

PROCESO DE INYECCIÓN DE HIDRÓGENO A BAJA PRESIÓN A CONDICIONES DE VISCORREDUCCIÓN

5 RESUMEN

La presente invención se refiere a un proceso de conversión térmica de crudos pesados en campos de producción o sus fracciones pesadas en las refinerías para la reducción de su viscosidad, que combina el tratamiento a temperaturas entre 623.15 K (350 °C) y 773.15 K (500 °C), con la adición de hidrógeno a presiones bajas y moderadas, y/o la adición de un catalizador disperso, y/o la adición de una fracción aromática, a condiciones típicas del proceso de viscorreducción convencional. Con el proceso de la presente invención se logra conferir mayor estabilidad al producto de reacción, lo cual permite luego incrementar la temperatura de operación (severidad) con respecto al proceso de viscorreducción convencional y por tanto lograr mayor reducción de la viscosidad de la carga procesada. Al reducirse la viscosidad del producto final de reacción mediante el proceso de la presente invención, en las refinerías se obtiene un ahorro de diluyente liviano usado para alcanzar las especificaciones de venta del combustóleo pesado. En campos de producción de petróleo se logra ahorro de la nafta diluyente necesaria para ajustar la viscosidad de los crudos pesados y extrapesados para su transporte por oleoductos.

CAMPO DE LA INVENCION

La presente invención se encuadra en el sector de la industria química y en particular en la industria de la refinación del petróleo. Más específicamente, la presente invención se encuadra en el sector responsable de la producción de combustibles y en particular de combustóleo (fuel oil). La presente invención se encuadra también en el sector de producción y transporte de crudos pesados y extrapesados. La presente invención se refiere a un proceso para disminuir la viscosidad de fracciones pesadas del petróleo, e incluso de un crudo pesado o extrapesado, mediante la adición de hidrógeno (hidroviscorreducción) a presiones en un rango de 1034.21 KPa (150 psi) a 6894.76 KPa (1000 psi) a condiciones típicas de viscorreducción y/o en la presencia de una fracción aromática y/o en la presencia de un catalizador de sulfuro de metal del grupo Vb, VIb y/o VIIb de la tabla periódica, en fase dispersa. Este proceso puede aplicarse en refinerías o en campos de producción. Su aplicación en refinerías permite un producto de menor viscosidad en comparación con el obtenido en el proceso de viscorreducción convencional, con la consecuente liberación de las corrientes livianas valiosas que son necesarias para producir combustóleo (fuel oil No 6) en las especificaciones de viscosidad fijadas para su comercialización, y la reducción de la producción del mismo combustóleo. En un sentido similar, su

aplicación en un campo de producción de petróleo pesado y/o extrapesado, como parte de un mejorador de crudo ("*upgrader*", como se le conoce en inglés), permite la reducción o incluso eliminación total de la nafta diluyente que se necesita agregar a los crudos pesados y extrapesados, de tal manera que puedan ser transportados por oleoductos.

ESTADO DE LA TÉCNICA

El incremento de los crudos pesados a nivel mundial, junto con las restricciones ambientales y el incremento en la demanda de destilados medios, ha propiciado que los refinadores de petróleo busquen tecnologías para aumentar su capacidad de conversión de crudos pesados y residuos. Diferentes tecnologías han sido desarrolladas a través de los años para la conversión de los fondos del barril, las cuales incluyen procesos que están basados en el rechazo de carbono o rutas de adición de hidrógeno. La ruta de adición de hidrógeno, mejor conocida como hidroprocesamiento, utiliza altas presiones de hidrógeno para reducir la formación de coque y aumenta la estabilidad de los productos favoreciendo la producción de líquidos por medio de los mecanismos de hidrocrackeo o hidrogenólisis. El hidroprocesamiento incrementa la relación H/C en los productos y es la ruta más atractiva para el mejoramiento de crudos pesados y residuos por la cantidad de productos valiosos generados. Las tecnologías de rechazo de carbono o conversión térmica, por su parte, se llevan a cabo por lo general a presiones relativamente bajas. Estos procesos transfieren hidrógeno de las moléculas pesadas a las más livianas, resultando en la producción de coque o carbón, disminuyendo la relación H/C a valores entre 0.5 a 1, lo cual incrementa significativamente la formación de coque.

