como lo es la disponibilidad de crudos medianos y ligeros para ser usados como diluyentes para darle al crudo propiedades aceptables de transporte y hacer posible el traslado del crudo a través de tuberías hasta los centros de refinación (José), ubicados al norte del estado Anzoátegui.

Suma de procesos

El empleo de vapor de agua, utilizada como fuente de hidrógeno y, el uso de catalizadores ultradispersos bifuncionales, permiten incrementar la conversión del proceso térmico conocido como viscorreducción y mantener o mejorar la estabilidad del residuo, dando como resultado productos de mejor calidad gracias al rompimiento de los enlaces carbono-carbono por vía térmica y, en teoría, por hidrogenación de la carga. Vapoconversión (VPC) es una suma de varios procesos químicos que ocurren en el sistema, estos procesos son:

1. Rompimiento de los enlaces carbono-carbono por vía térmica o comúnmente llamado craqueo térmico. (thermal cracking).
2. Reformado catalítico selectivo con vapor de agua. (Catalytic selective steam reforming).
3. Deshidrogenación del hidrocarburo o generación de olefinas.
4. Transferencia de hidrógeno.

Por ello se ha encontrado que vapoconversión tiene las características de varios procesos clásicos, como lo son: Hidrotratamiento (HDT), viscorreducción (VIS) e Hidrocraqueo moderado (HCM). Sin embargo con el que más se asemeja es con viscorreducción. La principal diferencia de esta tecnología con respecto a la tecnología viscorreducción es que vapoconversión requiere la adición de una cantidad moderada de vapor de agua y la presencia de componentes catalíticos bifuncionales que están añadidos como aditivos químicos y que permiten mantener o superar la calidad de los productos craqueados térmicamente.

Descripción del probable mecanismo de reacción de Vapoconversión.

El precursor catalítico es dispersado a condiciones de proceso en el residuo atmosférico o de vacío mediante reacción con sus componentes polares, esta naturaleza polar de la mezcla resultante permite al catalizador migrar hacia las moléculas más polares y grandes de la alimentación, entonces el proceso comienza con el bien conocido mecanismo de craqueo térmico para producir hidrocarburos bajo la forma de radicales libres (1), el catalizador, el cual es producido y activado por calor en la presencia de agua, también cataliza la disociación del agua en radicales de hidrógeno y oxidrilo (2). El mecanismo de reacción de VPC reduce la tendencia a condensar mediante la adición de radicales de hidrógeno a los radicales libres de hidrocarburos para minimizar la formación de componentes poli-condensados o reacciones de condensación (3).

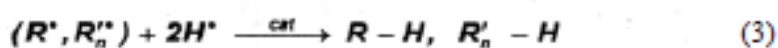
Craqueo Térmico:



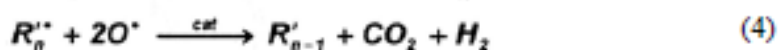
Disociación Catalítica del Agua:



Saturación de radicales libres orgánicos por radicales libres hidrógeno:



Oxidación:



Condensación:

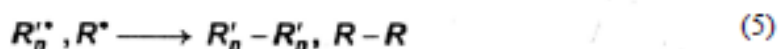


Figura 21. Probable mecanismo de reacción de VPC durante el craqueo térmico.

Fuente: Higuerey, 2001.

Este catalizador también completa la desalquilación de las estructuras alquilaromáticas para formar aromáticos livianos, hidrógeno y dióxido de carbono. Además, los radicales de oxígeno desde el agua saturan algunos radicales libres de hidrocarburos para formar óxidos de carbono, en su mayoría dióxido de carbono debido a que el equilibrio termodinámico favorece su formación a la temperatura de VPC (4).

Entre otras diferencias con el proceso térmico, los cambios moleculares del proceso VPC involucran un freno a los procesos de deshidrogenación, debido a que el componente catalítico activa la conversión de alquilaromáticos y reduce las reacciones térmicas de condensación (5) evitando con ello la formación de asfaltenos. (Marzin, Pereira, Zacarias, y Rivas 1998).

Esta secuencia de reacción puede efectivamente terminar varias reacciones indeseables de condensación de asfaltenos (principales responsables de la inestabilidad), y resulta en un producto de vapocraqueo catalítico con menos contenido de asfaltenos que la tradicional viscorreducción.

En cuanto a rendimiento a fracciones líquidas, el proceso VPC posee ventajas netas que lo hacen incluso considerable para su combinación con otros de terminación como coquización retardada. Los procesos térmicos como viscorreducción y coquización retardada presentan las desventajas ya sean de producir bajo rendimiento a destilados o bien una elevada proporción de sólidos carbonosos, que amenazan con convertirse en dificultades ambientales a mediano plazo de utilizarse masivamente estas tecnologías en el país. (Se calcula una producción actual de 20000 toneladas métricas por día de coque en las asociaciones de la Faja Petrolífera del Orinoco).

Detalle de la tecnología

Los crudos pesados de la Faja Petrolífera del Orinoco, son crudos con cierto grado de acidez (3mg de KOH/g), y esto es consecuente y ventajoso con las características de esta tecnología, a continuación la explicación:

El proceso para preparar la emulsión catalítica comprende los pasos de:

1. Proveer una corriente de hidrocarburo ácido con una acidez de al menos 0.5 mg KOH/g.
2. Proveer una primera solución de un metal alcalino en agua, preferiblemente potasio, sodio o mezcla de estos.
3. Mezclar la corriente de hidrocarburo ácido y la primera solución para al menos parcialmente neutralizar dicha corriente de hidrocarburo y formar una mezcla sustancialmente homogénea, en donde él o los metales alcalinos reaccionan con dicho hidrocarburo para formar una sal orgánica alcalina.
4. Proveer una segunda solución de un metal en agua, preferiblemente del grupo VIII de los metales no nobles, preferiblemente níquel o cobalto o un metal alcalinotérreo, preferiblemente calcio o magnesio, o mezcla de estos.
5. Mezclar la mezcla homogénea del punto tres y la segunda solución (punto cuatro) para proveer una emulsión catalítica.

Al ocurrir la reacción entre la corriente de hidrocarburo ácido y la primera solución, esta última reacciona preferentemente con el ácido naftenico contenido en la corriente de hidrocarburo para formar una sal naftenica alcalina. Esto ayuda a asegurar la incorporación del metal alcalino en la emulsión catalítica final. (Pereira et al. 1999).

La transferencia del metal alcalino hacia sal orgánica alcalina es deseable debido a que el álcali aún en forma de hidróxido en la mezcla podría reaccionar con el segundo metal en forma salina durante un posterior mezclado y formar un indeseable óxido de metal tal como óxido de níquel el cual afectaría adversamente el proceso total. Además, el remanente ácido es, en muchos casos, indeseable porque corroe los equipos aguas abajo. El segundo metal en la segunda solución es preferiblemente provisto en la forma de un acetato, tal como acetato de níquel, por ejemplo. Durante el paso de mezcla, la sal orgánica alcalina migra hacia la interface entre las gotas de agua y la fase continua del crudo de la emulsión catalítica y actúa como un surfactante para asistir en mantener la estabilidad de la emulsión, y ayuda a asegurar el suficientemente pequeño tamaño de gota el cual asegura la buena dispersión de el segundo metal (que permanece disuelto en las gotas de agua de la emulsión) en la alimentación.

El uso de la emulsión catalítica conteniendo los primeros y segundos metales catalíticos sirve ventajosamente para aumentar la rápida distribución de los metales catalíticos a través de la alimentación, aproximando el sitio catalítico a la molécula para favorecer el proceso de craqueo, esto debido a que cuando la emulsión catalítica y la alimentación son mezcladas, los metales catalíticos son substancialmente dispersados a través de la alimentación y se cree que las condiciones del vapor de conversión entonces sirven para vaporizar el agua desde la emulsión para proveer al menos algo de los requerimientos de vapor para el proceso y también para resultar en muy finas partículas, en parte sólidas y en parte disueltas, de los primeros y segundos metales catalizadores en cercano contacto con la alimentación, de este modo aumentando la deseada conversión hacia productos más ligeros. (Pereira, Marzin, et al. 1999).

Se observa de lo anterior que los catalizadores utilizables para un proceso de esta naturaleza no pueden ser aquellos de la literatura abierta y/o propietaria que han sido investigados para el vaporeformado parcial de Alquilaromáticos, ya que estos deben de ser resistentes a los contaminantes como azufre o metales, presentes en estos crudos. Desde la perspectiva del desarrollo de catalizadores para cualquier proceso de mejoramiento de crudos pesados y extrapesados, una de las dificultades que se trata de minimizar es la de las limitaciones de acceso a los sitios activos del catalizador, que por razones de tamaño, presentan las macromoléculas a convertir. Dichas moléculas son potenciales precursores de coque y, a las condiciones de proceso, de no llegar prontamente hasta los sitios activos del catalizador que aseguran su transformación en productos livianos, se convertirían progresivamente en productos más densos, de naturaleza asfáltica, que taponarían los poros del catalizador sólido haciendo ineficaz su acción y produciendo coque. (Pereira, Machín et al. 1999).

Precisamente por esto las investigaciones inicialmente estuvieron centradas en incrementar el diámetro de poro de los sólidos de mayor interés catalítico. Sin embargo este paradigma fue rápidamente cambiado utilizando una manera alterna y que ha resultado más rápida y eficiente para resolver esta problemática. Este modo alterno plantea que en lugar de la molécula aproximarse al sitio catalítico resultaría más eficiente que éste se aproxime a ella, de allí el desarrollo de los catalizadores ultradispersos. La ultradispersión de las fases activas es, bajo esta alternativa, requerida y su desarrollo ha sido medular en vapoconversión. Cabe destacar que el envío del sitio catalítico hacia la molécula a convertir sólo es posible en procesos de tipo “un solo paso” donde el catalizador es arrastrado por la carga a convertir y sacado continuamente del reactor.

Materias primas

La alimentación a ser tratada es cualquier corriente de petróleo pesado o su residuo en donde la conversión a productos livianos más valiosos es deseada. Los crudos a ser tratados pueden ser por ejemplo: petróleos pesados, extra-pesados, residuos de fracción que tengan puntos de ebullición mayores de 500 °C., (residuo de vacío), o que tengan significativas porciones con puntos de ebullición mayores a 500 °C. y una porción adicional con puntos de ebullición entre 350°-500° C. Crudos todos ellos con elevados niveles de metales, nitrógeno y azufre que constituyen venenos para catalizadores y diferentes equipos del proceso y, que deben ser removidos al máximo. (Pereira, Marzin et al. 1999). El recuadro siguiente contiene características de un residuo de vacío a ser tratado mediante este proceso.

Tabla 2. Alimentación conveniente para tratamiento Vapoconversión.

Fuente: Pereira, Marzin et al. 1999.

Residuo de Vacío.	Contenido
Carbono. (% P/)	84.3
Hidrógeno. (% P)	10.6
Azufre. (% P)	2.8
Nitrógeno. (% P)	0.52
Metales. (PPM)	636
API. (Gravedad)	6
Asfaltenos. (% P)	11
Carbón Conradson. (% P)	18.6
RV. 500 °C (% P)	95

Esquema del proceso

La figura 22 es una representación simplificada de las configuraciones de este proceso tecnológico, y se entiende que estos procesos pueden ser llevados a cabo con variaciones de los pasos y con diferentes equipos.

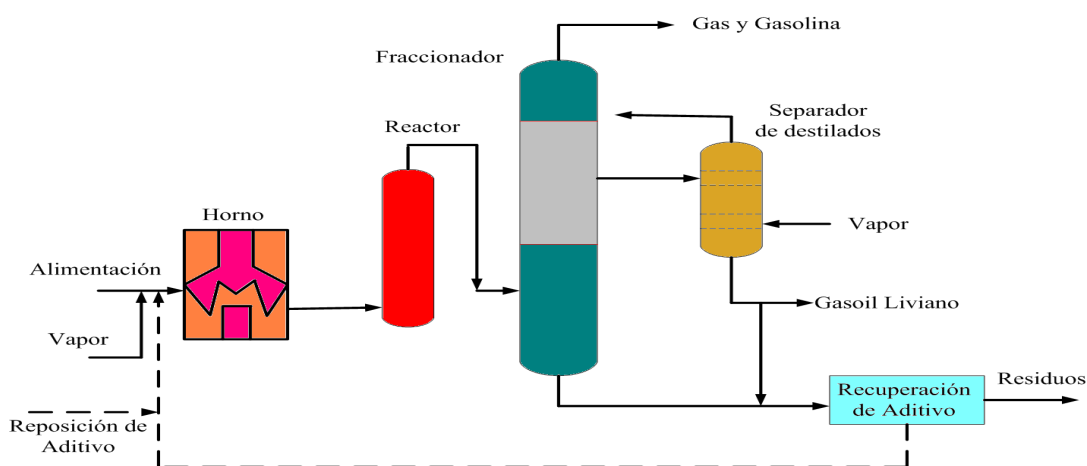


Figura 22. Esquema del proceso de Vapoconversión.

A continuación (fig. 23) un modelo más elaborado de una posible configuración de integración en una refinería:

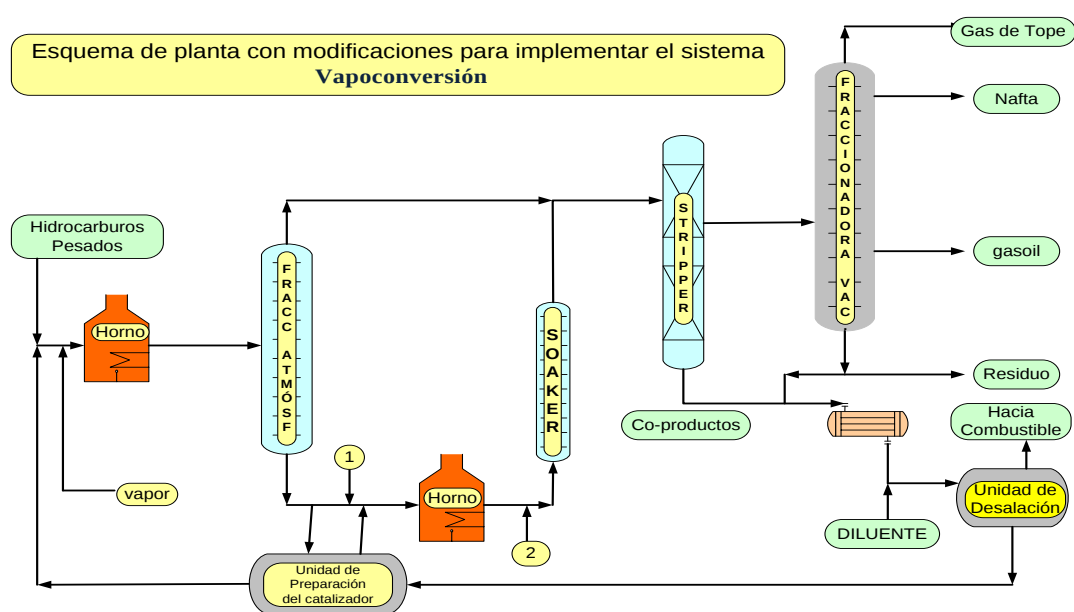


Figura 23. Esquema de planta con modificaciones para implementar el sistema VPC.

En la figura 23 puede observarse que a la alimentación se le inyecta vapor de agua y los precursores catalíticos a presión atmosférica antes de entrar al horno de precalentamiento. Los precursores catalíticos también podrían ser inyectados en la corriente de fondo de la columna atmosférica (1), o entre el horno y el reactor (2) para este caso en el que están antes de la columna fraccionadora de vacío o para el caso propuesto en este Trabajo Especial de Grado, a la salida de la torre de vacío, en el residuo de la misma, antes de su entrada a la unidad de viscorreducción.

Condiciones del Proceso

Las condiciones del vapor de conversión incluyen temperaturas entre (400 - 460) °C, una velocidad espacial entre (0.001 – 3.5) h⁻¹ dependiendo de la severidad deseada del tratamiento; y vapor en una cantidad entre 3% y 12% en peso basada en la alimentación. Dependiendo de la alimentación a ser tratada, la presión del proceso puede ser atmosférica, o algo mayor, por ejemplo entre 100 y 300 psi. La emulsión catalítica es agua en petróleo, con un tamaño de gota menor o igual a cinco micras. (Pereira, Marzin et al. 1999). A continuación un cuadro resumen de las propiedades:

Tabla 3. Condiciones de operación típicas en la Vapoconversión.

Fuente: (Pereira, Marzin et al. 1999).

Variables de operación	Valores típicos
Temperaturas (°C)	400-460
Presiones (psig)	10-300
Vapor respecto a la carga % p	3-12
Catalizador	Preparado a partir de precursores Catalíticos solubles en agua.
Velocidad espacial (h ⁻¹)	(0.001 – 3.5)

Integración de las tecnologías

La meta de esta investigación es demostrar las potencialidades de la integración de las tecnologías Bioconversión/Vapoconversión, sus beneficios a corto, mediano y largo plazo y las ventajas sobre las mismas tecnologías por separado y sobre las tecnologías térmicas que se plantea sustituir.

A continuación un esquema en el que se vislumbra la integración de estos mecanismos en una refinería de conversión profunda.

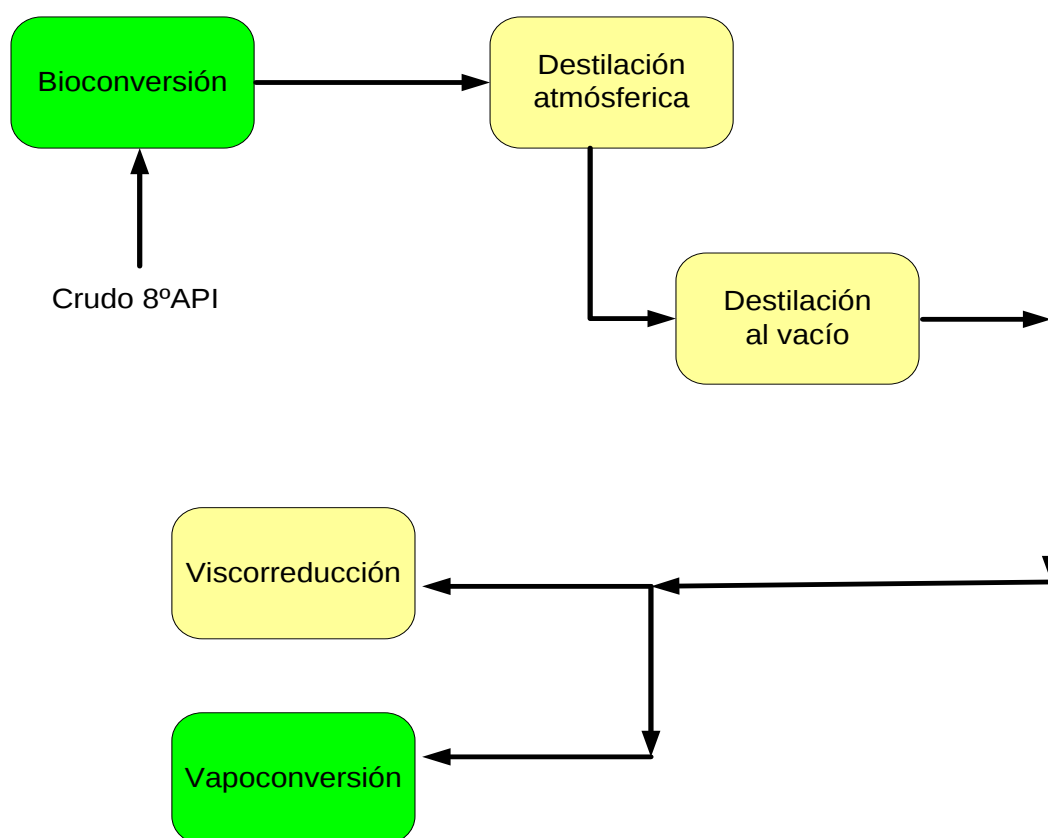


Figura 24. Esquema simplificado de la integración de las tecnologías BIOCONVERSION/ VAPOCONVERSIÓN para el tratamiento de crudos pesados en una refinería de conversión profunda.

Ambas tecnologías son un complemento ideal para las concepciones ya establecidas en la industria y una potencial mejora de los resultados obtenidos partiendo de premisas simples pero de largo alcance.

Se parte del hecho comprobado de que ambas tecnologías aportaron mejoras por separado para establecer una tercera tecnología que suma ambas propuestas y devendrá en una mejora sustancial de los resultados.

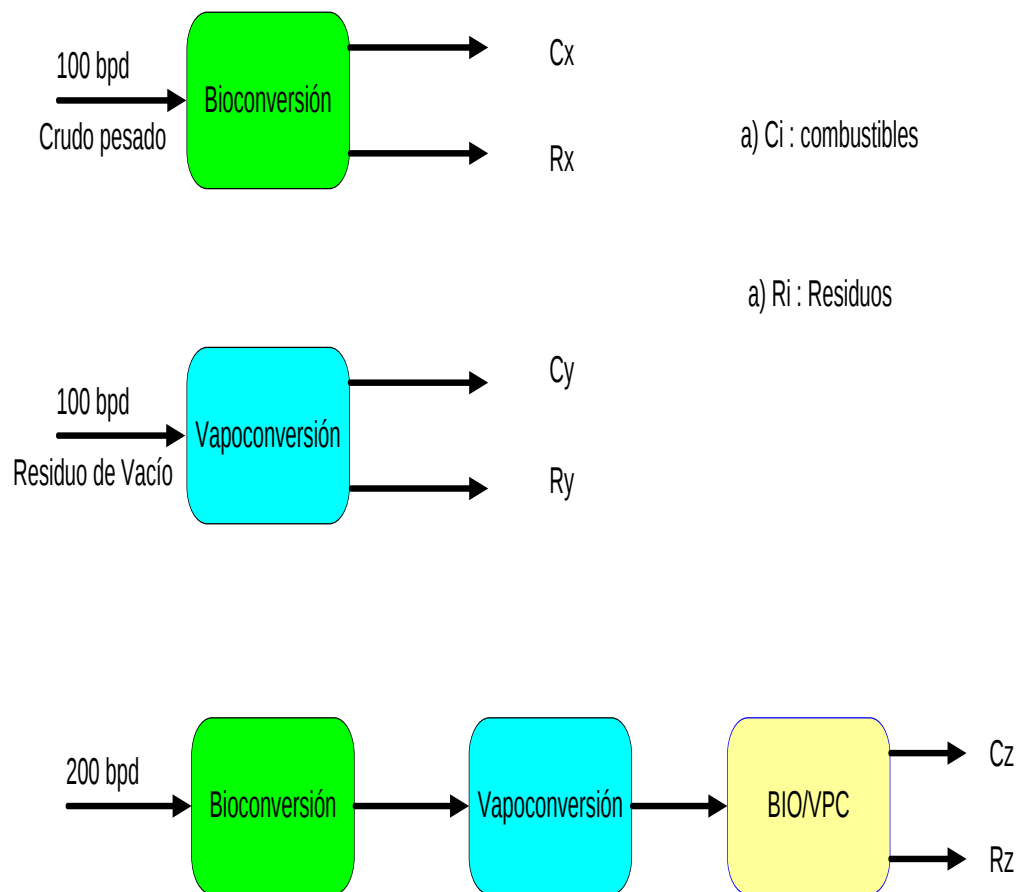


Figura 25. Diagramas básicos: Suma de ambas tecnologías deviene en una tercera con mejoras sustanciales.

Además debe considerarse el hecho de que no hay que hacer sustanciales modificaciones de las refinerías existentes y que su implementación aportara beneficios económicos y ambientales.

Antecedentes

Se conocen ejemplos de la integración de tecnologías ya existentes para crear una sinergia con resultados que suman las mejoras de ambas. Ejemplo de esto es la siguiente patente: CONVERSION OF HEAVY OIL AND BITUMEN TO METHANE BY CHEMICAL OXIDATION AND BIOCONVERSION. (Fedorak, Phillip et al. United States Patent Application 20090130732)

Este proceso consiste en la conversión de petróleo pesado o bitumen en metano, el proceso comprende: a) oxidar componentes del petróleo pesado o bitumen en fragmentos oxidados que son más fácilmente degradables por microorganismos; y b) bioconvertir los fragmentos oxidados en metano usando microorganismos. (Fedorak et al. 2009). Este, es un proceso para el tratamiento del petróleo en el reservorio, para crudos de difícil extracción, consiste en la inyección de agentes oxidantes en el reservorio de petróleo pesado o bitumen que convierten los asfaltenos, eliminando paulatinamente la condensación de estos, de manera de facilitar el trabajo de los microorganismos que son inyectados posteriormente, estos son microorganismos anaeróbicos llamados metano-genicos que digieren los fragmentos oxidados (BIOCONVERSION) produciendo metano. Posteriormente se inyectan al pozo fluidos que facilitan el traslado del metano hacia el pozo productor, y este se extrae con drenaje gravitacional asistido por vapor (DGAV) un método de recuperación mejorada de los más eficientes de la actualidad. En su conjunto representa una tecnología sumamente costosa lo que le da a nuestro proceso una relevancia mayor.

CAPÍTULO III

METODOLOGÍA

1. Antes de iniciar con la descripción del procedimiento a seguir para determinar la adaptabilidad de la integración de las tecnologías de BIOCONVERSIÓN/VAPOCONVERSIÓN a plantas de mejoramiento ya existentes y, hacer evaluación de los ajustes y modificaciones necesarias para su posible puesta en funcionamiento, es necesario en primer término conocer las características de los crudos pesados y extrapesados de la Faja Petrolífera del Orinoco, de manera de establecer puntos de comparación en cuanto al grado de mejora que se pretende lograr con la implementación de la integración de estas tecnologías. Para ello se adjunta la siguiente tabla que es representativa de las características de crudos de las diferentes regiones del país.

Tabla 4: Características de algunos crudos del país.

	Liviano	Mediano	Pesado	Extra-Pes.
Gravedad Especif.	0.866	0.898	0.959	1.014
Gravedad API	32	26	16	8
Azufre, % p.	1.2	1.7	2.5	3.6
Visc, Cst-210°F	2.5	4	26	375
Acidez, mg KOH/gr	<0.5	<0.5	<1.0	<2.0
Met, ppm (Ni, V)	100	250	360	620
Res. de vac., % V.(*)	22	32	42	58

*Material que hierve por encima de 535°C. Fuente: Ferro 2008.

Características de los crudos pesados y extrapesados de la Faja Petrolífera del Orinoco

Entre las características de los CP y XP de la Faja del Orinoco tenemos:

Material de alta densidad y viscoso

- Gravedad API por debajo de 10° API.
- Viscosidad (μ) mayor de 10.000 cp a condición de reservorio.
- Requiere dilución para ser transportado.
- Porcentaje de azufre (>3%).
- Vanadio y otros metales en cantidades mayores a 500 ppm.
- Acidez mayor de 2 vs 0.5 mg KOH/g de un crudo convencional

Alto contenido del material residual

- 50% en material que hierve por encima de 535 °C.

Por tratarse de un crudo extra-pesado tiene un problema de transporte, ya que a condiciones de temperatura ambiental y a presión atmosférica, se vuelve pastoso como un bitumen, para resolver el problema, se ha aplicado tradicionalmente dos soluciones. Primero, se puede calentar para mantenerlo en estado líquido para su transporte, sea por oleoducto o por barco. De hecho, es lo que se hace corrientemente con los crudos pesados y extra-pesados destinados a la producción de asfalto. Segundo, se puede mezclar con un diluyente, sea un crudo más liviano o un derivado como, por ejemplo, la nafta o el kerosén. Así, por ejemplo, mezclando 0,618 barriles de crudo extra-pesado, típicamente de 8.5° API, con 0,382 de crudo mesa 30 (un crudo de 30° API), se obtiene una mezcla “blend” que se conoce con el nombre de Merey 16 (16° API). Y, desde luego, cambiando las proporciones, puede producirse también un Merey más liviano. (Mommer 2004).

2. Selección de modelos termodinámicos

Para el establecimiento de los correctos balances de masa se utilizó el paquete de simulación PRO II 8.1, pero antes de iniciar los cálculos mediante esta herramienta, el primer paso fue seleccionar el modelo termodinámico adecuado de acuerdo a las propiedades de los fluidos. Para la adecuada selección del modelo termodinámico debemos tener en consideración cuatro factores principales, a saber:

1. La naturaleza de las propiedades de interés;
2. La composición de la mezcla;
3. Los rangos de presión y temperatura; y
4. La disponibilidad de parámetros.

Para facilitar esta selección usaremos el árbol de decisión mostrado en la fig. 26. Este árbol está basado en los cuatro factores anteriores, y puede ser usado cuando los componentes químicos y rangos aproximados de temperatura y presión son conocidos. Considerando al petróleo como una mezcla de hidrocarburos no polar a pesar de la presencia de ciertas macromoléculas con heteroátomos, tomamos en la figura 25 la rama inferior, posteriormente debemos considerar que el petróleo es una mezcla tan compleja de constituyentes que en vez de representarlo por todos los constituyentes conocidos, es más fácil agruparlos por algunas propiedades útiles tales como punto de ebullición. De esta forma, una mezcla de miles de constituyentes puede ser reducida hasta treinta o menos. Las propiedades de este grupo de constituyentes llamados pseudocomponentes son representados sea por un punto de ebullición promedio, gravedad específica promedio o peso molecular promedio. Si no se usaran pseudocomponentes, los constituyentes deberían ser descritos uno

por uno por su formula molecular lo que sería un trabajo muy arduo y sujeto a imprecisiones en el caso del petróleo y esto es solo recomendable para sistemas en los cuales existe un reducido número de componentes y está referido en la figura 26 como componentes reales.

