

**APLICACIÓN DE LA TECNOLOGÍA VISBREAKING PARA EL  
MEJORAMIENTO DEL CRUDO DEL CAMPO JAZMÍN**

**SHIRLY MISLANY BUSTOS GALINDO  
WILSON YESID ANGARITA HERAZO**



**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERIA FISICO-QUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS  
BUCARAMANGA**

**2013**

**APLICACIÓN DE LA TECNOLOGÍA VISBREAKING PARA EL  
MEJORAMIENTO DEL CRUDO DEL CAMPO JAZMÍN**

**SHIRLY MISLANY BUSTOS GALINDO  
WILSON YESID ANGARITA HERAZO**

**Trabajo de grado para optar el título de INGENIERO DE PETROLEOS**

**Director:  
M. Sc. MANUEL CABARCAS SIMANCAS**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍA FÍSICO-QUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS  
BUCARAMANGA**

**2013**

## DEDICATORIA

*A mi hermoso Caballero y fiel Guardián, DIOS  
Gracias por permitirme conocerte y llenarme de gracia ante tantas personas*

*Gracias Señor por estos retos tan gigantes y enormes, gracias por creer en mí, por  
esforzarme y animarme a continuar,*

*Te dedico este trabajo porque fue producto de los dos y solamente gracias a ti  
puedo disfrutar de tan inmensa alegría,*

*Gracias por todas las circunstancias que permitiste en este largo trayecto porque  
fueron ellas quien perfeccionaron mi carácter, mi fe y relación contigo,*

*Gracias Señor por oír mis oraciones y porque nunca me dejaste aun cuando yo te  
falle.*

*Gracias mi Dios por ser mi poderoso gigante.*

*Shirly Mislany Bastos Galindo*

## DEDICATORIA

*Este triunfo lo dedico a Dios quien me ha dado la inteligencia, la sabiduría y el discernimiento apropiado para culminar esta carrera, a mis padres quienes fueron el motivo y la razón que me llevo a mejorar mis cualidades cada día, para alcanzar mis más anhelados ideales de superación y de una u otra manera brindarles una mejor calidad de vida. Agradezco enormemente a mis tíos, quienes en los momentos más difíciles y cuando me sentía sin fuerzas para seguir luchando, estuvieron ahí para levantarme y seguir adelante hasta llegar a la meta...especialmente a mi tía Eunice, de quien he recibido muchas bendiciones, entre ellas la oportunidad de llegar a ser un petrolero.*

*A todos y cada uno de ellos hoy quiero decirles que no hay obstáculo que no se pueda superar cuando se tiene un sueño.*

*Wilson Yesid Angarita Herazo*

## **AGRADECIMIENTOS**

Los autores presentan sus más sinceros agradecimientos a:

A DIOS por habernos ayudado durante estos años, el sacrificio fue grande pero Él siempre nos dio la fuerza necesaria para continuar y lograrlo.

A nuestros familiares por ser parte de nuestra inspiración y aliento constante, gracias por su amor y comprensión incondicional.

A la Universidad Industrial de Santander y en especial a la Escuela de Ingeniería de Petróleos, por su valiosa y reconocida formación.

Al Ms.C Manuel Cabarcas Simancas, por su tiempo, apoyo y orientación incondicional en el desarrollo de este proyecto, especialmente gracias por transmitirnos su sabiduría e impulsarnos a brindar una excelencia profesional. Nunca lo olvidaremos

Agradecemos a los Ingenieros Alberto Pinto y Camilo Ardila por brindarnos su conocimiento y valiosa colaboración.

## CONTENIDO

	<b>Pág.</b>
INTRODUCCIÓN	20
1. MEJORAMIENTO UPGRADING DE CRUDOS PESADOS	22
1.1 GENERALIDADES DEL MEJORAMIENTO DE CRUDOS PESADOS PARA TRANSPORTE POR TUBERIAS	22
1.2 TECNOLOGÍAS DE MEJORAMIENTO (UPGRADING)	24
1.2.1 Procesos Catalíticos.	24
1.2.1.1 Hidrotratamiento:	24
1.2.1.2 Heavy Oil Cracking (HOC):	26
1.2.1.3 H-Oil (Craqueo Catalítico con Hidrogeno):	28
1.2.1.4 Craqueo Catalítico en Lecho Fluido:	30
1.2.3 Procesos No Catalíticos	31
1.2.3.1 Desasfaltado (DEMEX):	31
1.2.3.2 Coquización Retardada:	32
1.2.3.3 Coquización en Lecho Fluido:	34
1.2.3.4 Flexicoking:	36
1.2.3.5 Visbreaking:	38
2. PROCESO VISBREAKING	40
2.1 TECNOLOGÍAS VISBREAKING	41
2.1.1 Visbreaking Coil.	41
2.1.2 Visbreaking Soaker o Cámara de Reacción.	42
2.1.3 Viscorreducción en Tubos de horno vs Viscorreducción Soaker.	43
2.2 COMPOSICION DE LAS FRACCIONES PESADAS	44
2.2.1 Aceites.	44

2.2.2 Maltenos.	44
2.2.3 Asfáltenos.	45
2.2.3.1 Miscela:	45
2.3 QUIMICA DEL VISBREAKING	46
2.3.1 Reacciones Primarias.	47
2.3.2 Reacciones Secundarias.	47
2.4 CINETICA DE LA VISCORREDUCCIÓN	49
2.5 ESTABILIDAD DEL FONDO	50
2.5.1 Prueba de Mancha.	52
2.5.2 $P_{value}$	53
2.5.3 Titulación de Heithaus.	54
2.6 SEVERIDAD DE LA VISCORREDUCCION	54
2.6.1 Severidad máxima.	55
2.6.1.1 Severidad máxima por tiempo de residencia	55
2.6.1.2 Severidad máxima permisible por temperatura de reacción:	56
2.7 ACTUALES VARIANTES TECNOLOGIAS DE VISBREAKING	56
2.7.1 Aquaconversion:	56
2.7.1.1 Química de la Aquaconversion:	56
2.7.2 Tervahl-T.	57
2.7.3 Proceso de craqueo de alta conversion Soaker (HSC).	59
3. CAMPO JAZMÍN	62
3.1 RESEÑA HISTÓRICA	62
3.2 LOCALIZACIÓN GEOGRÁFICA	63
3.3 DESARROLLO DEL CAMPO	65
3.4 PRODUCCIÓN ACTUAL DEL CAMPO JAZMIN	66
3.5 ESQUEMA ACTUAL PARA EL TRANSPORTE DEL CRUDO PESADO	67
3.6 CARACTERISTICAS DEL CRUDO JAZMIN	68

4. DATOS EXPERIMENTALES DEL PROCESAMIENTO TERMICO DEL CRUDO	
JAZMIN	70
4.1 METODOLOGÍA EXPERIMENTAL	70
4.2 ANÁLISIS DE RESULTADOS	72
5. PROCESO VISBREAKING APLICADO AL CRUDO DEL CAMPO JAZMIN	75
5.1 CORRIENTE DE ALIMENTACION	75
5.2 CONDICIONES NECESARIAS PARA TRANSPORTAR CRUDO MEZCLA A TRAVÉS DE UN OLEODUCTO	76
5.3 CALCULO DE VOLUMEN DE LIVIANO REQUERIDO POR EL CRUDO JAZMÍN	76
5.4 BALANCES VOLUMETRICOS	78
5.4.1 Consideraciones Generales	78
5.4.2 Tecnología Visbreaking Soaker	78
5.4.2.1 Procedimiento de cálculo.	80
5.4.3 Tecnología Visbreaking Coil.	83
5.4.3.1 Procedimiento de cálculo.	85
5.5 BALANCES ENERGÉTICOS	88
5.5.1 Intercambiador de calor para el sistema Visbreaking Coil y Soaker	88
5.5.2 Condensador.	91
5.6 ANALISIS DE RESULTADOS	94
5.7 IDENTIFICACIÓN Y DESCRIPCIÓN DE EQUIPOS	94
5.7.1 Hornos.	94
5.7.2 Soaker.	96
5.7.3 Fraccionador Visbreaking.	98
5.7.3.1 Sección de tope.	99
5.7.3.2 Sección de fondo.	99
5.7.4 Separador flash.	100
5.7.5 Intercambiadores de calor.	101
5.7.6 Bombas.	102

6. ANALISIS FINANCIERO	104
6.1 INVERSIÓN NETA	105
6.2 INGRESOS	106
6.3 EGRESOS	106
6.4 FLUJO DE CAJA	108
6.5 EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROYECTO	109
6.5.1 Valor Presente Neto (VPN).	110
6.5.2 Relación Costo/Beneficio (RCB).	110
6.5.3 PAY BACK Ajustado.	111
CONCLUSIONES	114
RECOMENDACIONES	115
BIBLIOGRAFÍA	116
ANEXOS	119

## LISTA DE FIGURAS

	<b>Pág.</b>
Figura 1. Hidrotratamiento de naftas.....	25
Figura 2. Proceso de craqueo catalítico.....	27
Figura 3. Craqueo con hidrogeno H-Oil .....	29
Figura 4. Proceso de craqueo catalítico en lecho fluidizado.....	31
Figura 5. Desasfaltación con propano.....	32
Figura 6. Proceso de coquización retardada.....	34
Figura 7. Coquizador Fluido.....	35
Figura 8. Proceso Flexicoking.....	37
Figura 9. Reductora de viscosidad.....	39
Figura 10. Coil visbreaking .....	42
Figura 11. Soaker visbreaking .....	43
Figura 12. Miscela .....	46
Figura 13. Estabilidad de los fondos .....	51
Figura 14. Método de la mancha para determinación de punto de floculación de asfáltenos.....	53
Figura 15. Proceso de Aquaconversion .....	57
Figura 16. Proceso Tervahl.....	58
Figura 17. Proceso High conversion soaker cracking (HSC).....	61
Figura 18. Ubicación campo Jazmín .....	64
Figura 19. Mapa actual de Campo Jazmín .....	66
Figura 20. Tecnología viscorreductora en cámara de reacción a 427 °C .....	79
Figura 21. Soaker visbreaking .....	81
Figura 22. Tecnología viscorreductora en intercambiador de calor a 456°C .....	84
Figura 23. Horno del Visbreaker .....	95
Figura 24. Termocupla.....	96

Figura 25. Soaker .....	98
Figura 26. Torre Fraccionadora .....	100
Figura 27. Separador flash .....	101
Figura 28. Intercambiador de calor .....	102
Figura 29. Bomba .....	103
Figura 30. Flujo de caja .....	109

## LISTA DE TABLAS

	<b>Pág.</b>
Tabla 1. Criterio de estabilidad de fondos, Prueba Merito.....	52
Tabla 2. Criterio de estabilidad de fondos, Prueba $P_{value}$ .....	54
Tabla 3. Criterio de estabilidad de fondos, Prueba Heithaus.....	54
Tabla 4. Datos de alimentación y productos para los procesos Tervahl T y Tervahl H.....	59
Tabla 5. Asociación Nare.....	64
Tabla 6. Jazmín Fase II .....	65
Tabla 7. Produccion campo Jazmin .....	66
Tabla 8. Entregas del campo Jazmín.....	67
Tabla 9. Características fisicoquímicas del crudo del Clúster AQ .....	68
Tabla 10. Caracterización del Crudo Jazmín 171°C+.....	71
Tabla 11. Parámetros Heithaus .....	71
Tabla 12. Severidad por temperatura, % peso.....	72
Tabla 13. Severidad por tiempo de residencia, % peso .....	72
Tabla 14. Severidad por temperatura .....	73
Tabla 15. Severidad por tiempo de residencia .....	73
Tabla 16. Condiciones del crudo para ser transportado por Oleoducto Velázquez.....	76
Tabla 17. Condiciones de operación de la tecnología Visbreaking Soaker .....	78
Tabla 18. Condiciones de operación de la tecnología Visbreaking Coil .....	84
Tabla 19. Rendimiento de productos .....	85
Tabla 20. Inversión neta (CAPEX) de la Tecnología Visbreaking Coil .....	105
Tabla 21. CAPEX tecnología Visbreaking Coil y Soaker.....	106
Tabla 22. Egresos Anuales por costos operacionales.....	107
Tabla 23. Egresos Anuales por producción de coque – Tecnología Visbreaking Coil.....	108

Tabla 24. Valor Presente Neto (VNP) .....	110
Tabla 25. Relación Costo / Beneficio (RCB) .....	111
Tabla 26. Análisis Económico .....	112
Tabla 27. Comparacion de escenarios.....	113

## RESUMEN

**TÍTULO** APLICACIÓN DE LA TECNOLOGÍA VISBREAKING PARA EL MEJORAMIENTO DEL CRUDO DEL CAMPO JAZMÍN\*

**AUTORES** SHIRLY MISLANY BUSTOS GALINDO  
WILSON YESID ANGARITA HERAZO\*\*

**PALABRAS CLAVES** Visbreaking, Transporte de crudos pesados, Campo Jazmín, Mejoramiento de crudos pesados, Dilución.

### DESCRIPCION

En Colombia el crudo de fácil extracción cada día se hace menor, sin embargo hay un gran potencial de crudos pesados, especialmente en los llanos orientales y en el Magdalena Medio, estos crudos representan grandes retos debido a su alta viscosidad que dificulta el transporte por tubería hacia las refinerías y puertos de exportación. Uno de los métodos más utilizados para solventar esta necesidad es la dilución, la cual consiste en mezclar el crudo con nafta o gasolina para aumentar su API, sin embargo esta alternativa representa costos que pueden disminuir con la implementación de la tecnología Visbreaking, la cual disminuye la viscosidad del crudo y produce nafta a partir del mismo crudo, evitando así los costos de compra y transporte de diluyente.

El objetivo de este trabajo es evaluar la tecnología Visbreaking Coil y Visbreaking Soaker por medio de balance volumétrico para definir la viabilidad de esta tecnología en el mejoramiento del crudo pesado del campo Jazmín, cuya problemática consiste en la dificultad de su flujo y costos de transporte debido a su alta viscosidad.

El análisis del balance volumétrico, permitió concluir que la tecnología más apropiada para el mejoramiento del transporte de crudo pesado por tubería en el campo Jazmín, es la tecnología Visbreaking Coil debido a su alta producción de livianos sin embargo el escenario actual del campo, genera mejores beneficios económicos.

---

\* Trabajo de grado

\*\* Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos Director M. Sc. Manuel Cabarcas Simancas

## ABSTRACT

**TITLE** APPLICATION OF VISBREAKING TECHNOLOGY TO IMPROVING JAZMIN OIL FIELD\*

**AUTHORS** SHIRLY MISLANY BUSTOS GALINDO  
WILSON YESID ANGARITA HERAZO\*\*

**KEYWORDS** Visbreaking, Transportation of heavy oil, Jazmin Oil Field, Improvement of heavy oil, dilution.

### DESCRIPTION

In Colombia every day the crude with easy extraction has becomes lower, however there is a great potential for heavy crudes, especially in the Llanos Orientales and Magdalena Medio, these oils have great challenges due to their high viscosity because it makes more difficult the pipeline transport to refineries and export ports. One of the methods used to resolve this problem is the dilution, which consists in mixing crude with naphtha or gasoline to increases its API, However, this altern ative has a cost that you can reduce by implementing Visbreaking technology, it reduces viscosity and produces naphtha with the same crude, therefore it avoids the cost of buying and transporting diluent.

The objective of the study is to evaluate the Coil Visbreaking technology and Soaker Visbreaking applying volumetric balance to define the feasibility of this technology to upgrade the Jazmin Crude, whose problem is the difficulty of flow and transport costs due to its high viscosity.

The volumetric balance analysis concluded that the most appropriate technology for improving heavy oil transportation by pipeline Jasmine field is Visbreaking Coil technology because it produces a high percentage of light crude, however the current scenario of the field generates better economic benefits.

---

\* Degree Project

\*\* Faculty of Physicochemical Engineering. Petroleum Engineering School Director M. Sc. Manuel Cabarcas Simancas

## INTRODUCCIÓN

Durante un periodo de tiempo prolongado los crudos pesados permanecieron aislados. Por varios años las petroleras eludieron la explotación de estos yacimientos, debido a que la extracción, el transporte y el refinamiento, resultaba ser más oneroso que la de los crudos ligeros, pero en los últimos diez años las empresas modificaron su postura ante los notables y altos precios del petróleo y la escasez de hidrocarburos livianos e intermedios. Ahora, estos crudos pesados son quienes ofrecen un rol importante y un futuro significativo en la industria petrolera.

En muchos países se está tendiendo a incrementar su producción, mediante nuevas tecnologías, e invirtiendo en infraestructura. En Colombia el crudo pesado y extra pesado integra un 29%, generando un atractivo para las compañías y una oportunidad para la extracción eficiente de estos crudos de alto potencial, ya que se hace necesaria la implantación de nuevas tecnologías para el procesamiento y mejoramiento.

Por otra parte, Se debe tener en cuenta que la producción de destilados ligeros de los crudos pesados es considerablemente más baja que la de los crudos convencionales y, por lo tanto, los procesos de mejoramiento (upgrading) deben ser suficientemente rentables desde el punto de vista económico para compensar estos bajos rendimientos.

En cierto modo, los crudos pesados y viscosos presentan grandes desafíos en el análisis de fluidos y obstáculos para la recuperación y transporte, que están siendo superados con la nueva tecnología y por las modificaciones de los métodos desarrollados para los aceites convencionales.

La tecnología Visbreaking (Reducción viscosidad), es una ligera forma de craqueo térmico, en la medida en que las reacciones térmicas no son permitidas para la completación de las reacciones y son interrumpidas por enfriamiento. Este método se desarrolló para producir más productos deseables y valiosos. El proceso se utilizará para reducir la viscosidad y mejorar la reología del crudo del campo Jazmín produciendo un aumento y aprovechamiento significativo del barril, mayores destilados y un crudo con condiciones más favorables para su transporte.

Es por ello, que debido a su respectiva simplicidad tanto en el diseño, como en el sencillo enfoque térmico, los procesos visbreaking no serán apartados o no estarán ausentes en el futuro, siendo de gran utilidad para las compañías que deseen aumentar el rendimiento y la producción de destilados.

## **1. MEJORAMIENTO UPGRADING DE CRUDOS PESADOS**

### **1.1 GENERALIDADES DEL MEJORAMIENTO DE CRUDOS PESADOS PARA TRANSPORTE POR TUBERIAS**

El petróleo pesado, el extra pesado y los bitúmenes son recursos no convencionales caracterizados por una alta viscosidad y alta densidad que les impide fluir a temperatura ambiente. Dentro de la definición de petróleos pesados, se incluyen todos los crudos con una gravedad API (American Petroleum Institute) menor a 20; los petróleos extrapesados tienen una gravedad menor a 10 API.

Suelen hallarse en depósitos no muy profundos. Su generación es igual que la del petróleo convencional, pero la presencia de sellos pobres o directamente, la falta de estos determinaron su degradación. En general, han migrado a zonas más someras o superficiales donde fueron degradados por bacterias y/o por meteorización, los hidrocarburos más livianos escaparon y dejaron los componentes más pesados.

Son deficientes en hidrógeno y poseen alto contenido de carbono, azufre y metales pesados como el vanadio, el níquel y otros. En muchos casos, las formaciones en los que están almacenados (arenas, carbonatos) tienen excelentes propiedades como altas porosidades y permeabilidades, y grandes espesores.<sup>1</sup>

Estos tipos de crudo se conocen como no convencionales debido a su alta viscosidad y alta inversión, para volverlos adecuados para su producción, transporte y tratamiento en refinería.

---

<sup>1</sup> (JOAO, Octubre 2006, págs. 38-59)

Debido a las elevadas viscosidades de este tipo de crudos, su transporte sea por oleoductos o por carro tanques, se hace más complicado, la alta viscosidad le resta la capacidad de fluidez al crudo, en consecuencia la demanda de energía que se requiere para ponerlos y mantenerlos en movimiento es extremadamente alta, lo cual implica elevados costes, que, sumado a su valor comercial moderado, repercute directamente en la rentabilidad de este tipo de negocio.

Para solucionar este inconveniente, se han utilizado a nivel mundial algunas técnicas, cuyo objetivo consiste primordialmente en reducir la viscosidad de los fluidos a transportar y/o en bajar la fricción en la tubería, además se han desarrollado tecnologías aplicadas al mejoramiento de crudos pesados dentro del yacimiento para reducir su viscosidad y subir su API, los retos que se tienen es mejorar la calidad del crudo pesado dentro del yacimiento incrementando así su valor y factibilidad de transportar el crudo sin la necesidad de utilizar técnicas para su transporte por ejemplo el empleo de diluyente por oleoducto.

Para transportar crudo pesado se le puede calentar para mantenerlo con baja viscosidad, mezclarlo con agua y un tensoactivo (surfactante) para estabilizarlo como una dispersión o como una emulsión, o mezclarlo con un diluyente más ligero como crudo ligero, gasóleo o naftas. Dependiendo de la situación, estas elecciones pueden ser convenientes y aceptables o demasiado costosas y poco prácticas.

Sin embargo, debido a las gigantescas reservas de crudo pesado a nivel mundial, se han implementado técnicas alternativas para transportar estos petróleos, cuya función principal es llevarlos hasta las plantas de refino para su mejoramiento.

## 1.2 TECNOLOGÍAS DE MEJORAMIENTO (UPGRADING)

Especialmente para el mejoramiento de los Crudos Pesados y Extrapesados, desde hace algunos años se ha venido investigando y mejorando los sistemas y equipos de tratamiento actuales, lo que ha permitido optimizar los tratamientos para estos crudos. Las técnicas más conocidas a nivel mundial para conseguir dicho objetivo se explicaran de forma muy resumida a continuación.

**1.2.1 Procesos Catalíticos.** El proceso catalítico es aquel que cuenta con la presencia de un catalizador en una reacción, dicho catalizador acelera o disminuye la velocidad de reacción. Con lo cual se disminuye el tiempo para obtener los productos deseados.<sup>2</sup>

**1.2.1.1 Hidrotratamiento:** Este proceso consiste en mezclar la carga con hidrogeno, ambos se hacen pasar a través de un lecho catalítico (Los catalizadores más utilizados son de Sulfuro de Co-Mo soportado en alúmina) a condiciones de reacción adecuadas en donde se desarrollan diferentes reacciones, como la hidrosesulfuración (HDS), la hidrodeshidrogenación (HDN), la hidrodeshidroxigenación (HDO), la hidrogenación de aromáticos (HDA), la hidrogenación de olefinas (HGO) y la hidrodeshidrogenación (HDD).

