



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA  
INGENIERÍA QUÍMICA – INGENIERÍA DE PROCESOS

EVALUACIÓN TÉCNICA DEL SISTEMA DESASFALTADO-HIDROTRATAMIENTO PARA  
MEJORAR CRUDOS PESADOS.

TESIS PARA OPTAR POR EL GRADO DE:  
MAESTRO EN INGENIERÍA

PRESENTA:  
GABRIEL ALEJANDRO ARMANDO DÍAZ BOFFELLI

TUTOR PRINCIPAL  
JORGE ANCHEYTA JUAREZ  
INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO

CIUDAD DE MÉXICO, JUNIO DE 2017



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

**JURADO ASIGNADO:**

Presidente: Dr. Luis Cedeño Caero  
Secretario: Dra. Aida Gutiérrez Alejandre  
Vocal: Dr. Guillermo Centeno Nolasco  
1 er. Suplente: Dr. Rogelio Cuevas García  
2 do. Suplente: Dr. Jorge Ancheyta Juárez

Lugar o lugares donde se realizó la tesis: INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO.

**TUTOR DE TESIS:**

JORGE ANCHEYTA JUAREZ

-----  
**FIRMA**

## Resumen

En el presente trabajo se evaluó técnica y económicamente la combinación de los procesos de desasfaltado, hidrotratamiento y gasificación con el propósito de mejorar el crudo pesado y proponer un esquema del proceso que trabaje a condiciones de baja severidad (temperaturas inferiores a 400°C y presiones inferiores a 100 kgf/cm<sup>2</sup>) permitiendo obtener un crudo mejorado que cumpla con las restricciones de transporte por tuberías (°API mayor a 16 y viscosidad cinemática menor a 250 cSt).

Se trabajó experimentalmente con un crudo pesado de 11.69 °API y 5.38% peso de azufre el cual fue sometido a desasfaltado con n-heptano a 60°C, 25 kgf/cm<sup>2</sup> y 1 h de tiempo de contacto, posteriormente el aceite desasfaltado obtenido se alimentó al proceso de hidrotratamiento empleando un catalizador comercial previamente activado y condiciones de operación de baja severidad; además se simuló el proceso de gasificación empleando como materia prima los asfaltenos obtenidos del proceso de desasfaltado con la finalidad de obtener hidrógeno para alimentarlo al esquema de mejoramiento.

Se determinó por medio de la regla de mezclado de Chevron la viscosidad del crudo mejorado obtenido cumpliendo con la restricción de 250 cSt, además el crudo mejorado presentó un incremento de 6°API y una reducción de 25 % de azufre junto a una disminución del 57.8 % de metales respecto a la carga. Posteriormente se desarrolló el estudio costo beneficio mediante el cual se demostró que el mejor caso de estudio se obtiene empleando el producto hidrotratado a 60 kgf/cm<sup>2</sup>, 360 °C y 4 h de reacción, descartando la gasificación de los asfaltenos obtenidos y suministrando hidrógeno por medio de una fuente externa.

Se concluye que el esquema de mejoramiento para el crudo pesado propuesto resultó ser técnica y económicamente factible posicionándose como una alternativa latente para el futuro desarrollo y aprovechamiento de las reservas de crudos pesados.

## **Agradecimientos**

Primeramente, a Dios por permitirme alcanzar una nueva meta, brindarme las oportunidades para seguir adelante y hacer de sueños realidades.

A mis padres, mi hermano y familiares por apoyarme en esta aventura y motivarme a ser cada día una mejor persona y un mejor profesional.

A mis amigos venezolanos y los nuevos amigos que me ha dado este grandioso país.

A mi tutor Dr Jorge Ancheyta, por permitirme trabajar en su grupo de investigación y tenderme la mano en el momento oportuno.

A todos los integrantes de la Gerencia de Producto para la Transformación de crudos del Instituto Mexicano del Petróleo en particular a los doctores: Guillermo Centeno, Antonio Muñoz, Rodolfo Aguilar, Patricia Rayo, Pablo Torres y Fernando Alonso, por apoyarme en todo momento durante mi estancia, gracias por su paciencia, dedicación y conocimientos que fueron vitales para el desarrollo del proyecto.

Al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACYT) por brindar el apoyo económico durante el transcurso de la maestría.

A la Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM) ya que me permitió cumplir con una etapa académica y profesional.

## **Dedicatoria**

A todas aquellas personas que por razones superiores están separadas físicamente de su lugar de origen, realizan su mejor esfuerzo para dejar a su país e idiosincrasia por todo lo alto.

When there's a will, there's a way...

## Contenido

Introducción.....	13
Objetivos y justificación.....	14
1. Capítulo I. Marco teórico.....	15
1.1. Procesos para el mejoramiento de crudos pesados.....	15
1.1.1. Procesos de rechazo de carbono.....	16
▪ Viscorreducción.....	16
▪ Coquización retardada.....	17
▪ Coquización fluida.....	19
▪ Gasificación.....	20
1.1.2. Procesos de adición de hidrógeno.....	22
▪ Lecho fijo.....	22
▪ Lecho móvil.....	23
▪ Lecho ebullente.....	24
▪ Lecho en fase dispersa.....	26
1.1.3. Otras tecnologías.....	27
▪ Desasfaltado.....	27
▪ Aquaconversion®.....	30
1.2. Procesos combinados.....	30
1.2.1. Desasfaltado/gasificación.....	30
1.2.2. Desasfaltado/coquización retardada.....	31
1.2.3. Desasfaltado/coquización retardada/gasificación.....	31
1.2.4. Lecho ebullente/desasfaltado.....	32
2. Capítulo II. Procedimiento experimental.....	33
2.1. Materias primas.....	33

2.1.1.	Crudo pesado.....	33
2.1.2.	Catalizador .....	33
2.1.3.	Nitrógeno.....	34
2.1.4.	Hidrógeno.....	34
2.1.5.	Heptano .....	34
2.1.6.	Disulfuro de carbono.....	34
2.2.	Equipos .....	34
2.2.1.	Sistema de desasfaltado.....	34
▪	Reactor de desasfaltado .....	35
▪	Controlador .....	36
▪	Operación del sistema de desasfaltado .....	36
2.2.2.	Sistema de sulfhidración .....	38
▪	Etapa de secado del catalizador .....	39
▪	Etapa de sulfhidración .....	40
2.2.3.	Sistema de hidrotratamiento.....	41
▪	Reactor de hidrotratamiento.....	42
▪	Controlador .....	43
▪	Operación del sistema de hidrotratamiento .....	43
2.3.	Técnicas de caracterización de los productos.....	45
2.3.1.	Viscosidad .....	45
2.3.2.	Gravedad API.....	45
2.3.3.	Contenido de metales .....	45
2.3.4.	Contenido de azufre .....	45
2.3.5.	Análisis SARA .....	46
2.3.6.	Caracterización de los asfaltenos .....	46

▪	Análisis elemental.....	46
▪	Contenido de cenizas .....	46
▪	Contenido de azufre .....	46
▪	Peso molecular .....	46
3.	Capítulo III. Análisis y discusión de resultados. ....	47
3.1.	Proceso de desasfaltado .....	47
3.2.	Proceso de gasificación .....	50
3.3.	Proceso de hidrotratamiento. ....	53
3.3.1.	Pruebas preliminares de hidrotratamiento del aceite desasfaltado. ....	53
3.3.2.	Prueba de hidrotratamiento del aceite desasfaltado modificado .....	57
3.3.3.	Pruebas de hidrotratamiento a las nuevas condiciones de operación.....	59
3.4.	Estudio económico .....	67
3.4.1.	Reglas de mezclado para estimar la viscosidad del crudo mejorado .....	68
3.4.2.	Cantidad de catalizador a utilizar .....	68
3.4.3.	Cálculo del tamaño del reactor.....	69
3.4.4.	Costos de inversión .....	69
3.4.5.	Precio del crudo.....	71
3.4.6.	Precio del disolvente .....	72
3.4.7.	Casos de estudio.....	72
	Conclusiones.....	81
	Referencias .....	82
	Anexo I. Modelo de gasificación.....	89
	Anexo II. Esquema de cálculo para el estudio económico .....	100
	Anexo III. Casos de estudio.....	101
	Anexo IV. Comparación de los precios de crudos .....	122

## Índice de figuras

Figura 1. Tecnologías para el mejoramiento de crudos pesados. ....	15
Figura 2. Unidad de visbreaking de la refinería Naftan, Bielorrusia [3]. ....	17
Figura 3. Esquema del proceso de coquización retardada [7]. ....	18
Figura 4. Instalación de unidades de coquización en la refinería Valero, Texas [8]. ....	19
Figura 5. Esquema del proceso flexicoking [9]. ....	20
Figura 6. Esquema de un reactor de lecho ebuliente de la tecnología H-Oil [8]. ....	25
Figura 7. Esquema del proceso SDA UOP/FWUSA [15]. ....	28
Figura 8. Proceso ROSE en el mejorador Scotford, Edmonton Canadá [16]. ....	29
Figura 9. Sistema de desasfaltado empleado. ....	35
Figura 10. Esquema del sistema de desasfaltado. ....	35
Figura 11. Reactor de desasfaltado. ....	36
Figura 12. Controlador Parr modelo 4842 serie 1230 [15]. ....	36
Figura 13. Procedimiento experimental para el proceso de desasfaltado del crudo pesado. ....	37
Figura 14. Sistema de sulfhidración del catalizador. ....	38
Figura 15. Reactor de lecho fijo para la sulfhidración del catalizador. ....	38
Figura 16. Esquema del proceso de sulfhidración. ....	39
Figura 17. Esquema del proceso de sulfhidración del catalizador. ....	39
Figura 18. Esquema del proceso de secado del catalizador. ....	40
Figura 19. Esquema de la etapa de activación del catalizador. ....	41
Figura 20. Sistema de hidrotratamiento [17]. ....	41
Figura 21. Esquema del proceso de hidrotratamiento de DAO. ....	42
Figura 22. Reactor de hidrotratamiento [17]. ....	43
Figura 23. Canastilla para cargar el catalizador en el reactor de hidrotratamiento [17]. ....	43
Figura 24. Procedimiento experimental para el proceso de hidrotratamiento de DAO. ....	44
Figura 25. Esquema experimental del proceso de desasfaltado. ....	47
Figura 26. Distribución de los productos de desasfaltado. ....	48
Figura 27. Resultados de la gasificación de asfaltenos a diferentes condiciones de operación. .....	52
Figura 28. Comparación de la gravedad API de los productos hidrotratados. ....	56

Figura 29. Comparación de la remoción de azufre de los productos hidrotratados. ....	57
Figura 30. Gravedad API de la muestra PDAO 90/10 luego del hidrotratamiento. ....	58
Figura 31. Contenido de azufre de la muestra PDAO 90/10 luego del hidrotratamiento.....	58
Figura 32. Comparación de gravedad API y azufre de los productos hidrotratados con las nuevas condiciones de operación. ....	61
Figura 33. Comparación del contenido de Ni y V de los productos hidrotratados con las nuevas condiciones de operación. ....	62
Figura 34. Consumo de hidrógeno de los productos hidrotratados. ....	63
Figura 35. Conversión de la muestra PDAO-33 comparada con el DAO. ....	64
Figura 36. Conversión de la muestra PDAO-32H comparada con el DAO. ....	64
Figura 37. Conversión de la muestra PDAO-34H comparada con el DAO. ....	65
Figura 38. Conversión de la muestra PDAO-3801H comparada con el DAO. ....	65
Figura 39. Conversión del residuo de vacío de los productos hidrotratados. ....	67
Figura 40. Esquema propuesto para el mejoramiento del crudo pesado. ....	67
Figura 41. Esquema iterativo de solución del modelo de equilibrio para la estimación del gas de síntesis producido por gasificación. ....	98
Figura 42. Variación de los precios respecto al tiempo para los crudos evaluados. ....	122

## Índice de tablas

Tabla 1. Características de los diferentes procesos comerciales de gasificación [10].	21
Tabla 2. Comparación de tecnologías de desasfaltado.	29
Tabla 3. Propiedades del crudo pesado.	33
Tabla 4. Propiedades de los catalizadores empleados en el hidrotratamiento.	34
Tabla 5. Propiedades de los productos de desasfaltado.	49
Tabla 6. Propiedades de los asfaltenos empleados en la gasificación.	50
Tabla 7. Casos de estudio para el proceso de gasificación.	51
Tabla 8. Resultados obtenidos para el proceso de gasificación de asfaltenos.	53
Tabla 9. Condiciones de operación empleando el Catalizador CAT-1	54
Tabla 10. Condiciones de operación empleando el Catalizador CAT-2.	54
Tabla 11. Condiciones de operación empleando el Catalizador CAT-3.	54
Tabla 12. Resultados de las muestras hidrotratadas con el catalizador CAT-1.	55
Tabla 13. Resultados de las muestras hidrotratadas con el catalizador CAT-2.	55
Tabla 14. Resultados de las muestras hidrotratadas con el catalizador CAT-3.	56
Tabla 15. Propiedades del DAO modificado sometido a hidrotratamiento.	58
Tabla 16. Propiedades de los productos hidrotratados a las nuevas condiciones de operación.	60
Tabla 17. Costos de los procesos a evaluar.	70
Tabla 18. Precio de los servicios.	70
Tabla 19. Precio del crudo pesado calculado a partir de un crudo de referencia.	71
Tabla 20. Crudo de referencia para comparar el precio del crudo mejorado obtenido.	71
Tabla 21. Balance de materia y propiedades del crudo mejorado para el caso 3.	74
Tabla 22. Costos de inversión y servicios para el caso 3.	74
Tabla 23. Precios del crudo pesado y el crudo mejorado.	75
Tabla 24. Precio de los productos obtenidos en el caso 3.	75
Tabla 25. Estudio costo beneficio para el caso 3.	76
Tabla 26. Balance de materia y propiedades del crudo mejorado para el caso 3A.	76
Tabla 27. Costos de inversión y servicios para el caso 3A.	77
Tabla 28. Precio de los productos obtenidos en el caso 3A.	78

Tabla 29. Estudio de costo beneficio para el caso 3A.....	78
Tabla 30. Costos de inversión y servicios para el caso 3.B.....	79
Tabla 31. Precio de los productos obtenidos en el caso 3.B.....	79
Tabla 32. Estudio de costo beneficio para el caso 3.B. ....	80
Tabla 33. Constantes para el cálculo de la capacidad calorífica. ....	93
Tabla 34. Aportaciones caloríficas en MJ/Nm <sup>3</sup> de los compuestos combustibles en el gas de síntesis. ....	96
Tabla 35. Propiedades del residuo de vacío empleado por Choi,et al [39]. ....	98
Tabla 36. Resultados obtenidos de la validación del modelo de gasificación.....	99
Tabla 37. Balance de materia y propiedades del crudo mejorado para el Caso 1. ....	101
Tabla 38. Costos de inversión y servicios para el caso 1. ....	102
Tabla 39. Precio del crudo pesado y del crudo mejorado.....	102
Tabla 40. Precio de los productos obtenidos en el caso 1. ....	103
Tabla 41. Resultados del estudio costo beneficio para el caso 1.....	103
Tabla 42. Balance de materia y propiedades del crudo mejorado para el caso 1A. ....	104
Tabla 43. Costos de inversión y servicios para el caso 1A. ....	104
Tabla 44. Precio de los productos obtenidos en el caso 1.A. ....	105
Tabla 45. Estudio costo beneficio para el caso 1.A.....	105
Tabla 46. Costos de inversión y servicios para el caso 1.B.....	106
Tabla 47. Precio de los productos obtenidos en el caso 1.B.....	107
Tabla 48. Estudio de costo beneficio para el caso 1.B. ....	107
Tabla 49. Balance de materia y propiedades del crudo mejorado para el Caso 2. ....	108
Tabla 50. Costos de inversión y servicios para el caso 2. ....	109
Tabla 51. Precios del crudo pesado y crudo mejorado para el caso 2. ....	109
Tabla 52. Precios de los productos obtenidos para el caso 2.....	110
Tabla 53. Resultados del estudio costo beneficio para el caso 2.....	110
Tabla 54. Balance de materia y propiedades del crudo mejorado para el caso 2A. ....	111
Tabla 55. Costos de inversión y servicios para el caso 2.A. ....	111
Tabla 56. Precio de los productos obtenidos en el caso 2.A. ....	112
Tabla 57. Estudio costo beneficio para el caso 2.A.....	112
Tabla 58. Costos de inversión y servicios para el caso 2.B.....	113

Tabla 59. Precio de los productos obtenidos en el caso 2.B.....	114
Tabla 60. Estudio de costo beneficio para el caso 2.B. ....	114
Tabla 61. Balance de materia y propiedades del crudo mejorado para el Caso 4. ....	115
Tabla 62. Costos de inversión y servicios para el caso 4. ....	116
Tabla 63. Precios del crudo pesado y crudo mejorado para el caso 4. ....	116
Tabla 64. Precios de los productos obtenidos en el caso 4.....	117
Tabla 65. Resultados del estudio costo beneficio para el caso 4.....	117
Tabla 66. Balance de materia y propiedades del crudo mejorado para el caso 4A. ....	118
Tabla 67. Costos de inversión y servicios para el caso 4.A. ....	118
Tabla 68. Precio de los productos obtenidos en el caso 4.A. ....	119
Tabla 69. Estudio costo beneficio para el caso 4.A.....	119
Tabla 70. Costos de inversión y servicios para el caso 4.B.....	120
Tabla 71. Precio de los productos obtenidos en el caso 4.B.....	121
Tabla 72. Estudio de costo beneficio para el caso 4.B. ....	121
Tabla 73. Precios y características de los crudos comparados. ....	122

## Introducción

Actualmente México cuenta con una producción de 2.55 mbd de petróleo, donde el 55% de dicha cantidad lo conforman crudos pesados. Con la creciente demanda de hidrocarburos, la explotación de los crudos pesados se ha elevado generando un incremento en el desarrollo de tecnologías para mejorar las propiedades químicas y físicas del petróleo pesado.

Uno de los procesos de mejoramiento que ofrece varios beneficios técnicos y económicos es el hidrotratamiento catalítico, sin embargo, su aplicación para crudos pesados con contenido alto de asfaltenos es limitada, ya que provoca desactivación prematura de los catalizadores por depósito de coque y metales. Una alternativa para resolver este problema, es someter al crudo pesado a un proceso de desasfaltado previo al hidrotratamiento.

Por tal motivo en este trabajo se utilizó un crudo pesado de 11.69 °API con la finalidad de evaluar la factibilidad técnica de la combinación del proceso de desasfaltado en conjunto con el hidrotratamiento del aceite desasfaltado y la gasificación de los asfaltenos. De esta manera se producirá un crudo mejorado que cumpla con las condiciones de transporte reportadas en [1] (250 cSt a 100°F y °API mayor a 16°).

El estudio se desglosó en diferentes capítulos. En el capítulo 1, se presentan los fundamentos teóricos de los procesos de mejoramiento de crudos pesados, mencionando su clasificación y las diferentes tecnologías empleadas con sus respectivas ventajas y desventajas.

En el capítulo 2 se aborda la metodología experimental desarrollada, en la que se indican las materias primas empleadas, así como los procesos de desasfaltado e hidrotratamiento. Haciendo énfasis en la descripción de los equipos que conforman dichos sistemas, en conjunto con la operación de los mismos.

Los resultados obtenidos junto a las discusiones se muestran en el capítulo 3, en el cual se reportan los valores obtenidos en el proceso de desasfaltado y en el proceso de hidrotratamiento. A partir de estos resultados se plantea un esquema de proceso y se evalúa su factibilidad técnica y económica.

Por último, se presentan las conclusiones y recomendaciones obtenidas del proyecto, las cuales cumplen con los objetivos planteados y sugieren ciertas modificaciones o mejoras para futuras aplicaciones del proceso.

## **Objetivos y justificación**

### **Objetivo principal**

Evaluar la factibilidad técnica de la combinación de los procesos de desasfaltado e hidrotratamiento para mejorar crudos pesados con la finalidad de incrementar su valor económico en el mercado.

### **Objetivos específicos**

- Obtener el aceite desasfaltado mediante el proceso de desasfaltado del crudo pesado.
- Establecer condiciones de operación a baja severidad para hidrotratar el aceite desasfaltado.
- Determinar el grado de mejoramiento de los productos.
- Definir las proporciones de mezclado del aceite desasfaltado hidrotratado y el crudo pesado con la finalidad de cumplir con las propiedades para su transporte.
- Realizar un estudio de factibilidad económica del proceso tomando en cuenta el sistema combinado de desasfaltado e hidrotratamiento.

### **Justificación**

Con la creciente demanda de hidrocarburos, la Agencia Internacional de Energía (IEA por sus siglas en inglés) estima que para el año 2020 el consumo de petróleo alcanzará la cifra de 99.1 mbd, lo que representa un incremento del 5.7% del consumo actual. De acuerdo a estadísticas de PEMEX, México aporta al mercado mundial 2.55 mbd de crudo, donde el 55% de dicha cantidad lo conforman crudos pesados.

En vista de la proporción determinante que ocupan los crudos pesados mexicanos, se requieren utilizar diversos métodos para mejorar las propiedades físicas y químicas del crudo cuya intención es hacerlos más atractivos al mercado internacional.

Es por ende que se plantea la combinación del proceso de desasfaltado y el de hidrotratamiento, aunque son diferentes en su funcionamiento, cumplen con el mismo objetivo de mejorar el crudo pesado.

Este estudio se centrará en el planteamiento de un esquema de mejoramiento que integre los procesos de desasfaltado, hidrotratamiento y gasificación con la finalidad de obtener a condiciones de baja severidad un producto que luego de ser mezclado con el crudo pesado original, permita mejorar las condiciones de transporte para facilitar su manejo hacia su destino final.

## Capítulo I. Marco teórico

Un crudo pesado se caracteriza por altas viscosidades y densidades (baja gravedad API) junto a una relación de hidrógeno-carbono (H/C) de bajo valor (alrededor de 0.8) [2].

En la actualidad existe una serie de tecnologías empleadas para el mejoramiento de los crudos pesados y extra pesados, donde dichos procesos se enfocan a disminuir la viscosidad, aumentar la gravedad API, disminuir los contenidos de azufre y metales pesados, para así facilitar el manejo, transporte y posterior refinación del crudo. Estas tecnologías se clasifican en tres principales grupos los cuales son: rechazo de carbono, adición de hidrógeno y otras tecnologías. En el presente capítulo se describen dichas tecnologías de mejoramiento de crudos pesados.

### 1.1. Procesos para el mejoramiento de crudos pesados.

Los procesos de mejoramiento de crudos pesados se fundamentan en aumentar la relación atómica hidrógeno-carbono (H/C). Para aumentar el valor de dicha relación existen dos métodos, el primero es suministrar hidrógeno y el segundo retirar carbono; de esta manera se obtendría un valor numéricamente mayor lo que se traduce a una mejora en las propiedades físicas y químicas del crudo.

Existen tres tipos de procesos para mejorar crudos pesados (figura 1) los cuales consisten en la adición de hidrógeno, rechazo de carbono y otras tecnologías.

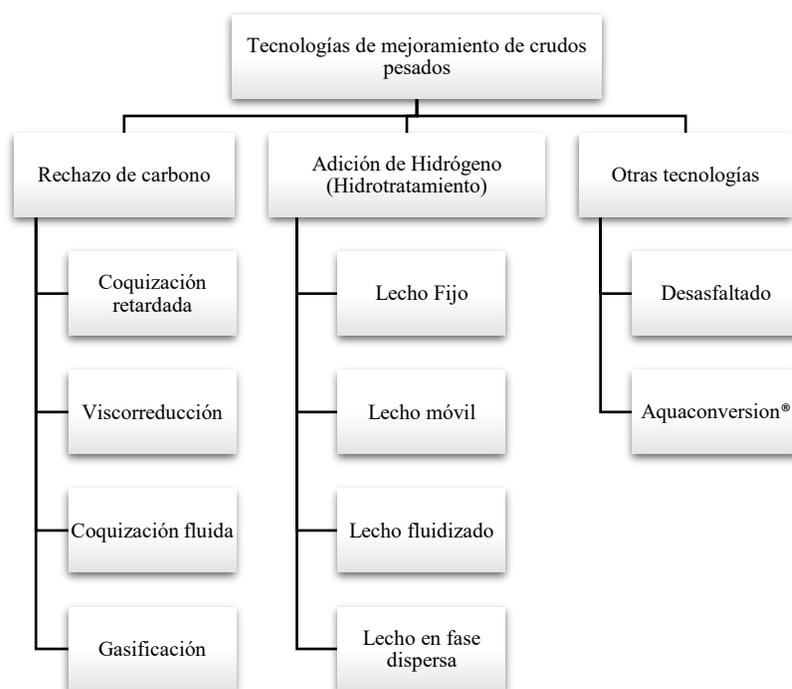


Figura 1. Tecnologías para el mejoramiento de crudos pesados.

### 1.1.1. Procesos de rechazo de carbono

Este ha sido el primero en aplicarse a la industria petrolera y es el método más empleado debido a su bajo costo de inversión. El rechazo de carbono consiste en la desintegración térmica a presiones relativamente moderadas de los hidrocarburos pesados hasta alcanzar moléculas de menor tamaño. El proceso opera a temperaturas entre 480°C y 550°C, en el cual se transfiere hidrógeno desde las moléculas más pesadas hacia las más livianas, propiciando la formación de coque. Dicho residuo puede continuar degradándose a mayores temperaturas y convertirse en una fuente viable de hidrógeno [2].

Dentro de las diferentes tecnologías que abarca el rechazo al carbono se incluyen: Viscorreducción (*Visbreaking*), Coquización fluida (*Fluid coking/Flexicoking*), Coquización retardada (*Delayed Coking*) y Gasificación.

#### ▪ Viscorreducción

Es uno de los procesos de rechazo al carbono de menor costo, su nombre deriva de *viscosity breaking* que significa reductor de viscosidad. Se emplea para mejorar crudos pesados propiciando un rompimiento parcial de las moléculas lo cual genera una disminución en la viscosidad del crudo facilitando su transporte. Esta tecnología también se usa en las refinerías para aumentar el rendimiento de los destilados disminuyendo la viscosidad de las corrientes de residuo atmosférico y residuo de vacío generadas en el proceso de refinación (figura 2) [2].

Existen dos variantes del proceso de viscorreducción, una de ellas es llamada *coil type*, la cual se lleva a cabo precalentando la corriente de alimentación que posteriormente se envía a un horno con temperaturas entre 450 a 500 °C y a una presión que varía de 3 a 10 bar; en dicho equipo se desarrolla la desintegración térmica durante un lapso no mayor a 5 minutos para evitar la formación de coque [3].

La otra variante del proceso de viscorreducción es el *soaker drum*, en el cual la alimentación se envía a un tanque de remojo que cuenta con internos especiales para evitar el retromezclado, y opera a una temperatura menor comparada con el proceso *coil type* (400-450°C) mientras que se incrementa el tiempo de residencia de 5 a 8 minutos. El producto desintegrado es retirado una vez que se alcanza la conversión deseada y se enfría con una corriente de gasóleo para prevenir la desintegración excesiva; posteriormente se envía a una unidad de fraccionamiento para obtener los diferentes destilados. Dicho proceso presenta menores costos de inversión y un menor consumo de energía comparado con el *coil type* [3].

La desventaja del proceso *soaker drum* es la alta formación de coque y además requiere una limpieza profunda para eliminar el coque formado, lo cual se traduce a un incremento en los costos de operación [3].

La mayoría de las unidades comerciales que operan en la actualidad reportan un intervalo de conversión del residuo de 20% a 30 %. Esto se debe a que a medida que aumenta la conversión, la estabilidad del producto disminuye debido a la precipitación de asfaltenos.



Figura 2. Unidad de visbreaking de la refinería Naftan, Bielorrusia [3].

Las principales desventajas del proceso de viscorreducción son:

- Los productos obtenidos requieren de un posterior tratamiento para eliminar metales y azufre [4].
- Su aplicabilidad está limitada debido a la inestabilidad de los productos desintegrados [5].
- El combustóleo producido tiene un mercado muy reducido, lo cual hace que el proceso sea poco atractivo [6].

#### ▪ **Coquización retardada**

Coquización retardada (*Delayed coking*) es un proceso semicontinuo de desintegración térmica empleado ampliamente en las refinerías para mejorar cualquier clase de residuos (atmosféricos, de vacío, entre otros) y transformarlos en productos destilados de mayor valor económico (gas húmedo, naftas, gasóleos livianos y pesados) junto al coque, el cual dependiendo de su contenido de azufre y metales se puede emplear como fuente de energía o en la manufactura de ánodos y electrodos [2].

El objetivo del proceso consiste en maximizar el rendimiento de productos líquidos minimizando a su vez la producción de gas húmedo y coque. El proceso de coquización retardada se lleva a cabo alimentando la corriente a tratar por el fondo del tanque de coquización, previamente calentado en un horno a temperaturas entre 490-500°C. El proceso de coquización ocurre en el tanque donde el material asentado en el fondo se desintegra térmicamente hasta convertirse en coque, mientras que el resto de los productos vaporizados se retiran por el domo de dicho tanque [2].

La selectividad del proceso depende principalmente de las condiciones de operación, siendo la temperatura y la presión las determinantes [2].

El número total de unidades de coquización requeridas para una aplicación particular depende de la cantidad y calidad de la alimentación y del ciclo de coquización deseado. El mínimo de unidades de coquización requeridas para la operación es de dos tanques de coquización, en donde uno recibe el efluente para realizar el proceso operando durante 12 horas continuas, mientras que el otro tanque se acondiciona eliminando con vapor a alta presión las trazas de coque generadas del proceso de coquización previo. En las figuras 3 y 4 se aprecian ejemplos del proceso de coquización retardada [2].

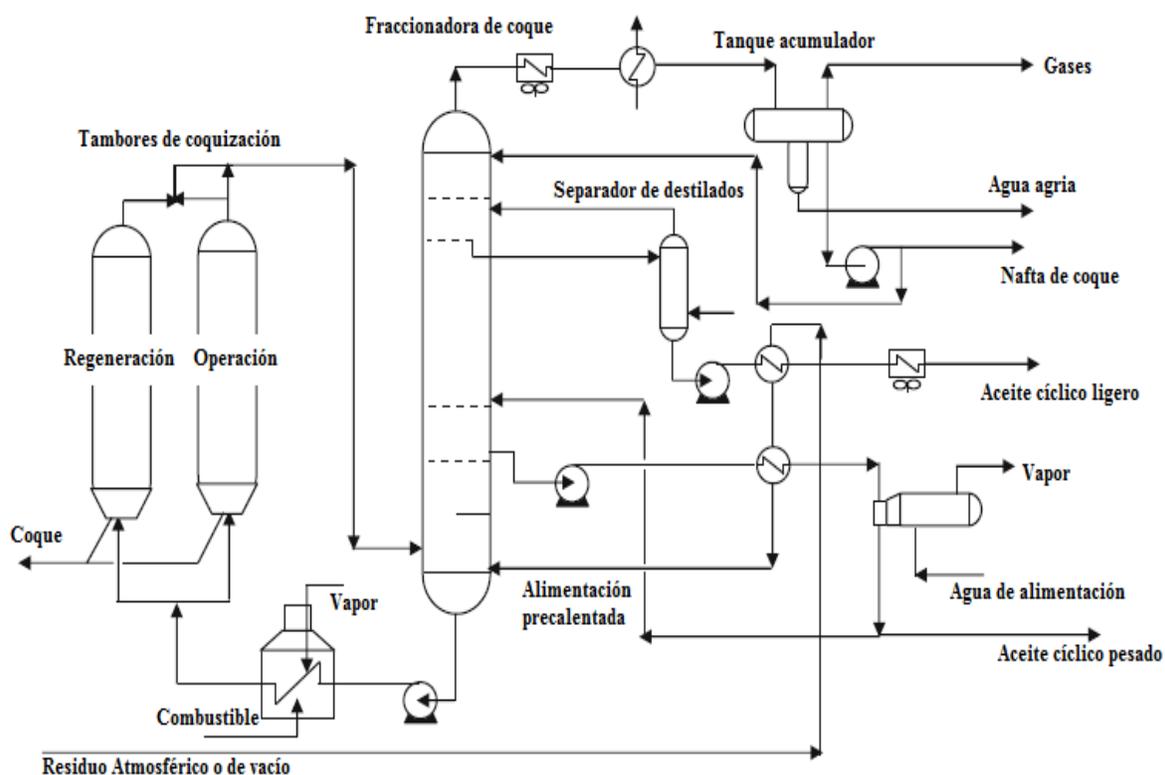


Figura 3. Esquema del proceso de coquización retardada [7].



Figura 4. Instalación de unidades de coquización en la refinería Valero, Texas [8].

Las desventajas que presenta el proceso de coquización retardada son:

- Abundante formación de coque y bajo rendimiento en destilados [3].
- Alta generación de productos aromáticos que requieren un tratamiento posterior [4].

#### ▪ **Coquización fluida**

La coquización fluida es un proceso continuo que se lleva a cabo en un reactor de lecho fluidizado, en el cual las partículas de coque son fluidizadas debido al vapor que se inyecta por el fondo del reactor. El residuo se alimenta uniformemente mediante un aspersor, donde gotas finas del residuo entran en contacto directo con las partículas de coque y se desintegran generando productos livianos y coque [2].

El coque formado se retira de forma continua por el fondo del reactor para evitar que se formen esferas de mayor tamaño, luego se envía a un quemador adyacente donde se incinera y se circula nuevamente al reactor para proveer calor al proceso [2].

La fracción vaporizada de productos se retira por el domo del reactor y pasa a un ciclón para retirar las partículas de coque remanentes [2].

El proceso emplea dos tanques, un reactor y un quemador, asimismo, opera en un intervalo de temperaturas entre 520 y 540 °C y a una presión de 3 bar; pero, a tiempos de residencia bajos, por lo cual disminuye la producción de coque y se incrementan los productos líquidos en comparación con el proceso de coquización retardada [2].

Por otra parte, el *flexicoking* es una extensión del proceso de coquización fluida, el cual incluye la gasificación del coque generado y la producción de gas de síntesis, sin embargo,

las temperaturas empleadas son de 1000 °C y además son insuficientes para incinerar todo el coque formado [2].

En la figura 5 se muestra el proceso de *flexicoking*.

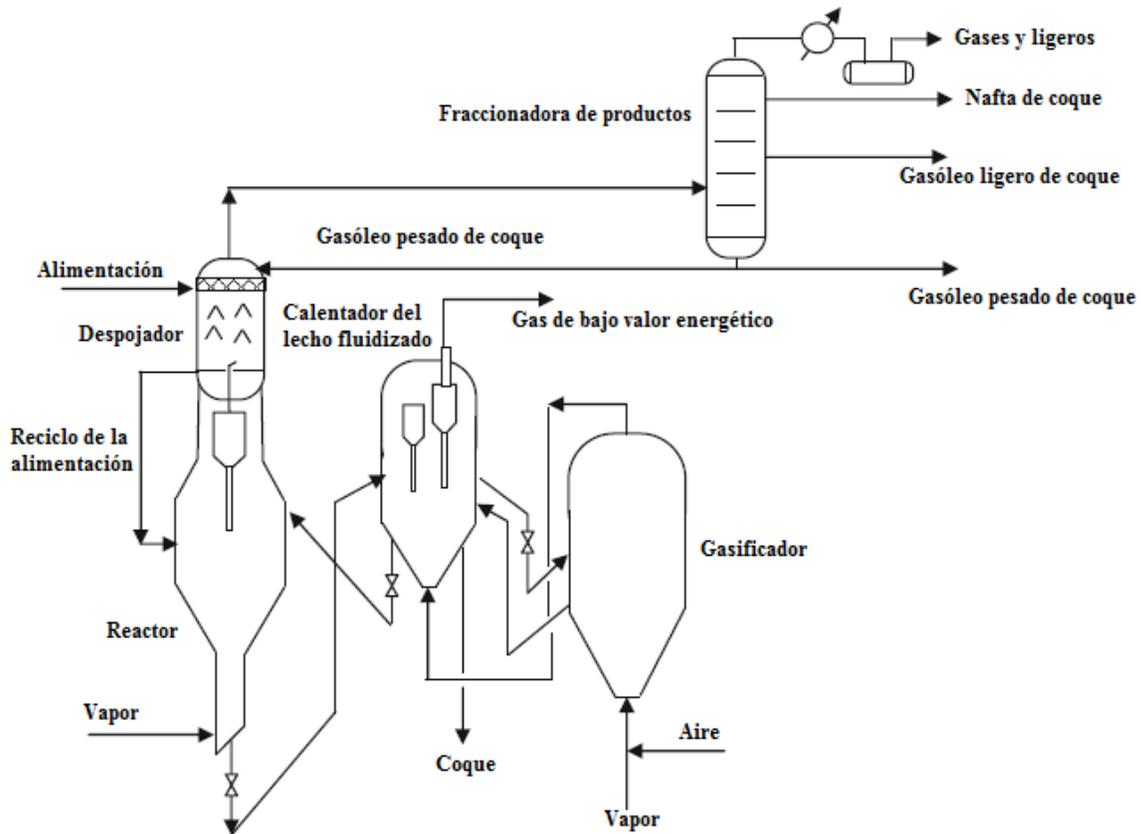


Figura 5. Esquema del proceso flexicoking [9].