Entre las tecnologías de rechazo de carbón se encuentra la viscorreducción, la cual consiste en un proceso térmico, que convierte residuos atmosféricos o de vacío en gas, nafta, destilados y residuo viscorreducido. Este último es un producto estable con una menor viscosidad e índice de fluidez que la carga. Por tanto, disminuye la cantidad de diluyente requerido para alcanzar las especificaciones del combustóleo o fuel oil #6 y reduce su producción entre un 10 y 25% con respecto a la preparación a partir de la carga del proceso de viscorreducción. Incluso, la nafta y el gasóleo producidos pueden ser usados como carga para los procesos de Craqueo Catalítico Fluidizado (Fluid Catalytic Cracking – FCC, en inglés) o hidrocrackeo. En el proceso, las cadenas laterales alifáticas de los anillos aromáticos son separadas para sufrir una escisión posterior que provoca la reducción de la viscosidad y del punto de fluidez. Hay dos tipos de procesos de viscorreducción: *coil* y *soaker*. En la viscorreducción tipo *coil*, un serpentín es calentado a temperaturas entre 746.15 K (473 °C) y 773,15 K (500 °C) con un tiempo de residencia de 1 a 3 minutos. En el tipo *soaker* las

temperaturas están entre 700.15 K (427 °C) y 716.15 K (443 °C) con un tiempo de residencia de 4 a 8 minutos. En una viscorreductora tipo *coil*, a temperaturas por encima de los 753.15 K (480 °C), la ruptura de los componentes nafténicos llega a ser considerable, por tanto, el craqueo es controlado mediante las condiciones de operación hasta una severidad límite. Si ocurre un craqueo severo, se puede formar una gran cantidad de olefinas inestables, coque y otros componentes, que producirán reacciones de polimerización durante el almacenamiento, lo que causara taponamiento y formación de lodos. El proceso de viscorreducción tiene bajos costos de inversión y de operación, pero el rendimiento de productos livianos es menor con respecto a los procesos de hidroprocesamiento. Además, los productos líquidos obtenidos por el tratamiento térmico contienen S, N y metales (Ni, V, etc....) y para su purificación requieren procesos de hidrotratamiento posteriores (hidrodesulfurización, hidrodesnitrogenación, e hidrodesmetalización). Es claro que los procesos térmicos tienen la desventaja de producir una gran cantidad de productos de bajo valor, razón por lo que las tecnologías de hidroprocesamiento en presencia de hidrógeno están tomando mayor relevancia, no obstante, los bajos costos de los procesos térmicos hacen que estas tecnologías aún sean las más comunes para la conversión de fondos. Por lo tanto, cualquier mejora de proceso que ayude a aumentar la estabilidad química y física de los productos de viscorreducción, con una consecuente mayor conversión y disminución de la viscosidad de la carga es muy atractiva desde el punto de vista económico para refinerías y mejoradores de crudo.

Entre las opciones de mejora al proceso de viscorreducción convencional se cuentan por ejemplo las patentes ZA8405721 y ES8605020 de la antigua compañía Mobil. En estas patentes se describe un proceso para la viscorreducción de fracciones pesadas residuales en presencia de materiales altamente aromáticos donadores de hidrógeno. Además de la adición de materiales altamente aromáticos, en ES8605020 también se menciona la adición de compuestos orgánicos tipo tiol. Según las mencionadas patentes la adición de materiales altamente aromáticos donadores de hidrógeno aumenta la estabilidad de los productos con respecto a la viscorreducción convencional, lo que permite al final incrementar la severidad del proceso y por lo tanto conseguir una mayor reducción de la viscosidad y conversión de la carga. En la misma línea de las patentes anteriores se tienen las patentes US4604186 de DM Inc. y CN102358846 de Petrochina en las cuales se describe un proceso de viscorreducción combinado con coquización para aumentar la conversión global, con la particularidad que se adiciona también una fracción aromática que proviene del mismo proceso, pues se obtiene de un corte de gasóleo del proceso de coquización. En la patente US4604186 el corte de gasóleo que se usa como donador de hidrógeno es hidrogenado catalíticamente antes de ser adicionado a la carga de la viscorreductora para aumentar su eficiencia como donador de hidrógeno. Algo parecido se usa en la patente US4294686 de Gulf, en la cual se describe un proceso de mejoramiento de

crudos y fracciones pesadas mediante la reacción a condiciones de hidrocrackeo y presencia de un material donador de hidrógeno que se obtiene de un corte del gasóleo liviano del mismo proceso y se hidrogena antes de ser adicionado a la carga.