Cuando las cargas son pesadas también se efectúan las reacciones de hidrodeshidrogenación (HDA<sub>sf</sub>) y la hidrodeshidrogenación (HDM), en este proceso de baja severidad el craqueo es mínimo.<sup>3</sup>

El objetivo del Hidrotratamiento es hacer reaccionar hidrógeno con hidrocarburos insaturados (olefinas y aromáticos) transformandolos en saturados (parafínicos y nafténicos), el hidrógeno reacciona con compuestos de azufre, nitrógeno y

---

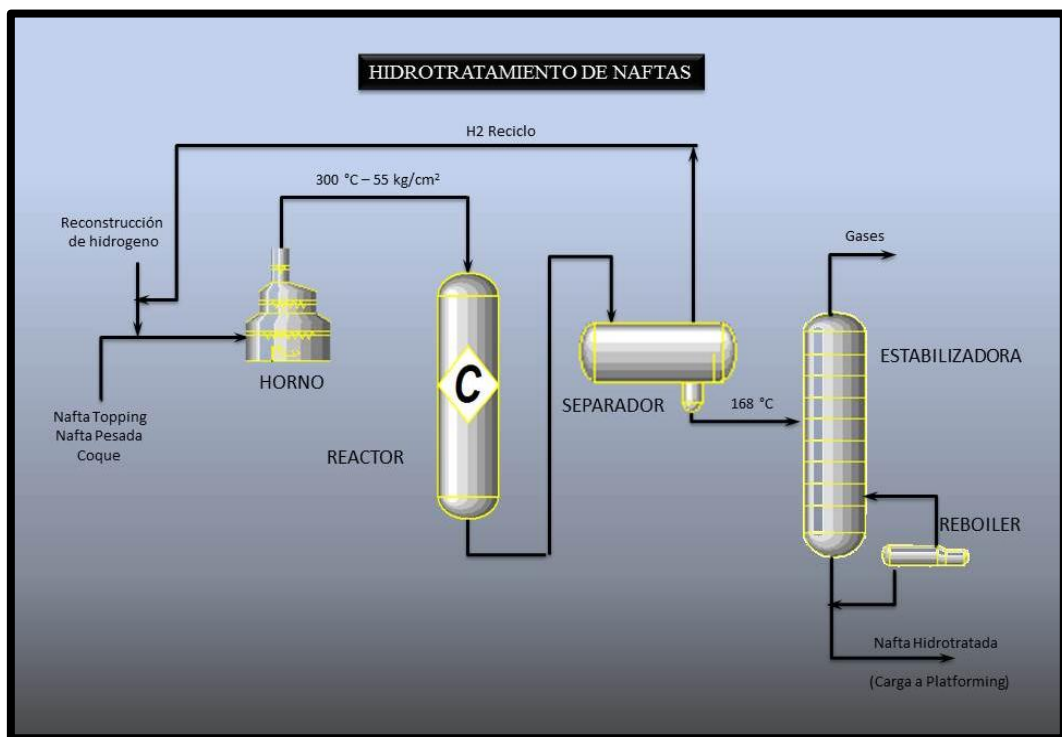
<sup>2</sup> (CARRILLO & CORREDOR, 2004)

<sup>3</sup> (VIAN, 2006)

oxigenados transformandolos en ácido sulfhídrico (SH<sub>2</sub>), amoníaco (NH<sub>3</sub>) y agua (H<sub>2</sub>O), de esta manera facilitando su separación.

En el caso de crudos pesados este tipo de proceso es más costoso respecto al procesamiento de cargas livianas, ya que entre mayor sea el rango de ebullición de la carga mayor será el contenido de contaminantes y por consiguiente la severidad del reactor debe ser incrementada para alcanzar los mismos niveles de remoción, esto implica mayores consumos de catalizadores e hidrogeno, e implican fenómenos de desactivación acelerada de los catalizadores por la alta tendencia a las formación de coque y a la alta concentración de metales y azufre en las cargas a procesar.

**Figura 1. Hidrotratamiento de naftas**



**Fuente:** Modificado de <http://gustato.com/petroleo/hidrotratamiento.html>

La carga está constituida por naftas pesadas de destilación primaria (Topping) y naftas pesadas de las Unidades de Coque. Luego de ser calentada, la carga pasa por un sistema de reacción donde el hidrocarburo toma contacto con el hidrógeno en presencia de un catalizador.

La corriente de salida del sistema de reacción pasa por un separador de alta presión donde se separa el hidrógeno que no reaccionó junto con parte del sulfhídrico y amoníaco formado, luego la corriente pasa a una torre estabilizadora donde se elimina una pequeña cantidad de gases por la parte superior, por el fondo sale nafta hidrotratada.

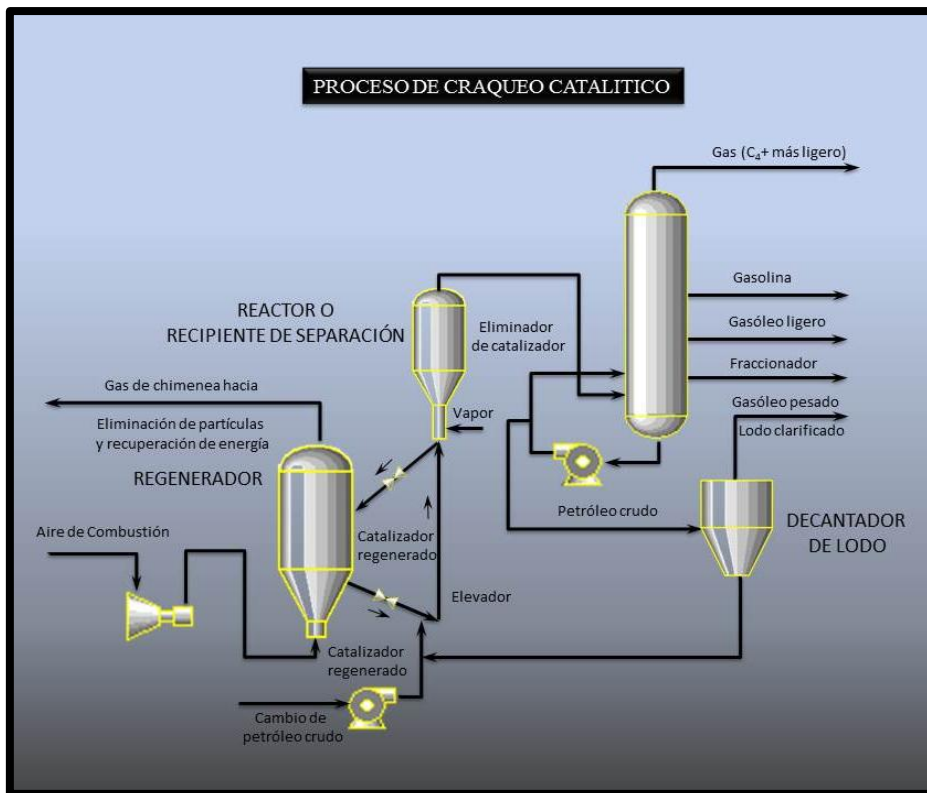
**1.2.1.2 Heavy Oil Cracking (HOC):** Es un proceso de refinación del petróleo que se refiere al rompimiento térmico en presencia de un catalizador, de moléculas de hidrocarburos de cadena larga en hidrocarburos livianos de cadena más corta que son de mayor interés y valor para la industria.

En los procesos de craqueo catalítico se emplean catalizadores para acelerar el proceso y para trabajar en condiciones menos severas que en algunos otros procesos, se pueden craquear hidrocarburos pesados cuyo punto de ebullición es igual o superior a los 315 °C, y convertirlos en hidrocarburos livianos de cadena corta cuyo punto de ebullición se encuentra por debajo de los 221 °C. Dichos catalizadores se presentan en forma granular o micro esférica. Los catalizadores usualmente se componen por óxido de silicio (SiO<sub>2</sub>) y alúmina (Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>). El mineral más comúnmente usado para este fin es la faujasita.

Su finalidad no es otra que la conversión de aceites pesados en gasolina más valiosa y productos más ligeros, originalmente el craqueo se realizaba térmicamente, pero los procesos catalíticos han reemplazado casi completamente al craqueo térmico, debido a que se produce más gasolina con un mayor octanaje

y menos aceites pesados y gases no saturados.<sup>4</sup> La mayoría de las cargas a las unidades de ruptura catalítica consiste principalmente de gasóleo y del destilado de coque. El craqueo catalítico produce naftas e hidrocarburos aromáticos de alto octanaje, como el benceno por medio de la conversión de cicloalcanos y parafinas.

**Figura 2. Proceso de craqueo catalítico**



**Fuente:** Modificado de <http://es.scribd.com/doc/35942526/Craqueo-catalitico>

Los equipos de reacción de las unidades de craqueo catalítico tienen tres partes fundamentales: reactor, regenerador y stripper. En el reactor es donde ocurren las reacciones de craqueo, operan con un tiempo de contacto muy bajo, la parte principal del reactor es el elevador, que es donde se producen las reacciones. El resto del equipo es para separar el catalizador de los productos. Dentro del reactor existen ciclones que permiten separar el catalizador arrastrado con los productos

<sup>4</sup> (GARY, 2003)

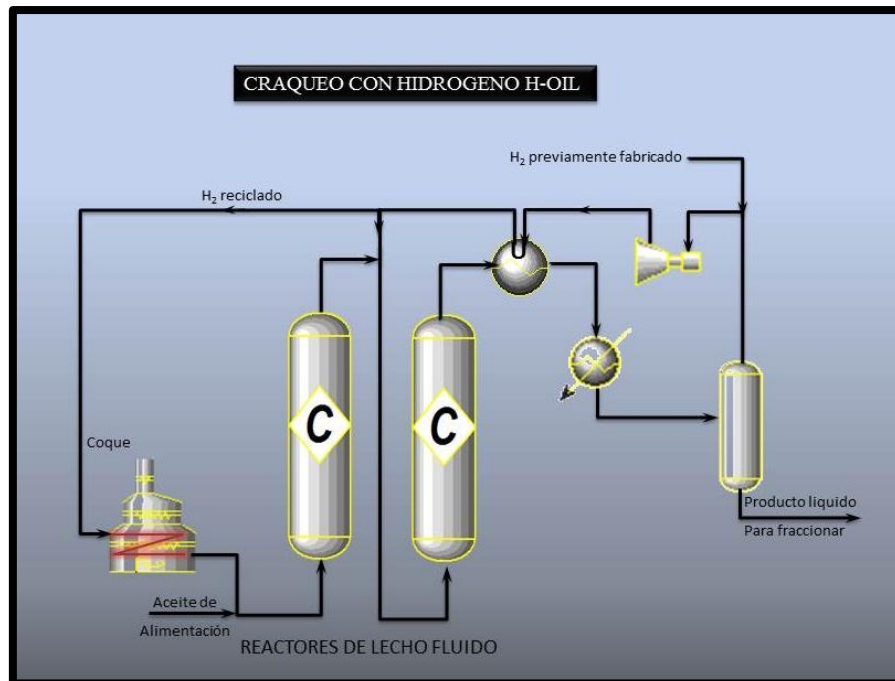
de la reacción. En el regenerador es donde se quema el carbón depositado sobre el catalizador; cuenta con un compresor de aire que provee el aire necesario para la combustión.

**1.2.1.3 H-Oil (Craqueo Catalítico con Hidrogeno):** Es un proceso de conversión por medio de craqueo catalítico con hidrogeno en el cual productos intermedios y pesados son convertidos a productos más ligeros y de mayor valor agregado. Implica mayor consumo de hidrogeno respecto al Hidrotratamiento. En comparación con el craqueo exclusivamente catalítico, el Hidrocraqueo (H-Oil) tiene la ventaja de procesar cargas con alto contenido en azufre, sin desulfuración previa, y obtener como principal producto Gasoil.

Las condiciones de hidrocraqueo se llevan a cabo en un ambiente extremadamente rico en hidrogeno, las temperaturas oscilan típicamente entre 650 °F y 800 °F, y presiones entre las 1500 y 3000 psi, lo cual provee la atmosfera rica en hidrogeno, necesaria para las reacciones de alta severidad del hidrocraqueo, hidrosesulfuración (HDS) e hidrodeshidrogenación (HDN). El catalizador empleado en este proceso induce tanto la actividad de craqueo como de hidrogenación. La mayor parte de los catalizadores de craqueo con hidrogeno consiste en mezclas cristalinas de sílice y alúmina con una pequeña cantidad uniformemente distribuida, de metales de las tierras raras.

En el proceso de hidrocraqueo, la ruptura catalítica ocurre en presencia de hidrógeno por lo tanto los aromáticos y olefinas se saturan a medida que se forman, reduciéndose a un mínimo la formación de coque. Los productos que se obtienen son básicamente saturados (ricos en isoparafinas y compuestos nafténicos), y una parte muy pequeña de azufre, nitrógeno u oxígeno presentes en la alimentación. En el proceso, se puede tratar desde naftas (para producir LPG) hasta residuos pesados desasfaltado.

**Figura 3. Craqueo con hidrogeno H-Oil**



**Fuente:** GARY, J.H y HANDWERK, G.E. Refino del petróleo: Tecnología y Economía. Traducido por: José Costa, Claudio Mans y Juan Mata. España, Barcelona; Reverté, 2003.

Al primer reactor de la unidad de H-Oil se cargan el alimento precalentado, el reciclo y el hidrogeno de entrada. El líquido circula a través del catalizador que se mantiene en movimiento.

La salida de la primera etapa del reactor se envía a la segunda etapa para mejorar la conversión. El producto del segundo reactor pasa a través de un intercambiador de calor hasta un separador a alta presión donde se retira el gas de recirculación.

El líquido procedente del separador de alta presión se envía a un recipiente deflegmador a baja presión para eliminar los gases adicionales. La corriente líquida se lleva entonces a una columna de destilación para la separación de los productos.<sup>5</sup>

---

<sup>5</sup> (GARY, 2003)

**1.2.1.4 Craqueo Catalítico en Lecho Fluido:** El objetivo de este proceso es convertir fracciones pesadas en gasolinas de alto índice de octano.<sup>6</sup>

Los procesos FCC emplean un catalizador en forma de partículas muy finas que se comportan como un fluido cuando se airean con vapor. El catalizador fluidizado circula continuamente entre la zona de reacción y la zona de regeneración y actúa como vehículo para transferir el calor desde el regenerador al aceite alimento y al reactor. Se utiliza el catalizador como solido portador de calor. Los catalizadores que más se utilizan son los de Zeolita.

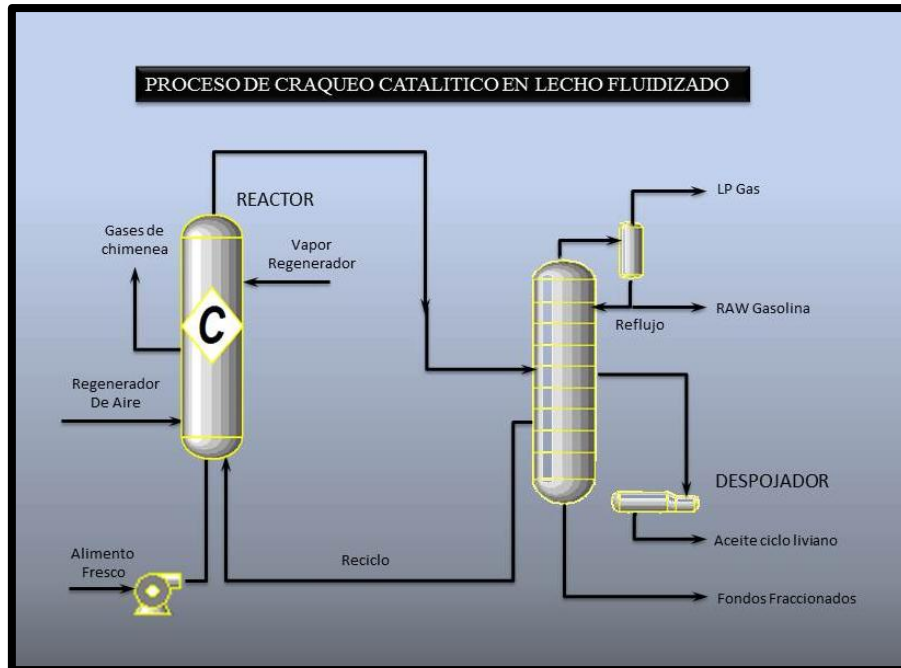
Normalmente, la unidad FCC utiliza como carga gasóleo atmosférico o de vacío, aunque a veces se alimenta con fracciones pesadas que proviene de otros procesos como gasóleo de coquización y residuo desasfaltado.

La fracción pesada luego de ser calentada, se coloca junto con el catalizador, ambos fluyen a través de una tubería vertical donde tiene lugar la reacción, al final de la misma ocurre la separación del catalizador y productos originados. El reactor se utiliza como receptor y separador de los productos de reacción del catalizador, los productos pasan por ciclones para separar el catalizador arrastrado por los gases y el material limpio se envía a la torre de fraccionamiento. El coque que se produce se deposita sobre el catalizador, disminuyendo su actividad, por lo tanto es necesario regenerarlo.

---

<sup>6</sup> (CLARO, 2007)

**Figura 4. Proceso de craqueo catalítico en lecho fluidizado**



**Fuente:** CLARO, Yeigmy y HERNANDEZ, Nadia. Estudio de prefactibilidad técnico-económico para la implementación de un proyecto de mejoramiento de la calidad de crudos pesados mediante tecnologías up-grading en Colombia, 2007. (Modificado).

### 1.2.3 Procesos No Catalíticos

**1.2.3.1 Desasfaltado (DEMEX):** Es una operación de extracción liquido-líquido que permite recuperar del residuo de vacío los últimos hidrocarburos que aún son fácilmente transformables.

Es un proceso de separación por medio de la densidad, a diferencia de los procesos de destilación que ocurren por medio del punto de ebullición, consiste en poner en contacto una carga pesada y un solvente de propiedades parafínicas (generalmente compuestos entre Propano y Hexano), el solvente disuelve los productos de mayor parafinicidad en la carga, brindando como resultado un aceite desasfaltado con bajo contenido de contaminantes (DAO) y rico en moléculas de tipo parafínico. El desasfaltado de disolventes separa las fracciones de aceite

pesado para producir aceite lubricante pesado, carga de craqueo catalítico y asfalto.<sup>7</sup>

**Figura 5. Desasfaltación con propano**



**Fuente:** Modificado de <http://www.monografias.com/trabajos36/refinacion-petroleo/refinacion-petroleo2.shtml>

El solvente es recuperado de la mezcla DAO-Solvente a través del calentamiento. La operación requiere gran cantidad de energía y por lo tanto es una de las actividades de mayor costo del proceso.

**1.2.3.2 Coquización Retardada:** El objetivo de este proceso es convertir al máximo el residuo, pesado y de poco valor, en productos ligeros, como gasolina y gasóleo, produciendo a su vez coque sólido que se utiliza, sobre todo, como combustible.

---

<sup>7</sup> (CLARO, 2007)

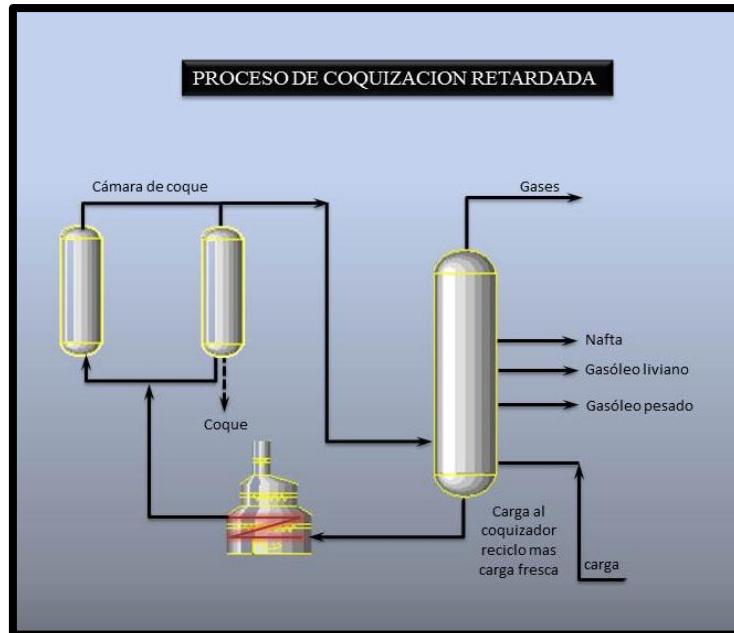
La coquización retardada es un proceso de craqueo térmico, en el cual mediante la aplicación de calor largas moléculas se descomponen para formar moléculas más cortas y livianas, este proceso se desarrolló para minimizar los rendimientos en fuelóleo residual por el craqueo térmico energético de los productos tales como residuos de vacío y alquitranes térmicos. En las primeras refinerías, el craqueo térmico a altas temperaturas producía depósitos indeseables en los calentadores, gracias a la evolución de la ciencia los calentadores pueden diseñarse para alcanzar altas temperaturas de los productos residuales por encima del punto de coqueo sin una formación significativa de coque en los calentadores.

Esto requiere altas velocidades (tiempos de retención mínimos) en los calentadores. Mediante un soaker o tambor aislado el efluente calentado consigue un tiempo suficiente para que la coquización tenga lugar antes del procesado subsiguiente y de ahí el término coquización retardada.

En la coquización retardada, primero se carga el material en un fraccionador para separar los hidrocarburos más ligeros y después se combina con el petróleo pesado reciclado. El material pesado pasa al horno de coquización y se calienta hasta altas temperaturas a bajas presiones para evitar la coquización prematura en los tubos del calentador, produciendo así una vaporización parcial y un craqueo suave.

La mezcla de líquido y vapor se bombea desde el calentador a uno o más tambores de coque, donde el material caliente permanecen aproximadamente 24 horas (retardo) a bajas presiones hasta que se descompone en productos más ligeros. Cuando el coque alcanza un nivel predeterminado en un tambor, el flujo se desvía a otro tambor para mantener la continuidad de la operación. El vapor procedente de los tambores se devuelve al fraccionador para separar el gas, la nafta y los gasóleos, y reciclar los hidrocarburos más pesados a través del horno.

**Figura 6. Proceso de coquización retardada**



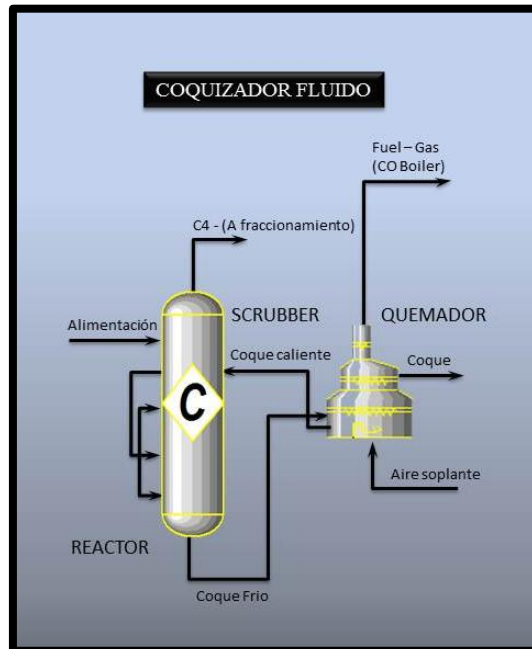
**Fuente:** CLARO, Yeigmy y HERNANDEZ, Nadia. Estudio de prefactibilidad técnico-económico para la implementación de un proyecto de mejoramiento de la calidad de crudos pesados mediante tecnologías up-grading en Colombia, 2007. (Modificado).