Las desventajas que presenta el proceso de coquización fluida son:

- El coque producido es de bajo valor económico [4].
- Los gasóleos generados son más difíciles de refinar en comparación con los obtenidos por coquización retardada [7].

#### ▪ Gasificación

El proceso de gasificación consiste en la desintegración completa de residuos incluyendo asfaltenos, el cual se lleva a cabo a temperaturas altas (mayores a los 1000 °C) dando como resultado gas de síntesis (básicamente conformado por hidrógeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono y agua) carbono puro y cenizas como productos mayoritarios.

El gas de síntesis o *syngas* puede transformarse en hidrógeno o emplearse para cogeneración dado a su capacidad de fuente de energía de bajo costo. [2]

A continuación, se presenta la tabla 1 que resume algunas de las tecnologías desarrolladas para el proceso de gasificación con sus respectivas características.

Tabla 1. Características de los diferentes procesos comerciales de gasificación [10].

Nombre Comercial	Licenciante	Características
<i>Gasification</i>	Exxon Mobil Research and Engineering Co.	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Puede convertir desde residuos pesados hasta bitumen en gas combustible y productos líquidos.</li> <li>• Opera a 1200°C, generando hidrógeno y monóxido de carbono con bajas emisiones de gases NO<sub>x</sub> y SO<sub>x</sub>.</li> </ul>
<i>Gasification</i>	GE Energy/ Texaco	<ul style="list-style-type: none"> <li>• A partir de residuos de bajo valor comercial como el coque, se produce gas combustible y gas de síntesis (H<sub>2</sub>/CO).</li> <li>• El proceso maneja temperaturas entre 1200-1480 °C y presiones de 28 a 86 bar.</li> <li>• El azufre se remueve como H<sub>2</sub>S y los metales pesados quedan atrapados en los filtros prensa.</li> <li>• Cuentan con más de 63 unidades operativas, donde 13 de éstas se encuentran en refinerías.</li> </ul>
<i>Shell Gasification Process</i>	Shell Global Solutions International BV	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Convierte residuos pesados de las refinerías con alto contenido de azufre y metales pesados, generando gas de síntesis, azufre sólido y óxidos metálicos.</li> <li>• Opera a presiones desde 65 hasta los 100 bar.</li> <li>• Existen más de 150 unidades instaladas alrededor del mundo.</li> </ul>
<i>Gasification PSG</i>	Undhe GmbH	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Al proceso se alimenta cualquier residuo sólido como coque, carbón, biomasa, entre otros.</li> <li>• Se manejan presiones de operación mayores a 40 bar y temperaturas superiores a los 2000 °C para producir gas de síntesis.</li> </ul>
<i>Multipurpose Gasification</i>	Lurgi GmbH	<ul style="list-style-type: none"> <li>• El proceso presenta flexibilidad en el manejo de diferentes tipos de alimentaciones como residuos pesados líquidos, emulsiones, coque, entre otros; con la finalidad de generar gas de síntesis.</li> <li>• La temperatura de operación que maneja el proceso es de 1200 a 1500 °C, mientras que la presión puede variar de 1 a 70 bar.</li> <li>• Hasta la fecha se cuenta con una planta que opera a escala industrial donde se gasifican residuos de asfaltos para generar gas de síntesis; dicha planta se ubica en Alemania</li> </ul>

### 1.1.2. Procesos de adición de hidrógeno

Los procesos de adición de hidrógeno, también conocidos como hidroprocesamiento, son los más atractivos para mejorar crudos pesados y residuos. Debido a la concentración alta de carbono en los crudos o residuos pesados, estos procesos requieren de hidrógeno para incrementar la relación H/C en los productos, mediante mecanismos de hidrodeseintegración desarrollados a altas temperaturas y presiones.

A excepción del proceso *hydrovisbreaking*, todos los procesos de hidroprocesamiento requieren la presencia de catalizadores, los cuales cumplen funciones específicas dependiendo del requerimiento.

Existen una serie de tecnologías de hidroprocesamiento para mejorar cargas pesadas, las cuales difieren principalmente en el tipo de catalizador, tipo de reactor y condiciones de operación.

Las tecnologías comerciales para reactores de hidroprocesamiento de cargas pesadas pueden clasificarse de acuerdo al tipo de lecho catalítico en: lecho fijo (*fixed bed*), lecho móvil (*moving bed*), lecho ebullente (*ebullated bed*) y lecho en suspensión o fase dispersa (*slurry bed*). La selección del reactor se fundamenta generalmente en la calidad y composición de la alimentación, el nivel de conversión deseada y la cantidad de impurezas [2].

#### ▪ Lecho fijo

Fue la primera generación de reactores para hidroprocesamiento debido a su facilidad en la operación, sin embargo, estos equipos fueron diseñados para tratar crudos y fracciones livianas con contenidos bajos de azufre, nitrógeno y metales debido a la tasa alta de desactivación del catalizador que ocurre cuando se emplean alimentaciones con mayores contenidos de impurezas. Por lo tanto, las alimentaciones que manejen dichas unidades tienen como límite máximo un contenido de 250 ppm en metales (Ni +V) y bajos niveles de minerales sólidos. No obstante, se ha logrado ampliar el margen de tolerancia de los catalizadores permitiendo procesar alimentaciones con más de 400 ppm de metales (Ni +V) como es el caso de la tecnología Chevron OCR (*online catalyst replacement*) [2].

Los reactores de lecho fijo tienen la ventaja de ser fáciles en su operación y escalamiento; asimismo, se pueden clasificar de acuerdo al tipo de flujo que manejen como: flujo descendente, flujo ascendente y flujo radial [2].

Los reactores de flujo descendente son los que se emplean mayormente en la desulfuración de hidrocarburos livianos; dentro de esta clasificación se encuentra el tipo percolador o *trickle-bed*, en el cual las fases líquido y gas fluyen de forma descendente a través de las partículas sólidas del catalizador mientras se lleva a cabo la reacción, por ende, que su nombre deriva del patrón de flujo generado en el proceso [8].

En los reactores de flujo radial la alimentación entra por el domo del reactor y fluye por el lecho en dirección radial, permitiendo una menor caída de presión y un mayor recorrido por el área del lecho catalítico. Sin embargo, el diseño es más costoso por unidad de volumen de catalizador y existe una mayor probabilidad de que el calor de reacción se localice en determinados segmentos del lecho, además los agentes contaminantes son más difíciles de remover del lecho catalítico durante la regeneración [8].

Por estas razones los reactores de flujo radial no son recomendados para el hidroprocesamiento de crudos y residuos pesados, ya que sólo están limitados a la hidrodesulfuración de crudos y destilados livianos como naftas y querosina [8].

Las principales desventajas de los reactores de lecho fijo son las siguientes:

- El corto ciclo de vida del catalizador empleado en la hidrodesulfuración debido al envenenamiento [9].
- Es necesario emplear otros catalizadores que se encarguen de eliminar los metales contaminantes para postergar la vida útil de los catalizadores de hidrodesulfuración [9].

#### ▪ **Lecho móvil**

A diferencia de los reactores de lecho fijo, en los reactores de lecho móvil el catalizador circula de forma descendente por medio del equipo, donde el catalizador nuevo ingresa por el domo y el desgastado se retira por el fondo del reactor mientras que el hidrocarburo fluye en contra corriente o cocorriente. El catalizador puede ser reemplazado de forma continua o discontinua con frecuencia de una a dos veces por semana, lo cual garantiza condiciones estables durante el proceso disminuyendo las interrupciones periódicas [8].

En comparación con los reactores de lecho fijo, se emplea una mayor cantidad de catalizador, asimismo el catalizador se contamina de una forma más homogénea lo cual hace al proceso de lecho móvil más tolerante al envenenamiento y desactivación, mientras que en el lecho fijo existen perfiles de envenenamiento en ciertas etapas del lecho catalítico [8].

Además, se puede combinar un esquema de hidrotratamiento empleando reactores de lecho fijo y lecho móvil en serie lo cual incrementaría la flexibilidad del proceso ante cargas con mayor cantidad de metales y azufre [8].

La operación a contra corriente de los reactores de lecho móvil es la mejor configuración ya que el catalizador desgastado es el primero en hacer contacto con la alimentación fresca en el fondo del equipo, mientras que el catalizador fresco reacciona con la carga menos contaminada en el domo del reactor, dando como resultado un menor consumo del catalizador [10].

### ▪ **Lecho ebullente**

En este tipo de reactores el hidrógeno y el hidrocarburo se alimentan por el fondo del equipo y fluyen de forma ascendente junto al catalizador, el cual se mantiene suspendido debido a la presión del fluido alimentado. El hidrocarburo se separa del catalizador en el domo del reactor y una parte se recircula al fondo del equipo para mezclarse con la nueva alimentación.

Los reactores de lecho ebullente son capaces de convertir las alimentaciones más problemáticas como crudos pesados, residuos atmosféricos, residuos de vacío y todos aquellos residuos con contenidos altos de asfaltenos, metales y azufre [2].

Dichos reactores cuentan con un sistema de recirculación de líquido alcanzando un mezclado uniforme, por lo que se puede aproximar al comportamiento de un reactor de agitación continua donde se minimizan los gradientes de temperatura. En vista de que se disipa fácilmente el calor de las reacciones exotérmicas, se alcanzan mayores temperaturas de operación y por consiguiente mayores conversiones [3].

De igual forma, en estos equipos se mantiene la actividad del catalizador mediante el retiro o adición periódica sin interrumpir la operación. Esta característica incrementa el factor de operación de dichas unidades, disminuyendo los costos de mantenimiento en las refinerías asociados con la reposición y manejo de los catalizadores desgastados en comparación con los reactores de lecho fijo [4].

Existen principalmente tres tipos de reactores de lecho ebullente, los cuales son similares en concepto, pero diferentes en lo que se refiere a los aspectos mecánicos. Estos son: H-Oil, T-Star y LC-Fining [8].

La tecnología H-Oil puede emplear una, dos o tres etapas de reactores de lecho ebullente, los cuales pueden operar en un amplio intervalo de conversiones. Está adaptado particularmente para procesar residuos pesados de vacío con altos contenidos de metales, azufre, carbón Conradson y sólidos, los cuales convierte en productos destilados de mayor calidad [8].

Asimismo, es un proceso flexible ante los cambios de alimentación y operación manteniendo constante las propiedades de sus productos. En la figura 6 se puede apreciar el esquema de un reactor de lecho ebullente empleado en la tecnología H-Oil [8].

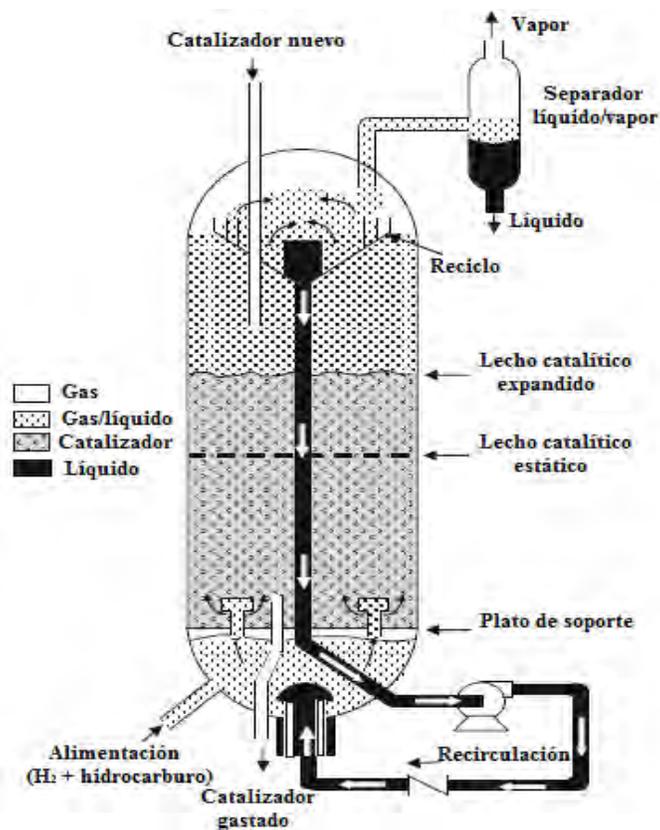


Figura 6. Esquema de un reactor de lecho ebullente de la tecnología H-Oil [8].

Por otra parte, la tecnología T-Star es una extensión del proceso H-Oil en el cual se mantienen las conversiones globales en un intervalo de 20 a 60% y específicamente en 93 a 99% para hidrodesulfuración. Este proceso se puede emplear en la refinería para procesar la alimentación a una unidad de FCC. Puede operar de un modo que genere destilados medios y así alcanzar una conversión por encima del 60% sin envenenar al catalizador por la presencia de azufre o nitrógeno, esto es debido a que el catalizador se reemplaza cuando el proceso se mantiene en operación [8].

En el mismo orden de ideas, la tecnología LC-Fining se ajusta de buena forma en el procesamiento de crudos pesados y residuos pesados para hidrodesulfurar (HDS) e hidrodemetalizar (HDM) las cargas. Se pueden alcanzar conversiones de 60 a 90% para HDS, 50 a 98% en HDM y una reducción de carbón Conradson de 35 a 80%. Las ventajas del proceso son: la baja inversión, bajos costos de operación, bajas pérdidas de hidrógeno y buen rendimiento de destilados [8].

Por otra parte, las desventajas que presenta este proceso son:

- Requiere de una alta presión parcial de hidrógeno sumado a una alta tasa de reposición del catalizador [6].

- El catalizador empleado requiere de alta resistencia mecánica debido al desgaste generado por el proceso de fluidización [6].
- La conversión y selectividad de productos intermedios es menor en comparación a un reactor de lecho fijo a las mismas condiciones de operación e igual tamaño de partícula [11].
- Formación de sedimentos, los cuales si no son controlados debidamente pueden generar problemas operacionales a causa del ensuciamiento [11].
- El escalamiento de este tipo de reactores es más complejo en comparación a otros debido a que se requiere mayor información [11].

#### ▪ **Lecho en fase dispersa**

Un reactor de lecho en suspensión se utiliza para mejorar alimentaciones de hidrocarburos con alto contenido de metales y azufre. Dicho reactor es un tanque vacío en el cual se alimenta el catalizador junto al hidrocarburo e hidrógeno por el fondo del equipo, alcanzando un contacto íntimo entre las fases. Las partículas sólidas de catalizador están suspendidas en la fase líquida primaria del hidrocarburo a través del cual fluyen rápidamente el hidrógeno y los gases producidos en forma de burbujas. En vista que se maneja una distribución homogénea del catalizador en la operación, se mantiene una temperatura estable sin posibilidad de bruscas variaciones [2].

Dado que el catalizador se alimenta junto al hidrocarburo, una vez concluida la reacción el catalizador gastado abandona el reactor junto con la fracción pesada formando parte del residuo no convertido. El catalizador gastado no requiere de un manejo especial a diferencia de los catalizadores empleados en los otros procesos (lecho fijo, lecho ebulente y lecho móvil) [2].

Asimismo, el catalizador empleado posee un valor alto de área superficial con una cantidad elevada de poros externos, lo cual disminuye las probabilidades de envenenamiento debido a su tamaño [2].

Por otra parte, se ha reportado que el coque generado durante el proceso se deposita en el catalizador disperso, evitando la deposición de éste en las válvulas, paredes y demás internos del equipo, reduciendo los posibles problemas de ensuciamiento que afecten la operatividad del proceso. En vista del doble papel que juega el catalizador (hidrogenación y supresor de formación de coque) el proceso de lecho en suspensión permite alcanzar temperaturas de operación que brinden altas conversiones para un reactor de una sola etapa [4].

Las desventajas que presenta el proceso de lecho en suspensión son las siguientes:

- Baja calidad del producto no convertido que dificulta su posterior uso [8].
- Las partículas de catalizador deben ser diseñadas para lograr excelentes condiciones de dispersión que permitan alcanzar altos niveles de conversión [8].

- La efectividad del proceso recae en la selección del catalizador, el cual debe presentar una alta actividad a la hidrogenación, así como supresión de coque [8].
- La tecnología de lecho en suspensión se encuentra en desarrollo y debe demostrarse en escala industrial que es una alternativa comercial competitiva para las refinerías [8].

### 1.1.3. Otras tecnologías

#### ▪ Desasfaltado

Es un proceso económicamente atractivo y amigable con el medio ambiente, se emplea en las refinerías para mejorar las corrientes pesadas provenientes de los fondos de las unidades de destilación, también se utiliza para mejorar el transporte de crudos pesados [2].

Básicamente se trata de una separación física empleando un disolvente (en su mayoría parafinas C<sub>3</sub>, C<sub>4</sub>, C<sub>5</sub>, C<sub>6</sub>, C<sub>7</sub>) donde se obtiene una fracción ligera compuesta mayoritariamente de parafinas llamada aceite desasfaltado (DAO) y un residuo pesado llamado *pitch* compuesto por moléculas aromáticas policondensadas (asfaltenos) [2].

El proceso se lleva a cabo en un extractor, el cual está diseñado para separar las dos fases de forma eficiente y minimizar la cantidad de contaminantes en el DAO. El disolvente se recupera del DAO y residuo mediante separadores para una posterior condensación, luego se recircula hacia la etapa inicial [2].

La relación disolvente/hidrocarburo varía de 3:1 a 10:1; a mayor peso molecular del disolvente, mayor será la cantidad de DAO recuperado y menor la cantidad de asfaltenos o residuo obtenido. Sin embargo, al aumentar el rendimiento de DAO su calidad disminuye. Por el contrario, mientras menor peso molecular tenga el disolvente menor será la cantidad de DAO recuperado, pero este será de mayor calidad [2].

Actualmente existen dos tecnologías comerciales empleadas ampliamente a nivel mundial para el proceso de desasfaltado estas son: SDA UOP/FWUSA y ROSE (*Residual Oil Supercritical Extraction*) [3].

En el proceso SDA UOP/FWUSA se alimenta el residuo junto con el disolvente a un extractor donde se genera la mezcla DAO disolvente y asfaltenos. Los extractores cuentan con una serie de contactores de discos rotatorios accionados por un rotor, permitiendo así un mayor contacto y facilitando la separación. Dicha mezcla abandona el extractor para ser separada posteriormente en despojadores, los cuales trabajan a condiciones supercríticas para eliminar el disolvente del DAO y de los asfaltenos. El disolvente empleado en el proceso es recuperado y recirculado nuevamente. Esta tecnología se puede apreciar en la figura 7 [4].

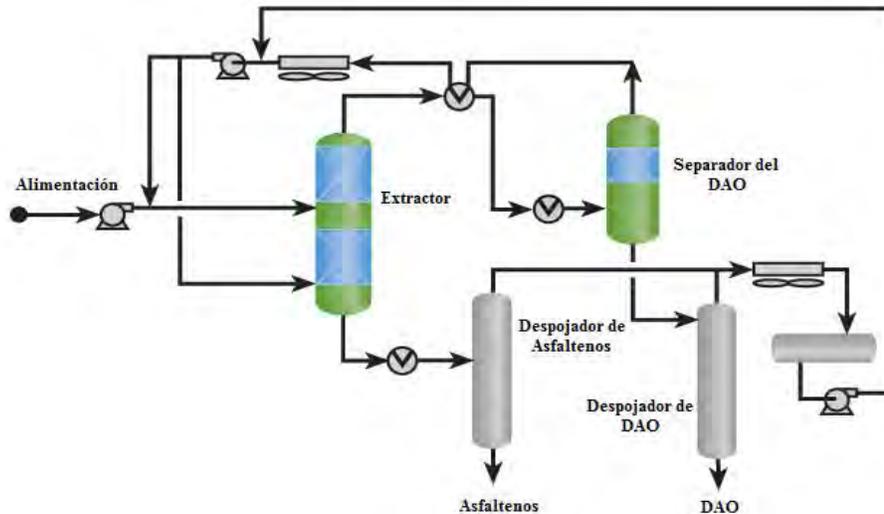


Figura 7. Esquema del proceso SDA UOP/FWUSA [15].

Para el proceso ROSE el residuo se alimenta a un mezclador donde se homogeniza con el disolvente antes de entrar al separador de asfaltenos; dicho separador emplea internos especiales para aprovechar al máximo el contacto con una parte del disolvente que se alimenta a contra corriente en el equipo (figura 8) [4].

Por el domo del separador se extrae el aceite desasfaltado, el cual se hace circular por una serie de intercambiadores de calor con la intención de que el disolvente alcance condiciones supercríticas, donde éste se hace virtualmente inmisible con el aceite desasfaltado facilitando así la separación. Mientras que por el fondo del separador se extraen los asfaltenos [4].

La mezcla desasfaltado y disolvente en condiciones supercríticas se envía a un separador, que cuenta con los internos especiales mencionados anteriormente, obteniendo como corriente de domo del equipo al disolvente. El cual se enfría en un conjunto de intercambiadores de calor para su condensación y posterior recirculación al proceso. Por el fondo de dicho separador se obtiene el producto deseado que es el aceite desasfaltado [4].

Mediante el uso de los internos especiales en los separadores del proceso ROSE, se alcanza un mayor rendimiento y calidad del producto deseado, minimizando el tamaño de los separadores y por consiguiente los costos de inversión [4].



Figura 8. Proceso ROSE en el mejorador Scotford, Edmonton Canadá [16].

En la tabla 2 se presenta la comparación entre ambas tecnologías.

Tabla 2. Comparación de tecnologías de desasfaltado.

	SDA	ROSE
<b>Licenciante</b>	UOP LLC/Foster Wheeler USA	Kellogg Brown & Root, Inc (KBR)
<b>Alimentación</b>	Residuo atmosférico y residuo de vacío.	Residuo atmosférico, residuo de vacío y crudo.
<b>Disolvente</b>	Mezclas de propano, n-butano, n-pentano, n-hexano y n-heptano.	Propano, n-butano, n-pentano.
<b>Características más importantes</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Emplea extractores especiales llamados contactores de discos rotatorios.</li> <li>• La relación de disolvente/residuo abarca desde 4:1 hasta 13:1.</li> <li>• El disolvente alcanza condiciones supercríticas que facilitan su separación.</li> <li>• La mayoría del disolvente se recupera y recircula al proceso.</li> <li>• Mediante la recuperación supercrítica del disolvente se reduce el requerimiento energético en un 30%.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Utiliza separadores con internos especiales.</li> <li>• El disolvente alcanza condiciones supercríticas que facilitan su separación.</li> <li>• La mayoría del disolvente se recupera y recircula al proceso.</li> <li>• Los costos de operación son menores comparados con otras tecnologías.</li> <li>• Con la recuperación supercrítica del disolvente junto a los intercambiadores de calor, se reduce el consumo energético hasta un 60%.</li> </ul>
<b>Número de unidades en operación</b>	Actualmente se encuentran 70 unidades diseñadas y licenciadas, cuya capacidad oscila entre 7000 y 48000 barriles/día.	En la actualidad se han licenciado 60 unidades, que en conjunto suman una capacidad de 900000 barriles/día.

Por último, las desventajas que presenta el proceso de desasfaltado se mencionan a continuación:

- El proceso deja de ser atractivo cuando no se encuentra un mercado para el residuo desasfaltado [7].
- El DAO es un producto de menor calidad comparado con los productos obtenidos en los otros procesos de mejoramiento [12].
- Cuando el DAO es de baja calidad aumenta la rapidez de envenenamiento de los catalizadores usados para hidrotreamiento [13].

#### ▪ **Aquaconversion®**

Es un proceso catalítico que no genera coque y no requiere de una fuente de hidrógeno ya que emplea vapor de agua, el cual se alimenta junto al catalizador encargado de fomentar la disociación del agua, liberando los iones hidronio que se transfieren al crudo pesado cuando entran en contacto con el sistema. El catalizador además es liposoluble por lo que previene la formación y deposición de coque y sedimentos [4].

El hidrógeno incorporado está en menor cantidad que el empleado en los procesos de hidroconversión, donde se requiere una presión parcial alta del mismo. Este hidrógeno se encarga de saturar los radicales libre formados por el aumento de la temperatura, los cuales son precursores en la formación de coque [4].

Asimismo, se pueden alcanzar valores altos de conversión que se traducen en mayores valores de gravedad API y disminución de la viscosidad mientras se mantiene la estabilidad del crudo sintético [6].

El proceso puede aplicarse en el área de producción, de esta manera se eliminaría la necesidad de emplear diluyentes externos para facilitar el manejo y transporte de los hidrocarburos [6].

## **1.2. Procesos combinados**

Existen una variedad de combinaciones de los diferentes procesos de mejoramiento de crudos pesados antes mencionados cuya finalidad es aprovechar las ventajas que ofrecen por separado y disminuir las desventajas en la integración de los mismos. A continuación, se mencionarán varias combinaciones que incluyen al proceso de desasfaltado junto a otras tecnologías.

### **1.2.1. Desasfaltado/gasificación**

Mediante la combinación de ambas tecnologías se alcanzarían mejoras técnicas y económicas, ya que aprovecharía el subproducto generado en el proceso de desasfaltado permitiendo gasificar a los asfaltenos para obtener gases de mayor valor económico.

Con la gasificación se obtendría hidrógeno para emplearlo en procesos de hidrotratamiento, sustituyendo el suministro de dicho gas por fuentes externas lo que representaría un ahorro en los costos de materia prima [3].

Se optimizaría el consumo energético del sistema aprovechando la energía generada en el proceso de gasificación para integrarla a la recuperación del disolvente en el proceso de desasfaltado. Asimismo, se elimina la necesidad de mezclar las corrientes de fondo con algún disolvente para la venta [3].

Igualmente aumentaría el rendimiento del crudo en la refinación sin la necesidad de aumentar la capacidad del proceso, ya que incrementaría la producción de diésel [3].

Por último, con la integración de ambas tecnologías se alcanzaría una ganancia de 1.33 USD/barril, por encima de 1.10 USD/barril que se obtiene solo al emplear el proceso de desasfaltado (dicha evaluación fue realizada al crudo canadiense *Cold Lake*) [3].

### **1.2.2. Desasfaltado/coquización retardada.**

Con la combinación del proceso de desasfaltado y coquización retardada se reduce la producción de coque debido a que se extrae previamente el aceite desasfaltado. Parte del disolvente presente en la corriente de asfaltenos ayuda a disminuir la presión parcial del asfalteno, lo cual resulta en una disminución en la formación de coque y un mayor rendimiento en destilados obtenidos en la etapa de coquización [3].

Además, dicho proceso combinado permite un ahorro energético mediante el aprovechamiento de calor generado en la gasificación para emplearlo en la recuperación de disolvente [3].

En la actualidad se cuenta con una tecnología comercial llamada ASCOT (*Asphalt Coking Technology*) perteneciente a Foster Wheeler. En dicho proceso se alimenta la corriente de crudo o residuo pesado junto a un disolvente parafínico a un extractor, cuya finalidad es extraer la mayor cantidad de parafinas de la alimentación [3].

El DAO se lleva a una unidad de recuperación de disolvente donde el disolvente separado se recircula de nuevo al extractor, mientras que los asfaltenos con el disolvente disuelto se alimentan a una unidad de coquización en donde se tratan a las condiciones deseadas para obtener destilados y coque [3].

### **1.2.3. Desasfaltado/coquización retardada/gasificación**

Una alternativa para la combinación de tecnologías para mejorar crudos pesados es la integración de tres procesos como el desasfaltado, la coquización retardada y la gasificación.

Con esta triple integración de tecnologías el residuo del desasfaltado se alimenta a la unidad de coquización y a su vez el coque obtenido se gasifica. Por lo tanto, se obtendrían gases útiles para procesos petroquímicos, junto al hidrógeno que se puede alimentar a las unidades de hidrotratamiento y así sustituir el suministro externo que se traduce en un ahorro de costos fijos por materias primas. Igualmente se obtendría energía eléctrica que sustentaría el proceso y además podría ser vendida [3].

#### **1.2.4. Lecho ebullente/desasfaltado**

Para esta combinación de tecnologías, los residuos obtenidos en el proceso de hidrotratamiento en lecho ebullente se envían a la unidad de desasfaltado. El DAO generado se puede recircular y alimentar a la unidad de hidrotratamiento ya que no contiene asfaltenos, o también se puede combinar con el producto de dicha unidad de hidrotratamiento para un posterior procesamiento a condiciones menos severas [3].

La producción de asfaltenos es relativamente baja y estos se pueden vender o gasificar.

Con la aplicación de dicha combinación de tecnologías se obtiene una reducción importante de impurezas, así como un incremento de la gravedad API y una disminución de la viscosidad del crudo [3].

## Capítulo II. Procedimiento experimental

El presente capítulo aborda todo lo correspondiente al desarrollo experimental del estudio de desasfaltado del crudo pesado, junto al hidrotratamiento del aceite desasfaltado. Primeramente, se mencionarán las materias primas empleadas en los diferentes procesos evaluados; seguido de la presentación explícita de dichos sistemas de desasfaltado, sulfhidración e hidrotratamiento, en donde se detallarán los diferentes equipos que conforman los sistemas mencionados, así como la operación de los mismos. Por otra parte, se indicarán las diferentes técnicas de caracterización realizadas tanto a las materias primas como a los productos obtenidos, con la finalidad de cuantificar el desempeño de los procesos estudiados.

### 2.1. Materias primas.

#### 2.1.1. Crudo pesado

Se trabajó con un crudo pesado de 11.69 °API cuyas propiedades se muestran en la tabla 3.

Tabla 3. Propiedades del crudo pesado.

Propiedades	Método	Crudo pesado
Gravedad específica	ASTM D70	0.9881
° API	ASTM D287	11.69
Peso específico		0.98
Viscosidad cinemática @37.8°C (cSt)	ASTM D7042	13009.1
Azufre total (%peso)	ASTM D4294	5.38
Metales (ppm)		
Ni	ASTM D5863	70.97
V		396.98
SARA (%peso)		
Saturados		19.02
Aromáticos	ASTM D2007	31.07
Resinas		29.95
Asfaltenos		19.96
Análisis elemental (%peso)		
C	ASTM D-5291	83.01
H		9.56
O		1.52
N		0.53

#### 2.1.2. Catalizador

Para desarrollar el proceso de hidrotratamiento del aceite desasfaltado se utilizaron tres catalizadores comerciales soportados (NiMo/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) cuyas propiedades se muestran en la tabla 4.

Tabla 4. Propiedades de los catalizadores empleados en el hidrotratamiento.

Características	CAT-1	CAT-2	CAT-3
Tamaño nominal (pulg)	1/18	1/18	1/18
NiO/Ni (base seca) (% peso)	0.73/0.58	1.42/1.12	2.78/2.19
MoO <sub>3</sub> /Mo (base seca) (% peso)	3.27/2.18	6.54/4.36	10.45/6.97
Densidad de bulto (g/mL)	0.5339	0.5653	0.6156
Área superficial (m <sup>2</sup> /g)	197.2	205.3	189.4
Volumen de poro (mL/g)	0.85	0.825	0.69
Diámetro promedio de poro (Å)	172.6	160.8	147

### 2.1.3. Nitrógeno

El nitrógeno empleado para el proceso de desasfaltado presenta una alta pureza (99.99%), se encuentra en estado físico gaseoso y fue suministrado al proceso de desasfaltado a temperatura ambiente.

### 2.1.4. Hidrógeno

El hidrógeno empleado en los procesos de sulfhidración e hidrotratamiento es de alta pureza (99.99%), se encuentra en estado físico gaseoso y fue suministrado al proceso de hidrotratamiento a temperatura ambiente.

### 2.1.5. Heptano

El heptano se empleó como disolvente en el proceso de desasfaltado, era de tipo técnico con un 98.5% de pureza y se encuentra en estado físico líquido a temperatura y presión ambiente.

### 2.1.6. Disulfuro de carbono

Se utilizó disulfuro de carbono de alta pureza (99.99%) como materia prima para el proceso de sulfhidración del catalizador.

## 2.2. Equipos

### 2.2.1. Sistema de desasfaltado

El proceso de desasfaltado se desarrolló en un sistema que se muestra en las figuras 9 y 10, compuesto por un reactor con agitador y chaqueta de calentamiento, un controlador, así como diferentes líneas para la alimentación de nitrógeno, sistema de desfogue y separación de gases.



Figura 9. Sistema de desasfaltarado empleado.

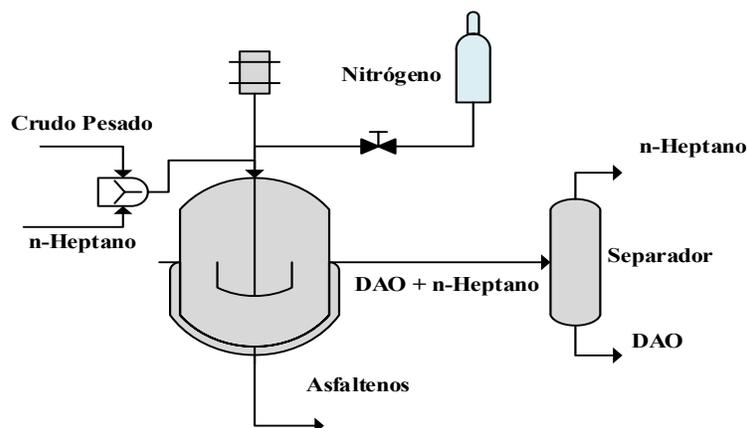


Figura 10. Esquema del sistema de desasfaltarado.

▪ **Reactor de desasfaltarado**

El reactor empleado es de la marca Parr modelo 1370 HC2-T316, el material de fabricación de dicho reactor es acero inoxidable tipo 316, cuenta con una capacidad de 2.0 litros, una presión máxima de diseño de 133.58 kgf/cm<sup>2</sup> (130.96 bar) y con una temperatura máxima de diseño de 350°C [14].

Está provisto de una chaqueta de calentamiento integrada por una resistencia eléctrica; asimismo, cuenta con un sistema de agitación que permite un mezclado continuo durante el desarrollo de la actividad experimental a una velocidad máxima de 1000 rpm. Además, contiene un manómetro que indica la presión de trabajo, junto a un termopar que envía la señal de temperatura al controlador. Igualmente, el equipo posee una brida compuesta de dos mitades con tornillos ajustables, a los cuales se les aplica el torque necesario para mantener hermético el reactor durante la operación (figura 11).

Por otra parte, se tiene una línea de desfogue para la protección del equipo en caso de alcanzar presiones cercanas a las máximas permitidas por diseño; asimismo, el equipo cuenta con una línea de alimentación de nitrógeno y una de venteo de gases. Todas las líneas antes mencionadas cuentan con sus respectivas válvulas que permiten manipular el paso del fluido.

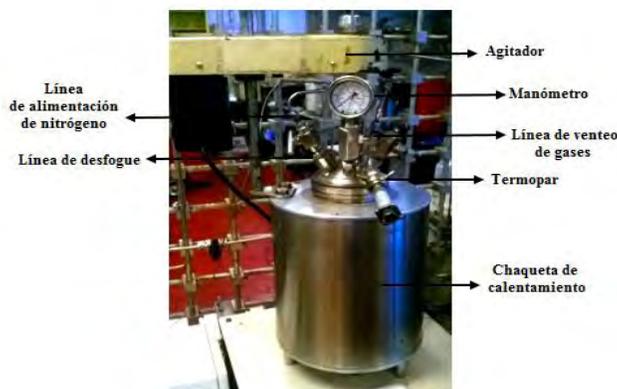


Figura 11. Reactor de desasfaltado.

#### ▪ Controlador

El controlador empleado en el proceso de desasfaltado es de la marca Parr modelo 4842 serie 1230; este equipo permite controlar la velocidad de agitación enviando una señal al motor del agitador. Además, controla la temperatura de trabajo manipulando la resistencia ubicada en la chaqueta de calentamiento una vez que recibe la señal que registra el termopar y la compara con el *set point* establecido (figura 12).



Figura 12. Controlador Parr modelo 4842 serie 1230 [15].

#### ▪ Operación del sistema de desasfaltado

El proceso de desasfaltado se realizó en el reactor Parr modelo 1370 HC2-T316 antes descrito, al cual se alimentó la mezcla de disolvente (n-heptano) y crudo pesado siguiendo las condiciones de operación reportadas en la literatura las cuales son: relación volumétrica

disolvente-crudo de 5:1, temperatura de operación de 60°C, presión de 25 kgf/cm<sup>2</sup> (24.51 bar) y 1 hora de tiempo de operación [16]. El producto resultante se filtró al vacío con la finalidad de separar el DAO junto al disolvente de la mezcla de asfaltenos.

En la figura 13 se presenta de manera esquemática el procedimiento desarrollado durante el desasfaltado del crudo pesado.