- 5 Como se observa en las patentes nombradas anteriormente todas reclaman una transferencia de hidrógeno desde una fracción aromática (hidrogenada previamente o no). Otra forma de hacerlo es la transferencia de hidrógeno desde el agua como lo que se reclama en las patentes US5688741 y US5885441 del proceso de Acuacovercion de PDVSA según el cual se obtienen mayores conversiones que en la
- 10 viscorreducción convencional al poner el hidrocarburo en contacto con vapor de agua y un sistema dual de catalizador con metal del grupo VIIIb acompañado de un metal alcalino a una presión menor o igual a 2068.43 KPa (300 psi). Una variante de lo anterior se describe en las patentes US9428700B2/KR2015046254A de Saudi-Aramco, en las cuales se describe un proceso de hidroviscorreducción en el que una
- 15 mezcla de hidrógeno y la carga líquida de hidrocarburos es destilada para separar el hidrógeno libre y dejar solo el hidrógeno disuelto en la mezcla. La mezcla de hidrógeno disuelto en la carga luego es craqueada en una zona de hidroviscorreducción en presencia de vapor.
- 20 Otra forma de mejorar el proceso de viscorreducción es mediante la adición directa de hidrógeno. El proceso al que se le ha incorporado hidrógeno a condiciones similares a las de viscorreducción se ha denominado de manera general hidroviscorreducción. La hidroviscorreducción surge dado que el hidrógeno ayuda a saturar las olefinas y radicales libres generados durante el proceso de craqueo térmico, evitando
- 25 posteriores reacciones de condensación que forman coque, lo que lleva a productos más estables de los obtenidos con la viscorreducción convencional puesto que baja el umbral de floculación. Esto implica que se pueden tener mayores conversiones y productos de menores viscosidades, al tiempo que se inhibe la formación de coque. En los últimos años se han propuesto varios procesos de hidroviscorreducción. Hay
- 30 un grupo de procesos propuestos que utilizan catalizadores heterogéneos sólidos en un lecho fijo para llevar a cabo el proceso. Ejemplo de estos procesos son el reclamado por Mobil Oil Corporation en la patente US4411770A. En este proceso, la hidroviscorreducción es facilitada por una zeolita y un componente con función metálica de hidrogenación. El IFP en patentes tales como las US4511458A,
- 35 US4511458A o US4510042A reclama procesos de hidroviscorreducción con catalizadores solidos de alúmina y metales tales como Mo, W, Ni, Co y Fe. En tanto que Exxon Mobil Research and Engineering Company, en patentes como la US13803253A describe un proceso de conversión de hidrocarburos pesados de puntos de ebullición específicos en donde se provee un fluido aromático y se realiza
- 40 hidroprocesamiento convencional (lecho fijo) en presencia de hidrógeno. Los anteriores procesos, por requerir el uso de catalizadores solidos soportados, no son

compatibles o adaptables a unidades de viscorreducción existentes. Otra desventaja del uso de lechos fijos de catalizadores heterogéneos para procesar cargas pesadas es que el contenido de metales de estas desactiva y bloquea rápidamente el catalizador requiriéndose entonces cambios de catalizador con frecuencias que
5 tienden a afectar el margen de la unidad.

Debido a las dificultades mencionadas acerca de los procesos de hidroviscorreducción que usan catalizadores en lecho fijo, surgieron algunas invenciones que describen procesos de hidroviscorreducción que usan catalizadores en lecho disperso que se
10 adicionan continuamente al proceso junto con la carga. Entre otras invenciones de este tipo, se tienen las patentes de Phillips US4659453, US4705766, US4708784 y US5055174 donde se describen procesos de hidroviscorreducción, que utilizan diferentes mezclas de compuestos de molibdeno que se descomponen in situ para formar una fase sulfuro; a lo que atribuyen una reducción en la formación de coque
15 y un mayor consumo de hidrógeno en comparación con otros catalizadores y con la viscorreducción convencional. Por otro lado, también se tienen las patentes del IFP FR2631631 y US5024751 en la cuales se describen procesos de hidroviscorreducción que usan catalizadores de lecho disperso preparados usando un compuesto de Mo, Co o Ni, un polisulfuro de características especiales y una carga que contiene
20 asfaltenos, reclamando además un rango específico de la relación de metales a asfaltenos. Los inventores del IFP también reclaman un mejor desempeño traducido en una reducción en la formación de coque y mayores conversiones de asfaltenos y heteroátomos de su catalizador en el proceso de hidroviscorreducción en comparación con otras preparaciones de catalizador usadas como referencia.