**1.2.3.3 Coquización en Lecho Fluido:** Es una tecnología de lecho fluido continuo que térmicamente convierte hidrocarburos pesados, tales como resid vacío, resid atmosférica, las arenas bituminosas de betún, crudos pesados enteros, fondos de desasfaltado, o fondos de la FCC a los productos más ligeros. Este proceso se utiliza comercialmente en las refinerías de conversión profunda y como el recurso para mejorar los aceites pesados o betunes.

La coquización en Lecho Fluido es un proceso térmico severo con los mismo objetivos de coque retardado, solo que se realiza en continuo, se diferencia del anterior, en el uso de un lecho fluidizado, en donde la coquización tiene lugar sobre la superficie de pequeñas partículas calientes de coque. El calor necesario para la coquización se obtiene mediante el traslado de partículas de coque a un

recipiente con quemador en donde una porción de coque se quema y otra parte regresa al reactor para proporcionar calor al proceso.<sup>8</sup>

**Figura 7. Coquizador Fluido**



**Fuente:** CARILLO, J. A. Procesamiento térmico de crudos pesados. 2004. (Modificado).

En este proceso, la alimentación se introduce por cabeza del reactor ("scrubber" o limpiador) donde se produce un intercambio de calor con los vapores que ascienden desde el reactor. De esta manera, se consigue una "limpieza" de la fracción más pesada que se recicla al reactor, mientras que los productos más ligeros son enviados hacia la sección de fraccionamiento de producto.

La reacción principal de craqueo se produce en el reactor, produciéndose toda una gama de productos más coque. La novedad del proceso radica en que el inventario de coque se mantiene constante al transferir una parte hacia el quemador, mediante una circulación de tipo de lecho fluido. El proceso está en balance de calor, compensando las pérdidas de calor en el reactor (proceso

<sup>8</sup> (CLARO, 2007)

endotérmico) con el aporte de calor producido en el quemador, mediante una combustión controlada del coque. Así, en este proceso, se produce la combustión entre un 15 y un 25% del coque que llega al quemador, sin necesidad de recurrir a ningún otro combustible. El coque remanente es extraído. Por otra parte, dado que el coque se extrae previa gasificación con vapor, se produce una cierta cantidad de gas de escape, con un alto contenido en CO, que se alimenta a un quemador de CO.<sup>9</sup>

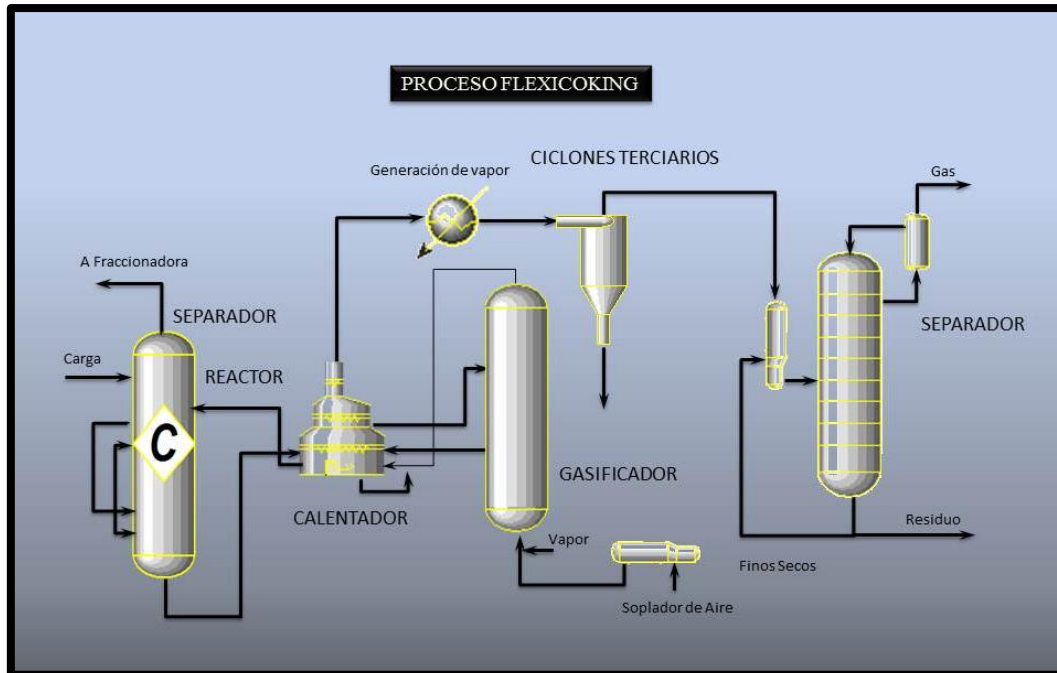
**1.2.3.4 Flexicoking:** Es una extensión del proceso de Coquificación en Lecho Fluidizado al que se le ha adicionado un gasificador de coque. Se aplica a cualquier tipo de residuos pesados, con el fin de convertirlos en productos de mayor valor agregado (Naftas, Gasóleos livianos y el flexigas) con el objeto de aumentar la generación de productos livianos y eliminar el problema de disposición de coque con alto contenido de azufre.

El proceso Flexicoking se basa en la desintegración térmica severa, para transformar cargas muy pesadas en altos rendimientos de líquidos y en lugar de carbón producir un gas con bajo BTU. Este proceso convierte el 99% del residual de vacío en gas y productos líquidos.

---

<sup>9</sup> (Vidal, 2006)

**Figura 8. Proceso Flexicoking**



**Fuente:** GARCIA, Filadelfo, Principios básicos de refinación, 2004. (Modificado).

El residuo alimentado a 600-620 °F es inyectado al reactor donde es térmicamente craqueado, típicamente a 967 °F, para obtener productos de mayor valor agregado. El calor sensible, el calor de vaporización y el calor necesario para llevar a cabo la reacción endotérmica de craqueo del residuo alimentado son proporcionados por la corriente de coque caliente que proviene del calentador.

Los vapores de hidrocarburos resultantes de las reacciones de craqueo son enfriados en el depurador, las fracciones más pesadas se condensan formando una corriente de hidrocarburo con partículas de coque. Las fracciones livianas provenientes del depurador son enviadas a un sistema de fraccionamiento donde son separadas para obtener gasóleo pesado, gasóleo liviano, nafta, olefinas y gases.

Coque fluidizado circula desde el reactor hacia el calentador, donde es calentado por el coque y el gas que proviene del gasificador. Una corriente de coque es enviada desde el calentador al gasificador donde reacciona a elevadas temperaturas (1500-1800 °F) con aire y vapor para formar una mezcla de hidrógeno (H<sub>2</sub>), monóxido de carbono (CO), nitrógeno (N<sub>2</sub>), dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>), agua (H<sub>2</sub>O) y pequeñas cantidades de COS.

Esta mezcla gaseosa, llamada gas de bajo poder calorífico o Flexigas, se retorna al calentador y es enfriada por coque frío proveniente del reactor, proporcionando de esta manera una porción del requerimiento calórico del reactor. El restante de dicho requerimiento lo entrega una corriente de coque que va desde el gasificador hacia el calentador.

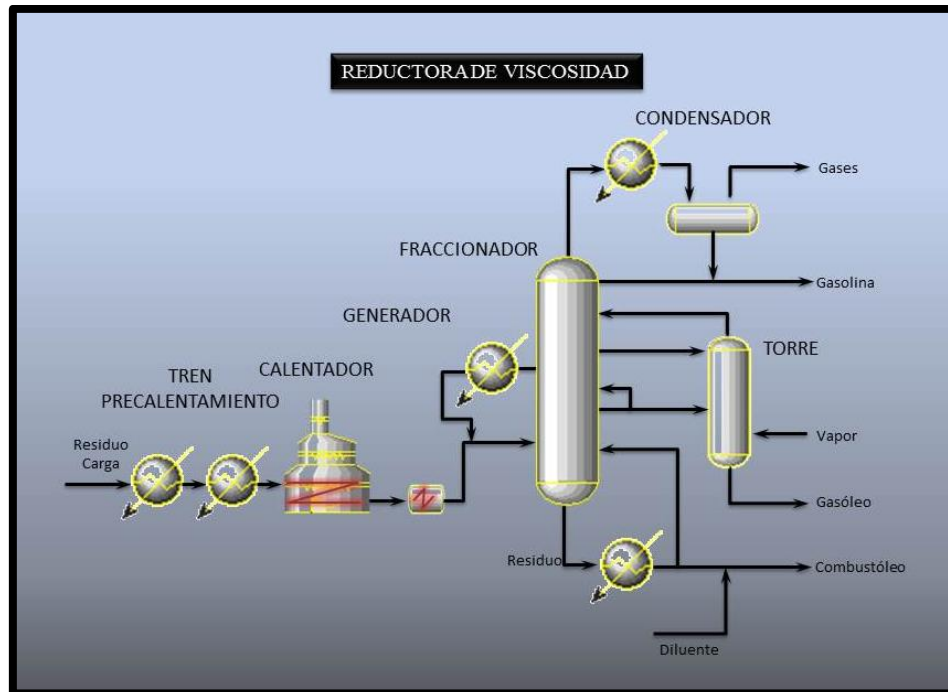
El gas de bajo poder calorífico, que sale por el tope del calentador, es usado para generar vapor de alta presión, antes de pasar por el ciclón terciario para remover las partículas de coque arrastradas. Las partículas finas que permanecen en el gas al salir del ciclón terciario son removidas en un depurador Venturi, después de una etapa adicional de enfriamiento. El gas libre de sólidos es enviado hacia la unidad de desulfuración para remover el H<sub>2</sub>S.

**1.2.3.5 Visbreaking:** Visbreaking (Reducción viscosidad, Rompimiento de viscosidad), es una ligera forma de craqueo térmico, utilizado para mejorar la viscosidad y el punto de fluidez de los productos. La Viscorreducción disminuye la producción de combustibles pesados, mientras aumenta la disponibilidad de destilados livianos, para vender o procesar en la refinería.

El proceso permite una conversión a destilados, gasolina y gas de 10 a 50%, dependiendo de la severidad y características de la alimentación. La conversión es alcanzada por el calentamiento a altas temperaturas en hornos especialmente diseñados. La temperatura, tiempo de residencia y presión del calentamiento, se

determina de acuerdo a la producción de productos deseados. El efluente del horno es enfriado para detener la reacción. La corriente enfriada luego pasa al fraccionador, donde se separa nafta, destilados y residuo.<sup>10</sup>

**Figura 9. Reductora de viscosidad**



**Fuente:** GARCIA, Filadelfo, Principios básicos de refinación, 2004. (Modificado)

---

<sup>10</sup> (GUERRERO, 2007)

## 2. PROCESO VISBREAKING

El Visbreaking es un proceso de craqueo térmico moderadamente suave, en fase líquida donde se reduce la viscosidad de cargas pesadas, la viscosidad se reduce mediante la descomposición de moléculas grandes de hidrocarburos en otras más pequeñas, con el fin de obtener fracciones de mayor valor agregado que la carga original y emplear una menor cantidad de diluyente en la preparación del combustóleo a partir de la brea viscorreducida.

El proceso consiste en someter una carga compuesta por hidrocarburos pesados de cadena larga, a condiciones severas de temperatura y tiempo de residencia hasta provocar ruptura térmica de las moléculas, a partir de las cuales se generan productos livianos (naftas) y gasóleos.

Los residuos pesados, utilizados como carga al proceso pueden ser residuos procedentes de las unidades de desasfaltado, fondos de vacío e hidrocarburos de gran viscosidad, alta relación carbono-hidrogeno y un elevado contenido de contaminantes metálicos y azufre.

El Visbreaking depende principalmente de dos variables de operación: la temperatura de reacción y el tiempo de residencia. La conversión puede llevarse a cabo bien calentando la alimentación a temperaturas elevadas en un horno, con tiempos de residencia muy bajos y enfriamiento de la corriente de salida o calentando la alimentación en el horno hasta una temperatura un poco más baja y permitiendo cierto tiempo de residencia en una cámara de reacción situada a la salida del horno con el objetivo de finalizar el craqueo en el mismo.

Los nombres respectivos de estas tecnologías son Visbreaking Coil y Visbreaking Soaker.<sup>11</sup>

## 2.1 TECNOLOGÍAS VISBREAKING

Se han desarrollado dos tecnologías relacionadas con la severidad del proceso de Viscorreducción, Viscorreducción Coil y Viscorreducción Soaker.

**2.1.1 Visbreaking Coil.** En esta tecnología, el craqueo térmico se origina en un horno que proporciona a la carga la energía necesaria para producir el rompimiento molecular, a temperaturas mayores de 450°C.

La geometría del horno y la velocidad de carga determinan el tiempo de residencia necesario para alcanzar la conversión deseada, el tiempo de residencia aproximadamente es de un minuto y la densidad de flujo de calor promedio a través de las paredes de los tubos esta entre 25 y 30 Kw/m<sup>3</sup>.h.<sup>12</sup>

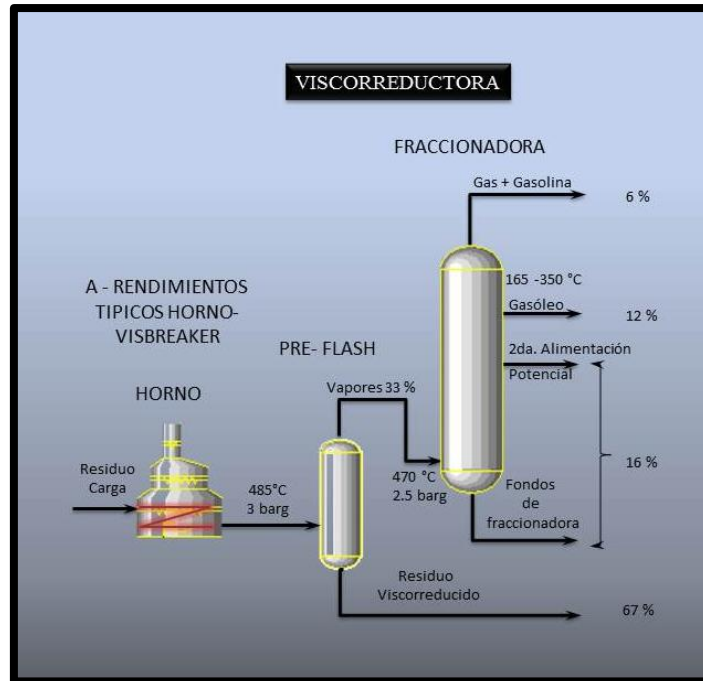
A continuación se ilustra el proceso Visbreaking Coil.

---

<sup>11</sup> (JYESHTHARAJ, 2008)

<sup>12</sup> (NIÑO, 2005)

Figura 10. Coil visbreaking



**Fuente:** NIÑO, Adriana y DE HOYOS, Ricardo. Evaluación de la adición de corrientes intermedias como donadores de hidrógenos en la Viscorreducción de los fondos Demex, 2005. (Modificado)

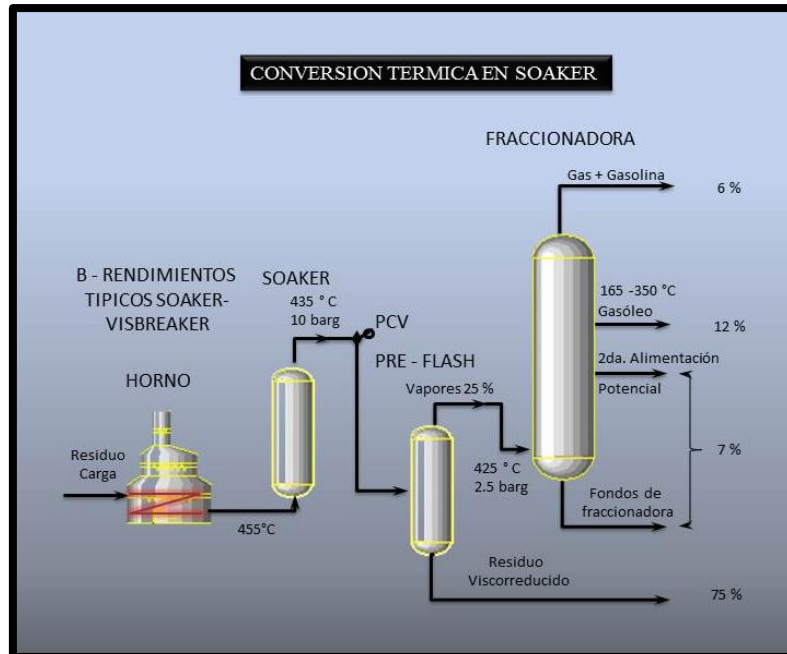
**2.1.2 Visbreaking Soaker o Cámara de Reacción.** En esta tecnología, el craqueo térmico tiene lugar en un horno a una temperatura de reacción de 30 a 40 °C más baja que la temperatura utilizada en la tecnología Visbreaking Coil y termina en una cámara de reacción, dispuesta para el incremento del tiempo de residencia para así disminuir el retro mezclado reduciendo de esta manera las reacciones de segundo orden. El tiempo de residencia en la cámara es de 10 a 20 minutos.

En la Figura 11 se ilustra el proceso Visbreaking Soaker.<sup>13</sup>

---

<sup>13</sup> (NIÑO, 2005)

**Figura 11. Soaker visbreaking**



**Fuente:** NIÑO, Adriana y DE HOYOS, Ricardo. Evaluación de la adición de corrientes intermedias como donadores de hidrógenos en la Viscorreducción de los fondos Demex, 2005. (Modificado).

**2.1.3 Viscorreducción en Tubos de horno vs Viscorreducción Soaker.** Existen muy pocas diferencias entre la Viscorreducción Soaker frente a la Viscorreducción en Tubos de horno, sin embargo, cada uno ofrece ventajas significativas en situaciones particulares:

- ✓ **Producción de Coque.** La reacción de craqueo del petróleo produce coque como un subproducto; en el caso de la Viscorreducción en Tubos de horno esta se establece en los tubos y eventualmente conduce a ensuciamiento o bloqueo, lo mismo ocurrirá en el Viscorredutor Soaker, debido a que utiliza temperaturas más bajas, el ensuciamiento se genera a un ritmo mucho más lento.

Los Visbreaker de Tubos de Horno por lo tanto requieren frecuente de-coquización lo cual requiere mano de obra intensiva, pero se puede desarrollar

una rutina donde los tubos son de-coquizados secuencialmente sin la necesidad de apagar la operación de reducción de viscosidad a diferencia el Soaker requiere una atención menos frecuentes, pero su puesta fuera de servicio normalmente requiere un cese total de la operación.

- ✓ **Economía de Combustible:** Las temperaturas más bajas se utilizan en el método Viscorreducción con Soaker ya que estas unidades utilizan menos combustible. En los casos en que una refinería compra combustible para apoyar las operaciones del proceso, cualquier ahorro en el consumo de combustible puede ser muy valiosa. En tales casos el uso de esta unidad puede ser ventajoso.

## 2.2 COMPOSICION DE LAS FRACCIONES PESADAS

Los aceites pesados se pueden caracterizar como una mezcla de varias clases de hidrocarburos que incluye aceites, resinas y asfaltenos. La mezcla se describe mediante un sistema coloidal en el cual la fase dispersa consiste de micelas que contienen asfaltenos y maltenos aromáticos de alto peso molecular y la fase continua es el aceite.<sup>14</sup>

**2.2.1 Aceites.** Los aceites están conformados por hidrocarburos pesados como los aromáticos, parafinas y olefinas, son ricos en hidrogeno y poseen alto peso molecular. Están compuestos en su mayoría por hidrocarburos naftenicos e hidrocarburos aromáticos policíclicos de seis átomos de carbono, siendo solubles en hidrocarburos parafinicos ligeros.

**2.2.2 Maltenos.** Son compuestos con estructura policíclica, no saturada, contienen menos hidrogeno que los aceites y su masa molecular está entre 300 y 1600. Se

---

<sup>14</sup> (JYESHTHARAJ, 2008)

encuentran conformados por olefinas, parafinas, naftenos, aromáticos y compuestos con heteroátomos en su estructura, y son solubles en hidrocarburos parafínicos livianos.

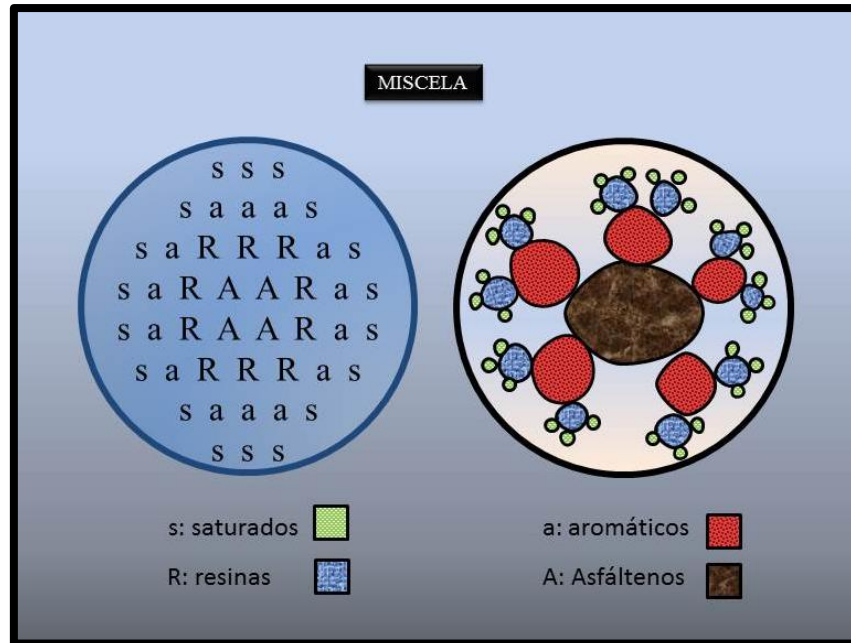
**2.2.3 Asfáltenos.** Están constituidos por moléculas aromáticas polinucleares, contienen bastante carbono y poco hidrógeno, su peso molecular oscila entre 5000 y 6000, son solubles en tetracloruro de carbono, bisulfuro de carbono e hidrocarburos aromáticos e insolubles en hidrocarburos parafínicos.<sup>15</sup> Los asfáltenos poseen alto contenido de hidrocarburos aromáticos por lo tanto son difíciles de craquear además debido a las condiciones del cracking se pueden polimerizar, formando precursores de coque y finalmente coque.

**2.2.3.1 Miscela:** La micela está conformada por un núcleo de asfáltenos, rodeado por resinas (fracciones malténicas aromáticas de alto peso molecular) absorbidas a su alrededor, las resinas a su vez absorben otros hidrocarburos con una mayor contenido de hidrógeno hasta que la micela en su periferia contenga hidrocarburos con un mayor contenido de hidrógeno (saturados). (Ver Figura 12)

---

<sup>15</sup> (NIÑO, 2005)

Figura 12. Miscela



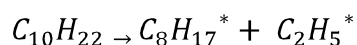
**Fuente:** NIÑO, Adriana y DE HOYOS, Ricardo. Evaluación de la adición de corrientes intermedias como donadores de hidrógenos en la Viscorreducción de los fondos Demex, 2005. (Modificado)

Un crudo es estable cuando los maltenos absorbidos por el núcleo de asfaltenos es tal que todas las fuerzas de absorción son saturadas. De esta forma la micela se encuentra en equilibrio físico con la fase de crudo circundante, así que los asfaltenos están peptizados. Sin embargo, el equilibrio puede ser alterado debido a un aumento de temperatura o al adicionar hidrocarburos con alto contenido de hidrogeno, ya que los compuestos absorbidos se pueden disolver en la fase maltenicas, ocasionando que los núcleos de asfaltenos se precipiten.