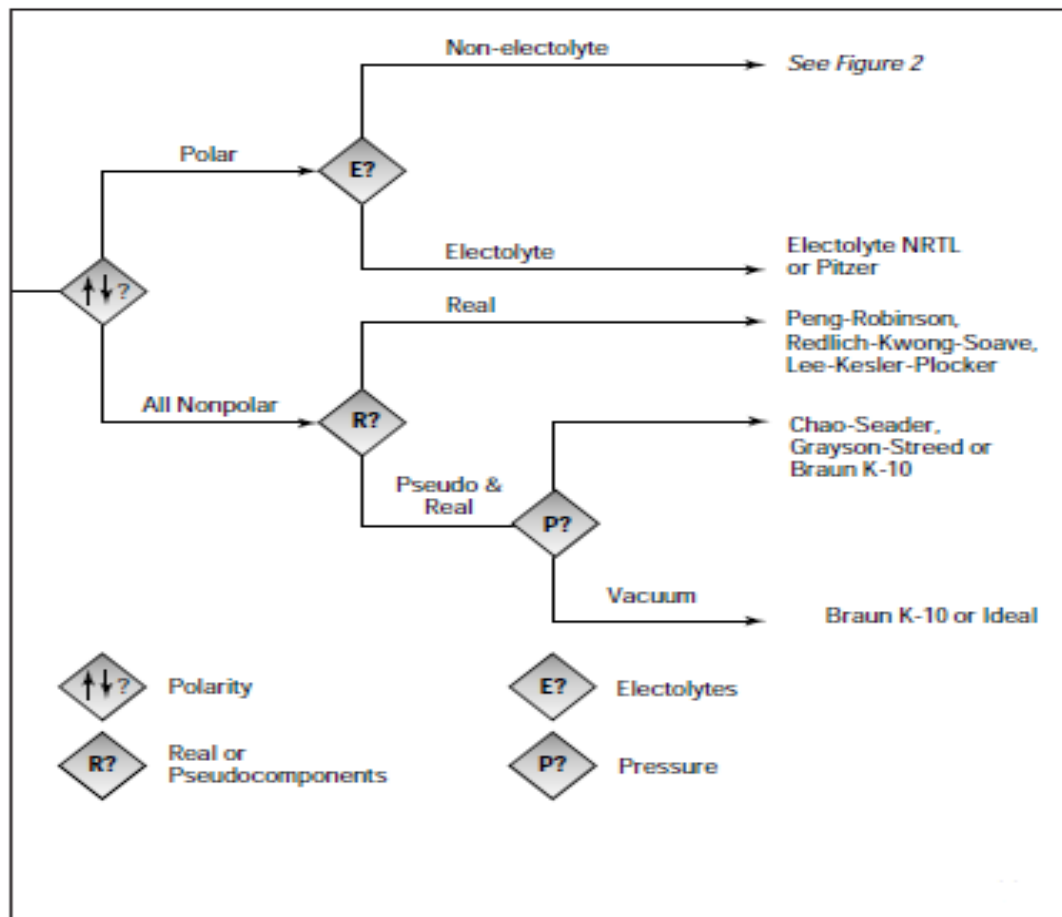


Figura 26. Árbol de decisión para la selección de métodos termodinámicos.

Fuente: Carlson, (1996).

Por tanto en esta rama tomamos de nuevo la rama inferior o de Pseudo & Real. Hecho esto, nos queda una última bifurcación, y en una torre de destilación atmosférica es evidente que la presión no es de vacío. Por tanto solo nos quedaría escoger entre Chao-Seader, Grayson-Streed y Braun K-10, este último no es recomendable para corrientes que contengan H_2 debido a que solo da burdos estimados para los valores k de este, para estas corrientes se recomienda el sistema Grayson-Streed que está basado en el

método de Chao-Seader, representa un intento por Grayson y Streed para extender la aproximación Chao-Seader hacia las altas temperaturas y presiones encontradas en la refinación de petróleo, por tanto el Grayson-Streed es el método seleccionado para los cálculos realizados por la simulación.

3. Determinación de los pseudocomponentes de las muestras, a partir del análisis termogravimétrico del crudo Hamaca virgen y crudo Hamaca bioconvertido con Consorcio Optimo (IDEA).

Nota: Para obtener los pseudocomponentes se tomaron los termogramas derivados del análisis termogravimétrico del crudo Hamaca control y Bioconvertido realizados durante y para la tesis “Producción de bionafta a partir de crudos pesados bioconvertidos con bacterias especializadas”, realizada por la Ingeniero Químico De Jesus M, Danyela C. y se analizaron mediante el programa Universal Analysis, mediante el cual se secciono la curva (*) generada por estos termogramas (representativa del porcentaje másico de destilado en función de la temperatura), en diversos puntos que representan los pseudocomponentes a diferentes porcentajes másicos de destilado con su respectiva temperatura de destilación.

***Nota:** Esta curva (derivada de un análisis termogravimétrico) no es la más recomendada en la literatura para este tipo de simulaciones, en lugar de esta se recomienda el uso de los análisis True Boiling Point (TBP): ASTM 1160 y ASTM 2887, sin embargo para el momento de la realización de esta tesis no se disponía de los equipos necesarios para la realización de cualquiera de estos. Sin embargo este análisis se asemeja al análisis TBP, ambos son realizados a atmosfera controlada y se basan en el registro de manera continua de la masa en función de la temperatura.

En la fig. 27 se muestra el resultado del análisis termogravimétrico * del crudo Hamaca virgen obtenido mediante el programa Universal Analysis.

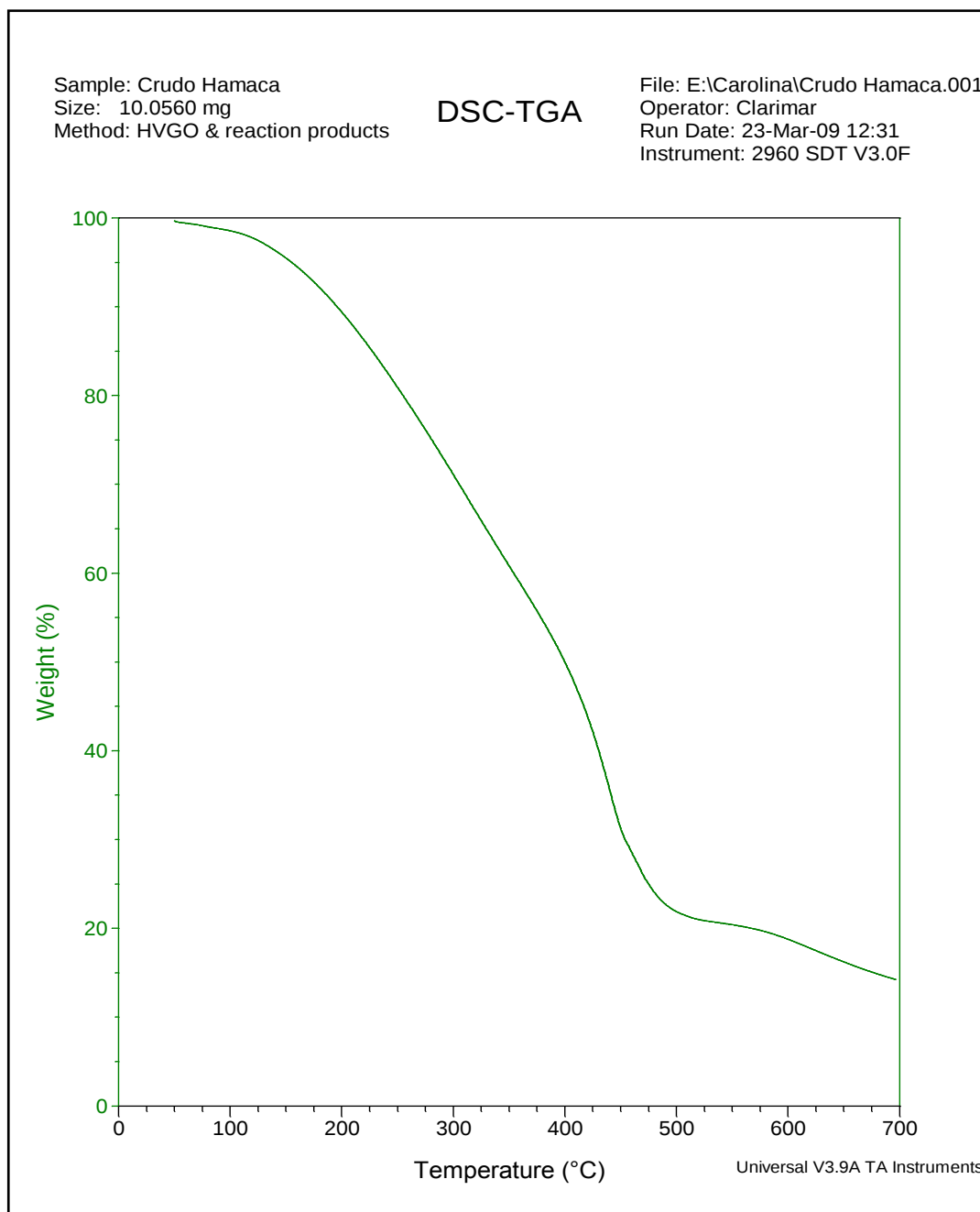


Figura 27. Análisis termogravimétrico del crudo Hamaca virgen.

***Nota:** (Realizado en atmósfera controlada de nitrógeno a 10 °C/min).

En la fig. 28 se muestra el termograma del crudo Hamaca virgen con datos tomados a diferentes porcentajes de destilado con su respectiva temperatura.

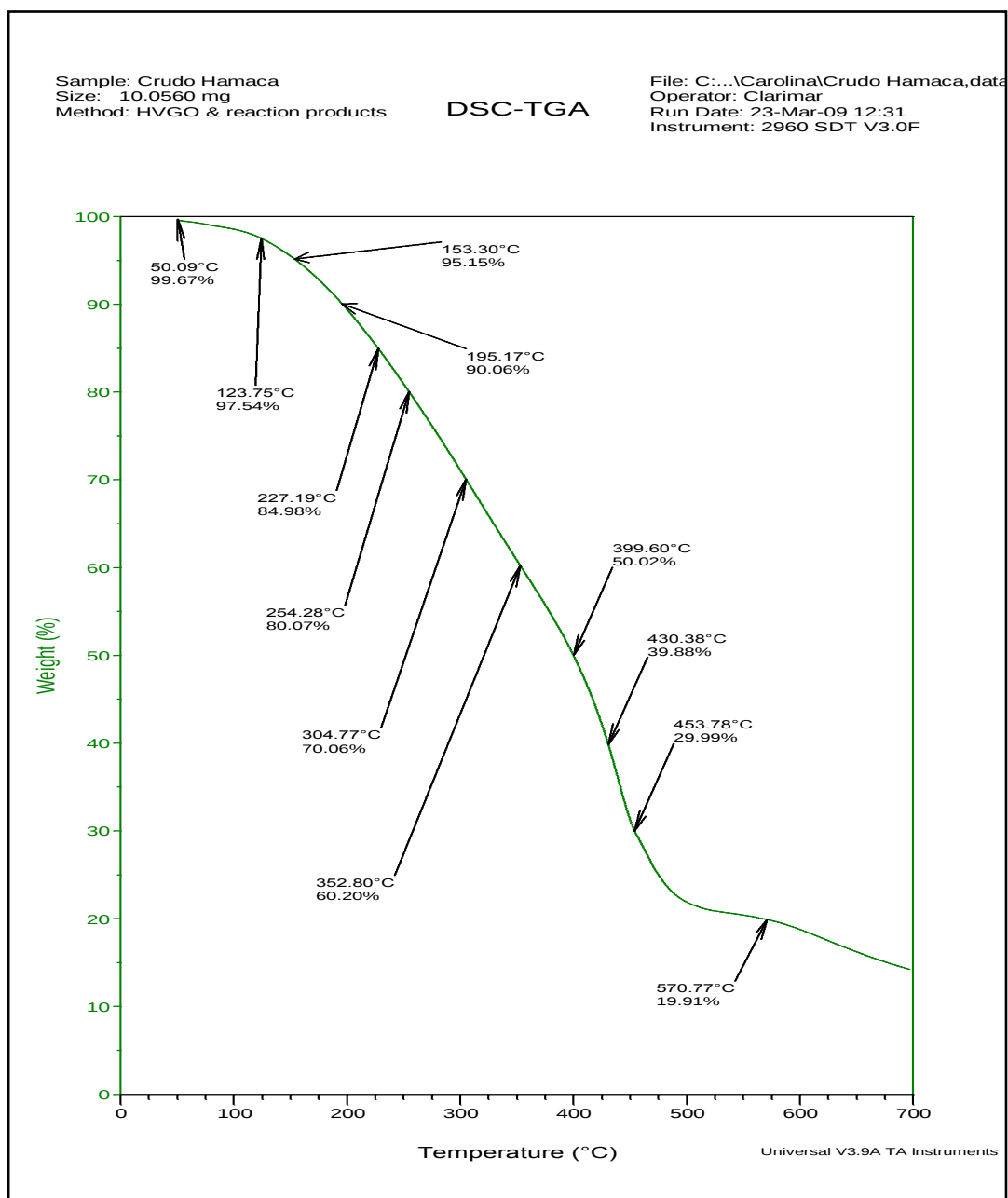


Figura 28. Análisis termogavimétrico del crudo Hamaca virgen.

***Nota:** (Realizado en atmósfera controlada de nitrógeno a 10 °C/min).

A continuación la tabla 5 presenta datos de porcentaje de destilado recuperado en función de la temperatura del crudo Hamaca virgen para su uso como pseudocomponentes en el simulador.

Tabla 5: Pseudocomponentes del crudo Hamaca virgen.

Destilados recuperados determinados por Análisis termogravimétrico del crudo Hamaca virgen	
Destilado recuperado (%)	Temperatura de destilación (°C)
0.33	50.09
2.50	123.75
5.00	153.30
10.10	195.17
15.00	227.19
20.10	254.28
30.10	304.77
39.80	352.80
50.00	399.60
60.12	430.38
70.00	453.78
80.10	570.77
Densidad a condiciones estándar: 1006.40 kg/m ³	

En la fig. 29 se muestra el termograma (*) del crudo Hamaca biotratado con Consorcio Óptimo obtenido mediante el programa Universal Analysis.

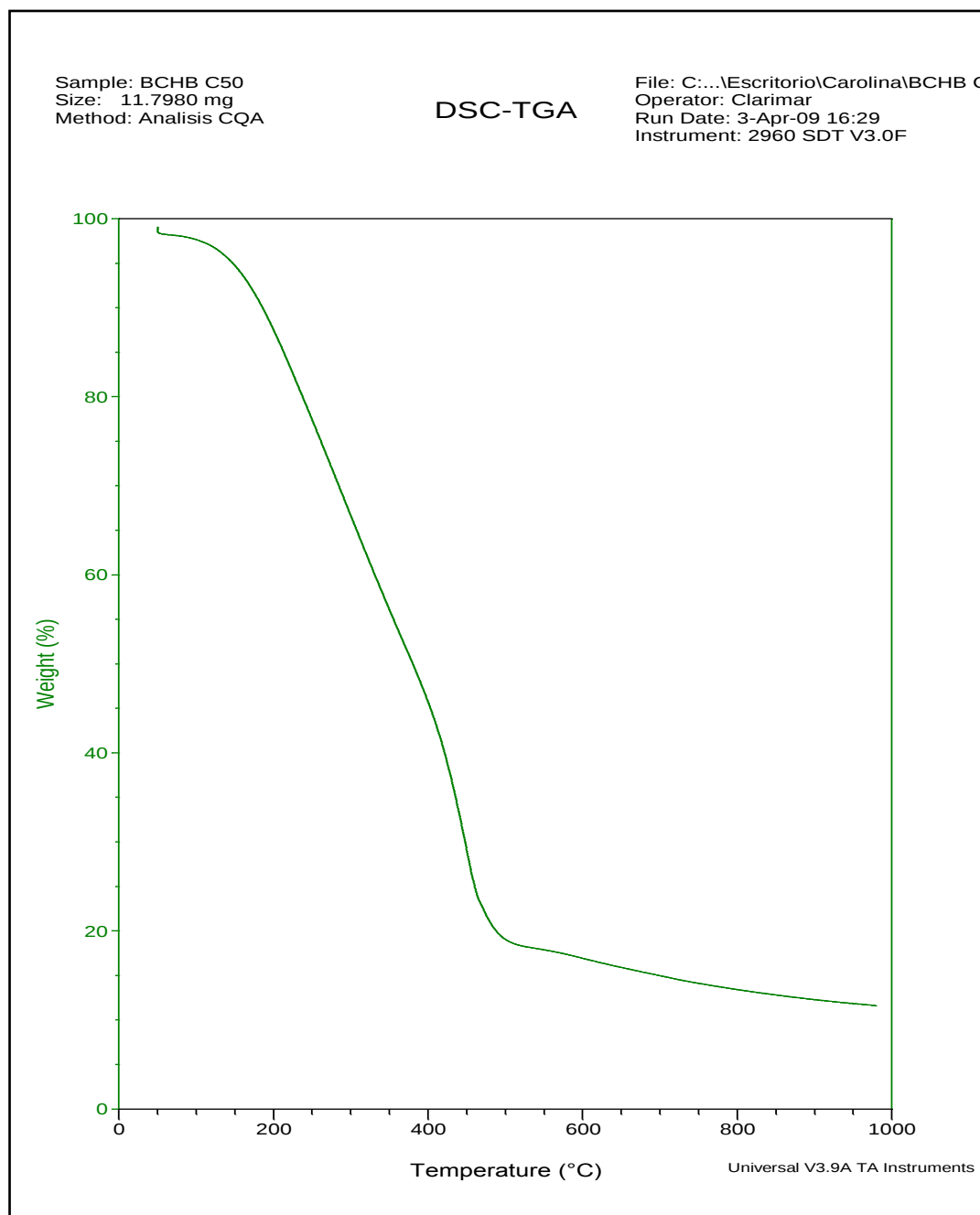


Figura 29. Análisis termogavimétrico del crudo Hamaca biotratado con consorcio óptimo (IDEA).

***Nota:** (Realizado en atmósfera controlada de nitrógeno a 10 °C/min).

En la fig. 30 se muestra el termograma del crudo Hamaca biotratado con consorcio óptimo (IDEA), con datos tomados a diferentes porcentajes másicos de destilado con su respectiva temperatura.

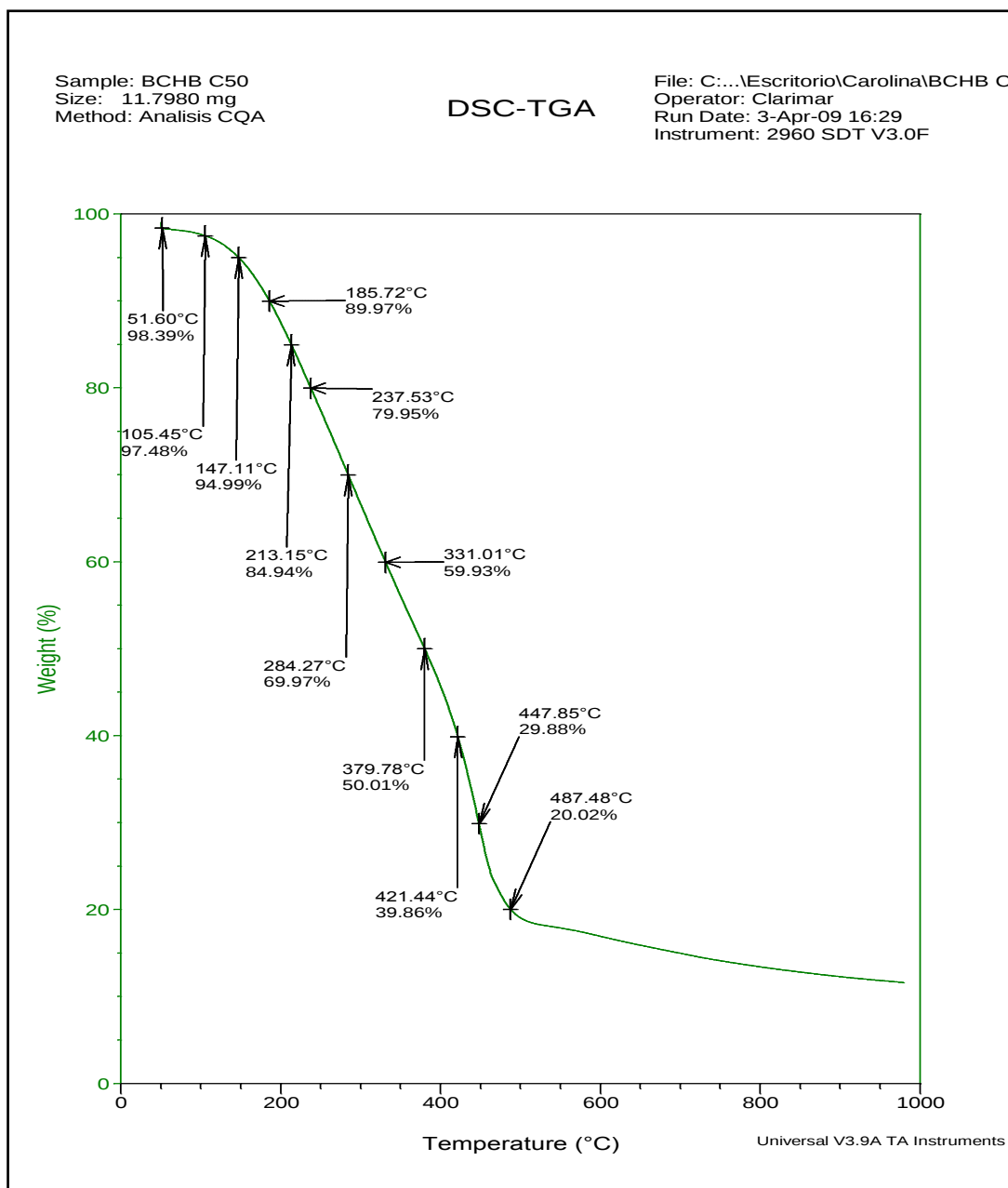


Figura 30. Análisis termogavimétrico del crudo Hamaca biotratado con consorcio óptimo (IDEA).

***Nota:** (Realizado en atmósfera controlada de nitrógeno a 10 °C/min).

A continuación la tabla 6 presenta datos de porcentaje de destilado recuperado en función de la temperatura del crudo Hamaca biotratado con Consorcio Optimo IDEA para su uso como pseudocomponentes en el simulador.

**Tabla 6: Pseudocomponentes del crudo
Hamaca biotratado con consorcio óptimo (IDEA).**

Destilados recuperados determinados por Análisis termogravimétrico del crudo Hamaca Bioconvertido con Consorcio Óptimo IDEA.	
Destilado recuperado (%)	Temperatura de destilación (°C)
1.6	51.60
2.50	105.45
5.00	147.10
10.00	185.72
15.00	213.15
20.00	237.53
30.00	284.27
40.00	331.00
50.00	379.78
60.00	421.44
70.00	447.85
80.00	487.48
Densidad a condiciones estándar: 993.79 kg/m ³	

Análisis comparativo de las ventajas de la integración de las tecnologías BIOCONVERSIÓN/VAPOCONVERSIÓN con respecto al procesamiento térmico estándar

4. Para hacer un análisis comparativo de las ventajas de la integración de las tecnologías BIOCONVERSIÓN/VAPOCONVERSIÓN con respecto al procesamiento térmico estándar se determinó la ganancia en combustibles (nafta, kerosene, diesel, gasóleos atmosféricos y de vacío) del crudo Hamaca biotratado con el biocatalizador del IDEA respecto al crudo Hamaca control mediante el programa de simulación PRO II 8.1.

4.1.1. Se obtuvieron valores de los flujos de combustibles, (nafta, kerosene, diesel y gasoil) en las dos simulaciones, la del crudo Hamaca control y la del crudo Hamaca bioconvertido con Consorcio Optimo IDEA para la torre de destilación atmosférica.

4.1.2. Se realizaron gráficos comparativos de variación de los flujos de combustibles para una misma alimentación en el caso de la destilación atmosférica y destilación al vacío para observar la posible mejoría en cuanto a flujo másico de crudo bioconvertido con respecto al crudo control.

4.1.3. Se realizaron gráficos de comparación general en cuanto a rendimientos de combustibles obtenidos en la primera etapa (bioconversión/destilación atmosférica/destilación al Vacío) y los resultados que para vapoconversión se obtuvieron a partir del residuo de vacío basado en los resultados de la publicación “Steam Conversion Process and Catalyst” (1999).

De este último punto se reportan a continuación los resultados publicados en donde se comparan los procesos de vapoconversión y la tradicional viscorreducción para la producción de crudo sintético. La alimentación usada tenía una composición como se observa en la tabla 7.

Tabla 7: Composición de la alimentación.

API	9.4	
Azufre (%)	3.6	
Carbono (%)	82.12	
Hidrógeno (%)	10.75	
Níquel (ppm)	86.00	
Nitrógeno (%)	0.53	
Vanadio (ppm)	403.00	
Asfaltenos (%)	8.93	
C.Conradson (%)	12.66	
Ceniza (%)	0.09	
Viscosidad (cSt) (104 °F)	14172.00	
104°F. (cSt)	14172.00	
212°F (cSt)	149.90	
DESTILADOS	% P/P	API
IBP-200 °C	1.09	38.60
200-350 °C	15.56	25.00
350-500 °C	26.75	12.68
>500 °C	56.60	3.00

Fuente: Pereira, Marzin, Zacarías, Córdova, Carrazza y Mariño. (1999)

Esta alimentación fue tratada usando una emulsión catalítica y un proceso de conversión con vapor. La alimentación fue tratada también siguiendo el proceso convencional de viscorreducción a las mismas condiciones. Los resultados se colocan en la tabla 8.

Tabla 8: Comparación de ejecutorias entre VPC y Viscorreducción.

	Vapoconversión	Viscorreducción
Conv. 500 °C+ (%wt)	35.00	15.00
API	14.80	11.90
Azufre (%wt)	2.96	3.12
Carbono (%wt)	85.54	85.80
Hidrógeno (%wt)	10.90	10.54
Níquel (%wt)	340.00	87.00
Nitrógeno (%wt)	0.40	0.49
Vanadio (ppm)	409.00	411.00
Asfaltenos (%wt)	7.71	11.80
C. Conradson	10.30	15.10
Viscosidad 122°F	53.20	62.30

Fuente: Pereira, Marzin, Zacarías, Córdova, Carrazza y Mariño. (1999)

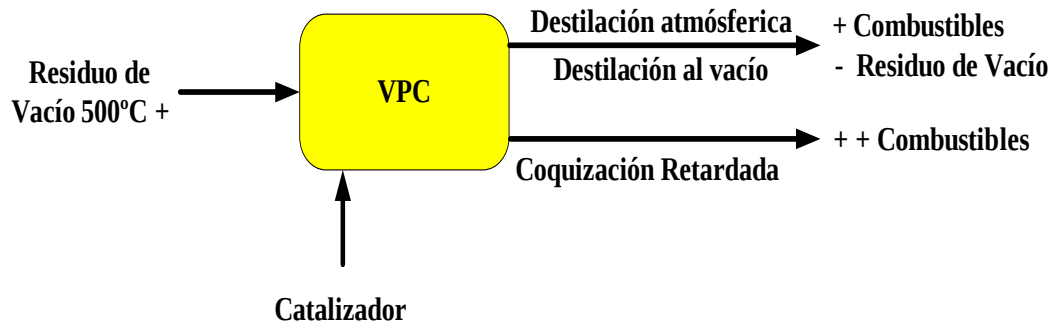
Como puede observarse en la tabla 8 se produjeron mejoras en todos los aspectos importantes a considerar en un crudo sintético. En la tabla 9 se observa el porcentaje en peso con respecto a la alimentación de vapoconversión (VPC) y el correspondiente a viscorreducción (VIS) en los distintos cortes.

Tabla 9: Porcentaje de destilados para los dos procesos.

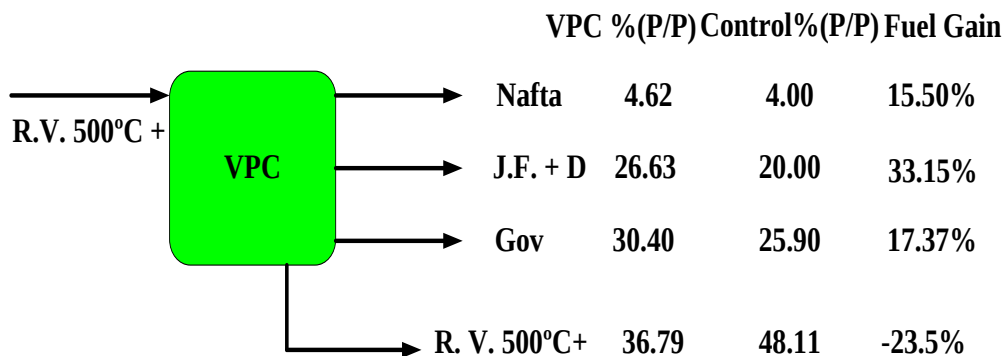
Destilación	(%wt) VPC	API	(%wt) VIS	API
IBP-200°C	4.62	47.30	4.00	50.60
200-350°C	26.63	25.40	20.00	24.50
350-500°C	30.40	13.70	25.90	12.70
>500°C	36.79	3	48.11	2.60

Fuente: Pereira, Marzin, Zacarías, Córdova, Carrazza y Mariño. (1999)

Así, sobre la base de estas ejecutorias se puede esquematizar:

**Figura 31. Esquema simplificado de la tecnología Vapoconversión.**

Entonces calculando el porcentaje de ganancia de vapoconversión respecto a viscorreducción, (control), se puede esquematizar en la figura 32:

**Figura 32. Esquema simplificado de conversión de la tecnología Vapoconversión.**

5. Para cumplir con el objetivo 5 se hizo un estudio de los distintos tipos de mejoradores y los esquemas de refinerías existentes mediante una revisión bibliográfica y lo disponible en internet.