25 De lo mencionado en los párrafos anteriores se puede concluir que el hidrógeno, ya sea el que se transfiere de un agente donador como las fracciones aromáticas o el que se adiciona de forma libre al sistema, juega un papel clave en los procesos que se muestran como una mejora al proceso de viscorreducción convencional. De alguna
30 manera la mayoría de estos procesos lo que buscan es la manera más eficiente de incorporar el hidrógeno al sistema, sin embargo, para esto, a excepción de los procesos que solo reclaman el uso de agentes donadores de hidrógeno, tienen la particularidad típica de requerir operación a presiones elevadas (> 68947.57 KPa (>1000 psi)). Adicionalmente, muchas de las tecnologías reportadas en la literatura
35 que aseguran mejorar del proceso de viscorreducción convencional utilizando hidrógeno, bien sea generado *in situ* en el proceso o inyectado para mejorar la estabilidad de los productos, implican modificaciones mayores en una planta de viscorreducción convencional.

40 Mediante la presente invención se logra conseguir lo mejor de los dos mundos, es decir, un proceso térmico de bajos costos de inversión y operación combinado con las

bondades que ofrecen los procesos de adición de hidrógeno. Para esto y con el fin de poder implementar este tipo de procesos en una unidad ya construida con inversiones relativamente bajas se requiere ajustar el rango de presión de trabajo a presiones bajas con el fin de aprovechar la mayor parte de los equipos instalados para el nuevo proceso de hidroviscorreducción, lo cual redundará en una ganancia en eficiencia y bondades del proceso adaptado. Ventajosamente, con la solución desarrollada en la presente invención se logra incrementar la conversión del proceso convencional de viscorreducción con la presencia de hidrógeno a presiones substancialmente menores de las reportadas en la literatura (68947.57 KPa ($\leq$ 1000 psi) y preferiblemente en un rango de 1034.21 KPa (150 psi) – 4136.85 KPa (600 psi), manteniendo la estabilidad del producto. Esto es beneficioso por cuanto una menor presión de hidrógeno impacta de manera favorable el CAPEX y OPEX del proceso, al no requerir de adecuaciones mayores. Con la presente invención se logra potenciar el efecto de la adición de hidrógeno en la estabilidad de los productos del proceso térmico de hidroviscorreducción con el uso de fracciones aromáticas y/o catalizadores con función hidrogenante, permitiendo operar unidades de viscorreducción convencional ya existentes a bajas presiones.

DESCRIPCIÓN DE LAS FIGURAS

- Figura 1.** Esquema general del proceso de hidroviscorreducción con adición de hidrógeno, catalizador y fracción aromática para una unidad grass root.
- Figura 2.** Esquema general del proceso de hidroviscorreducción con adición de hidrógeno, catalizador y fracción aromática para reformar una unidad de viscorreducción existente.

DESCRIPCIÓN DETALLADA DE LA INVENCION

En la presente invención se encontró que la adición de hidrógeno a un proceso de viscorreducción convencional a una presión parcial baja o moderada, potenciada por el uso de un catalizador disperso en una determinada cantidad de una fracción aromática; permite una mayor estabilidad del producto de viscorreducción, lo que permite aumentar la severidad de la reacción con respecto a un proceso de viscorreducción convencional, o en dado caso aumentar el ciclo de corrida de la unidad debido a una disminución del ensuciamiento de la misma debido a depósitos de coque en los tubos del horno y/o el soaker. En la presente invención se describe un proceso novedoso que puede ser usado para disminuir la cantidad de diluyente necesaria ya sea para preparar combustóleo en una refinería o para preparar crudo diluido en

campo para ser transportado a través de oleoductos. Se describe un proceso general que puede ser usado para una unidad completamente nueva en un sitio donde no hay más infraestructura de proceso (grass root, en inglés) como por ejemplo en un campo de producción y además se describen las variantes y simplificaciones que puede tener el proceso cuando se instala dentro de una refinería, por ejemplo, o incluso al adaptarse a una reforma de una unidad existente.