### 2.3 QUIMICA DEL VISBREAKING

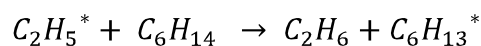
La Viscorreducción presenta muchas reacciones diferentes simultáneamente, por lo cual una explicación segura del mecanismo de reacción es complicada.

**2.3.1 Reacciones Primarias.** Este tipo de reacciones consiste en la descomposición de moléculas largas en moléculas pequeñas. Estas reacciones ocurren por el mecanismo de radicales libres, por ejemplo en la reacción del decano, por cracking térmico, sucede lo siguiente:

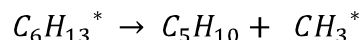


Estos radicales libres son de corta vida, altamente reactivos y no aparecen en los productos craqueados, dependiendo del tamaño del radical y de las condiciones del proceso, el radical optará por:<sup>16</sup>

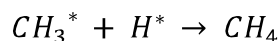
✓ **Reaccionar con otros hidrocarburos:**



✓ **Descomponerse a olefinas y a radicales más pequeños:**



✓ **Combinarse con otros radicales y terminar la reacción:**



**2.3.2 Reacciones Secundarias<sup>17</sup>.** Las principales reacciones que tienen lugar en este proceso son reacciones de polimerización y condensación, en menor proporción se presentan reacciones como la isomerización, dealquilación y ciclización. Las siguientes son las reacciones más probables para los diferentes tipos de hidrocarburos:

---

<sup>16</sup> (JYESHTHARAJ, 2008)

<sup>17</sup> (ALVAREZ, 2004)

- ✓ **Parafinas:** Son hidrocarburos saturados lineales con cadenas ramificadas. En una reacción primaria, la temperatura rompe el enlace carbono-carbono y da origen a una olefina y una parafina de menor peso molecular que la parafina original. La formación de coque se atribuye a las reacciones secundarias con participación de las olefinas formadas.
- ✓ **Olefinas:** Son hidrocarburos lineales o cíclicos que tienen en su estructura uno o más dobles enlaces. Son más inestables y reactivas que las parafinas, según su peso molecular a las condiciones de reacción se pueden polimerizar, ciclizar, deshidrogenar, generar compuestos aromáticos y en algunas condiciones pueden llegar a producir coque.
- ✓ **Naftenos:** Son hidrocarburos cíclicos. Su estabilidad térmica esta entre las parafinas y los aromáticos. Predominan los anillos de 5 y 6 átomos de carbono con cadenas alquílicas que se rompen principalmente por el carbono  $\alpha$ - $\beta$  al anillo con producción de olefinas, dejando unido al anillo radicales alquílicos pequeños (metilo o etilo). Este anillo puede romperse por la acción de temperaturas más altas, dando olefinas y diolefinas. Igualmente, se pueden condensar y deshidrogenar, formando algunos núcleos aromáticos.
- ✓ **Aromáticos:** Son todos aquellos hidrocarburos que en su estructura tienen por lo menos un anillo bencénico. Los aromáticos simples son estables a temperaturas bajas, pero hacia los 500 °C se presentan las reacciones de deshidrogenación, seguidas de condensación intermolecular conducentes a núcleos cada vez más complejos hasta llegar al coque y el carbón. Las cadenas alquílicas en los núcleos aromáticos se comportan como parafinas.
- ✓ **Heteroatomos:** Son compuestos que contienen S, O, N, propios de los crudos, los cuales les confieren diferentes propiedades. Se encuentran presentes en los productos craqueados.

## 2.4 CINÉTICA DE LA VISCORREDUCCIÓN<sup>18</sup>

Debido a la gran complejidad en el número y estructura de las especies químicas presentes en un crudo o en sus fracciones pesadas, no es posible dar una explicación exacta del mecanismo de reacción de la ruptura térmica, a causa del gran número de reacciones que se llevan a cabo simultánea y secuencialmente. Por esta razón, los procesos de conversión térmica de una mezcla de hidrocarburos normalmente se describen como una reacción de primer orden, la cual depende solamente del tiempo de residencia y de la temperatura.

La conversión de residuos a productos de menor punto de ebullición se puede simular razonablemente con un modelo simple de reacción de primer orden, según la siguiente ecuación:

$$\frac{dx}{dt} = k * (100 - x) \quad \text{Ecuación 1}$$

Dónde:

$x$ : Porcentaje en volumen con respecto a la carga total de fondo a 482 °C+.

$(100 - x)$ : Conversión, %v

$t$ : Tiempo de residencia, (s)

$k$ : Constante de la velocidad de reacción ( $s^{-1}$ )

Integrando la anterior ecuación se obtiene una expresión de la constante de velocidad de reacción en función del tiempo y la concentración:

$$k = \frac{1}{t} \ln \frac{100}{(100-x)} \quad \text{Ecuación 2}$$

La relación entre  $k$  y la temperatura está dada por la ecuación de Arrhenius:

---

<sup>18</sup> (CARRILLO & CORREDOR, 2004)

$$k = k_o * e^{\frac{-Ea}{RT}}$$

*Ecuación 3*

Dónde:

$k$ : Constante de la velocidad de reacción ( $s^{-1}$ )

$k_o$ : Factor de frecuencia de la materia prima con la presión ( $s^{-1}$ )

$Ea$ : Energía de activación (kJ/kmol)

$R$ : Constante de la Ley de los gases (8,314 kJ/kmol\*K)

$T$ : Temperatura (K)

La temperatura y el tiempo son inversamente proporcionales, si la temperatura aumenta, el craqueo también, así que se requerirá un tiempo de resistencia más corto.

## **2.5 ESTABILIDAD DEL FONDO**

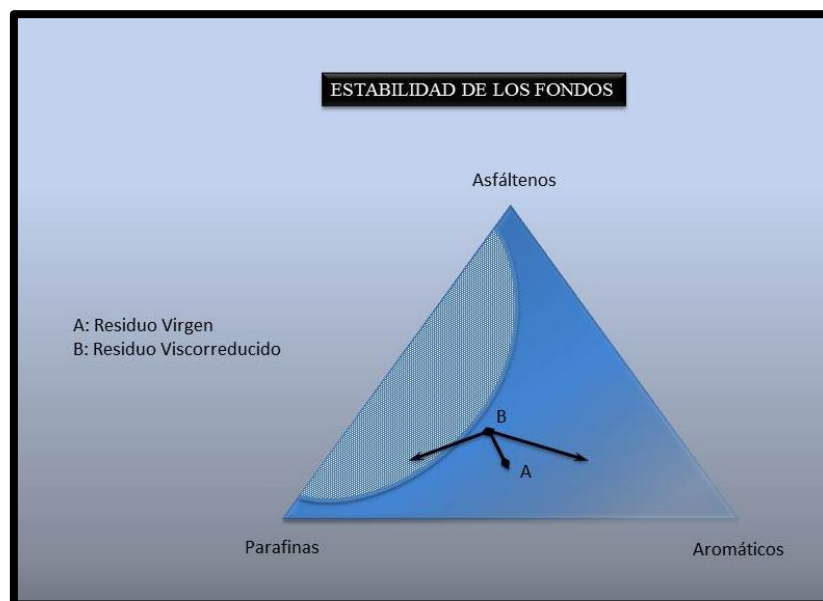
La estabilidad se define como la resistencia que presenta el producto a la floculación de asfáltenos y se traduce en ensuciamiento de superficies y líneas, consiste en el equilibrio de todas las fuerzas de adsorción que mantiene unidas las estructuras micelares (asfáltenos y maltenos) con los aceites, este conjunto de denomina sistema coloidal. En un residuo estable, el sistema de maltenos adsorbidos por los asfáltenos es tal que todas las fuerzas de adsorción están saturadas, de modo que la micela está en equilibrio con la fase aceitosa. Este equilibrio de absorción se puede alterar por medio de:

- ✓ La adición con hidrocarburos con alto contenido de hidrogeno.
- ✓ El aumento de la temperatura

Como consecuencia de la alteración, los componentes adsorbidos se disuelven mientras que los asfáltenos se precipitan causando la inestabilidad del aceite. El concepto de estabilidad y como se afecta durante la Viscorreducción se puede explicar a través de un diagrama de fases triangular (Véase Figura 13).

En este diagrama las esquinas representan tres componentes del residuo: asfáltenos, saturados y aromáticos. Si se supone que el residuo tiene una composición representada por el punto A, ubicado en la región estable, cuando se inicia el craqueo se forman asfáltenos a partir de los aromáticos, de modo que la composición se dirige hacia B, por lo tanto la combinación tiempo de residencia y temperatura de reacción del proceso de Viscorreducción debe establecerse de tal forma que se obtenga una alta conversión a productos livianos (nafta) sin alterar el equilibrio de adsorción de la estructura micelar. El diagrama triangular solo da una aproximación cualitativa del fenómeno de estabilidad.<sup>19</sup>

**Figura 13. Estabilidad de los fondos**



**Fuente:** BOHLMANN D et al. A new process combination for deep conversion of heavy oils: Scientific base and first industrial experience. Tokyo 100, Japan.

<sup>19</sup> (BOHLMANN)

Existen tres diferentes métodos para la determinación de la estabilidad: Prueba Merito,  $P_{value}$ , y Prueba de Heithaus.

**2.5.1 Prueba de Mancha.** Se refiere a una cromatografía de papel, utilizada para controlar la severidad de la operación y la estabilidad del fondo, a través de la cantidad de o-Xileno requerida para solubilizar los asfáltenos presentes en el crudo. La siguiente ecuación permite el cálculo de este parametro y los límites de aceptación en la Tabla 1.

$$Merito = \frac{\% vol Xileno max}{10} \quad \text{Ecuación 4}$$

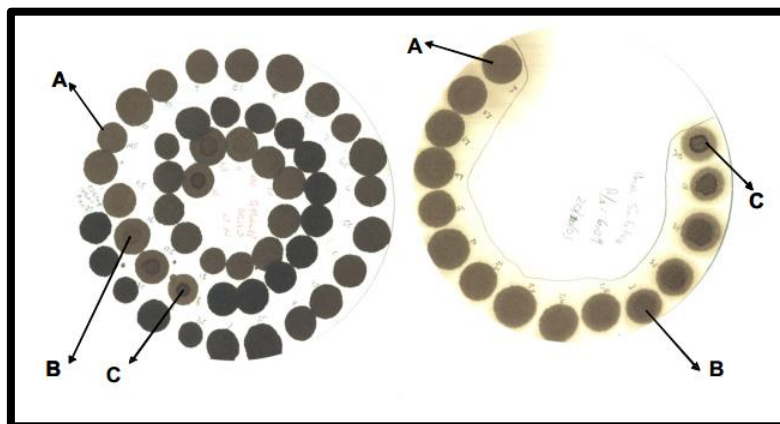
**Tabla 1. Criterio de estabilidad de fondos, Prueba Merito.**

Estabilidad del Fondo	Merito
Estable	6-7
Límite de Estabilidad	8
Inestable	>8

**Fuente:** NIÑO, A. y DE HOYOS, R. Evaluación de la adición de corriente intermedias como donadores de hidrogeno en la Viscorreducción de los fondos DEMEX. Proyecto de grado, Universidad Industrial de Santander, 2005.

**Figura 14. Método de la mancha para determinación de punto de floculación de asfáltenos.**

(A) Asfáltenos dispersos, (B) Asfáltenos comenzando a flocular y (C) Asfáltenos floculados.



**Fuente:** CUADERNO FIRP S369-PP. Asfaltenos, Ocurrencia y Floculación. Universidad de los andes, Venezuela, 2004.

**2.5.2  $P_{value}$ .** Esta prueba tiene como base la relación de la aromaticidad de los maltenos  $P_O$  y la aromaticidad mínima necesaria para mantener los asfáltenos en solución  $FR_{max}$ . El  $P_{value}$  se determina por medio de una titulación con cetano (n-Hexadecano), a través del analizador OPTRODE desarrollado por Shell. La estabilidad de un fondo es determinada por la relación de  $P_O$  y  $FR_{max}$ , como se muestra a continuación<sup>20, 21</sup>:

$$P_{value} = \frac{P_O}{FR_{max}} \quad \text{Ecuación 5}$$

<sup>20</sup> (GARZON, Mayo 2006)

<sup>21</sup> (ALVAREZ, 2004)

**Tabla 2. Criterio de estabilidad de fondos, Prueba P<sub>value</sub>**

Estabilidad del Fondo	P <sub>value</sub>
Estable	>1
Inestable	<1

**Fuente:** GARZON L, CARRILLO J. y PICON H. Impacto del slurry de FCC sobre la estabilidad del fuelóleo. Paper INGENIERIA QUIMICA, Mayo (2006).

**2.5.3 Titulación de Heithaus.** Consiste en una titulación del crudo con una solución de iso-octano-tolueno, se calculan los llamados parámetros de Heithaus: Pa (Peptizabilidad de asfaltenos), Po (Poder de solvencia de los maltenos) y P (Compatibilidad global del residuo) para calcular el índice coloidal IC, el cual mide la estabilidad de los fondos, y está dado por la relación de Pa que decrece con el progreso de la pirolisis y Cmin (Concentración de dilución mínima) la cual aumenta cuando la estabilidad total del residuo decrece.

El índice coloidal se define como:

$$IC = \frac{Pa}{Cmin} \quad \text{Ecuación 6}$$

**Tabla 3. Criterio de estabilidad de fondos, Prueba Heithaus**

Estabilidad del Fondo	Índice Coloidal, IC
Estable	>0.35
Inestable	<0.35

**Fuente:** CARVAJAL V. y TORRES C. Determinación de los parámetros cinéticos de la reacción de Viscorreducción de los fondos DEMEX mediante el desarrollo de un modelo cinético. Proyecto de grado, Universidad Industrial de Santander, 2006

## 2.6 SEVERIDAD DE LA VISCORREDUCCION <sup>22</sup>

---

<sup>22</sup> (CARRILLO & CORREDOR, 2004)

Las variables básicas que intervienen en la conversión térmica son la temperatura de reacción y el tiempo de residencia. La combinación de estos factores define la severidad del tratamiento. Este término, usualmente cualitativo, se refiere al grado de conversión obtenido en la descomposición térmica de la carga. La severidad o factor de calentamiento se puede expresar como:

$$S = \theta * \frac{k_{(T)}}{k_{(430\text{ }^{\circ}\text{C})}} \quad \text{Ecuación 7}$$

Dónde:

S: Factor de calentamiento o Severidad

$\theta$ : Tiempo de residencia, [s]

$k_{(T)}$ : Constante de velocidad a la temperatura T, [ $\text{s}^{-1}$ ]

$k_{(430\text{ }^{\circ}\text{C})}$ : Constante de velocidad a 427 °C, [ $\text{s}^{-1}$ ]

El incremento de la severidad en la reacción genera fondos inestables, por lo tanto existe un límite de severidad máxima a partir del cual se presenta precipitación de asfáltenos.

**2.6.1 Severidad máxima<sup>23</sup>.** La severidad máxima se refiere a la temperatura y tiempo de residencia necesarios para alcanzar la máxima producción de gasolina y residuo estable que se pueda mezclar con diluyentes para generar combustóleo dentro de las especificaciones requeridas. Los límites de severidad se determinan mediante pruebas a nivel piloto en las cuales se estudian dos casos.

**2.6.1.1 Severidad máxima por tiempo de residencia:** En estas pruebas la temperatura se mantiene constante y el tiempo se varía en intervalos previamente establecidos.

---

<sup>23</sup> (NIÑO, 2005)

**2.6.1.2 Severidad máxima permisible por temperatura de reacción:** Estas pruebas se realizan con un tiempo de residencia fijo y se varía la temperatura de reacción en cada corrida.

## **2.7 ACTUALES VARIANTES TECNOLOGIAS DE VISBREAKING**

La evolución del tratamiento de crudos pesados, se ha visto reflejada con la introducción de una variedad de procesos de craqueo, en el caso del proceso de la Viscorreducción, nuevos y mejorados enfoques se han realizado, estos incluyen avances en los métodos actuales (Viscorreducción en Soaker y en tubos de horno) para la minimización de las pérdidas de energía del proceso y la eficiencia de conversión.

Además se incluye el uso de aditivos para favorecer la deposición preliminar de los constituyentes formadores de coque.<sup>24</sup>

**2.7.1 Aquaconversion**<sup>25</sup>. Consiste en una modificación del proceso Visbreaking. En la Viscorreducción las reacciones de polimerización reducen la fracción de destilados e incrementan la cantidad de asfaltenos producidos, a diferencia en la Aquaconversion una ligera hidrogenación de los radicales libres formados disminuye las reacciones de condensación por lo tanto no hay un aumento en la cantidad de asfaltenos.

**2.7.1.1 Química de la Aquaconversion:** La química consiste en involucrar la saturación de los radicales libres aromáticos antes de que estos puedan condensarse para formar asfaltenos; el mecanismo de transferencia de hidrogeno inhibe la condensación de aromáticos y se produce un producto más estable, con

---

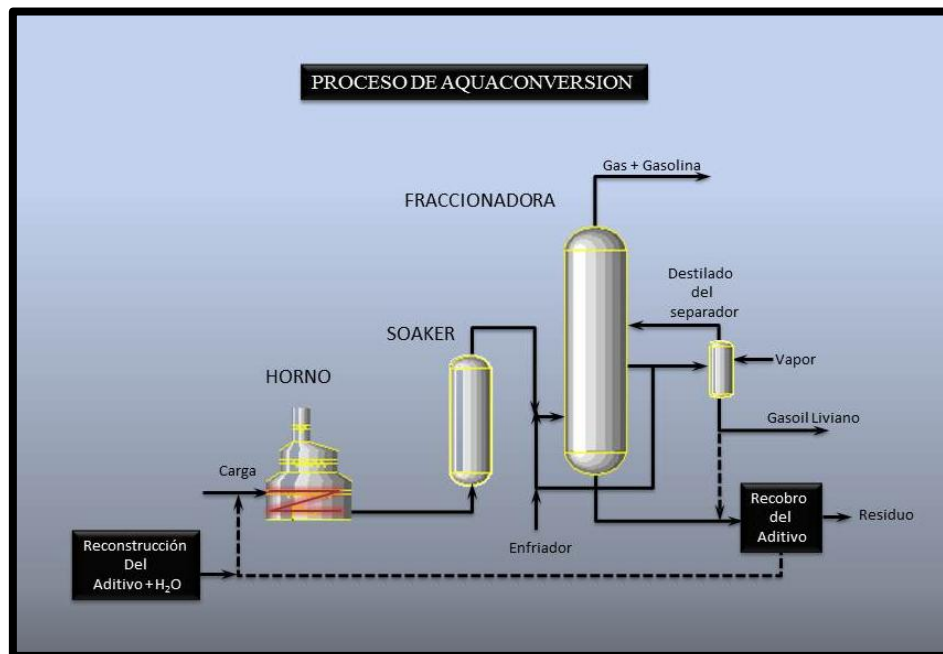
<sup>24</sup> (SPEIGHT J. , 2012, doi:10.1016/j.scient.2011.12.014)

<sup>25</sup> (GUERRERO, 2007)

mayor contenido de hidrogeno y más bajo contenido de asfaltenos y Carbono Conradson.

La Aquaconversion sucede por la interacción de dos catalizadores. El primero facilita la disociación del agua y el segundo promueve la adición de hidrogeno a los radicales libres aromáticos.<sup>26</sup>

**Figura 15. Proceso de Aquaconversion**



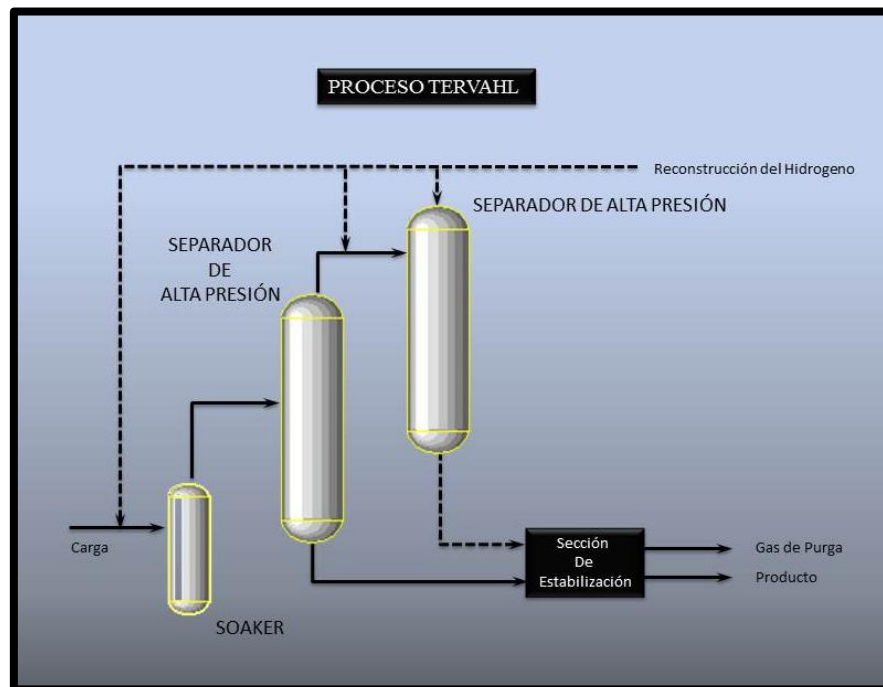
**Fuente:** MARZIN, Roger . New residue process increases conversion, produces stable residue in Curacao refinery. Oil& gas journal. 1998.

**2.7.2 Tervahl-T.** El proceso Tervahl-T es una variación de la tecnología Visbreaking, esta alternativa incluye solo el proceso térmico para producir un crudo sintético con un mejor transporte por tener baja viscosidad y gran estabilidad, ofrece opciones que permiten al proceso acomodarse a las diferencias en la alimentación como en los productos deseados.

<sup>26</sup> (McGRATH M, 1998)

En el proceso, la alimentación es calentada a la temperatura deseada usando tubos de horno (coil) como calentadores, para luego ingresar a un soaker por un tiempo específico. El efluente del soaking drum es enfriado y enviado a un estabilizador convencional o fraccionador donde los productos son separados en las corrientes deseadas. El gas producido en el proceso es usado para combustible.

**Figura 16. Proceso Tervahl**



**Fuente:** SPEIGHT J. The Refinery of the Future. First edition. England, Oxford; Gulf Professional Publishing in an imprint of Elsevier, 2011

En relación al proceso Tervahl-H, consiste en añadir un mecanismo de hidrogenación al proceso Tervahl-T, en este caso la corriente de alimentación y la corriente rica en hidrogeno, son calentadas usando técnicas de recuperación de calor y fired heater (Generadores de aire caliente) en el soaker como el proceso Tervahl-T.