Tipos de mejoradores y los esquemas de refinerías existentes

En Venezuela existen básicamente dos tipos de mejoradores en la F.P.O., están los de conversión media que constan de sus respectivas unidades de destilación atmosférica y al vacío y los procesos necesarios para mejorar los destilados medios. Estos mejoradores (Cerro Negro, Petrozuata) transforman el crudo de 8,5° API (que llega a la refinería como un crudo de 16° API como parte de una mezcla o “blend”) a crudos de entre 16-20° API. De los que vemos un esquema simplificado a continuación:

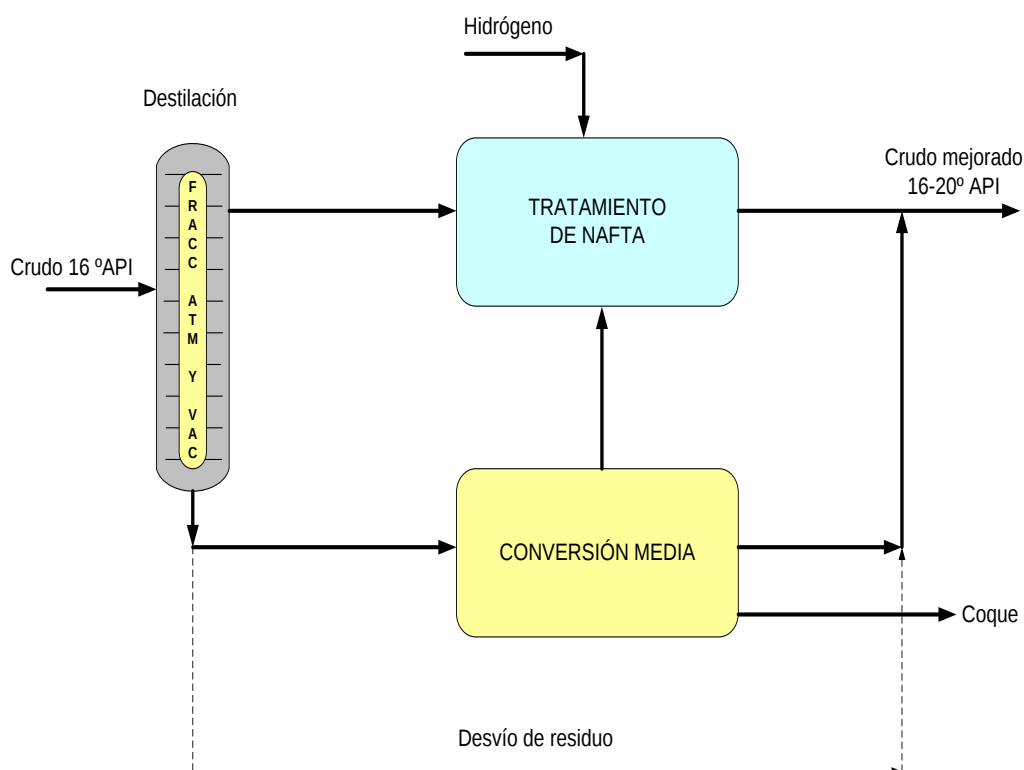


Figura 33: Esquema simplificado de una refinería de conversión media.

Fuente: Elaboración propia.

Y se tienen los de conversión profunda (Ameriven, Sincor), que mejoran crudos de 8,5° API a crudos de entre 25-32° API. Estas tienen un esquema más complejo con unidades de destilación atmosférica y al vacío, las unidades para mejorar los destilados medios, (unidad de hidrocrackeo) y la respectiva de coquización retardada para el residuo corto.

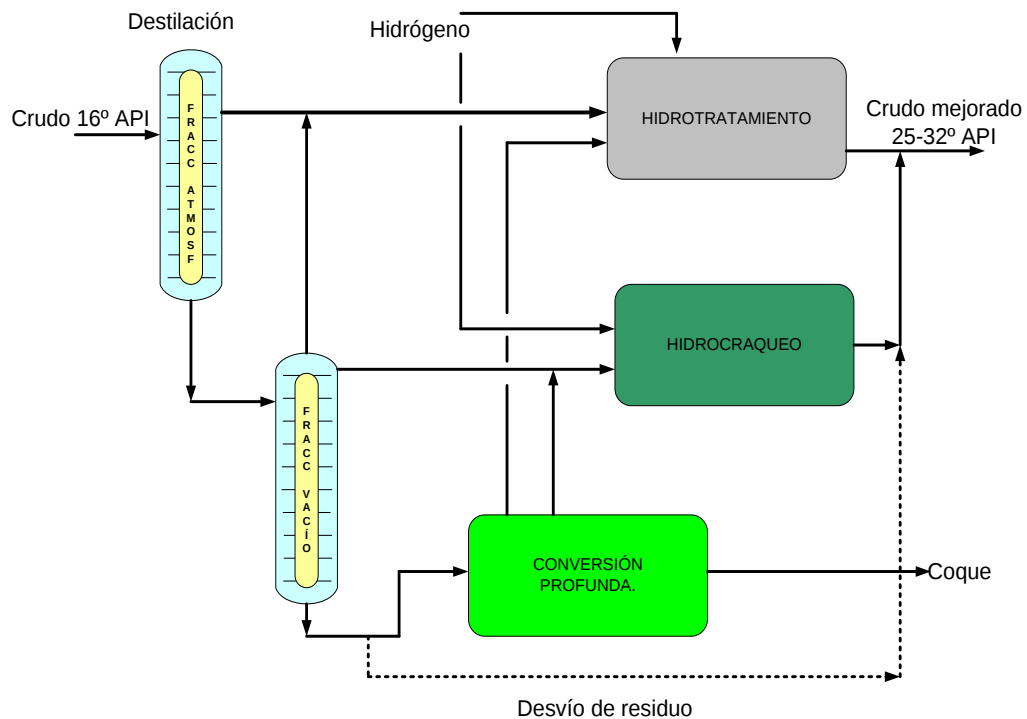


Figura 34: Esquema simplificado de una refinera de conversión profunda.

Fuente: Elaboración propia.

6. Tal como fue mencionado en el capítulo I de este Trabajo Especial de Grado, el proyecto se enmarca en determinar la adaptabilidad de la integración de las tecnologías Bioconversión/Vapoconversión a plantas de mejoramiento ya existentes. Para lograrlo se realizó el diseño conceptual de la planta que integraría los procesos de bioconversión y vapoconversión a una refinera de conversión profunda típica.

7. Los equipos necesarios y el esquema simplificado de planta de procesamiento se presentan en la sección bases de diseño

Nota: A continuación se presentan los resultados de la simulación. Hay que acotar, que para facilitar el análisis de los mismos, el crudo introducido al simulador fue únicamente el crudo pesado Hamaca control y el Hamaca bioconvertido en cada caso, es decir, en ninguno de los dos casos se introdujeron como parte de una mezcla o “blend”, es decir unidos a un crudo de mayor grado API como diluyente, como normalmente se hace en una simulación y en el plano real en la industria.

CAPÍTULO IV

DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Resultados de la simulación para la destilación atmosférica del crudo Hamaca control.

En el siguiente gráfico se observan los resultados de la simulación para la destilación atmosférica del crudo Hamaca control.

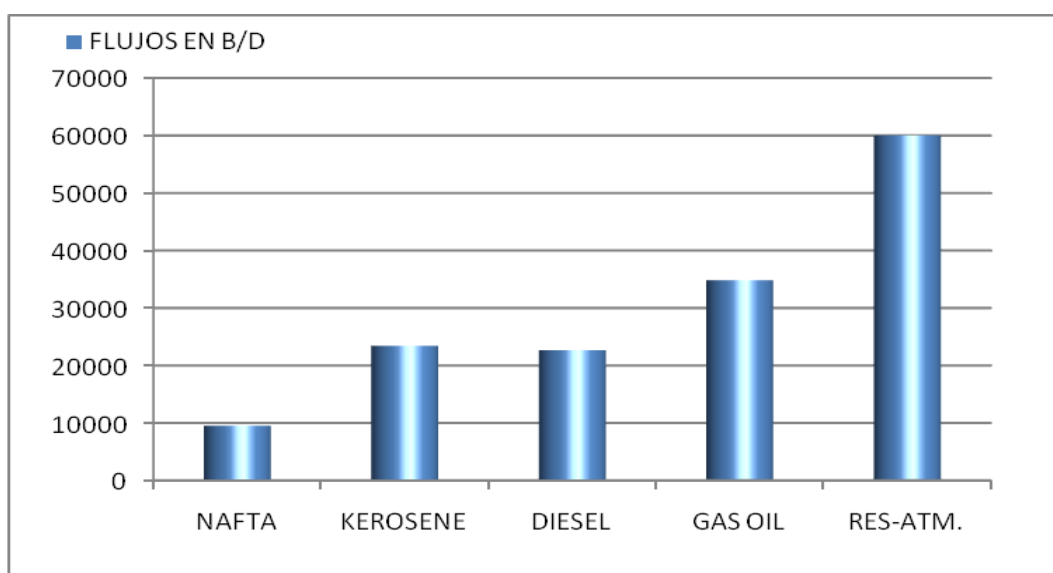


Figura 35. Flujos en barriles por día de los combustibles del crudo Hamaca control.

Tabla 10: Flujos en barriles por día (b/d), de los combustibles obtenidos a partir del crudo Hamaca control en la destilación atmosférica simulada.

COMBUSTIBLE	FLUJOS EN B/D
NAFTA	9499,55
KEROSENE	23429,62
DIESEL	22652,99
GAS OIL	34808,26
RES-ATM.	60046,94

Resultados de la simulación para la destilación atmosférica del crudo Hamaca bioconvertido con Consorcio Optimo IDEA.

En el siguiente gráfico se observan los resultados de la simulación para la destilación atmosférica del crudo Hamaca bioconvertido con Consorcio Optimo IDEA.

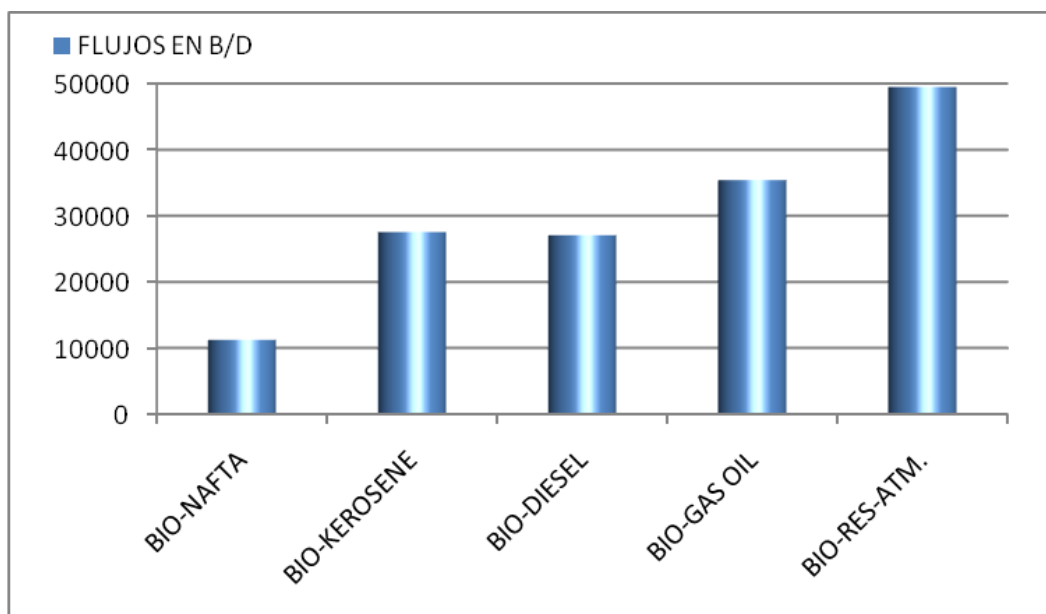


Figura 36. Flujos en barriles por día de los combustibles del crudo Hamaca biotratado.

Tabla 11: Flujos en barriles por día (b/d), de los combustibles obtenidos a partir del crudo Hamaca Bioconvertido con Biomaterial Consorcio Optimo IDEA en la destilación atmosférica simulada.

COMBUSTIBLE	FLUJOS EN B/D
BIO-NAFTA	11192,73
BIO-KEROSENE	27511,89
BIO-DIESEL	27041,04
BIO-GAS OIL	35390,65
BIO-RES-ATM.	49480,27

Resultados de las simulaciones para la destilación atmosférica del crudo Hamaca control junto con los resultados de la destilación atmosférica del crudo bioconvertido con consorcio óptimo.

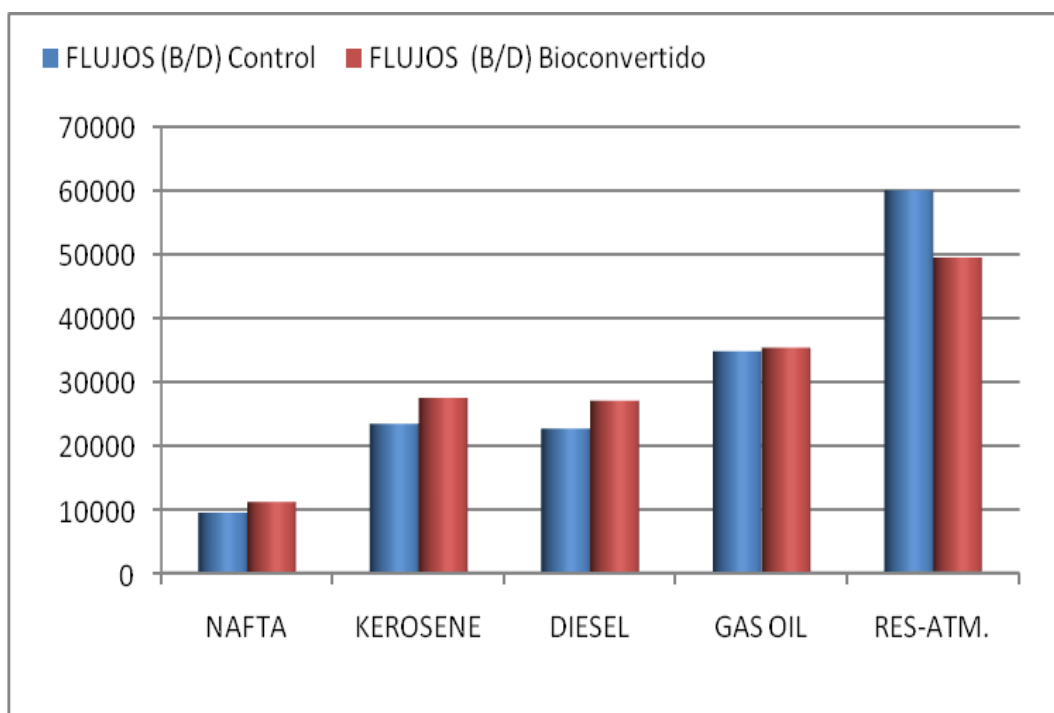


Figura 37. Flujos en barriles por día de los combustibles del crudo Hamaca control y biotratado producto de la destilación atmosférica.

Tabla 12: Flujos en barriles por día (b/d), de los combustibles obtenidos a través de la simulación para el crudo Hamaca control y el crudo Hamaca bioconvertido con sus respectivos porcentajes de variación.

COMBUSTIBLE	FLUJOS (B/D) Control	FLUJOS (B/D) Bioconvertido	% de variación
NAFTA	9499,55	11192,73	17,82
KEROSENE	23429,62	27511,89	17,42
DIESEL	22652,99	27041,04	19,37
GAS OIL	34808,26	35390,65	1,673
RES-ATM.	60046,94	49480,27	-17,59

Tabla 13: Porcentaje de variación para cada uno de los combustibles atmosféricos y para la suma total de los mismos del crudo Hamaca bioconvertido con respecto al crudo Hamaca control.

COMBUSTIBLE	FLUJOS (B/D) Control	FLUJOS (B/D) Bioconvertido	% de variación
NAFTA	9499,55	11192,73	17,82
KEROSENE	23429,62	27511,89	17,42
DIESEL	22652,99	27041,05	19,37
GAS OIL	34808,26	35390,65	1,673
TOTAL	90390,43	101136,33	11,88

Análisis de las simulaciones atmosféricas

Se observó en la simulación del crudo Hamaca bioconvertido un aumento sustancial en el porcentaje de destilados total (nafta, kerosene, diesel y gasoil), de un valor cercano al 12% con respecto al crudo Hamaca control, lo que demuestra la efectividad y conveniencia de la bioconversión del mismo y posiblemente de cualquier otro crudo. Esto redundará en beneficios económicos para la refinería que lo implemente, por otro lado queda manifiesta la factibilidad del análisis de este tipo de comportamiento mediante la implementación de herramientas tecnológicas de simulación lo que ahorra costos derivados de procesos reales.

Se consideró además la posible mejora en calidad de los crudos bioconvertidos obtenidos con respecto a los del crudo control, si están conformados por mayor volumen y rango de moléculas livianas y por menor volumen y rango de moléculas más pesadas, lo que posiblemente les daría una mayor gravedad API y ahorraría en parte el procesamiento de los mismos aguas abajo, esto podrá analizarse en los siguientes reportes de la simulación.

Tabla 14: Reporte de las propiedades y flujos de las naftas control y bioconvertida del crudo Hamaca.

Stream (Summary)	UOM	9	Stream (Summary)	9
Name		9	Name	9
Description		NAPHTHA	Description	BIO_NAPHTHA
Phase		Liquid	Phase	Liquid
Thermodynamic System		GS01	Thermodynamic System	GS01
Total Molar Rate	kg-mol / hr	473,3522996	Total Molar Rate	591,5984404
Total Mass Rate	kg / hr	50014,0845	Total Mass Rate	59447,49325
Temperature	C	43,3333374	Temperature	43,3333374
Pressure	mm Hg	1034,087688	Pressure	1034,087688
Total Molecular Weight		105,6593251	Total Molecular Weight	100,4862237
Total Specific Enthalpy	kcal / kg	18,97034189	Total Specific Enthalpy	18,928475
Total Cp	BTU/lb-F	0,441566725	Total Cp	0,436737901
Total Molar Component Rates	kg-mol / hr		Total Molar Component Rates	
H2O		2,245845414	H2O	2,775670743
C2		3,13744326	C2	3,137442135
C3		6,095202466	C3	6,095201198
IC4		7,692632752	IC4	7,692634033
NC4		18,62800466	NC4	18,62800049
IC5		11,41850464	IC5	11,41849741
NC5		27,76615002	NC5	27,76612606
NBP 90		13,46549999	NBP 29	59,47441819
NBP 100		32,15094387	NBP 58	17,43626445
NBP 114		44,61928636	NBP 72	17,46966731
NBP 128		58,85166499	NBP 86	18,08769841
NBP 142		70,96985032	NBP 100	19,7507008
NBP 156		75,81268933	NBP 114	23,83462003
NBP 169		64,15628706	NBP 128	34,43163864
NBP 183		29,60160687	NBP 144	112,9608337
NBP 197		5,825263543	NBP 155	104,7730195
NBP 211		0,801601333	NBP 169	65,21252807
NBP 225		0,100621118	NBP 184	31,24909618
NBP 239		0,011833618	NBP 198	7,94035373
NBP 253		0,00124867	NBP 211	1,305881528
NBP 267		0,000111005	NBP 225	0,141127797
NBP 280		7,78356E-06	NBP 239	0,015248839
NBP 294		4,03691E-07	NBP 253	0,001611791
NBP 308		1,59466E-08	NBP 267	0,000148089
NBP 322		5,14005E-10	NBP 280	1,07205E-05
NBP 336		1,39559E-11	NBP 294	5,68769E-07
NBP 350		3,1345E-13	NBP 308	2,27984E-08
NBP 364		5,5275E-15	NBP 322	7,489E-10

NBP 378		7,46513E-17	NBP 336	2,13041E-11
NBP 392		7,81668E-19	NBP 350	5,34189E-13
NBP 406		6,89496E-21	NBP 364	1,14712E-14
NBP 420		5,61728E-23	NBP 378	1,97683E-16
NBP 435		5,5069E-25	NBP 392	2,60213E-18
NBP 467		0	NBP 406	2,76992E-20
NBP 495		0	NBP 420	2,60476E-22
NBP 523		0	NBP 439	5,4504E-25
NBP 552		0	NBP 468	0
NBP 579		0	NBP 495	0
NBP 606		0	NBP 522	0
NBP 634		0	NBP 548	0
NBP 674		0	NBP 571	0

Análisis del reporte para corte de nafta de los crudos Hamaca control y Hamaca bioconvertido

En la tabla anterior se constató que además de contar con mayor flujo másico (59447 Kg/h contra 50014 Kg/h), la bionafta consta de pseudocomponentes con menor punto de ebullición: (NBP: 29,58,72,86), y que el corte de pseudocomponentes más abundante en esta es el correspondiente al punto de ebullición normal (NBP) 144 °C., mientras que en el crudo Hamaca sin biotratado es el corte de pseudocomponentes cuyo punto de ebullición es NBP 156 °C., de menor volatilidad por lo que se presume una mejor calidad de la bionafta con respecto a la nafta control. Por otro lado se considera que la mejor nafta está formada por una mezcla de hidrocarburos de 6 a 9 átomos de carbono que destila entre 60 y 150 °C., y por lo que se puede observar en la tabla anterior, la bionafta posee mayor flujo másico en los cortes de pseudocomponentes cuyos puntos de ebullición normal (NBP) son: 144, 155, 169 que los correspondientes de la nafta proveniente del crudo Hamaca control, por lo que se presume una mejor calidad de esta.

Tabla 15: Reporte de las propiedades y flujos del kerosene control y bioconvertido del crudo Hamaca.

Stream (Summary)	UOM	10	Stream (Summary)	10
Name		10	Name	10
Description		KEROSENE	Description	BIO_KEROSENE
Phase		Liquid	Phase	Liquid
Thermodynamic System		GS01	Thermodynamic System	GS01
Total Molar Rate	kg-mol / hr	721,2879389	Total Molar Rate	866,3660276
Total Mass Rate	kg / hr	117580,8	Total Mass Rate	139397,9192
Temperature	C	215,5127152	Temperature	218,6346314
Pressure	mm Hg	1370,236433	Pressure	1370,236433
Total Molecular Weight		163,0150646	Total Molecular Weight	160,8995676
Total Specific Enthalpy	kcal / kg	100,0975428	Total Specific Enthalpy	100,4033116
Total Cp	BTU/lb-F	0,556237098	Total Cp	0,551010536
Total Molar Component Rates	kg-mol / hr		Total Molar Component Rates	
H2O		5,943636446	H2O	6,750521341
C2		1,10331E-05	C2	1,21593E-05
C3		9,49849E-05	C3	0,000101905
IC4		0,00043159	IC4	0,000453965
NC4		0,001367161	NC4	0,001437177
NBP 100		0,208292164	NBP 58	0,021841815
NBP 114		0,512844086	NBP 72	0,038173433
NBP 128		1,204257591	NBP 86	0,069006803
NBP 142		2,775359908	NBP 100	0,131571135
NBP 156		6,952145598	NBP 114	0,277945337
NBP 169		22,00299897	NBP 128	0,717723538
NBP 183		60,32026804	NBP 144	4,731358615
NBP 197		88,07864753	NBP 155	8,666458409
NBP 211		96,84486576	NBP 169	20,13044647
NBP 225		99,90220586	NBP 184	58,74432883
NBP 239		98,31821494	NBP 198	112,4725946
NBP 253		88,64549327	NBP 211	138,2295077
NBP 267		69,72530342	NBP 225	122,4867182
NBP 280		44,8157556	NBP 239	112,6173993
NBP 294		22,16022508	NBP 253	101,9151547
NBP 308		8,71575174	NBP 267	82,1374835
NBP 322		2,930068335	NBP 280	53,78774512
NBP 336		0,873752881	NBP 294	26,8148584
NBP 350		0,227871103	NBP 308	10,53308763
NBP 364		0,049763916	NBP 322	3,549535404
NBP 378		0,008878325	NBP 336	1,090226974

NBP 392		0,001313295	NBP 350	0,311999531
NBP 406		0,000171692	NBP 364	0,080951355
NBP 420		2,34085E-05	NBP 378	0,017914179
NBP 435		5,02659E-06	NBP 392	0,003248626
NBP 467		4,20767E-09	NBP 406	0,000498889
NBP 495		1,59588E-11	NBP 420	7,36228E-05
NBP 523		5,48913E-14	NBP 439	7,33323E-06
NBP 552		1,43991E-16	NBP 468	3,34824E-08
NBP 579		2,99597E-19	NBP 495	2,41382E-10
NBP 606		4,44609E-22	NBP 522	6,69793E-13
NBP 634		3,47752E-25	NBP 548	1,70239E-15
NBP 674		1,33499E-29	NBP 571	1,06472E-17
NBP 727		0	NBP 596	2,90569E-20
NBP 772		0	NBP 625	2,87256E-23
NBP 990		0	NBP 672	3,98982E-28

Análisis del reporte para corte de kerosene de los crudos Hamaca control y Hamaca bioconvertido

Considerando que el corte kerosén (jet fuel) debe estar entre los 158 y 232 °C., (este rango puede variar dependiendo de la refinería y de las exigencias del mercado para hacerse más o menos amplio), se puede observar que además de contar con mayor flujo másico, (139397 Kg/h contra 117580 Kg/h), el kerosene bioconvertido también cuenta con mayor flujo molar de los pseudocomponentes principales (cuyos puntos de ebullición normal (NBP) son: 198, 211, 225, 239, 253, 267) que los correspondientes del kerosene proveniente del crudo Hamaca control. Esto podría repercutir en un kerosene de mejor calidad y con un procesamiento aguas abajo menos demandante en tratamiento de adecuación a las exigencias del mercado.

Tabla 16: Reporte de de las propiedades y flujos del diesel control y bioconvertido del crudo Hamaca.

Stream (Summary)	UOM	11	Stream (Summary)	11
Name		11	Name	11
Description		DIESEL	Description	BIO_DIESEL
Phase		Liquid	Phase	Liquid
Thermodynamic System		GS01	Thermodynamic System	GS01
Total Molar Rate	kg-mol / hr	512,2422169	Total Molar Rate	619,2026629
Total Mass Rate	kg / hr	114268,5507	Total Mass Rate	138266,0115
Temperature	C	293,4744863	Temperature	298,5537026
Pressure	mm Hg	1406,436843	Pressure	1406,436843
Total Molecular Weight		223,0752307	Total Molecular Weight	223,2968619
Total Specific Enthalpy	kcal / kg	141,3749971	Total Specific Enthalpy	142,1886451
Total Cp	BTU/lb-F	0,608649738	Total Cp	0,603479944
Total Molar Component Rates	kg-mol / hr		Total Molar Component Rates	
H2O		3,982046465	H2O	4,588195579
C2		4,77919E-06	C2	5,80068E-06
C3		2,55818E-05	C3	3,01449E-05
IC4		9,16854E-05	IC4	0,000105972
NC4		0,000261711	NC4	0,000301966
IC5		0,000461559	IC5	0,000527032
NC5		0,001324162	NC5	0,001508956
NBP 90		0,004216528	NBP 29	0,002944991
NBP 100		0,01414627	NBP 58	0,002310856
NBP 114		0,030864704	NBP 72	0,003639658
NBP 128		0,064724293	NBP 86	0,005861256
NBP 142		0,127921051	NBP 100	0,009891753
NBP 156		0,232927287	NBP 114	0,018617527
NBP 169		0,401720454	NBP 128	0,0430567
NBP 183		0,712302863	NBP 144	0,240637347
NBP 197		1,293147053	NBP 155	0,341987283
NBP 211		2,392070527	NBP 169	0,428306045
NBP 225		4,54327223	NBP 184	0,763892463
NBP 239		8,824742053	NBP 198	1,753561719
NBP 253		17,05669699	NBP 211	3,480898098
NBP 267		31,53052665	NBP 225	5,543477384
NBP 280		51,61381477	NBP 239	9,877708739
NBP 294		68,9643482	NBP 253	18,77293545
NBP 308		76,09880408	NBP 267	34,86297008
NBP 322		73,28307164	NBP 280	57,27538001
NBP 336		63,321421	NBP 294	76,4898584
NBP 350		48,17835018	NBP 308	84,00915155
NBP 364		30,94113654	NBP 322	81,14661659

NBP 378		16,36189841	NBP 336	72,4482504
NBP 392		7,248936668	NBP 350	60,76146787
NBP 406		2,864223281	NBP 364	46,43863924
NBP 420		1,226918394	NBP 378	30,45163526
NBP 435		0,913662048	NBP 392	16,54190047
NBP 467		0,011563391	NBP 406	7,6586098
NBP 495		0,000547152	NBP 420	3,484281312
NBP 523		2,51398E-05	NBP 439	1,659755884
NBP 552		9,76513E-07	NBP 468	0,086679094
NBP 579		3,26074E-08	NBP 495	0,00683262
NBP 606		7,85251E-10	NBP 522	0,000224775
NBP 634		1,15247E-11	NBP 548	6,49078E-06
NBP 674		3,6562E-14	NBP 571	3,8298E-07
NBP 727		5,72741E-18	NBP 596	1,41618E-08
NBP 772		2,98322E-21	NBP 625	2,8092E-10
NBP 990		0	NBP 672	6,13129E-13

Análisis del reporte para corte de diesel de los crudos Hamaca control y Hamaca bioconvertido

Considerando que el corte diesel debe estar entre los 232 y 343 °C., (este rango puede variar dependiendo de la refinería y de las exigencias del mercado para hacerse más o menos amplio), se puede observar que además de contar con mayor flujo másico, (138266 Kg/h contra 114268 Kg/h), el diesel bioconvertido también cuenta con mayor flujo molar de los pseudocomponentes principales (cuyos punto de ebullición normal (NBP) son: 253, 267, 280, 294, 308, 322, 336) que los correspondientes del diesel proveniente del crudo Hamaca control. Esto podría repercutir en un gasoil de mejor calidad y con un procesamiento aguas abajo menos demandante en tratamiento de adecuación a las exigencias del mercado.