El proceso desarrollado en la presente invención se describe de forma general en la Figura 1. En esta Figura se muestran las principales operaciones y procesos unitarios a los que se somete la carga de reacción agrupadas en secciones. De manera general el proceso se divide en una sección de preparación de catalizador y mezclado con la carga, una sección de activación del catalizador, una sección de reacción de hidroviscorreducción, una sección de separación gas-líquido y destilación de productos y una sección de compresión y reciclo de H_2 (en caso de ser necesario). La descripción detallada de cada una de estas secciones se presenta a continuación:

1. SECCIÓN DE PREPARACIÓN DE CATALIZADOR Y MEZCLADO CON LA CARGA:

Como su nombre lo dice en esta sección se describe el proceso de preparación del catalizador, así como la admisión de la carga y su mezclado con el catalizador. La tecnología propuesta fue diseñada para cargar una fracción pesada del petróleo, entre las cuales se tiene crudo reducido, fondos de vacío, fondos de un proceso de desasfaltado (separación de fracción de asfaltenos por extracción líquido-líquido), fondos previamente viscorreducidos e incluso un crudo pesado o extrapesado completo, según la aplicación que se requiera. Como se mostrará en los ejemplos el concepto de tecnología funciona bastante bien con una amplia gama de cargas. En el caso de un proceso ubicado en una refinería la carga puede proceder de una unidad de destilación atmosférica o de vacío de crudos, de una unidad desasfaltadora o incluso de otra viscorreductora. Sin embargo, no está limitada a las mismas porque como ya se mencionó, es posible procesar incluso crudos pesados o extrapesados completos. En el caso de una ubicación en campo de producción haciendo parte de un mejorador de crudos como complemento a la dilución de estos, es posible utilizar como carga el crudo completo o bien alimentar las fracciones pesadas mencionadas anteriormente para el caso de la ubicación en una refinería. La elección de la carga en el caso de una hidroviscorreductora que haga parte de un conglomerado de mejoramiento de crudos será función del crudo que se esté procesando y de los objetivos de diseño del mejorador.

En Figura 1 la carga corresponde a la corriente (1) la cual entra al mezclador 2 para formar una mezcla homogénea con una mezcla de catalizador dispersa en una

fracción aromática previamente homogeneizada en el mezclador 1 (6). Además, en caso de ser necesario en el mezclador 2 se puede adicionar una cantidad adicional de una fracción aromática (5) para ajustar su composición final en la carga. Como ya se mencionó la función del mezclador 1 es la preparación de una solución o dispersión del precursor de catalizador que pueda ser mezclada directamente con la carga de reacción en el mezclador 2. El catalizador usado en la presente invención corresponde a sulfuros de metales de transición de los grupos V b (V), VI b (Mo y W) y/o VIII b (Fe, Co y Ni), por separado o las combinaciones de estos. Estos metales se introducen al proceso en forma de sales liposolubles de ácidos orgánicos como por ejemplo del grupo de los naftenatos, octoatos, acetatos etc. Se introduce la cantidad necesaria de la sal orgánica liposoluble (3), de tal manera que se obtenga una concentración de 50 a 300 ppm del metal de transición en la carga, cuando se usa Mo, W, Ni, Co o sus combinaciones mayoritariamente y 300 a 2000 ppm cuando se usa mayoritariamente V, Fe o sus combinaciones como metal principal.