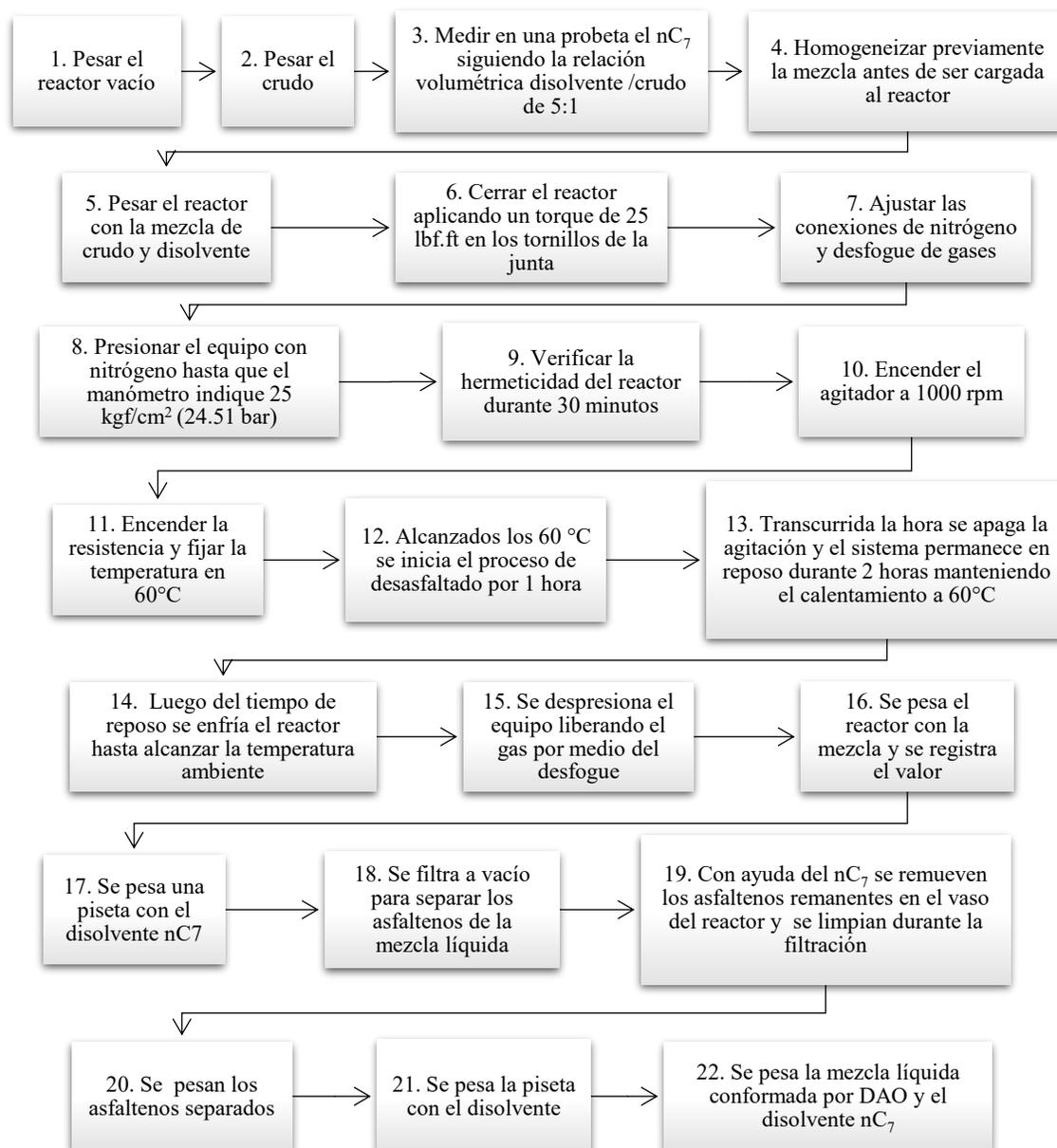


Figura 13. Procedimiento experimental para el proceso de desasfaltado del crudo pesado.

### 2.2.2. Sistema de sulfhidración

El proceso de sulfhidración se emplea para activar el catalizador y asegurar su óptimo desempeño en el hidrotreamiento posterior.

El sistema de sulfhidración se lleva a cabo *ex situ* y está integrado tal como se indica en la figura 14 por un medidor de flujo, un recipiente que contiene el agente sulfhidrante (disulfuro de carbono), un reactor de lecho fijo de vidrio (figura 15) y un conjunto de válvulas que permiten el paso o cierre del flujo.

El medidor de flujo permite cuantificar el flujo de gas que se alimenta al proceso (nitrógeno o hidrógeno). Cuando se alimenta hidrógeno, dicho gas se envía al recipiente de burbujeo que cuenta con el disulfuro de carbono, el cual se alimenta al reactor de lecho fijo para iniciar el proceso de sulfhidración (figura 16).

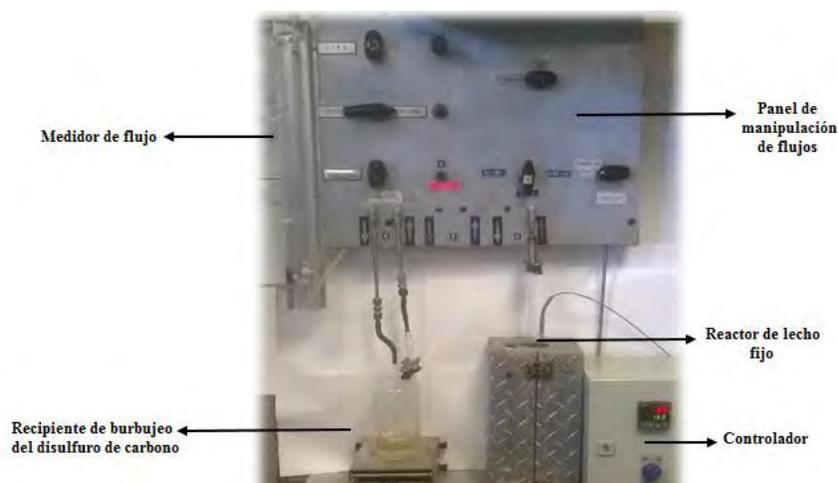


Figura 14. Sistema de sulfhidración del catalizador.

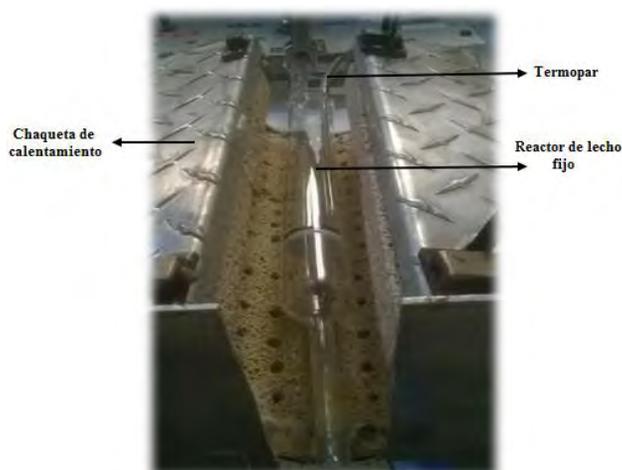


Figura 15. Reactor de lecho fijo para la sulfhidración del catalizador.

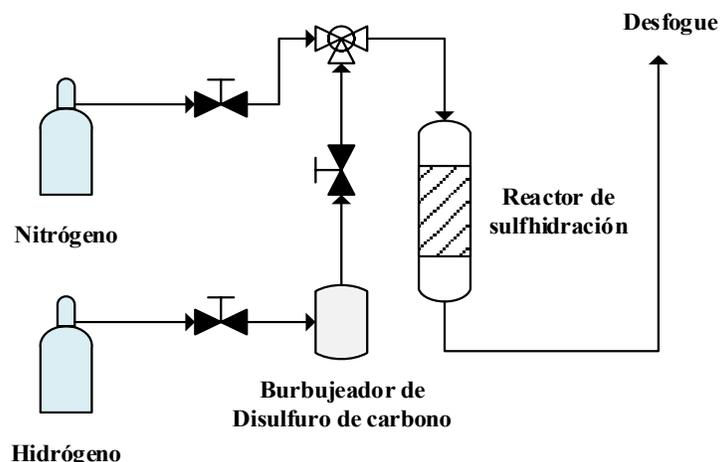


Figura 16. Esquema del proceso de sulfhidración.

Por otra parte, las condiciones de operación empleadas para el proceso de sulfhidración *ex situ* del catalizador fueron tomadas de Villasana *et al* [17] Marroquín *et al* [18] y Barbosa *et al* [19] los cuales trabajaron con los mismos catalizadores comerciales y determinaron las condiciones adecuadas de sulfhidración. Dicho proceso tal y como se indica en la figura 17 consiste de dos etapas: la primera es el secado y la segunda la sulfhidración.



Figura 17. Esquema del proceso de sulfhidración del catalizador.

▪ **Etapas de secado del catalizador**

El proceso de secado se realiza con la finalidad de eliminar cualquier traza de humedad presente en el catalizador debido a la naturaleza higroscópica de la alúmina. Por lo que se puede generar daños mecánicos en el catalizador cuando éste se someta a calentamiento junto al crudo, afectando el posterior proceso de activación y por consiguiente una disminución de la efectividad del catalizador durante la reacción de hidrotratamiento [18].

El secado se lleva a cabo circulando un flujo de 30 ml/min de nitrógeno a una temperatura de 120°C y presión atmosférica (585 mmHg) durante dos horas [17], en donde se elimina la humedad presente tanto en el medio como en el catalizador [18].

El proceso de secado se indica de manera esquemática en la figura 18.

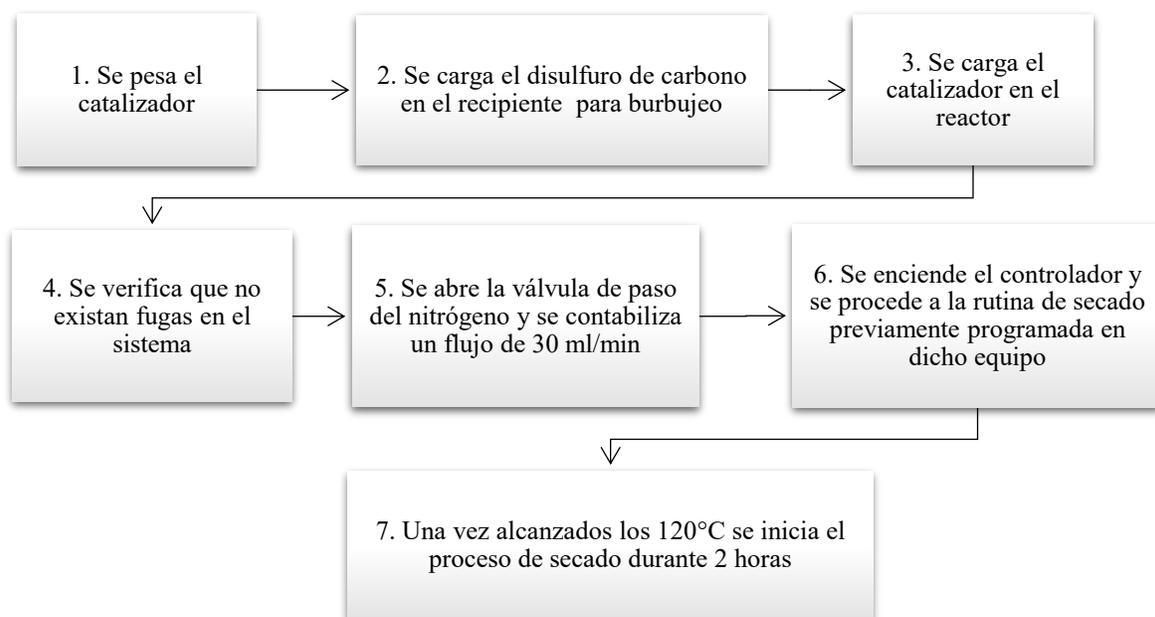


Figura 18. Esquema del proceso de secado del catalizador.

#### ▪ Etapa de sulfhidración

Mediante este proceso se transforman los óxidos metálicos en sulfuros metálicos brindando al catalizador una mayor estabilidad y actividad.

Dicha etapa de activación se desarrolla a 400°C a presión atmosférica (585 mmHg) con un flujo de hidrógeno de 55 ml/min [17], el cual desplaza mediante burbujeo al disulfuro de carbono para posteriormente circular por el reactor de lecho fijo que contiene el catalizador seco y así iniciar la reacción de sulfhidración [18].

En la figura 19 se presenta esquemáticamente la etapa de activación del catalizador.

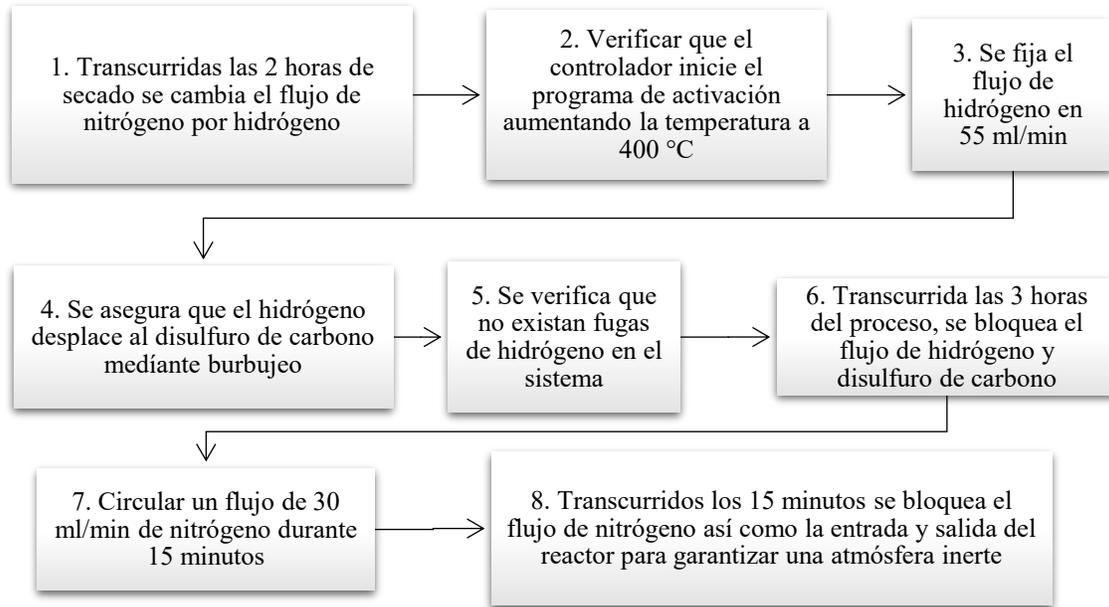


Figura 19. Esquema de la etapa de activación del catalizador.

### 2.2.3. Sistema de hidrotratamiento

El proceso de hidrotratamiento se llevó a cabo en el sistema mostrado en la figura 20, compuesto por el reactor que comprende un agitador, un manómetro, una chaqueta de calentamiento y una canastilla para cargar el catalizador. Además, el sistema lo integra un controlador junto a diferentes líneas para la alimentación de hidrógeno y el desfogue de los gases, tal como puede apreciarse en la figura 21.



Figura 20. Sistema de hidrotratamiento [17].

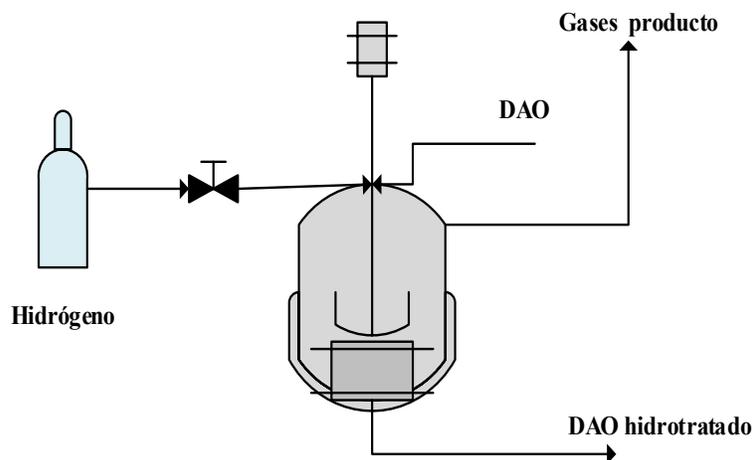


Figura 21. Esquema del proceso de hidrotratamiento de DAO.

#### ▪ **Reactor de hidrotratamiento**

El reactor empleado es de la marca Parr modelo 4575 serie 30996 tal como se indica en la figura 22. El material empleado para la fabricación de dicho reactor es acero inoxidable tipo 316, el equipo tiene una capacidad de 0.5 litros, una presión máxima de diseño de 351.53 kgf/cm<sup>2</sup> (344.64 bar) y temperatura máxima de diseño de 500°C [14].

El reactor cuenta con una canastilla estática en la cual se carga el catalizador (figura 23), también está provisto de una chaqueta de calentamiento integrada por una resistencia eléctrica; además, cuenta con un sistema de agitación que permite un mezclado continuo durante el desarrollo de la actividad experimental a una velocidad máxima de 1500 rpm.

Asimismo, contiene un manómetro que indica la presión de trabajo, junto a un termopar que envía la señal de temperatura al controlador. Igualmente, el equipo cuenta con una junta compuesta de dos mitades con tornillos ajustables, a los cuales se les aplica el torque necesario para mantener hermético el reactor durante la operación.

Por otra parte, el reactor está provisto de una línea para la alimentación de hidrógeno que se emplea como reactivo en el proceso de hidrotratamiento, además cuenta con una línea de desfogue para la protección del equipo en caso de alcanzar presiones cercanas a las máximas permitidas por diseño. Todas las líneas antes mencionadas cuentan con sus respectivas válvulas que permiten manipular el paso del fluido.

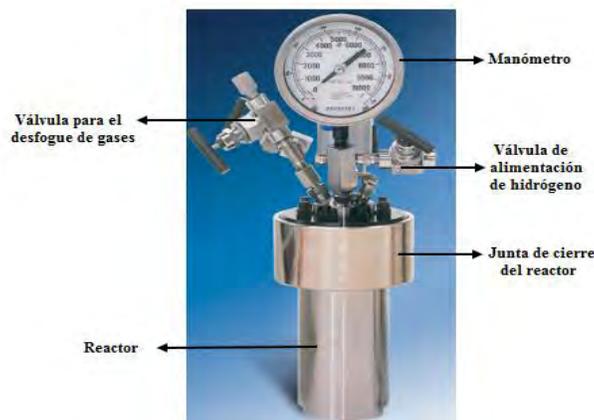


Figura 22. Reactor de hidrotreatmento [17].



Figura 23. Canastilla para cargar el catalizador en el reactor de hidrotreatmento [17].

▪ **Controlador**

El controlador empleado en el proceso de hidrotreatmento es de la marca Parr modelo 4843 MCA. Dicho equipo permite controlar la velocidad de agitación enviando una señal al motor del agitador. Además, controla la temperatura de trabajo manipulando la resistencia ubicada en la chaqueta de calentamiento una vez que recibe la señal que registra el termopar y la compara con el *set point* establecido.

▪ **Operación del sistema de hidrotreatmento**

Para determinar las condiciones de operación a las cuales se desarrollará el proceso de hidrotreatmento del aceite desasfaltado (DAO), se realizó una revisión bibliográfica teniendo en cuenta el objetivo de trabajar a las condiciones de baja severidad (se consideran condiciones severas temperaturas superiores a 400°C y presiones superiores a 100 kgf/cm<sup>2</sup> o 98.04 bar [8]), lo cual permitirá reducir los costos de inversión (referentes a los materiales de construcción y tamaño de los equipos) [19] así como los costos de operación [20], en consecuencia se fomentará un aumento en la rentabilidad del proceso combinado de mejoramiento del crudo pesado [21] [22].

Marroquín *et al* [18] [23] indica que a una velocidad de agitación superior a los 750 rpm los catalizadores comerciales utilizados no presentan problemas de transferencia de masa por la

difusión externa, además se afirma que con el tamaño de partícula trabajado no hay problemas de transferencia de masa interna.

Por ende, se decidió evaluar dos presiones en un intervalo entre 40-60 kgf/cm<sup>2</sup> (39.2-58.8 bar), dos temperaturas de 340 °C y 360 °C y un tiempo de reacción de 1 hora, donde cada conjunto de condiciones se estudió por triplicado.

Primeramente, se determinó la presión inicial de hidrógeno que se alimenta al reactor, dicho valor se obtuvo simplificando la relación de gas ideal mostrada en la ecuación 2.1, para posteriormente despejar la temperatura de la ecuación 2.2 y resolver la ecuación 2.3.

$$\frac{P_1 V_1}{nRT_1} = \frac{P_2 V_2}{nRT_2} \quad (2.1)$$

$$\frac{P_1}{T_1} = \frac{P_2}{T_2} \quad (2.2)$$

$$P_1 = \frac{P_2 T_1}{T_2} \quad (2.3)$$

Una vez determinada dicha presión inicial de hidrógeno, se cargó el reactor con el DAO junto al catalizador y se procedió a realizar la reacción siguiendo el procedimiento detallado en la figura 24.

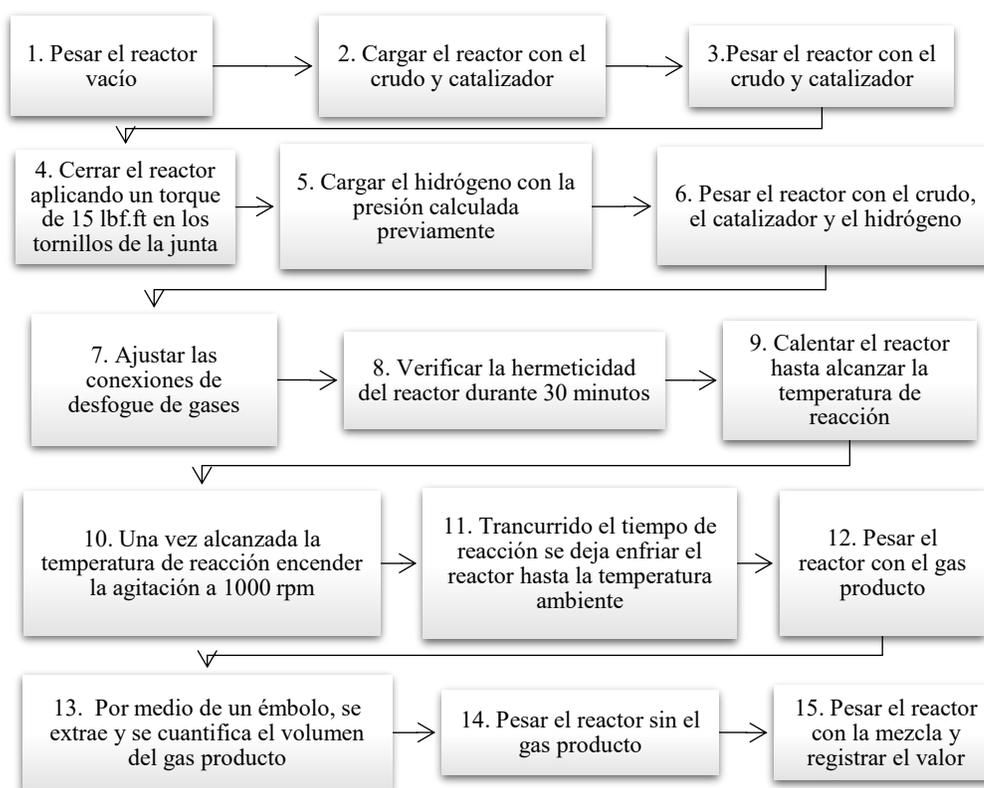


Figura 24. Procedimiento experimental para el proceso de hidrot ratamiento de DAO.

## **2.3. Técnicas de caracterización de los productos.**

### **2.3.1. Viscosidad**

Para cuantificar el valor de la viscosidad tanto en las materias primas como el crudo y los productos como el DAO y DAO hidrotratado se empleó un viscosímetro de marca Anton Parr modelo SVM 3000 de tipo Stabinger siguiendo la norma ASTM D-7042.

En dicho equipo se inyecta la muestra por medio de una jeringa y se fija el valor de la temperatura en la cual se desea analizar dicha muestra; posteriormente se reportan los resultados de viscosidad dinámica, viscosidad cinemática y densidad a la temperatura establecida.

### **2.3.2. Gravedad API**

Para calcular el valor de la gravedad API del crudo, y los productos DAO y DAO hidrotratado se utilizó la relación 2.4. Esta relación a su vez emplea como dato la densidad de la muestra a 15.6°C por lo que dicho valor fue calculado empleando la norma ASTM D-70, la cual es aplicable para materiales bituminosos semisólidos, asfaltos y residuos pesados.

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{\rho_{@15.6^{\circ}C}} - 131.5 \quad (2.4)$$

Para cumplir con la norma ASTM D-70 se utilizó un picnómetro calibrado, el cual fue pesado con la muestra y el volumen restante se ocupó con agua; luego se llevó a la temperatura establecida para la prueba y posteriormente se pesó. Se obtuvo la densidad de la muestra a partir de la masa medida inicialmente junto a la masa de agua desplazada durante el análisis [24].

### **2.3.3. Contenido de metales**

Tanto al crudo pesado como a los productos obtenidos (DAO y DAO hidrotratado) se les realizó la caracterización de metales siguiendo la norma ASTM D-5863.

El método permite determinar la concentración de metales como: vanadio, níquel, hierro, cobre, entre otros; en crudos y combustibles residuales. Para ello se empleó un espectrómetro de absorción atómica que cuenta con lámparas catódicas y quemadores con mezclas de gases como aire-acetileno y óxido nitroso-acetileno; al mencionado equipo se alimentó la muestra previamente calcinada para su posterior análisis [25].

### **2.3.4. Contenido de azufre**

Para cuantificar el contenido de azufre en el crudo empleado como materia prima, y en los productos como el DAO y DAO hidrotratado se siguió la norma ASTM D-4294; la cual es aplicable en una amplia gama de hidrocarburos como: diésel, nafta, querosina, residuales, lubricantes de base mineral, aceites hidráulicos, crudos, gasolinas y otros destilados.

En dicho análisis se empleó un espectrómetro de fluorescencia de rayos X de la marca Horiba modelo SLFA 2100. La muestra se colocó en un compartimiento del equipo con la finalidad de recibir la radiación emitida por una fuente de rayos X; posteriormente el equipo cuantifica la cantidad de radiación acumulada y la compara con valores calibrados, para presentar como resultado la concentración porcentual másica de azufre presente en la muestra [26].

### **2.3.5. Análisis SARA**

Con la finalidad de obtener una caracterización de las fracciones del petróleo crudo se realizó el análisis SARA siguiendo la norma ASTM D-2007. La cual permite clasificar muestras de crudos con puntos de ebullición iniciales de hasta 260°C, en grupos de compuestos saturados, aromáticos, resinas y asfaltenos. Dicho método no es aplicable para crudos que contienen más de 0.1% peso de insolubles en pentano [27].

### **2.3.6. Caracterización de los asfaltenos**

#### **▪ Análisis elemental**

Los asfaltenos obtenidos en el proceso de desasfaltado se les realizó el análisis elemental con la finalidad de determinar el contenido de carbono, hidrógeno y nitrógeno mediante el método ASTM D-5291. Dicho método es aplicable para muestras de crudos y residuos de crudos, pero no es aplicable para fracciones ligeras como gasolinas, jet fuel, diésel o solventes químicos [28].

#### **▪ Contenido de cenizas**

El contenido de cenizas de las muestras de asfaltenos se determinó mediante el método ASTM D-482. El cual permite determinar la cantidad de cenizas en un intervalo de 0.001-0.180 % peso desde destilados hasta crudos, lubricantes, ceras, y otros productos del petróleo cuya cantidad de cenizas formada es indeseada y se considera como impurezas o agentes contaminantes. La muestra se coloca en una cápsula donde se quema hasta consumirse resultando en residuos y cenizas. El residuo carbonáceo se reduce a cenizas mediante el calentamiento en una estufa a 775°C para su posterior enfriamiento y pesado [29].

#### **▪ Contenido de azufre**

Para determinar el contenido de azufre de los asfaltenos se siguió la norma ASTM D-1552, la cual es aplicable para muestras con puntos de ebullición por encima de 177°C y un contenido menor al 0.06% peso de azufre. También es válido para coque de petróleo con un contenido de azufre superior al 8% peso [30].

#### **▪ Peso molecular**

El peso molecular de las muestras de asfaltenos se determinó mediante un osmómetro de presión de vapor (VPO) marca UIC, modelo JI 833-00. La muestra fue disuelta en tolueno y los valores de masa molecular promedio en número de los asfaltenos y sus derivados se tuvieron mediante un ajuste lineal.

### Capítulo III. Análisis y discusión de resultados.

En este capítulo se presenta el análisis de los resultados obtenidos en los procesos de desasfaltado e hidrotratamiento, así como la integración del proceso combinado incluyendo el sistema de gasificación de los asfaltenos. Seguidamente, se desarrolla el análisis de costo beneficio del proceso combinado antes mencionado, donde se evalúan diferentes casos de estudio con la finalidad de obtener una propuesta que fundamente la factibilidad técnico-económica del proceso de mejoramiento del crudo pesado planteado.

#### 3.1. Proceso de desasfaltado

El proceso de desasfaltado, tal y como se indica en la figura 25, se realizó con la finalidad obtener el aceite desasfaltado (DAO) del crudo pesado para su posterior hidrotratamiento.

El crudo pesado se despoja de la fracción pesada (compuesta mayoritariamente por asfaltenos) mediante la extracción con disolvente (n-heptano), obteniendo una mezcla de DAO, disolvente y asfaltenos. Dicha mezcla se filtra al vacío para separar los asfaltenos del DAO y disolvente.

El n-heptano como disolvente parafínico tiende a auto asociarse disminuyendo así su poder de solvatación, permitiendo precipitar asfaltenos de alto peso molecular. Por lo tanto, la elección de dicho disolvente se debe a la facilidad en la precipitación de asfaltenos y a una repetibilidad experimental consistente [16].

Dichos asfaltenos contienen trazas de DAO que requieren de un tratamiento posterior para su separación (en escala experimental se emplea el proceso *soxhlet*), por lo que a nivel industrial se incrementarían los costos operativos disminuyendo la factibilidad técnico-económica del proceso. Por esta razón no se separó el aceite desasfaltado remanente en los asfaltenos para el caso estudiado.

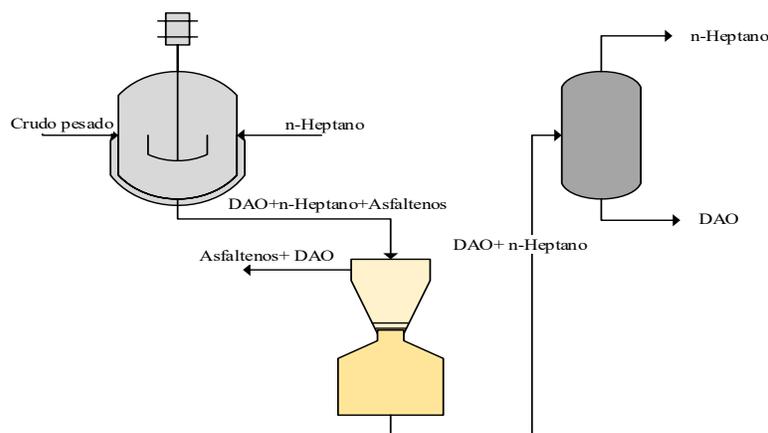


Figura 25. Esquema experimental del proceso de desasfaltado.

En la figura 26 se presenta la distribución en peso de los productos del proceso de desasfaltado. En donde se refleja un 75 % peso de DAO versus un 25% peso de asfaltenos. Lo cual indica que la fracción pesada compuesta mayoritariamente por los asfaltenos fue despojada de la muestra de crudo, resultando el DAO libre de asfaltenos.

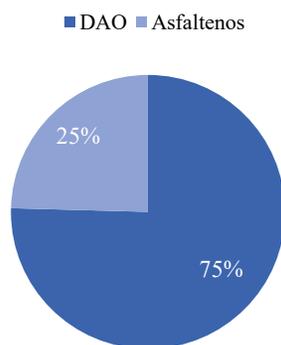


Figura 26. Distribución de los productos de desasfaltado.

En la tabla 5 se muestran las propiedades de los productos del proceso de desasfaltado junto a las del crudo pesado. Primeramente, se aprecia un mejoramiento notable en los grados API del DAO en comparación con el crudo pesado inicial, lo cual se debe a la fracción de asfaltenos separada.

Se observa que la cantidad de azufre presente en el DAO disminuye cuando se compara con el crudo, por lo tanto, se demuestra la afirmación de que los asfaltenos concentran la mayor proporción de impurezas y una vez retirada dicha fracción, la cantidad de azufre en el producto desasfaltado disminuye [31].

Igualmente se denota una disminución en los metales presentes en el DAO como lo son el níquel y vanadio, en contraste se observa una mayor concentración de dichos metales en la fracción de asfaltenos. De acuerdo a Speight [31] Bartholdy *et al* [32], se justifica que una vez desarrollado el proceso de desasfaltado los compuestos metálicos como quelatos metálicos porfirínicos y no porfirínicos se concentran en la fracción de asfaltenos; por lo que la fracción de aceite desasfaltado, compuesta por maltenos en su mayoría, contiene el remanente en pequeñas concentraciones de dichos compuestos metálicos en comparación al crudo pesado de donde fueron separados.

Además, la notoria disminución de la cantidad de metales en el DAO demuestra que la presencia de estos metales pesados en la fracción de asfaltenos es superior comparado con el azufre asfáltico, concentrándose una mayor cantidad de dicho azufre en la fracción del DAO obtenido [22].

Además, se presentan las relaciones atómicas H/C siendo mayor el valor reportado para el DAO en comparación al crudo pesado y a la fracción de asfaltenos. Speight [31] y Marroquín [33] explican que la relación atómica H/C representa el grado de polaridad o aromaticidad de la muestra, así como la solubilidad de la misma; dicha relación atómica se calcula por medio de la ecuación 3.1. Cuando la relación H/C decrece la molécula se va transformando a un compuesto condensado y altamente aromático disminuyendo la solubilidad del producto, por lo cual su requerimiento de hidrógeno para el posterior hidrotatamiento será mayor.

$$H/C = 11.9147 \times \frac{(H \% \text{ peso})}{(C \% \text{ peso})} \quad (\text{Ec. 3.1})$$

En cuanto a la viscosidad cinemática, se aprecia una disminución considerable de dicha propiedad para el DAO cuando se compara con el crudo pesado.

De acuerdo a Speight [31], la viscosidad de un crudo está ligada a la relación atómica H/C, donde dicha relación como se mencionó anteriormente aumenta para el DAO.

Asimismo, al ser separada la fracción de asfaltenos, se alcanza una disminución en la viscosidad de la muestra que brinda una mejora para el transporte de la misma en comparación con el crudo pesado original.

Tabla 5. Propiedades de los productos de desasfaltado

Propiedades	Crudo pesado	DAO	Asfaltenos
<b>Rendimiento (%peso)</b>	100.0	75.0	25.0
<b>Densidad @15.6°C (kg/m<sup>3</sup>)</b>	978.8	955.5	1085
<b>°API</b>	11.69	16.60	-1.15
<b>Viscosidad cinemática @37.8°C (cSt)</b>	13009	272	NA*
<b>C (%peso)</b>	83.01	84.15	82.15
<b>H (%peso)</b>	9.56	10.53	7.48
<b>O (%peso)</b>	1.52	0.35	0.42
<b>N (%peso)</b>	0.53	0.29	0.85
<b>S (%peso)</b>	5.38	4.68	9.10
<b>Ni (ppm)</b>	70.97	26.86	203.3
<b>V (ppm)</b>	397	117.1	1237
<b>Relación H/C</b>	1.37	1.49	1.09

\* no aplica

Por lo tanto, el proceso de desasfaltado permite remover parte de los heteroátomos como el azufre y metales pesados del crudo, logrando un producto (DAO) más liviano y sin presencia de asfaltenos. Dicho DAO presenta una menor aromaticidad que favorece un posterior proceso de hidrodesintegración de las moléculas pesadas en unas más pequeñas [22];

logrando posicionarse como una excelente materia prima para un posterior proceso de hidrotratamiento ya que el requerimiento de hidrógeno será menor en comparación al hidroprocesamiento del crudo pesado original.

### 3.2. Proceso de gasificación

Los asfaltenos obtenidos en el proceso de desasfaltado se someten a un proceso de gasificación con la finalidad de obtener gas de síntesis y energía para integrarla al proceso. Del gas de síntesis obtenido se plantea utilizar el hidrógeno para alimentarlo al posterior proceso de hidrotratamiento y hacer al mismo autosustentable en cuanto al suministro de dicho gas hidrógeno.