Tabla 17: Reporte de los de las propiedades y flujos del gasoil control y bioconvertido del crudo Hamaca. Se presentan solo los puntos de ebullición normal (NBP) principales para facilitar el análisis.

Stream (Summary)	UOM	12	Stream (Summary)	12
Name		12	Name	12
Description		GAS OIL	Description	BIO_GAS OIL
Phase		Liquid	Phase	Liquid
Thermodynamic System		GS01	Thermodynamic System	GS01
Total Molar Rate	kg-mol / hr	582,6831	Total Molar Rate	585,5423864
Total Mass Rate	kg / hr	173969,4	Total Mass Rate	180654,4881
Temperature	C	385,1913	Temperature	394,9306339
Pressure	mm Hg	1447,809	Pressure	1447,808806
Total Molecular Weight		298,5661	Total Molecular Weight	308,5250397
Total Specific Enthalpy	kcal / kg	195,2407	Total Specific Enthalpy	197,9976675
Total Cp	BTU/lb-F	0,659352	Total Cp	0,654887849
Total Molar Component Rates	kg-mol / hr		Total Molar Component Rates	
H2O		1,85392	H2O	1,76106575
C2		3,87E-05	C2	3,71007E-05
C3		0,00013	C3	0,000119087
IC4		0,000363	IC4	0,00032277
NC4		0,000937	NC4	0,000827966
NBP 267		3,372087	NBP 225	1,148190726
NBP 280		4,700217	NBP 239	1,540089141
NBP 294		6,670041	NBP 253	2,135686649
NBP 308		9,668073	NBP 267	2,930478744
NBP 322		14,25242	NBP 280	3,971001784
NBP 336		21,19461	NBP 294	5,347590037
NBP 350		30,91703	NBP 308	7,237730041
NBP 364		42,2622	NBP 322	9,914538557
NBP 378		52,06972	NBP 336	13,87903812
NBP 392		57,63473	NBP 350	20,06632206
NBP 406		59,95247	NBP 364	29,29657514
NBP 420		71,32719	NBP 378	40,76874954
NBP 435		161,3211	NBP 392	51,71695762
NBP 467		22,33458	NBP 406	60,33886157
NBP 495		9,316169	NBP 420	73,36585908
NBP 523		3,867457	NBP 439	140,7063826
NBP 552		1,455747	NBP 468	63,2177195
NBP 579		0,502256	NBP 495	39,47570381
NBP 606		0,126739	NBP 522	10,59434653
NBP 634		0,022237	NBP 548	2,348999857
NBP 674		0,003022	NBP 571	0,902179908

Análisis del reporte para corte de gasoil de los crudos Hamaca control y Hamaca bioconvertido

Aunque el gasoil obtenido del crudo Hamaca bioconvertido cuenta con mayor flujo másico (180654 Kg/h contra 173969 Kg/h) que el Hamaca control, este gasoil bioconvertido bajó un poco su calidad frente al gasoil del crudo Hamaca control, esto se debió presumiblemente a que la bioconversión al facilitar el fraccionamiento (mediante oxidación de anillos aromáticos de moléculas grandes, rupturas de enlaces internos de resinas o aromáticos o ruptura de alifáticos), de parte de las moléculas de tamaño grande e intermedio creó moléculas livianas y, parte de estas destilaron con los cortes de nafta, kerosene y diesel mientras que el resto condensó en moléculas de mayor tamaño y se distribuyeron en gran parte entre los pseudocomponentes cuyos puntos de ebullición normal NBP son: 420, 439, 468, 495 y 522. Sin embargo considerando al gasoil como un combustible que debe destilar entre 343 y 430 °C., compuesto principalmente por parafinas, naftenos y aromáticos cuyo número de carbonos es bastante fijo y se encuentra entre C10 y C22 (más específicamente entre C16 y C18) y cuya densidad es aproximadamente 0.9 g/ml, se puede ver que este gasoil bioconvertido puede ser mejorado en mayor cuantía que el del crudo Hamaca control debido a que estas moléculas de mayor tamaño son fácilmente fraccionables mediante los procesos convenientes para la mejora del gasoil (craqueo catalítico).

Tabla 18: Reporte de las propiedades y flujos del residuo atmosférico control y bioconvertido del crudo Hamaca.

Stream (Summary)	UOM	20	Stream (Summary)	20
Name		20	Name	20
Description		TOPPED CRUDE	Description	BIO_TOPPED CRUDE
Phase		Liquid	Phase	Liquid
Thermodynamic System		GS01	Thermodynamic System	GS01
Total Molar Rate	kg-mol / hr	673,902742	Total Molar Rate	683,0121877
Total Mass Rate	kg / hr	338653,7213	Total Mass Rate	265687,0049
Temperature	C	422,1764169	Temperature	423,6491636
Pressure	mm Hg	2432,300016	Pressure	2432,300016
Total Molecular Weight		502,526107	Total Molecular Weight	388,9930658
Total Specific Enthalpy	kcal / kg	213,7699021	Total Specific Enthalpy	213,4946811
Total Cp	BTU/lb-F	0,661523375	Total Cp	0,665667016
Total Molar Component Rates	kg-mol / hr		Total Molar Component Rates	
H2O		4,590379343	H2O	4,667533182
C2		2,01901E-05	C2	2,05941E-05
C3		5,68821E-05	C3	5,76238E-05
IC4		0,000145009	IC4	0,00014679
NC4		0,000365041	NC4	0,000367096
IC5		0,000492134	IC5	0,000490741
NC5		0,001328871	NC5	0,001321887
NBP 90		0,002557286	NBP 29	0,002010671
NBP 100		0,008005525	NBP 58	0,001281085
NBP 114		0,01575424	NBP 72	0,001842202
NBP 128		0,029289378	NBP 86	0,00272315
NBP 142		0,050219975	NBP 100	0,004229264
NBP 156		0,077975534	NBP 114	0,007243757
NBP 169		0,112127381	NBP 128	0,014899178
NBP 183		0,160867994	NBP 144	0,071741409
NBP 197		0,230010828	NBP 155	0,090092299
NBP 211		0,327475045	NBP 169	0,094629868
NBP 225		0,473107708	NBP 184	0,137990262
NBP 239		0,681799738	NBP 198	0,253119211
NBP 253		0,957811061	NBP 211	0,397349429
NBP 267		1,323291454	NBP 225	0,491295805
NBP 280		1,837216486	NBP 239	0,661229504
NBP 294		2,558512328	NBP 253	0,926868964
NBP 308		3,557999871	NBP 267	1,291952694
NBP 322		4,88766739	NBP 280	1,778665671
NBP 336		6,58610167	NBP 294	2,41756887
NBP 350		8,682606954	NBP 308	3,256495106
NBP 364		11,31829586	NBP 322	4,336670218

NBP 378		14,84561612	NBP 336	5,70697452
NBP 392		19,66706829	NBP 350	7,490184476
NBP 406		26,30188989	NBP 364	9,817879208
NBP 420		42,19727987	NBP 378	12,8463144
NBP 435		134,9672906	NBP 392	17,04747633
NBP 467		41,30746747	NBP 406	23,38259496
NBP 495		37,7160156	NBP 420	36,37587125
NBP 523		37,86946938	NBP 439	104,3563893
NBP 552		39,78185332	NBP 468	91,72644671
NBP 579		44,37323122	NBP 495	114,4750537
NBP 606		40,11036764	NBP 522	66,46565214
NBP 634		29,03728212	NBP 548	34,04027287
NBP 674		36,4643496	NBP 571	30,72109127
NBP 727		18,96829172	NBP 596	29,65406915
NBP 772		12,35638493	NBP 625	28,04147213
NBP 990		49,46740283	NBP 672	49,95460868

Análisis del reporte para corte de residuo atmosférico de los crudos Hamaca control y Hamaca bioconvertido

En el reporte para el residuo atmosférico de los crudos Hamaca control y Hamaca bioconvertido, se observa que el flujo másico del residuo atmosférico del crudo Hamaca control es mayor (338653 Kg/h contra 265687 Kg/h) que el del residuo atmosférico del crudo Hamaca bioconvertido, hay entonces una reducción del residuo atmosférico del crudo Hamaca bioconvertido debido a la ganancia de los destilados nafta, kerosene, diesel y gasoil. Por otro lado al comparar los pesos moleculares de ambos crudos se observó que el peso molecular del residuo atmosférico del crudo Hamaca bioconvertido es bastante menor (389 g/mol contra 502 g/mol) que el del crudo Hamaca control, por lo que se puede presumir que en general es un crudo compuesto por moléculas más livianas y por tanto probablemente sea un residuo de mejor calidad que el crudo no biotratado.

Resultados de la simulación para la destilación al Vacío del crudo Hamaca control.

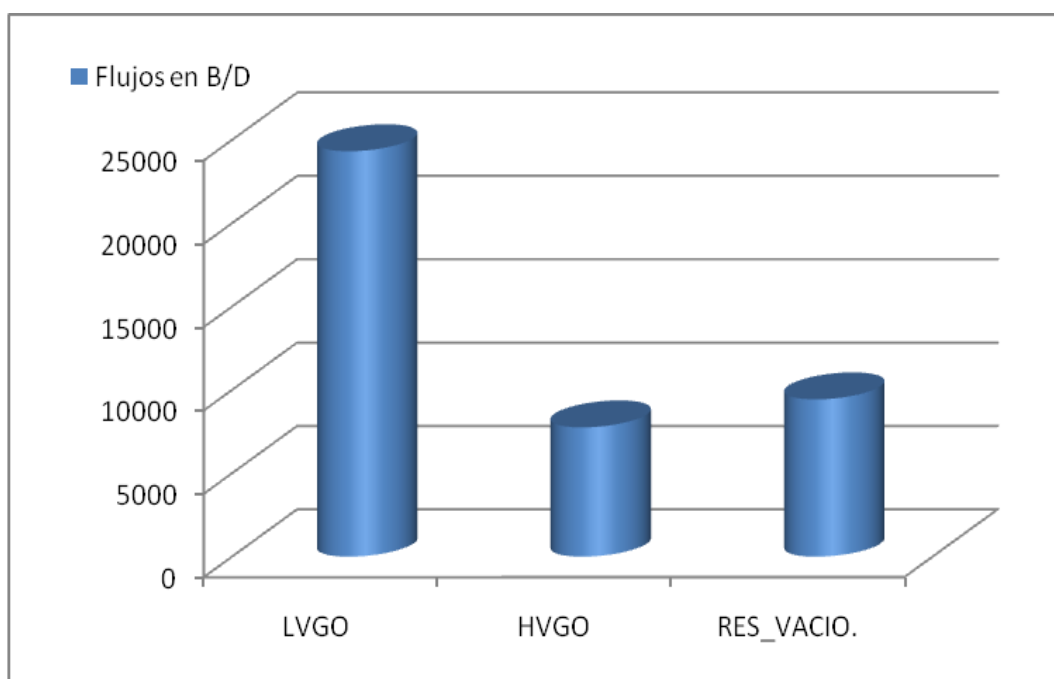


Figura 38: Resultados de la simulación para la destilación al vacío del crudo Hamaca control.

Tabla 19: Combustibles obtenidos a partir del crudo Hamaca control en la destilación al vacío simulada.

COMBUSTIBLE	Flujos en B/D
LVGO	24325,01
HVGO	7753,83
RES_VACIO.	9435,93
TOTAL	41514,77

*Se obvian los flujos de los gases de tope obtenidos por no formar parte de los objetivos de estudio de esta Tesis Especial de Grado. (Configuran menos del 12%)

Resultados de la simulación para la destilación al vacío del crudo Hamaca bioconvertido con Consorcio Optimo IDEA.

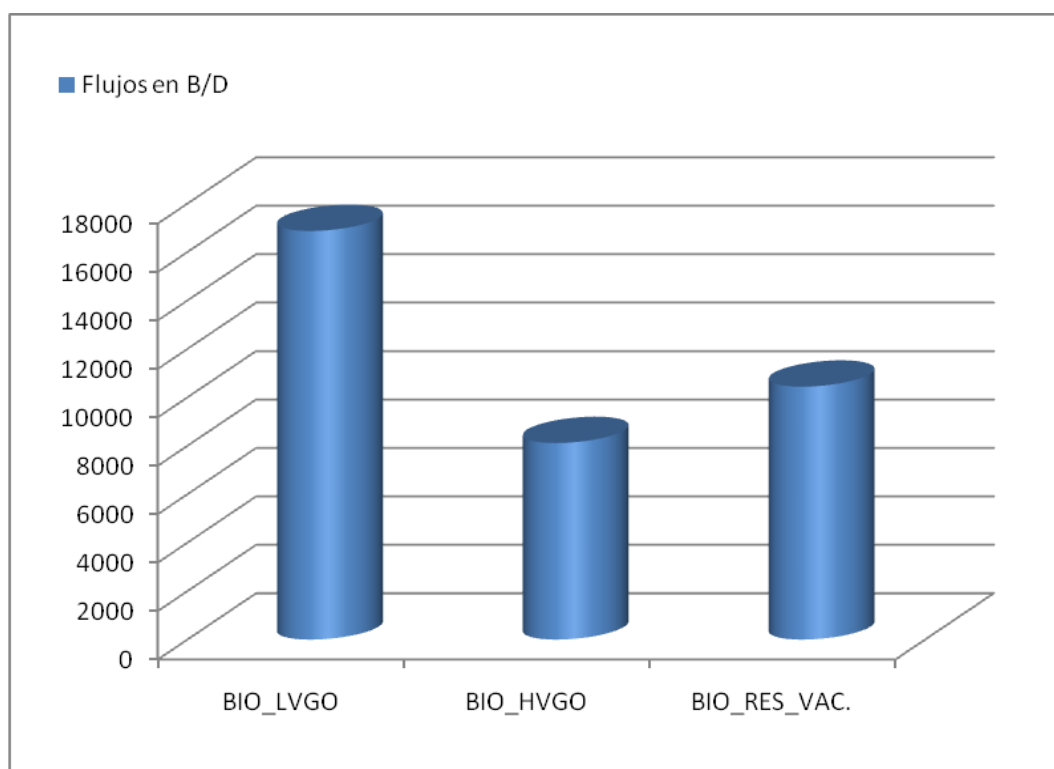


Figura 39: Resultados de la simulación para la destilación al vacío del crudo hamaca control.

Tabla 20: Combustibles obtenidos a partir del crudo Hamaca Bioconvertido con Biomaterial Consorcio Optimo IDEA en la destilación al vacío simulada.

COMBUSTIBLE	Flujos en B/D
BIO_LVGO	16871,86
BIO_HVGO	8115,74
BIO_RES_VAC.	10441,97
TOTAL	35429,57

*Se obvian los flujos de los gases de tope obtenidos por no formar parte de los objetivos de estudio de esta Tesis Especial de Grado.

Resultados de la simulación para la destilación al vacío del crudo Hamaca control junto con los del crudo Hamaca bioconvertido con Consorcio Optimo.

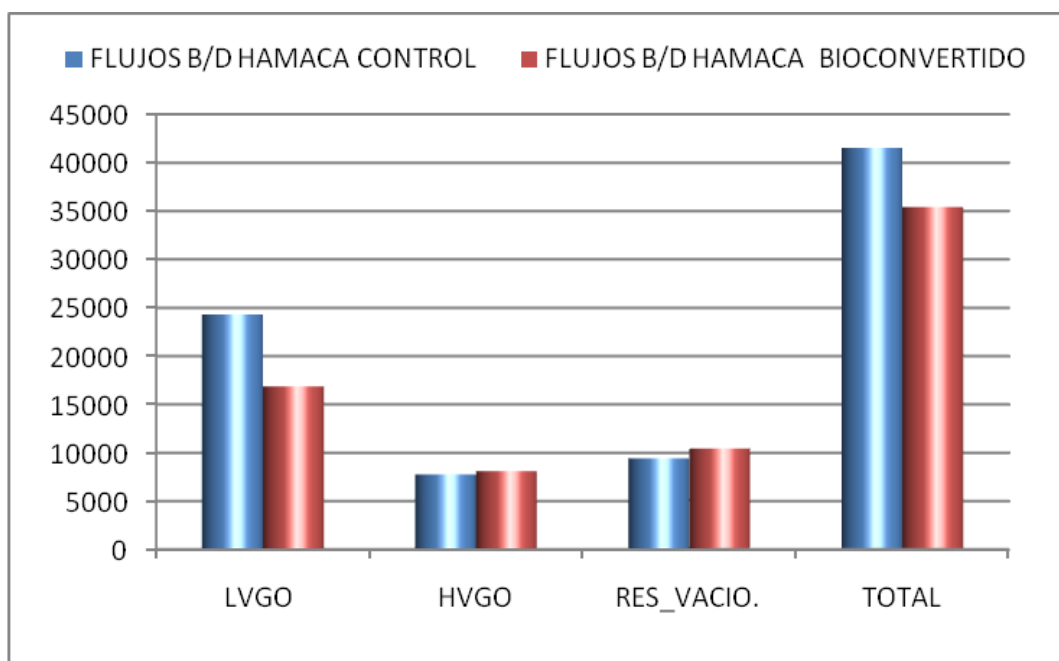


Figura 40: Resultados de la simulación para la destilación al vacío del crudo hamaca control.

Tabla 21: Flujos de combustibles a la salida de la torre de destilación al vacío y las variaciones que con respecto al crudo Hamaca control tuvo el crudo Hamaca bioconvertido con Consorcio Optimo IDEA.

COMBUSTIBLE	FLUJOS B/D HAMACA CONTROL	FLUJOS B/D HAMACA BIOCONVERTIDO	VARIACIÓN (%)
LVGO	24325,01	16871,86	-30,63
HVGO	7753,83	8115,74	4,667
RES_VACIO.	9435,93	10441,97	10,66
TOTAL	41514,77	35429,57	-14,65

*Se obvian los flujos de los gases de tope obtenidos por no formar parte de los objetivos de estudio de esta Tesis Especial de Grado.

Análisis de las simulaciones al Vacío:

De la tabla anterior se puede observar que hubo inicialmente una variación negativa de 30,60 % en el flujo de gasóleo ligero de vacío (LVGO) bioconvertido, con respecto al LVGO del crudo Hamaca control, lo que se puede atribuir al hecho de que parte de las moléculas bioconvertidas al ser más fácilmente fraccionables, debido presumiblemente a que vienen previamente oxidadas y con los enlaces carbono-carbono debilitados, salieron ya en los cortes superiores en la torre de destilación atmosférica. Por otro lado, la disminución del flujo de gasóleo liviano de vacío en el caso del crudo Hamaca bioconvertido, representa una ganancia en combustibles de la etapa atmosférica de mayor valor de mercado, y la disminución del LVGO, (cuyo mercado se ha venido restringiendo) significa menos costos adicionales, (hidrotratamiento) para adecuarlo a las exigencias del mercado.

En cuanto al corte de gasóleo pesado de vacío (HVGO) bioconvertido registró un aumento, aunque en un porcentaje mínimo al igual que el residuo largo o de vacío bioconvertido.

Por otro lado al igual que se hizo en los destilados de la torre atmosférica seguidamente se analizará un reporte de los destilados de la torre de vacío.

Tabla 22: Reporte de las propiedades y flujos del gasóleo ligero de vacío (LVGO) control y bioconvertido del crudo Hamaca.

Stream (Summary)	UOM	LVGO	Stream (Summary)	BIO_LVGO
Name		LVGO	Name	BIO_LVGO
Description		LVGO	Description	BIO_LVGO
Phase		Liquid	Phase	Liquid
Thermodynamic System		GS01	Thermodynamic System	GS01
Total Molar Rate	kg-mol / hr	423,986	Total Molar Rate	346,7347681
Total Mass Rate	kg / hr	130683,003	Total Mass Rate	106100,0551
Temperature	C	225,965	Temperature	220,6633876
Pressure	mm Hg	78,799	Pressure	78,79999931
Total Molecular Weight		308,224	Total Molecular Weight	305,9977392
Total Specific Enthalpy	kcal / kg	98,53278504	Total Specific Enthalpy	94,07315401
Total Cp	BTU/lb-F	0,548	Total Cp	0,533102374
Total Molar Component Rates	kg-mol / hr		Total Molar Component Rates	
H2O		0,18052	H2O	0,156242982
C2		0,04995	C2	0,041860393
C3		0,02832	C3	0,023933019
IC4		1,2E-06	IC4	9,69136E-07
NC4		3,5E-06	NC4	2,74963E-06
IC5		8,2E-06	IC5	6,28927E-06
NC5		2,5E-05	NC5	1,89332E-05
NBP 90		0,00021	NBP 29	3,03207E-05
NBP 100		0,00092	NBP 58	3,65554E-05
NBP 114		0,00297	NBP 72	7,5254E-05
NBP 128		0,00889	NBP 86	0,000165903
NBP 142		0,02407	NBP 100	0,000400887
NBP 156		0,05537	NBP 114	0,001106555
NBP 169		0,10834	NBP 128	0,003744424
NBP 183		0,19230	NBP 144	0,030266624
NBP 197		0,31794	NBP 155	0,05365461
NBP 211		0,49872	NBP 169	0,080743157
NBP 225		0,75935	NBP 184	0,150730057
NBP 239		1,12233	NBP 198	0,32487486
NBP 253		1,59317	NBP 211	0,563891707
NBP 267		2,20880	NBP 225	0,735756632
NBP 280		3,08172	NBP 239	1,012259086
NBP 294		4,35441	NBP 253	1,424398949
NBP 308		6,24376	NBP 267	1,97323041
NBP 322		9,03916	NBP 280	2,690470675
NBP 336		13,12306	NBP 294	3,631566931
NBP 350		18,69854	NBP 308	4,89960594

NBP 364		25,24831	NBP 322	6,636926884
NBP 378		31,38069	NBP 336	9,090382025
NBP 392		35,94549	NBP 350	12,7273475
NBP 406		39,60116	NBP 364	17,9235524
NBP 420		51,14400	NBP 378	24,23741416
NBP 435		129,5231	NBP 392	30,38380487
NBP 467		24,41512	NBP 406	35,66751719
NBP 495		13,55140	NBP 420	44,17894062
NBP 523		6,850696	NBP 439	86,92147343
NBP 552		2,943806	NBP 468	37,78219494
NBP 579		1,207940	NBP 495	19,23442544
NBP 606		0,384168	NBP 522	3,519380914
NBP 634		0,084703	NBP 548	0,490708117
NBP 674		0,012431	NBP 571	0,118146407
NBP 727		0,000145	NBP 596	0,021106892
NBP 772		1,792E-06	NBP 625	0,002302807
NBP 990		1,291E-18	NBP 672	6,862E-05

Análisis del reporte para corte de gasóleo ligero de vacío de los crudos Hamaca control y Hamaca bioconvertido

De la tabla anterior se constató en el gasóleo liviano de vacío (LVGO) que los pesos moleculares de ambos cortes, (bioconvertido y control) son similares, (305 g/mol contra 308 g/mol), y al observar cada uno de sus pseudocomponentes se observó en el crudo Hamaca control una mayor proporción en los pseudocomponentes principales lo que presumiblemente signifique que se trata de un mejor crudo o con mejores especificaciones de gravedad API y viscosidad, esto debido posiblemente en parte a que una proporción de los pseudocomponentes más livianos en el crudo Hamaca bioconvertido destilaron junto con los combustibles atmosféricos.

Tabla 23: Reporte de las propiedades y flujos del gasóleo pesado de vacío (HVGO) control y bioconvertido del crudo Hamaca.

Stream (Summary)	UOM	HVGO	Stream (Summary)	BIO_HVGO
Name		HVGO	Name	BIO_HVGO
Description		HVGO	Description	BIO_HVGO
Phase		Liquid	Phase	Liquid
Thermodynamic System		GS01	Thermodynamic System	GS01
Total Molar Rate	kg-mol / hr	96,46700458	Total Molar Rate	116,5337144
Total Mass Rate	kg / hr	44152,71847	Total Mass Rate	43302,2063
Temperature	C	385,7439167	Temperature	352,8971745
Pressure	mm Hg	88,39999851	Pressure	88,39999851
Total Molecular Weight		457,6976207	Total Molecular Weight	371,5852236
Total Specific Enthalpy	kcal / kg	189,4720837	Total Specific Enthalpy	168,3522465
Total Cp	BTU/lb-F	0,647060204	Total Cp	0,62218542
Total Molar Component Rates	kg-mol / hr		Total Molar Component Rates	
H2O		0,00402939	H2O	0,008877627
C2		0,002167704	C2	0,003279474
C3		0,000885943	C3	0,001421972
IC4		3,20755E-08	IC4	4,89922E-08
NC4		8,45612E-08	NC4	1,29698E-07
IC5		1,59645E-07	IC5	2,47244E-07
NC5		4,53763E-07	NC5	7,04203E-07
NBP 90		1,40079E-06	NBP 29	9,87474E-07
NBP 100		4,87288E-06	NBP 58	8,75876E-07
NBP 114		1,09683E-05	NBP 72	1,46522E-06
NBP 128		2,31324E-05	NBP 86	2,50918E-06
NBP 142		4,48872E-05	NBP 100	4,50025E-06
NBP 156		7,85249E-05	NBP 114	8,8727E-06
NBP 169		0,000127035	NBP 128	2,09431E-05
NBP 183		0,00020731	NBP 144	0,000116489
NBP 197		0,000346822	NBP 155	0,000163829
NBP 211		0,000589256	NBP 169	0,00020013
NBP 225		0,001015773	NBP 184	0,000341399
NBP 239		0,001748026	NBP 198	0,000747665
NBP 253		0,002943755	NBP 211	0,001418908
NBP 267		0,004913859	NBP 225	0,002135179
NBP 280		0,008355488	NBP 239	0,003505839
NBP 294		0,014551667	NBP 253	0,006008164
NBP 308		0,026008415	NBP 267	0,01029358
NBP 322		0,047485869	NBP 280	0,017578221
NBP 336		0,088074512	NBP 294	0,030065707
NBP 350		0,162668862	NBP 308	0,051989876
NBP 364		0,289652166	NBP 322	0,091327582

NBP 378		0,48410535	NBP 336	0,164299118
NBP 392		0,762791043	NBP 350	0,30644287
NBP 406		1,180757673	NBP 364	0,583956885
NBP 420		2,220879637	NBP 378	1,087748249
NBP 435		8,725371836	NBP 392	1,918362765
NBP 467		4,74763428	NBP 406	3,246598065
NBP 495		7,636105555	NBP 420	5,967681944
NBP 523		11,59495466	NBP 439	21,03758376
NBP 552		14,73495398	NBP 468	24,01242247
NBP 579		16,87359128	NBP 495	32,40002114
NBP 606		13,91270441	NBP 522	15,75296011
NBP 634		7,931581531	NBP 548	5,40009999
NBP 674		4,648348062	NBP 571	2,834683602
NBP 727		0,337061972	NBP 596	1,199440148

Análisis del reporte para corte de gasóleo pesado de vacío de los crudos Hamaca control y Hamaca bioconvertido

Del corte de gasóleo pesado de vacío es importante destacar que los respectivos pesos moleculares del corte control y el bioconvertido son aproximadamente 457g/mol y 371g/mol respectivamente, lo que revela que en líneas generales gran parte de las moléculas del gasóleo bioconvertido tienen menor tamaño y punto de ebullición que las del gasóleo control, y detallando la tabla de cada corte se observa que desde el NBP 522 en adelante aumenta el flujo molar de pseudocomponentes para el gasóleo control hasta el NBP 579, mientras que en el gasóleo bioconvertido es a partir de este punto en que empieza a disminuir el flujo de estos. En otras palabras podría pensarse que el gasóleo pesado bioconvertido se ha transformado en un corte de mejor calidad y que más fácilmente alcanzará aguas abajo y tras las respectivas mezclas, las especificaciones para combustibles residuales usados en barcos e instalaciones comerciales en diferentes combinaciones para generación de energía y calor.

Tabla 24: Reporte de las propiedades y flujos del residuo de vacío control y bioconvertido del crudo Hamaca. Se presentan solo los puntos de ebullición normal (NBP) principales para facilitar el análisis.