En el mezclador 1 la sal orgánica del metal de transición escogida se disuelve o dispersa en una fracción de hidrocarburo aromático (4) de tal manera que se facilite luego su incorporación en la carga. La fracción aromática a usar puede ser cualquiera de los productos de una unidad FCC o una unidad RFCC de una refinería como ALC, APC, slurry de FCC/RFCC o combinaciones de estos. También pueden ser usados los destilados de procesos térmicos como los gasóleos livianos y pesados del proceso de coquización o incluso los destilados que produce el mismo proceso de viscorreducción. Lo que implica que se puede hacer una especie de reciclo de una fracción de los productos en el rango de destilación del diésel (200 - 370 °C) o del gasóleo (350 - 525 °C). En el caso que lo que esté a disposición sea una carga virgen es mejor utilizar como solvente una fracción en el rango del gasóleo (350 - 525 °C o rangos dentro de este), de tal manera que la fracción tenga un contenido de por lo menos 40% de compuestos aromáticos. Se encontró efectos positivos de la adición de una fracción aromática en la estabilidad de los productos, incluso, en condiciones donde hay ausencia de hidrógeno y priman las condiciones operacionales de la viscorreducción convencional. Esto último implica que la fracción aromática cumple una doble función, por un lado sirve como vehículo para una dilución/dispersión inicial del catalizador en aras de facilitar un mezclado íntimo con la carga y por otro lado, siendo tal vez su función más importante, ayuda a incrementar la estabilidad del producto viscorreducido; bien sea por un aumento en la transferencia de hidrógeno, debido a las propiedades de transferencia de hidrógeno atribuidas en otras patentes a los compuestos aromáticos o por su alto poder de disolver los asfaltenos. La sal orgánica del metal de transición que se usa como precursor del catalizador del proceso se mezcla en el mezclador 1 con la cantidad adecuada de la fracción aromática escogida de tal manera que se obtenga una composición de la fracción aromática del 1 al 10% de la carga total a la sección de reacción. Como se mencionó antes la

cantidad total de la fracción aromática en la carga se puede ajustar en el mezclador 2 de tal manera que al final se obtenga una concentración de 3 a 20% de la corriente (7). Ambas etapas de mezclado pueden ser llevadas a cabo por ejemplo en un tramo de línea vertical, usando un mezclador estático o un tanque, cualquiera que se tenga a disposición y que garantice la homogeneidad de las mezclas. En todo caso, las etapas de mezclado se deben llevar a cabo en atmósfera inerte (como mínimo flushing de nitrógeno) y a una temperatura de 293,15 K (20 °C)– 333.15 K (60 °C) mayor al punto de fluidez de cada uno de los componentes de la mezcla y 293,15 K (20 °C) – 333.15 (60 °C) menor al punto inicial de ebullición del componente más liviano de la mezcla, en aras de garantizar un mezclado íntimo y homogéneo de las fracciones. En el caso que la tecnología de la presente invención se quiera implementar por ejemplo como una reforma de una unidad de viscorreducción existente, esta sección se puede adicionar a la unidad como un módulo o estructura portátil.

2. SECCIÓN DE ACTIVACIÓN DEL CATALIZADOR.

En este caso, la activación se da por la descomposición de la sal orgánica en un ambiente con H_2S de tal manera que se forma el sulfuro correspondiente al metal de transición usado. Por esta razón, el proceso de mezclado de la etapa 1 se vuelve relevante, debido a que a mejor disolución/dispersión del precursor de catalizador mejor será la dispersión del sulfuro del metal de transición formado (no soluble en los hidrocarburos) y las partículas que se formen serán más pequeñas; aumentando de ese modo el área de contacto con las moléculas y haciendo más activo el catalizador. Esta sección no es obligatoria pues la sal orgánica del metal de transición también se puede descomponer durante el proceso de precaliente o incluso dentro del mismo horno de la sección de reacción. Sin embargo, se obtienen mejores resultados cuando se cuenta con una sección en donde se dé una descomposición completa y controlada de la sal. Además, la descomposición de la sal debe darse en presencia de la carga, por lo tanto, durante el proceso de mezclado es preferible evitar temperaturas superiores a 473.15 K (200°C), para evitar descomposición de la sal antes de mezclar el precursor de catalizador con la carga. Para llevar a cabo el proceso, la mezcla de la carga, solvente o solvente con catalizador (7) se mezcla con hidrógeno (13), en una proporción de 1 a 3 veces la cantidad estequiométrica para formar los sulfuros de los metales de transición que componen el catalizador. La mezcla de las 2 corrientes anteriores (8) pasa a un horno donde se alcanza la temperatura de descomposición de la sal, la cual dependiendo de la sal varía entre 250 °C y 350°C. La mezcla de carga, catalizador, fracción aromática e hidrógeno a la temperatura de descomposición (9) pasa a un reactor de descomposición con un tiempo de residencia entre 15 – 120 min para alcanzar la descomposición completa de la sal y obtener una corriente de carga con el máximo contenido de catalizador en

su fase activa (sulfuros de metales de transición) con la adecuada dispersión y tamaño de partícula: corriente (10).

Al igual que la sección anterior esta unidad también puede simplificarse y adicionarse en una estructura portátil.