La simulación del proceso de gasificación se llevó a cabo empleando un modelo matemático publicado por Yoshida *et al* [34] con el fin de poder calcular rendimientos de producción de gas de síntesis. Se eligió dicho modelo debido al cálculo de la conversión de carbono hacia la fase gas. El cálculo de la conversión se lleva a cabo mediante el modelado de la zona de oxidación para luego obtener la composición del gas de síntesis producido mediante el modelado global del gasificador [34]. Dicho modelo fue validado con datos obtenidos de la Choi *et al* [35], tal como se indica en el anexo I.

En la tabla 6 se presentan las propiedades de los asfaltenos empleados como carga para el proceso de gasificación. En la misma se puede apreciar que la cantidad de hidrógeno contenida en la carga al proceso de gasificación es de 7.48 % peso.

Tabla 6. Propiedades de los asfaltenos empleados en la gasificación.

Propiedades de los asfaltenos					
C (%peso)	H (%peso)	O (%peso)	N (%peso)	S (%peso)	Cenizas (%peso)
82.15	7.48	0.85	0.42	9.1	0.3014

En cuanto a las condiciones de operación, se tomaron en cuenta las empleadas por el proceso comercial de gasificación GE/Texaco, debido a que es una de las tecnologías comerciales ampliamente empleadas a nivel mundial para la gasificación de residuos, trabajando a una temperatura de 1204°C y una presión de 20.68 bar (21.69 kgf/cm<sup>2</sup>).

Vale la pena destacar, que la presión de operación del proceso de gasificación GE/Texaco es mayor que la presión atmosférica. Al trabajar a presiones cercanas a la atmosférica se incrementan los costos de operación generados por la compresión del gas producto para su posterior uso, derivando una desventaja económica para el proceso de gasificación [36].

Además, las relaciones de alimentación oxígeno/residuo y vapor de agua/residuo se tomaron de Choi *et al* [35], las cuales se presentan en la tabla 7.

Tabla 7. Casos de estudio para el proceso de gasificación.

<b>Casos de estudio</b>	<b>Relación O<sub>2</sub>/residuo</b>	<b>Relación Vapor/residuo</b>
<b>Caso 1</b>	0.8	0.4
<b>Caso 2</b>	1.2	0.4
<b>Caso 3</b>	0.8	0.7
<b>Caso 4</b>	1.2	0.7
<b>Caso 5</b>	1.045	0.4

Dichas condiciones de operación fueron evaluadas y se presentan junto a los resultados en la figura 27, en la cual se aprecia que al incrementar la relación de alimentación de vapor de agua (casos 3 y 4) disminuye la fracción de gas de síntesis (CO+H<sub>2</sub>). Esto se debe a que se disminuye la temperatura de gasificación, donde las reacciones endotérmicas se ven afectadas en vista de la oxidación del CO, por lo tanto la proporción de dicho gas decrece. Asimismo, la cantidad de agua presente en el gas producto se incrementa, disminuyendo así la fracción de hidrógeno [37].

Igualmente, al incrementar la relación de alimentación de oxígeno se incrementa la conversión, sin embargo, un exceso del mismo ocasiona que las reacciones de combustión aumenten su protagonismo incrementando la formación de gases de combustión, lo cual se evidencia en los casos 2 y 4 [37].

Ghassemi *et al* [37] reporta que todo el azufre presente en la carga se convierte a disulfuro de hidrógeno. Observando que dicho gas (H<sub>2</sub>S) se mantuvo sin variar considerablemente al igual que el metano.

En cuanto al caso 5, se decidió evaluar una relación de alimentación de oxígeno intermedia entre los intervalos dados por Choi *et al* [35] junto al menor valor para la relación de alimentación de vapor de agua, resultando dicha relación sugerida a su vez por Choi *et al* [35]. Obteniendo así un rendimiento considerable de gas de síntesis además de rendimientos moderados de CO<sub>2</sub> y agua.

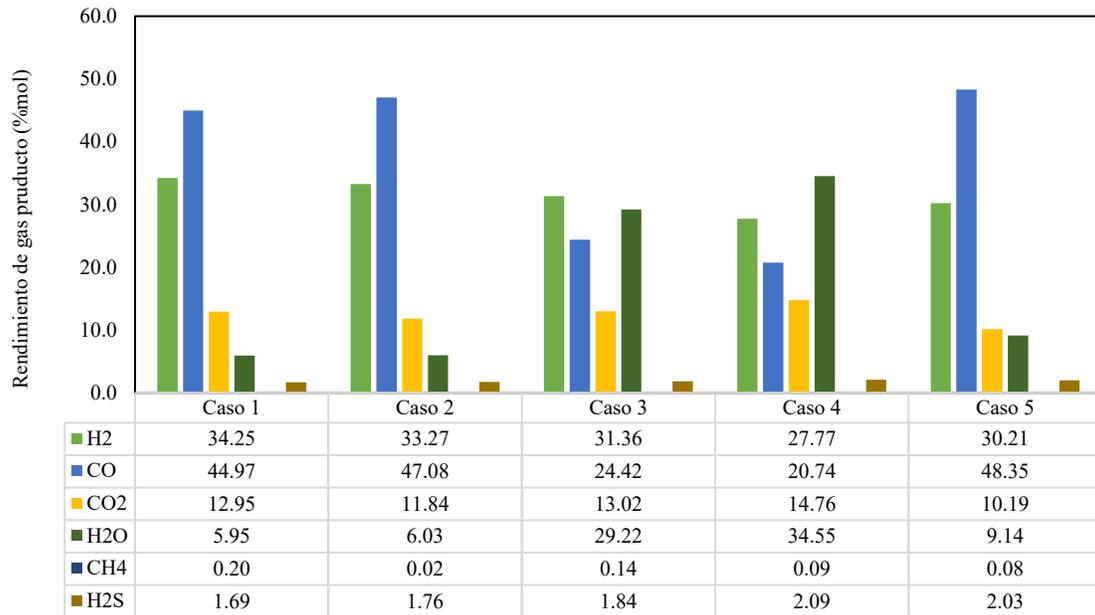


Figura 27. Resultados de la gasificación de asfaltenos a diferentes condiciones de operación.

Si bien Ghassemi *et al* [37] referencia el uso de oxígeno puro como suministro principal para el proceso, se decidió tomar en consideración modificar dicha premisa y alimentar aire debido a los mayores beneficios económicos que aportarán a la integración de la gasificación en el esquema de mejoramiento del crudo pesado propuesto.

Partiendo de dicha consideración se seleccionó la relación propuesta por Choi *et al* [35] (caso 5) pero con las diferencias que en vez de oxígeno se alimentó aire, asimismo, en vista de los costos operativos generados por la compresión de volúmenes grandes de aire, se mantuvo la misma relación de alimentación de 1.045/1.

Dicho resultado se muestra en la tabla 8 al emplear las condiciones de operación antes mencionadas. Se aprecia un rendimiento del 37.15 % mol para el hidrógeno y un aproximado del 86.35 % mol de gas de síntesis ( $H_2+CO$ ).

Por otra parte, se observa un valor de eficiencia de gas frío ( $\eta_{cge}$ ) de 90.56 %; dicha eficiencia representa la relación entre la energía contenida en el gas de síntesis producido y la energía que entra por la alimentación al gasificador, asumiendo que el gas de síntesis deja el proceso a la temperatura de referencia (25°C) perdiendo la energía correspondiente a su calor sensible [34].

El LHV cuya definición es el calor liberado cuando una unidad de combustible se quema utilizando alimentación estequiométrica de oxígeno, es menor comparado con el HHV, el cual por definición es el calor liberado por la combustión completa y estequiométrica del

combustible más el calor liberado por la condensación del agua producida en dicha combustión [34]. Para cálculos posteriores se emplea el valor del HHV con el cual se determina la mínima cantidad de energía generada en el proceso de gasificación que se puede transformar en energía eléctrica.

En comparación con los resultados obtenidos al emplear oxígeno puro, hay que destacar que empleando aire se obtienen buenos rendimientos del gas de síntesis. De acuerdo Ghassemi *et al* [37] este comportamiento se debe a que con menor concentración de oxígeno, hay una mayor contribución a la conversión del residuo, en este caso los asfaltenos, obteniendo un gas producto con una mayor eficiencia energética.

Tabla 8. Resultados obtenidos para el proceso de gasificación de asfaltenos.

<b>Condiciones de operación</b>	
<b>P (bar)</b>	20.68
<b>T (°C)</b>	1204
<b>Fuente de oxígeno</b>	Aire
<b>R-Vapor (kg vapor de agua/kg residuo)</b>	0.4
<b>R-Aire (kg Aire/kg residuo)</b>	1.045
<b>Resultados de la simulación</b>	
<b>H<sub>2</sub> (%mol)</b>	37.15
<b>CO (%mol)</b>	49.20
<b>CO<sub>2</sub> (%mol)</b>	7.05
<b>H<sub>2</sub>O (%mol)</b>	5.07
<b>CH<sub>4</sub> (%mol)</b>	0.26
<b>H<sub>2</sub>S (%mol)</b>	2.27
<sup>[a]</sup> $\eta_{\text{ge}}$	90.56
<sup>[b]</sup> HHVgas seco (MJ/Nm <sup>3</sup> )	10.58
<sup>[c]</sup> LHVgas seco (MJ/Nm <sup>3</sup> )	9.91

<sup>[a]</sup>Eficiencia de gas frío, <sup>[b]</sup> Cantidad de calor máxima del gas, <sup>[c]</sup> Cantidad de calor mínima del gas

### 3.3. Proceso de hidrotratamiento.

#### 3.3.1. Pruebas preliminares de hidrotratamiento del aceite desasfaltado.

El aceite desasfaltado se sometió a un proceso de hidrotratamiento con el propósito de obtener un producto de mayor calidad que posteriormente pueda ser mezclado con el crudo pesado, para obtener así un crudo mejorado con las especificaciones de transporte de 16° API y viscosidad menor a 250 cSt [1], que pueda ser bombeado sin problemas por los oleoductos.

En las tablas 9, 10 y 11 se presentan las condiciones de operación empleadas para el proceso de hidrotratamiento utilizando tres catalizadores comerciales diferentes. Además, se observa que dichas condiciones de operación son moderadas (temperaturas menores a 400°C y presiones menores a 100 kgf/cm<sup>2</sup> o 98.04 bar), con la intención de evaluar el mejoramiento de los productos a un menor costo de operación [1].

Tabla 9. Condiciones de operación empleando el Catalizador CAT-1

Catalizador	CAT-1			
Tiempo de reacción (h)	1			
Presión (kgf/cm <sup>2</sup> )	40			60
Temperatura (°C)	340	360	340	360
Nombre de la muestra	PDAO-1	PDAO-2	PDAO-9	PDAO-10

Tabla 10. Condiciones de operación empleando el Catalizador CAT-2.

Catalizador	CAT-2			
Tiempo de reacción (h)	1			
Presión (kgf/cm <sup>2</sup> )	40			60
Temperatura (°C)	340	360	340	360
Nombre de la muestra	PDAO-20	PDAO-21	PDAO-22	PDAO-23

Tabla 11. Condiciones de operación empleando el Catalizador CAT-3.

Catalizador	CAT-3		
Tiempo de reacción (h)	1		
Presión (kgf/cm <sup>2</sup> )	40		60
Temperatura (°C)	340	360	360
Nombre de la muestra	PDAO-30	PDAO-31	PDAO-33

La relación H<sub>2</sub>/HC se define como la cantidad total de hidrógeno en el reactor (comprendiendo el hidrógeno cargado más el recirculado) por carga total de crudo; donde todos los experimentos se llevaron a cabo a una relación H<sub>2</sub>/ HC de 600 ft<sup>3</sup>/bbl [8].

Como se muestra en la tabla 12, los resultados obtenidos para los productos hidrotratados empleando el catalizador CAT-1, presentan un leve desempeño en comparación con la alimentación. Siendo la muestra PDAO-10 la que arroja un mayor incremento en la gravedad API, mejor remoción de azufre y disminución del contenido de metales; lo cual indica que a una temperatura de 360 °C y presión de 60 kgf/cm<sup>2</sup> (58.8 bar) se obtiene la mejor condición empleando el catalizador CAT-1.

Asimismo, se aprecia que a medida en que la temperatura y la presión se incrementan, se favorece el proceso de remoción de metales [38]. En contraste, un mejoramiento de 0.57 °API junto a una remoción del 0.17 % peso de azufre en la carga son resultados poco alentadores.

La razón principal se debe a que el catalizador comercial CAT-1 cuenta con un bajo contenido de fase activa y mayor tamaño de los poros en comparación con los otros catalizadores comerciales utilizados.

De acuerdo a Gray [9], al incrementarse el tamaño de los poros se reduce el área superficial prevaleciendo la actividad hacia la remoción de metales. Por lo tanto a las condiciones de operación moderadas se obtiene una baja tendencia hacia las reacciones de hidrodesulfuración.

Tabla 12. Resultados de las muestras hidrotratadas con el catalizador CAT-1.

Muestra	CAT-1				
	PDAO-0	PDAO-1	PDAO-2	PDAO-9	PDAO-10
<b>Gravedad específica a 15.6°C</b>	0.9555	0.9546	0.9537	0.9543	0.9518
<b>°API</b>	16.60	16.72	16.88	16.77	17.17
<b>S (%peso)</b>	4.69	4.64	4.58	4.64	4.52
<b>Ni +V (ppm)</b>	144.0	113.3	101.3	116.0	94.05

En la tabla 13 se muestran los resultados obtenidos para los productos hidrotratados empleando en esta ocasión el catalizador CAT-2. Observando el mejor desempeño para la muestra PDAO-23, la cual presenta un incremento de 0.78 °API junto a una remoción del 0.22 % peso de azufre en la carga y una disminución en el contenido de metales de 11.4 ppm; demostrando que a una temperatura de 360 °C y presión de 60 kgf/cm<sup>2</sup> (58.8 bar) se obtiene la mejor condición empleando el catalizador CAT-2.

En este caso, dicho catalizador comercial cuenta con un mayor contenido de fase activa y un menor diámetro de poro en comparación al catalizador CAT-1, por lo que se aprecia una menor cantidad de metales removidos. Sin embargo, se repite el hecho que a las condiciones de operación moderadas el desempeño del proceso de hidrotratamiento no es apreciable.

Tabla 13. Resultados de las muestras hidrotratadas con el catalizador CAT-2.

Muestra	CAT-2				
	PDAO-0	PDAO-20	PDAO-21	PDAO-22	PDAO-23
<b>Gravedad específica a 15.6°C</b>	0.9555	0.9528	0.9533	0.951	0.9504
<b>°API</b>	16.6	17.01	16.93	17.29	17.38
<b>S (%peso)</b>	4.69	4.58	4.54	4.55	4.47
<b>Ni +V (ppm)</b>	143.9	137.3	141.6	133.0	132.5

La tabla 14 presenta los resultados obtenidos para los productos hidrotratados cuando se utiliza el catalizador CAT-3. El mejor desempeño se aprecia en la muestra PDAO-33, la cual presenta un incremento de 1.18 °API junto a una remoción del 0.35 % peso de azufre en la carga y una disminución en el contenido de metales de 21.2 ppm; demostrando nuevamente

que a una temperatura de 360 °C y presión de 60 kgf/cm<sup>2</sup> (58.8 bar) se obtiene la mejor condición cuando se emplea el catalizador CAT-3.

Este catalizador CAT-3 presenta el mayor contenido de fase activa y un menor diámetro de poro en comparación con los dos catalizadores antes mencionados (CAT-1 y CAT-2) alcanzando el mayor grado de mejoramiento para los productos hidrotratados. A pesar de dicha diferencia en el mejoramiento, se repite el hecho que a las condiciones de operación trabajadas no se obtiene un buen desempeño para el proceso de hidrotratamiento.

Tabla 14. Resultados de las muestras hidrotratadas con el catalizador CAT-3.

Muestra	CAT-3			
	PDAO-0	PDAO-30	PDAO-31	PDAO-33
Gravedad específica a 15.6°C	0.9555	0.9532	0.9489	0.9479
°API	16.6	16.95	17.63	17.78
S (%peso)	4.69	4.55	4.40	4.34
Ni +V (ppm)	143.9	141.0	135.4	122.7

Como se indica en la figura 28, la muestra PDAO-33 al ser comparada con las demás presentó un mayor incremento en los °API. Sumado a esto se puede apreciar en la figura 29, el mismo comportamiento para la mencionada muestra PDAO-33, pero esta vez tomando en cuenta la remoción de azufre. Lo cual indica que el catalizador CAT-3 es el que mejor desempeño brinda a las condiciones de operación moderadas en las que se desarrolló el proceso de hidrotratamiento.

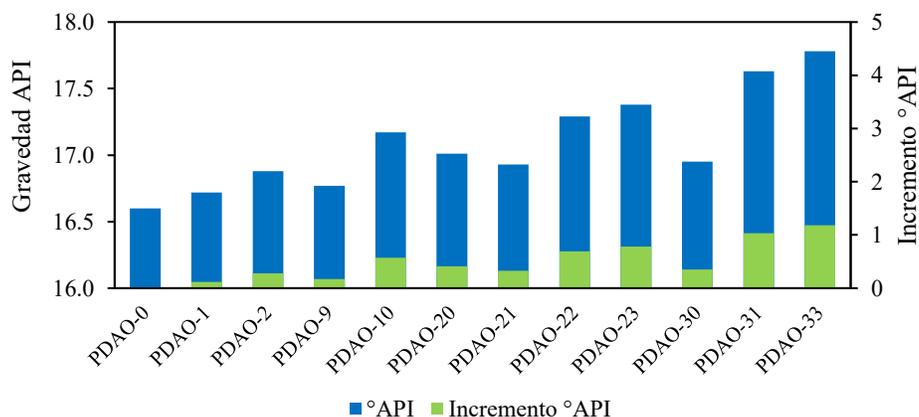


Figura 28. Comparación de la gravedad API de los productos hidrotratados.

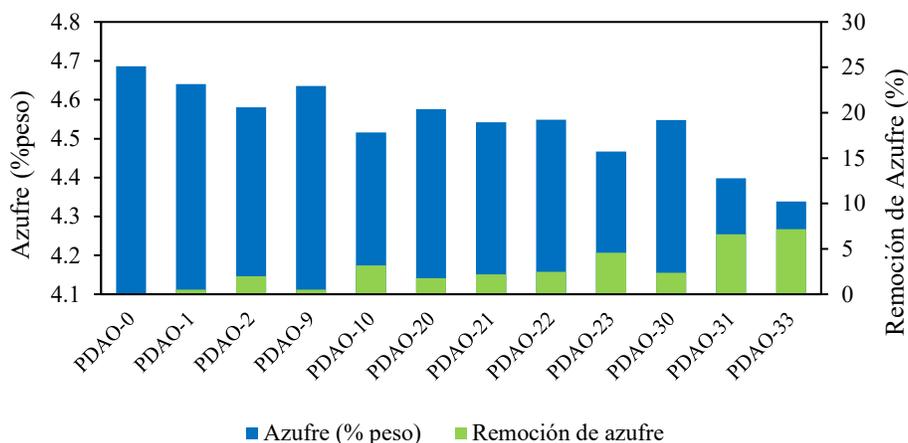


Figura 29. Comparación de la remoción de azufre de los productos hidrotratados.

### 3.3.2. Prueba de hidrotratamiento del aceite desasfaltado modificado

En vista del desempeño irregular de los productos hidrotratados mostrados anteriormente, se decidió realizar una serie de modificaciones con la finalidad de apreciar un mejoramiento considerable que justifique la aplicación del proceso de hidrotratamiento en el esquema de mejoramiento del crudo pesado propuesto. Para ello se planteó trabajar con una modificación del DAO, partiendo de la hipótesis de un aceite desasfaltado más pesado, es decir, con una mayor cantidad de resinas de alto peso molecular las cuales puedan desintegrarse en un posterior proceso de hidrotratamiento.

Como se observa en la tabla 15, se trabajó con la muestra PDAO-90/10 la cual fue preparada mezclando una proporción de 90% peso DAO junto a 10 % peso de asfaltenos (que fueron obtenidos previamente del proceso de desasfaltado). Dicha muestra presenta una menor gravedad API y un mayor contenido de azufre comparada con el DAO obtenido inicialmente. Dichas propiedades son esperadas sabiendo que al aceite desasfaltado se le incorporó una fracción de asfaltenos, convirtiéndolo en una muestra más pesada y por ende con mayor contenido de impurezas.

La muestra PDAO-90/10 fue sometida a hidrotratamiento empleando el catalizador CAT-3 y tomando como referencia la condición de operación que mejor desempeño arrojó en las pruebas antes propuestas. Es decir, una temperatura de 360 °C, presión de 60 kgf/cm<sup>2</sup> (58.8 bar) y 1 hora de reacción.

La muestra rotulada como PDAO-A1H representa el producto hidrotratado, donde se obtuvo un incremento de 1.17 °API junto a una disminución de 0.46 % peso de azufre (representando una remoción del 9 % de azufre contenido en la carga). Estos comportamientos también pueden apreciarse en las figuras 30 y 31 respectivamente.

Tabla 15. Propiedades del DAO modificado sometido a hidrot ratamiento.

	PDAO-90/10	PDAO-A1H
Gravedad específica a 15.6°C	0.9670	0.9590
°API	14.83	16.04
S (% peso)	4.97	4.51

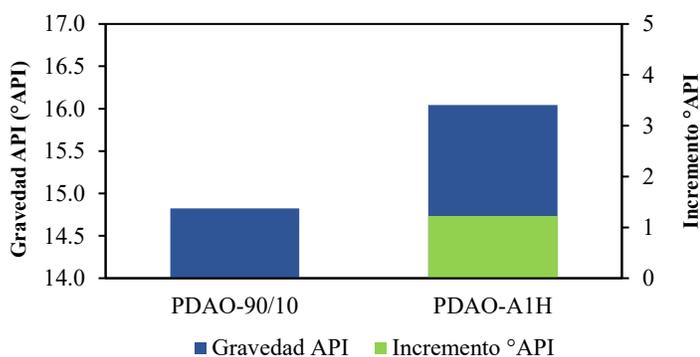


Figura 30. Gravedad API de la muestra PDAO 90/10 luego del hidrot ratamiento.

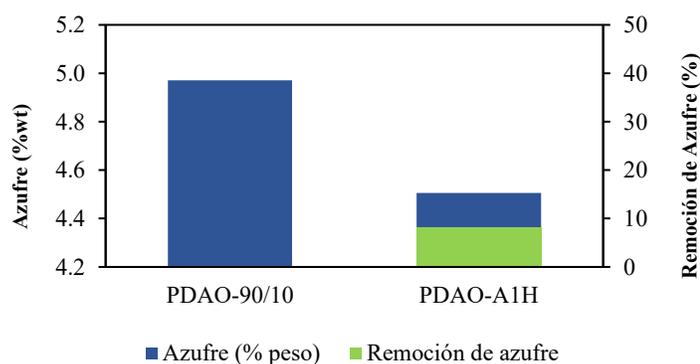


Figura 31. Contenido de azufre de la muestra PDAO 90/10 luego del hidrot ratamiento.

Evaluando con detenimiento la muestra, se comprueba que a las condiciones de operación trabajadas no se aprecia un incremento considerable comparado con las propiedades de la carga, incluso se obtiene un producto con propiedades semejantes al DAO recuperado en el proceso de desasfaltado del crudo pesado. Por lo tanto, se descarta la hipótesis planteada que un aceite desasfaltado con mayor cantidad de resinas de alto peso molecular puedan desintegrarse en un posterior proceso de hidrot ratamiento a las condiciones trabajadas ya que dicho producto obtenido no justifica una mejora del proceso.

Sumado a ello, económicamente no sería factible debido a que la obtención de un aceite desasfaltado más pesado requiere de un disolvente de mayor peso molecular, por consiguiente, se incrementarían los costos de operación en la reposición y recuperación de

dicho disolvente. De esta manera, a las condiciones trabajadas no es viable técnico ni económicamente la propuesta de emplear un aceite desasfaltado de menor calidad.

### **3.3.3. Pruebas de hidrotratamiento a las nuevas condiciones de operación**

Partiendo de estas premisas, se planteó una modificación del tiempo de reacción para el proceso de hidrotratamiento sin incurrir en la severidad [1].

Por lo que se decidió emplear el catalizador CAT-3 debido a que arrojó un mejor desempeño en las muestras antes descritas. Además, se evaluó el aumento en los tiempos de reacción manteniendo la temperatura y presión constantes, así como un incremento en la temperatura de reacción sin alcanzar la severidad.

En la tabla 16 se pueden apreciar los resultados de las muestras sometidas a las nuevas condiciones de operación comparadas con la carga y el crudo pesado original.

La muestra PDAO-32H se sometió a 360 °C, 60 kgf/cm<sup>2</sup> (58.8 bar) y 2 horas de reacción; obteniendo un incremento de 2.19 °API, una remoción de 0.67 % peso de azufre. Además, se observa una disminución en la viscosidad cinemática al compararla con la carga y un incremento en la relación atómica H/C, que indica la disminución de aromaticidad en la muestra obtenida.

El mismo desempeño se indica en la muestra PDAO-34H, la cual fue procesada a 360 °C, 60 kgf/cm<sup>2</sup> (58.8 bar) y 4 horas de reacción; obteniendo un incremento de 3.57 °API, una remoción de 1.18 % peso de azufre. Dicha muestra presentó una notable disminución en la viscosidad cinemática, una mayor remoción de azufre y el mayor incremento en la relación atómica H/C. Esto se debe principalmente al tiempo de contacto elevado, permitiendo llevar a cabo un rompimiento de las moléculas y por ende un aumento en el desempeño del proceso de hidrotratamiento [38] [39].

Por último, la muestra PDAO-3801H se evaluó a 380 °C, 60 kgf/cm<sup>2</sup> (58.8 bar) y 1 hora de reacción; obteniendo un incremento de 3.95 °API, una remoción de 0.57 % peso de azufre. Igualmente presenta una disminución considerable en la viscosidad cinemática comparada con la carga, en conjunto con un aumento de la relación atómica H/C. El buen desempeño de esta muestra es debido al incremento de 20 °C en la temperatura; de acuerdo a la literatura cuando se incrementa la temperatura de reacción manteniendo el resto de las variables de operación constantes, se incrementa la velocidad de reacción y por ende aumenta ligeramente la conversión. Asimismo, se indica que manteniendo una conversión fija e incrementando la temperatura de reacción, se puede reducir la cantidad de catalizador necesaria para desarrollar el proceso [39].

Hay que destacar que las cuatro muestras presentadas en la tabla 16, cuentan con una viscosidad cinemática (a 37.8°C) menor a 250 cSt y una gravedad API mayor a 16, por lo tanto, cumplen con las especificaciones de transporte en tuberías [1].

De la misma manera, se aprecia que el valor de la relación atómica H/C se incrementa para todas las muestras al compararlas con la carga. Un detalle a destacar es que la muestra PDAO-33 presenta un mayor valor de dicha relación al compararla con las muestras PDAO-3801H y PDAO-32H, pero la °API y la viscosidad es menor al compararla con las mismas; esto se justifica con el mayor contenido de metales de la muestra PDAO-33, el cual es superior a las muestras antes mencionadas.

Tabla 16. Propiedades de los productos hidrotratados a las nuevas condiciones de operación.

Propiedades	Crudo pesado	PDAO-0	PDAO-33	PDAO-32H	PDAO-34H	PDAO-3801H
<b>Gravedad específica a 15.6°C</b>	0.9875	0.9555	0.9479	0.94152	0.93293	0.93062
<b>°API</b>	11.69	16.60	17.78	18.79	20.17	20.55
<b>Viscosidad cinemática @37.8°C (cSt)</b>	13009	272.1	178.6	119.5	81.74	86.97
<b>C (%peso)</b>	83.01	84.15	83.53	84.06	84.11	83.92
<b>H (%peso)</b>	9.56	10.53	11.71	11.52	11.91	11.56
<b>O (%peso)</b>	1.52	0.35	0.21	0.22	0.28	0.20
<b>N (%peso)</b>	0.53	0.29	0.20	0.19	0.2	0.21
<b>S (%peso)</b>	5.38	4.68	4.35	4.01	3.50	4.11
<b>Ni (ppm)</b>	70.97	26.86	24.41	25.50	24.61	24.89
<b>V (ppm)</b>	397	117.1	109.62	104.31	57.65	89.73
<b>Relación H/C</b>	1.37	1.49	1.67	1.63	1.69	1.64

En la figura 32 se indica la variación de la gravedad API de los productos hidrotratados, donde la muestra PDAO-3801H presenta un incremento de 3.95 °API en comparación con el DAO y 8.86 °API cuando es comparado con el crudo pesado original. Además, la muestra PDAO-34H también presenta un desempeño similar, incrementando 3.57 °API en comparación con el DAO y 8.48 °API comparado con el crudo pesado original. El grado de mejoramiento de éstas se debe al incremento en la temperatura de reacción durante el proceso de hidrotratamiento (PDAO-3801H) y al prolongado tiempo de reacción (PDAO-34H).

En contraste, la mayor cantidad de azufre removido se obtuvo en la muestra PDAO-34H, siendo retirado un 26% del azufre contenido en el DAO comparado con un 13% del retirado por la muestra PDAO-3801H, dicha diferencia radica en el tiempo de reacción superior para la muestra PDAO-34H permitiendo una mayor remoción de azufre [38].

En líneas generales dicho comportamiento en la remoción de azufre obtenido se debe a las reacciones de hidrodesulfuración llevadas a cabo con el rompimiento de anillos y la remoción de azufre para la posterior saturación de las olefinas formadas. Existen dos rutas principales:

la hidrodesulfuración directa, donde el átomo de azufre es removido de la estructura y reemplazado por hidrógeno sin la hidrogenación previa de ningún enlace carbono-carbono. Así como la hidrogenación, en la cual se asume que al menos un anillo aromático adyacente que contiene al azufre es hidrogenado antes de la remoción de dicho heteroátomo. Además, el anillo aromático también puede hidrogenarse luego de que el azufre es removido. La ruta de reacción tomada dependerá del equilibrio termodinámico, siendo favorecido la última a bajas presiones y temperaturas [2].

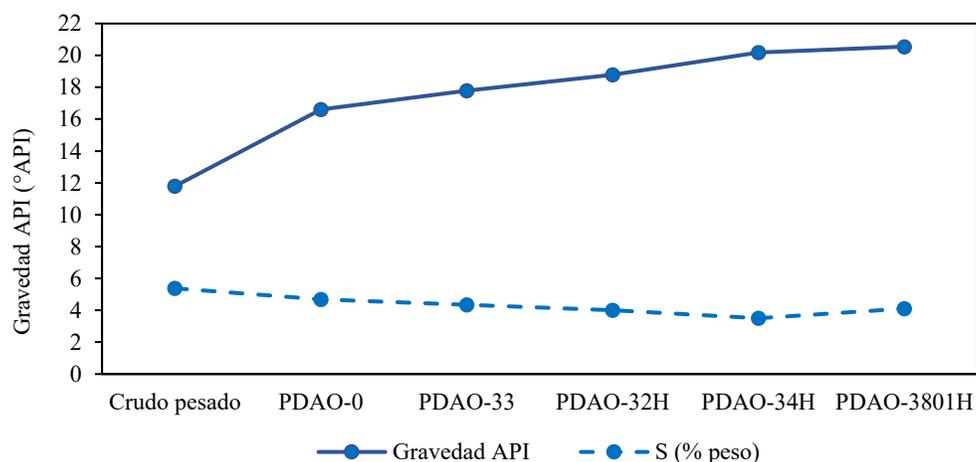


Figura 32. Comparación de gravedad API y azufre de los productos hidrotratados con las nuevas condiciones de operación.

Por otra parte, se aprecia en la figura 33 la remoción de metales como son el níquel y vanadio presentes en la carga. Se observa una disminución abrupta del contenido de vanadio de la carga (crudo pesado) en comparación con el DAO, posteriormente se aprecia que las muestras PDAO-34H y PDAO-3801H presentan una menor cantidad de dicho metal lo cual se debe al incremento en la temperatura de reacción durante el proceso de hidrotratamiento (PDAO-3801H) y al prolongado tiempo de reacción (PDAO-34H).

La misma tendencia ocurre con el níquel, sin embargo, la presencia de dicho metal disminuye manteniéndose ligeramente uniforme para las diferentes muestras hidrotratadas.

Los metales están presentes en el crudo en forma de estructuras porfirínicas y no porfirínicas, la literatura sugiere que una parte de los metales se encuentran contenidos en estructuras porfirínicas asociadas a las resinas mientras que la otra parte reside en la fracción de asfaltenos [38]. Siendo el caso de un aceite desasfaltado empleado como carga para el proceso de hidrotratamiento, es congruente que el contenido de metales disminuya en comparación con el crudo ya que la mayor parte de estos quedó contenida en los asfaltenos previamente separados [32].

Además, Kholi *et al* [38] sugiere que las porfirinas de vanadio presentes en las resinas probablemente se adsorben en la superficie más no en los sitios activos del catalizador. Indicando que la desactivación del catalizador por deposición de metales no necesariamente depende de la concentración de estos, más bien depende de la naturaleza de los mismos.

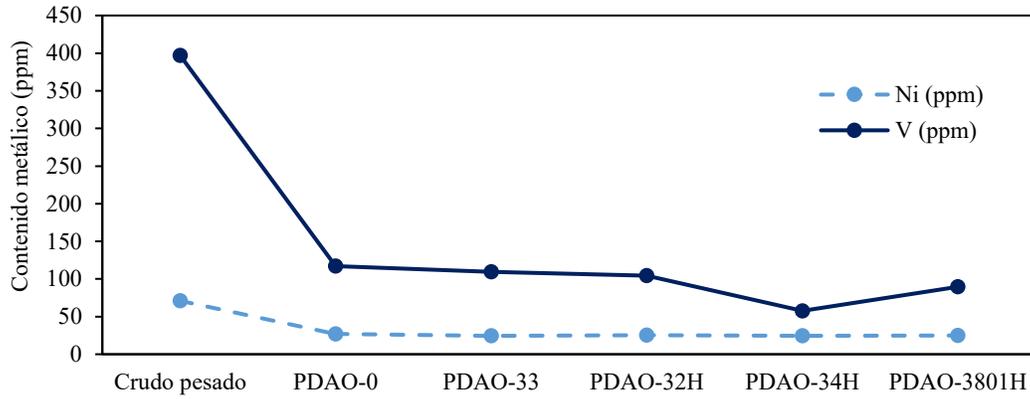


Figura 33. Comparación del contenido de Ni y V de los productos hidrotratados con las nuevas condiciones de operación.

Se determinó el consumo de hidrógeno de las muestras hidrotratadas con la finalidad de conocer el suministro necesario para cada condición evaluada y su posterior demanda al integrar el proceso de hidrotratamiento en el esquema de mejoramiento del crudo pesado.

Dicho consumo se obtuvo de acuerdo a Castañeda *et al* [40], partiendo de un balance de materia global dado por la ecuación 3.2, posteriormente dicho balance se efectuó para el hidrógeno tomando en cuenta el hidrógeno alimentado más el contenido en la carga junto al remanente en el producto (ecuación 3.3). Una vez definida la relación de hidrógeno en el producto líquido (ecuación 3.5) se determinó por medio de la ecuación 3.6 el hidrógeno disuelto conociendo el contenido de hidrógeno en el producto hidrotratado (a partir del análisis proximal). Obteniendo en la ecuación 3.7 la relación que permite calcular el consumo de hidrógeno.

$$Gas^0 + Líquido^0 = Gas^1 + Líquido^1 \quad (\text{Ec. 3.2})$$

$$H_2^0_{gas} + H_2^0_{líquido} = H_2^1_{gas} + H_2^1_{líquido} \quad (\text{Ec. 3.3})$$

$$H_2^0_{gas} = H_2^1_{gas} + \Delta H_2_{gas} \quad (\text{Ec. 3.4})$$

$$H_2^1_{líquido} = \Delta H_2_{gas} + H_2^0_{líquido} \quad (\text{Ec. 3.5})$$

$$H_2_{disuelto} = H_2^1_{líquido} - H_2^1_{HC-líquido} \quad (\text{Ec. 3.6})$$

$$H_2_{consumido} = \Delta H_2_{gas} + H_2_{disuelto} \quad (\text{Ec. 3.7})$$

El consumo de hidrógeno está ligado con la remoción de heteroátomos (azufre y metales) así como la actividad del catalizador. Bnerjee [4] explica que dicho consumo se incrementa conforme aumenta la conversión de la alimentación. Asimismo, durante el proceso de hidrodesulfuración el hidrógeno contenido en el medio se emplea para convertir los compuestos sulfurados en sulfuros de hidrógeno y al mismo tiempo se hidrogenan las moléculas fragmentadas producto de la remoción del azufre [41].

En la figura 34 se puede observar los consumos de hidrógeno obtenidos a las nuevas condiciones de operación para las muestras hidrotratadas. Se aprecia que la muestra PDAO-34H presentó un mayor consumo de hidrógeno, lo cual se debe al tiempo de reacción superior a que fue sometida en comparación con el resto de las muestras.