El efluente de gas y aceite que sale del soaker son mezclados con hidrogeno reciclado y separados en un separador caliente, donde el gas se enfría al pasar a través del separador frio, y reciclado a el calentador y efluente del soaker. Los líquidos del separador caliente y frio son enviados a la sección del estabilizador, donde el gas de purga y el crudo sintético son separados.

El gas es usado como combustible y el crudo sintético es transportado o almacenado.<sup>27</sup>

**Tabla 4. Datos de alimentación y productos para los procesos Tervahl T y Tervahl H**

<b>DATOS DE ALIMENTACIÓN Y PRODUCTOS PARA LOS PROCESOS TERVAHL T Y TERVAHL H</b>		
Alimento: crudo pesado BOSCAN		
API	10,5	
Destilado, wt % (<500°C, <930°F)	35,5	
<b>Proceso</b>		
	<b>Tervahl T</b>	<b>Tervahl H</b>
Producto		
API	11,7	14,88
Destilado, wt % (<500°C, <930°F)	52,5	55,3

**Fuente:** SOURCE, Speight, J.G y OZUM, B. 2002. Petroleum Refining processes. Marcel Dekker Inc., New York, with permission. (Modificado)

**2.7.3 Proceso de craqueo de alta conversion Soaker (HSC).** Es un proceso de cracking diseñado para una moderada conversión, mayor que la del visbreaking pero menor que la del Coking. El proceso produce poco gas y altos rendimientos de destilados comparado a los otros procesos de craqueo térmico.

<sup>27</sup> (SPEIGHT J. , 2011)

Esta tecnología puede ser usada para convertir un amplio rango de alimentaciones con altos contenidos de sulfuro y metales, incluyendo crudos pesados, oil sand bitumen, residuos y residuos de Visbreaking. Como una nota interesante, el proceso HSC emplea reactores continuos como el proceso original Eureka que usa dos reactores.

En el proceso, la alimentación precalentada entra al fondo del fraccionador, donde es mezclada con aceite reciclado. La mezcla es bombeada a la carga del calentador y luego al soakim drum donde se proporciona suficiente tiempo de residencia para completar el craqueo térmico.

A presión atmosférica, la inyección de vapor tiene lugar en el tope y en el fondo. En el soaker, la alimentación y algunos productos fluyen hacia abajo, pasando a través de un número de platos perforados, mientras que el vapor junto con el gas craqueado y vapores destilados fluyen a través de los platos perforados en contracorriente.

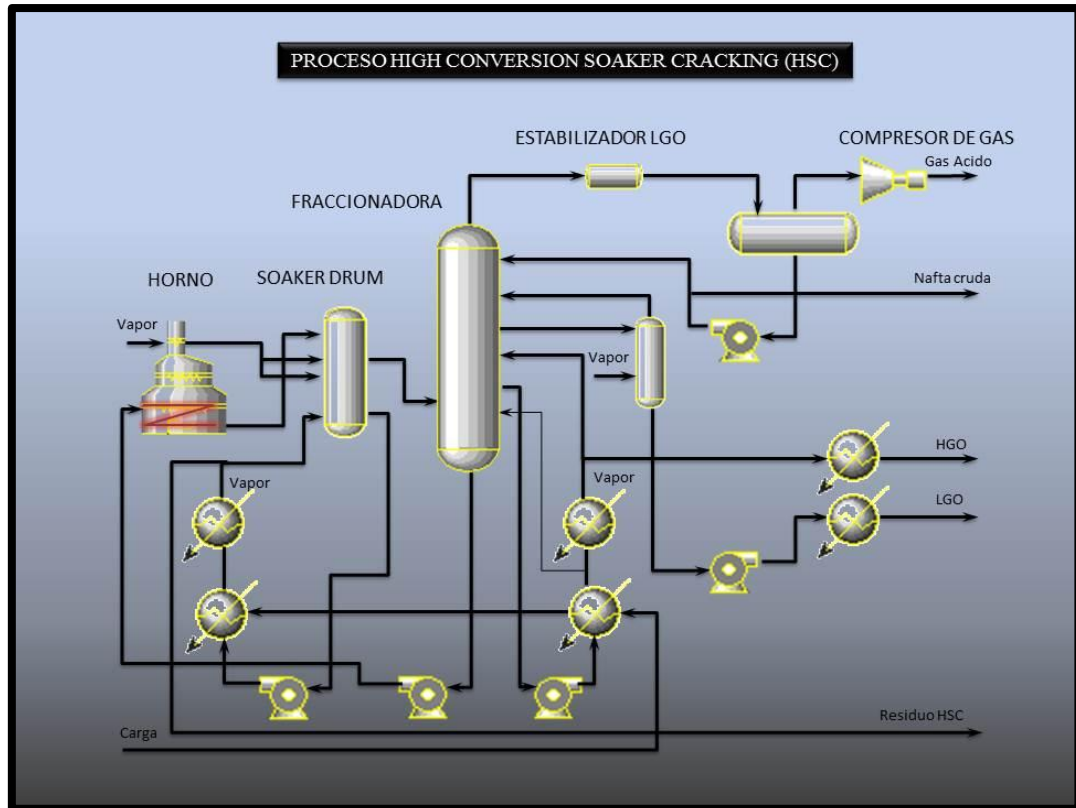
Los productos volátiles del soaker entran al fraccionador, donde los destilados son fraccionados en corrientes de productos de aceite deseados, incluyendo una fracción de gasóleo pesado. El producto de gas craqueado es comprimido y usado como combustible después del endulzamiento. Los productos de aceite craqueado son usados como alimento para procesos como el craqueo catalítico o hidrocrqueo después del Hidrotratamiento.

El residuo comúnmente se utiliza como combustible de caldera, asfalto para calles, o como un alimento para la parcial oxidación.<sup>28</sup>

---

<sup>28</sup> (SPEIGHT J. , 2012, doi:10.1016/j.scient.2011.12.014)

**Figura 17. Proceso High conversion soaker cracking (HSC)**



**Fuente:** SPEIGHT J. The Refinery of the Future. First edition. England, Oxford; Gulf Professional Publishing in an imprint of Elsevier, 2011

### **3. CAMPO JAZMÍN**

#### **3.1 RESEÑA HISTÓRICA**

El 3 de septiembre de 1980 las compañías ECOPETROL y Omimex de Colombia LTD. Firmaron el contrato de asociación NARE, cada una con una participación del 50%.

El campo fue descubierto en 1986 por la Texas, pero debido a la restricción en la refinería de Barrancabermeja y a la poca demanda de consumo interno su desarrollo fue aplazado por 12 años.

En 1999 el plan de desarrollo del campo Jazmín fue aprobado dentro del contrato de asociación Nare, bajo la operación de Omimex, compañía que compra los derechos a la Texas y los campos Teca y Nare. En el siguiente año se inició una intensa campaña de perforación: perforar 103 pozos ubicados en 11 plataformas (clúster). En junio de 2002 se inicia la producción, como causa de los clúster perforados y la inyección de vapor, por lo cual se decide ejecutar la segunda fase entre el 2002 y 2003, que incluyó la perforación de otros pozos.

A finales del 2005, las compañías Oil & Natural Gas Corporation (ONGC), compañía estatal petrolera de India y SINOPEC Corp., empresa estatal petrolera de China, se mostraron interesadas en la compra de las acciones de Omimex de Colombia, Ltd.

Después de varias rondas de negociación, las mencionadas empresas decidieron unirse para crear la compañía Mansarovar Energy Colombia, Ltd. (MECL), el 20 de septiembre de 2006, Omimex Resources, Inc., propietaria de

las acciones de Omimex de Colombia, Ltd., y MECL firmaron el acuerdo de compra en el que consolidaron la negociación. La actual operadora del campo es Mansarovar Energy Colombia, Ltd.

### **3.2 LOCALIZACIÓN GEOGRÁFICA<sup>29</sup>**

El Campo Jazmín se encuentra ubicado geográficamente en la cuenca del Valle Medio del Río Magdalena, en el departamento de Boyacá, específicamente en las veredas Santa Bárbara, Isla Carbonero y Ermitaño del municipio de Puerto Boyacá.

Actualmente Campo Jazmín cuenta con una extensión de 1966.31 ha localizadas en terrenos colinados y planos en la margen derecha del río Magdalena aguas abajo del casco urbano del municipio de Puerto Boyacá. El campo hace parte de la asociación Nare y almacena unos 464 MMBLS de petróleo, de los cuales 92.8 MMBLS son recuperables.

A continuación se presentan los campos de los bloques A y B que conforman la Asociación Nare.

---

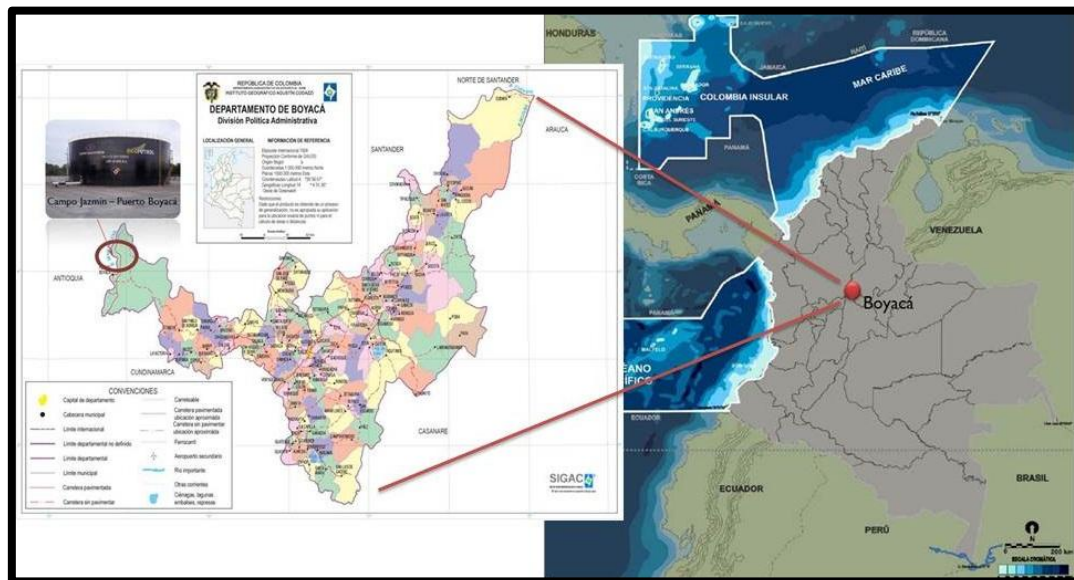
<sup>29</sup> (Autoridad Nacional de Licencias Ambientales, 2012)

**Tabla 5. Asociación Nare**

Bloque	Campo	Área (Acres)	Área (Has)
A	Chicalá	830	336
	Moriche	1085	439
B	Nare norte (Jazmín)	1700	688
	Underriver	630	255
	Nare Sur	630	267

**Fuente:** SALAS A. Análisis de las operaciones de cementación, empaquetamiento con grava y fluidos de perforación para un pozo tipo en el Campo Jazmín. Práctica empresarial, Universidad Industrial de Santander, 2005

**Figura 18. Ubicación campo Jazmín**



**Fuente:** autores

### 3.3 DESARROLLO DEL CAMPO<sup>30</sup>

La perforación de pozos ha comprendido varias etapas; La Fase I inició en el 2001 con la perforación de 106 pozos y en el 2003 se realiza una extensión de la Fase con la perforación de 24 pozos, la Fase II comienza en el 2004, donde se implementan 27 pozos presentados por clúster a continuación:

**Tabla 6. Jazmín Fase II**

Clúster	N° pozos	Bopd
AG	5	574
AE	8	918
D	8	918
AQ	6	690
<b>TOTAL Fase II Occidente</b>	<b>27</b>	<b>3100</b>

**Fuente:** SALAS A. Análisis de las operaciones de cementación, empaquetamiento con grava y fluidos de perforación para un pozo tipo en el campo Jazmin. Práctica empresarial, Universidad Industrial de Santander, 2005

Actualmente el campo tiene 70 clúster y 325 pozos productores; sin embargo, para efectos de este proyecto se tendrá en cuenta la producción de 25 clúster, cuya producción corresponde a los 4925 bbls/d.

En campo Jazmín los pozos son perforados en forma de “clúster”, los cuales consisten en un conjunto de pozos generalmente direccionales ubicados en una misma locación, separados entre 6-10 metros el uno del otro. La información general del desarrollo del campo se encuentra en el Anexo 1.

---

<sup>30</sup> (SALAS A., 2005)

**Figura 19. Mapa actual de Campo Jazmín**



**Fuente:** Mansarovar Energy Colombia Ltd.

### 3.4 PRODUCCIÓN ACTUAL DEL CAMPO JAZMIN

A continuación se presenta en la Tabla 7. la producción actual del Campo:

**Tabla 7. Produccion campo Jazmin**

Producción Campo Jazmín					
Día	BOPD				
	Objetivo	Bruto	Fiscalizado	% Bruto	% Fiscalizado
	9460	7561	7561	79.93%	79.93%
Mes	BOPD				
	Objetivo	Bruto	Fiscalizado	% Bruto	% Fiscalizado
	9460	7462	7645	78.88%	80.82%
Año	BOPD				

Producción Campo Jazmín					
	Objetivo	Bruto	Fiscalizado	% Bruto	% Fiscalizado
	9614	8657	8630	90.05%	89.77%

Fuente: Mansarovar Energy Colombia Ltda.

Los *barriles brutos fiscalizados* hacen referencia al volumen de petróleo crudo medido en las unidades ACT, LACT o en los tanques de almacenamiento, corregido a temperatura estándar de 60°F e incluido el volumen de BS&W; mientras que los *barriles netos fiscalizados*, se les resta el volumen de BS&W.

### 3.5 ESQUEMA ACTUAL PARA EL TRANSPORTE DEL CRUDO PESADO

La producción de petróleo en el campo jazmín es transportado a través de carrotanques y líneas de flujo. El crudo transportado por este último medio requiere la dilución de nafta, debido a su alta resistencia para fluir. La Tabla 8. representa la cantidad de crudo transportado por cada medio.

**Tabla 8. Entregas del campo Jazmín**

	Destino	Transporte	TOV	NSV	API	BS&W	Sal
			(BLS)	(BLS)			(lb/1000bls)
Cartagena - C.I Interfuels		CARROTANQUE	909	860	11.5	0.59%	18
Cartagena third-venta local	CODIS	CARROTANQUE	436	412	11.5	0.59%	18
Cartagena third-venta local	PETROCOSTA	CARROTANQUE	877	830	11.5	0.59%	18
C/gena vanoil		CARROTANQUE	277	215	11.5	0.59%	18
Velásquez Galán oil pipeline		LINEA DE FLUJO	5764	5462	11.5	0.45%	18
<b>TOTAL</b>			8263	7779			

Fuente: Mansarovar Energy Colombia Ltda.

### 3.6 CARACTERISTICAS DEL CRUDO JAZMIN

El estudio está basado en la producción promedio de 25 clúster de 4925 bpd de crudo Jazmín. A continuación en la Tabla 9. Se mencionan las características del crudo.

**Tabla 9. Características fisicoquímicas del crudo del Clúster AQ**

Prueba	Método	Unidad	Resultado*
Gravedad a 15.6°C(60°F)	Calculada	API	12.6
Densidad a 15.0°C	D 5002	Kg/m <sup>3</sup>	981.3
Azufre	D 4294	% m	1.431
Residuo Carbón Micro	D 4530	% m	8.81
Numero de neutralización	D 664	mg KOH/g	6.896
Presión de Vapor	D 323	Psi	0.20
Punto de Fluidez	D 97	°C	-3
Constante grav/visc., VGC	D 2501		0.918
Insolubles n-C7	D 3279	% m	2.22
Factor de Caracterización K	UOP-375		11.42
Viscosidad @ 40°C (104°F)	D 445	cSt	2362.34
Viscosidad @ 50°C (122°F)	D 445	cSt	972.91
Cenizas	D 482	% m	0.177
Agua y Sedimento	D 96	% v	0.005
Sal	ARUBA	lb/1000 Bls	38.57
<b>CONTENIDO DE METALES</b>	D 5863		
Vanadio		Ppm	68.57
Níquel		Ppm	56.51
Sodio		Ppm	81.92

Prueba	Método	Unidad	Resultado*
Hierro		Ppm	48.51
Cobre		Ppm	0.12
Aluminio		Ppm	1.73
Magnesio		Ppm	2.06
Calcio		Ppm	345.43
Punto de Inflamación	D 93	°C	103.0
Ceras	UOP-46 Mod.	% m	0.33
<b>ANÁLISIS SARA</b>	D 2549		
Saturados		% m	35.9
Aromáticos		% m	47.6
Resinas		% m	14.5
Asfáltenos		% m	2.0

**Fuente:** Mansarovar Energy Colombia Ltd. Informe Técnico, Evaluación Tipo III Crudo AQ-04. Caracterización y Evaluación de Crudo, 2006

## **4. DATOS EXPERIMENTALES DEL PROCESAMIENTO TERMICO DEL CRUDO JAZMIN <sup>31</sup>**

Los siguientes datos corresponden a un estudio de investigación, llevada a cabo en una planta piloto de Viscosreducción del Instituto Colombiano de Petróleo (ICP), donde los resultados obtenidos de la conversión térmica de los crudos Castilla, Rubiales y Naré-Jazmín fueron analizados. Solo se presentarán los resultados del crudo Jazmín, debido a que los demás crudos no hacen parte del motivo de estudio de este trabajo.

En la investigación fueron encontradas las condiciones óptimas de operación, las cuales corresponden a una temperatura de 456 °C y tiempo de residencia de 1,4 minutos para el crudo Jazmín. Bajo esas condiciones la conversión alcanzada fue del 68%. El impacto de la Viscosreducción es determinado por las propiedades reológicas y la estabilidad del fondo viscosreducido.

### **4.1 METODOLOGÍA EXPERIMENTAL**

Las principales propiedades del crudo Jazmín son presentados en la Tabla 9. Las pruebas fueron llevadas a cabo a presión constante de 0,1 Mpa y distintas temperaturas (de 420 a 456 °C) y tiempos de reacción de 1,2 minutos a 1,6 minutos.

---

<sup>31</sup> (CARRILLO & CORREDOR, 2004)

**Tabla 10. Caracterización del Crudo Jazmín 171°C+**

Análisis	Norma	Unidad	Jazmín
Insolubles en n-C7	UOP 614	% peso	4.5
Insolubles en n-C5	UOP 614	% peso	6.35
Residuo de carbón micro	ASTM D4530	% peso	9.49
Contenido de azufre	ASTM D4294	% peso	1.6
Numero acido	ASTM D664	mg KOH/g	6.68
Densidad @ 15°C	ASTM D5002	g/ml	0.9
Gravedad API	ASTM D1298	°API	11.1
Níquel	ASTM 5863PE	Ppm	77.5
Vanadio	ASTM 5863PE	Ppm	93.2
Análisis SARA	IP143/ASTM		
Saturados		% peso	26.1
Aromáticos		% peso	40
Resinas		% peso	31
Asfáltenos		% peso	2.6

**Fuente:** CARRILLO, J.A; CORREDOR, L.M y VALERO, M.L. "Procesamiento térmico de crudos pesados. Aplicación a los crudos Castilla, Rubiales y Naré-Jazmín". Paper INGENIERIA QUIMICA, Mayo (2004)

Los parámetros de estabilidad del crudo fueron determinados por la prueba Heithaus y la prueba demanchas, utilizando i-octano y o-xileno como titulantes. Los resultados de la prueba son presentados en la Tabla 11.

**Tabla 11. Parámetros Heithaus**

Crudo	FR <sub>máx</sub>	C <sub>min</sub>	P <sub>a</sub>	P <sub>o</sub>	P	IC
Jazmín	0,18	0,24	0,82	0,92	5,24	3,49

**Fuente:** CARRILLO, J.A; CORREDOR, L.M y VALERO, M.L. "Procesamiento térmico de crudos pesados. Aplicación a los crudos Castilla, Rubiales y Naré-Jazmín". Paper INGENIERIA QUIMICA, Mayo (2004)

Los porcentajes de reducción de viscosidad del crudo fueron calculados como la diferencia entre la viscosidad del crudo y la viscosidad de la mezcla fondo viscorreducido –nafta, dividido por la viscosidad del crudo.

#### 4.2 ANÁLISIS DE RESULTADOS

- Condiciones de operación y rendimientos obtenidos

**Tabla 12. Severidad por temperatura, % peso**

T °C	T <sub>r</sub>	VBB	AGO	VGO	Nafta	Gases	Coque	Conversión
440	1,7	41,3	23,2	33,6	0,3	0,4	0,4	57,5
450	1,7	38,2	24,2	34,6	1,1	1,2	0,7	61,0
453	1,7	37,9	24,0	36,5	1,2	1,4	0,9	62,9
456	1,7	25,5	28,0	39,0	2,3	2,5	2,8	71,7

**Fuente:** CARRILLO, J.A; CORREDOR, L.M y VALERO, M.L. “Procesamiento térmico de crudos pesados. Aplicación a los crudos Castilla, Rubiales y Naré-Jazmín”. Paper INGENIERIA QUIMICA, Mayo (2004)

**Tabla 13. Severidad por tiempo de residencia, % peso**

T °C	T <sub>r</sub>	VBB	AGO	VGO	Nafta	Gases	Coque	Conversión
456	1,2	37,7	23,7	35,0	1,3	1,3	1,0	61,4
456	1,4	30,5	25,3	38,0	1,8	2,3	1,7	67,5
456	1,7	25,5	28,0	39,0	2,5	2,5	2,8	71,7

**Fuente:** CARRILLO, J.A; CORREDOR, L.M y VALERO, M.L. “Procesamiento térmico de crudos pesados. Aplicación a los crudos Castilla, Rubiales y Naré-Jazmín”. Paper INGENIERIA QUIMICA, Mayo (2004)

El crudo Jazmin 171+ brinda altos rendimientos de gasóleo y productos livianos (nafta y gases) debido a su alto contenido de resinas e hidrocarburos parafinicos.

- Parámetros Heithaus y prueba de manchas para el VBB (Crudo viscorreducido)

**Tabla 14. Severidad por temperatura**

VBB	Prueba de manchas	FR <sub>máx.</sub>	C <sub>min</sub>	P <sub>a</sub>	P <sub>o</sub>	P	IC
FN1	3	0,56	0,38	0,44	2,04	3,62	1,14
FN2	4,5	0,74	0,66	0,26	1,87	2,52	0,40
FN3	5	0,77	0,94	0,23	1,59	2,06	0,24
FN4	9	1	*	0	*	*	*

Fuente: CARRILLO, J.A; CORREDOR, L.M y VALERO, M.L. "Procesamiento térmico de crudos pesados. Aplicación a los crudos Castilla, Rubiales y Naré-Jazmín". Paper INGENIERIA QUIMICA, Mayo (2004)

**Tabla 15. Severidad por tiempo de residencia**

VBB	Prueba de manchas	FR <sub>máx.</sub>	C <sub>min</sub>	Pa	Po	P	IC
FN5	4	0,60	0,86	0,40	1,30	2,16	0,46
FN6	7,5	1	*	0	*	*	*
FN4	9	1	*	0	*	*	*

\*Productos inestables, no pudieron ser titulados

Fuente: CARRILLO, J.A; CORREDOR, L.M y VALERO, M.L. "Procesamiento térmico de crudos pesados. Aplicación a los crudos Castilla, Rubiales y Naré-Jazmín". Paper INGENIERIA QUIMICA, Mayo (2004)

Debido a que el índice de coquización de acuerdo a la titulación Heithaus define la estabilidad de los crudos pesados en el intervalo de 0,1 a 1 y la prueba de manchas a valores menores a 8, el crudo Nare-Jazmin a tiempo de residencia constante de 1,7 minutos, es estable hasta los 453 °C, y manteniendo la temperatura constante en 456 °C, es estable hasta 1,4 minutos de tiempo de residencia.