5

3. SECCIÓN DE REACCIÓN DE HIDROVISCORREDUCCIÓN

La corriente (10) que en el caso de haber pasado por la sección de activación ya contiene el catalizador en su fase activa disperso en la mezcla de carga y fracción aromática, se une entonces con una corriente de hidrógeno (12) para completar una relación H_2/HC de 10 a 100 LN/L. La mezcla de la carga, fracción aromática con catalizador e hidrógeno (13) pasa a un sistema de reacción el cual se compone de un sistema horno-reactor o el horno puede funcionar como reactor por sí mismo. En el horno se ajusta la temperatura de reacción y el efluente caliente del horno (14) pasa a un reactor de hidroviscorreducción, si aplica. Como sistema de reacción se pueden utilizar diferentes equipos como por ejemplo un reactor tubular ascendente, una columna de burbujeo, un reactor de lecho disperso, un reactor de lecho en ebullición, un horno (viscorreductora coil) o un conjunto horno-soaker (viscorreductora soaker). En el caso de los reactores tipo viscorreductora con hornos o hornos-soaker se combinan tiempos de residencia relativamente bajos entre 1 a 20 minutos con temperaturas relativamente altas 673.15 K (400 °C) – 773.15 K (500 °C). En el caso del reactor tubular se puede utilizar tiempos de residencia de 30 a 120 min y en ese caso las temperaturas son más bajas 633.15 K (360°C) a 673.15 K (400 °C). La presión total de reacción, dada en su mayoría por el hidrógeno que se adiciona al proceso, según la severidad que se necesite puede variar entre 1034.21 KPa (150 psi) y 6894.76 KPa (1000 psi). Sin embargo, se logra un equilibrio entre los beneficios del hidrógeno y la inversión cuando se trabaja en un rango de presiones de 1034.21 KPa (150 psi) – 4136.85 KPa (600 psi). El efluente del reactor (15) se mezcla con la corriente (26) en aras de disminuir la temperatura de este de forma súbita (a niveles de 623.15 K (350°C) - 673.15 K (400 °C) y de esa manera frenar la reacción. El efluente del reactor enfriado (15') se envía entonces a la sección de separación gas-líquido y destilación de productos.

Como se puede inferir en la descripción anterior, la tecnología propuesta es bastante versátil, lo que facilita su aplicación a una reforma de una unidad viscorreductora existente, por ejemplo.

35

4. SECCIÓN DE SEPARACIÓN GAS-LÍQUIDO Y DESTILACIÓN DE PRODUCTOS

La presión de la sección de reacción de la unidad se controla en un separador gas-líquido caliente, al cual entra el efluente de reacción (15), y en este se separa el

40

producto liviano y los gases no condensables del producto pesado. El producto pesado (16) pasa a través de una válvula proporcional que controla el nivel del separador gas-líquido y la cual funciona como separador de las secciones de “alta” (presión de reacción) y baja presión para luego pasar a una torre fraccionadora o un separador flash al vacío en el cual se separan los destilados pesados (19) de la brea o fracción de residuo que ebulle a temperaturas mayores a 798.15 K (525 °C) (18). El producto liviano del separador caliente (17), por su parte, pasa a un separador frío donde los gases no condensables (22) se separan de los destilados livianos (20). Los destilados livianos (20) se unen con los destilados pesados (19) para formar una corriente de destilados (21) que pasa a una torre fraccionadora donde se obtiene al menos: una corriente de nafta (23), un gasóleo liviano (24) y un gasóleo pesado (24). Los gases no condensables que se separan en el separador frío se purgan (27) para mantener una pureza del gas de reciclaje superior a por lo menos 80% de H_2 y el resto del gas se envía a un proceso de lavado con amina para retener el H_2S . El gas lavado (29) se envía entonces a la sección de compresión y reciclaje de H_2 . El lavado del gas con amina puede realizarse en otra unidad vecina para aprovechar sinergias con otras unidades, en caso de que la unidad de la presente invención esté ubicada dentro de un complejo de refinación o de mejoramiento de crudos.