Además, para dicha muestra se alcanzó la mayor remoción de azufre ya que se produjo un mayor rompimiento de moléculas en conjunto con la hidrogenación de las mismas; esa afirmación se demuestra al comparar el valor de la relación atómica H/C con las demás muestras, siendo mayor para la mencionada muestra PDAO-34H.

Por otra parte, los consumos de hidrógeno obtenidos para los casos estudiados son menores a los que se reportan en la literatura. Esto se puede justificar debido a que las condiciones de operación a las cuales se trabajó el proceso de hidrotratamiento fueron de baja severidad.

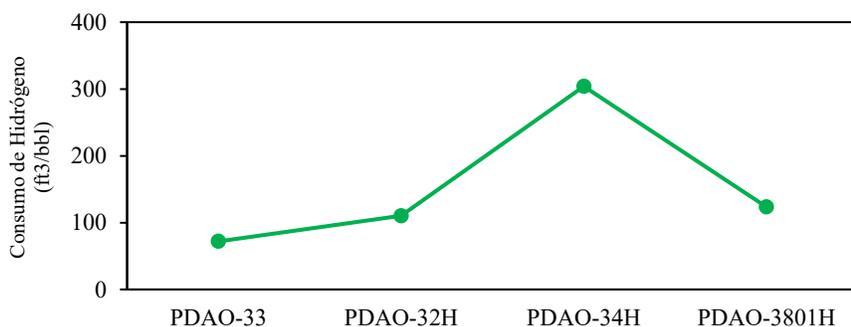


Figura 34. Consumo de hidrógeno de los productos hidrotratados.

Con el objetivo de evaluar el mejoramiento de los productos hidrotratados, se cuantificó la conversión del residuo de vacío junto a los demás cortes empleando los intervalos de destilación de ensayos internacionales para crudos. Es decir, se tomaron en cuenta los siguientes cortes: nafta ligera (IBP-71°C), nafta mediana (71-177°C), nafta pesada (177-204°C), turbosina (204-274°C), querosina (274-316°C), gasóleo atmosférico (316-343°C), gasóleo ligero de vacío (343-454°C), gasóleo pesado de vacío (454-538°C) y residuo de vacío (538°C+) [1] [2].

A partir de los resultados obtenidos del análisis de destilación simulada siguiendo la norma ASTM D7169, se aprecia en la figura 35 la conversión de los productos de la muestra PDAO-33 comparado con la carga DAO. Para dicha muestra se obtiene una conversión de 19.82 %

del residuo de vacío, de la misma manera se aprecia que los destilados medios (compuestos por los cortes de turbosina, querosina y gasóleo atmosférico) aumentan su composición de 17.69 a 22.61 %, por lo tanto, dichos destilados se incrementan respecto a la carga en un 27.93 %.

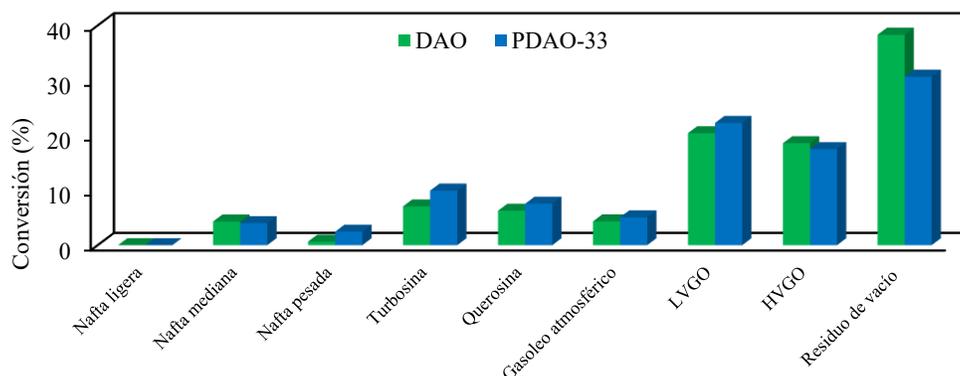


Figura 35. Conversión de la muestra PDAO-33 comparada con el DAO.

La figura 36 presenta la conversión de los productos de la muestra PDAO-32H comparado con el DAO. Exhibiendo un valor para la conversión del residuo de vacío de 24.56 %, de la misma manera se aprecia que los destilados medios aumentan su composición de 17.69 % a 21.81 %, por lo tanto, dichos destilados se incrementan respecto a la carga en un 23.29 %.

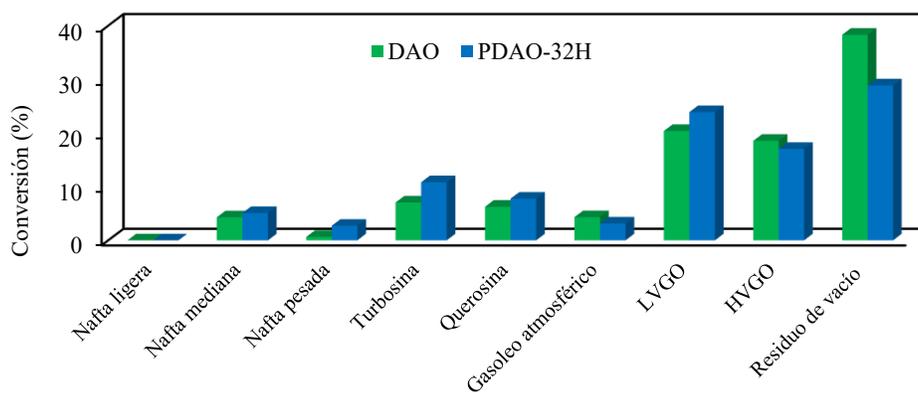


Figura 36. Conversión de la muestra PDAO-32H comparada con el DAO.

La figura 37 presenta la conversión de los productos de la muestra PDAO-34H comparado con el DAO. Mostrando un valor para la conversión del residuo de vacío de 24.37 %, de la misma forma se aprecia que los destilados medios aumentan su composición de 17.69 a 23.53 %, por lo tanto, dichos destilados se incrementan respecto a la carga en un 32.34 %.

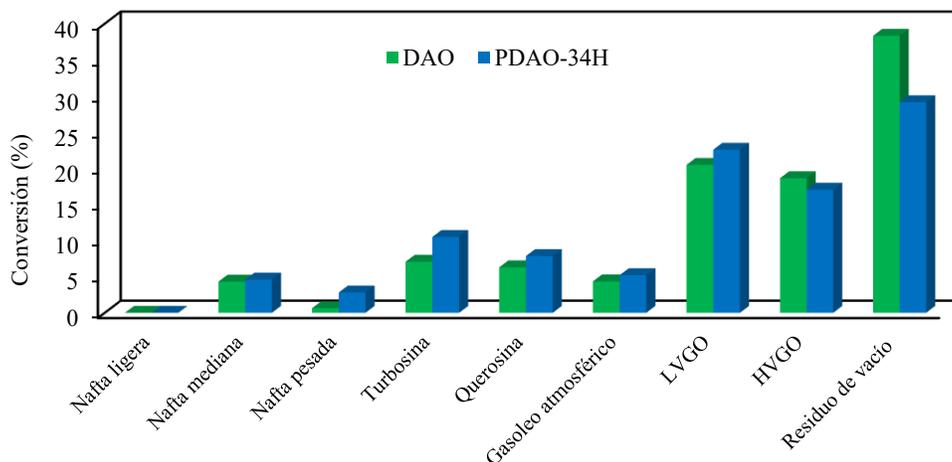


Figura 37. Conversión de la muestra PDAO-34H comparada con el DAO.

Por último, la figura 38 presenta la conversión de los productos de la muestra PDAO-3801H comparado con el DAO. Mostrando un valor para la conversión del residuo de vacío de 23.56 %, de la misma manera se aprecia que los destilados medios aumentan su composición de 17.69 a 23.33 %, por lo tanto, dichos destilados se incrementan respecto a la carga en un 30.69 %.

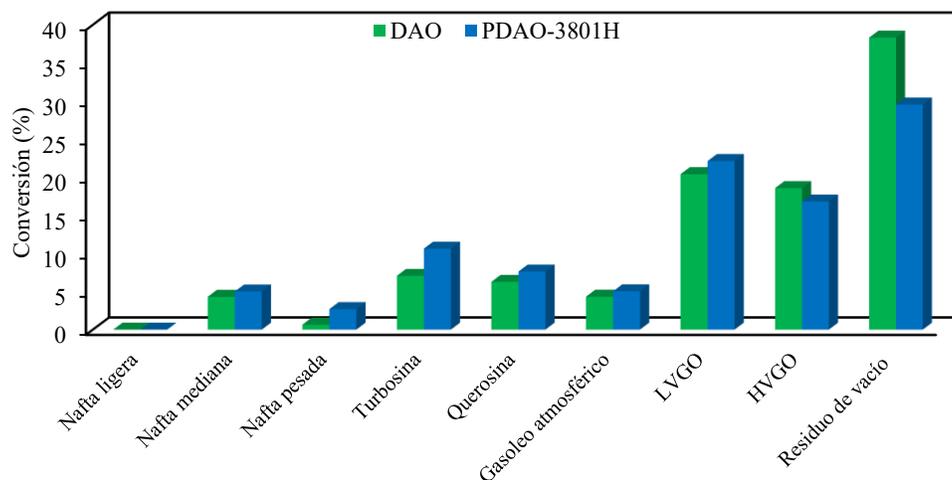


Figura 38. Conversión de la muestra PDAO-3801H comparada con el DAO.

Al consolidar los resultados de las conversiones de residuo de vacío (538°C +) obtenidos en las diferentes muestras hidrotratadas, se aprecia en la figura 39 que la muestra PDAO-32H es ligeramente mayor que las muestras PDAO-34H y PDAO-3801H. Sin embargo, en estas últimas se aprecia la mayor cantidad de residuo convertido hacia las fracciones medias.

El DAO está compuesto químicamente por diferentes grupos de moléculas pertenecientes a fracciones alifáticas y maltenos, las cuales al ser sometidas a hidrotratamiento experimentan un conjunto de reacciones que favorecen la generación de destilados intermedios. Dichas reacciones son condicionadas por el tipo de catalizador empleado en conjunto a las condiciones de operación [2]. Por lo tanto, se genera un rompimiento de las cadenas alifáticas que se encontraban unidas a anillos aromáticos o condensados; fomentándose las reacciones de rompimiento carbono-carbono [9] [33].

Speight [39] reporta que para las moléculas de naftenos ocurre un rompimiento de los enlaces carbono-carbono en ciertas posiciones del anillo propiciado por los sitios ácidos del soporte del catalizador, así la presencia de hidrógeno permite la saturación de los fragmentos producidos. Además, Gawel *et al* [42] indica que a temperaturas moderadas de hidrotratamiento, se observa que la hidrogenación catalítica de residuos pesados es dominante sobre las reacciones de hidrodeseintegración térmica. Siendo estas últimas favorecidas a temperaturas superiores a los 380°C donde se genera un rompimiento de las cadenas laterales y de las moléculas nafténicas.

Por otra parte, se indica que los compuestos aromáticos son resistentes a la hidrogenación a temperaturas de operación moderadas, por ende, al aumentar la temperatura la muestra PDAO-3801H mejora su conversión atribuyendo este hecho a la conversión de los anillos aromáticos en nafténicos junto al rompimiento de las cadenas laterales alquiladas, incrementando la fracción alifática de los destilados medios [43].

Por último, Ancheyta *et al* [44] reporta un estudio que permite comprobar el comportamiento obtenido en el incremento de la fracción de destilados medios para todas las muestras estudiadas, este consistió en el hidrotratamiento de gasóleo de vacío desarrollado a temperaturas de 360, 380 y 400 °C, presiones de 60 a 112 kgf/cm<sup>2</sup> (109.8 bar), con velocidad espacial de 1 h<sup>-1</sup> (tiempo de reacción aproximado de 1 h), un consumo de hidrógeno aproximado de 600 m<sup>3</sup>/ m<sup>3</sup> y el catalizador empleado fue NiMo/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>. Donde se demuestra que los residuos de vacío son convertidos en residuos pesados (gasóleo ligero de vacío y gasóleo pesado de vacío) y posteriormente en destilados medios (turbosina, querosina y gasóleo atmosférico), los cuales se llevan a cabo mediante la remoción de heteroátomos, la saturación de aromáticos y la desintegración térmica.

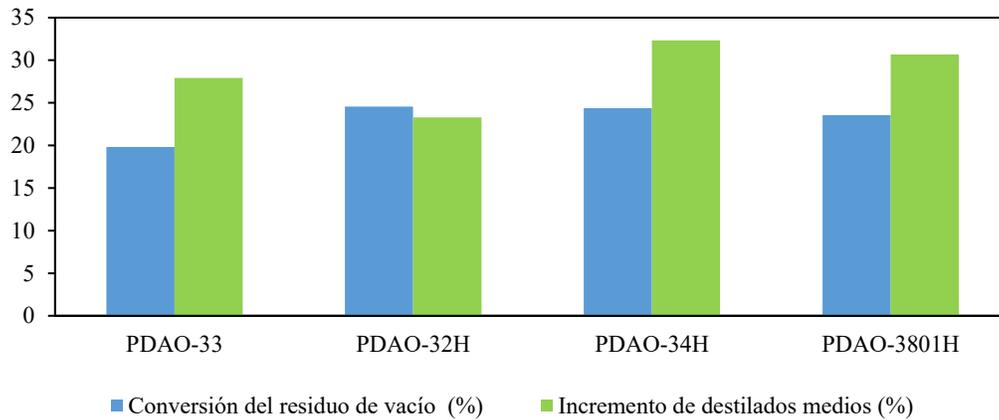


Figura 39. Conversión del residuo de vacío de los productos hidrotratados.

### 3.4. Estudio económico

Una vez obtenidas las condiciones de operación que demuestran el mejoramiento en las propiedades del crudo sometido a los procesos de desasfaltado e hidrotratamiento, se realizará una evaluación de costo beneficio a cada una de las condiciones con la finalidad de determinar su factibilidad económica.

Se puede apreciar en la figura 40 el esquema propuesto para el mejoramiento del crudo pesado, el cual consiste en la división de dos corrientes donde una fracción de dicho crudo se somete a los procesos de desasfaltado e hidrotratamiento en conjunto con la gasificación de los asfaltenos. Para finalmente mezclarse con la fracción de crudo pesado separada al inicio y alcanzar una mezcla de crudo mejorado que cumpla con las condiciones de transporte y manejo por tuberías, las cuales constan de 16°API y viscosidad cinemática menor a 250 cSt [1].

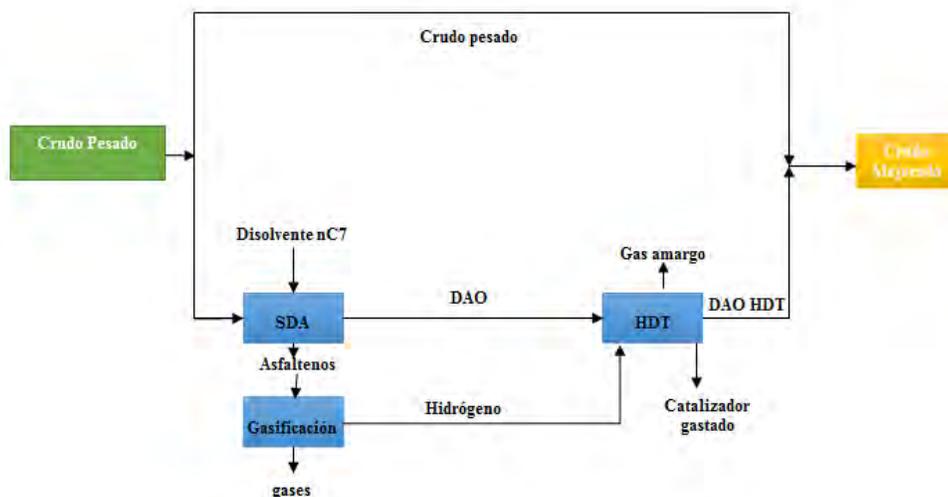


Figura 40. Esquema propuesto para el mejoramiento del crudo pesado.

A continuación, se explican las premisas tomadas en cuenta para los casos de estudio a desarrollar; donde se describen las reglas de mezclado empleadas para estimar la viscosidad de la mezcla de crudo mejorado, se definen los costos de inversión para las diferentes plantas con sus respectivos servicios, además se estima la cantidad de catalizador, así como el precio del crudo pesado alimentado junto al crudo mejorado obtenido.

### 3.4.1. Reglas de mezclado para estimar la viscosidad del crudo mejorado

Para determinar la viscosidad del crudo mejorado se empleó la regla de mezclado de Chevron [45], donde se consideran los índices de viscosidad de la mezcla y es aplicable para predecir viscosidades de diferentes mezclas de componentes del petróleo desde la gasolina hasta el residuo de vacío.

Para ello se calculan los índices de mezcla individual de cada componente a la temperatura evaluada dado por la ecuación 3.8, posteriormente se calcula el índice de mezcla de la mezcla de componentes (en este caso son dos componentes: el crudo pesado y el aceite desasfaltado hidrotratado) con la ecuación 3.9 y por último se calcula la viscosidad de la mezcla siguiendo la ecuación 3.10 [45].

$$BI_{Ci} = \frac{\text{Log}(V_i)}{3+\text{Log}(V_i)} * 1000 \quad (\text{Ec. 3.8})$$

$$BI_{(C1+C2)} = BI_{C1} * (\%vol C_1) + BI_{C2} * (\%vol C_2) \quad (\text{Ec. 3.9})$$

$$V_{(C1+C2)} = 10^{\frac{3*BI_{(C1+C2)}}{1000-BI_{(C1+C2)}}} \quad (\text{Ec. 3.10})$$

### 3.4.2. Cantidad de catalizador a utilizar

La cantidad de catalizador necesaria para cada caso de estudio se determinó mediante el escalamiento de un reactor por lotes a uno continuo por medio de la relación de velocidad espacial (proporcional al inverso del tiempo de reacción en h<sup>-1</sup>), la cual se define como el volumen de líquido alimentado por volumen de catalizador [8] mostrado en la ecuación 3.11. Con del volumen del catalizador conocido junto a la densidad del lecho catalítico se determinó la masa del catalizador necesaria para el proceso de hidrotratamiento.

$$LHSV = \frac{\text{Flujo volumétrico (m}^3/\text{h)}}{\text{Volumen}_{\text{catalizador (m}^3)}} \quad (\text{Ec. 3.11})$$

Además, la cantidad máxima de metales que pueden depositarse en los poros del catalizador viene dada por el fabricante, siendo dicho valor un 30% de la masa del mismo.

Por lo tanto, la desactivación del catalizador por deposición de metales se calculará por medio del balance de materia entre la entrada y la salida, resultando la diferencia la cantidad de metales que se alojan en el catalizador.

### 3.4.3. Cálculo del tamaño del reactor

A partir del volumen del lecho catalítico calculado en el apartado anterior, se puede estimar el tamaño del reactor por reglas heurísticas de diseño siguiendo la ecuación 3.12, la cual es válida si la velocidad másica a la entrada del reactor es superior a 15000 kg/h cm<sup>2</sup> [46].

$$L/D = 6 \quad (\text{Ec. 3.12})$$

Con dicha relación 3.12, se sustituye en la ecuación 3.13 para luego determinar el diámetro y la longitud del reactor.

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 L \quad (\text{Ec. 3.13})$$

### 3.4.4. Costos de inversión

Los costos de inversión comprenden los recursos económicos destinados a equipos, materias primas y servicios junto con el pronóstico de beneficios y se refleja en los costos de los productos.

En el esquema de mejoramiento de crudos pesados propuesto, se incluyen los procesos de desasfaltado, hidrotratamiento y gasificación. Por lo tanto, en la tabla 17 se presentan los costos de inversión de cada planta a una capacidad de referencia, así como los índices de Farrar tomados de la literatura [47] [48].

La tecnología seleccionada para los costos de inversión del proceso de desasfaltado fue la proporcionada por KBR en el proceso ROSE (*resid oil super critical extraction*), la cual maneja alimentaciones como residuos de vacío, residuos atmosféricos y crudos pesado. Asimismo, de acuerdo a diferentes fabricantes, recomiendan manejar una relación de reposición del disolvente entre 1 y 3 %peso [47].

Para el proceso de hidrotratamiento se consideró la tecnología Chevron Lummus porque permite trabajar con alimentaciones de destilados ligeros, pesados y productos desintegrados como gasóleos de vacío. Las condiciones de operación reportadas para dicha tecnología se encuentran en el intervalo de las condiciones evaluadas experimentalmente. Por otra parte, se incluye en el proceso mencionado el tratamiento de los efluentes gaseosos compuestos mayoritariamente por ácido sulfhídrico mediante la remoción con aminas, así como el aprovechamiento del hidrógeno para recircularlo al proceso [47].

Además de las plantas principales, se incluyen en los costos de inversión la planta de tratamiento de aguas amargas y la de regeneración de aminas ambas de la tecnología Bechtel Hydrocarbon Technology Solutions, Inc (BHTS) [47].

En cuanto al proceso de gasificación se trabajó con la tecnología Texaco/GE energy, ya que permite convertir residuos de bajo valor comercial en gases de síntesis, aprovechando el hidrógeno y la energía del gas para integrarla al proceso [12].

Tabla 17. Costos de los procesos a evaluar.

Proceso	Fabricante	Año de referencia	Capacidad teórica (Bspd <sup>[a]</sup> )	Costo (MMUSD)	Índice de Farrar (año de referencia)	Índice de Farrar (2016)
SDA	KBR (ROSE)	2011	30000	55.5	2435.6	2610.6
HDT	Chevron Lummus	2010	40000	120	2337.6	2610.6
Gasificación	Texaco/ GE energy	2007	7000	138	2016.7	2610.6
Endulzamiento	BHTS	2010	425 <sup>[a]</sup>	9.35	2337.6	2610.6
Tratamiento de aguas	BHTS	2010	100 <sup>[b]</sup>	2.3	2337.6	2610.6

<sup>[a]</sup> Barril estándar por día <sup>[b]</sup> Capacidad en galones por minuto de amina alimentada. <sup>[c]</sup> Capacidad en galones por minuto de agua tratada.

Dichos costos de inversión fueron escalados por medio de la relación de seis décimos, la cual establece que la relación de los costos de dos plantas que producen el mismo producto es proporcional a la relación de sus capacidades elevadas a 0.6. [49] Esta se aprecia en la ecuación 3.14.

$$\frac{Costo_{planta\ 1}}{Costo_{planta\ 2}} = \left( \frac{Capacidad_{planta\ 1}}{Capacidad_{planta\ 2}} \right)^{\left(\frac{6}{10}\right)} \quad (\text{Ec. 3.14})$$

Sin embargo, al no contar con los precios actuales de las plantas se corrige la ecuación 3.14 con los índices de Farrar obtenidos de la literatura y mostrados anteriormente en la tabla 17 [48]. Quedando la ecuación 3.15 de la siguiente forma.

$$\frac{Costo_{planta\ 1}}{Costo_{planta\ 2}} = \left( \frac{Capacidad_{planta\ 1}}{Capacidad_{planta\ 2}} \right)^{\left(\frac{6}{10}\right)} * \left( \frac{\text{índice de Farrar}_{\text{año 2016}}}{\text{índice de Farrar}_{\text{año de referencia}}} \right) \quad (\text{Ec. 3.15})$$

En la tabla 18 se presentan los precios de los servicios industriales necesarios para evaluar los procesos antes mencionados.

Tabla 18. Precio de los servicios.

Combustible (USD/BTU) [50]	Electricidad (USD/KWh) [51]	Vapor LP (USD/lb) [52]	Vapor HP (USD/lb) [52]	Agua (USD/1000 m <sup>3</sup> ) [53]	Hidrógeno (USD/mpc) [54] [55]
5.60717E-06	0.1007	0.003	0.003	0.0067	4.72

### 3.4.5. Precio del crudo

Para la determinación del precio del crudo pesado alimentado, así como el obtenido luego del proceso de mejoramiento, se empleó la metodología considerando la gravedad API y el contenido de azufre.

Con esta metodología se relacionan los diferenciales de precios originados por la diferencia en gravedad API y al contenido de azufre de dos crudos en cuestión [56].

Algunos autores han desarrollado modelos para estimar precios de crudos, utilizando métodos de regresiones con respecto a las diferencias en gravedad API y contenido de azufre de dos crudos, como es el caso de Wang y Hartman [56].

- Wang realizó un estudio con 55 crudos, estimando que por cada punto porcentual de azufre contenido en el crudo, el precio disminuye 1.46 USD/bbl y cada grado incremental de API aumenta el precio en 13.2 centavos (USD) por barril [56].
- Hartman dedujo que por cada punto porcentual de azufre contenido en el crudo, el precio disminuye en un dólar por barril y que por cada grado API el precio se incrementa en 1%. Lo que sugiere que en dos crudos la diferencial dada en gravedad API se incrementa ligeramente a mayores precios del crudo [56].

Por ende, se comparó al crudo pesado alimentado con el crudo *Kern River* California [57] y se muestra en la tabla 19 las propiedades del mismo en conjunto con el precio calculado siguiendo los parámetros de Wang y Hartman antes mencionados.

Tabla 19. Precio del crudo pesado calculado a partir de un crudo de referencia.

	<b>Crudo de referencia</b>	<b>Crudo alimentado</b>
<b>Nombre</b>	Kern River California	Crudo pesado
<b>°API</b>	13.3	11.69
<b>S (% peso)</b>	1.1	5.38
<b>Precio Wang (USD/bbl)</b>	39.48	33.02
<b>Precio Hartman (USD/bbl)</b>	39.48	34.56

En cuanto al crudo mejorado obtenido, se compara con el crudo venezolano Merey [58] cuyas propiedades se presentan en la tabla 20. Los precios del crudo mejorado serán presentados posteriormente para cada caso de estudio.

Tabla 20. Crudo de referencia para comparar el precio del crudo mejorado obtenido.

	<b>Crudo de referencia</b>
<b>Nombre</b>	Merey
<b>°API</b>	16
<b>S (% peso)</b>	2.49
<b>Precio (USD/bbl)</b>	43.46

### **3.4.6. Precio del disolvente**

El disolvente empleado en los ensayos experimentales fue el n-heptano, sin embargo a nivel industrial se emplea una mezcla de gases condensados propano-butano (C<sub>3</sub>-C<sub>4</sub>) siendo más rentables económicamente y además permiten obtener un aceite desasfaltado de mayor calidad sacrificando el rendimiento del mismo.

Para el análisis económico se consideró como disolvente el gas licuado de petróleo. El precio del disolvente es de 6 USD por barril [51].

### **3.4.7. Casos de estudio**

Los casos de estudio se desarrollaron partiendo primeramente de las 4 condiciones de operación obtenidas experimentalmente en el proceso de hidrotreamiento del DAO antes descrito en conjunto con los procesos de desasfaltado y gasificación. Además, se evaluaron las opciones de gasificar sólo una cantidad de los asfaltenos obtenidos para generar el hidrógeno que requiere el proceso de hidrotreamiento, así como el escenario de suministrar el hidrógeno mediante una fuente externa y posteriormente vender el asfalteno obtenido.

En cada caso estudiado se calculó la proporción de crudo y producto mejorado para que después del mezclado se obtenga un crudo mejorado que cumpla con las especificaciones de transporte. De igual forma se determinó el tamaño del reactor de hidrotreamiento en conjunto con la masa del lecho catalítico y el tiempo de desactivación del catalizador.

Además, se determinaron las propiedades del crudo mejorado con los costos de inversión, costos generados por la operación y los ingresos obtenidos para definir un valor del costo beneficio en cada caso de estudio planteado.

Para sintetizar los resultados obtenidos, se presenta el caso de estudio seleccionado en vista del mejor beneficio económico que arroja. El resto de los casos se detallan en el anexo III.

- **Caso 3. Mezcla con el producto hidrotreamido PDAO-34H**

Para el caso 3 se empleó el esquema de mejoramiento utilizando como base de cálculo la alimentación de 25 000 Bbl/día de crudo pesado.

Las condiciones de hidrotreamiento de este caso de estudio son: 360 °C, 60 kgf/cm<sup>2</sup> y 4 h de reacción (aproximadamente 0.25 LHSV). Se determinaron las fracciones volumétricas antes del mezclado de las corrientes de crudo pesado junto al producto hidrotreamido, siendo dichas fracciones volumétricas 29 % vol del crudo pesado y 71 %vol del producto desasfaltado hidrotreamido, logrando una viscosidad cinemática para el crudo mejorado de 250 cSt necesaria para el transporte por oleoductos.

También se presenta en la tabla 21 la fracción volumétrica que se desvía inicialmente hacia el proceso comprendido por las tecnologías de desasfaltado, gasificación e hidrotreamiento; siendo dicho valor de 76 %vol.

En vista que este caso maneja el mayor tiempo de reacción comparado con los demás casos de estudio, es de esperarse un valor pequeño de velocidad espacial que implica un mayor tamaño del reactor para procesar la misma carga, el cual es 26.37 m de altura y 4.39 m de diámetro. De acuerdo a datos de las refinerías operativas en México, dicho reactor se encuentra dentro del intervalo de tamaño y diámetro comparado con los equipos presentes en dichas instalaciones, demostrando que a pesar de contar con dimensiones grandes dicho equipo puede ser construido.

En cuanto a la cantidad de catalizador para dicho caso se requieren 246.2 toneladas, desactivándose por deposición de metales en un período de 503.9 días (16.8 meses).

La velocidad de desactivación por deposición de metales que se obtiene por la diferencia entre la cantidad metales de la carga y el producto luego del proceso de hidrotratamiento es mayor si se compara con los casos 1 y 2. Esto se debe a las condiciones de operación en las que se llevó a cabo el proceso de hidrotratamiento, siendo un factor preponderante el tiempo de reacción.

Igualmente se indica en la tabla 21 el balance de materia para el caso 3 así como las propiedades del crudo mejorado obtenido. El crudo mejorado presenta una gravedad API superior a la necesaria para el transporte por oleoductos además de incrementar la misma en aproximadamente 6°API respecto a la del crudo pesado alimentado. De la misma manera, se observa una expansión volumétrica en el producto hidrotratado lo cual se distingue por el aumento del volumen en comparación a la carga, esto es debido a la adición de hidrógeno y al rompimiento de moléculas generando compuestos más livianos.

Además, para dicho crudo mejorado se indica una disminución de aproximadamente 25% peso del contenido de azufre respecto al crudo alimentado, siendo dicho valor mayor en comparación con los demás casos estudiados.

Se puede apreciar que al obtener un producto hidrotratado de mayor calidad, se logra una disminución de la fracción del crudo pesado hacia el proceso reduciendo la capacidad de los mismos (siendo este caso el de menor capacidad para los procesos de desasfaltado e hidrotratamiento) lo cual se traduce en una disminución en los costos de inversión y operación.

Tabla 21. Balance de materia y propiedades del crudo mejorado para el caso 3.

	<b>Crudo pesado</b>	<b>Crudo para mezcla</b>	<b>Crudo para el proceso</b>	<b>DAO</b>	<b>Asfaltenos</b>	<b>DAO HDT</b>	<b>Crudo mejorado</b>
<b>Bbl/día</b>	25000	6072.3	18927.7	14805.9	4121.7	15095.1	21167.4
<b>% vol</b>	100	24	76	NA	NA	71	100
<b>°API</b>	11.69	11.69	11.69	16.6	-1.2	20.17	17.63
<b>Azufre (%peso)</b>	5.38	5.38	5.38	4.69	9.1	3.5	4.06
<b>Viscosidad (cSt)</b>	13009	13009	13009	272.1	NA	81.7	250
<b>Ni+V (ppm)</b>	468	468	468	144	2092.6	82.3	197.7

En la tabla 22 se presentan los costos de inversión de los procesos empleados en el mejoramiento del crudo pesado en conjunto con el consumo de servicios requeridos por dichas unidades con sus respectivos costos.

Se denota que el proceso de gasificación cuenta con la menor carga alimentada comparado con los procesos de desasfaltado e hidrotratamiento, en contraste dicho proceso de gasificación presenta el mayor costo de inversión en conjunto con una demanda de servicios elevada. Por lo tanto, es de considerar que las modificaciones para optimizar costos en dicho esquema propuesto, radican en la órbita del proceso de gasificación.

Tabla 22. Costos de inversión y servicios para el caso 3.

	<b>Desasfaltado</b>	<b>Hidrotratamiento</b>	<b>Gasificación</b>	<b>Tratamiento de aguas amargas</b>	<b>Endulzamiento con aminas</b>
<b>Capacidad (Bbl/día)</b>	18927.7	14806	4121.7	2000	14683.2
	<b>Servicios</b>				
<b>Energía eléctrica (KW/día)</b>	37855.4	3775.5	49460.8	49460.8	6043.6
<b>Combustible (Btu/día)</b>	1798131.9	34053737.1	NA	NA	NA
<b>Agua de enfriamiento (gal/día)</b>	NA	NA	7419116.2	604800	3576830.8
<b>Vapor Alta presión (lb/día)</b>	NA	1110.4	NA	NA	NA
<b>Vapor baja presión (lb/día)</b>	227132.4	6588.7	644917.7	126000	740034
<b>Costo de inversión (MMUSD)</b>	45.1	73.8	129.9	1.86	10.5
	<b>Costo de servicios</b>				
<b>Energía eléctrica (USD/día)</b>	2496	248.9	3261.1	422.9	608.6
<b>Combustible (USD/día)</b>	10.1	190.9	NA	NA	NA
<b>Agua de enfriamiento (USD/día)</b>	NA	NA	86.1	4052.2	23964.8
<b>Vapor Alta presión (USD/día)</b>	NA	3.3	NA	NA	NA
<b>Vapor baja presión (USD/día)</b>	681.4	19.8	1934.8	378.0	2220.1

En la tabla 23 se indica el precio del crudo pesado alimentado y el crudo mejorado obtenido con sus respectivas propiedades. Ambos valores fueron obtenidos promediando los precios calculados por la metodología de Wang y Hartman antes presentada [56].

Se puede observar que el precio del crudo mejorado supera al crudo de carga en aproximadamente 9 USD/bbl, lo que representa una relación de 1.6 USD/°API. Dicha relación fue comparada con diferentes crudos que cumplen con la misma diferencia de °API estudiando el diferencial de precios en un determinado período, dicho estudio comparativo se presenta en el anexo IV. Por ende, se demuestra que el valor obtenido en la relación USD/°API se encuentra dentro del intervalo estudiado.

Tabla 23. Precios del crudo pesado y el crudo mejorado.

	°API	S (% peso)	Precio (USD/bbl)
<b>Crudo Pesado alimentado</b>	11.69	5.38	33.77
<b>Crudo mejorado</b>	17.65	4.06	43.31

En la tabla 24 se presentan los precios de los productos obtenidos que en este caso de estudio fueron el crudo mejorado, el hidrógeno generado durante el proceso de gasificación en conjunto con la energía eléctrica también obtenida del proceso de gasificación. Hay que resaltar que la cantidad de energía eléctrica obtenida se estimó a partir del valor de LHV del gas tomando en cuenta las eficiencias reales de los procesos de cogeneración [59].

Tabla 24. Precio de los productos obtenidos en el caso 3.

	<b>Crudo mejorado<sup>[a]</sup></b>	<b>Hidrógeno<sup>[b]</sup></b>	<b>Energía eléctrica<sup>[c]</sup></b>
<b>Flujo</b>	21167.44	28773.97	7367.45
<b>Ingresos (USD/día)</b>	916687.4	135859.2	741.90

<sup>[a]</sup> Bbl/día <sup>[b]</sup> mpcd <sup>[c]</sup> KW/día

Una vez presentados los costos de las materias primas, los costos de inversión de los procesos empleados y los costos de los productos junto a los subproductos obtenidos se realizó un análisis de costo beneficio fijando como horizonte 20 años para el pago de la inversión de capital. También se anualizaron los ingresos (dados por los productos y subproductos) y los costos de operación (incluyendo la materia prima y servicios).

En la tabla 25 se resume el estudio de costo beneficio para el caso 3, apreciando un beneficio de 1.31 USD por barril que demuestra la viabilidad técnica y económica del proceso combinado para el mejoramiento del crudo pesado.

Tabla 25. Estudio costo beneficio para el caso 3.

Ingresos (USD/bbl)	Costos de inversión (USD/bbl)	Costos de operación (USD/bbl)	Beneficio (USD/bbl)
42.10	1.58	39.21	1.31

- **Caso 3.A. Mezcla con el producto hidrotratado PDAO-34H y gasificación de una fracción de los asfaltenos**

Para este caso de estudio se mantienen las mismas condiciones del proceso de hidrotratamiento presentado en el caso 3, con la diferencia que una fracción de asfaltenos se separa y no se gasifica (tabla 26). Además, se empleó la misma base de cálculo en la alimentación de 25 000 Bbl/día de crudo pesado.

La variación del esquema de mejoramiento 3.A se presenta en la tabla 26, donde radica la disminución de la carga al proceso de gasificación, manteniendo el rendimiento del crudo mejorado con las fracciones volumétricas, así como el tamaño del reactor, la cantidad de catalizador y el tiempo de desactivación obtenidos para el caso 3.