Stream (Summary)	UOM	RES_VACIO.	Stream (Summary)	BIO_RES_VAC.
Name		RES_VACIO.	Name	BIO_RES_VAC.
Description		RES_VACIO.	Description	BIO_RES_VAC.
Phase		Liquid	Phase	Liquid
Thermodynamic System		GS01	Thermodynamic System	GS01
Total Molar Rate	kg-mol / hr	59,0140237	Total Molar Rate	119,0544338
Total Mass Rate	kg / hr	60199,3894	Total Mass Rate	55264,14461
Temperature	C	457,519381	Temperature	369,4056964
Pressure	mm Hg	114,999999	Pressure	114,9999992
Total Molecular Weight		1020,08617	Total Molecular Weight	464,1922426
Total Specific Enthalpy	kcal / kg	228,487624	Total Specific Enthalpy	175,8397968
Total Cp	BTU/lb-F	0,66671334	Total Cp	0,627852803
Total Molar Component Rates	kg-mol / hr		Total Molar Component Rates	
H2O		0,01583378	H2O	0,060483699
C2		1,818E-06	C2	6,72311E-06
C3		7,0199E-07	C3	3,48537E-06
IC4		2,9063E-11	IC4	1,56796E-10
NC4		7,5628E-11	NC4	4,25719E-10
NBP 308		0,00015239	NBP 308	0,003972447
NBP 322		0,00029984	NBP 322	0,008344694
NBP 336		0,00060149	NBP 336	0,017945089
NBP 350		0,0012052	NBP 350	0,039906178
NBP 364		0,00233416	NBP 364	0,090177198
NBP 378		0,00425041	NBP 378	0,197517483
NBP 392		0,00730287	NBP 392	0,405036603
NBP 406		0,01194989	NBP 406	0,780400975
NBP 420		0,02355965	NBP 420	1,60773083
NBP 435		0,09790138	NBP 439	6,493301611
NBP 467		0,06138609	NBP 468	9,322667687
NBP 495		0,12201059	NBP 495	17,89677951
NBP 523		0,28878948	NBP 522	15,08771525
NBP 552		0,73704849	NBP 548	10,20621137
NBP 579		1,91566826	NBP 571	10,98076687
NBP 606		3,62046793	NBP 596	11,94749023
NBP 634		4,92097447	NBP 625	12,00727074
NBP 674		11,5734516	NBP 672	21,89690219

Análisis del reporte para corte de residuo de vacío de los crudos Hamaca control y Hamaca bioconvertido

De la tabla reporte del residuo de vacío control y bioconvertido del crudo Hamaca, el aspecto más relevante observado fue el peso molecular del residuo del crudo Hamaca bioconvertido respecto del crudo Hamaca control. Esta gran diferencia (464 g/mol contra 1020 g/mol), establece muy posiblemente que el residuo del crudo Hamaca bioconvertido cuenta con una mayor cantidad de moléculas (representadas en grupos de pseudocomponentes por punto de ebullición promedio) más pequeñas en general que las del crudo Hamaca control, lo que explica la diferencia en cuanto a la temperatura general de destilación, aproximadamente 369 °C., del residuo bioconvertido contra aproximadamente 457 °C., del residuo control. Lo anterior guarda relación con la posible menor viscosidad, una menor densidad específica y por ende un mayor grado API del crudo Hamaca bioconvertido con respecto al control por lo explicado en análisis anteriores.

En otras palabras podría pensarse que el residuo de vacío bioconvertido se ha transformado en un corte de mejor calidad y que más fácilmente alcanzará aguas abajo y tras las respectivas mezclas, las especificaciones para combustibles residuales usados en barcos e instalaciones comerciales en diferentes combinaciones para generación de energía y calor.

Tabla 25: Porcentaje de cada etapa de destilados con respecto al total de estos, considerando las etapas de destilación atmosférica y la destilación al vacío entre los crudos Hamaca control y Hamaca bioconvertido.

Combustibles	FLUJO (B/D) Control	% del total	FLUJO (B/D) Bioconvertido	% del total
Atmosféricos	90390,43	68,52	101136,33	74,06
Vacío	41514,77	31,47	35429,57	25,94

Nota: Entre los destilados atmosféricos no se toma en cuenta el residuo atmosférico que va en parte hacia la destilación al vacío, además parte del flujo de gasoil atmosférico es utilizado para compensar el residuo atmosférico desviado y para diluir la corriente de residuo atmosférico de manera de alcanzar las características adecuadas de viscosidad y gravedad API a la entrada de la torre de destilación al vacío. Este flujo es aproximadamente la misma cantidad de corriente del residuo atmosférico desviado, en cada caso unos 30,000 barriles por día.

Análisis de la variación de los flujos de combustibles atmosféricos y de vacío del crudo Hamaca Bioconvertido con respecto al crudo control

De la tabla anterior se evidencia el aumento, en cuanto al porcentaje total de combustibles en la etapa de destilación atmosférica del crudo Hamaca bioconvertido (aprox. 74%), con respecto a la misma etapa en el crudo Hamaca control (aprox. 68,5%), y la disminución del porcentaje de destilados de la etapa al vacío (aprox. 26%) del crudo Hamaca bioconvertido con respecto al crudo Hamaca control (aprox. 31,5%). Esto representa una ganancia en cuanto al volumen comercializable de los combustibles con mayor valor de mercado y sobre todo entre los principales (nafta, kerosene, diesel) (véase tabla 13). Además representa una disminución del volumen de los crudos a tratar aguas abajo de la etapa al vacío, con las ventajas económicas que esto conlleva en cuanto a ahorro de energía de procesos de mejoramiento de combustibles (LVGO, HVGO) en la etapa de destilación al vacío.

Antes de analizar el posible impacto de integrar la etapa de vapoconversión a este análisis de resultados se harán unas consideraciones:

1. No fue posible obtener una muestra del crudo Hamaca control y del mismo previamente bioconvertido, que hubieran sido sometidos a las etapas de destilación atmosférica y destilación al vacío de manera de someterlo a un proceso de vapoconversión y eventualmente usar sus termogramas de manera similar a los usados en la etapa inicial.
2. Se tomaron los resultados de la patente “Steam Conversion Process and Catalyst” obtenidos a escala de laboratorio y para otro crudo (Zuata) considerando que los residuos de vacío de diferentes crudos guardan similitud en cuanto a características químicas.
3. Para observar el posible efecto de la integración del proceso de vapoconversión a una refinería se escalaron estos resultados (considerando solo los porcentajes de variación) a los flujos de residuo de vacío del crudo control y del crudo bioconvertido.

Nota: Para considerar la eventual posible mejora del residuo de vacío sometido a vapoconversión, primero se tomaron los barriles por día de gasóleo ligero de vacío (LVGO), gasóleo pesado de vacío (HVGO) y del residuo de vacío, obtenidos de la simulación y se determinó, el porcentaje de estos con respecto a los destilados totales, para posteriormente ver la contribución del tratamiento de este último (residuo de vacío) con respecto al total. En la siguiente tabla están reflejados los barriles por día de cada etapa y la contribución de esta en el total.

Tabla 26: Flujo total de combustibles HVGO y LVGO y porcentaje de cada uno con respecto al flujo total de combustibles de los crudos Hamaca control y Hamaca bioconvertido.

COMBUSTIBLES	FLUJO (B/D) Control	% del total	FLUJO (B/D) Bioconvertido	% del total
LVGO	24325,01	18,44	16871,86	12,79
HVGO	7753,83	5,878	8115,74	6,152
RES_VACIO.	9435,93	7,153	10441,97	7,916

Como puede observarse en la tabla anterior el flujo en barriles por día del residuo de vacío bioconvertido representa a lo sumo un 8% aproximadamente del total de los destilados mientras que para el crudo control es de un 7%. A estos flujos se trasladaran los posibles resultados de una eventual vapoconversión.

De la tabla 9, se calcularon en porcentaje las mejoras derivadas de la vapoconversión (tabla 26) del crudo Cerro Negro y su posterior fraccionamiento, para trasladar estos resultados al flujo en barriles por día del residuo de vacío en el caso del crudo control y el del crudo previamente biotratado.

Tabla 27: Porcentaje de destilados para viscorreducción y vapoconversión y porcentaje de variación de vapoconversión con respecto a viscorreducción.

DESTILADOS	(%P/p) VIS	(%P/P) VPC	% de Variación
NAFTA	4,00	4,62	15,50
KERO+DIESEL	20,00	26,63	33,15
GASOIL	25,90	30,4	17,37
RESIDUO	48,11	36,79	-23,53

Una vez calculados los porcentajes de variación, estos se trasladaron a los flujos obtenidos de residuo de vacío para el crudo Hamaca control y el crudo Hamaca bioconvertido para conocer sus resultados en barriles por día.

Tabla 28: Estimado en barriles por día y posible porcentaje de variación de los flujos mediante los dos sistemas, Viscorreducción y Vapoconversión una vez aplicado los procesos al flujo del residuo de vacío del crudo Hamaca control.

DESTILADO	FLUJO (B/D) VISCORREDUCCIÓN	FLUJO (B/D) VAPOCONVERSIÓN	% DE VARIACIÓN
NAFTA	377,43	435,93	15,5
KERO+DIESEL	1887,18	2512,78	33,15
GASOIL	2443,90	2868,52	17,37
RESIDUO	4539,62	3471,47	-23,53

Tabla 29: Estimado en barriles por día y posible porcentaje de variación de los flujos mediante los dos sistemas, Viscorreducción y Vapoconversión una vez aplicado los procesos al flujo del residuo de vacío del crudo Hamaca bioconvertido.

DESTILADO	FLUJO (B/D) VISCORREDUCCIÓN	FLUJO (B/D) VAPOCONVERSIÓN	% DE VARIACIÓN
NAFTA	417,68	482,42	15,5
KERO+DIESEL	2088,39	2780,69	33,15
GASOIL	2704,47	3174,36	17,37
RESIDUO	5023,63	3841,60	-23,53

Análisis del posible comportamiento del residuo de vacío al ser sometido a Viscorreducción y/o Vapoconversión

Como se dijo en el punto uno de las consideraciones, esto solo representa el estudio de la variación del volumen de combustibles para el caso en el que el crudo Hamaca fuese sometido a viscorreducción y vapoconversión, asumiendo que los porcentajes de variación fueran semejantes y sin considerar el efecto que sobre ambos casos (viscorreducción y Vapoconversión) posiblemente tendría un crudo previamente biotratado con respecto a otro sin biotratar, porque como está demostrado en el reporte de las propiedades y flujos del residuo de vacío control y bioconvertido del crudo Hamaca, el residuo de vacío del crudo Hamaca bioconvertido es en

principio y según el reporte un mejor crudo, esto sin considerar las mejoras que a nivel molecular, muy probablemente tendría este crudo, entre las que se destacan un mayor nivel de oxidación intermolecular que debilita los enlaces carbono-carbono de las macromoléculas lo que les confiere una mayor craqueabilidad al momento de un eventual tratamiento térmico, sea este Viscorreducción o Vapoconversión.

Considerando todo lo anterior sería posible esperar entonces un mayor grado de variación y/o mejora de los destilados del crudo Hamaca bioconvertido (tabla 29) en ambos casos (Viscorreducción y Vapoconversión) con respecto a los mismos en el crudo Hamaca control (tabla 28), y sobre todo del crudo Hamaca previamente bioconvertido y posteriormente sometido a vapoconversión, con respecto al crudo Hamaca control viscorreducido, además de una disminución del residuo final.

En las siguientes tablas se especifica la suma y variación en cuanto a combustibles totales (nafta, kerosene, diesel y gasoil) que posiblemente se obtendrían del procesamiento del residuo de vacío mediante viscorreducción y Vapoconversión para los crudos Hamaca control y Hamaca bioconvertido.

Tabla 30: Suma y variación en cuanto a combustibles totales (nafta, kerosene, diesel y gasoil) que posiblemente se obtendrían del procesamiento del residuo de vacío mediante viscorreducción y Vapoconversión para el crudo Hamaca control.

DESTILADO	FLUJO (B/D) VISCORREDUCCIÓN	FLUJO (B/D) VAPOCONVERSIÓN	% DE VARIACIÓN
NAFTA	377,437	435,93	15,5
KERO+DIESEL	1887,18	2512,78	33,15
GASOIL	2443,90	2868,52	17,37
N+K+D+G	4708,52	5817,25	23,55

Tabla 31: Suma y variación en cuanto a combustibles totales (nafta, kerosene, diesel y gasoil) que posiblemente se obtendrían del procesamiento del residuo de vacío mediante viscorreducción y Vapoconversión para el crudo Hamaca bioconvertido.

DESTILADO	FLUJO (B/D) VISCORREDUCCIÓN	FLUJO (B/D) VAPOCONVERSIÓN	% DE VARIACIÓN
NAFTA	417,678	482,419	15,5
KERO+DIESEL	2088,39	2780,69	33,15
GASOIL	2704,47	3174,35	17,37
N+K+D+G	5210,54	6437,47	23,55

Como se observó anteriormente de manera individual, la suma de combustibles derivados del residuo de vacío del crudo Hamaca bioconvertido tras su posterior tratamiento sea con el proceso viscorreducción o con el proceso Vapoconversión posiblemente aumentan con respecto a los del crudo Hamaca control, y se observa un mayor volumen de combustibles en el caso del crudo Hamaca bioconvertido sometidos a vapoconversión con respecto a los sometidos a viscorreducción.

Nota: En los casos anteriores se consideró la mejora circunstancial de ambos crudos sin poder considerar la ventaja del crudo bioconvertido con respecto al crudo control.

Tabla 32: Variación del flujo de combustibles del crudo Hamaca control en cada una de las tres etapas estudiadas de obtención de los mismos: atmosférica, al vacío y posterior a la viscorreducción.

COMBUSTIBLE	FLUJO CONTROL(B/D)	FLUJO BIOCONVERTIDO(B/D)	% DE VARIACIÓN
ATMOSFÉRICO	90390,43	101136,33	11,88
DE VACÍO	41514,77	35429,57	-14,65
VISCORREDUCIDO	4708,52	5210,54	10,66
TOTAL	136613,72	141776,44	3,779

Tabla 33: Variación del flujo de combustibles del crudo Hamaca bioconvertido en cada una de las tres etapas estudiadas de obtención de los mismos, atmosférica, al vacío y posterior a la vapoconversión.

COMBUSTIBLE	FLUJO CONTROL(B/D)	FLUJO BIOCONVERTIDO(B/D)	% DE VARIACIÓN
ATMOSFÉRICO	90390,43	101136,33	11,88
DE VACÍO	41514,77	35429,57	-14,65
VAPOCONVERTIDO	5817,25	6437,47	10,66
TOTAL	137722,45	143003,37	3,834

Análisis de la variación del flujo de combustibles del crudo Hamaca control y del crudo Hamaca bioconvertido en cada una de las tres etapas estudiadas de obtención de los mismos, atmosférica, al vacío y posterior a la Viscosreducción o Vapoconversión

Como se puede apreciar en las tablas 32 y 33, hubo en total (sumando las tres etapas), un aumento del flujo en barriles de combustible por día para el crudo Hamaca bioconvertido con respecto al Hamaca control, en específico de unos 5000 bpd en cada caso. Sin embargo el mayor aumento estuvo en las etapas atmosférico y post-vacío, donde hubo aumentos de aproximadamente 11.88 y 10.66% respectivamente, mientras que en la etapa de vacío hubo una disminución de un 14,6%, unos 6000 bpd, esta última etapa paso de una contribución de 31.5% a un 26% con respecto al total, mientras que la etapa atmosférica paso de una contribución de un 68,5% a un 74%, en consecuencia el mayor aumento de combustibles posiblemente ocurriría en la etapa atmosférica (aproximadamente 10000 bpd), donde estos tienen más valor.

Por otro lado en la industria petrolera actual es de suma importancia dar valor agregado a los combustibles residuales, convirtiéndolos en combustibles con mayor valor de mercado de manera de maximizar la ganancia, entonces gana relativa importancia el hecho de aumentar la recuperación en etapas posteriores a la destilación al vacío y reducir al mínimo el residuo final (tabla 29). La vapoconversión ofrece resultados que justificarían su implementación. En el caso expuesto solo se trasladaron posibles resultados, los cuales no consideraron la bioconversión previa del crudo, solo el hecho de que se trataban de residuos de vacío, pero hay que agregar que el impacto de esta tecnología sobre un crudo previamente biotratado, seguramente devendría en mejores resultados debido a que este crudo viene previamente oxidado y con sus enlaces carbono-carbono debilitados, lo que favorecería su procesamiento.

CAPÍTULO V

BASES DE DISEÑO

En esta sección se presentan los parámetros considerados para el diseño de la integración de las tecnologías Bioconversión/Vapoconversión para el mejoramiento de crudos pesados en una instalación de conversión profunda existente.

5.1 Ubicación de la planta.

La refinería debe localizarse muy cerca de la zona de producción del crudo, para facilitar el transporte del mismo sin el uso de la nafta. Por ello esta posible nueva planta se ubicaría en la Faja Petrolífera del Orinoco en el campo Hamaca, estado Anzoátegui, cerca del poblado denominado Soledad, lo cual resulta conveniente para el empleo del personal requerido para operar en la planta.

5.2 Capacidad de la refinería.

El diseño se realizó estableciendo un valor de capacidad de la planta de 5000 Bbl/h para una producción diaria de 120000 Bbl; el cual es determinado considerando a esta unidad como un planta que podría procesar aproximadamente 350 pozos productores del crudo proveniente de la zona Ayacucho (Antes Hamaca) perteneciente a la Faja Petrolífera del Orinoco.

5.3 Características y condiciones de la materia prima.

La planta utiliza como única materia prima un flujo de crudo extrapesado. A continuación se presenta la tabla N° 1 donde se especifican algunas características fisicoquímicas del mismo:

Tabla 34: Propiedades del crudo Neto

Temperatura (°C)	80
Gravedad Específica (60/60)	1.010
Gravedad API	8.6
Viscosidad (cSt)	1105
Composiciones	
Carbón Residual (wt %)	15.1
C ₇ insoluble (wt %)	12.1
C ₅ insoluble (wt %)	16.1
Azufre (wt %)	3.9
Nitrógeno (ppm wt)	5810
Níquel (ppm wt)	48
Vanadio (ppm wt)	308

5.4 Especificaciones de los productos:

La unidad de destilación atmosférica generaría: nafta, kerosene, diesel, gasóleo atmosférico y residuo atmosférico, mientras que la unidad de destilación al vacío generaría: gasóleo ligero de vacío, gasóleo pesado y residuo de vacío. Por último la torre de destilación posterior a la unidad de vapocraqueo generaría: nafta, kerosene, diesel y gasoil de vapocraqueo. De estos productos se deberían obtener: (mediante los respectivos tratamientos; reformación catalítica, alquilación, hidrotratamiento, blending, etc,) la gasolina, kerosene, diesel, gasóleo y residuo atmosférico (posteriormente Fuel Oil 650) con las siguientes especificaciones:

Tabla 35: Especificaciones para la gasolina.

Propiedad	Unidad	Óptima	Popular
Número de octano RON		95	87
Presión de vapor Reid	Psi	9	9
Contenido de azufre	%peso	0,1	0,1
Rango de destilación			

Tabla 36: Especificaciones para el kerosene.

Propiedad	Unidad	Valor
Punto de inflamación	°C	43
Densidad relativa a 15,6 °C	----	0,8
Contenido de azufre	%peso	0,25
Punto final de destilación	°C	300

Tabla 37: Especificaciones para el diesel.

Propiedad	Unidad	Valor
Número de cetano	---	45
Viscosidad a 40 °C	cSt	4,6
Contenido de azufre	%peso	0,70
Rango de destilación		
10%	°C	242
90%	°C	346

Tabla 38: Especificaciones para el gasóleo.

Propiedad	Unidad	Valor
Viscosidad cinemática a 40 °C	cSt	5,8
Densidad relativa a 15,6 °C		0,870
Contenido de azufre	% peso	0,9
Rango de destilación		
P.I.E.	°C	212
90 %	°C	366
P.F.E.	°C	387
Carbón Conradson	% Peso	0,004

Tabla 39: Especificaciones para el fuel oil 650.

Propiedad	Unidad	Valor
Viscosidad cinemática a 50 °C	cSt	622
Viscosidad cinemática a 100 °C	cSt	33
Densidad relativa a 15,6 °C	---	0,933
Contenido de azufre	% Peso	2,7
Carbón Conradson	% Peso	0,004

5.5 Características de los servicios industriales.

Los principales servicios industriales y sistemas auxiliares empleados en la unidad serían:

- **Agua de enfriamiento:** se utiliza como el refrigerante más común en las operaciones de toda refinería. El sistema de agua de enfriamiento sería un circuito cerrado. El enfriamiento por aire, mediante torres de enfriamiento, se maximizaría para reducir la importación global en la

refinería del agua fresca, y adicionalmente se debería disminuir la purga de agua hacia la unidad de tratamiento de aguas.

- **Vapor:** La generación de vapor se suministraría principalmente por calderas a gas. Este servicio, se emplea básicamente como fluido de calentamiento en el serpentín del tanque de almacenamiento de residuo de vacío. Se utilizarán en la unidad tanto vapor de media como vapor de baja.
- **Aire de instrumentos y de servicios:** Estos servicios serian suministrados por un sistema de aire comprimido centralizado. El aire de instrumentos sería usado para proveer la fuerza motriz a los actuadores y otros elementos de control, y el aire de servicios sería usado en las tareas de mantenimiento como fuente de poder para las herramientas neumáticas.
- **Energía eléctrica:** se utiliza para el funcionamiento de todos los equipos e instalaciones eléctricas. La refinería tendría como fuente de suministro eléctrico el sistema interconectado nacional a través de una nueva subestación adyacente a la refinería.
- **Gas combustible:** Las fuente de alimentación del Sistema de Gas Combustible es de gas natural (LHV=19700 Btu/lb fuel gas) proveniente desde el sistema de distribución NORTE LLANERO.
- **Sistema de alivio y Venteo:** La unidad de destilación al vacío seria aliviada por los sistemas de mecurrios de alta y baja presión. En el diseño de los sistemas de mecurrios la prevención ha sido considerada con la finalidad de mantener las emisiones atmosféricas por debajo de los límites de seguridad permisible, de acuerdo con las regulaciones ambientales Venezolanas.

5.6 Factor de servicio.

Para determinar este valor se supuso que la torre de destilación atmosférica y la torre de destilación al vacío tienen una parada de mantenimiento conjunta de 28 días con una frecuencia de cada 3 años, mientras que la viscorreductora tiene una parada de servicio de una duración de 3 semanas cada 3 años, adicionalmente serán considerados 7 días al año, asociados a posibles contingencias que impedirían la continuidad de las operaciones. Con lo cual se llega a un factor de servicio de 0,94 calculado a partir de la siguiente relación:

$$F.S. = \frac{DiasOperación}{DiasTotales} = \frac{1025}{1095} = 0,94$$

5.7 Manejo de efluente.

La industria petrolera enfrenta muchos problemas ambientales debido al grado de contaminación de sus efluentes y el impacto ambiental generado por estos.

La presencia de mercaptanos y H_2S en el crudo usado como combustible en los hornos traerá como consecuencia la formación de SO_2 en los gases efluentes. Para disminuir el efecto de esta emisión al medio ambiente, se podría utilizar una chimenea con una longitud considerable; la cual por efecto de tiro permite incrementar la velocidad media dispersando el contenido de SO_2 ; de esta manera se evita la formación de lluvias ácidas en las inmediaciones de la instalación y daños ocasionados a los equipos.

Los efluentes generados en la torre de destilación atmosférica, de la unidad de Destilación al Vacío y de la viscorreductora son: Aguas aceitosas, gases no condensables, gases del sistema de alivio y venteo y finalmente emisiones gaseosas provenientes del horno de vacío. Para minimizar el impacto ambiental de estos efluentes, la refinería precisará de un sistema de tratamiento de aguas aceitosas y un sistema de quema completa de los gases no condensables y de combustión.

5.8 Requerimientos de almacenaje.

Antes del almacenamiento de crudo, este debe ser tratado mediante separación del agua libre y del gas asociado. Las distintas tuberías que vienen de los yacimientos van hacia un colector y de ahí a los tanques. Para el funcionamiento ininterrumpido de la refinería se necesitarían 2 tanques de almacenamiento al inicio del proceso para la recolección del crudo que viene de los pozos, estos tanques serían verticales con techo fijo y cónico, venteados a la atmósfera, de volúmenes de 24000 m^3 cada uno y cuyas dimensiones serían de 45.4 m de diámetro y 14,6 m de altura. Para la construcción de los mismos se emplearían láminas de acero al carbono y tendrían bases de concreto.

Para la sección de bioconversión se necesitaran 8 tanques, (uno para cada día de bioconversión y un adicional), con un volumen de almacenaje cada uno de 24000 m^3 . Estos tanques tendrían las mismas dimensiones que los anteriores y se construirán con los mismos materiales y normas. Igualmente se necesitaran tanques para el

almacenamiento y suministro de agua en la etapa de bioconversión, 2 de 3188 m³, 12 metros de altura y 18,3 metros de diámetro.

En la etapa atmosférica se necesitarían tanques para los componentes livianos (2 de 460 m³), 8 m de diámetro y 9 metros de altura (ambos tendrán techo fijo y forma esférica con sistema de inertización), para la nafta (2 de 8900 m³), 4,26 m de diámetro y 12,2 m de altura, kerosene (2 de 8900 m³), gasoil (2 de 8900 m³) y diesel (2 de 8900 m³).

Para la etapa de destilación al vacío se necesitarían tanques para los componentes livianos (2 de 460 m³), 8 m de diámetro y 9 metros de altura, (ambos tendrán techo fijo y forma esférica con sistema de inertización), el gasóleo ligero de vacío (LVGO), (2 de 8900 m³), Tanques de gasóleo pesado de vacío (HVGO), (2 de 2655 m³), 14,6 m de altura y 15,2 m de diámetro y dos tanques para el residuo de vacío cada uno de (2 de 2655 m³) para asegurar la continuidad de la operación en caso de parada preventiva de la unidad de viscorreducción. Estos equipos serían contruidos a partir de láminas de acero al carbono para temperaturas de servicio moderadas tipo A516M °70, de la misma manera dichas láminas tendrán un espesor de ½ in.

Por último para la etapa de Vapoconversión se necesitarían tanques para la nafta de vapoconversión, (2 de 177 m³) 5,5 m de altura y 6,4 m de diámetro, y el gasóleo de vapoconversión, (2 de 177 m³) y 2 tanques para el residuo de vapoconversión (2 de 177 m³).

5.9 Condiciones del sitio.

En la siguiente tabla se reportan las condiciones del sitio donde estará ubicada la refinería:

Tabla 40: Condiciones del sitio

Humedad Relativa	Temperatura Mínima	Temperatura Máxima	Dirección del viento	Velocidad Del viento
78%	21 °C	36 °C	Norte	(7,5 a 16) Kph

Descripción del proceso

El crudo se almacena en uno de dos tanques de 24000 m³ los cuales proveen un tiempo de residencia de 24 horas, con fines de compensar cualquier contingencia que pueda presentarse en el proceso de suministro, esto para garantizar la continuidad de la operación, hasta que es bombeado desde uno de ellos (el otro está cargando) a través de cuatro bombas de desplazamiento positivo (tipo tornillo) hacia dos intercambiadores de calor tipo tubo y carcasa en serie (en paralelo con otros dos de respaldo), donde es calentado hasta los 60°C aprovechando el calor de las corrientes laterales de las torres destiladoras (atmosférica y de vacío).

A la salida de los intercambiadores el flujo de crudo es unido con un surfactante comercial justo antes de ser mezclado con este mediante dos mezcladores estáticos en paralelo, los cuales crean una emulsión de petróleo en agua (O/W), (95/5), con tamaño de gota de crudo de cerca de una micra, donde la fase continua es el agua, HIPR, (High Internal Phase Reaction), posteriormente esta emulsión es enfriada mediante dos intercambiadores de calor en serie (en paralelo con otros dos) hasta los 30°C, esto aprovechando las corrientes de agua de enfriamiento del sistema interno de la refinería. A continuación la emulsión es unida con un biocatalizador comercial y diluida en agua llevándola hasta 50/50, (para aumentar la transferencia de masa del agua a las gotas de crudo), antes de ser mezclada mediante dos mezcladores estáticos en paralelo (de los que existen tres pares) para de seguidas ser almacenada en uno de los 8 tanques (bioconvertidores) de 24000 m³ cada uno, donde permanecerá un mínimo de siete días contados a partir del momento de su almacenamiento.

El crudo ya bioconvertido será bombeado a través de cuatro bombas de desplazamiento positivo (tipo tornillo), (dos en serie y dos en paralelo) hacia un sistema de integración calórica o tren de precalentamiento compuesto por tres intercambiadores en serie, (sistema en paralelo con otros tres) para llevarlo hasta los 150 °C (aprovechando el calor de las corrientes laterales y pump arounds de las torres destiladoras), de manera de crear las condiciones para el rompimiento de la emulsión, para ello es almacenado en 2 de los tanques de crudo diseñados a tal efecto (de los que existen 4), donde se deben mantener las condiciones de temperatura y presión adecuadas para el rompimiento de la emulsión.

Una vez logrado esto el crudo es deshidratado y desalado (sección omitida en el DFP por no formar parte de los objetivos de diseño de este TEG) para que posteriormente sea almacenado listo para su procesamiento en uno de los 2 tanques de 24000 m³ diseñados para tal fin, desde allí y mediante cuatro (4) bombas de desplazamiento positivo (tipo tornillo), (dos en serie y dos en paralelo) es enviado a un sistema de integración calórica o tren de precalentamiento (tres intercambiadores de calor de tubo y carcasa en serie y en paralelo con otros 3 de respaldo) para llevarlo desde la temperatura de almacenaje hasta los 230°C previos necesarios para su ingreso al horno (de nuevo aprovechando el calor de las corrientes laterales y pump arounds de las torres destiladoras), a la salida de los intercambiadores se encuentra el horno, este equipo tiene la función de elevar la temperatura del crudo hasta los 343°C y de este modo garantizar la cantidad de vaporizado necesario para la óptima operación de la torre atmosférica. El crudo, parcialmente vaporizado, ingresa seguidamente a la torre de destilación, esta contiene 35 platos, la alimentación es introducida en la zona flash, donde se produce la vaporización instantánea del 40% de la carga, se debe vaporizar cierta

cantidad adicional a los productos con el fin de garantizar el fraccionamiento en los platos comprendidos entre el último retiro lateral y la alimentación. Esta cantidad adicional se llama “overflash” y se estima en un 2% de la carga.