Bajo condiciones de severidad por temperatura, la reducción de la viscosidad del VBB (Crudo viscorreducido) oscila entre el 88% y 97% y mediante condiciones de severidad por tiempo de residencia, la reducción de la viscosidad es mayor al 95%.

## 5. PROCESO VISBREAKING APLICADO AL CRUDO DEL CAMPO JAZMIN

En el campo Jazmín se produce un crudo pesado (11,5 °API), haciendo necesaria la compra de nafta como diluyente para aumentar su gravedad API a la exigida para el transporte por oleoducto (19 °API), la tecnología Visbreaking Coil y Visbreaking Soaker, permiten producir livianos a partir del crudo en el mismo campo, mediante balances volumétricos se determinara si los diluyentes producidos por esta tecnología satisfacen la demanda de livianos requerida, para evitar la compra externa de nafta.

### 5.1 CORRIENTE DE ALIMENTACION

Para ejecutar la tecnología Visbreaking en el proyecto, se hace necesario emplear datos de la publicación de una investigación realizada por el Instituto Colombiano de Petróleo (ICP), la cual se efectuó mediante una planta piloto de viscorreducción donde se trataron los crudos Rubiales, Castilla y Jazmín para obtener los rendimientos y condiciones de generación de coque.<sup>32</sup>

Para efectuar este ejercicio de ingeniería aplicado al proceso Visbreaking Coil y Soaker, se tuvo en cuenta la producción de crudo de 25 “clúster” que suman 4925 BPD con un ° API promedio de 11,5°. <sup>33, 34</sup>

Se considerara que el crudo ya ha sido deshidratado, el cual, presenta un Bsw (Basic Sediment and Water) menor que 0,5 % y un contenido de sal de 8 PTB (libras de sal por mil barriles de crudo). Estas especificaciones, además de los 19

---

<sup>32</sup> (CARRILLO & CORREDOR, 2004)

<sup>33</sup> (ARDILA C., 2012)

<sup>34</sup> (Mansarovar Energy Colombia Ltd., 2006)

°API, que se alcanzaran mediante la dilución con livianos, son exigidos por el cliente, es decir, la refinería de Barrancabermeja (ECOPETROL) que compra el petróleo de la empresa Mansarovar Energy Colombia Ltd.

## 5.2 CONDICIONES NECESARIAS PARA TRANSPORTAR CRUDO MEZCLA A TRAVÉS DE UN OLEODUCTO

Las condiciones bajo las cuales Mansarovar Energy Colombia Ltd. Transporta el crudo a través del oleoducto Velázquez 26-Sauce se presentan a continuación:

**Tabla 16. Condiciones del crudo para ser transportado por Oleoducto Velázquez**

Propiedad	Valor
Viscosidad Cinemática a 29,4 °C (85 °F)	226 CentiStokes
Gravedad API	≥19
Temperatura Promedio	35 °C (95 °F)

Fuente: Mansarovar Energy Colombia Ltd.

## 5.3 CALCULO DE VOLUMEN DE LIVIANO REQUERIDO POR EL CRUDO JAZMÍN

Para conocer la cantidad de diluyente requerido para transportar crudo pesado a temperatura ambiente (35 °C) por un oleoducto es necesario utilizar la siguiente fórmula, tomada de la planilla de bombeo de los campos de Mansarovar, teniendo en cuenta una gravedad API promedio de 55 para hidrocarburos livianos diluyentes:

$$\frac{V_p * API_p + V_l * API_l}{V_p + V_l} = 19 API$$

Dónde:

$V_p$  = volumen de crudo pesado

$V_l$  = volumen de hidrocarburo liviano

$API_p$  = grados API pesado

$API_l$  = grados API liviano

Para efectos de cálculo:

$$\frac{4925 \text{ Barriles} * 11,5 API + V_l * 55 API}{4925 \text{ Barriles} + V_l} = 19 API$$

$$V_l = 1027 \text{ Barriles}$$

Quedando la relación  $\frac{\text{Liviano}}{\text{Pesado}} = \frac{L}{P}$  de la siguiente manera

$$\frac{1027}{1027 + 4925} = 0,1724 \cong 0,18$$

Lo que indica que la relación de crudo Jazmín con hidrocarburos livianos de un promedio de 55°API debe ser 18% de utilización de diluyente.

Para poder llegar a obtener ese porcentaje de diluyente en el campo se recurrirá a dos tecnologías para decidir cuál es la más viable para la compañía.

Estas dos tecnologías son:

- Viscosreducción en cámara de reacción Soaker a 427°C

- Viscorreducción en intercambiador de calor Coil a 456°C

## 5.4 BALANCES VOLUMETRICOS

### 5.4.1 Consideraciones Generales

- ✓ Es necesario conocer con cuánto diluyente es capaz de fluir el crudo Jazmín con una temperatura promedio de la línea del oleoducto de 35 °C (95°F).
- ✓ La temperatura en cabeza de pozo es de 87,77°C (190°F) y su viscosidad es de 181,4 CentiStokes respectivamente.<sup>35</sup>
- ✓ Los cálculos se realizarán con un volumen de producción de 4925 BPD (Producción 25 Clúster Campo Jazmín).

**5.4.2 Tecnología Visbreaking Soaker** A continuación se presentan las condiciones de operación:

**Tabla 17. Condiciones de operación de la tecnología Visbreaking Soaker**

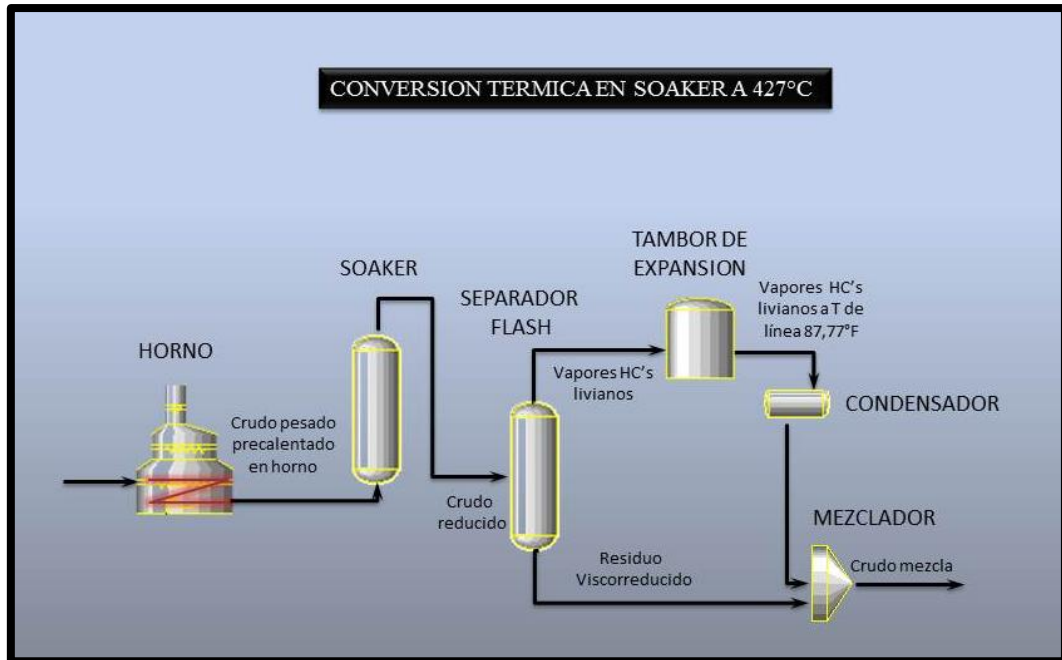
Propiedad	Unidad	Valor
Presión	Mpa	0,1
Temperatura	°C	427
Tiempo de residencia	Minutos	15

Fuente: Autores

---

<sup>35</sup> (ARDILA C., 2012)

**Figura 20. Tecnología Viscorreductora en cámara de reacción a 427 °C**



**Fuente:** Autores

La Metodología de la tecnología se resume en 4 pasos:

1. Recepcionar el crudo pesado calentado a 427°C en una cámara de reacción por 15 minutos.
2. Inmediatamente después, el crudo reducido será introducido en una columna de evaporación instantánea o flash, donde se segregarán los vapores y petróleo viscorreducido.
3. Los vapores serán condensados en un equipo refrigerante después de haber sido expandidos mediante un recipiente anterior al condensador a la temperatura de la línea de Jazmín 87,77°C, el condensador luego disminuye esa temperatura a 35 °C y el producido (liviano) más el petróleo viscorreducido serán la alimentación de un tambor mezclador.
4. El crudo mezcla, llegando a los estándares de viscosidad y densidad, será finalmente transportado por el oleoducto de la compañía.

**5.4.2.1 Procedimiento de cálculo.** Para conocer la conversión de la reacción en la cámara, debemos tener en cuenta la siguiente ecuación:<sup>36</sup>

$$k = \frac{1}{\tau} * \ln \frac{100}{x}$$

Donde;

$k$  = constante de reacción a 427°C

$\tau$  = tiempo de residencia

$x$  = conversión

La constante de reacción  $k$  a 427 °C es de  $0,0066 \text{ s}^{-1}$ ,<sup>37</sup> el tiempo de residencia de la cámara esta entre 10 y 20 minutos, se tomara el tiempo promedio de 15 minutos, por lo tanto tenemos todas las variables para conocer la conversión de la reacción de hidrocarburos por medio de esta tecnología.

$$0,0066 \text{ s}^{-1} = \frac{1}{15 \text{ min} * \frac{60 \text{ s}}{1 \text{ min}}} * \ln \frac{100}{x}$$

$$x = 0,2632 = 26,32 \% \text{ de conversión de crudo}$$

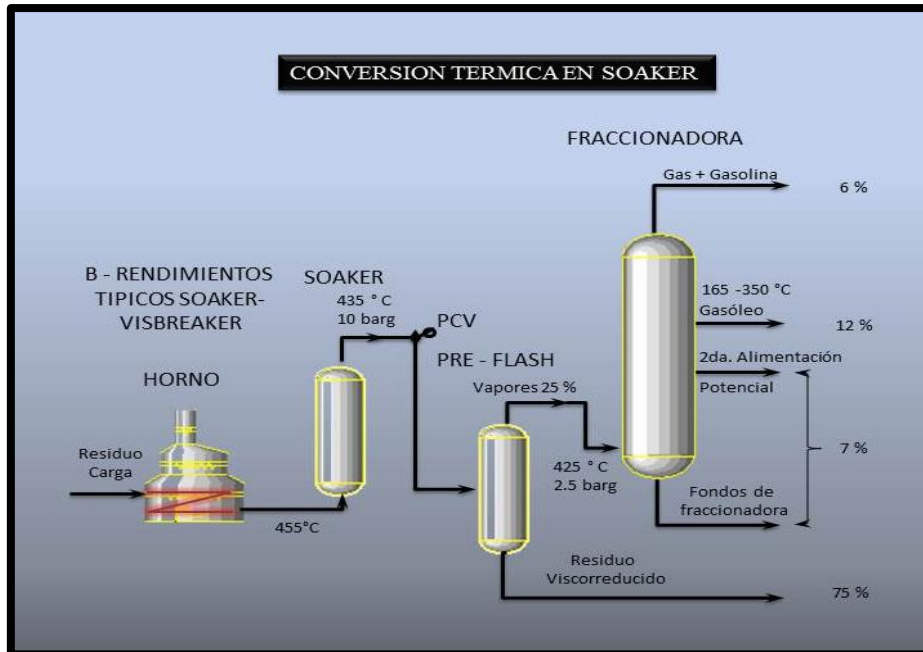
Vemos que este valor es muy cercano al que aparece en la siguiente Figura, donde se aprecia 25% de vapores o componentes distintos al crudo viscorreducido.

---

<sup>36</sup> (CARRILLO & CORREDOR, 2004)

<sup>37</sup> (CARRILLO & CORREDOR, 2004)

Figura 21. Soaker visbreaking



**Fuente:** NIÑO, Adriana y DE HOYOS, Ricardo. Evaluación de la adición de corrientes intermedias como donadores de hidrógenos en la Viscorreducción de los fondos Demex, 2005. (Modificado).

De la mezcla de vapores, los gases y gasolinas equivalen al 6%, los gasóleos, ya sean Automotive Gas Oil (AGO) y Vacuum Gas Oil (VGO) al 12% y el resto son fondos, se tiene una consideración de coque del 0%, el crudo viscorreducido se unirá a los fondos que representan el 7% de la mezcla teórica de vapores.<sup>38</sup>

Ahora al realizar los cálculos, se obtiene la cantidad de diluyente y crudo viscorreducido y fondos producidos a partir de los 4925 Barriles de crudo pesado Jazmín procesados.

✓ **Cálculo de Barriles de diluyente producidos**

$$\% \text{ Vapores de gases, gasolinas y gasóleos} = 26,32 - 7 = 19,32 \%$$

<sup>38</sup> (NIÑO, 2005)

$$4925 \text{ Barriles} * 0,1932 = 951,51$$

951,51 *Barriles de vapores de gases, gasolinas y gasóleos*

✓ **Cálculo de Barriles Viscorreducidos y fondos**

$$\% \text{ Crudo Viscorreducido} = 100 - 26,32 = 73,68\%$$

$$4925 \text{ Barriles} * 0,7368 + 0,07 =$$

3973,5 *Barriles viscorreducidos y fondos*

✓ **Cálculo de la relación Liviano/Pesado**

Teniendo en cuenta los anteriores datos, hacemos hincapié la relación  $\frac{\text{Liviano}}{\text{Pesado}} = \frac{L}{P}$ , que tiene el valor de 0,1932, es decir, el 19,32%, valor que indica una buena dilución del crudo mezcla, ya que supera el 18% del cálculo heurístico del transporte de crudos por oleoducto.

✓ **Cálculo del encogimiento volumétrico**

Es de vital importancia tener en cuenta el factor de encogimiento volumétrico, debido a que de los 4925 Barriles de crudo pesado, se recibirán menos como causa de las contracciones intermoleculares.<sup>39</sup>

Esto puede ser conciliado con el oleoducto por medio de la siguiente ecuación de la norma API Capítulo 12 sección 3:

---

<sup>39</sup> (ARDILA C., 2012)

$$s = 4,86 * 10^{-8}(c)(100 - c)^{0,819}(G)^{2,28}$$

Donde;

*s = porcentaje de encogimiento*

*c = porcentaje de concentración del componente liviano*

*G = diferencia API entre el componente liviano y el pesado*

Incluyendo los valores reales a la ecuación:

$$s = 4,86 * 10^{-8}(19,32)(100 - 19,32)^{0,819}(55 - 11,5)^{2,28}$$

$$s = 0,1862\% \text{ de volumen encogido}$$

Esto indica que se comprimen por encogimiento:

$$\begin{aligned} 4925 * 0,1862\% &= 9,17035 \text{ Barriles} * \frac{42 \text{ galones}}{1 \text{ Barril}} \\ &= 385,154 \text{ Galones de crudo pesado encogido} \end{aligned}$$

**Nota:** debemos tener en cuenta que si el diferencial API entre livianos y pesados es mayor, aumentará el volumen de barriles encogidos, por lo tanto es necesario conocer el API real de los condensados y establecer los verdaderos barriles contraídos por el efecto de este fenómeno.

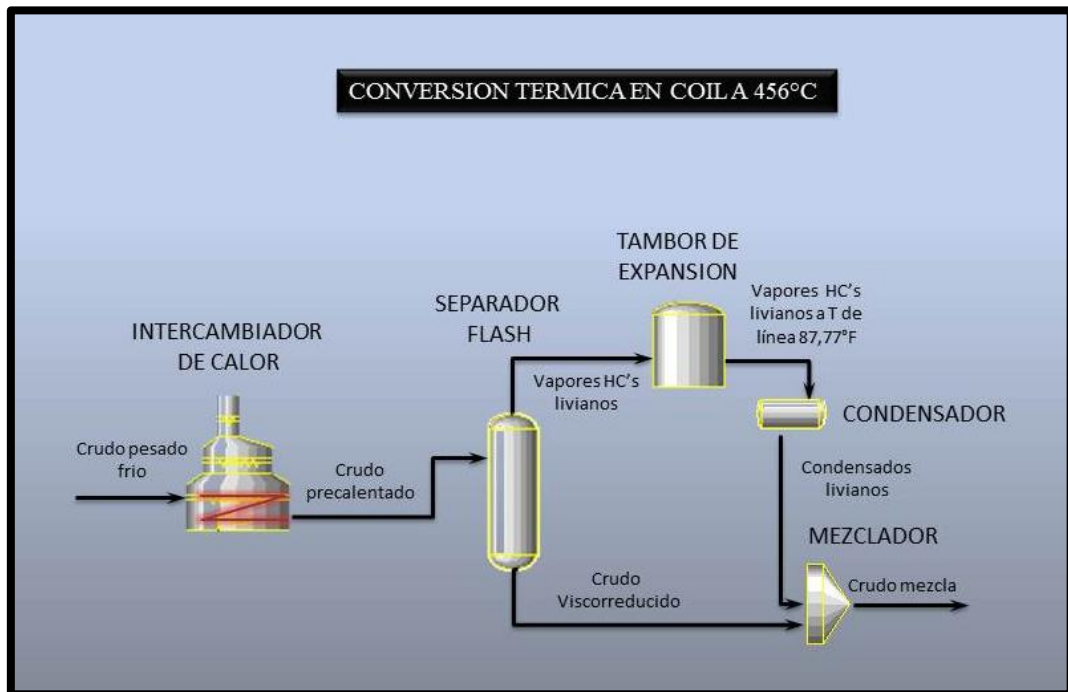
**5.4.3 Tecnología Visbreaking Coil.** A continuación se presentan las condiciones de operación:

**Tabla 18. Condiciones de operación de la tecnología Visbreaking Coil**

Propiedad	Unidad	Valor
Presión	Mpa	0,1
Temperatura	°C	456
Tiempo de residencia	Minutos	1,2

Fuente: Autores

**Figura 22. Tecnología Viscorreductora en intercambiador de calor a 456°C**



Fuente: Autores

La Metodología de la tecnología se resume en los siguientes pasos:

1. El crudo Jazmín es inyectado a un sistema de intercambio de calor hasta una temperatura máxima de 456°C por un tiempo de residencia de 1,2 minutos.
2. Posteriormente se introduce el crudo precalentado a una destilación instantánea obteniendo vapores y crudo viscorreducido más fondos.

3. Los vapores serán condensados en un equipo refrigerante después de haber sido expandidos mediante un recipiente anterior al condensador hasta la temperatura de la línea, el producido más el petróleo viscorreducido serán la alimentación de un tambor mezclador.
4. El crudo mezcla, llegando a los estándares de viscosidad y densidad, será finalmente transportado por el oleoducto de la compañía.

**5.4.3.1 Procedimiento de cálculo.** A partir de cierta temperatura, se empieza a coquizar el sistema o equipo de intercambio de calor, por lo tanto se generará una pérdida volumétrica del proceso que ha de ser tenido en cuenta al final.

Los datos de la reacción de craqueo son proporcionados por el ICP mediante un artículo de procesamiento de los crudos pesados Castilla, Rubiales y Jazmín; los cuáles serán mostrados en la siguiente tabla:

**Tabla 19. Rendimiento de productos**

T (°C)	Tiempo de residencia	Fondos	Gasóleo automotriz	Gasóleo de vacío	Nafta	gases	coque	conversión	Presión de trabajo
456°C	1,2 min	37,7%	23,7%	35%	1,3%	1,3%	1%	61,4%	0,1MPa

**Fuente:** CARRILLO, J.A; CORREDOR, L.M y VALERO, M.L. "Procesamiento térmico de crudos pesados. Aplicación a los crudos Castilla, Rubiales y Naré-Jazmín". Paper INGENIERIA QUIMICA, Mayo (2004). (Modificado)

Con estos datos es suficiente para realizar el balance volumétrico, cabe destacar que existían otros datos a la misma temperatura pero con distinto tiempo de residencia, lo que indicaba una mayor formación de coque, producto que es de poca importancia para nuestro proceso, ya que inhibe la transferencia de calor en el intercambiador.

Carga total: 4925 Barriles

✓ **Cálculo de Barriles de diluyente producidos**

$$\text{Barriles convertidos} \rightarrow 4925 * 0,614 = 3023,95 \text{ Barriles}$$

$$\% \text{ Livianos} = 23,7 + 35 + 1,3 + 1,3 = 61,3\%$$

$$\text{Barriles de hidrocarburos livianos} \rightarrow 3023,95 * 0,613 = 1853,68 \text{ Barriles}$$

✓ **Calculo de Barriles Viscorreducidos y fondos**

$$\% \text{ Crudo viscorreducido} = 100 - 61,4 = 38,6\%$$

$$\text{Barriles de crudo viscorreducido} \rightarrow 4925 * 0,386 = 1901,05 \text{ Barriles}$$

$$\% \text{ Fondos} = 37,7 \%$$

$$\text{Barriles de fondos} \rightarrow 3023,95 * 0,377 = 1140,03 \text{ Barriles}$$

$$\begin{aligned} \text{Barriles de crudo viscorreducido y fondos} &= 1901,05 + 1140,03 \\ &= 3041,08 \text{ Barriles} \end{aligned}$$

✓ **Calculo de Barriles Perdidos como Coque**

$$\% \text{ Coque} = 1\%$$

$$\text{Barriles de coque} \rightarrow 3023,95 * 0,01 = 30,24 \text{ Barriles}$$

✓ **Cálculo de la relación Liviano/Pesado**

Después de realizar el balance volumétrico y sabiendo las corrientes de entrada y de salida, procedemos a realizar la relación  $\frac{\text{Liviano}}{\text{Pesado}} = \frac{L}{P}$

$$\frac{1853,68}{1853,68 + 3041,08} = 0,379 = 37,9\%$$

Aquí sucede algo muy interesante, se obtiene el 37,9% de refinados, donde en realidad sólo necesitamos el 18% para poder transportar el crudo pesado, por lo tanto, lo mejor es saber cuántos barriles más de crudo pesado somos capaces de diluir con esa cantidad considerable de hidrocarburos livianos. Ese valor lo podemos obtener a partir de la siguiente ecuación:

$$\frac{1853,68}{1853,68 + 3041,08 + V_F} = 0,18$$

Dónde:

$V_F = \text{volumen faltante de hidrocarburo pesado}$

$V_F = 5403,46 \text{ Barriles de crudo pesado}$

Debido a esto, es posible inyectar a la tubería del oleoducto 5403,46 barriles más de crudo pesado por los 4925 barriles de hidrocarburo pesado para poder ser diluido.