Tabla 26. Balance de materia y propiedades del crudo mejorado para el caso 3A.

	Crudo pesado	Crudo para mezcla	Crudo para el proceso	DAO	Asfaltenos para gasificación	Asfaltenos sin gasificar	DAO HDT	Crudo mejorado
<b>Bbl/día</b>	25000	6072.3	18927.7	14805.9	300.8	3821	15095.1	21167.4
<b>% vol</b>	100	24	76	NA	NA	NA	71	100
<b>°API</b>	11.69	11.69	11.69	16.6	-1.2	-1.2	20.17	17.63
<b>Azufre (%peso)</b>	5.38	5.38	5.38	4.69	9.1	9.1	3.5	4.06
<b>Viscosidad (cSt)</b>	13009	13009	13009	272.1	NA	NA	81.7	250
<b>Ni+V (ppm)</b>	468	468	468	144	2092.6	2092.6	82.3	197.7

En la tabla 27 se presentan los costos de inversión de los procesos empleados en el mejoramiento del crudo pesado en conjunto con el consumo de servicios requeridos por dichas unidades con sus respectivos costos.

Para este caso de estudio, se aprecia una disminución en la carga de asfaltenos destinados al proceso de gasificación, ya que se decidió gasificar solamente la cantidad de asfaltenos que cubran la demanda de hidrógeno requerida por el hidrotratamiento del aceite desasfaltado.

Como es de esperarse, al disminuir la capacidad del proceso de gasificación, se disminuyen a su vez los costos de inversión y demanda de servicios comparado con el caso 3.

Tabla 27. Costos de inversión y servicios para el caso 3A.

	Desasfaltado	Hidrotratamiento	Gasificación	Tratamiento de aguas amargas	Endulzamiento con aminas
<b>Capacidad (Bbl/día)</b>	18927.7	14806	300.8	2000	14683.2
	<b>Servicios</b>				
<b>Energía eléctrica (KW/día)</b>	37855.4	90612.6	3609.2	3609.2	6043.6
<b>Combustible (Btu/día)</b>	43155164.8	817289691.2	NA	NA	NA
<b>Agua de enfriamiento (gal/día)</b>	NA	NA	541375.3	604800	3576830.8
<b>Vapor Alta presión (lb/día)</b>	NA	26650.8	NA	NA	NA
<b>Vapor baja presión (lb/día)</b>	227132.5	158127.8	46025.2	126000	740033.9
<b>Costo de inversión (MMUSD)</b>	45.1	73.8	27.0	1.9	10.5
	<b>Costo de servicios</b>				
<b>Energía eléctrica (USD/día)</b>	3812.0	9124.7	363.4	422.9	608.6
<b>Combustible (USD/día)</b>	242.5	4593.4	NA	NA	NA
<b>Agua de enfriamiento (USD/día)</b>	NA	NA	3627.2	4052.2	23964.8
<b>Vapor Alta presión (USD/día)</b>	NA	80	NA	NA	NA
<b>Vapor baja presión (USD/día)</b>	681.4	474.4	138.1	378	2220.1

En la tabla 28 se muestran los precios de los productos obtenidos en este caso de estudio 3.A. Además del crudo mejorado se aprecia una cantidad de asfaltenos que se generan como subproducto en vista de las premisas tomadas en el presente caso evaluado. Dicho asfalteno o *pitch* generado como subproducto del proceso de desasfaltado puede ser vendido como materia prima a empresas de la rama cementera.

De acuerdo a informes de empresas de la rama, se han suscrito acuerdos con la petrolera estatal PEMEX para el suministro de 1.75 MMton/año coque de petróleo hasta el año 2024 para la fabricación de cementos y derivados en vista de su alto potencial energético, composición química y bajo costo, logrando además un avance en cuanto al manejo de desechos convirtiéndolos en amigables al medio ambiente [60].

Por lo cual se abre una oportunidad de negocio para el aprovechamiento del asfalteno o *pitch* y aportar un ingreso que permita sustentar la factibilidad económica del esquema de mejoramiento de crudos pesados propuesto.

Además, dicho asfalteno presenta propiedades semejantes a los asfaltos líquidos por lo que también puede ser vendido como materia prima para la fabricación de asfalto y pavimento. De acuerdo a organismos internacionales, el precio del asfalto líquido oscila entre los 400

USD/ton por lo que se perfila como un mercado apetecible en cuanto al beneficio económico que atraería dicho segmento [61] [62].

Para propósito del presente estudio, el costo del *pitch* se determinó por medio de literatura siendo dicho valor de 159 USD/ton [50].

Tabla 28. Precio de los productos obtenidos en el caso 3.A.

	Crudo mejorado <sup>[a]</sup>	Asfaltenos <sup>[a]</sup>	Energía eléctrica <sup>[b]</sup>
<b>Flujo</b>	21167.4	3821.0	531.0
<b>Ingresos (USD/día)</b>	916687.4	108629.7	53.5

<sup>[a]</sup> Bbl/día. <sup>[b]</sup> KW/día

Una vez expuestas las consideraciones tomadas en cuenta para el desarrollo del caso 3.A y manteniendo el precio del crudo mejorado indicado en el caso 3, se presentan en la tabla 29 los valores del análisis costo beneficio obtenidos para el mencionado caso de estudio, manteniendo de igual forma las mismas condiciones tomadas en el caso 3 para dicho análisis.

Al ser comparado con el caso base (caso 3) se observa una disminución en los ingresos, seguido de una disminución de los costos de inversión y operación lo cual es consecuencia de las modificaciones consideradas para dicho caso de estudio, lo cual permite alcanzar un mayor beneficio económico.

Por consiguiente, se concluye que la modificación en la carga al proceso de gasificación y la venta del subproducto obtenido (asfaltenos) fomenta un incremento en el beneficio económico del esquema de mejoramiento de crudos pesados evaluado, aumentando la factibilidad económica del caso de estudio 3.A.

Tabla 29. Estudio de costo beneficio para el caso 3A.

Ingresos (USD/bbl)	Costos de inversión (USD/bbl)	Costos de operación (USD/bbl)	Beneficio (USD/bbl)
41.01	0.96	37.15	2.91

- **Caso 3.B. Mezcla con el producto hidrotratado PDAO-34H y suministro externo de hidrógeno**

Para este caso de estudio igualmente se mantienen las mismas condiciones para el proceso de hidrotratamiento presentado en el caso 3 empleando la misma base de cálculo para la alimentación de 25 000 Bbl/día de crudo pesado, con la diferencia de que los asfaltenos obtenidos en el proceso de desasfaltado no se gasifican, además que el hidrógeno se suministra por medio de una fuente externa.

La variación del esquema de mejoramiento 3.B se basa en la eliminación del proceso de gasificación, manteniendo el rendimiento del crudo mejorado con las fracciones

volumétricas, así como el tamaño del reactor, la cantidad de catalizador y el tiempo de desactivación obtenidos para el caso 3.

En la tabla 30 se indican los costos de inversión de los procesos empleados en el mejoramiento del crudo pesado en conjunto con el consumo de servicios requeridos por dichas unidades con sus respectivos costos.

Para el presente caso de estudio, se observa la supresión de costos tanto de inversión como de servicios para el proceso de gasificación lo cual generará una disminución en los costos de inversión totales del esquema de mejoramiento de crudos pesados estudiado en el presente caso.

Tabla 30. Costos de inversión y servicios para el caso 3.B.

	Desasfaltado	Hidrotratamiento	Gasificación	Tratamiento de aguas amargas	Endulzamiento con aminas
<b>Capacidad (Bbl/día)</b>	18927.7	14806	0.00	2000	14683.2
		<b>Servicios</b>			
<b>Energía eléctrica (KW/día)</b>	37855.4	90612.6	0.00	0.0	6043.6
<b>Combustible (Btu/día)</b>	1798131.9	817289691.2	NA	NA	NA
<b>Agua de enfriamiento (gal/día)</b>	NA	NA	0.00	604800	3576830.8
<b>Vapor Alta presión (lb/día)</b>	NA	26650.8	NA	NA	NA
<b>Vapor baja presión (lb/día)</b>	227132.5	158127.8	0.00	126000	740033.9
<b>Costo de inversión (MMUSD)</b>	45.1	73.8	0.00	1.9	10.5
		<b>Costo de servicios</b>			
<b>Energía eléctrica (USD/día)</b>	3812.0	9124.7	0.00	422.9	608.6
<b>Combustible (USD/día)</b>	10.1	4593.4	NA	NA	NA
<b>Agua de enfriamiento (USD/día)</b>	NA	NA	0.00	4052.2	23964.8
<b>Vapor Alta presión (USD/día)</b>	NA	80	NA	NA	NA
<b>Vapor baja presión (USD/día)</b>	681.4	474.4	0.00	378	2220.1

Por otra parte, se muestran en la tabla 31 los precios de los productos obtenidos para este caso de estudio. En donde se maneja el crudo mejorado como producto principal en conjunto con los asfaltenos como subproducto del proceso de desasfaltado. Además, se toman en cuenta las mismas consideraciones presentadas en el caso 3 referente al precio del crudo mejorado, así como para el caso 3.A en cuanto a la oportunidad de venta del *pitch* junto al precio del mismo.

Tabla 31. Precio de los productos obtenidos en el caso 3.B.

	Crudo mejorado	Asfaltenos
<b>Flujo (Bbl/día)</b>	21167.4	4121.7
<b>Ingresos (USD/día)</b>	916687.4	116978.0

En la tabla 32 se presentan los valores del análisis costo beneficio obtenidos para el presente caso de estudio, manteniendo las mismas condiciones tomadas en el caso 3 para dicho análisis.

Se observa una disminución en los ingresos respecto al caso 3 debido a la mayor rentabilidad que genera la venta del hidrógeno, asimismo, dicho valor de ingresos se incrementa al ser comparado con el caso 3.A ya que el volumen de asfaltenos vendidos es mayor. De la misma manera, el caso 3.B denota una disminución de los costos de inversión y operación comparado con los casos 3 y 3.A, motivado a la eliminación del proceso de gasificación de asfaltenos.

En vista de que el mejor beneficio económico se obtiene para el caso 3.B, se concluye que la eliminación del proceso de gasificación y la venta del subproducto obtenido (asfaltenos) genera el mejor desempeño del beneficio económico en el esquema de mejoramiento de crudos pesados evaluado.

Tabla 32. Estudio de costo beneficio para el caso 3.B.

<b>Ingresos (USD/bbl)</b>	<b>Costos de inversión (USD/bbl)</b>	<b>Costos de operación (USD/bbl)</b>	<b>Beneficio (USD/bbl)</b>
41.35	0.73	36.98	3.64

## Conclusiones

Con base en los resultados experimentales y en el estudio técnico-económico, se concluye lo siguiente:

- Se obtuvo el aceite desasfaltado mediante el proceso de desasfaltado del crudo pesado observando un rendimiento de 75% peso de aceite desasfaltado, el cual incrementó 4.91 °API y redujo la viscosidad de 13009 a 272 cSt respecto al crudo pesado.
- Se establecieron las condiciones de operación a baja severidad para hidrotratar el aceite desasfaltado con la finalidad de reducir los costos de inversión y operación, siendo las condiciones de operación más favorables: 360 °C, 60 kgf/cm<sup>2</sup> y 4 h de tiempo de reacción, junto al empleo del catalizador CAT-3 cuya formulación es más apropiada para el procesamiento de cargas con bajo contenido metálico y moléculas no asfálticas.
- Se determinó el grado de mejoramiento de los productos obtenidos lo cual permitió definir el esquema de mejoramiento y su factibilidad técnica respectiva.
- Las proporciones de mezclado del aceite desasfaltado hidrotratado y el crudo pesado fueron definidas empleando la regla de mezclado de Chevron, obteniendo en el mejor caso un 71 %vol de aceite desasfaltado junto a 29 %vol de crudo pesado, logrando cumplir con las propiedades para su transporte.
- Durante el hidrotratamiento del DAO se determinó que la fracción de residuo de vacío se convierte en destilados medios (turbosina, querosina y gasóleo atmosférico) debido a las reacciones propiciadas por el catalizador empleado en conjunto a las condiciones de operación de baja severidad.
- Se realizó un estudio de factibilidad económica del proceso tomando en cuenta el sistema combinado de desasfaltado e hidrotratamiento, donde el caso más favorable presentó un beneficio de 3.64 USD/Bbl, con el cual se demuestra que el desasfaltado previo al hidrotratamiento catalítico es un esquema factible para su aplicación industrial.
- Mediante el estudio económico se determinó que al eliminar el proceso de gasificación de los asfaltenos obtenidos y suministrar hidrógeno por medio de una fuente externa permite aumentar la rentabilidad del esquema de mejoramiento.

## Referencias

- [1] J. Ancheyta, Modeling of Processes and Reactors for Upgrading of Heavy Petroleum, CRC Press Taylor & Francis Group., Boca Raton, 2013.
- [2] J. Ancheyta, Modeling and Simulation of Catalytic Reactors for Petroleum Refining, John Wiley & Sons Inc., New Jersey, 2011.
- [3] L. Castañeda, J. Muñoz y J. Ancheyta, Elsevier Fuel, (2012) 110-127.
- [4] D. Bnerjee, Oil Sands, Heavy Oil and Bitumen from Recovery to Refinery, Penn Well., Tulsa, 2012.
- [4] Shell Global Solutions, ABB Lummus Group, Russian Refining Technology Conference 2001, Moscú, 2001.
- [5] M.F.T. Alsahhaf , A. Elkilani, Fundamentals of Petroleum Refining, Elsevier., Khaldeya, 2010.
- [6] R. Meyers, Handbook of Petroleum Refining Process, 3ra ed., McGraw Hill., New Jersey, 2004.
- [7] J. Ancheyta, J. Speight, Hydroprocessing of Heavy Oil and Residua, CRC Press Taylor&Francis Group., Boca Raton, 2007.
- [8] M. Gray, Upgrading oil sands bitumen and heavy oils, The University of Alberta Press., Edmonton, 2015.
- [9] Z.I. Onsan, A.K. Avci, Multiphase Catalytic Reactors. Theory, design, manufacturing and applications, Wiley., Istanbul, 2015.
- [10] Z. I. Onsan y A. K. Avci, Multiphase catalytic reactors. Therory, design, manufacturing and applications, Wiley, Istanbul, 2015.

- [11] P. Hydrocarbon, [www.hydrocarbonprocessing.com](http://www.hydrocarbonprocessing.com), Hydrocarbon Processing, 2008.
- [12] Honeywell, <http://www.uop.com/processing-solutions/refining/residue-upgrading/#solvent-deasphalting>,» Honeywell International Inc, 2016.
- [13] Parr Instrument Company , <http://www.parrinst.com/es/products/stirred-reactors/hp-ht-reactors-series-4570/>, Parr Instrument Company , 2016.
- [14] H. instruments, [http://hamiltoninstrument.com/index.php?route=product/product&product\\_id=120](http://hamiltoninstrument.com/index.php?route=product/product&product_id=120), Hamilton instruments.
- [15] G. Centeno, F. Trejo, J. Ancheyta, A. Carlos, Sociedad Química de México, 48 (2004). 179-188.
- [16] Y. Villasana, Y. Escalante, J. Rodríguez, F. Nuñez, S. Ramírez, M. Luis, E. Cañizales, J. Ancheyta, J. Brito, Catalysis Today, 8651 (2014) 318-326.
- [17] G. Marroquín, J. Ancheyta, Catalysis Today, 98 (2004) 75-81.
- [18] A. Barbosa, A. Vega, E. Amador, Avances en Ciencias e Ingeniería, 3 (2014) 37-60.
- [19] L. Díaz, M. Cortez, R. . Zárate, Petroleum Science and Technology, 24 (2006) 485–506.
- [20] R. Galiasso, C. Badras, W. García, Revista Técnica INTEVEP, 175 (1985) 175-188.
- [21] V. Sámano, F. Guerrero, J. Ancheyta, F. Trejo, J. Díaz, Catalysis Today, 150 (2010) 264–271.
- [22] G. Marroquín, J. Ancheyta, C. Esteban, Catalysis Today , 104 (2005) 70-75.
- [23] American Society for Testing and Materials, ASTM D-70. Standard Test Method for Density of Semi-Solid Bituminous Materials (Pycnometer Method), Annual Book of ASTM Standards., West Conshohocken, 2003.

[24] American Society for Testing and Materials, ASTM D-5863. Standard Test Methods for Determination of Nickel, Vanadium, Iron, and Sodium in Crude Oils and Residual Fuels by Flame Atomic Absorption Spectrometry, Annual Book of ASTM Standards., West Conshohocken, 2000.

[25] American Society for Testing and Materials, ASTM D-4294. Standard Test Method for Sulfur in Petroleum and Petroleum Products by Energy-Dispersive X-ray Fluorescence Spectrometry, Annual Book of ASTM Standards., West Conshohocken, 2003.

[26] American Society for Testing Materials, ASTM D-2007. Standard Test Method for Characteristic Groups in Rubber Extender and Processing Oils and Other Petroleum-Derived Oils by the Clay-Gel Absorption Chromatographic Method., Annual Book of ASTM Standards., West Conshohocken, 1998.

[27] American Society for Testing Materials, ASTM D-5291. Standard Test Methods for Instrumental Determination of Carbon, Hydrogen, and Nitrogen in Petroleum Products and Lubricants., Annual Book of ASTM Standards., West Conshohocken, 2002.

[28] American Society for Testing Materials, ASTM D-482-07. Standard Test Method for Ash from Petroleum Products., Annual Book of ASTM Standards., West Conshohocken, 2007.

[29] American Society for Testing Materials, ASTM D-1552. Standard Test Method for Sulfur in Petroleum Products (High-Temperature Method), Annual Book of ASTM Standards., West Conshohocken, 2003.

[30] J. Speight, The Chemistry and Technology of Petroleum, CRC Press Taylor & Francis Group., Boca Raton, 2007.

[31] J. Bartholdy, S. Ivar Andersen, Energy & Fuels 14 (2000) 52-55.

[32] G. Marroquín, Formación de sedimentos durante el hidrotratamiento catalítico de crudos pesados, Instituto Politécnico Nacional. Centro de Investigación en Ciencia Aplicada y Tecnología Avanzada., Ciudad de México, 2007.

- [33] J. Ancheyta, *Modeling of Processes and Reactors for Upgrading of Heavy Petroleum*, CRC Press Taylor & Francis Group., Boca Raton, 2013.
- [34] Y.-C. Choi, J.-G. Lee, S.-J. Yoon y M.-H. Park, *Korean J. Chem. Eng.*, 24 (2007) 60-66.
- [35] E. Furimsky, *Oil & Gas Science and Technology*, 54 (1999) 597-618.
- [36] H. Ghassemi, S. Milad Mostafavi, R. Shahsavan-Markadeh, *Journal of Energy Engineering*, 142 (2016) 521-528.
- [37] K. Kohli, R. Prajapati, S. Maity, M. Sau, M. Garg, *Fuel*, 175 (2016) 264-273.
- [38] J. Speight, *The desulfurization of heavy oil and residua*, Marcel Dekker Inc., New York, 1999.
- [39] L. Castañeda, J. Muñoz y J. Ancheyta, *Fuel*, 90 (2011) 3593–3601.
- [40] C. Takeuchi, Y. Fukui, M. Nakamura y Y. Shioto, *American Chemical Society*, 22 (1983) 236-242.
- [41] I. Gawel, D. Bociarska, P. Biskupski, *Applied Catalysis*, vol. 295, p. 89–94, 2005.
- [42] J. Ancheyta, M. Singh Rana, F. Trejo, *Asphaltenes Chemical Transformation During Hydroprocessing of Heavy Oils*, CRC Press Taylor & Francis Group., Boca Raton, 2009.
- [43] J. Ancheyta, S. Sánchez, M. Rodríguez, *Catalysis Today*, 109 (2005) 76-92.
- [44] G. Centeno, G. Sánchez, J. Ancheyta, J. Muñoz, N. Cardona, *Fuel*, 90 (2011) 3561-3570.
- [45] S. Walas, *Chemical process equipment selection and design*, Butterworth-Heinemann series in chemical engineering., Newton, 1990.
- [46] *Hydrocarbon Processing 2011 Refining Processes Handbook*, pp. 125-200, 2011.

- [47] Oil and Gas Journal, <http://www.ogj.com/articles/print/volume-114/issue-7/processing/nelson-farrar-cost-indexes.html>., PennWell Corporation, 2017.
- [48] M. Ray, D. Johnston, Chemical engineering design project. A case study approach., Gordon and Breach science publishers., New York, 1989.
- [49] S. El-Temtamy, T. Gendy, Egyptian Journal of Petroleum , 23 (2014) 397–407.
- [50] US Department of Energy, [https://www.eia.gov/electricity/monthly/epm\\_table\\_grapher.cfm?t=epmt\\_5\\_6\\_](https://www.eia.gov/electricity/monthly/epm_table_grapher.cfm?t=epmt_5_6_).
- [51] U.S. Department of Energy, Industrial Technologies Program Energy Efficiency and Renewable Energy , Washington, DC, 2003.
- [52] Ohio Environmental Protection Center, [http://epa.ohio.gov/Portals/43/rate%20reports/Ohio\\_EPA\\_2014\\_Sewer\\_and\\_Water\\_Rate\\_Survey.pdf](http://epa.ohio.gov/Portals/43/rate%20reports/Ohio_EPA_2014_Sewer_and_Water_Rate_Survey.pdf). Ohio Environmental Protection Center, 2017.
- [51] P. Nikolaidis, A. Poullikkas, Renewable and Sustainable Energy Reviews, 67 (2017) 597–611.
- [52] R. Moliner, M. Lázaro, I. Suelves, International Journal of hydrogen energy, 41(2016) 19500–19508.
- [53] V. Hidalgo, Evaluación de metodologías para el cálculo de precios de petróleo crudo, Instituto Politécnico Nacional. Escuela Superior de Ingeniería y Arquitectura. Unidad Ticomán. Ciencias de la Tierra. Sección de estudios de Posgrado e investigación., Ciudad de México, 2012.
- [54] US Department of Energy, [https://www.eia.gov/dnav/pet/pet\\_pri\\_dfp2\\_k\\_m.htm](https://www.eia.gov/dnav/pet/pet_pri_dfp2_k_m.htm). US Energy Information Administration, 2017.

- [55] US Department of Energy, <https://www.eia.gov/dnav/pet/hist/LeafHandler.ashx?n=PET&s=I61339000004&f=M>. US Energy Information Administration, 2017.
- [56] A. Azhdari, H. Ghadamian, A. Ataei, C. Yoo, *Journal of Applied Sciences*, 9 (2009) 3813-3820.
- [57] CEMEX, S.A., *Notas a los Estados Financieros Consolidados*, Ciudad de México, 2015.
- [58] Massachusetts Department of Transportation Highway Division, <http://www.massdot.state.ma.us/highway/DoingBusinessWithUs/Construction/PriceAdjustments.aspx>., Commonwealth of Massachusetts, 2017.
- [59] The Maryland Asphalt Association, Inc., <http://mdasphalt.org/asphalt-index/>., Maryland Asphalt Association, 2017.
- [60] H. Lee, *Heterogeneous Reactor Design*, Butterworth Publishers., Stoneham, 1985.
- [61] KBR, «<http://www.digitalrefining.com/data/literature/file/66349802.pdf>,» KBR technology, 2013.
- [62] ITP Gruop Brno, <http://www.itpbrno.eu/album/reference/naftanvf1-jpg/>, 2012.
- [63] Hydrocarbon Processing, <http://www.hydrocarbonprocessing.com/blog/2012/11/hpinside-the-global-hpis-top-november-headlines-from-1922-through-2012>, Hydrocarbon Processing, 2012.
- [64] E. Pérez, G. Prado, A. Rojas, M. Correa, *Ingeniería Petrolera*, 53 (2013) 298-315.
- [65] RIGZONE Empowering People in Oil and Gas, «[http://www.rigzone.com/news/image\\_detail.asp?img\\_id=6647](http://www.rigzone.com/news/image_detail.asp?img_id=6647),» RIGZONE , 1999.

[66] U.S. Department of Energy Energy Efficiency and Renewable Energy.,  
[https://www.energy.gov/sites/prod/files/2014/05/f15/tech\\_brief\\_true\\_cost.pdf](https://www.energy.gov/sites/prod/files/2014/05/f15/tech_brief_true_cost.pdf), U.S.  
Department of Energy Energy Efficiency and Renewable Energy, 2003.

## Anexo I. Modelo de gasificación

Considerando el complejo sistema de reacciones que se llevan a cabo dentro del gasificador, para que el modelo de equilibrio sea capaz de estimar correctamente los rendimientos de producción de los compuestos que conforman el gas de síntesis, se seleccionan las reacciones más representativas del proceso. Por ende, resulta adecuado concentrar toda la atención en las secciones de oxidación y de reducción del gasificador. Debido a que en la sección de oxidación se consume completamente el oxígeno alimentado al mismo tiempo que el carbono del residuo de vacío se oxida y pasa a la fase gas, esta etapa resulta realmente crítica para el proceso y es en ella donde se define la conversión del carbono hacia la fase gas. Por lo tanto, de las reacciones mostradas, solamente las R.1, R.4, R.5 y R.6 son las que representan el equilibrio de la etapa de oxidación del carbono hacia la formación de los compuestos de gas de síntesis. Los principales compuestos producidos en la etapa de oxidación alcanzan el equilibrio en la sección de reducción por las reacciones R.7 y R.8. [34]

Reacciones de oxidación:



Reacción de metanación:



Reacción de desplazamiento de agua a gas:



Reacción de Boudouard:



Reacción de desplazamiento de CO:

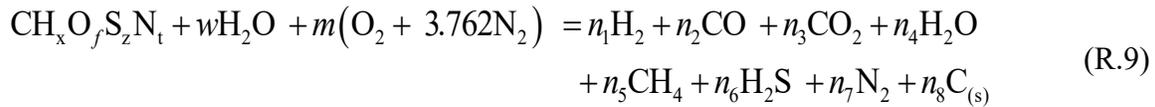


Reacción de reformación del vapor y metano:



Con el fin de englobar el complejo sistema reaccionante de gasificación, se propuso una reacción general (R.9) para representar el proceso completo. El residuo de vacío (RV) seco

reacciona con agua (que ingresa al sistema como humedad en la carga más una corriente de alimentación de agua) y oxígeno (puro o aire) y se obtienen los principales compuestos que conforman el gas de síntesis más carbono sólido remanente (cuando la conversión del carbono en la carga es menor al 100%). Los compuestos gaseosos traza no son tomados en cuenta para así mantener la sencillez del modelo y puesto que su cómputo no representa mayor ventaja. Si O<sub>2</sub> refinado es alimentado como fuente de oxígeno, entonces el N<sub>2</sub> correspondiente a la alimentación de aire puede ser despreciado del lado de los reactivos en la reacción R.9. La fórmula condensada del residuo de vacío se obtiene de su composición elemental en base seca y libre de cenizas, y se establece en base a un mol de carbono.



Realizando un balance atómico en R.9, se obtienen las ecuaciones 1 a 6 donde  $n_1$  a  $n_8$  son los coeficientes estequiométricos (en moles) de los productos de gasificación:

Balance de carbono:

$$1 = n_2 + n_3 + n_5 + n_8 \quad (1)$$

Balance de hidrógeno:

$$\frac{x}{2} + w = n_1 + n_4 + 2n_5 + n_6 \quad (2)$$

Balance de oxígeno:

$$f + w + 2m = n_2 + 2n_3 + n_4 \quad (3)$$

Balance de azufre:

$$z = n_6 \quad (4)$$

Balance de nitrógeno:

$$n_7 = \frac{t}{2} + 3.762m \quad (5)$$

Balance total de moles en la fase gas:

$$n_T = n_1 + n_2 + n_3 + n_4 + n_5 + n_6 + n_7 \quad (6)$$

En otro orden de ideas, se define conversión como la fracción de carbono convertida hacia la fase gas:

$$\eta = \frac{\text{Carbono que pasó a la fase gas}}{\text{Carbono que ingresó como combustible}} = 1 - n_8 \quad (7)$$

Reescribiendo las ecuaciones 1 a 6 en función de las fracciones molares de la fase gas y de la eficiencia de conversión de carbono, se obtienen las ecuaciones 8 a 13:

$$\eta = n_T(y_2 + y_3 + y_5) \quad (8)$$

$$\frac{x}{2} + w - z = n_T(y_1 + y_4 + 2y_5) \quad (9)$$

$$f + w + 2m = n_T(y_2 + 2y_3 + y_4) \quad (10)$$

$$z = n_T y_6 \quad (11)$$

$$\frac{t}{2} + 3.762m = n_T y_7 \quad (12)$$

$$y_1 + y_2 + y_3 + y_4 + y_5 + y_6 + y_7 = 1 \quad (13)$$

Donde:

$$y_i = \frac{n_i}{n_T} \quad (14)$$

Así mismo, se define la relación agua-residuo de vacío ( $R_{AGUA}$ ) por la ecuación 15:

$$R_{AGUA} = \left( \frac{\text{kg de } H_2O \text{ fresca alimentada a gasificador}}{\text{kg de residuo de vacío alimentado}} \right) \quad (15)$$

Considerando que “w” es el número de moles de agua presentes en la reacción de gasificación por mol de materia combustible, y que “ $R_{AGUA}$ ” es un parámetro de operación del gasificador, se tiene que:

$$w = \left( \frac{\%_{\text{humedad en RV}} + 100R_{AGUA}}{PM_{H_2O}} \right) \left( \frac{\overline{PM}_{RV}}{\%_{\text{materia combustible}}} \right) \quad (16)$$

Donde:

$\overline{PM}_{RV}$  = Peso molecular del residuo de vacío base seca y libre de cenizas (materia combustible).

$PM_{H_2O}$  = Peso molecular del agua.

$\%_{\text{materia combustible}}$  = % de carbón fijo + % de materia volátil en el residuo de vacío. Se obtiene del análisis proximal.

Por otro parte, para el caso en el que se alimenta oxígeno puro como fuente oxidante, la relación oxígeno-residuo de vacío ( $R_{O-C}$ ) se define como:

$$R_{O-C} = \left( \frac{\text{kg de } O_2 \text{ alimento a gasificador}}{\text{kg de residuo de vacío alimentado}} \right) \quad (17)$$

Conociendo “ $R_{O-C}$ ”, el cual también es un parámetro de operación, por la ecuación 18 es posible calcular el número de moles de  $O_2$  alimentados a la reacción por mol de materia combustible:

$$m = \left( \frac{R_{O-C} \cdot \overline{PM}_{RV}}{PM_{O_2}} \right) \left( \frac{100}{\%_{\text{materia combustible}}} \right) \quad (18)$$

Donde:

$\overline{PM}_{O_2}$  = Peso molecular del oxígeno.

Si en lugar de oxígeno puro se alimenta aire como fuente oxidante, se define la relación aire-residuo de vacío ( $R_{AIRE-C}$ ) como:

$$R_{AIRE-C} = \left( \frac{\text{kg de aire alimento a gasificador}}{\text{kg de residuo de vacío alimentado}} \right) \quad (19)$$

En ese caso, el coeficiente estequiométrico “ $m$ ” en la reacción R.9 corresponde al número de moles de aire alimentados por mol de materia combustible, y se calcula por la ecuación 20:

$$m = \left( \frac{0.21 R_{AIRE-C} \overline{PM}_{RV}}{\overline{PM}_{AIRE}} \right) \left( \frac{100}{\%_{\text{materia combustible}}} \right) \quad (20)$$

Donde:

$\overline{PM}_{AIRE}$  = Peso molecular del aire.

La constante de equilibrio “ $K$ ” de una reacción “ $j$ ” puede ser calculada a partir del cambio de la energía libre de Gibbs a la temperatura de la reacción (ecuación 21). Así mismo, el cambio de la energía libre de Gibbs es función de los cambios de entalpía y entropía en la reacción (ecuación 22):

$$\ln K_j = -\frac{\Delta G_j}{RT} \quad (21)$$

$$\Delta G_j = \Delta H_j - T \Delta S_j \quad (22)$$

Donde:

$$\Delta H_j = \Delta H_j^o + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C p_j}{R} dT \quad (23)$$

$$\Delta S_j = \Delta S_j^o + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C p_j}{R} \frac{dT}{T} \quad (24)$$

$R$  = Constante de los gases ideales = 8.314; kJ/kmol.K

En las ecuaciones 23 y 24  $\Delta H_j^o$ ,  $\Delta S_j^o$  y  $\Delta C p_j$  son respectivamente la entalpía estándar, entropía estándar y capacidad calorífica de la reacción “ $j$ ”. Sustituyendo las ecuaciones 22, 23 y 24 en la ecuación 21 se obtiene la ecuación 25:

$$\ln K_j = -\frac{\Delta H_j^o}{RT} - \frac{1}{T} \int_{T_0}^T \frac{\Delta C p_j}{R} dT + \frac{\Delta S_j^o}{R} + \int_{T_0}^T \frac{\Delta C p_j}{R} \frac{dT}{T} \quad (25)$$

Reordenando la ecuación 22, se tiene que la entropía estándar de la reacción “ $j$ ” puede ser calculada por la ecuación 26 a la temperatura estándar “ $T_0$ ” = 298.15 K:

$$\Delta S_j^o = \frac{\Delta H_j^o - \Delta G_j^o}{T_0} \quad (26)$$

Sustituyendo la ecuación 26 en la ecuación 25 y reordenando términos se obtiene finalmente la constante de equilibrio “ $K$ ” de la reacción “ $j$ ” como función de la energía estándar de Gibbs, la entalpía estándar de reacción y la temperatura del sistema (ecuación 27):

$$\ln K_j = -\frac{\Delta G_j^o}{RT_0} + \frac{\Delta H_j^o}{R} \left( \frac{1}{T_0} - \frac{1}{T} \right) - \frac{1}{T} \int_{T_0}^T \frac{\Delta C p_j}{R} dT + \int_{T_0}^T \frac{\Delta C p_j}{R} \frac{dT}{T} \quad (27)$$

$\Delta G_j^o$  puede ser calculada a partir de la energía de Gibbs estándar de formación ( $G_{f,i}^o$ ) y  $\Delta H_j^o$  mediante la entalpía estándar de formación ( $H_{f,i}^o$ ) de los compuestos que intervienen en la reacción (ecuaciones 28 y 29). Aplicando el mismo concepto anterior, es posible obtener los coeficientes para el cálculo de la capacidad calorífica de la reacción “j” ( $\Delta C p_j$ ) (ec. 30 a 34). Las constantes para el cálculo de capacidad calorífica y los datos termodinámicos necesarios para la solución de estas ecuaciones se presentan en la tabla 33.

Tabla 33. Constantes para el cálculo de la capacidad calorífica.

Compuesto	Fase	MW	A	B	C	D	$H_f^*$ (25°C) kJ/kmol	$G_f^*$ (25°C) kJ/kmol	$S_f^*$ (25°C) kJ/kmol.K
H <sub>2</sub> O	$l^{(a)(b)}$	34.080	66.581	2.2762E-02	-2.3946E-06	2.0325E+05	-286020	-237400	70.13
	$g^{(b)}$	34.080	28.166	1.4667E-02	-1.5433E-06	1.0023E+05	-241980	-228760	188.85
O <sub>2</sub>	$g^{(b)}$	31.999	31.119	3.1088E-04	-3.3884E-08	-1.6342E+05	0	0	205.17
N <sub>2</sub>	$g^{(b)}$	28.013	27.883	2.9838E-03	-3.1384E-07	3.8452E-06	0	0	191.62
H <sub>2</sub>	$g^{(b)}$	2.0160	25.310	8.2575E-03	-8.6850E-07	1.0601E+05	0	0	130.61
CO	$g^{(b)}$	28.010	28.448	2.3633E-03	-2.4877E-07	4.2919E+03	-110600	-137240	197.68
CO <sub>2</sub>	$g^{(b)}$	44.010	36.299	2.0352E-02	-2.1455E-06	-4.4910E+05	-393780	-394640	213.82
CH <sub>4</sub>	$g^{(b)}$	16.043	23.607	4.9622E-02	-5.2248E-06	-2.1280E+05	-74860	-50850	186.44
H <sub>2</sub> S	$g^{(b)}$	34.080	29.805	1.5288E-02	-1.6093E-06	-5.5732E+03	-20930	-33830	205.82
SO <sub>2</sub>	$g^{(b)}$	64.063	42.129	1.2388E-02	-1.3078E-06	5.3787E+05	-297100	-300410	248.23
C	$s^{(b)}$	12.011	16.336	6.0972E-03	-6.4762E-07	-8.3634E+05	0	0	5.74
S <sub>2</sub>	$g^{(b)}$	128.12	35.899	0.0012552	-3.30536E-08	0.0000E+00	129787.68	81002.24	---
NO	$g^{(b)}$	30.006	27.599	0.0064315	-6.7677E-07	3.2370E+04	90310	86640.00	210.72
COS	$g^{(b)}$	60.070	23.570	7.9840E-02	-7.0170E-05	2.4530E-08	-138500	-165800.00	---
HCN	$g^{(c)}$	27.026	31.096	2.4898E-02	-2.6225E-06	-2.2130E+05	134820	124350	201.85
NH <sub>3</sub>	$g^{(b)}$	17.030	30.519	2.4586E-02	-2.5893E-06	-1.8315E+05	-46220	-16720	192.76
N <sub>2</sub> O	$g^{(b)}$	44.013	37.741	1.9836E-02	-2.0910E-06	-4.2985E+05	82060	104180	220.02

(a) Para el agua líquida la correlación para estimar C p es válida en el intervalo de temperaturas entre 298 and 500 K. Para el resto de los compuestos, la correlación para estimar Cp es válida en el intervalo de temperaturas entre 298 y 1500 K.