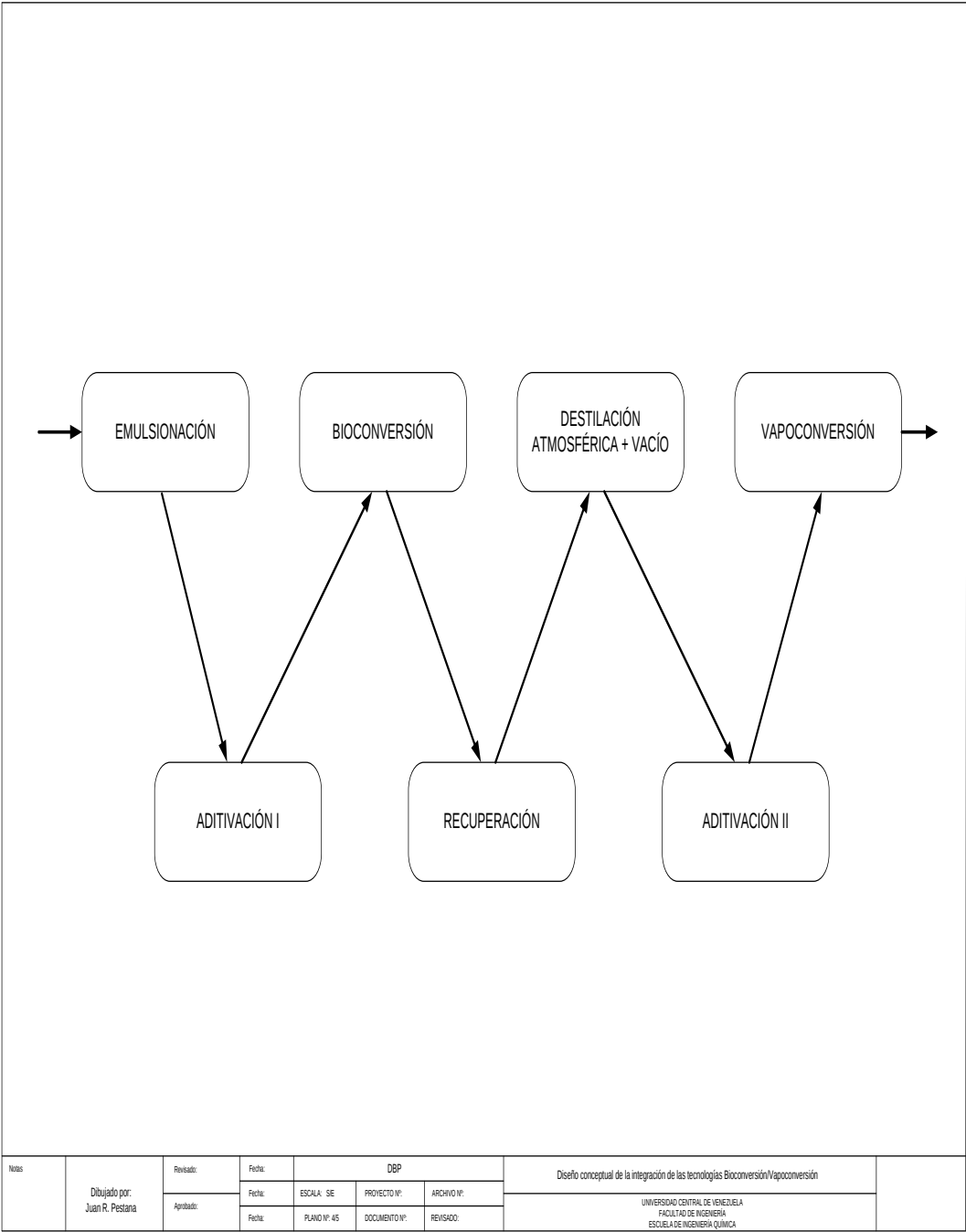
Los vapores de cabeza condensan en su mayor parte y se acumulan en el depósito principal de reflujo. En este depósito, los hidrocarburos más ligeros no condensados (aproximadamente 0,5% del crudo), el vapor de arrastre (1,5% sobre el crudo), convertido en agua ácida, y los componentes líquidos son separados. El reflujo se proporciona devolviendo parte del producto de tope a la cabeza de la columna, adicionalmente se utilizan corrientes intermedias de eliminación de calor “pump arounds”, en estos, una parte del líquido se extrae de la columna, se enfría y se devuelve, esto ocasiona la condensación de una gran cantidad del vapor ascendente e incrementa la cantidad de líquido por debajo de su retorno. El líquido del fondo de la columna de destilación atmosférica (residuo atmosférico), cuyas condiciones aproximadas son de 305 °C, será bombeada hacia un horno quien provee el calor necesario para alcanzar una temperatura de (410-430 °C), necesaria para vaporizar la alimentación a la torre de destilación al vacío.

En la columna de destilación al vacío se recuperan las fracciones más pesadas que no pudieron extraerse a presión atmosférica por que la temperatura necesaria para ello ocasionaría el craqueo térmico del crudo, los gases desprendidos en la zona de vaporización suben a través de la columna en contacto con componentes previamente condensados que separan cualquier líquido arrastrado, coque y metales y finalmente salen por el tope, mientras que se extraen lateralmente las corrientes líquidas de gasóleo liviano de vacío y gasóleo pesado de vacío, la parte no vaporizada

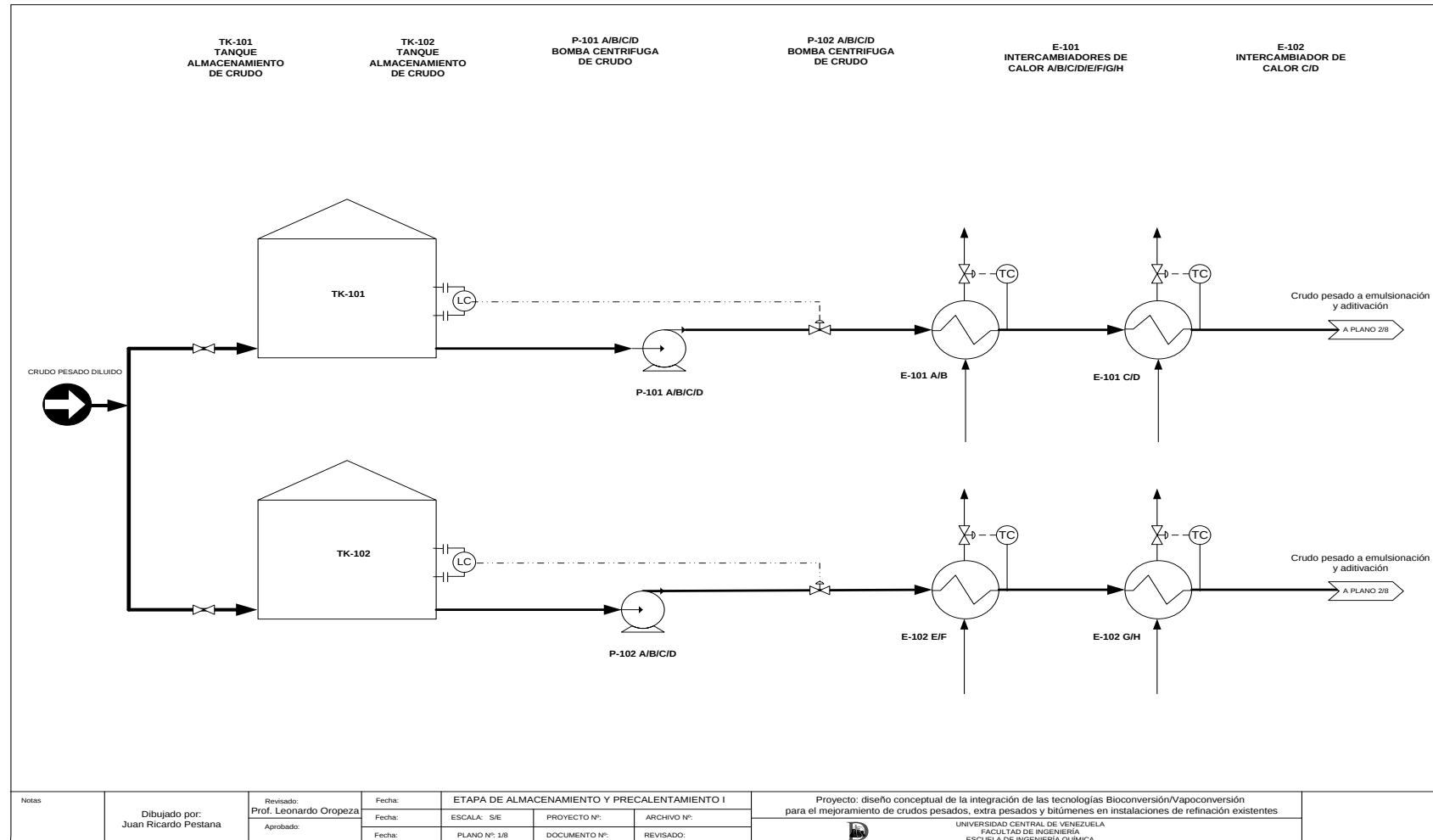
de la alimentación forma el producto de fondo o residuo de vacío. La columna opera a presión de vacío, (mantenida mediante eyectores) con una presión aproximadamente de 74 mmHg en el tope, 98 mmHg en la alimentación y 115 mmHg en el fondo. Para mejorar la vaporización, se rebaja aún más la presión efectiva mediante la adición de vapor en la alimentación y en la base de la columna, esto reduce la presión parcial en la columna de destilación. Esta corriente de residuo de vacío sale con una temperatura superior a los 400 °C y por tratarse de un residuo de crudo pesado contiene cierto grado de acidez, ambas cosas son convenientes para los siguientes procesos. En primer lugar la corriente de crudo es trasladada mediante dos bombas de desplazamiento positivo (tipo tornillo), aditivada con una primera solución de un metal alcalino en agua, y mezclada mediante dos mezcladores estáticos en línea. Posteriormente esta corriente es aditivada con una segunda solución de un metal en agua, níquel o cobalto o un metal alcalinotérreo (calcio o magnesio) y mezclada mediante dos mezcladores estáticos en línea para crear una emulsión catalítica formada por los precursores catalíticos. Esta corriente de hidrocarburo entra a un horno donde la carga se calienta hasta los 440 °C, conveniente para el sistema de vapoconversión adaptado al proceso viscorreducción de craqueo en cámara. Agua es convertida a vapor saturado a través de la zona convectiva del horno para luego ser inyectada al crudo que alimenta al horno en la zona radiante, con fines de evitar la coquización en este equipo y disminuir la presión parcial del crudo, favoreciendo así la volatilización de los livianos en el reactor. La carga precalentada de crudo se envía a la cámara de reacción (reactor adiabático o “soaker”), donde toma lugar la mayor parte del craqueo térmico a 440 °C y una presión de 130 psi. El efluente del tambor “soaker” es enviado a un fraccionador para recuperar los componentes livianos y retirar el residuo craqueado por el fondo. Los

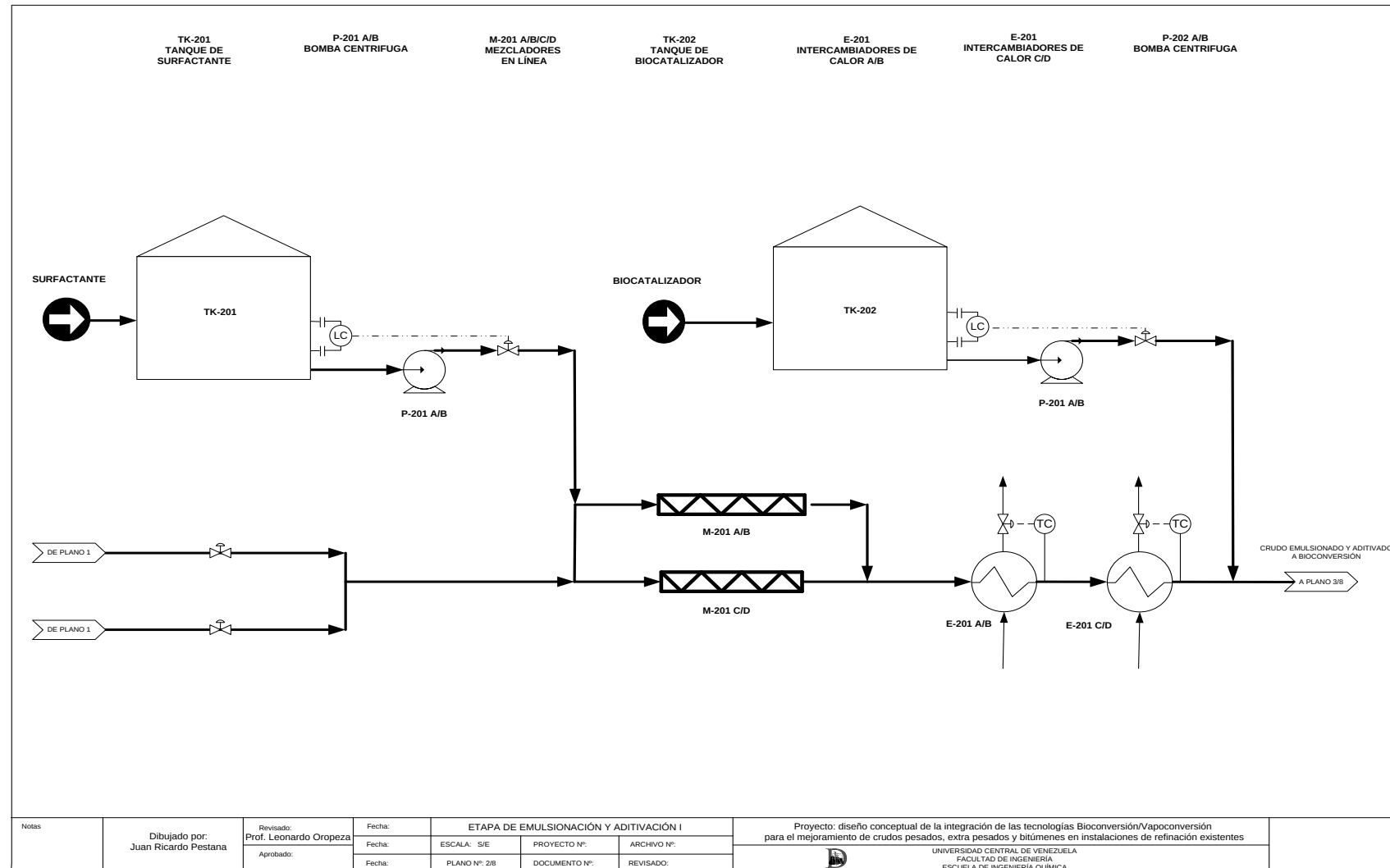
componentes livianos son fraccionados para generar gas, gasolina, kerosene y gasoil mientras que los fondos que consisten de residuo pesado son en parte reciclados para enfriar la corriente que abandona la cámara de reacción, y el restante es enviado a la mezcla de fuelóleo.

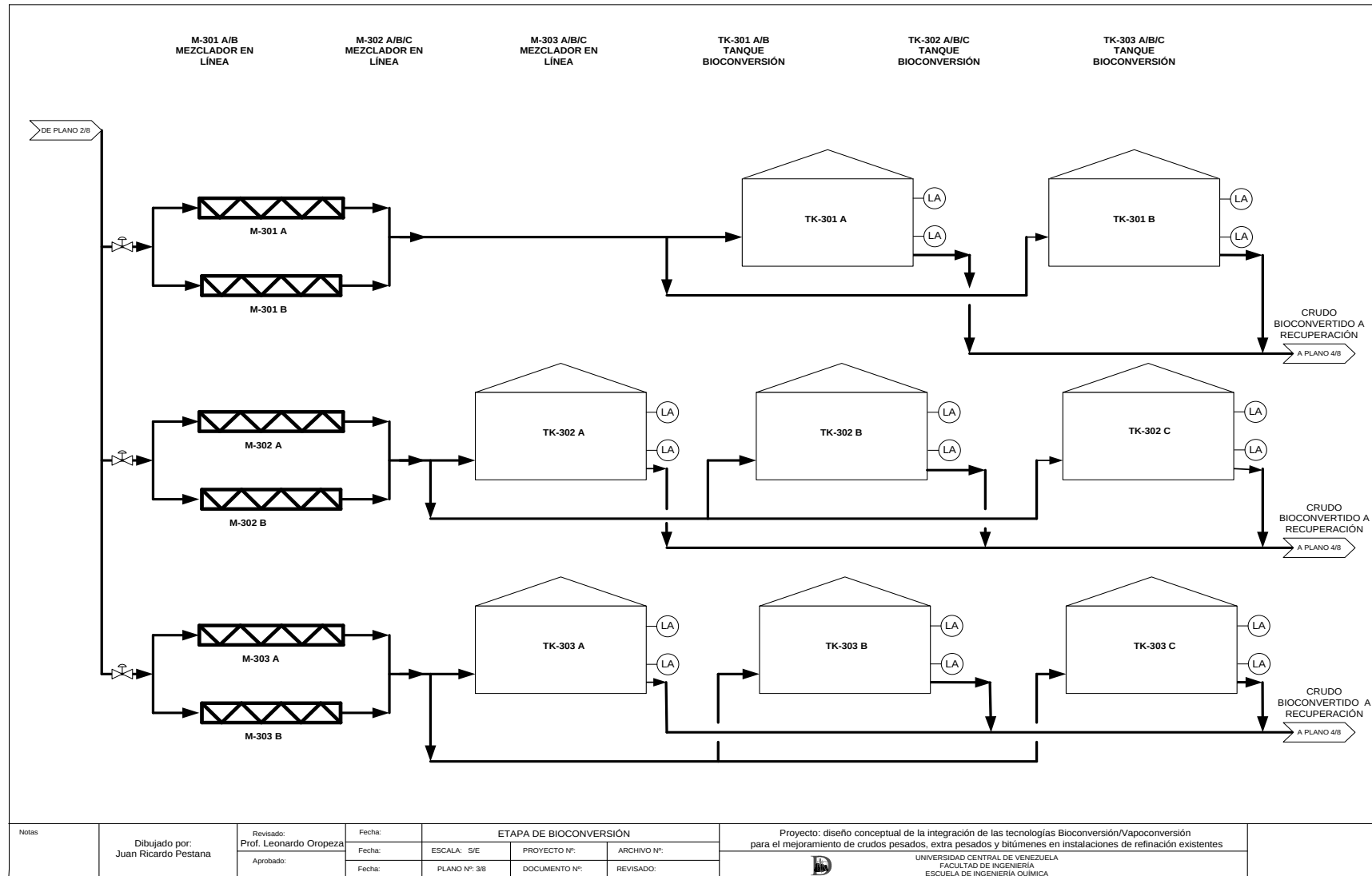
Diagrama de bloques del proceso

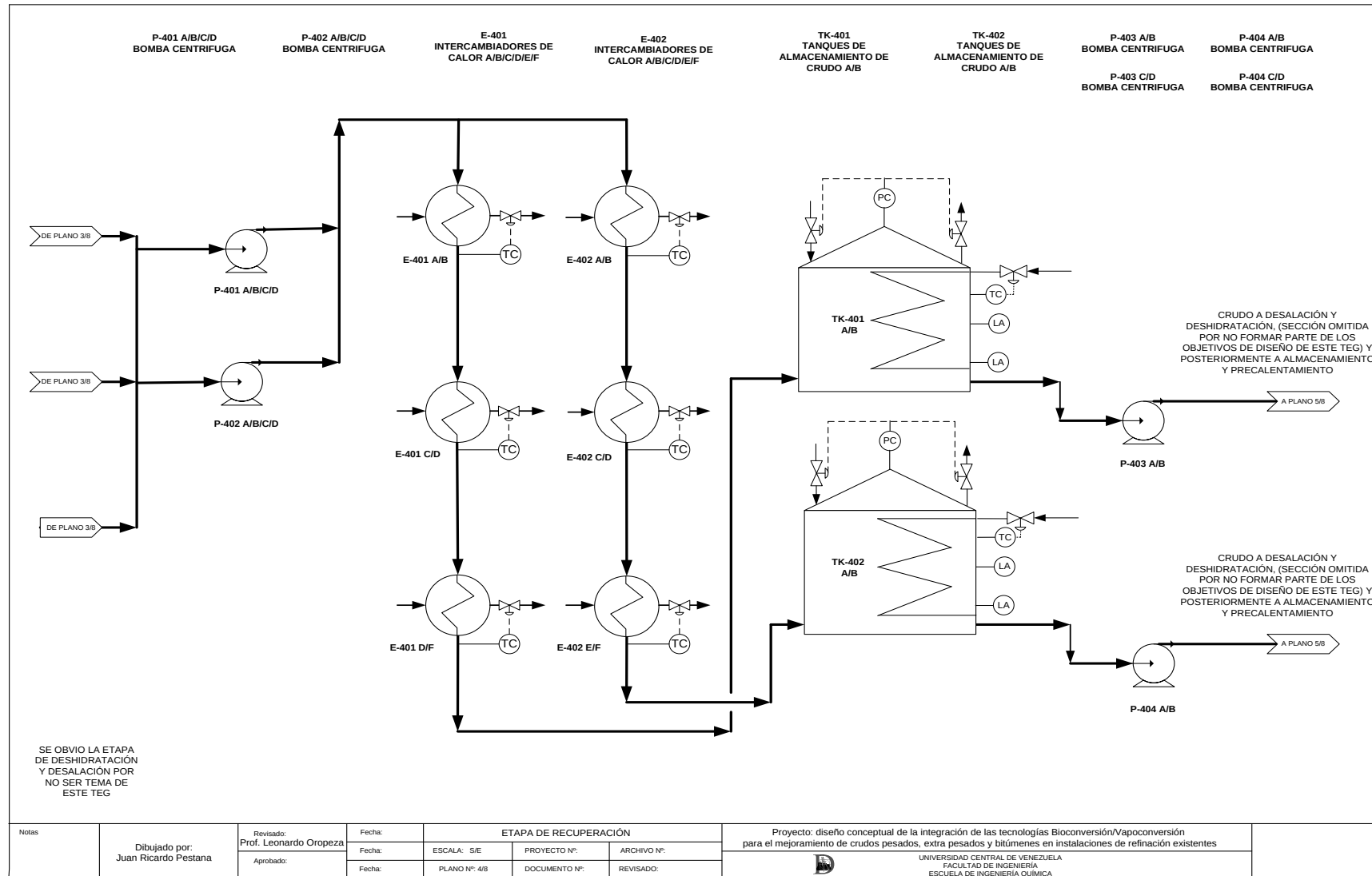


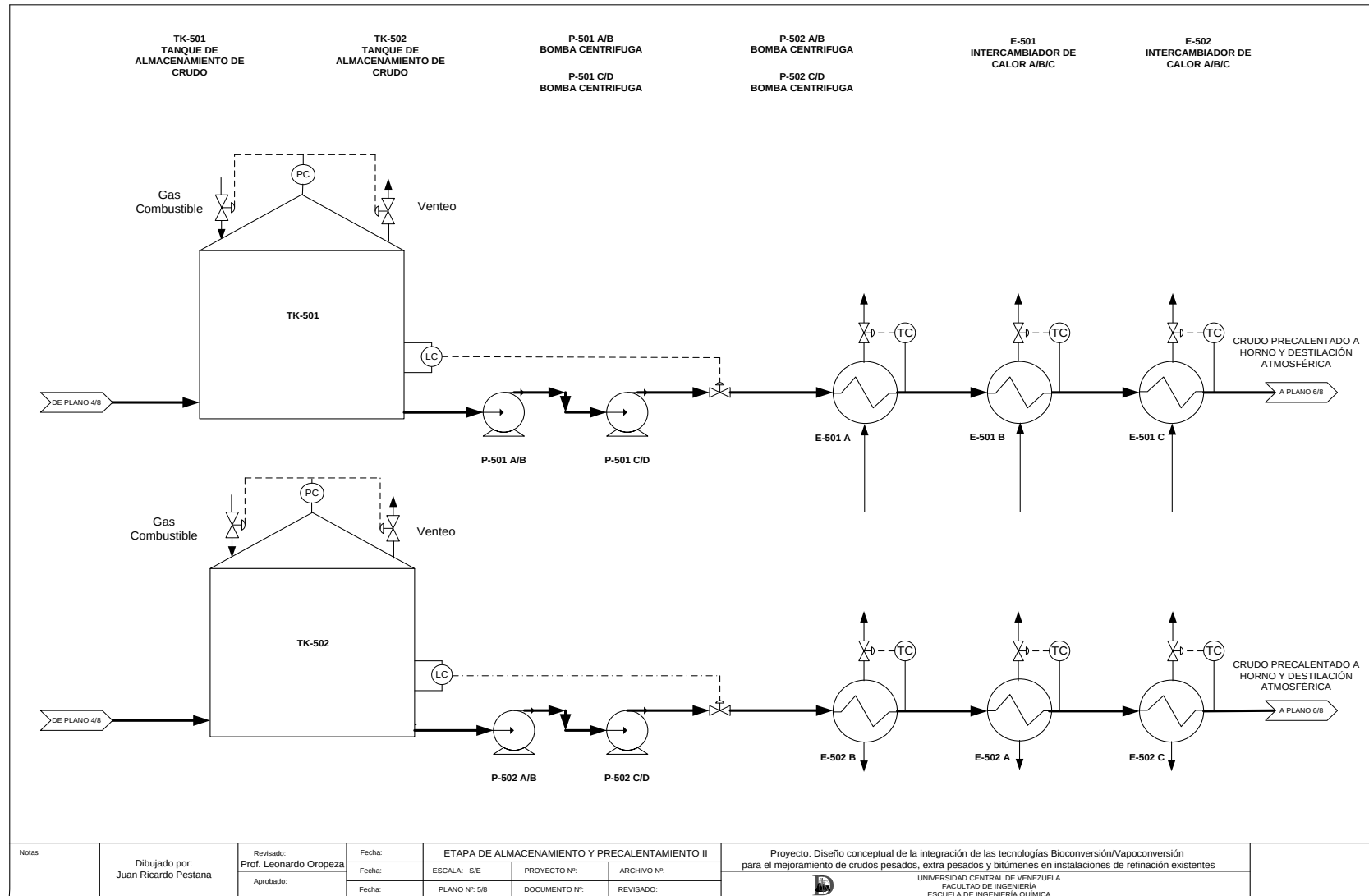
Diagramas de Flujo de Proceso.