#### ✓ **Cálculo del encogimiento volumétrico**

Teniendo en cuenta nuevamente el caso de encogimiento volumétrico, debemos realizar el cálculo en esta ocasión para 10298,22 barriles de crudo pesado:

Incluyendo los valores reales a la ecuación:

$$s = 4,86 * 10^{-8} (18)(100 - 18)^{0,819} (55 - 11,5)^{2,28}$$

$$s = 0,1758 \% \text{ de volumen encogido}$$

Esto indica que se comprimen por encogimiento:

$$10298,22 * 0,1758\% = 18,104 \text{ Barriles} * \frac{42 \text{ galones}}{1 \text{ Barril}} =$$

$$760,37 \text{ Galones de crudo pesado encogido}$$

## 5.5 BALANCES ENERGÉTICOS

A continuación se presentan los balances energéticos para calcular la energía de los sistemas de intercambio de calor (Condensador e intercambiador de calor de coraza y tubos) para la tecnología Visbreaking Soaker y Coil.

### 5.5.1 Intercambiador de calor para el sistema Visbreaking Coil y Soaker

#### ✓ Cálculos para el Intercambiador de calor Visbreaking Coil

Debemos calentar el crudo de 87,77°C de su extracción hasta 456°C, con vapor de agua sobrecalentado a una temperatura de 1038°C.<sup>40</sup>

Es indispensable conocer la temperatura a la cual sale el agua después de que es usada como flujo caliente en el hogar de un horno. Para ello, conocemos los siguientes datos:

---

<sup>40</sup> (PERRY Robert.)

- ✓ Coeficiente de intercambio de calor (U):  $113,5 \frac{Watts}{m^2 * K}$
- ✓ Eficiencia del intercambiador de calor ( $\varepsilon$ ):

$$\varepsilon = \frac{T_{Frío\ 1} - T_{Frío\ 2}}{T_{Caliente\ 1} - T_{Frío\ 2}} = \frac{87,77^{\circ}C - 456^{\circ}C}{1038^{\circ}C - 456^{\circ}C} = -0,6326$$

El valor es negativo, ya que el balance es realizado en torno a las temperaturas del fluido frío que termodinámicamente es el fluido que gana calor o el beneficiado de la transferencia de energía.

Sabiendo cual es la eficiencia del intercambiador de calor, hallamos la temperatura a la cual sale el vapor de agua del hogar del horno:

$$\varepsilon = \frac{T_{Caliente\ 1} - T_{Caliente\ 2}}{T_{Caliente\ 1} - T_{Frío\ 2}} = \frac{1038^{\circ}C - T_{Caliente\ 2}}{1038^{\circ}C - 456^{\circ}C} = 0,6326$$

$$T_{Caliente\ 2} = 669,826^{\circ}C$$

Debemos calcular la cantidad de flujo de energía radiante  $\frac{Q}{A}$  para este sistema, para ello debemos hallar la media logarítmica de temperaturas del siguiente modo:

$$\Delta T_{ML} = \frac{1038 - 456 - (669,826 - 87,77)}{\ln \frac{1038 - 456}{669,826 - 87,77}} = 582,02^{\circ}C$$

$$\frac{Q}{A} = U * \Delta T_{ML}$$

$$\frac{Q}{A} = 113,5 \frac{Watts}{m^2 * K} * 582,02^{\circ}C + 273,15\ K = 97061,8 \frac{Watts}{m^2}$$

$$97061,8 \frac{Watts}{m^2} = 97061,8 \frac{J}{m^2 * s} * 72 s = 6.988.449,24 \cong 7 * 10^6 \frac{J}{m^2}$$

Sabiendo ese valor podemos calcular el área para un valor específico de calor suministrado o viceversa.

✓ **Cálculos para el Intercambiador de calor Visbreaking Soaker**

Para el sistema de cámara de reacción, básicamente es el mismo procedimiento, pero ubicando la diferencia de temperaturas con 427°C y el tiempo de residencia de 15 minutos al final del cálculo, lo que indica que puede utilizarse el mismo horno de reacción.

Debemos calentar el crudo de 87,77°C que es la temperatura de su extracción hasta 427°C, con vapor de agua sobrecalentado a una temperatura de 1038°C, de la misma forma como se mencionó anteriormente.<sup>41</sup>

Es indispensable conocer la temperatura a la cual sale el agua después de que es usada como flujo caliente en el hogar de un horno. Para ello, conocemos los siguientes datos:

✓ Coeficiente de intercambio de calor (U):  $113,5 \frac{Watts}{m^2 * K}$

✓ Eficiencia del intercambiador de calor ( $\epsilon$ ):

$$\epsilon = \frac{T_{Frío 1} - T_{Frío 2}}{T_{Caliente 1} - T_{Frío 2}} = \frac{87,77^{\circ}C - 427^{\circ}C}{1038^{\circ}C - 427^{\circ}C} = -0,5552$$

---

<sup>41</sup> (PERRY Robert.)

El valor es negativo, ya que el balance es realizado en torno a las temperaturas del fluido frío que termodinámicamente es el fluido que gana calor o el beneficiado de la transferencia de energía.

Sabiendo cual es la eficiencia del intercambiador de calor, hallamos la temperatura a la cual sale el vapor de agua del hogar del horno:

$$\varepsilon = \frac{T_{\text{Caliente } 1} - T_{\text{Caliente } 2}}{T_{\text{Caliente } 1} - T_{\text{Frío } 2}} = \frac{1038^{\circ}\text{C} - T_{\text{Caliente } 2}}{1038^{\circ}\text{C} - 427^{\circ}\text{C}} = 0,5552$$

$$T_{\text{Caliente } 2} = 698,772^{\circ}\text{C}$$

Debemos calcular la cantidad de flujo de energía radiante  $\frac{Q}{A}$  para este sistema, para ello debemos hallar la media logarítmica de temperaturas del siguiente modo:

$$\Delta T_{ML} = \frac{1038 - 427 - (698,772 - 87,77)}{\ln \frac{1038 - 427}{698,772 - 87,77}} = 611^{\circ}\text{C}$$

$$\frac{Q}{A} = U * \Delta T_{ML}$$

$$\frac{Q}{A} = 113,5 \frac{\text{Watts}}{\text{m}^2 * \text{K}} * 611^{\circ}\text{C} + 273,15 \text{ K} = 100334 \frac{\text{Watts}}{\text{m}^2}$$

$$100334 \frac{\text{Watts}}{\text{m}^2} = 100334 \frac{\text{J}}{\text{m}^2 * \text{s}} * 900 \text{ s} = 90.300.600 \cong 90 * 10^6 \frac{\text{J}}{\text{m}^2}$$

**5.5.2 Condensador.** Para el diseño del condensador puede considerarse el mismo para los intercambiadores de calor de coraza y tubos de los sistemas Visbreaking Coil y Visbreaking Soaker.

El flujo de energía radiante  $\frac{Q}{A}$  del condensador es igual para las dos tecnologías, debido a que se busca enfriar el mismo rango de temperaturas.

Lo más importante que se debe conocer para el diseño del condensador, es la temperatura a la cual se licuan los gases de refino del evaporador flash, podemos tomar como base de cálculo el gas licuado del petróleo o GLP, el cual está principalmente compuesto por gas propano, que a su vez tiene un punto de ebullición de 36,1°C, lo que indica que a esa temperatura con hidrocarburos de cadenas más largas como las naftas podremos tenerlos en estado líquido.

El fluido que posee un buen rendimiento en torno a la condensación de gases refinados del petróleo es el Dicloroetileno (refrigerante) que ingresa generalmente a cierta temperatura, la cual es inferior al punto de congelación del agua y sale a una temperatura promedio de 30°C, el fluido vaporizado entra al condensador a 87,77°C y debe salir a 36°C, el punto de ebullición del propano.<sup>42</sup>

Entonces para esto debemos conocer la temperatura a la cual debe ingresar el fluido refrigerante al condensador, para poder enfriar nuestros vapores y obtenerlos en estado líquido para nuestra finalidad en el proyecto. Para ello, conocemos los siguientes datos:

- ✓ Coeficiente de intercambio de calor (U):  $652 \frac{Watts}{m^2 * K}$
- ✓ Eficiencia en el Condensador ( $\varepsilon$ ):

$$\varepsilon = \frac{T_{Caliente\ 1} - T_{Caliente\ 2}}{T_{Caliente\ 1} - T_{Frío\ 2}} = \frac{87,77 - 36}{87,77 - 30} = 0,896 \cong 0,9$$

---

<sup>42</sup> (PERRY Robert.)

Se obtiene una eficiencia del 90%, lo que indica que el restante 10% son pérdidas calóricas debido a factores de aislamiento o consideraciones de diseño del equipo, entre menos intercambio se tenga con los alrededores, mejor será su transferencia de energía. Por el valor de la eficiencia podemos decir que es un condensador total, todo lo que ingresa en vapor es transformado a forma líquida teóricamente.

$$\varepsilon = -0,9 = \frac{T_{Frío\ 1} - T_{Frío\ 2}}{T_{Caliente\ 1} - T_{Frío\ 2}} = \frac{T_{Frío\ 1} - 30}{87,77 - 30}$$

$$T_{Frío\ 1} = -21,9^{\circ}C \cong -22^{\circ}C$$

Sabiendo la temperatura de entrada del condensador total de  $-22^{\circ}C$ , se debe tener en cuenta un fluido con características similares a un refrigerante como el dicloroetileno o similares.

Debemos calcular la cantidad de flujo de energía radiante  $\frac{Q}{A}$  para este sistema, para ello debemos calcular la media logarítmica de temperaturas del siguiente modo:

$$\Delta T_{ML} = \frac{87,77 - 30 - (36 - (-22))}{\ln \frac{87,77 - 30}{36 - (-22)}} = 57,88^{\circ}C$$

$$\frac{Q}{A} = U * \Delta T_{ML}$$

$$\frac{Q}{A} = 652 \frac{Watts}{m^2 * K} * 57,88^{\circ}C + 273,15\ K = 215831,56 \frac{Watts}{m^2}$$

$$215831,56 \frac{Watts}{m^2} = 215831,56 \frac{J}{m^2 * s}$$

## 5.6 ANALISIS DE RESULTADOS

En definitiva la conclusión de la comparación entre la tecnología Visbreaking Coil y Soaker es que para efectos de transferencia de calor el procedimiento es muy parecido, su variación más significativa es la coquización de las unidades, es decir, para efectos de reducción de esta escoria es preciso utilizar mejor la tecnología Visbreaking Soaker, ya que evita significativamente el incrustamiento de este residuo y no necesita adición de otro crudo pesado para transportar de manera eficiente el crudo viscorreducido.

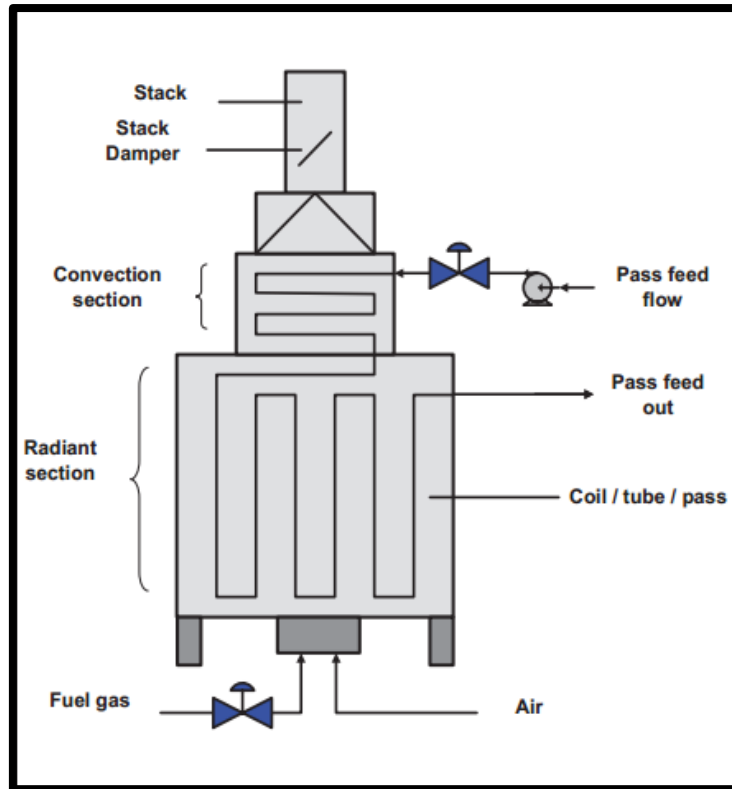
## 5.7 IDENTIFICACIÓN Y DESCRIPCIÓN DE EQUIPOS

A continuación se presentan los equipos principales de la unidad visbreaking.

**5.7.1 Hornos.** La unidad Visbreaker está prevista de un horno de tiro natural. Los hornos son estructuras de acero verticales con la cubierta exterior de acero revestido con material refractario. El horno posee una sección de radiación y una sección de convección, en el tope de la sección de radiación se encuentra la sección de convección y sobre esta la chimenea.

La sección de convección está provista para incrementar la eficiencia térmica del horno por la remoción del calor de los gases de combustión que salen de la sección de radiación. En la sección de radiación el calor se transfiere principalmente por la radiación de las llamas y gases combustibles calientes.

**Figura 23. Horno del Visbreaker**

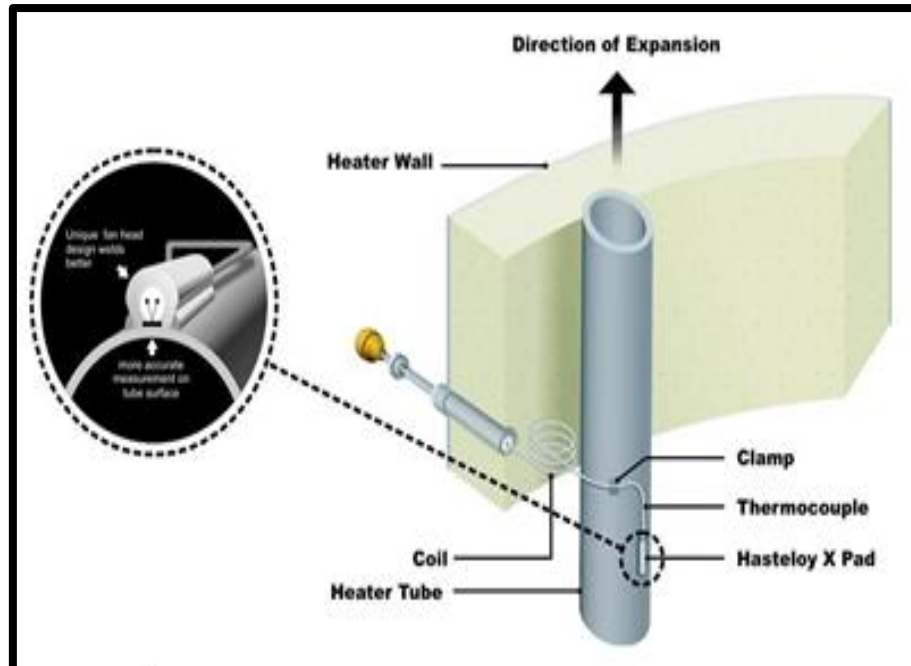


**Fuente:** METSO. Visbreaking. Reporte 8/11, 2011

La temperatura de la superficie del tubo es medida por medio de una termocupla piel de tubo (Tube skin) puesta sobre los tubos de la zona de radiación. Las termocupla también se utilizan en el interior de los tubos del horno para medir la temperatura de los líquidos en diferentes puntos.

La máxima temperatura permitida en la superficie de los tubos y cajas de temperatura (Termostatos) son 650 °C y 750 °C respectivamente.

Figura 24. Termocupla



Fuente: <http://recorta.com/3461fc>

Para detener las reacciones de craqueo, en el caso de la tecnología Visbreaking Coil donde no se utiliza Soaker, el efluente de cada corrida por el horno es enfriado, si se utiliza el Visbreaking Soaker el efluente que sale del soaker es el enfriado para luego ingresar a la torre fraccionadora.

La corriente es enfriada mediante la inyección de crudo viscorreducido a 223 °C. Para aumentar la turbulencia y evitar depósitos de coque en las bobinas, se inyecta vapor en cada pasada.<sup>43</sup>

**5.7.2 Soaker.** Este equipo solo se utiliza en el visbreaker Soaker y consiste en un tambor hueco adiabático. El efluente del horno se recoge y se envía al Soaker o Tambor de remojo, ingresa por el fondo y sale por la parte superior de este. El

---

<sup>43</sup> (JYESHTHARAJ, 2008)

craqueo térmico de la alimentación, que se inicia en el horno, se completa en dicho equipo.

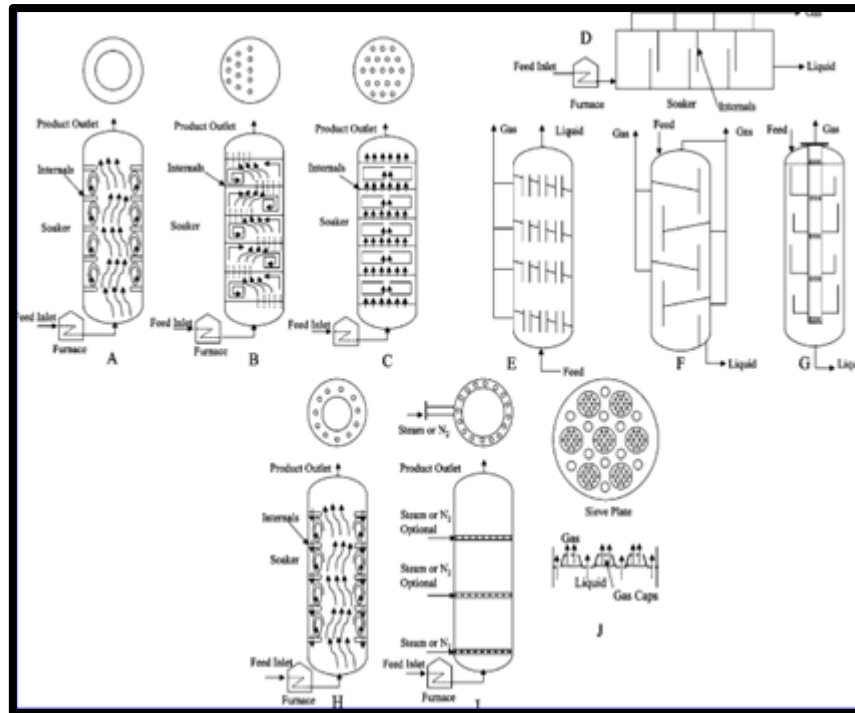
La alimentación al pasar a través del horno se mantiene a temperaturas y tiempo de residencia relativamente bajos (~ 450 ° C, 2-3 min); luego el efluente de salida se dirige al Soaker donde permanece por un largo tiempo (aproximadamente de 15-25 minutos). El efluente del soaker debe ser enfriado antes de entrar a la torre de fraccionamiento.

La reducción de la temperatura y el aumento de tiempo de residencia en el soaker proporcionan conversiones similares a la del horno. Por lo tanto, la unidad Visbreaking Soaker se caracteriza por utilizar bajas temperaturas y altos tiempos de residencia (LTHT). Esta tecnología ha sido desarrollada por Shell y también se conoce como Proceso Visbreaker Soaker Shell (SSVP). El primer Visbreaker de este tipo entró en servicio en 1962 en Curacao, Antillas Neth-erland.

El craqueo de la alimentación ocurre tanto en el horno como en el Soaker. La presión de entrada en el Soaker es aproximadamente 1,3 Mpa y se reduce ligeramente debido a la carga hidrostática, el craqueo, y la vaporización. La temperatura en el Soaker se reduce axialmente debido a la naturaleza endotérmica de las reacciones de craqueo (~ 10-20 ° C). Debido a la baja temperaturas y conversión en el Soaker, la acumulación de coque es mucho más lenta.

El Soaker puede considerarse similar a un reactor de columna de burbujas en el cual la fase de gas se compone del gas producido (los componentes de bajo punto de ebullición vaporizados), y el flujo turbulento de vapor añadido. (Véase Figura 23)

**Figura 25. Soaker**



**Fuente:** BIBLIOGRAFIA DEL GRAFICO DEL SOAKER JYESHTHARAJ, J. ANIRUDDHA, P. y KAMAL, K. "Petroleum Residue Upgradation vía Visbreaking: A Review". Ind. Eng. Chem. Res., 2008, 47 (23), pp 8960–8988

**5.7.3 Fraccionador Visbreaking.** Después del enfriamiento el efluente del Soaker entra a un fraccionador. La temperatura en la zona flash es alrededor de 420°C. La gasolina y el gas se separan por el tope de la columna, el gasóleo se extrae como una corriente lateral y el residuo viscorreducido se obtiene como fondo. El fraccionador tiene 26 platos de válvulas y un plato perforado. La alimentación entra en la zona flash (vaporización instantánea) por debajo del plato de válvula número 26.

Para mantener una corriente de vapor, una torre de fraccionamiento esta provista generalmente de un re hervidor. Algunas torres de fraccionamiento tienen una corriente de reflujo de cabeza (condensador, tanque de acumulación).

**5.7.3.1 Sección de tope.** Conocida como sección de condensación. Los vapores de tope son condensados en un intercambiador que utiliza agua como medio de enfriamiento. El líquido condensado es enviado a un tambor acumulador para separar el agua por gravedad.

Parte del destilado es enviado como reflujo de tope de la torre y la otra parte es enviada a la sección de recuperación. La temperatura del reflujo afecta la temperatura de tope de la fraccionadora mientras que la cantidad de reflujo afecta la calidad de los vapores que ascienden y del destilado de tope.

**5.7.3.2 Sección de fondo.** Conocida como sección de despojamiento. Posee un rehervidor que introduce calor en el fondo de la torre mediante el uso de parte de la corriente que sale del fondo y que es regresado a la columna. Mejora el fraccionamiento de la carga líquida descendiendo hacia el fondo permitiendo vaporizar fracciones livianas arrastradas por el líquido.

La temperatura en el rehervidor controla la calidad de la corriente de fondo. También se usa Vapor de Baja Presión como medio de calentamiento para reducir la presión parcial del hidrocarburo y vaporizar las fracciones livianas.<sup>44</sup>

---

<sup>44</sup> (ACEDO J., 2006)

**Figura 26. Torre Fraccionadora**



**Fuente:** <http://www.area4.info/Area4%20Informations/VESSELS-4.htm>

**5.7.4 Separador flash.** También denominado separador bifásico, es un recipiente cilíndrico vertical que permite la expansión de una mezcla que se va a separar en dos fases.

La corriente de entrada generalmente choca con un elemento denominado deflector para reducir la energía que tiene esta corriente, esta reducción de energía permite la separación de fases facilitada posteriormente por la expansión dentro del recipiente.

Una torre de destilación flash a la salida de los vapores o gases tiene un elemento que evita el arrastre de líquidos (desnieblador), y en el fondo del recipiente una sección para la acumulación de líquidos que se descarga continuamente.

**Figura 27. Separador flash**



**Fuente:** <http://recorta.com/50981f>

**5.7.5 Intercambiadores de calor.** Es un equipo cuyo objetivo principal es la transferencia de energía térmica entre dos o más fluidos a diferentes temperaturas.