(b)  $C_p = A + BT + CT^2 + D/T^2$  (kJ/kmol.K). Válida para todos los compuestos excepto HCN.

(c) Para HCN:  $C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$  (kJ/kmol.K).

$$\Delta G_j^o = \sum_i \nu_{i,j} G_{f,i}^o \quad (28)$$

$$\Delta H_j^o = \sum_i \nu_{i,j} H_{f,i}^o \quad (29)$$

$$\Delta C p_j = \Delta A_j + \Delta B_j T + \Delta C_j T^2 + \frac{\Delta D_j}{T^2} \quad (30)$$

$$\Delta A_j = \sum_i \nu_{i,j} A_i \quad (31)$$

$$\Delta B_j = \sum_i v_{i,j} B_i \quad (32)$$

$$\Delta C_j = \sum_i v_{i,j} C_i \quad (33)$$

$$\Delta D_j = \sum_i v_{i,j} D_i \quad (34)$$

Donde:

$v_{i,j}$  = Coeficiente estequiométrico del compuesto “i” en la reacción “j” (positivo para productos y negativo para reactivos).

El equilibrio de reacción se define como el producto de las actividades de los compuestos que intervienen en la reacción elevada a sus respectivos coeficientes estequiométrico (ecuación 35):

$$K_j = \prod_i a_i^{v_{i,j}} \quad (35)$$

Donde, para los compuestos en la fase gas:

$$a_i = \phi_i y_i \frac{P}{P_0} \quad (36)$$

$\phi_i$  = Fugacidad.

P = Presión de gasificación en bar.

$P_0$  = Presión de referencia en bar. Comúnmente a 25 °C = 1 bar.

Siguiendo la ecuación 35, para las reacciones R.4 a R.7 se obtienen las ecuaciones de equilibrio 37 a 40:

$$K_1 = \frac{a_{CO}^2}{a_C \cdot a_{CO_2}} \quad (37)$$

$$K_2 = \frac{a_{CO} \cdot a_{H_2}}{a_C \cdot a_{H_2O}} \quad (38)$$

$$K_3 = \frac{a_{CH_4}}{a_C \cdot a_{H_2}^2} \quad (39)$$

$$K_4 = \frac{a_{CO_2} \cdot a_{H_2}}{a_{CO} \cdot a_{H_2O}} \quad (40)$$

Debido a la temperatura extrema alcanzada en gasificación (especialmente para el caso de residuo de vacío con el que es posible llegar a temperaturas mayores a 1200 °C), puede considerarse que los compuestos gaseosos se aproximan a la idealidad. Así mismo, las condiciones de operación severas del gasificador permiten que la fugacidad de los compuestos en fase gas se aproxime a la unidad ( $\phi_i \approx 1$ ). Considerando lo anterior, para el caso de gases ideales, la actividad en la ecuación 36 puede redefinirse por la ecuación 41 como la presión parcial de los compuestos en la mezcla gaseosa:

$$a_i = \bar{P}_i \quad (41)$$

Por otro lado, la actividad del carbono se define por la ecuación 42:

$$a_c = \exp\left(\frac{v_c(P - P_0)}{RT}\right) \quad (42)$$

Donde:

$$v_c = \text{Volumen molar del carbono en m}^3/\text{kmol} = \frac{\overline{PM}_C}{\rho_C}$$

$$\overline{PM}_C = \text{Peso molecular del carbono} = 12.0107$$

$$\rho_C = \text{Densidad del carbono (grafito)} = 2260 \text{ kg/m}^3$$

El cálculo del equilibrio de reacción requiere conocer la temperatura del reactor, sin embargo este parámetro está determinado por la alimentación de oxígeno y la presencia de agua en el sistema. Debido a ello es necesario establecer una temperatura inicial para una primera estimación de la conversión y la composición de los compuestos de salida y a partir de ahí calcular la verdadera temperatura del sistema mediante un balance global de energía.

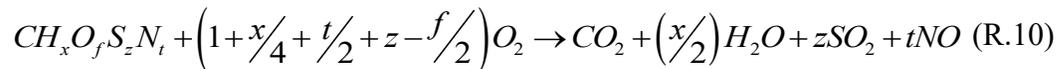
Efectuando el balance de entalpías de la reacción global R.9, y suponiendo que el gasificador opera adiabáticamente, se obtiene la ecuación 43. Se considera que las corrientes de alimentación entran al gasificador a temperatura ambiente. Así mismo, mientras que la entalpía de formación de los compuestos puros como O<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> y H<sub>2</sub> es igual a cero, para los otros compuestos se emplea la entalpía estándar de formación a 25 °C (tabla 33).

$$H_{f,RV} + wH_{f,H_2O(l)}^o = n_1h_{H_2} + n_2h_{CO} + n_3h_{CO_2} + n_4h_{H_2O(g)} + n_5h_{CH_4} + n_6h_{H_2S} + n_7h_{N_2} + n_8h_{C(s)} \quad (\text{Ec. 43})$$

Donde:

$$h_i = H_{f,i}^o + \int_{T_0}^T C_{p_i} dT \quad (\text{Ec. 44})$$

Suponiendo la reacción correspondiente a la combustión completa del residuo de vacío (base seca) con alimentación estequiométrica de oxígeno (R.10), por la ley de Hess es posible calcular la entalpía de formación representativa del residuo de vacío ( $H_{f,RV}$ ) en kJ/kmol por la ecuación 45. La entalpía de combustión corresponde al valor bajo de calentamiento “LHV” (*low heating value*), cuya definición es el calor liberado cuando una unidad de combustible es quemada utilizando alimentación estequiométrica de oxígeno.



$$H_{f,RV} = LHV_{RV} + H_{f,CO_2}^o + \frac{x}{2} H_{f,H_2O(g)}^o + zH_{f,SO_2}^o + tH_{f,NO}^o \quad (45)$$

LHV en kJ/kmol puede ser calculado si se conoce el HHV (*high heating value*), el cual por definición es el calor liberado por la combustión completa y estequiométrica del combustible más el calor liberado por la condensación del agua producida en dicha combustión. Si por la

reacción R.10 se toma la suposición que durante la combustión todo el hidrógeno contenido en el residuo de vacío se convierte en agua, entonces por la ecuación 46:

$$LHV_{RV} = (HHV_{RV} - 9W_H h_{H_2O}^{vap}) \overline{PM}_{RV} \quad (46)$$

Donde:

$HHV$  = kJ/kg

$W_H$  = Fracción peso de hidrógeno en el residuo de vacío (en base seca con cenizas)  
= (kg de H / kg de RV)

$h_{H_2O}^{vap}$  = Calor latente de vaporización del agua a 25°C = 2259.44 kJ/kg

Para el cálculo de “ $HHV$ ” se emplea la ecuación (ecuación 47), donde  $HHV$  es en kJ/kg y los porcentajes son %peso en base seca con cenizas. Dicha correlación tiene un error promedio de  $\pm 1.45\%$  y es válida dentro de los siguientes intervalos:  $0\% \leq \%C \leq 92.25\%$ ,  $0.43\% \leq \%H \leq 25.15\%$ ,  $0\% \leq \%O \leq 50\%$ ,  $5\% \leq \%N \leq 5.6\%$ ,  $0\% \leq \%S \leq 94.08\%$ ,  $0\% \leq \%Ash \leq 71.4\%$ ,  $4.745 \text{ MJ/kg} \leq HHV \leq 55.345 \text{ MJ/kg}$ .

$$HHV_{RV} = \left[ \begin{array}{l} 0.3491(\%C) + 1.1783(\%H) + 0.1005(\%S) \\ - 0.1034(\%O) - 0.0151(\%N) - 0.0211(\%Ceniza) \end{array} \right] \times 1000 \quad (47)$$

El valor calorífico del gas de síntesis producido (base seca), tal y como se muestra en las ecuaciones 48 y 49, puede ser obtenido por la suma de los productos de las fracciones molares en base seca de los compuestos combustibles ( $H_2$ ,  $CO$ ,  $CH_4$ , y  $H_2S$ ) con su correspondiente valor calorífico. En la tabla 34 se presentan los valores caloríficos particulares de los principales compuestos del gas de síntesis. La aportación calorífica del  $H_2S$  es mínima debido a que su concentración en el gas es pequeña.

$$HHV_{GS}^{sec0} = y_{H_2}^{sec0} HHV_{H_2} + y_{CO}^{sec0} HHV_{CO} + y_{CH_4}^{sec0} HHV_{CH_4} + y_{H_2S}^{sec0} HHV_{H_2S} \quad (48)$$

$$LHV_{GS}^{sec0} = y_{H_2}^{sec0} LHV_{H_2} + y_{CO}^{sec0} LHV_{CO} + y_{CH_4}^{sec0} LHV_{CH_4} + y_{H_2S}^{sec0} LHV_{H_2S} \quad (49)$$

Tabla 34. Aportaciones caloríficas en MJ/Nm<sup>3</sup> de los compuestos combustibles en el gas de síntesis.

Compuesto	H <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	H <sub>2</sub> S
HHV (MJ/Nm <sup>3</sup> )	12.759	12.630	39.758	25.219
LHV (MJ/Nm <sup>3</sup> )	10.784	12.628	35.807	23.225

De acuerdo a la primera ley de termodinámica se define la eficiencia del gas frío (*cold gas efficiency*) ( $\eta_{gc}$ ) como la relación entre la energía en el gas de síntesis producido ( $E_{output}$ ) y la energía que entra por la alimentación ( $E_{input}$ ) al gasificador (ecuación 50). Para ello se asume que el gas de síntesis deja el proceso a la temperatura de referencia (25°C) perdiendo la energía correspondiente a su calor sensible.

$$\eta_{gc} = \frac{E_{output}}{E_{input}} \times 100 \quad (50)$$

Donde:

$$E_{input} = LHV_{VR} \quad (51)$$

La energía del gas de síntesis ( $E_{output}$ ) es aquella que se obtiene de la combustión completa de los compuestos combustibles en el gas ( $H_2$ ,  $CO$ ,  $CH_4$  y  $H_2S$ ). Debido a que las reacciones de combustión son exotérmicas,  $E_{output}$  puede definirse por las ecuaciones 52 y 53 donde  $n_1$ ,  $n_2$ ,  $n_5$  y  $n_6$  son coeficientes estequiométricos en la reacción R.9, es decir el número de moles obtenidos por cada mol de residuo de vacío en base seca y libre de cenizas.

$$E_{output} = n_1(-\Delta H_{H_2}^c) + n_1(-\Delta H_{CO}^c) + n_5(-\Delta H_{CH_4}^c) + n_6(-\Delta H_{H_2S}^c) \quad (52)$$

$$E_{output} = n_1(H_{f,H_2}^o - H_{f,H_2O(g)}^o) + n_2(H_{f,CO}^o - H_{f,CO_2}^o) + n_5(H_{f,CH_4}^o - H_{f,CO_2}^o - 2H_{f,H_2O(g)}^o) + n_6(H_{f,H_2S}^o - H_{f,SO_2}^o - H_{f,H_2O(g)}^o) \quad (53)$$

Para la estimación adecuada de la composición del gas de síntesis debe seguirse un método iterativo de cálculo. El balance de materia provee de seis ecuaciones lineales que son útiles tanto en la zona de oxidación como en la zona de reducción. También, por el equilibrio termoquímico se dispone de cuatro ecuaciones no lineales y otra ecuación no lineal extra del balance de energía. Asimismo, deben especificarse como parámetros de operación las alimentaciones de residuo de vacío, agua, y aire u oxígeno según sea el caso, junto con una temperatura inicial.

En la zona de oxidación se tiene un total de nueve incógnitas: las fracciones de los productos en la fase gas ( $y_1$  a  $y_8$ ) y la conversión del carbono ( $\eta_c$ ). Este sistema se resuelve por las ecuaciones 7 a 13 y 37 a 39. Las composiciones calculadas en esta etapa corresponden al gas que ingresa a la zona de reducción, por lo que no se toman en cuenta para los cálculos siguientes. Una vez conociendo el valor de la conversión del carbono es posible estimar la composición del gas de síntesis que sale del gasificador mediante el modelado global del mismo. Para este caso, el número de incógnitas se reduce a ocho y en esta ocasión el modelado global se lleva a cabo resolviendo nuevamente las ecuaciones 7 a 13 ahora junto con las ecuaciones 39 y 40.

Una vez conociendo la conversión del carbono y la composición del gas de síntesis, deben calcularse los moles de cada compuesto producido por cada mol de residuo de vacío ( $n_1$  a  $n_8$ ) y posteriormente resolverse la ecuación 43 correspondiente al balance de entalpías para operación adiabática, en la cual la temperatura es la única incógnita. De esta forma se calcula la nueva temperatura del sistema y con esta se realizan nuevamente todos los cálculos anteriores hasta que la temperatura converja. Finalmente, al conocer la verdadera

composición del gas de síntesis, entonces es posible calcular su valor calorífico y la eficiencia energética de gasificación por las ecuaciones 48 a 50. En la figura 45 se esquematiza el método iterativo descrito.

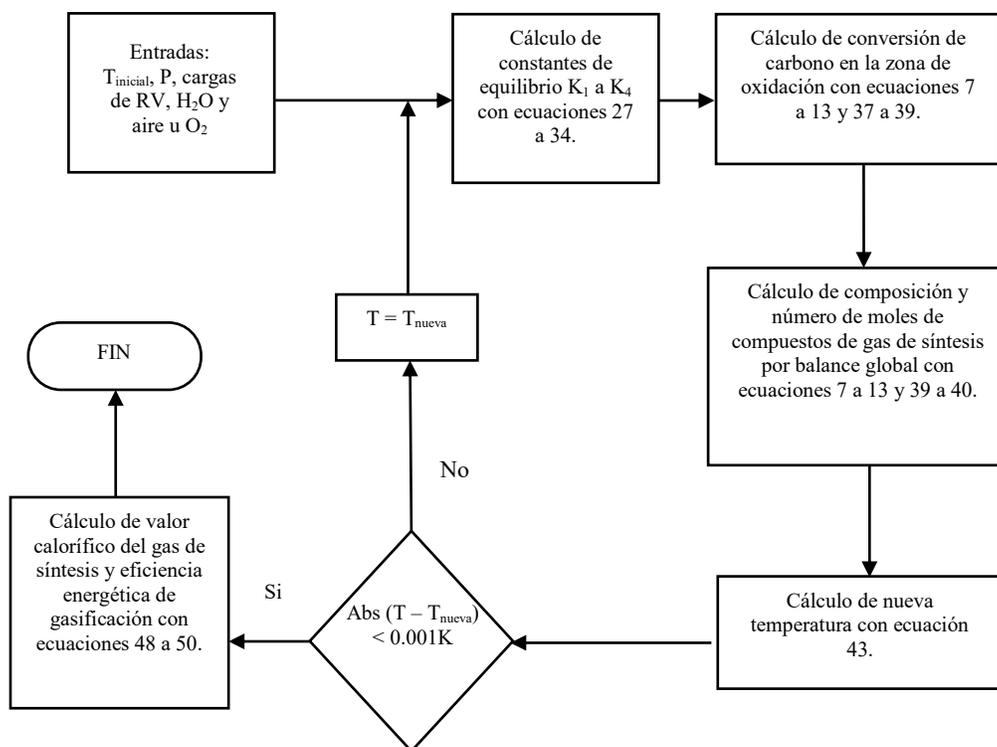


Figura 41. Esquema iterativo de solución del modelo de equilibrio para la estimación del gas de síntesis producido por gasificación.

### Validación del modelo de gasificación

Para validar el modelo empleado en la gasificación del residuo de desasfaltado, se utilizaron datos de residuo de vacío obtenido de la literatura que se muestra en la tabla 35 [35].

Tabla 35. Propiedades del residuo de vacío empleado por Choi, *et al* [39].

Propiedades del residuo					
C (%peso)	H (%peso)	O (%peso)	N (%peso)	S (%peso)	Cenizas (%peso)
81,85	10.03	2.2	0.2	5.72	0.96

Se trabajó a una temperatura de 1200 °C y 1 bar de presión. En cuanto a la relación de alimentación agua/residuo fue 0.4, mientras que la relación O<sub>2</sub>/residuo fue 1.045. Tal como

se indica en la tabla 36, a partir de los datos tomados de Choi *et al* [35] se obtienen resultados aceptables con poca variación en comparación a los datos teóricos. Lo cual demuestra que el modelo de gasificación empleado puede ser aplicado para simular el proceso de gasificación de asfaltenos.

Tabla 36. Resultados obtenidos de la validación del modelo de gasificación.

	<b>Choi <i>et al</i> [35]</b>	<b>Validación</b>
<b>P (bar)</b>	1	1
<b>T (°C)</b>	1200	1200
<b>Fuente de oxígeno</b>	Oxígeno	Oxígeno
<b>R-agua (kg agua/kg RV)</b>	0.4	0.4
<b>R-O<sub>2</sub> (kg O<sub>2</sub>/kg RV)</b>	1.045	1.045
<b>H<sub>2</sub></b>	44.5	44.16
<b>CO</b>	46.5	46.41
<b>CO<sub>2</sub></b>	2.7	3.82
<b>H<sub>2</sub>O</b>	6.2	5.52
<b>CH<sub>4</sub></b>	0.1	0.09

## **Anexo II. Esquema de cálculo para el estudio económico**

- A partir de las viscosidades del crudo pesado y el DAO hidrotratado se determina la viscosidad del crudo mejorado por medio de la regla de mezclado de Chevron (Ec 3.10), de ahí se obtienen las fracciones volumétricas de las corrientes previo al mezclado.
- Se determina el balance de materia del esquema de mejoramiento partiendo de una base de cálculo de 25000 Bbl/día.
- Se considera el consumo de hidrógeno como el valor de reposición para el proceso de hidrotratamiento.
- Se calcula la cantidad de catalizador (Ec 3.11), tamaño del reactor (Ec 3.12, Ec 3.13) y tiempo de desactivación del catalizador por deposición de metales.
- Se determina el precio del crudo alimentado y el crudo mejorado por medio de los métodos de Wang y Hartman.
- Conocidas las capacidades de los procesos se calculan los costos de inversión por la regla de los 6/10 (Ec 3.14) y se corrigen con los índices de Farrar (Ec 3.15).
- Posteriormente se obtienen los costos de los servicios.
- Se anualizan todos los costos de inversión, operación e ingresos y se fija un horizonte de 20 años para el pago de la inversión.
- Por último, se determina el valor del costo beneficio para el caso estudiado.

### Anexo III. Casos de estudio

Se detallarán a continuación el resto de los casos de estudio desarrollados con la finalidad de demostrar la viabilidad económica del esquema de mejoramiento de crudos pesados propuesto.

- **Caso 1. Mezcla con el producto hidrotratado PDAO-33**

En el caso 1 se empleó como base de cálculo la alimentación de 25 000 Bbl/día de crudo pesado.

Las condiciones de hidrotratamiento de este caso de estudio son: 360 °C, 60 kgf/cm<sup>2</sup> y 1 h de reacción (aproximadamente 1 LHSV). Se determinaron las fracciones volumétricas antes del mezclado de las corrientes de crudo pesado junto al producto hidrotratado, siendo dichas fracciones volumétricas 10 %vol del crudo pesado y 90 %vol del producto desasfaltado hidrotratado, logrando una viscosidad cinemática para el crudo mejorado de 250 cSt necesaria para el transporte por oleoductos.

También se presenta en la tabla 37 la fracción volumétrica que se desvía inicialmente hacia el proceso comprendido por las tecnologías de desasfaltado, gasificación e hidrotratamiento; siendo dicho valor de 92 %vol.

El tamaño del reactor para procesar la carga es 17.55 m de altura y 2.93 m de diámetro, igualmente la cantidad de catalizador requerida para dicho caso 1 se requieren 72.65 toneladas, desactivándose por deposición de metales en un período de 782.9 días (26.1 meses).

El crudo mejorado obtenido presenta una gravedad API superior a la necesaria para el transporte por oleoductos además se incrementa en aproximadamente 6°API respecto a la del crudo pesado alimentado.

Tabla 37. Balance de materia y propiedades del crudo mejorado para el Caso 1.

Propiedades	Crudo pesado	Crudo para mezcla	Crudo para el proceso	DAO	Asfaltenos	DAO HDT	Crudo mejorado
Bbl/día	25000	2016.3	22983.7	17694.2	5289.5	17815.2	19831.5
% vol	100	8	92	NA	NA	90	100
°API	11.69	11.69	11.69	16.6	-1.2	17.78	17.14
Azufre (%peso)	5.38	5.38	5.38	4.69	9.1	4.35	4.46
Viscosidad (cSt)	13009	13009	13009	272.1	NA	178.6	250.0
Ni+V (ppm)	468.0	468.0	468.0	144.0	2092.6	134.0	169.1

En la tabla 38 se presentan los costos de inversión de los procesos empleados en el mejoramiento del crudo pesado en conjunto con el consumo de servicios requeridos por

dichas unidades con sus respectivos costos. Denotando un mayor valor para el costo de inversión el proceso de gasificación, ya que triplica el costo el proceso de desasfaltado y además demanda una cantidad considerable de servicios.

Tabla 38. Costos de inversión y servicios para el caso 1.

	<b>Desasfaltado</b>	<b>Hidrotratamiento</b>	<b>Gasificación</b>	<b>Tratamiento de aguas amargas</b>	<b>Endulzamiento con aminas</b>
<b>Capacidad (Bbl/día)</b>	22983.7	17694.2	5289.5	58.3	559.2
	<b>Servicios</b>				
<b>Energía eléctrica (KW/día)</b>	45967.4	108288.7	63473.8	63473.8	7891.7
<b>Combustible (Btu/día)</b>	2183453.3	976721972.7	NA	NA	NA
<b>Agua de enfriamiento (gal/día)</b>	NA	NA	9521064.32	604800.0	4670594.8
<b>Vapor Alta presión (lb/día)</b>	NA	31849.6	NA	NA	NA
<b>Vapor baja presión (lb/día)</b>	275804.6	188974.5	783117.0	126000.0	966330.0
<b>Costo de inversión (MMUSD)</b>	50.7	82.2	150.9	1.9	12.3
	<b>Costo de servicios</b>				
<b>Energía eléctrica (USD/día)</b>	4628.9	10904.7	6391.8	422.9	794.7
<b>Combustible (USD/día)</b>	12.3	5489.4	NA	NA	NA
<b>Agua de enfriamiento (USD/día)</b>	NA	NA	63791.1	4052.2	31293.0
<b>Vapor Alta presión (USD/día)</b>	NA	95.5	NA	NA	NA
<b>Vapor baja presión (USD/día)</b>	827.4	566.9	2349.4	378.0	2899.0

Asimismo, se indica en la tabla 39 el precio del crudo pesado alimentado y el crudo mejorado obtenido con sus respectivas propiedades. Ambos valores fueron obtenidos promediando los precios calculados por la metodología de Wang y Hartman antes presentada [56].

Se puede observar que el precio del crudo mejorado supera al crudo de carga en aproximadamente 9 USD/bbl, lo que representa una relación de 1.6 USD/°API.

Tabla 39. Precio del crudo pesado y del crudo mejorado.

<b>Crudo</b>	<b>°API</b>	<b>S (%peso)</b>	<b>Precio (USD/bbl)</b>
<b>Crudo Pesado alimentado</b>	11.69	5.38	33.77
<b>Crudo mejorado</b>	17.14	4.46	42.67

En la tabla 40 se presentan los precios de los productos obtenidos que en este caso de estudio fueron el crudo mejorado, el hidrógeno generado durante el proceso de gasificación en conjunto con la energía eléctrica también obtenida del proceso de gasificación. Hay que resaltar que la cantidad de energía eléctrica obtenida se estimó a partir del valor de LHV del gas tomando en cuenta las eficiencias reales de los procesos de cogeneración [59].

Tabla 40. Precio de los productos obtenidos en el caso 1.

	<b>Crudo mejorado<sup>[a]</sup></b>	<b>Hidrógeno<sup>[b]</sup></b>	<b>Energía eléctrica<sup>[c]</sup></b>
<b>Flujo</b>	19831.46	37102.14	9171.67
<b>Ingresos (USD/día)</b>	846201.9	175181.45	923.59

<sup>[a]</sup> Bbl/día, <sup>[b]</sup> mpcd, <sup>[c]</sup> KW/día

Una vez presentados los costos de las materias primas, los costos de inversión de los procesos empleados y los costos de los productos junto a los subproductos obtenidos se realizó un análisis de costo beneficio fijando como horizonte 20 años para el pago de la inversión de capital. Asimismo, se anualizaron los ingresos (dados por los productos y subproductos) y los costos de operación (incluyendo la materia prima y servicios).

Presentando en la tabla 41 el estudio de costo beneficio para el caso 1, apreciando que no existe un beneficio económico para el mismo. Por lo tanto, se demuestra que dicho caso de estudio no es viable.

Tabla 41. Resultados del estudio costo beneficio para el caso 1.

<b>Ingresos (USD/bbl)</b>	<b>Costos de inversión (USD/bbl)</b>	<b>Costos de operación (USD/bbl)</b>	<b>Beneficio (USD/bbl)</b>
40.86	1.81	40.57	-1.52

- **Caso 1.A. Mezcla con el producto hidrotratado PDAO-33 y gasificación de una fracción de los asfaltenos**

Para este caso de estudio se mantienen las mismas condiciones del proceso de hidrotratamiento presentado en el caso 1, con la diferencia que una fracción de asfaltenos se separa y no se gasifica (tabla 42). Además, se empleó la misma base de cálculo en la alimentación de 25 000 Bbl/día de crudo pesado.

La variación del esquema de mejoramiento 1.A se presenta en la tabla 42, donde radica la disminución de la carga al proceso de gasificación, manteniendo el rendimiento del crudo mejorado con las fracciones volumétricas, así como el tamaño del reactor, la cantidad de catalizador y el tiempo de desactivación obtenidos para el caso 3.

Tabla 42. Balance de materia y propiedades del crudo mejorado para el caso 1A.

	Crudo pesado	Crudo para mezcla	Crudo para el proceso	DAO	Asfaltenos para gasificación	Asfaltenos sin gasificar	DAO HDT	Crudo mejorado
Bbl/día	25000	2016.3	22983.7	17694.2	71.05	5218.4	17815.2	19831.5
% vol	100	8	92	NA	NA	NA	90	100
°API	11.69	11.69	11.69	16.6	-1.2	-1.2	17.78	17.14
Azufre (%peso)	5.38	5.38	5.38	4.69	9.1	9.1	4.35	4.46
Viscosidad (cSt)	13009	13009	13009	272.1	NA	NA	178.6	250.0
Ni+V (ppm)	468.0	468.0	468.0	144.0	2092.6	2092.6	134.0	169.1

En la tabla 43 se presentan los costos de inversión de los procesos empleados en el mejoramiento del crudo pesado en conjunto con el consumo de servicios requeridos por dichas unidades con sus respectivos costos.

Para este caso de estudio se aprecia una disminución en la carga de asfaltenos destinados al proceso de gasificación, ya que se decidió gasificar solamente la cantidad de asfaltenos que cubran la demanda de hidrógeno requerida por el hidrotreamiento del aceite desasfaltado. Como es de esperarse, al disminuir la capacidad del proceso de gasificación, se disminuyen a su vez los costos de inversión y demanda de servicios comparado con el caso 1.

Tabla 43. Costos de inversión y servicios para el caso 1A.

	Desasfaltado	Hidrotreamiento	Gasificación	Tratamiento de aguas amargas	Endulzamiento con aminas
Capacidad (Bbl/día)	22983.7	17694.2	71.1	58.3	559.2
<b>Servicios</b>					
Energía eléctrica (KW/día)	45967.4	108288.7	852.6	852.6	7891.7
Combustible (Btu/día)	2183453.3	976721972.7	NA	NA	NA
Agua de enfriamiento (gal/día)	NA	NA	127891.50	604800.0	4670594.8
Vapor Alta presión (lb/día)	NA	31849.6	NA	NA	NA
Vapor baja presión (lb/día)	275804.6	188974.5	10872.7	126000.0	966330.0
Costo de inversión (MMUSD)	50.7	82.2	11.4	1.9	12.3
<b>Costo de servicios</b>					
Energía eléctrica (USD/día)	4628.9	10904.7	85.9	422.9	794.7
Combustible (USD/día)	12.3	5489.4	NA	NA	NA
Agua de enfriamiento (USD/día)	NA	NA	856.9	4052.2	31293.0
Vapor Alta presión (USD/día)	NA	95.5	NA	NA	NA
Vapor baja presión (USD/día)	827.4	566.9	32.6	378.0	2899.0

En la tabla 44 se muestran los precios de los productos obtenidos para el presente caso de estudio. Además del crudo mejorado se aprecia una cantidad de asfaltenos que se generan como subproducto en vista de las premisas tomadas en el presente caso evaluado. Dicho asfalteno o *pitch* generado como subproducto del proceso de desasfaltado puede ser vendido como materia prima a empresas de la rama cementera o también en empresas de pavimentos.

Tabla 44. Precio de los productos obtenidos en el caso 1.A.

	Crudo mejorado <sup>[a]</sup>	Asfaltenos <sup>[a]</sup>	Energía eléctrica <sup>[b]</sup>
<b>Flujo</b>	19831.46	5218.43	125.45
<b>Ingresos (USD/día)</b>	846201.9	140073.02	12.63

<sup>[a]</sup> Bbl/día. <sup>[b]</sup> KW/día

Una vez expuestas las consideraciones tomadas en cuenta para el desarrollo del caso 1.A y manteniendo el precio del crudo mejorado indicado en el caso 1, se presentan en la tabla 45 los valores del análisis costo beneficio obtenidos para el mencionado caso de estudio, manteniendo de igual forma las mismas condiciones tomadas en el caso 1 para dicho análisis.

Al ser comparado con el caso base (caso 1) se observa una disminución en los ingresos, seguido de una disminución de los costos de inversión y operación lo cual es consecuencia de las modificaciones consideradas para dicho caso de estudio, lo cual permite alcanzar un mayor beneficio económico.

Por consiguiente, se concluye que la modificación en la carga al proceso de gasificación y la venta del subproducto obtenido (asfaltenos) fomenta un incremento en el beneficio económico del esquema de mejoramiento de crudos pesados evaluado.

Tabla 45. Estudio costo beneficio para el caso 1.A

Ingresos (USD/bbl)	Costos de inversión (USD/bbl)	Costos de operación (USD/bbl)	Beneficio (USD/bbl)
38.20	0.87	35.44	1.89

- **Caso 1.B. Mezcla con el producto hidrotratado PDAO-33 y suministro externo de hidrógeno**

Para este caso de estudio igualmente se mantienen las mismas condiciones para el proceso de hidrotratamiento presentado en el caso 1 empleando la misma base de cálculo para la alimentación de 25 000 Bbl/día de crudo pesado, con la diferencia de que los asfaltenos obtenidos en el proceso de desasfaltado no se gasifican, además que el hidrógeno se suministra por medio de una fuente externa.

La variación del esquema de mejoramiento 1.B se basa en la eliminación del proceso de gasificación, manteniendo el rendimiento del crudo mejorado con las fracciones volumétricas, así como el tamaño del reactor, la cantidad de catalizador y el tiempo de desactivación obtenidos para el caso 1.

En la tabla 46 se indican los costos de inversión de los procesos empleados en el mejoramiento del crudo pesado en conjunto con el consumo de servicios requeridos por dichas unidades con sus respectivos costos.

Para el presente caso de estudio, se observa la supresión de costos tanto de inversión como de servicios para el proceso de gasificación lo cual generará una disminución en los costos de inversión totales del esquema de mejoramiento de crudos pesados estudiado en el presente caso

Tabla 46. Costos de inversión y servicios para el caso 1.B.

	<b>Desasfaltado</b>	<b>Hidrotratamiento</b>	<b>Gasificación</b>	<b>Tratamiento de aguas amargas</b>	<b>Endulzamiento con aminas</b>
<b>Capacidad (Bbl/día)</b>	22983.7	17694.2	0.0	58.3	559.2
	<b>Servicios</b>				
<b>Energía eléctrica (KW/día)</b>	45967.4	108288.7	0.0	0.0	7891.7
<b>Combustible (Btu/día)</b>	2183453.3	976721972.7	NA	NA	NA
<b>Agua de enfriamiento (gal/día)</b>	NA	NA	0.00	604800.0	4670594.8
<b>Vapor Alta presión (lb/día)</b>	NA	31849.6	NA	NA	NA
<b>Vapor baja presión (lb/día)</b>	275804.6	188974.5	0.0	126000.0	966330.0
<b>Costo de inversión (MMUSD)</b>	50.7	82.2	0.0	1.9	12.3
	<b>Costo de servicios</b>				
<b>Energía eléctrica (USD/día)</b>	4628.9	10904.7	0.0	422.9	794.7
<b>Combustible (USD/día)</b>	12.3	5489.4	NA	NA	NA
<b>Agua de enfriamiento (USD/día)</b>	NA	NA	0.0	4052.2	31293.0
<b>Vapor Alta presión (USD/día)</b>	NA	95.5	NA	NA	NA
<b>Vapor baja presión (USD/día)</b>	827.4	566.9	0.0	378.0	2899.0

Por otra parte, se muestran en la tabla 47 los precios de los productos obtenidos para éste caso de estudio. En donde se maneja el crudo mejorado como producto principal en conjunto

con los asfaltenos como subproducto del proceso de desasfaltado. Además, se toman en cuenta las mismas consideraciones presentadas en el caso 1 referente al precio del crudo mejorado, así como para el caso 1.A en cuanto a la oportunidad de venta del *pitch* junto al precio del mismo.

Tabla 47. Precio de los productos obtenidos en el caso 1.B.

	<b>Crudo mejorado</b>	<b>Asfaltenos</b>
<b>Flujo (Bbl/día)</b>	19831.5	5289.5
<b>Ingresos (USD/día)</b>	846201.9	142045.2

En la tabla 48 se presentan los valores del análisis costo beneficio obtenidos para el presente caso de estudio, manteniendo las mismas condiciones tomadas en el caso 1 para dicho análisis.

Se observa una disminución en los ingresos respecto al caso 1 debido a la mayor rentabilidad que genera la venta del hidrógeno, asimismo, dicho valor de ingresos se incrementa al ser comparado con el caso 1.A ya que el volumen de asfaltenos vendidos es mayor. De la misma manera, el caso 1.B denota una disminución de los costos de inversión y operación comparado con los casos 1 y 1.A, motivado a la eliminación del proceso de gasificación de asfaltenos. Concluyendo con una viabilidad económica para dicho caso evaluado.

Tabla 48. Estudio de costo beneficio para el caso 1.B.

<b>Ingresos (USD/bbl)</b>	<b>Costos de inversión (USD/bbl)</b>	<b>Costos de operación (USD/bbl)</b>	<b>Beneficio (USD/bbl)</b>
39.53	0.89	37.71	0.93

- **Caso 2. Mezcla con el producto hidrotratado PDAO-32H**

En el caso 2 se utilizó como base de cálculo la alimentación de 25 000 Bbl/día de crudo pesado.

Las condiciones de hidrotratamiento de caso de estudio son: 360 °C, 60 kgf/cm<sup>2</sup> y 2 h de reacción (aproximadamente 0.5 LHSV). Se determinaron las fracciones volumétricas antes del mezclado de las corrientes de crudo pesado junto al producto hidrotratado, siendo dichas fracciones volumétricas 17 %vol del crudo pesado y 83 %vol del producto desasfaltado hidrotratado, logrando una viscosidad cinemática para el crudo mejorado de 250 cSt necesaria para el transporte por oleoductos.

En la tabla 49 se presenta en dicho esquema la fracción volumétrica que se desvía inicialmente hacia el proceso comprendido por las tecnologías de desasfaltado, gasificación e hidrotratamiento; siendo dicho valor de 79 %vol. Dicho valor es menor comparado con el

caso anterior (caso 1), esto se debe a la mejor calidad del producto obtenido que al ser mezclado con el crudo pesado permite reducir la cantidad de dicho crudo desviada al proceso disminuyendo las capacidades y por ende los costos de inversión y operación.