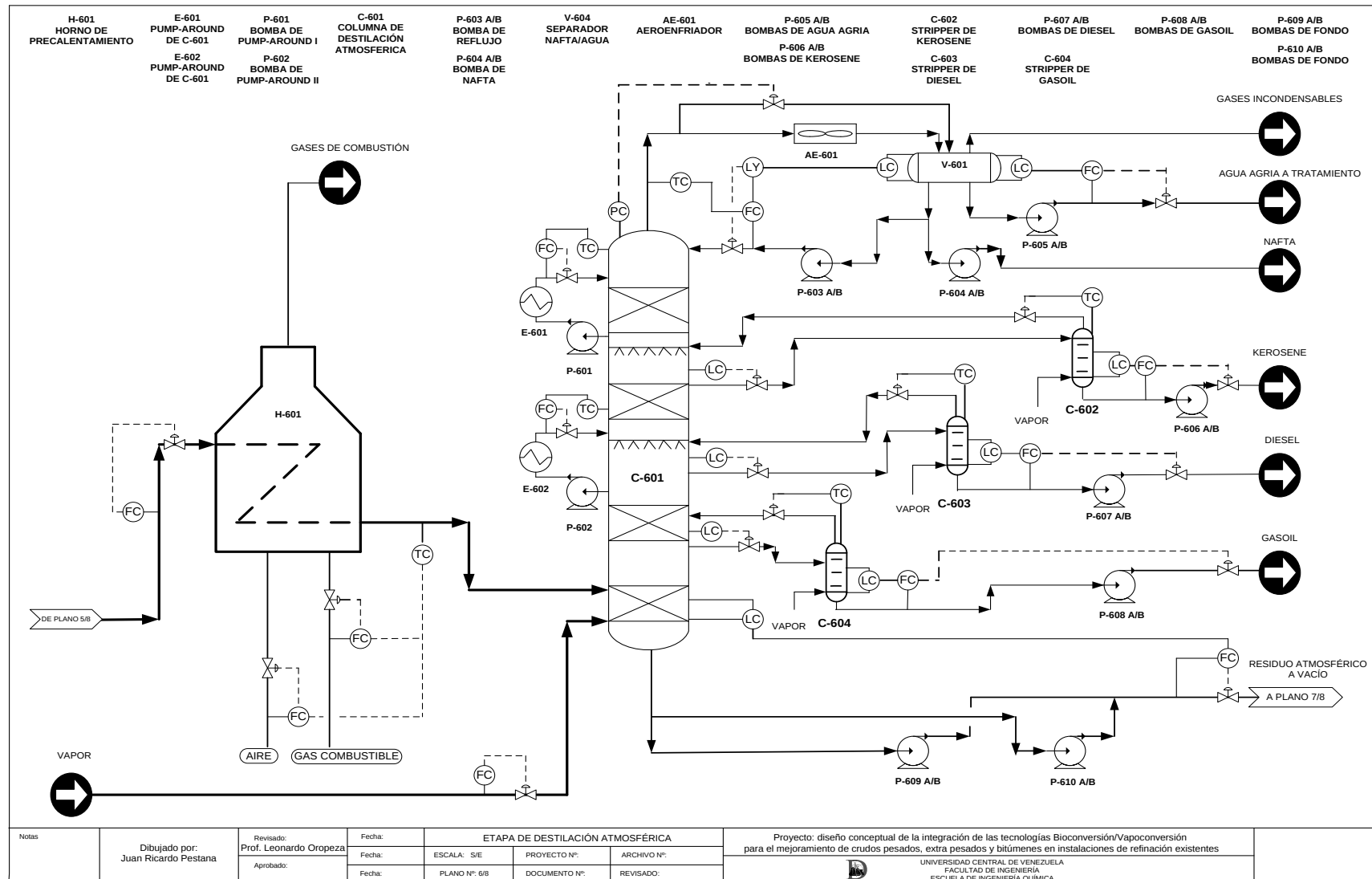


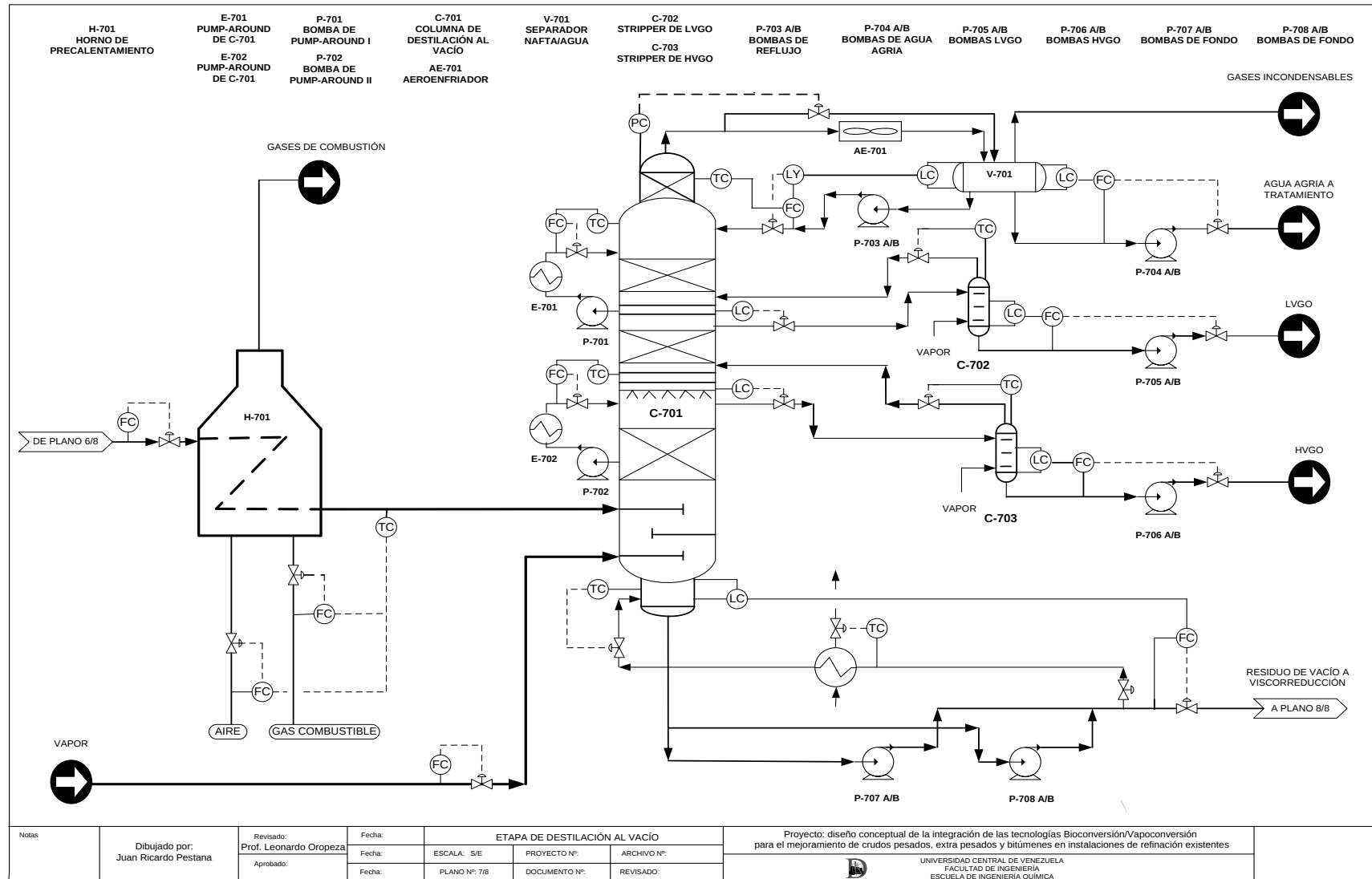




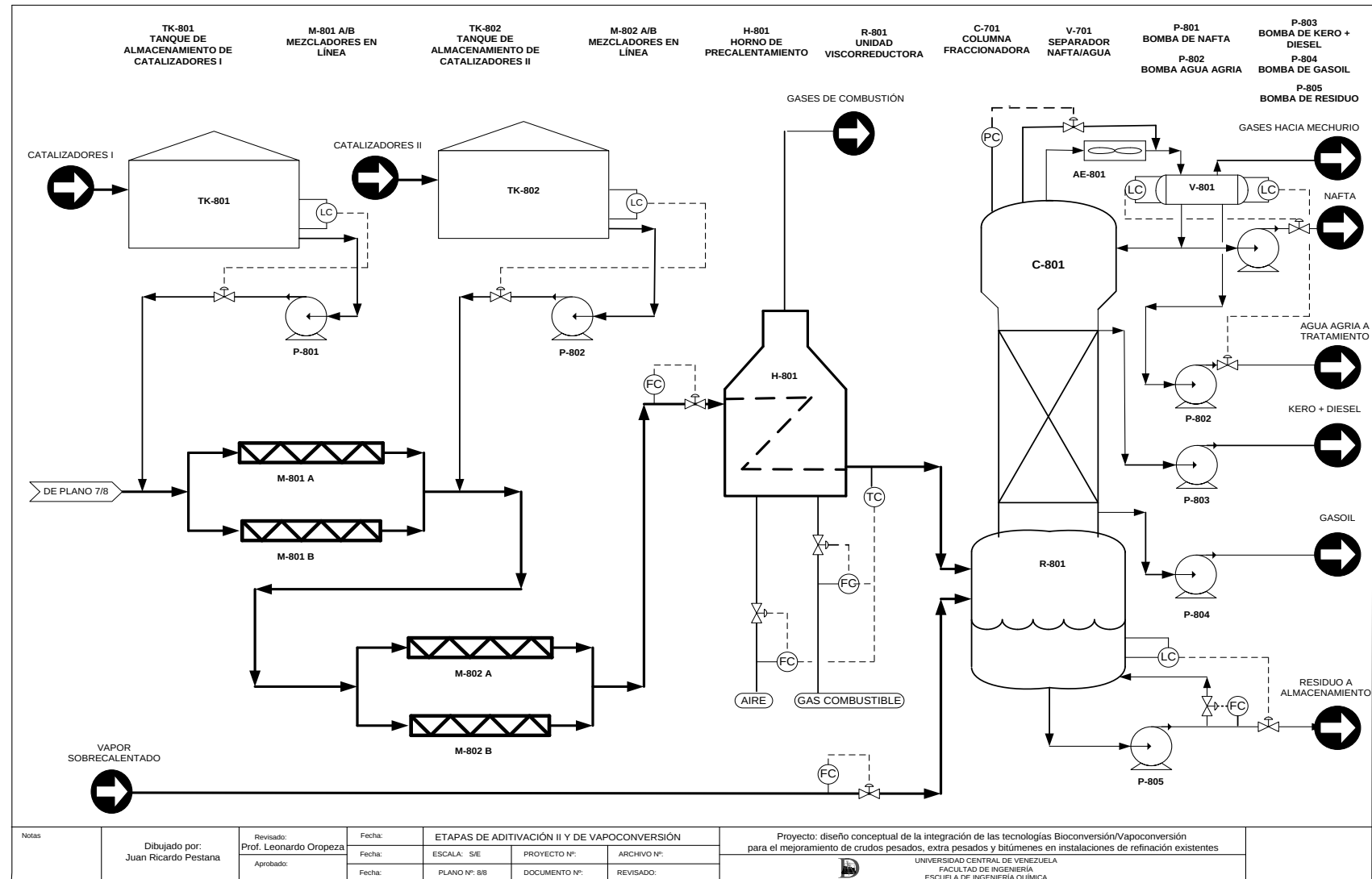








Notas	Dibujado por: Juan Ricardo Pestana	Revisado:	Fecha:	ETAPA DE DESTILACIÓN AL VACÍO			Proyecto: diseño conceptual de la integración de las tecnologías Bioconversión/Vapoconversión para el mejoramiento de crudos pesados, extra pesados y bitúmenes en instalaciones de refinación existentes	UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA FACULTAD DE INGENIERÍA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
		Prof. Leonardo Oropeza	Fecha:	ESCALA: S/E	PROYECTO N°:	ARCHIVO N°:		
		Aprobado:	Fecha:	PLANO N°: 7/8	DOCUMENTO N°:	REVISADO:		



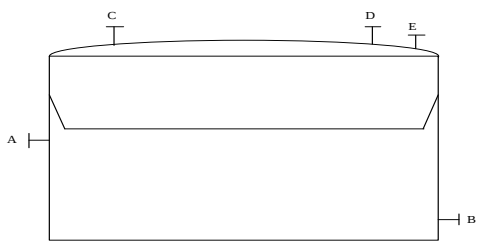
LISTA DE EQUIPOS

Nombre	Descripción	Nº	Material	Ubic. DFP
TK-101	Tanque de almacenamiento	2	Acero inoxidable	1/8
P-101/102	Bomba desplazamiento positivo (tornillo)	8	Acero inoxidable	1/8
E-101/102	Intercambiador de calor	4	Acero inoxidable	2/8
TK-201	Tanque de surfactante	1	Acero inoxidable	2/8
P-201	Bomba desplazamiento positivo (tornillo)	2	Acero inoxidable	2/8
TK-202	Tanque de biocatalizador	1	Acero inoxidable	2/8
P-201/202	Bomba desplazamiento positivo (tornillo)	2	Acero inoxidable	2/8
E-201/202	Intercambiador de calor	2	Acero inoxidable	2/8
M-301/302/303	Mezclador en línea	6	Acero inoxidable	3/8
TK-(301/302/303) A/B/C	Tanques de bioconversión	8	Acero inoxidable	3/8
P-401/402 A/B/C/D	Bomba desplazamiento positivo (tornillo)	8	Acero inoxidable	4/8
E-401/402 A/B/C	Intercambiador de calor	6	Acero inoxidable	4/8
TK-401/402 A/B	Tanque de rompimiento de emulsión	4	Acero inoxidable	4/8
P-403/404 A/B	Bomba desplazamiento positivo (tornillo)	4	Acero inoxidable	4/8
TK-501/502	Tanque de almacenamiento	2	Acero inoxidable	5/8
P-501/502 A/B	Bomba desplazamiento positivo (tornillo)	4	Acero inoxidable	5/8

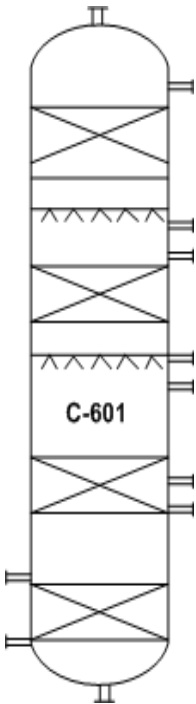
E-501/502 A/B/C	Intercambiador de calor	6	Acero inoxidable	5/8
H-601	Horno de precalentamiento	1	Acero inoxidable	6/8
E- 601/602/603	Pump-Around	3	Acero inoxidable	6/8
C-601	Columna dest. Atmosf.	1	Acero inoxidable	6/8
AE-601	Aeroenfriador	1	Acero inoxidable	6/8
V-601	Separador liquido-vapor	1	Acero inoxidable	6/8
P-601/602/ (603/604/605 /606/607/608/ 609/610)A/B	Bomba desplazamiento positivo (tornillo)	18	Acero inoxidable	6/8
H-701	Horno de precalentamiento	1	Acero inoxidable	7/8
E-701/702	Pump-Around	2	Acero inoxidable	7/8
C-701	Columna dest. al Vacío.	1	Acero inoxidable	7/8
AE-701	Aeroenfriador	1	Acero inoxidable	7/8
V-701	Separador liquido-vapor	1	Acero inoxidable	7/8
P-701/702/ (703/704/705 /706)A/B	Bomba desplazamiento positivo (tornillo)	10	Acero inoxidable	7/8
TK-801/802	Tanque de Almacenamiento pre-cat	2	Acero inoxidable	8/8
P-801/802	Bomba desplazamiento positivo (tornillo)	2	Acero inoxidable	8/8
M-801/802	Mezclador en línea	4	Acero inoxidable	8/8
R-801	Unidad Viscorreductora	1	Acero inoxidable	8/8
AE-801	Aeroenfriador	1	Acero inoxidable	8/8
P-801/802 /803/804/805	Bomba centrifuga	5	Acero inoxidable	8/8

Hojas de especificaciones

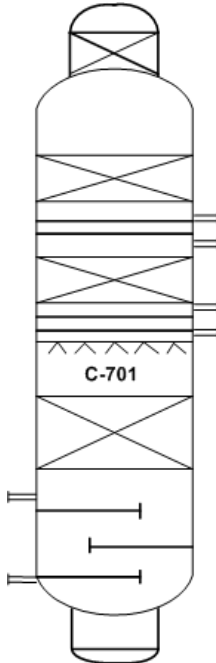
Tanque

UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA FACULTAD DE INGENIERÍA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA				ESPECIFICACIÓN DE PROCESO TANQUES		HOJA N°:1 de	
GENERAL				DETALLES MECANICOS			
Identificación:				Boquillas			
N° de unidades	2			Identif.	Tamaño, plg	Servicio	
Planta	Bioconversión/Vapoconversión			A	40	Alimentación	
Servicio	Almacenaje			B	40	descarga	
Fluido	petroleo			C	1	Entrada gas inerte	
Diámetro, m	45,4			D	1	salida gas inerte	
Altura, m	14,6			E	1	Venteo	
Capacidad, m3	24000			Válvulas de Seguridad			
Nivel líquido, max	44,4	40	5	Venteo			
Tipo	Cilindro Vertical			Boca de Visita, plg		24	
Techo	Fijo ext. Y flotante int.			Drenajes, plg		2	
CONDICIONES DE PROCESO				DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN			
Presión de Operación, psi		22		Presión de Diseño, psi		42	
Temperatura de Operación, °C		Amb.		Temperatura de Diseño, °C		62	
Viscosidad a T. de operación, Cp		-----		Material de Construcción		CS	
G.E a T. de operación		0.87		Aislamiento/espesor, mm		-----	
Presión de Vapor a T. de oper., psia		-----		Espesor de la Pared mm		50	
							
OBSERVACIONES: Por tratarse de un tanque de mas 26 pies de diámetro se recomienda dos boca de visita .							
PLANOS DE REFERENCIA			PROYECTO:			HOJA N°:	
						de	
			REALIZADO POR:			FECHA:	
			REVISADO POR:			FECHA:	
			APROBADO POR:			FECHA:	
			ESPECIFICACION N°			REV. N°	

Torre atmosférica

 UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA FACULTAD DE INGENIERÍA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA		ESPECIFICACIÓN DE PROCESOS RECIPIENTES A PRESIÓN		PROYECTO: Diseño conceptual de la integración de las tecnologías Bioconversión/Vapoconversión para el mejoramiento de crudos		HOJA No.: de	
IDENTIFICACIÓN:				PLANTA:			
SERVICIO:				N° REQUERIDO: 1			
DESCRIPCIÓN: Columna de destilación atmosférica							
DATOS DE OPERACIÓN / MECÁNICOS							
Temperatura de Operación, Máx./Nor./Mín. °C		420 / 230 / 43					
Presión de Operación, Máx./Nor./Mín. KPa		320 / 130 / 100					
Presión de Diseño, Tope / Fondo. KPa							
Temperatura de Diseño, Tope / Fondo °C							
Flujo de líquido, máx. Kg./hr		794153					
Densidad líquidos cond standard (0°C, 1 atm), gr/cm3		0.97					
Densidad líquido a Temperatura de operación, Kg/m3		0.87					
Viscosidad líquido a Temperatura de operación, cp		1.67					
Flujo de Gases, Kg/hr		8700					
Peso molecular Gases		18					
Densidad gases a temperatura de operación, gr/cm3		0.99					
Medio de enfriamiento							
Flujo máximo requerido, lt/min							
Diámetro interno, ft		21.7					
Diámetro externo, ft							
Longitud T/T, ft		81.4					
Número de Secciones Empacadas							
Tipo de empaque							
Altura del Lecho Catalítico, mm							
Altura del Relleno, mm							
Altura total del Relleno, mm							
Espesor del aislante, mm							
Platos - espaciamiento / N° Requerido							
Tipos de Platos							
Agitador							
BOQUILLAS				MATERIALES			
IDENT	TAMAÑO	SERVICIO	FLUJOS, Kg/h	Carcaza:	Acero Inoxidable	Bridas:	Acero Inoxidable
A				Cabezales:	Acero Inoxidable	Empacaduras:	Acero Inoxidable
B				Boquillas:	Acero Inoxidable	Soportes:	Acero Inoxidable
C				Volumen Total del Recipiente, ft3: 30.000			
D				Volumen máximo de líquido, ft3:			
E				Rango volumen requerido control de nivel, ft3:			
F				Tiempo de residencia, min:			
G				Válvulas de Alivio - Tipo / Tamaño			
H				-Presión / Especificación, psi:			
I				-Número requerido:			
J							
OBSERVACIONES / REVISIONES							
REV.	POR.	APROB.	REV.	POR.	APROB.	REV.	POR.
FECHA:	FECHA:	FECHA:	FECHA:	FECHA:	FECHA:	FECHA:	FECHA:

Torre de vacío

 UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA FACULTAD DE INGENIERÍA ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA		ESPECIFICACIÓN DE PROCESOS RECIPIENTES A PRESIÓN		PROYECTO: Diseño conceptual de la integración de las tecnologías Bioconversión/Vapoconversión para el mejoramiento de crudos		HOJA No.: de	
IDENTIFICACIÓN:				PLANTA:			
SERVICIO:				Nº REQUERIDO: 1			
DESCRIPCIÓN: Columna de destilación atmosférica							
DATOS DE OPERACIÓN / MECÁNICOS							
Temperatura de Operación, Máx./Nor./Mín. °C		448/379/224					
Presión de Operación, Máx./Nor./Mín. KPa		9.8/ 12.8 / 13.3					
Presión de Diseño, Tope / Fondo. KPa							
Temperatura de Diseño, Tope / Fondo. °C							
Flujo de líquido, máx.. Kg/hr		236659					
Densidad líquidos cond standard (0°C, 1 atm), Kg/cm3		1040					
Densidad líquido a Temperatura de operación, Kg/m3		845					
Viscosidad líquido a Temperatura de operación, cp		0.79					
Flujo de Gases, Kg/hr		2533					
Peso molecular Gases		18					
Densidad gases a temperatura de operación, gr/cm3							
Medio de enfriamiento							
Flujo máximo requerido, lt/min							
Diámetro interno, ft		12.5					
Diámetro externo, ft							
Longitud T/T, ft		46					
Número de Secciones Empacadas							
Tipo de empaque							
Altura del Lecho Catalítico, mm							
Altura del Relleno, mm							
Altura total del Relleno, mm							
Espesor del aislante, mm							
Platos - espaciamiento / Nº Requerido							
Tipos de Platos							
Agitador							
BOQUILLAS				MATERIALES			
IDENT	TAMAÑO	SERVICIO	FLUJOS, Kg/h	Carcaza:	Acero Inoxidable	Bridas:	Acero Inoxidable
A				Cabezales:	Acero Inoxidable	Empacaduras:	Acero Inoxidable
B				Boquillas:	Acero Inoxidable	Soportes:	Acero Inoxidable
C				Volumen Total del Recipiente, ft3: 30.000			
D				Volumen máximo de líquido, ft3:			
E				Rango volumen requerido control de nivel, ft3:			
F				Tiempo de residencia, min:			
G				Válvulas de Alivio - Tipo / Tamaño			
H				-Presión / Especificación, pst:			
I				-Número requerido:			
J							
OBSERVACIONES / REVISIONES							
REV. 		POR: FECHA:		APROB.: FECHA:		REV. 	
POR: FECHA:		APROB.: FECHA:		REV. 		POR: FECHA:	
APROB.: FECHA:		REV. 		POR: FECHA:		APROB.: FECHA:	

DISEÑO DE LAS ESTRATEGIAS DE CONTROL

A continuación se describen las posibles estrategias de control que se implementarían en la refinería donde se integren las tecnologías Bioconversión/Vapoconversión para el mejoramiento de crudos pesados y extrapesados. La importancia de los sistemas de control radica básicamente en disminuir al máximo el efecto que pudiesen tener ciertas perturbaciones en algunas de las variables del proceso (temperatura, presión y nivel del líquido). Con ello se garantiza la seguridad en el proceso, la calidad de los productos y la capacidad de producción.

Las estrategias de control empleadas en el proceso total son tres de las más utilizadas, como lo son la estrategia de control por retroalimentación, por relación y en cascada. Se emplean controles proporcionales integrales (PI) para control de temperatura; mientras que para el control de presión y flujo se utilizan controladores proporcionales derivativos. Finalmente, se utilizan controladores proporcionales para controlar el nivel de los tanques.

Sistema de control en los tanques.

En los recipientes y tanques de almacenamiento es importante controlar el nivel de líquido y la presión dentro de los mismos, por lo que en todos los casos se emplea un control por retroalimentación para el nivel, de tal manera de mantener el nivel del líquido en un rango tal que no se desborde por exceso de volumen en el mismo y también para evitar una posible cavitación de las bombas por bajos niveles de líquido en el tanque, manipulando para ello el flujo a la salida del recipiente o tanque. Para ello, se dispone de un sensor de nivel en cada uno de los tanques seguido de un controlador proporcional y luego un convertidor. Las fallas de las válvulas son abiertas (aire para cerrar), por lo que los controladores son de acción

inversa. En cuanto al control de presión, se emplean válvulas de alivio para descargar vapores hacia los sistemas de alivio (mechurio) cuando exista un exceso de presión.

Sistema de control en los intercambiadores de calor

En los intercambiadores de calor de la planta se controlaría la variable temperatura de la corriente de salida del fluido de proceso, para ello se emplearían sistemas de control por retroalimentación donde se mide la temperatura del proceso y se manipula el flujo del fluido de servicio para mantener la temperatura a controlar a las condiciones necesarias para el procesamiento. Las fallas de las válvulas son cerradas (aire para abrir), por lo que la acción del controlador es directa.

Sistemas de control en los Hornos: H-601, H-701 y H-801.

Para los hornos involucrados en el proceso, se dispone de un sistema de control en cascada. Dentro del cual se encuentra anidado un control de relación entre el flujo de combustible y el flujo de aire. En este sentido, el control de relación garantiza la existencia del 25 % de exceso de aire que se necesita para que ocurra una combustión completa, donde la variable a medir es el flujo de combustible y el flujo a manipular es el de aire. Por otro lado, se debe de contar con un transmisor de temperatura en la corriente de salida del horno, con fines de controlarla dentro de un determinado rango que garantice la reacción respectiva, manipulando para ello el flujo de combustible en el horno, variable que se asocia a su vez a un sistema de control por relación. De aquí que el sistema completo de control se denomina cascada. La falla de la válvula de combustible es cerrada (aire para abrir), por lo que finalmente el controlador es de acción inversa.

Sistemas de control en la columna de destilación atmosférica C-601

En la columna de destilación atmosférica se tendrían básicamente cinco (5) sistemas de control, entre los cuales están el control de nivel de líquido en la zona de retiro del residuo atmosférico y el nivel en los platos de retiro de los destilados intermedios y el control de temperatura en el líquido que retorna a la torre en cada pump around y finalmente el control de presión en la torre.

Se debe controlar el nivel de líquido en el plato de retiro del kerosene, diesel, gasoil y también en el fondo de la torre para garantizar un mínimo de líquido en la succión de las bombas. Para esto se recomienda usar para los platos de retiro de kerosene, diesel y gasoil un sistema por retroalimentación, donde la variable manipulada es el flujo de salida de cada uno respectivamente y para el fondo de la torre se utiliza una estrategia de control override para asegurar que existe suficiente líquido para la succión de la bomba y mantener el nivel requerido dentro de la columna manipulando para ello el flujo de residuo de vacío. Las fallas de las válvulas son cerradas (aire para abrir) por lo que la acción de los controladores es de tipo directo.

Otro de los controles que se emplearía en la columna es la temperatura a la que retorna el líquido de cada pump around, para los cuales se usaría un sistema por retroalimentación, manipulando el flujo de agua de servicio.

La falla de las válvulas es abierta (aire para cerrar) por lo que los controladores son de tipo inverso.

Finalmente, si existe sobrepresión dentro de la columna atmosférica se colocarían unas válvulas de alivio para que no afecte la operación de la columna el aumento de la presión.

Sistemas de control en la columna de destilación al vacío C-701

En la columna de destilación al vacío se tendrían básicamente seis (6) sistemas de control, entre los cuales están el control de presión en la torre, el control de nivel de líquido en la zona de retiro del gasóleo de vacío, el control de temperatura en el líquido que retorna a la torre en cada pump around, el control de nivel y el control de temperatura en el fondo de la torre.

El control más importante en la columna es el de presión, ya que este es el que garantiza que la columna opere a las presiones subatmosféricas que permitan generar un vacío. Para esto, se emplearía un sistema por retroalimentación, donde la señal que se mide es la presión en el tope y la variable manipulada es el flujo de gases no condensables que se recircula en el sistema de vacío. La falla de la válvula es abierta (aire para cerrar); por lo que el controlador es de acción inversa.

Se debe controlar el nivel de líquido en el plato de retiro del gasóleo de vacío y también en el fondo de la torre para garantizar un mínimo de líquido en la succión de las bombas. Para esto se recomienda usar para el plato de retiro de gasóleo un sistema por retroalimentación, donde la variable manipulada es el flujo de salida de gasóleo y para el fondo de la torre se utiliza una estrategia de control override para asegurar que existe suficiente líquido para la succión de la bomba y mantener el nivel requerido dentro de la columna manipulando para ello el flujo de residuo de vacío. Las fallas de las válvulas son cerradas (aire para abrir) por lo que la acción de los controladores es de tipo directo.

Otro de los controles que se emplearía en la columna es la temperatura a la que retorna el líquido de cada pump around, para los cuales se usaría un sistema por retroalimentación, manipulando el flujo de agua de servicio.

La falla de las válvulas es abierta (aire para cerrar) por lo que los controladores son de tipo inverso.

Finalmente, se utiliza un sistema de control de temperatura en el fondo de la torre, en el cual la variable manipulada es el flujo del “quenck”. La falla de la válvula es abierta (aire para cerrar) por lo que la acción del controlador es de tipo inversa.

Sistemas de control en el Reactor R-801 y columna C-801 (viscorreductor)

Se recomiendan tres sistemas de control en la unidad de reacción y despojamiento de livianos (viscorreductora). Primero, el control de nivel en el tanque, para el cual se utilizaría un sistema por retroalimentación, donde la variable manipulada sería el reflujo del tanque. La falla de la válvula sería abierta (aire para cerrar), siendo el controlador de acción inversa.

Deberá existir un control de presión de los vapores en el reactor, por lo que se contaría con una válvula de alivio para descargar vapores hacia la columna de despojamiento cuando haya un exceso de presión. Finalmente, se deberá contar con un sistema de control de presión de tope en la columna despojadora. Este sistema sería de retroalimentación, donde la señal que se mide es la presión de vacío del tope, la misma es enviada a un controlador para luego manipular el flujo de gases no condensables que se recirculan en el sistema de la columna despojadora, donde la válvula sería de falla abierta (aire para cerrar) y la acción del controlador es inversa.

CAPÍTULO VI

CONCLUSIONES

- Se logró diseñar conceptualmente la integración de las tecnologías Bioconversión/Vapoconversión para el mejoramiento de crudos pesados, extra pesados y bitúmenes mediante las siguientes etapas de proceso: emulsificación, aditivación I, bioconversión, recuperación, destilación (atmosférica y de vacío), aditivación II y vapoconversión. Es importante resaltar que en cada etapa de procesos se contemplan estrategias novedosas de operación.
- La integración de los procesos Bioconversión y Vapoconversión deviene en un aumento en cuanto al volumen total de combustibles obtenidos y en una disminución de los residuales con relación a los procesos térmicos respectivos.
- El análisis de la data de simulación indica que la bioconversión de crudos redistribuye hidrocarburos, disminuye pesos moleculares promedio de distintas fracciones y ocurre casi exclusivamente en macromoléculas de altos pesos moleculares.
- El programa de simulación PRO II 8.1 hace posible el seguimiento y estudio de los procesos de bioconversión de diferentes crudos pesados.
- La implementación de la tecnología vapoconversión en el residuo de vacío deviene en un mayor volumen de combustibles con respecto a la tecnología térmica de viscorreducción.

- La integración Bioconversión/Vapoconversión disminuye los residuos totales en refinería lo que disminuiría los costos de operación y disminuiría el volumen total de subproductos.

RECOMENDACIONES

- Se propone realizar corridas de planta piloto de al menos 1 barril por día para validar los resultados de esta posible integración.
- Durante la ejecución de una eventual corrida de planta piloto se recomienda hacer un estudio físicoquímico de los cortes de los biocombustibles atmosféricos, de vacío y de la etapa de vapoconversión para observar los cambios a nivel molecular de estos.
- Se recomienda hacer una simulación para el avance de las reacciones autocatalíticas de las bacterias.
- Se recomienda un estudio económico para determinar la factibilidad de instalación de esta nueva tecnología en refinerías de conversión profunda.
- Es aconsejable hacer un estudio energético del horno previo a la vapoconversión.