En un intercambiador el calor fluye, como resultado del gradiente de temperatura, desde el fluido caliente hacia el frío a través de una pared de separación, la cual se le denomina superficie o área de transferencia de calor.

**Figura 28. Intercambiador de calor**



**Fuente:** <http://www.intercambiadoresdecalor.net/>

**5.7.6 Bombas.** Una bomba es una máquina que transforma la energía mecánica en energía hidráulica, generalmente utilizada para aumentar la presión de un fluido o para moverlo de una zona de menor presión/altitud a una zona de mayor presión/altitud. Las bombas pueden ser de desplazamiento positivo como las reciprocantes y rotatorias o dinámicas como las centrifugas.

La mayoría de las bombas en el campo de refinería son centrifugas, construidas en acero, ya que el hierro no resiste bien las tensiones existentes. En lo que se refiere a bombas rotatorias, estas manejan esencialmente los productos crudos y pueden estar provistas de camisa de vapor para manejar crudos extremadamente viscosos. Las bombas reciprocantes de alta presión se usan para el reciclaje de aceite limpio y para manejar gasolina natural y muchos otros productos que se usen en el proceso.<sup>45</sup>

---

<sup>45</sup> (FERNANDEZ, 2004)

**Figura 29. Bomba**



**Fuente:** [http://www.petro-process.com/gallery8\\_en.html](http://www.petro-process.com/gallery8_en.html)

## 6. ANALISIS FINANCIERO

Valorar desde el punto de vista económico la tecnología Visbreaking, es el principal criterio para tomar la decisión de implementarla, así como la determinación de cuál de las dos tecnologías, Visbreaking Coil o Soaker es la mejor opción.

El análisis financiero se realizó bajo las siguientes consideraciones generales:

- ✓ El periodo de evaluación corresponde a 5 años.
- ✓ El volumen de crudo pesado que alimenta la tecnología son 4925 bpd.
- ✓ Se cuenta con un porcentaje de declinación de la producción del 2% anual.
- ✓ En este proyecto se utilizará un Impuesto de Renta del 30% de la utilidad operacional.
- ✓ Se tiene una depreciación del 10% anual.
- ✓ La tasa de oportunidad de la compañía operadora es 12 % efectivo anual.
- ✓ Los valores y precios están expresados en dólares de los Estados Unidos de América.
- ✓ Bajo un escenario pesimista, con el fin de no subestimar el comportamiento de los precios del crudo y diluentes, se tomará 72,72 USD/bbl Crudo<sup>46</sup> y 106,8 USD/bbl Diluyente.<sup>47</sup>
- ✓ Se presentan los precios de los equipos nuevos excluyendo accesorios y tuberías, se asume que son reutilizadas.
- ✓ Se emplearan como indicadores de rentabilidad el VPN (Valor Presente Neto), TIR y Payback Time.

---

<sup>46</sup> INFORMACION/ANALISIS ECONOMICO/PRECIO BARRIL JAZMIN

<sup>47</sup> INFORMACION/OLEODUCTO/PRECIO NAFTA 2011

A continuación se describirán las variables que intervienen en este análisis económico y se realizará la evaluación que definirá la rentabilidad del proyecto.

## 6.1 INVERSIÓN NETA

La inversión o costos de capital (CAPEX), hace referencia a la inversión necesaria para la adquisición de equipos, infraestructura, licencias, instalación y todo aquello que forma parte de los activos del proyecto. Para el escenario actual se determinará el CAPEX para la tecnología Visbreaking Coil y Visbreaking Soaker.

Como se indicó, la inversión neta incluye todos los gastos necesarios para la ejecución del proyecto, a continuación se da a conocer el CAPEX de cada tecnología.

**Tabla 20. Inversión neta (CAPEX) de la Tecnología Visbreaking Coil**

Descripción	Costo (US\$)
Ingeniería Básica y de detalle	378.831
Obras civiles, mecánicas, eléctricas	1' 641,207
Adquisición de equipos, materiales, instrumentos	2'400,000
Compra de bombas, construcción de tanques	1' 005,240
Movilización e instalación de separadores	252.357
Impuestos permisos ambientales	233,445
<b>TOTAL</b>	<b>5' 910.000</b>

**Fuente:** Mansarovar Energy Colombia Ltd.

La tecnología Visbreaking Soaker es similar a la tecnología Visbreaking Coil, difieren en que la primera incluye un soaker (cámara de reacción) después del horno y funciona a diferentes condiciones de operación.

**Tabla 21. CAPEX tecnología Visbreaking Coil y Soaker**

<b>Tecnología</b>	<b>CAPEX US\$</b>
<b>Visbreaking Coil</b>	5'910.000
<b>Visbreaking Soaker</b>	4'925.000

**Fuente:** Mansarovar Energy Colombia Ltd.

## **6.2 INGRESOS**

Se consideran ingresos las ganancias obtenidas en el periodo productivo de un proyecto, en este caso, la ventaja económica de la aplicación de la tecnología Visbreaking Coil y Soaker es el ahorro de compra de livianos (diluyente) y la venta de excedentes de los mismos, que bien se podrían utilizar en los otros campos que conforman la asociación Naré para el mismo propósito de incrementar la gravedad API del crudo hasta alcanzar las especificaciones exigidas para su transporte por oleoducto. Para la venta se utilizó un precio estándar de US\$ 72,72/Barril crudo y US\$ 106,8/Barril diluyente.<sup>48</sup>

Únicamente se van a contabilizar los ingresos anuales con la venta de crudos de 19° API (Valor alcanzado a través de la dilución con los livianos producidos) y los livianos sobrantes de 55 °API.

## **6.3 EGRESOS**

Hace referencia a los desembolsos o salidas de dinero que se realizan en la implementación de cualquier proyecto. Los egresos de la aplicación de esta tecnología incluyen:

---

<sup>48</sup> PLAN GESTION RUBIALES

- ✓ Costos operacionales, que hacen referencia al consumo de electricidad, combustible, la producción de vapor, mano de obra y mantenimiento de equipos, el costo operacional aproximado para procesar 1 barril por medio de la tecnología Visbreaking Coil y Visbreaking Soaker es 30 US\$/Bbl y 27 US\$/Bbl respectivamente.
- ✓ Pérdidas por la formación de coque, solo se tiene en cuenta para el caso de la tecnología Visbreaking Coil ya que bajo las condiciones en que se operó la tecnología Visbreaking Soaker no se produce coque, de acuerdo a la investigación experimental realizada por el ICP del crudo Jazmín.<sup>49</sup>
- ✓ Impuestos, tales como el Impuesto de renta del 30% y regalías del 20%.

La siguiente tabla muestra los costos operacionales para cada tecnología.

**Tabla 22. Egresos Anuales por costos operacionales**

Tecnología	OPEX US\$
Visbreaking Coil	30
Visbreaking Soaker	27

Fuente: Autores

---

<sup>49</sup> (DOMINGUEZ, J. C. ,2008)

**Tabla 23. Egresos Anuales por producción de coque – Tecnología Visbreaking Coil**

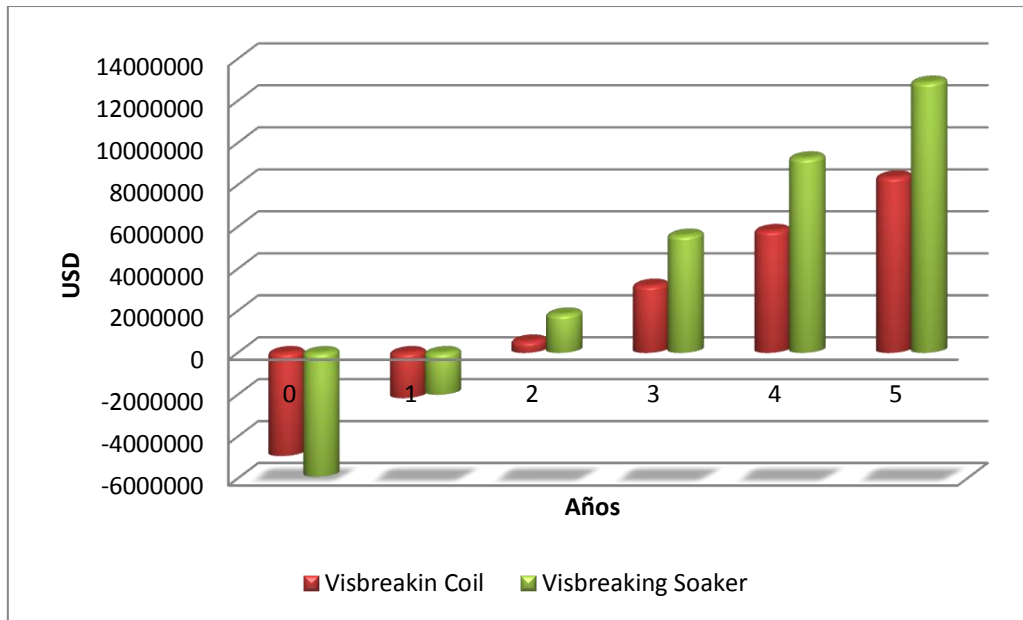
<b>Tiempo (Años)</b>	<b>Producción de Coque (Bbls)</b>	<b>Precio total (US\$)</b>
1	10818,86	851692,191
2	10604,63	859872,38
3	10394,65	868131,14
4	10188,82	876469,22
5	9987,07	884887,39

Fuente. Autores

#### **6.4 FLUJO DE CAJA**

Es un informe financiero que presenta un detalle de los flujos de ingresos y egresos de dinero que tiene un proyecto durante su tiempo de aplicación, lo cual permite un estimativo de la rentabilidad de este. La Figura 30 ilustra el flujo de caja comparativo entre la tecnología Visbreaking Coil y Visbreaking Soaker:

**Figura 30. Flujo de caja**



**Fuente.** Autores

De acuerdo a la gráfica anterior se aprecia que la tecnología Visbreaking Coil genera mayores ingresos que la tecnología Visbreaking Soaker, a pesar de presentar mayor costo de inversión y costos operacionales, esto es debido a la alta conversión de livianos que permite.

## 6.5 EVALUACIÓN ECONÓMICA DEL PROYECTO

La decisión final en cuanto a la aceptación o rechazo del proyecto estará basada en tres métodos de evaluación económica, tales como el Valor presente Neto (VPN), el TIR y el tiempo de recuperación de la inversión o PayBack Time. Cada método permite valorar un criterio distinto; evaluar un proyecto a partir de uno solo de ellos no es conveniente, así que es necesario utilizar varios métodos para tomar la decisión más conveniente.

**6.5.1 Valor Presente Neto (VPN).** Representa el valor equivalente en dinero de hoy, de la ganancia o pérdida que se obtendrá al llevar a cabo un proyecto. A continuación se presenta la ecuación para su cálculo.

$$VPN = \sum_{n=0}^n \frac{\text{Flujo de Caja}}{1 + i^n}$$

Donde,

$n =$  Periodo de tiempo Años

$i =$  Tasa de oportunidad Fracción

Este índice puede interpretarse de la siguiente manera:

**Tabla 24. Valor Presente Neto (VNP)**

Criterio	Significado	Decisión a implementar
VPN > 0	Al llevar a cabo el proyecto se obtendrán utilidades.	El proyecto es aceptado
VPN = 0	No se obtendrán pérdidas ni ganancias.	El proyecto podría aceptarse o rechazarse tomando en cuenta otros criterios
VPN < 0	Al llevar a cabo el proyecto se obtendrán pérdidas.	El proyecto es rechazado

Fuente. Autores

**6.5.2 Relación Costo/Beneficio (RCB).** La relación Costo/ Beneficio (RCB) es considerada como la rentabilidad de un proyecto teniendo en cuenta los ingresos, los gastos y la inversión calculados. La relación costo / beneficio toma los ingresos y egresos presentes netos, para determinar cuáles son los beneficios por cada unidad de dinero que se sacrifica en el proyecto.

$$RCB = \frac{\text{Ingresos (actualizados)}}{\text{Costos actualizados} + \text{Inversión}}$$

**Tabla 25. Relación Costo / Beneficio (RCB)**

criterio	Significado	Decisión a implementar
RCB > 0	Los ingresos son mayores que los egresos	El proyecto es aceptado
RCB = 0	Implica que los ingresos son iguales que los egresos	El proyecto podría aceptarse o rechazarse tomando en cuenta otros criterios
RCB < 0	Los egresos son mayores que los ingresos	El proyecto es rechazado

**Fuente:** Autores

**6.5.3 PAY BACK Ajustado.** Es el tiempo necesario para recuperar el dinero que se invirtió inicialmente en el proyecto. El PAY BACK ajustado calcula el tiempo requerido para que el flujo de caja ajustado por su valor en el tiempo, sea igual a la inversión también ajustada a su valor en el tiempo. Este método proporciona resultados más precisos ya que incorpora el valor del dinero en el tiempo.

$$PAYBACK \text{ Ajustado} = \frac{VP_{\text{Inversión inicial}}}{VP_{\text{flujo de caja anual}}}$$

Donde,

$VP_{\text{Inversión inicial}}$  = Valor presente de la inversión inicial

$VP_{\text{Flujo de caja anual}}$  = Valor presente del flujo de caja anual

A continuación se presenta los valores de estas variables calculadas para cada tecnología.

**Tabla 26. Análisis Económico**

Descripción	Visbreaking Coil	Visbreaking Soaker
VPN (MUS\$)	7' 700.408	4'699.273
TIR	58%	47%
PAY BACK (Años)	1,5	1,9

Fuente. Autores

Según la evaluación económica, se aprecia que ambas tecnologías son viables, los valores de los criterios establecidos indican un proyecto aceptable ya que se tiene un Valor Presente Neto (VPN) mayor a 1, un TIR mayor a la tasa de oportunidad de la empresa la cual es del 12% y además en función del tiempo, la inversión se recupera en menos de dos años.

De acuerdo al flujo de caja, la tecnología más rentable es la Visbreaking Coil, esto ocurre debido a que la tecnología Visbreaking Coil a pesar de requerir un mayor costo de inversión y operación debido al frecuente decoquizado del horno, permite un alto porcentaje de conversión, produciendo gran cantidad de livianos que aparte de satisfacer la demanda en el campo, dejan un gran excedente que al ser vendido o utilizado por los demás campos de la Asociación Naré, permite grandes ahorros o ingresos debido a su precio.

El VPN será el indicador comparativo entre las tecnologías y el sistema actual que consiste en la compra externa de diluyente, a continuación se presenta la tabla que permite la comparación de los tres escenarios:

**Tabla 27. Comparación de escenarios**

Escenarios	VPN (USD)
Compra de diluyente	68'000.000
Visbreaking Coil	7' 700.408
Visbreaking Soaker	4' 699.273

**Fuente.** Autores

Los resultados obtenidos señalan que el escenario actual correspondiente a la compra externa de diluyente genera mejores beneficios a la compañía a pesar que la tecnología Visbreaking Coil y Soaker son rentables.

## CONCLUSIONES

Después de analizar la situación actual del transporte de crudo pesado en el campo Jazmín, se vio la necesidad de implementar la tecnología Visbreaking para mitigar la compra externa de diluyente. Existen dos tecnologías, el Visbreaking Coil y el Visbreaking Soaker, la primera a pesar de su mayor costo de inversión y costos operacionales es la tecnología más rentable debido a su mayor producción de livianos en comparación con la tecnología Soaker.

Mediante balances volumétricos y análisis económico, se determinó que la implementación de la tecnología Visbreaking Coil y Soaker es económicamente viable, sin embargo a pesar de ello el sistema actual que consiste en la compra externa de diluyente genera mayores ingresos.

El estudio realizado fue significativo, ya que el cálculo teórico estima que se mitiga por completo la compra externa de livianos mediante la implementación de las dos tecnologías.

Los intercambiadores de calor en la tecnología Visbreaking Coil requieren mayor energía debido a las severas condiciones de temperatura a las que la tecnología opera.

## RECOMENDACIONES

Se recomienda a Mansarovar Energy Ltd. Desarrollar un proyecto piloto para evaluar la tecnología Visbreaking Coil, en campo.

Acorde a los balances volumétricos realizados se recomienda aplicarlos a las variantes de la tecnología Visbreaking, como la Aquaconversion, Tervahl-T y el Proceso de craqueo de alta conversion Soaker (HSC), estas tecnologías son versiones mejoradas del proceso Visbreaking por lo tanto permitirán rendimientos mayores a los obtenidos en este proyecto.

Realizar un estudio tomando como referencia datos reales de conversión del crudo de campo Jazmín, mediante pruebas de laboratorio; lo cual permitiría un escenario más cercano a la implementación de esta tecnología en campo.

## BIBLIOGRAFÍA

ACEDO J. (2006). Instrumentación y control avanzado de procesos. España: Díaz Santos.

ALVAREZ, M. y. (2004). Estudio de la conversión térmica de gasóleos vírgenes y provenientes de la unidad de Viscosreducción a escala piloto. Bucaramanga: Proyecto de grado, Universidad Industrial de Santander.

ARDILA C. (2012). Análisis cuantificación de perdidas volumétricas identificables de hidrocarburos en la operación típica del oleoducto Velásquez 26 (Puerto Boyacá) - El Sauce (Barrancabermeja). Bucaramanga: Proyecto de grado, Universidad Industrial de Santander.

Autoridad Nacional de Licencias Ambientales. (Abril de 2012). Resolución número 0249. Obtenido de [http://www.anla.gov.co/documentos/Gaceta/res\\_0249\\_240412.PDF](http://www.anla.gov.co/documentos/Gaceta/res_0249_240412.PDF)

BOHLMANN, D. e. (s.f.). A new process combination for deep conversion of heavy oils: Scientific base and first industrial experience. Tokyo 100, Japan.

CARRILLO, J., & CORREDOR, L. y. (2004). Procesamiento térmico de crudos pesados. Aplicación a los crudos Castilla, Rubiales y Naré-Jazmín. Paper INGENIERIA QUIMICA.

CLARO, Y. y. (2007). Estudio de pre factibilidad técnico-económica para la implementación de un proyecto de mejoramiento de la calidad de crudos pesados

mediante tecnologías UP-GRADING en Colombia. Bucaramanga: Proyecto de grado, Universidad Industrial de Santander.

DOMINGUEZ, J. C. (2008). Transporte de crudo pesado a través de oleoducto. Evaluación de diferentes tecnologías. Paper INGENIERIA QUIMICA.

FERNANDEZ, J. y. (2004). Bombas: Teoría, diseño y aplicaciones. (Tercera edición ed.). México: LIMUSA.

GARY, J. y. (2003). Refino del petróleo: Tecnología y Economía. (C. M. José Costa, Trad.) España, Barcelona: Reverté.

GARZON, L. C. (Mayo 2006). Impacto del slurry de FCC sobre la estabilidad del fuelóleo. INGENIERIA QUIMICA,.

GUERRERO, A. y. ( 2007). Mejoramiento (UPGRADING) de crudos pesados y extrapesados por inyección de vapor sobrecalentado y catalizadores en oleoductos (Tubería). Bucaramanga: Proyecto de grado, Universidad Industrial de Santander.

JOAO, F. (Octubre 2006). La importancia del petróleo pesado (Vol. XVIII). Oilfield Review.

JYESHTHARAJ, J. A. (2008). Petroleum Residue Up gradation via Visbreaking: A Review. Ind. Eng. Chem. Res., 8960–8988.

Mansarovar Energy Colombia Ltd. (2006). Informe Técnico, Evaluación Tipo III Crudo AQ-04. Caracterización y Evaluación de Crudo.

McGRATH M, H. F. (1998). New residue process increases conversion, produces stable residue in Curacao refinery. Oil & Gas Journal.

NIÑO, A. y. (2005). Evaluación de la adición de corriente intermedias como donadores de hidrogeno en la Viscosreducción de los fondos DEMEX . Bucaramanga: Proyecto de grado, Universidad Industrial de Santander.

PERRY Robert. (s.f.). Manual del Ingeniero Químico-PERRY (Sexta edición, Tomo II. ed.).

SALAS A. (2005). Análisis de las operaciones de cementación, empaquetamiento con grava y fluidos de perforación para un pozo tipo en el campo Jazmin. Bucaramanga: Práctica empresarial, Universidad Industrial de Santander.

SPEIGHT, J. (2011). The Refinery of the Future. First edition. . England, Oxford: Gulf Professional Publishing in an imprint of Elsevier.

SPEIGHT, J. (2012, doi:10.1016/j.scient.2011.12.014). Visbreaking: A Technology of the past and the future. Scientia Iranica. (T. C. Engineering, Trad.)

VIAN, A. (2006). Introducción a la química industrial. . España, Barcelona: Reverté.

Vidal, C. T. (2006). Unidades de coquización en refinería de petróleo. INGENIERIA QUIMICA.

## ANEXOS

### ANEXO A. INFORMACIÓN GENERAL DEL DESARROLLO DEL CAMPO

INFORMACION DEL CAMPO		
Área total	Acres	590
Volumen del yacimiento	Ac-Pie	619500
Volumen Neto Total	Ac-Pie	126850
Volumen Neto Abierto	Ac-Pie	112100
Volumen Yacimiento	Bbls/ Ac-Pie	1253
Petróleo Original Abierto	MM Bbls	140
Espaciamiento	Acres	5
Numero de Pozos Exploratorios		7 (Caoba, Credo, Comino, Mimbre, Nogal, Roble, Jazmín 1)
Numero de Pozos		<b>374</b>
Numero de Pozos	Activos (Ago/12)	185
	Parados por BSW	19
	Inyectores de Agua	3
	Abandonados	8
	De captación de agua	2
Elevación con respecto al nivel del mar		465

INFORMACION DEL CAMPO		
Método de producción	Sistema de levantamiento Artificial (Bombeo Mecánico)	
Método de recobro	Inyección Continua de vapor	
Producción de crudo del campo	Bbl/día	7561
Producción de agua del campo	Bbl/día	17000
Producción de gas del campo		
Pozos productores		325

**Fuente:** VARGAS O. Revisión de los parámetros del empaquetamiento con grava y planteamiento de alternativas para mejorar su eficiencia en los pozos del campo Jazmín. Práctica empresarial, Universidad Industrial de Santander, 2006

SISTEMA DE INYECCIÓN DE VAPOR		
Presión de Inyección	Psi	1000 – 1100
Calidad del Vapor en Cabeza de Pozo	%	74
Temperatura del Vapor	°F	530
Tasa de Inyección	MM BTU/pie	30 – 40

**Fuente:** DUITAMA J. Estandarización de los procedimientos de perforación en los pozos del campo Jazmín. . Práctica empresarial, Universidad Industrial de Santander, 2005

STATUS DE POZOS	ASOCIACION NARE CAMPO JAZMIN
Abandonados	17
Cerrados	35
Alto BS&W	0
Bajo Potencial de aceite	0
Otros	4

STATUS DE POZOS	ASOCIACION NARE CAMPO JAZMIN
Productores	325
Inyección de agua Residual	2
Inyección de vapor en el pozo	3
Flujo del pozo	2
Pozo en remojo	4

**Fuente:** Mansarovar Energy Colombia Ltda.