El tamaño del reactor para procesar la carga es 21.5 m de altura y 3.58 m de diámetro, igualmente la cantidad de catalizador requerida para dicho caso 2 es de 133.42 toneladas, desactivándose por deposición de metales en un período de 1098.6 días (36.6 meses). Dichos valores de tamaño de reactor y cantidad de catalizador son mayores a los obtenidos en el caso 1, la razón principal se debe al incremento en el tiempo de reacción.

El crudo mejorado obtenido presenta una gravedad API superior a la necesaria para el transporte por oleoductos además de incrementar la misma en aproximadamente 6°API respecto a la del crudo pesado alimentado, y ligeramente superior al compararla con el valor obtenido en el caso 1. Sumado a ello, la cantidad de crudo mejorado obtenida es mayor lo cual se debe a la obtención de un aceite desasfaltado hidrotratado de mejor calidad.

Tabla 49. Balance de materia y propiedades del crudo mejorado para el Caso 2.

Propiedades	Crudo pesado	Crudo para mezcla	Crudo para el proceso	DAO	Asfaltenos	DAO HDT	Crudo mejorado
<b>Bbl/día</b>	25000	4273.3	20726.7	16064.8	4661.9	16358.4	20631.7
<b>% vol</b>	100	17	83	NA	NA	79	100
<b>°API</b>	11.69	11.69	11.69	16.6	-1.2	18.79	17.27
<b>Azufre (%peso)</b>	5.38	5.38	5.38	4.69	9.1	4.01	4.30
<b>Viscosidad (cSt)</b>	13009	13009	13009	272.1	NA	119.5	250
<b>Ni+V (ppm)</b>	468	468	468	144	2092.6	129.81	202.26

En la tabla 50 se presentan los costos de inversión de los procesos empleados en el mejoramiento del crudo pesado en conjunto con el consumo de servicios requeridos por dichas unidades con sus respectivos costos. Denotando un mayor valor para el costo de inversión el proceso de gasificación, ya que triplica el costo el proceso de desasfaltado y además demanda una cantidad considerable de servicios. Asimismo, se aprecia una disminución de las capacidades de los procesos al ser comparados con el caso 1, la razón principal se debe a la modificación en el tiempo de reacción en el proceso de hidrotratamiento obteniendo un producto de mejor calidad que al ser mezclado con el crudo pesado permite reducir la cantidad de dicho crudo desviada al proceso disminuyendo las capacidades y por ende los costos de inversión y operación.

Tabla 50. Costos de inversión y servicios para el caso 2.

	Desasfaltado	Hidrotratamiento	Gasificación	Tratamiento de aguas amargas	Endulzamiento con aminas
<b>Capacidad (Bbl/día)</b>	20726.7	16064.8	4661.9	58.3	497.2
		<b>Servicios</b>			
<b>Energía eléctrica (KW/día)</b>	41453.4	98316.3	55943.0	55943.0	7016.6
<b>Combustible (Btu/día)</b>	1969034.4	886774767.8	NA	NA	NA
<b>Agua de enfriamiento (gal/día)</b>	NA	NA	8391451.48	604800.0	4152704.9
<b>Vapor Alta presión (lb/día)</b>	NA	28916.6	NA	NA	NA
<b>Vapor baja presión (lb/día)</b>	248720.1	171571.6	706213.5	126000.0	859180.3
<b>Costo de inversión (MMUSD)</b>	47.7	77.5	139.9	1.9	11.5
		<b>Costo de servicios</b>			
<b>Energía eléctrica (USD/día)</b>	4174.4	294.9	5633.5	422.9	706.6
<b>Combustible (USD/día)</b>	11.1	4983.9	NA	NA	NA
<b>Agua de enfriamiento (USD/día)</b>	NA	NA	56222.7	4052.2	27823.1
<b>Vapor Alta presión (USD/día)</b>	NA	86.7	NA	NA	NA
<b>Vapor baja presión (USD/día)</b>	746.2	514.7	2118.6	378.0	2577.5

Se indica en la tabla 51 el precio del crudo pesado alimentado y el crudo mejorado obtenido con sus respectivas propiedades. Ambos valores fueron obtenidos promediando los precios calculados por la metodología de Wang y Hartman antes presentada [56]. Se puede observar que el precio del crudo mejorado supera al crudo de carga en aproximadamente 9 USD/bbl, lo que representa una relación de 1.6 USD/°API.

Tabla 51. Precios del crudo pesado y crudo mejorado para el caso 2.

Crudo	°API	S (%peso)	Precio (USD/bbl)
<b>Crudo Pesado alimentado</b>	11.69	5.38	33.77
<b>Crudo mejorado</b>	17.27	4.30	42.90

En la tabla 52 se presentan los precios de los productos obtenidos que en este caso de estudio fueron el crudo mejorado, el hidrógeno generado durante el proceso de gasificación en conjunto con la energía eléctrica también obtenida del proceso de gasificación.

Hay que resaltar que la cantidad de energía eléctrica obtenida se estimó a partir del valor de LHV del gas tomando en cuenta las eficiencias reales de los procesos de cogeneración [59].

Tabla 52. Precios de los productos obtenidos para el caso 2.

	Crudo mejorado <sup>[a]</sup>	Hidrógeno <sup>[b]</sup>	Energía eléctrica <sup>[c]</sup>
<b>Flujo</b>	20631.68	33129.00	8185.31
<b>Ingresos (USD/día)</b>	885033.55	156421.87	24.56

<sup>[a]</sup> Bbl/día, <sup>[b]</sup> mpcd, <sup>[c]</sup> KW/día

Una vez presentados los costos de las materias primas, los costos de inversión de los procesos empleados y los costos de los productos junto a los subproductos obtenidos se realizó un análisis de costo beneficio fijando como horizonte 20 años para el pago de la inversión de capital. Asimismo, se anualizaron los ingresos (dados por los productos y subproductos) y los costos de operación (incluyendo la materia prima y servicios).

Presentando en la tabla 53 el estudio de costo beneficio para dicho caso 2, apreciando un beneficio económico para el mismo. Por lo que se demuestra la viabilidad económica para el caso de estudio presente.

Tabla 53. Resultados del estudio costo beneficio para el caso 2.

<b>Ingresos (USD/bbl)</b>	<b>Costos de inversión (USD/bbl)</b>	<b>Costos de operación (USD/bbl)</b>	<b>Beneficio (USD/bbl)</b>
41.66	1.69	39.50	0.47

- **Caso 2A. Mezcla con el producto hidrotratado PDAO-32H y gasificación de una fracción de los asfaltenos**

Para este caso de estudio se mantienen las mismas condiciones del proceso de hidrotratamiento presentado en el caso 2, en contraste difiere por la fracción de asfaltenos separada que no se gasifica.

Además, se empleó la misma base de cálculo en la alimentación de 25 000 Bbl/día de crudo pesado. La variación del esquema de mejoramiento 2.A se presenta en la tabla 54, donde radica la disminución de la carga al proceso de gasificación, manteniendo el rendimiento del crudo mejorado con las fracciones volumétricas, así como el tamaño del reactor, la cantidad de catalizador y el tiempo de desactivación obtenidos para el caso 2.

Tabla 54. Balance de materia y propiedades del crudo mejorado para el caso 2A.

	Crudo pesado	Crudo para mezcla	Crudo para el proceso	DAO	Asfaltenos para gasificación	Asfaltenos sin gasificar	DAO HDT	Crudo mejorado
<b>Bbl/día</b>	25000	4273.3	20726.7	16064.8	108.9	4552.9	16358.4	20631.7
<b>% vol</b>	100	17	83	NA	NA	NA	79	100
<b>°API</b>	11.69	11.69	11.69	16.6	-1.2	-1.2	18.79	17.27
<b>Azufre (%peso)</b>	5.38	5.38	5.38	4.69	9.1	9.1	4.01	4.30
<b>Viscosidad (cSt)</b>	13009	13009	13009	272.1	NA	NA	119.5	250
<b>Ni+V (ppm)</b>	468	468	468	144	2092.6	2092.6	129.81	202.26

En la tabla 55 se presentan los costos de inversión de los procesos empleados en el mejoramiento del crudo pesado en conjunto con el consumo de servicios requeridos por dichas unidades con sus respectivos costos.

Para este caso de estudio se aprecia una disminución en la carga de asfaltenos destinados al proceso de gasificación, ya que se decidió gasificar solamente la cantidad de asfaltenos que cubran la demanda de hidrógeno requerida por el hidrotreamiento del aceite desasfaltado.

Como es de esperarse, al disminuir la capacidad del proceso de gasificación, se disminuyen a su vez los costos de inversión y demanda de servicios comparado con el caso 2.

Tabla 55. Costos de inversión y servicios para el caso 2.A.

	Desasfaltado	Hidrotreamiento	Gasificación	Tratamiento de aguas amargas	Endulzamiento con aminas
<b>Capacidad (Bbl/día)</b>	20726.7	16064.8	109.0	58.3	497.2
	<b>Servicios</b>				
<b>Energía eléctrica (KW/día)</b>	41453.4	98316.3	1307.8	1307.8	7016.6
<b>Combustible (Btu/día)</b>	1969034.4	886774767.8	NA	NA	NA
<b>Agua de enfriamiento (gal/día)</b>	NA	NA	196164.40	604800.0	4152704.9
<b>Vapor Alta presión (lb/día)</b>	NA	28916.6	NA	NA	NA
<b>Vapor baja presión (lb/día)</b>	248720.1	171571.6	16677.0	126000.0	859180.3
<b>Costo de inversión (MMUSD)</b>	47.7	77.5	14.7	1.9	11.5
	<b>Costo de servicios</b>				
<b>Energía eléctrica (USD/día)</b>	4174.4	9900.5	131.7	422.9	706.6
<b>Combustible (USD/día)</b>	11.1	4983.9	NA	NA	NA
<b>Agua de enfriamiento (USD/día)</b>	NA	NA	1314.3	4052.2	27823.1
<b>Vapor Alta presión (USD/día)</b>	NA	86.7	NA	NA	NA
<b>Vapor baja presión (USD/día)</b>	746.2	514.7	50.0	378.0	2577.5

En la tabla 56 se muestran los precios de los productos obtenidos en este caso de estudio. Además del crudo mejorado se aprecia una cantidad de asfaltenos que se generan como subproducto en vista de las premisas tomadas en el presente caso evaluado. Dicho asfalteno generado como subproducto del proceso de desasfaltado puede ser vendido como materia prima a empresas de la rama cementera y de asfaltos.

Tabla 56. Precio de los productos obtenidos en el caso 2.A.

	Crudo mejorado <sup>[a]</sup>	Asfaltenos <sup>[a]</sup>	Energía eléctrica <sup>[b]</sup>
<b>Flujo</b>	20631.68	4552.94	192.41
<b>Ingresos (USD/día)</b>	885033.55	125071.14	19.38

<sup>[a]</sup> Bbl/día <sup>[b]</sup> KW/día

Una vez expuestas las consideraciones tomadas en cuenta para el desarrollo del caso 2.A y manteniendo el precio del crudo mejorado indicado en el caso 2, se presentan en la tabla 57 los valores del análisis costo beneficio obtenidos para el mencionado caso de estudio, manteniendo de igual forma las mismas condiciones tomadas en el caso 2 para dicho análisis.

Al ser comparado con el caso base (caso 2) se observa una disminución en los ingresos, seguido de una disminución de los costos de inversión y operación lo cual es consecuencia de las modificaciones consideradas para dicho caso de estudio, lo cual permite alcanzar un mayor beneficio económico.

Por consiguiente, se concluye que la modificación en la carga al proceso de gasificación y la venta del subproducto obtenido (asfaltenos) fomenta un incremento en el beneficio económico del esquema de mejoramiento de crudos pesados evaluado, brindando factibilidad económica del caso de estudio 2.A.

Tabla 57. Estudio costo beneficio para el caso 2.A

Ingresos (USD/bbl)	Costos de inversión (USD/bbl)	Costos de operación (USD/bbl)	Beneficio (USD/bbl)
40.40	0.93	37.39	2.09

- **Caso 2.B. Mezcla con el producto hidrotratado PDAO-32H y suministro externo de hidrógeno**

Para este caso de estudio se mantienen las mismas condiciones en el proceso de hidrotratamiento presentado en el caso 2, con la diferencia de que los asfaltenos obtenidos en el proceso de desasfaltado no se gasifican, además que el hidrógeno se suministra por medio de una fuente externa, empleando la misma base de cálculo para la alimentación de 25 000 Bbl/día de crudo pesado.

La variación del esquema de mejoramiento 2.B se basa en la eliminación del proceso de gasificación, manteniendo el rendimiento del crudo mejorado con las fracciones volumétricas, así como el tamaño del reactor, la cantidad de catalizador y el tiempo de desactivación obtenidos para el caso 2.

En la tabla 58 se indican los costos de inversión de los procesos empleados en el mejoramiento del crudo pesado en conjunto con el consumo de servicios requeridos por dichas unidades con sus respectivos costos.

Para el presente caso de estudio, se observa la supresión de costos tanto de inversión como de servicios para el proceso de gasificación lo cual generará una disminución en los costos de inversión totales del esquema de mejoramiento de crudos pesados estudiado en el presente caso.

Tabla 58. Costos de inversión y servicios para el caso 2.B.

	<b>Desasfaltado</b>	<b>Hidrotratamiento</b>	<b>Gasificación</b>	<b>Tratamiento de aguas amargas</b>	<b>Endulzamiento con aminas</b>
<b>Capacidad (Bbl/día)</b>	20726.7	16064.8	0.0	58.3	497.2
		<b>Servicios</b>			
<b>Energía eléctrica (KW/día)</b>	41453.4	98316.3	0.0	0.0	7016.6
<b>Combustible (Btu/día)</b>	1969034.4	886774767.8	NA	NA	NA
<b>Agua de enfriamiento (gal/día)</b>	NA	NA	0.00	604800.0	4152704.9
<b>Vapor Alta presión (lb/día)</b>	NA	28916.6	NA	NA	NA
<b>Vapor baja presión (lb/día)</b>	248720.1	171571.6	0.0	126000.0	859180.3
<b>Costo de inversión (MMUSD)</b>	47.7	77.5	0.0	1.9	11.5
		<b>Costo de servicios</b>			
<b>Energía eléctrica (USD/día)</b>	4174.4	9900.5	0.0	422.9	706.6
<b>Combustible (USD/día)</b>	11.1	4983.9	NA	NA	NA
<b>Agua de enfriamiento (USD/día)</b>	NA	NA	0.0	4052.2	27823.1
<b>Vapor Alta presión (USD/día)</b>	NA	86.7	NA	NA	NA
<b>Vapor baja presión (USD/día)</b>	746.2	514.7	0.0	378.0	2577.5

Por otra parte, se muestran en la tabla 59 los precios de los productos obtenidos para este caso de estudio. En donde se maneja el crudo mejorado como producto principal en conjunto con los asfaltenos como subproducto del proceso de desasfaltado.

Además, se toman en cuenta las mismas consideraciones presentadas en el caso 2 referente al precio del crudo mejorado, así como para el caso 2.A en cuanto a la oportunidad de venta del *pitch* junto al precio del mismo.

Tabla 59. Precio de los productos obtenidos en el caso 2.B.

	<b>Crudo mejorado</b>	<b>Asfaltenos</b>
<b>Flujo (Bbl/día)</b>	20631.7	4661.9
<b>Ingresos (USD/día)</b>	885033.5	128096.1

En la tabla 60 se presentan los valores del análisis costo beneficio obtenidos para el presente caso de estudio, manteniendo las mismas condiciones tomadas en el caso 2 para dicho análisis.

Se observa una disminución en los ingresos respecto al caso 2 debido a la mayor rentabilidad que genera la venta del hidrógeno, asimismo, dicho valor de ingresos se incrementa al compararse con el caso 2.A ya que el volumen de asfaltenos vendidos es mayor. De la misma manera, el caso 2.B denota una disminución de los costos de inversión y operación comparado con los casos 2 y 2.A, motivado a la eliminación del proceso de gasificación de asfaltenos. Concluyendo con una viabilidad económica para dicho caso evaluado.

Tabla 60. Estudio de costo beneficio para el caso 2.B.

<b>Ingresos (USD/bbl)</b>	<b>Costos de inversión (USD/bbl)</b>	<b>Costos de operación (USD/bbl)</b>	<b>Beneficio (USD/bbl)</b>
40.53	0.84	37.33	2.36

- **Caso 4. Mezcla con el producto hidrotratado PDAO-3801H**

En el caso 4 se empleó como base de cálculo la alimentación de 25 000 Bbl/día de crudo pesado.

Las condiciones de hidrotratamiento de este caso de estudio son: 380 °C, 60 kgf/cm<sup>2</sup> y 1 h de reacción (aproximadamente 1 LHSV). Se determinaron las fracciones volumétricas antes del mezclado de las corrientes de crudo pesado junto al producto hidrotratado, siendo dichas fracciones volumétricas 23 %vol del crudo pesado y 77 %vol del producto desasfaltado hidrotratado, logrando una viscosidad cinemática para el crudo mejorado de 250 cSt necesaria para el transporte por oleoductos.

En la tabla 61 se presenta la fracción volumétrica que se desvía inicialmente hacia el proceso comprendido por las tecnologías de desasfaltado, gasificación e hidrotratamiento; siendo dicho valor de 72 %vol. Dicho valor es menor al comparado con los casos anteriores (caso 1,2,3), esto se debe a la mejor calidad del producto obtenido que al ser mezclado con el crudo

pesado permite reducir la cantidad de dicho crudo desviada al proceso disminuyendo las capacidades y por ende los costos de inversión y operación.

El tamaño del reactor para procesar la carga es 16.7 m de altura y 2.78 m de diámetro, igualmente la cantidad de catalizador requerida para dicho caso 4 es de 62.37 toneladas, desactivándose por deposición de metales en un período de 264.9 días (8.8 meses).

El crudo mejorado obtenido presenta una °API superior a la necesaria para el transporte por oleoductos además de incrementar la misma en aproximadamente 6°API respecto a la del crudo pesado alimentado, y ligeramente superior al compararla con los valores obtenidos en los casos anteriores.

Tabla 61. Balance de materia y propiedades del crudo mejorado para el Caso 4.

<b>Propiedades</b>	<b>Crudo pesado</b>	<b>Crudo para mezcla</b>	<b>Crudo para el proceso</b>	<b>DAO</b>	<b>Asfaltenos</b>	<b>DAO HDT</b>	<b>Crudo mejorado</b>
<b>Bbl/día</b>	25000	5847.0	19153.0	15019.3	4133.8	15292.9	21139.8
<b>% vol</b>	100	23	77	NA	NA	72	100
<b>°API</b>	11.69	11.69	11.69	16.6	-1.2	20.55	18.00
<b>Azufre (%peso)</b>	5.38	5.38	5.38	4.69	9.1	4.11	4.48
<b>Viscosidad (cSt)</b>	13009	13009	13009	272.1	NA	86.97	250
<b>Ni+V (ppm)</b>	468	468	468	144	2092.6	114.62	216.25

En la tabla 62 se presentan los costos de inversión de los procesos empleados en el mejoramiento del crudo pesado en conjunto con el consumo de servicios requeridos por dichas unidades con sus respectivos costos. Denotando un mayor valor para el costo de inversión el proceso de gasificación, ya que triplica el costo el proceso de desasfaltado y además demanda una cantidad considerable de servicios.

Asimismo, se aprecia una disminución de las capacidades de los procesos al ser comparado con los casos 1 y 2, la razón principal se debe al incremento en temperatura del proceso de hidrotratamiento obteniendo un producto de mejor calidad que al ser mezclado con el crudo pesado permite reducir la cantidad de dicho crudo desviada al proceso disminuyendo las capacidades y por ende los costos de inversión y operación.

Tabla 62. Costos de inversión y servicios para el caso 4.

	<b>Desasfaltado</b>	<b>Hidrotratamiento</b>	<b>Gasificación</b>	<b>Tratamiento de aguas amargas</b>	<b>Endulzamiento con aminas</b>
<b>Capacidad (Bbl/día)</b>	19153.0	15019.3	4133.8	58.3	446.1
		<b>Servicios</b>			
<b>Energía eléctrica (KW/día)</b>	38306.1	91917.9	49605.3	49605.3	6295.6
<b>Combustible (Btu/día)</b>	1819539.3	829063845.8	NA	NA	NA
<b>Agua de enfriamiento (gal/día)</b>	NA	NA	7440791.5	604800.0	3725973.8
<b>Vapor Alta presión (lb/día)</b>	NA	27034.7	NA	NA	NA
<b>Vapor baja presión (lb/día)</b>	229836.5	160405.8	652595.7	126000.0	770891.1
<b>Costo de inversión (MMUSD)</b>	45.4	74.5	130.1	1.9	10.8
		<b>Costo de servicios</b>			
<b>Energía eléctrica (USD/día)</b>	3857.4	9256.1	4995.3	422.9	634.0
<b>Combustible (USD/día)</b>	10.2	4659.6	NA	NA	NA
<b>Agua de enfriamiento (USD/día)</b>	NA	NA	49853.3	4052.2	24964.0
<b>Vapor Alta presión (USD/día)</b>	NA	81.1	NA	NA	NA
<b>Vapor baja presión (USD/día)</b>	689.5	481.2	1957.8	378.0	2312.7

Se indica en la tabla 63 el precio del crudo pesado alimentado y el crudo mejorado obtenido con sus respectivas propiedades. Ambos valores fueron obtenidos promediando los precios calculados por la metodología de Wang y Hartman antes presentada [56].

Se puede observar que el precio del crudo mejorado supera al crudo de carga en aproximadamente 9 USD/bbl, lo que representa una relación de 1.6 USD/°API.

Tabla 63. Precios del crudo pesado y crudo mejorado para el caso 4.

<b>Crudo</b>	<b>°API</b>	<b>S (%peso)</b>	<b>Precio (USD/bbl)</b>
<b>Crudo Pesado alimentado</b>	11.69	5.38	33.77
<b>Crudo mejorado</b>	18.00	4.48	42.90

En la tabla 64 se presentan los precios de los productos obtenidos que en este caso de estudio fueron el crudo mejorado, el hidrógeno generado durante el proceso de gasificación en conjunto con la energía eléctrica también obtenida del proceso de gasificación.

Hay que resaltar que la cantidad de energía eléctrica obtenida se estimó a partir del valor de LHV del gas tomando en cuenta las eficiencias reales de los procesos de cogeneración. [59]

Tabla 64. Precios de los productos obtenidos en el caso 4.

	Crudo mejorado <sup>[a]</sup>	Hidrógeno <sup>[b]</sup>	Energía eléctrica <sup>[c]</sup>
<b>Flujo</b>	21139.83	23373.08	7425.82
<b>Ingresos (USD/día)</b>	906860.4	110358.33	747.78

<sup>[a]</sup> Bbl/día, <sup>[b]</sup> mpcd, <sup>[c]</sup> KW/día

Una vez presentados los costos de las materias primas, los costos de inversión de los procesos empleados y los costos de los productos junto a los subproductos obtenidos se realizó un análisis de costo beneficio fijando como horizonte 20 años para el pago de la inversión de capital. Asimismo, se anualizaron los ingresos (dados por los productos y subproductos) y los costos de operación (incluyendo la materia prima y servicios).

En la tabla 65 se presenta el estudio de costo beneficio para dicho caso 4, apreciando que no hay un beneficio económico para el mismo.

Tabla 65. Resultados del estudio costo beneficio para el caso 4.

Ingresos (USD/bbl)	Costos de inversión (USD/bbl)	Costos de operación (USD/bbl)	Beneficio (USD/bbl)
40.69	1.59	39.29	-0.19

- **Caso 4A. Mezcla con el producto hidrotratado PDAO-3801H y gasificación de una fracción de los asfaltenos**

Para este caso de estudio se emplearon las mismas condiciones en el proceso de hidrotratamiento presentado en el caso 4, en contraste difiere por la fracción de asfaltenos separada que no se gasifica. Además, se utilizó la misma base de cálculo en la alimentación de 25 000 Bbl/día de crudo pesado.

La variación del esquema de mejoramiento 4.A se presenta en la tabla 66, donde radica la disminución de la carga al proceso de gasificación, manteniendo el rendimiento del crudo mejorado con las fracciones volumétricas, así como el tamaño del reactor, la cantidad de catalizador y el tiempo de desactivación obtenidos para el caso 4.

Tabla 66. Balance de materia y propiedades del crudo mejorado para el caso 4A.

	Crudo pesado	Crudo para mezcla	Crudo para el proceso	DAO	Asfaltenos para gasificación	Asfaltenos sin gasificar	DAO HDT	Crudo mejorado
<b>Bbl/día</b>	25000	5847.0	19153.0	15019.3	122.4	4011.4	15292.9	21139.8
<b>% vol</b>	100	23	77	NA	NA	NA	72	100
<b>°API</b>	11.69	11.69	11.69	16.6	-1.2	-1.2	20.55	18.00
<b>Azufre (%peso)</b>	5.38	5.38	5.38	4.69	9.1	9.1	4.11	4.48
<b>Viscosidad (cSt)</b>	13009	13009	13009	272.1	NA	NA	86.97	250
<b>Ni+V (ppm)</b>	468	468	468	144	2092.6	2092.6	114.62	216.25

En la tabla 64 se presentan los costos de inversión de los procesos empleados en el mejoramiento del crudo pesado en conjunto con el consumo de servicios requeridos por dichas unidades con sus respectivos costos. Para este caso de estudio se aprecia una disminución en la carga de asfaltenos destinados al proceso de gasificación, ya que se decidió gasificar solamente la cantidad de asfaltenos que cubran la demanda de hidrógeno requerida por el hidrotratamiento del aceite desasfaltado. Como es de esperarse, al disminuir la capacidad del proceso de gasificación, se disminuyen a su vez los costos de inversión y demanda de servicios comparado con el caso 4.

Tabla 67. Costos de inversión y servicios para el caso 4.A.

	Desasfaltado	Hidrotratamiento	Gasificación	Tratamiento de aguas amargas	Endulzamiento con aminas
<b>Capacidad (Bbl/día)</b>	19153.0	15019.3	122.3	58.3	446.1
		<b>Servicios</b>			
<b>Energía eléctrica (KW/día)</b>	38306.1	91917.9	1468.0	1468.0	6295.6
<b>Combustible (Btu/día)</b>	1819539.3	829063845.8	NA	NA	NA
<b>Agua de enfriamiento (gal/día)</b>	NA	NA	220204.15	604800.0	3725973.8
<b>Vapor Alta presión (lb/día)</b>	NA	27034.7	NA	NA	NA
<b>Vapor baja presión (lb/día)</b>	229836.5	160405.8	18720.7	126000.0	770891.1
<b>Costo de inversión (MMUSD)</b>	45.4	74.5	15.7	1.9	10.8
		<b>Costo de servicios</b>			
<b>Energía eléctrica (USD/día)</b>	3857.4	9256.1	147.8	422.9	634.0
<b>Combustible (USD/día)</b>	10.2	4659.6	NA	NA	NA
<b>Agua de enfriamiento (USD/día)</b>	NA	NA	1475.4	4052.2	24964.0
<b>Vapor Alta presión (USD/día)</b>	NA	81.1	NA	NA	NA
<b>Vapor baja presión (USD/día)</b>	689.5	481.2	56.2	378.0	2312.7

En la tabla 68 se muestran los precios de los productos obtenidos en este caso de estudio. Además del crudo mejorado se aprecia una cantidad de asfaltenos que se generan como subproducto en vista de las premisas tomadas en el presente caso evaluado. Dicho asfalteno o *pitch* generado como subproducto del proceso de desasfaltado puede ser vendido como materia prima a empresas de la rama cementera y de asfaltos.

Tabla 68. Precio de los productos obtenidos en el caso 4.A.

	Crudo mejorado <sup>[a]</sup>	Asfaltenos <sup>[a]</sup>	Energía eléctrica <sup>[b]</sup>
<b>Flujo</b>	21139.83	4011.44	215.99
<b>Ingresos (USD/día)</b>	906860.4	114975.00	21.75

<sup>[a]</sup> Bbl/día. <sup>[b]</sup> KW/día

Una vez expuestas las consideraciones tomadas en cuenta para el desarrollo del caso 4.A y manteniendo el precio del crudo mejorado indicado en el caso 4, se presentan en la tabla 69 los valores del análisis costo beneficio obtenidos para el mencionado caso de estudio, manteniendo de igual forma las mismas condiciones tomadas en el caso 4 para dicho análisis.

Al ser comparado con el caso base (caso 4) se observa una disminución en los ingresos, seguido de una disminución de los costos de inversión y operación lo cual es consecuencia de las modificaciones consideradas para dicho caso de estudio, lo cual permite alcanzar un mayor beneficio económico.

Por consiguiente, se concluye que la modificación en la carga al proceso de gasificación y la venta del subproducto obtenido (asfaltenos) fomenta un incremento en el beneficio económico del esquema de mejoramiento de crudos pesados evaluado, brindando factibilidad económica del caso de estudio 4.A.

Tabla 69. Estudio costo beneficio para el caso 4.A

Ingresos (USD/bbl)	Costos de inversión (USD/bbl)	Costos de operación (USD/bbl)	Beneficio (USD/bbl)
40.87	0.90	37.09	2.89

- **Caso 4.B. Mezcla con el producto hidrotratado PDAO-3801H y suministro externo de hidrógeno**

Para este caso de estudio se mantienen las mismas condiciones en el proceso de hidrotratamiento presentado en el caso 4, con la diferencia de que los asfaltenos obtenidos en el proceso de desasfaltado no se gasifican, además que el hidrógeno se suministra por medio de una fuente externa. Empleando la misma base de cálculo para la alimentación de 25 000 Bbl/día de crudo pesado.

La variación del esquema de mejoramiento 4.B se basa en la eliminación del proceso de gasificación, manteniendo el rendimiento del crudo mejorado con las fracciones volumétricas, así como el tamaño del reactor, la cantidad de catalizador y el tiempo de desactivación obtenidos para el caso 4.

En la tabla 70 se indican los costos de inversión de los procesos empleados en el mejoramiento del crudo pesado en conjunto con el consumo de servicios requeridos por dichas unidades con sus respectivos costos.

Para el presente caso de estudio se observa la supresión de costos tanto de inversión como de servicios para el proceso de gasificación lo cual generará una disminución en los costos de inversión totales del esquema de mejoramiento de crudos pesados estudiado en el presente caso.

Tabla 70. Costos de inversión y servicios para el caso 4.B.

	<b>Desasfaltado</b>	<b>Hidrotratamiento</b>	<b>Gasificación</b>	<b>Tratamiento de aguas amargas</b>	<b>Endulzamiento con aminas</b>
<b>Capacidad (Bbl/día)</b>	19153.0	15019.3	0.0	58.3	446.1
		<b>Servicios</b>			
<b>Energía eléctrica (KW/día)</b>	38306.1	91917.9	0.0	0.0	6295.6
<b>Combustible (Btu/día)</b>	1819539.3	829063845.8	NA	NA	NA
<b>Agua de enfriamiento (gal/día)</b>	NA	NA	0.00	604800.0	3725973.8
<b>Vapor Alta presión (lb/día)</b>	NA	27034.7	NA	NA	NA
<b>Vapor baja presión (lb/día)</b>	229836.5	160405.8	0.0	126000.0	770891.1
<b>Costo de inversión (MMUSD)</b>	45.4	74.5	0.0	1.9	10.8
		<b>Costo de servicios</b>			
<b>Energía eléctrica (USD/día)</b>	3857.4	9256.1	0.0	422.9	634.0
<b>Combustible (USD/día)</b>	10.2	4659.6	NA	NA	NA
<b>Agua de enfriamiento (USD/día)</b>	NA	NA	0.0	4052.2	24964.0
<b>Vapor Alta presión (USD/día)</b>	NA	81.1	NA	NA	NA
<b>Vapor baja presión (USD/día)</b>	689.5	481.2	0.0	378.0	2312.7

Por otra parte, se muestran en la tabla 71 los precios de los productos obtenidos para este caso de estudio. En donde se maneja el crudo mejorado como producto principal en conjunto con los asfaltenos como subproducto del proceso de desasfaltado.

Además, se toman en cuenta las mismas consideraciones presentadas en el caso 4 referente al precio del crudo mejorado, así como para el caso 4.A en cuanto a la oportunidad de venta del *pitch* junto al precio del mismo.

Tabla 71. Precio de los productos obtenidos en el caso 4.B.

	<b>Crudo mejorado</b>	<b>Asfaltenos</b>
<b>Flujo (Bbl/día)</b>	21016.8	4133.8
<b>Ingresos (USD/día)</b>	901441.0	118370.6

En la tabla 72 se presentan los valores del análisis costo beneficio obtenidos para el presente caso de estudio, manteniendo las mismas condiciones tomadas en el caso 4 para dicho análisis.

Se observa una disminución en los ingresos respecto al caso 4 debido a la mayor rentabilidad que genera la venta del hidrógeno, así mismo, dicho valor de ingresos se incrementa al ser comparado con el caso 4.A ya que el volumen de asfaltenos vendidos es mayor. De la misma manera, el presente caso 4.B denota una disminución de los costos de inversión y operación comparado con los casos 4 y 4.A, motivado a la eliminación del proceso de gasificación de asfaltenos. Concluyendo con una viabilidad económica para dicho caso evaluado.

Tabla 72. Estudio de costo beneficio para el caso 4.B.

<b>Ingresos (USD/bbl)</b>	<b>Costos de inversión (USD/bbl)</b>	<b>Costos de operación (USD/bbl)</b>	<b>Beneficio (USD/bbl)</b>
40.79	0.80	37.05	2.94

### Anexo IV. Comparación de los precios de crudos

A continuación, se presenta una evaluación comparativa de los precios de diferentes crudos tomados en intervalos de tiempo comprendidos entre 5 y 16 años [51]. Esta comparación tiene como finalidad demostrar que el diferencial de precios obtenido en el presente trabajo se encuentra dentro del intervalo real para crudos con el mismo diferencial de gravedad API.

Tabla 73. Precios y características de los crudos comparados.

Crudo	°API	S (%peso)	Δ°API	Δ S	Promedio Δ USD/bbl	USD/°API
<b>WTI</b>	39.6	0.24				
<b>Bonny Light (Nigeria)</b>	33.4	0.16	6.20	0.08	6.36	1.03
<b>Saharan Blend (Argelia)</b>	45.0	0.09				
<b>Brent</b>	38.1	0.37	6.94	0.28	4.08	0.59
<b>Oriente (Ecuador)</b>	24.1	1.51				
<b>Arabian Medium</b>	30.2	2.59	6.10	1.08	3.57	0.59
<b>Bow River (Canadá)</b>	24.7	2.10				
<b>Arabian Medium</b>	30.2	2.59	5.50	0.49	9.95	1.81

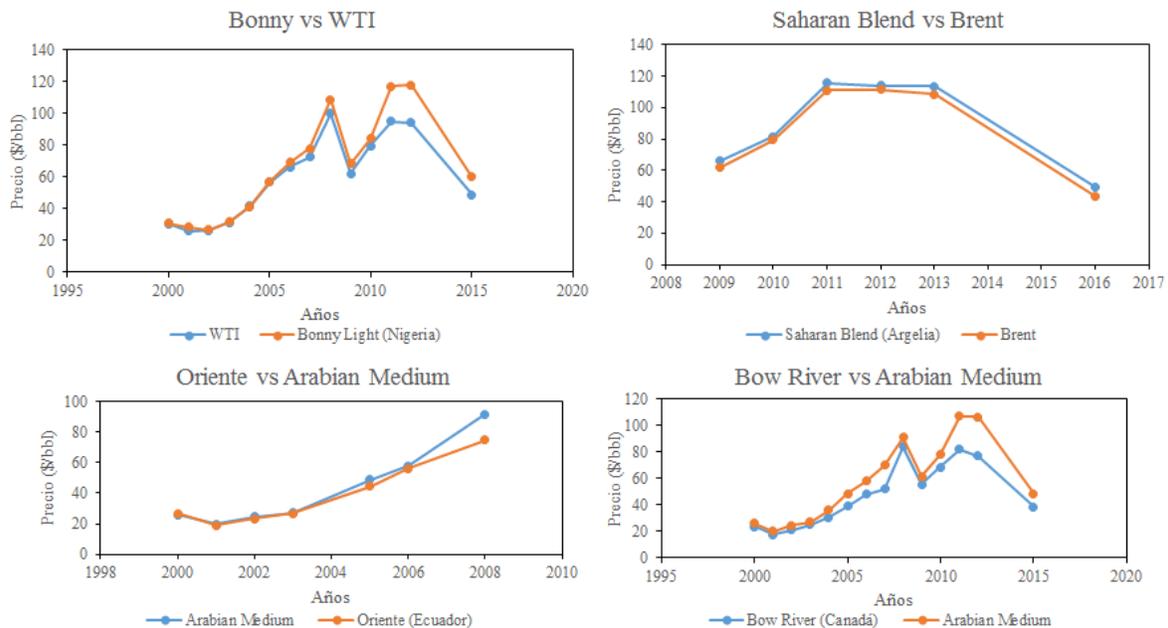


Figura 42. Variación de los precios respecto al tiempo para los crudos evaluados.