BIBLIOGRAFIA

1. Alayon, M. (2004). Asfaltenos Ocurrencia y Floculación. Resinas. Laboratorio FIRP, Escuela de Ingeniería Química, Universidad de los Andes. Mérida 5101, 1-17
2. Alboudware, H. Felix, J. Taylor, S. Badry, R. Bremmer, C. Brough, B. Skeates, C. Baker, A. Palmer, D. Pattison, K. Beshry, M. Krawchuk, P. Brown, G. Calvo, R. Cañas, J. Hathcock, R. Koerner, K. Hughes, T. Kundu, D. López y J. West, C. (2006). “La importancia del petróleo pesado” Oilfield Review, pag (38-59).
3. American Petroleum Institute. (1997). Technical Data Book- Petroleum Refining (6ed.). Washington, D.C.
4. Barberii, E. (1985). El pozo ilustrado, 3ra ed. Caracas. PDVSA.372 p
5. Bagajewicz, M. y Shuncheng J. (2001). Process Design and Control. Rigorous Procedure for the design of Conventional Atmospheric Crude Fractioation Units. Part I: Targeting. Ind. Eng. Chem. Res. 40, 617-626.
6. Burcik, J. (1961). Properties of Petroleum Reservoirs Fluids. Segunda edición. New York. John Wiley & Sons, (558).
7. Carlson, E. (1996). Don't gamble with physical properties for simulations. Chemical Engineering Progress. October 1996, (35-46).

8. Canales C. (2004). Guía de mejores técnicas disponibles en España del sector refino de petróleo. Ministerio de Medio Ambiente.
9. Centeno, G. Trejo, F. Ancheyta y J. Carlos, A. (2004). Precipitación de asfaltenos del crudo Maya en un sistema a presión. Sociedad Química de México. (48), 179-188.
10. Clark, B. (2007). Heavy Oil, Extra-Heavy Oil and Bitumen Unconventional Oil. Working Document of the National Petroleum Council Global Oil and Gas Study. www.npc.org/Study_Topic_Papers/22-TTG-Heavy-Oil.pdf
11. Curtis, C. Kopper, R. Decoster, E. Guzman, G. Huggins, C. Knauer, L. Minner, M. Kupsch, N. Linares, L. Rough, H. Waite, M. (2003). Yacimientos de petróleo pesado. Oilfield Review.(VOL 14, N°3),55.
12. De Jesús M., D. C. (2009). Producción de Bionafta a partir de crudos pesados bioconvertidos con bacterias especializadas. Trabajo Especial de grado. Inédito. Universidad Central de Venezuela, Caracas.
13. Delgado, J. G. (2006). Asfaltenos: Composición, agregación, precipitación. Laboratorio FIRP, Escuela de Ingeniería Química, Universidad de los Andes. Mérida-Venezuela.

14. Petroleum Laboratory Testing and Operations. (1997). Evaluating Petroleum Products. Department of the army. Field Manual No. 10-67
15. Fedorak, M. Phillip, M. Foght, R. Julia, M. Gray, R. y Murray, R. (2009). Conversion of heavy oil Bitumen to methane by Chemicals oxidation and bioconversion. United States Patent Application 20090130732.
16. Ferro, E. (2008). Conceptualización de un sistema de separación líquido-vapor para una estación de flujo de crudo extrapesado. Trabajo Especial de grado. Inédito. Universidad Central de Venezuela, Caracas.
17. Gary, J. y Handwerk, G. (2001). Petroleum refining. 4ª edición. USA. Editorial Marcel Dekker. 441p.
18. González, D. (2006). El futuro de la Faja Petrolífera del Orinoco. WWW.Soberania.org/diego_Gonzalez_portada.htm.
19. Higuerey, I. (2001). Estudio comparativo de la distribución de productos de las reacciones de craqueo térmico y vapocraqueo termocatalítico del residuo Tía Juana pesado. Trabajo Especial de grado. Inédito. Universidad Central de Venezuela, Caracas.
20. Kraus, R. (s.f.) Petróleo y gas natural. Enciclopedia de salud y seguridad en el trabajo. (78.1-78.33).

21. León, W. y Kumar, M. (2005). "Biological Upgrading of Heavy Crude Oil". *Biotechnology and Bioprocess Engineering* 2005, 10: 471-481.
22. León, W. y Manoj, K. (2005). Biological Upgrading of Heavy Crude Oil. Molecular Structure Responsible for Properties of Heavy Crude Oil. *Biotechnology and Bioprocess Engineering*. N° 10: 471-481.
23. León, W.; Córdova, J.; Spartatus, A., y Naranjo, L. (2007). "Process for the upgrading of Heavy crude oil, Extra-Heavy crude oil or Bitumens Through the addition of a Biocatalyst". US Patent 0231870 A1.
24. Márquez, G. Alejandre, F. y Bencomo, M. (2006). Influencia de asfaltenos y resinas en la viscosidad de petróleos bituminosos utilizables como pinturas asfálticas de imprimación. *Materiales de construcción*. Vol. 56. (N° 281). 41-49.
25. Marzin, R. Pereira, P. Zacarias, L. y Rivas, L. (1998). Resid Conversion Through the AquaconversionTM Technology -- An Economical and Environmental Solution www.oildrop.org/Info/Centre/Lib/7thConf/19980086.pdf -
26. McCain, W. (1990). *The Properties of Petroleum Fluids*. Segunda edición. Tulsa, Oklahoma. Penn Well Books. 584.

27. Mommer, B. (2004). La valorización del crudo extrapesado de la faja petrolífera del Orinoco. *Revista Venezolana de Economía y Ciencias Sociales*. Vol. 10. (Nº 002). 33-50.
28. Parviz, R.; Thomas, G. (s.f.). *The Chemistry of bitumen and heavy oil processing*. National Centre for Upgrading Technology. CDX Canada Co., 1210, 606-4th street SW, Calgary, Canada T2P1T1.
29. Pereira, P.; Marzin, R.; Zacarias, L.; Córdova, J.; Carrazza, J., y Mariño. (1999) M. "Steam Conversion Process and Catalyst". US Patent 5885441.
30. Pereira, P. Machín, I Salerno, G. Cotte, E. Higuerey, I. Andriollo, A. Cordova, J. Zacarias, L. Marzín, R y Rivas, G. (1999). La investigación y desarrollo en mejoramiento de crudos extrapesados en PDVSA-INTEVEP: AQUACONVERSION[®]. *Acta Científica Venezolana*, (Vol. 50, Suplemento Nº 1): 48-53.
31. Pereira, P.; Marzin, R.; PDVSA-Intevep, McGrath, M.; Wheeler, F.; Thompson, G.; UOP LLC. (2007) "How to extend existing heavy oil resources through AQUACONVERSION technology" *WORLD ENERGY COUNCIL*: 1-9.
32. Pereira, P. Cauri, F. Zbinden, H. Guitián, J. Solari, R. Feintuch, H. Gillis, D. (2001) Aquaconversion technology offers added value to E. Venezuela synthetic crude oil production. *Oil & Gas Journal*. Vol. 99, (nº 20).

33. Pineda, G. Boll, G. y Mesta, A. (2002). Biodegradación de asfaltenos por un consorcio microbiano aislado de petróleo crudo “Maya”. Revista Internacional de Contaminación Ambiental. Vol. 18, (Nº18), 67-73.
34. Pottellá, C. y Quiroz, R. (2006). La Energía como Factor Activo de la Integración Latinoamericana. ILDIS. (Instituto latinoamericano de Investigaciones Sociales).
35. Simanzhenkov, V. y Idem, R. (2003). Crude oil Chemistry, Nature and Clasification of crude oil. Nueva York. Marcel Deckker.
36. Speight, J. (1999). The Chemistry and Technology of Petroleum, Tercera ed. New York. Marcel Dekker.
37. Talwani, Manik. (2002). The Orinoco Heavy oil Belt in Venezuela. (Or Heavy Oil to The Rescue?). The James A. Baker III. Institute For Public Policy Of Rice University.
38. Texeira Fernández, M. (1992). “Estudio de tecnologías de conversión de crudos pesados venezolanos”. Trabajo especial de grado, Escuela de Ing. Química, UCV.
39. Watkins, R. (1973). Petroleum Refinery Distillation. Gulf Publishing Company, Houston, 1973.

APÉNDICE

Cálculos tipos

COLUMNA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA.

1.-El diseño preliminar de la columna de destilación atmosférica se realizó haciendo uso del programa de simulación PRO II 8.1, y de las recomendaciones que en la literatura se encuentran para el diseño de estas. Primeramente mediante un shortcut y las condiciones recomendadas en la literatura para crudos pesados, condiciones reportadas a continuación:

Tabla 41: tipo y flujo de alimentación:

crude	density (kg/m ³)	throughput (m ³ /h)
light crude	845 (36.0 API)	795
intermediate crude	889 (27.7 API)	795
heavy crude	934 (20.0 API)	795

Fuente: Bagajewicz, M. y Shuncheng J. 2001.

Tabla 42: Porcentajes en volumen de destilado y temperaturas asociadas.

vol %	temperature (°C)		
	light crude	intermediate crude	heavy crude
5	45	94	133
10	82	131	237
30	186	265	344
50	281	380	482
70	382	506	640
90	552	670	N/A

Fuente: Bagajewicz, M. y Shuncheng J. 2001.

Nota: Como referencia y antes de incluir los verdaderos porcentajes en volumen de destilado con sus respectivas temperaturas.

Tabla43: Ligeros finales en la composición del crudo.

compound	vol %		
	light crude	intermediate crude	heavy crude
ethane	0.13	0.1	0
propane	0.78	0.3	0.04
isobutane	0.49	0.2	0.04
<i>n</i> -butane	1.36	0.7	0.11
isopentane	1.05	0	0.14
<i>n</i> -pentane	1.30	0	0.16
total	5.11	1.3	0.48

Fuente: Bagajewicz, M. y Shuncheng J. 2001.

Tabla44: Especificaciones de producto y plato de retiro y de alimentación.

product	specification	withdrawal tray
naphtha	D86 (95% point) = 182 °C	1
kerosene	D86 (95% point) = 271 °C	9
diesel	D86 (95% point) = 327 °C	16
gas oil	D86 (95% point) = 377–410 °C	25
overflash rate	0.03	
kerosene–naphtha	(5–95) gap ≥ 16.7 °C	
diesel–kerosene	(5–95) gap ≥ 0 °C	
gas oil–diesel	(5–95) gap = –5.6 °C to –11 °C	
feed tray		29
total trays		34

Fuente: Bagajewicz, M. y Shuncheng J. 2001.

2.- Convergencia de la columna.

Mediante las anteriores especificaciones (menos el número de platos que corresponde a platos reales) junto con los flujos másicos de entrada de proceso (5000 bbl/h) se obtuvo una columna de 20 platos teóricos y posteriormente con este dato y las presiones y temperaturas recomendadas a lo largo de la columna, los flujos a retirar de cada corriente lateral, el sistema termodinámico adecuado (ya explicado en la metodología) y finalmente añadiendo los pump-around indicados en la bibliografía para

reducir el diámetro de la columna (y por extensión los costos) se diseña la misma.

2.- Para obtener los platos reales mediante la correlación O'Connell se calcula la volatilidad de la corriente de alimentación:

2.1-Conociendo al clave liviano y al clave pesado:

Clave liviano.

$$Y_{lk(NBP-262)}=168,6841$$

$$X_{lk(NBP-262)}=65,3670$$

$$K_{lk} = \frac{168,6841}{65,3670} = 2,58$$

Clave pesado

$$Y_{hk(NBP-287)}=142,4341$$

$$X_{hk(NBP-287)}=70,1549$$

$$K_{hk} = \frac{142,4341}{70,1549} = 2,03$$

2.2-Calculando la volatilidad:

$$\alpha = \frac{2,58}{2,03} = 1,27$$

2.3-Con la viscosidad obtenida de la corriente de alimentación de la torre:

$$\mu = 0,4419cp = 0,4416.e-3(kg / m.S)$$

2.4-Con estos valores calculo el valor de la abscisa de la gráfica de O'Connell:

$$abs = \alpha * \mu$$

$$abs = 0,4416e-3 * 1,27 = 5,61e-4$$

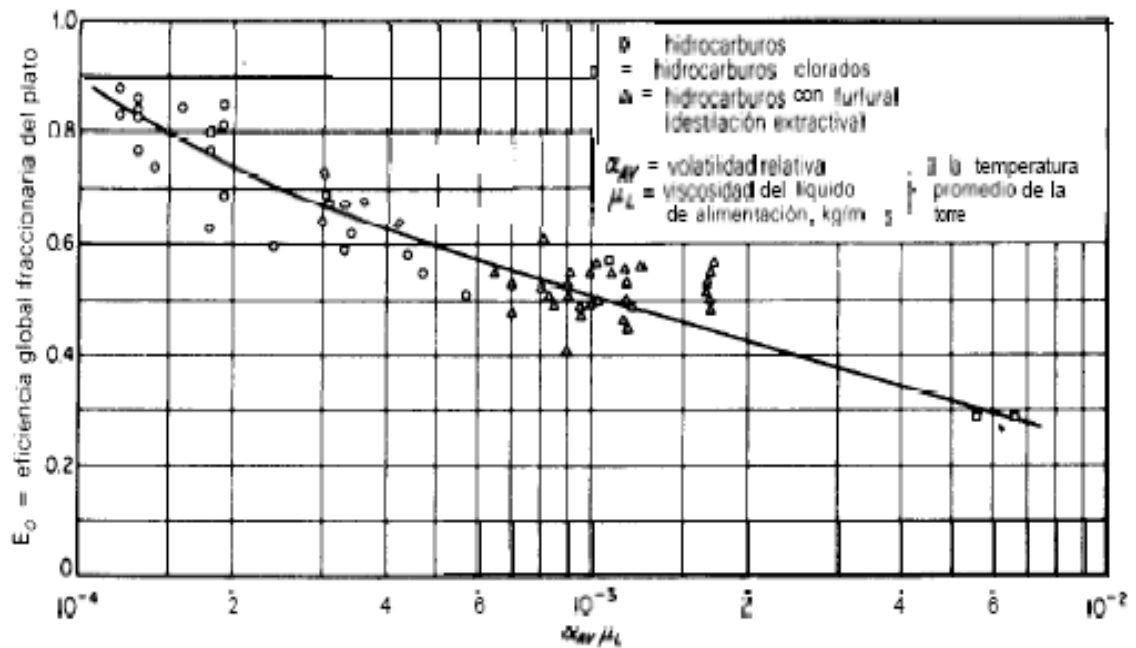


Figura 41: Gráfico de O'Connell. Eficiencia global de platos de torres de destilación para separación de hidrocarburos y mezclas similares.

Con la gráfica se obtiene una eficiencia global aproximada de 57%. ($E_0=0.57$).

2.5-Determinación de los platos reales:

$$\text{platos reales} = \frac{\text{Platos teóricos}}{E_0} = \frac{20}{0.57} = 35$$

Que coincide con las recomendaciones de la literatura para el número de etapas en torres para la destilación de crudos pesados:

Tabla45: Requerimientos en número de platos para torres de destilación atmosférica.

separation	number of trays
light naphtha to heavy naphtha	6–8
heavy naphtha to light distillate	6–8
light distillate to heavy distillate	4–6
heavy distillate to gas oil	4–6
flash zone to first draw tray	3–4
steam stripping sections	4

Fuente: Watkins, R. 1973.

Para el balance de masa de agua (vapor de despojamiento que entrará por el inferior de la torre) se recomienda una relación de 10 libras por barril de producto neto de fondo (28 kg de vapor por m³ de producto de fondo (2500 bbl/h, aprox 400 m³/h), con lo que se calculó el vapor de fondo de la columna.

$$28kg/h * 400 = 11200kg/h$$

3.- Etapa óptima de alimentación:

Para establecer la etapa óptima de alimentación se procedió a variar la ubicación de la corriente que alimenta a la columna a lo largo de los platos 16,17,18 y 19; obteniéndose que la menor diferencia de la carga calórica entre el condensador y el rehervidor está en el plato número 18.

4.-Dimensionamiento (sizing) de la columna.

Mediante la utilización del programa PRO II 8.1 se realiza el dimensionamiento de la torre de destilación. El programa permite el ingreso del tipo de plato (Sieve), el espaciamento entre los mismos (24plg) y el Factor de Carga (1,0) que es un parámetro relacionado con la formación de espuma en el sistema. Luego de que la simulación converge de forma adecuada se tiene como resultado un diámetro de 260 pulgadas (21.67 ft) con un porcentaje de inundación que va desde el 76% hasta el 79%.

5.-Altura de la columna de destilación.

5.1-Altura de la sección de platos.

$$H_p = (N - 1) * e$$

Donde:

H_p : Altura de la sección de platos (ft).

N : Número de platos reales.

e : Espaciamiento entre platos (ft). (2 ft / 24plg).

$$H_p = (35 - 1) * 2 \text{ ft} = 68 \text{ ft}$$

5.2- *Altura del Tapón de Líquido en la Columna*

Volumen acumulado para el tiempo de residencia

$$V = Q \cdot t_{\text{res}}$$

Donde:

V : Volumen de residencia (ft^3).

Q : Caudal de la corriente de fondo

t_{res} : Tiempo de residencia (7 min).

$$V = 234 \frac{\text{ft}^3}{\text{min}} \cdot 7 \text{ min} = 1638 \text{ ft}^3$$

5.3-Altura de tapón de fondo

$$h = \frac{V}{\pi \cdot \frac{D^2}{4}}$$

Donde:

D : Diámetro de la columna en el fondo (21.67 ft).

h : Altura del tapón de líquido (ft).

$$h = \frac{1638 \text{ ft}^3}{\pi \cdot \frac{(21.67 \text{ pie})^2}{4}} = 4.44 \text{ ft}$$

Se consideran las distancias establecidas en los criterios de diseño de las columnas.

$$H_T = H_P + h + 9\text{pie}$$

Donde:

H_T : Altura total de la columna (ft)

$$H_T = 68 + 4.44 + 9 = 81.44 \text{ ft}$$

6- Volumen Total de la Columna de Destilación C-301

$$V_T = \frac{(D^2 \cdot H_T \cdot \pi)}{4}$$

Donde:

V_T : Volumen Total (ft³).

$$V_T = \frac{(21.67^2 \cdot 81.44 \cdot \pi)}{4} = 30036 \text{ ft}^3$$

COLUMNA DE DESTILACIÓN AL VACÍO.

1.-El diseño preliminar de la columna de destilación al vacío se realizó haciendo uso del programa de simulación PRO II 8.1, y de las recomendaciones que en la literatura se encuentran para el diseño de estas. Primeramente mediante un shortcut y las condiciones recomendadas en la literatura para crudos pesados.

Tabla 46: Especificaciones típicas de una torre de vacío

total number of trays	7
flash zone pressure, psia	1.90
LVGO D86 95% temperature, °C	410 ^a
flash zone temperature, °C	382
overflow ratio	0.02
overhead temperature, °C	127
bottom steam/vacuum residue, lb/bbl	2–3 (2.74)
^a Equivalent to 30 vol % of total vacuum gas oil.	

Usualmente, la especificación para LVGO es su razón de flujo, típicamente definido como 1/3 del flujo total destilado.

Tabla 47: Temperaturas típicas de los productos.

product	temperature, °C	viscosity, CP
LVGO	104	3.9
	60	14.2
HVGO	104	10.2
	82	20.6
vacuum residue	104	1127
	160	60.3
	177	33.8

2.- Convergencia de la columna.

Mediante las anteriores especificaciones junto con los flujos másicos de entrada de proceso (435 bbl/h) se obtuvo una columna de 7 platos teóricos y posteriormente con este dato y las presiones y temperaturas recomendadas en la literatura a lo largo de la columna, los flujos a retirar de cada corriente lateral, el sistema termodinámico adecuado (ya explicado en la metodología) y finalmente añadiendo los pump-around indicados en la bibliografía para reducir el diámetro de la columna (y por extensión los costos) se diseña la misma.

3.-Cálculo de la altura de la torre:

Para poder establecer el diámetro de la columna primero se tuvo que seleccionar entre empaques al azar o estructurados. Para lograr esta selección se comparó a los dos tipos de empaques con respecto a varios parámetros. El primero de ellos es el área superficial específica disponible para la transferencia de masa, se tiene que para empaques estructurados, generalmente esta será mucho mayor por lo cual tendrán mejor eficiencia en la separación. Por otro lado los empaques estructurados siempre tendrán menores caídas de presión, por lo cual son idóneos para operaciones de destilación al vacío. Con respecto a la canalización de flujo hacia las paredes, se tiene que los empaques estructurados son menos propensos a presentar dicha falla, ya que son diseñados especialmente para lograr una buena distribución de líquido. Se tiene también, que la acción capilar de los empaques estructurados promueve el auto-humedecimiento, lo cual promueve la buena transferencia de masa y de calor. Por todo lo anterior se seleccionan empaques estructurados.

Los empaques estructurados son fabricados en tres tipos de materiales, metal, plástico y cerámica. Los plásticos son empleados en servicios de temperatura inferiores a los 400°F y los cerámicos son usados en empaques de poca altura, ya que tienen poca resistencia mecánica, además de ensuciarse muy rápido. También se tiene que los empaques metálicos son los usados generalmente en las refinerías.

Para hallar el diámetro se dispuso de los datos de tres empaques FLEXIPAC® de la marca comercial KOCH, los cuales son usados en operaciones con hidrocarburos desde presión atmosférica hasta presiones de vacío.

Los tres tipos de los cuales finalmente se selecciono uno fueron: KOCH FLEXIPAC #1®, KOCH FLEXIPAC #2®, KOCH FLEXIPAC #3®.

Para el cálculo de la altura de la torre se debe calcular primero la altura de plato equivalente para el empaque estructurado (HETP), para ello se emplea la siguiente heurística, la cual aporta resultados bastante confiables;

$$HETP = \frac{1200}{a_p} + 4 = \frac{1200}{110} + 4 = 14.9 \text{ plg} = 1.24 \text{ ft}$$

Luego, introduciendo este dato en el simulador se obtiene el diámetro de la torre:

Diámetro: 3.823 m

Luego la altura (h) de la zona empacada será:

$$HETP = \frac{h}{\# \text{Etapasteoricas}} \Rightarrow h = 1.24 \text{ ft} * 6 = 7.44 \text{ ft} = 2.27 \text{ m}$$

Nota: Son 7 etapas teóricas, pero aquí solo se hace referencia a las etapas teóricas como zonas empacadas.

Se realizó para cada uno de los tres empaques:

Tabla 48: Tipos de empaques con su área específica

Tipo de empaque	Área específica de transferencia, $a_p =$ (m^2/m^3).	Diámetro (m)	Altura emp. (m)
KOCH FLEXIPAC #1 [®]	420	4.82	1.04
KOCH FLEXIPAC #2 [®]	220	4.13	1.44
KOCH FLEXIPAC #3 [®]	110	3.82	2.27

Se escogió finalmente el empaque KOCH FLEXIPAC #3[®] porque da el menor diámetro.

En las columnas de vacío debido a la poca distribución de líquido es recomendable usar un factor de seguridad de aproximadamente 6-12 in de la zona empacada, inclusive es posible añadir un poco más para columnas de destilación con muy poco flujo de líquido. Debido a lo anterior se añadirán 18 pulgadas de altura de zona empacada a cada sección. (1.5 ft)

De lo anterior y conociendo que son tres zonas empacadas (1 por cada retiro de flujo (LVGO y HVGO) y otra arriba de la zona flash), (cada una de dos etapas teóricas), Finalmente se tiene que la altura de la zona empacada $(2.27 + 0.46 + 0.46 + 0.46)$ m es de 3.65 m (11.975 ft) y su diámetro es de 3.82m.

Para finalizar con el diseño de la torre se consideran los internos de la misma.

El primero a considerar son los distribuidores de líquido, los mismos son colocados en todos los sitios de la torre en los cuales se introduce una corriente de líquido externa a las alimentaciones. La torre al tener dos pump around que introducen corrientes de líquido dentro de la misma, necesitará dos distribuidores de líquido, la altura recomendada a añadir por cada uno será de 1ft 8 in.

Otro interno de importancia son los redistribuidores de líquido, de acuerdo a la literatura, un redistribuidor de líquido es necesario en el tope de cada sección empacada, al haber tres secciones empacadas, se colocarán tres redistribuidores de líquido, el primero de ellos en el tope de la columna sin manhole (visores), el segundo en el medio de los empaques de la zona LVGO y la zona HVGO con manhole y el tercero que está arriba de la zona flash con manhole. El redistribuidor sin manhole será de 3 ft y los que tienen manhole serán de 4ft.

En zonas de alimentación flash, en donde gran parte de el líquido alimentado se vaporiza es necesario colocar un colector de líquido por encima de dicha sección, cuyo propósito es proveer mezclado a la fase de vapor en las placas de tope del colector, por lo cual un vapor más uniforme entra a la zona de rectificación de la columna. Se añadirán 3 ft por el colector de líquido.

Se necesitan de un soporte por cada sección empacada, al tener tres zonas empacadas se necesitan tres de los mismos. La altura a añadir por cada uno de ellos será de 2 ft.

Por último el espacio libre requerido en las zonas de tope y flash es de 4 ft para cada uno y el de la zona de fondo 8 ft, los cuales permitirán la construcción del “ boot cooler”. Además dichas alturas permiten la ubicación de una boca de visita o “manhole” en cada una de dichas zonas.

Con lo anterior se tiene que la altura total de la torre será la altura de las zonas empacadas mas la de los internos, teniéndose como altura total de la torre:

$$h(ft) = 11.975 ft + 1 * 2 ft + 3 ft + 4 * 2 f + 3 ft + 2 * 3 ft + 4 ft + 8 ft \approx 46 ft$$

Se tiene finalmente para toda la torre una relación L/D aproximada de 3,5 con lo cual se cumple con el requerimiento mínimo necesario para torres de vacío, el cual indica que $L/D_{\min}=2$. Se cumple también con la altura límite permitida en una torre de 175 ft debido a la capacidad de carga de las fundaciones y al viento.

TANQUE DE ALMACENAMIENTO

Los requerimientos de almacenamiento del crudo pesado proveniente de los pozos productores, se determinaron para un tiempo de 24 horas con fines de compensar cualquier contingencia que pueda presentarse en el proceso de suministro de crudo a la refinería durante el día. De estos tanques deberán existir tres (3) para asegurar la continuidad de las operaciones mientras ocurre el llenado de los mismos, esto para garantizar la continuidad de la operación. Se obtuvo así la masa total a almacenar.

$$m_{CA} = t \cdot \dot{m}$$

Donde:

m_{CA} = masa de crudo almacenada

t = Tiempo de almacenaje

$\dot{m}$ = Flujo másico de petróleo crudo Hamaca.

$$m_{CA} = 24h * 794151,2kg / h = 19059628,8kg$$

Para el crudo Hamaca a 25 °C la densidad obtenida mediante el simulador comercial PRO II 8.1 es de 992,58 Kg/m³ obteniéndose un volumen para almacen:

$$V_A = \frac{19059628,8Kg}{992,58Kg / m^3} = 19202m^3$$

Que se considera el volumen parcial del tanque, por seguridad se considera un volumen adicional de almacenaje de 20%, entonces se tiene como volumen requerido:

$$V_R = \frac{19202m^3}{0.8} = 24000m^3$$

Apéndice

Para comparar con los tanques estándares API conocidos se transforma a galones:

$$24000m^3 * \frac{1000l}{m^3} * \frac{1gal}{3.785l} = 6341479gal$$

Los tanques horizontales están limitados para volúmenes de 35000 galones (walas), por tanto buscamos en la Tabla N° 49 de tanques verticales.

Tabla 49: Diámetros y Alturas para Tanques Verticales Estándar.

Large Vertical, API Standard			
Dimensions		Capacity	
Diameter	Height	42 gal per bbl	U.S. Gal
21'0"	18'0 $\frac{3}{4}$ "	1,114	46,788
24'0"	24'0"	1,933	81,186
30'0"	24'0"	3,024	127,008
30'0"	29'11 $\frac{1}{4}$ "	3,769	158,300
30'0"	35'10 $\frac{1}{4}$ "	4,510	189,420
30'0"	37'10 $\frac{1}{4}$ "	4,766	200,161
30'0"	41'9 $\frac{3}{4}$ "	5,264	221,088
40'0"	33'10 $\frac{3}{4}$ "	7,586	318,612
50'0"	47'9"	16,700	701,400
60'0"	39'10"	20,054	842,268
70'0"	40'1"	27,472	1,153,824
100'0"	40'0"	55,960	2,350,320
150'0"	48'0"	151,076	6,345,192

Aproximando al inmediato superior (6345192 U.S. gal), se obtiene una altura de 48 pies (14,6 m). Entonces para conocer el diámetro del tanque se obtiene a partir del volumen del cilindro:

$$V_c = \frac{\pi \cdot D^2 \cdot h}{4}$$

Donde:

V_c : Volumen del tanque, pie³.

D: Diámetro del tanque, pie.

h: Altura del tanque, pie.

Apéndice

Despejando el diámetro y sustituyendo los valores de cada variable se tiene:

$$D = \sqrt{\frac{V_C \cdot 4}{h \cdot \pi}} = \sqrt{\frac{24000m^3 \cdot 35,31(pie^3 / m^3) \cdot 4}{48pie \cdot \pi}} = 149pies$$

D=149 pies= 45,4 metros.