Para la corriente (26) que se mencionó en la sección de reacción y cuya función es enfriar súbitamente el efluente del reactor, en aras de detener las reacciones de craqueo térmico y evitar ensuciamiento en la sección de separación, se puede usar toda o una parte de la corriente de gasóleo pesado (25) que se obtiene en la presente sección. Esto último no constituye un reciclaje a extinción del gasóleo pesado porque la corriente no sufre ninguna transformación. Por otro lado, parte del gasóleo liviano (24), del gasóleo pesado (25) o mezclas de ambos, en caso de que se necesite, pueden ser usados como parte de la fracción aromática (2) que se usa para preparar el catalizador y alimentarse con la carga de la unidad para mejorar la estabilidad de los productos. La corriente de brea (18) se envía a la preparación de combustóleo o a la preparación de crudo sintético diluido según se requiera.

5. SECCIÓN DE COMPRESIÓN Y RECICLO DE H_2

Esta sección es opcional y dependerá de si el proceso de la presente invención se implementa en una unidad que está aislada o si hace parte de una refinería o un complejo de mejoramiento de crudos donde se puede aprovechar sinergias con unidades vecinas. En caso de que se requiera el gas lavado con una alta pureza de H_2 se mezcla con una corriente de H_2 de reposición (34) previamente comprimida (33). Toda la mezcla de gas de reciclaje de hidrógeno de reposición (32) pasa entonces a un compresor de reciclaje con el que se ajusta la presión de operación (35) para alimentar las secciones de activación (13) y reacción (12). Si la unidad de la presente

invención está ubicada dentro de una refinería y vecina a una unidad de mayor presión se podría usar la purga de la otra unidad como fuente de hidrógeno y no sería necesaria entonces la sección de compresión. De igual manera si se dispone de una unidad purificadora de hidrógeno por adsorción (Pressure Swing Adsorption: PSA, en inglés) cercana con capacidad instalada sin utilizar, entonces no se haría purga (27) y más bien el gas lavado en la torre de absorción con amina se envía a la PSA para su purificación.

Modalidad adicional de protección:

10

1. Un proceso de inyección de hidrógeno a baja presión a condiciones de viscorreducción caracterizado por que comprende una sección de preparación de catalizador y mezclado con la carga, una sección de activación del catalizador, una sección de reacción de hidroviscorreducción y una sección de separación gas-líquido y destilación de productos.

15

2. Un proceso de inyección de hidrógeno a baja presión a condiciones de viscorreducción caracterizado por que comprende una sección de reacción de hidroviscorreducción, una sección de separación gas-líquido y destilación de productos y una sección de compresión y reciclo de hidrógeno.

20

3. Un proceso de inyección de hidrógeno a baja presión a condiciones de viscorreducción caracterizado por que comprende una sección de preparación de catalizador y mezclado con la carga, una sección de activación del catalizador, una sección de reacción de hidroviscorreducción y una sección de compresión y reciclo de hidrógeno.

25

4. Un proceso de inyección de hidrógeno a baja presión a condiciones de viscorreducción de la reivindicación 6 caracterizado porque la sección de reacción de hidroviscorreducción presenta un reactor tubular que utiliza tiempos de residencia entre 30 a 120 min y en un rango de temperaturas entre 633.15 K (360°C) a 673.15 K (400 °C).

30

5. Un proceso de inyección de hidrógeno a baja presión a condiciones de viscorreducción en presencia de un catalizador disperso y una fracción aromática que se adapta a la reforma de una unidad de viscorreducción convencional mediante el incremento de la presión de reacción usando un separador, donde la adición de hidrógeno se realiza mediante hidrógeno comprimido disponible de unidades vecinas y la adición del catalizador y la

35

40

fracción aromática se puede hacer en una sección portátil adyacente a la unidad.

5 La tecnología descrita en la presente invención se diferencia de las otras en que combina la adición de hidrógeno a presiones bajas (<689.476 KPa (<100 psi)) con la adición de un precursor de catalizador que potencia el uso del hidrógeno y al mismo tiempo con la adición de un solvente aromático que cumple la doble función de ser el
10 su poder solvente la estabilidad física de los productos viscorreducidos. Otra diferencia con otros procesos radica en su versatilidad, pues la misma es aplicable a la construcción de una unidad “grass root” como se muestra en el Figura 1 y además es particularmente aplicable a una reforma de una unidad de viscorreducción existente dentro de una refinería. El caso específico de la reforma de una unidad de
15 viscorreducción convencional existente es tal vez una de las aplicaciones más importantes de la tecnología desarrollada en la presente invención.

En la Figura 2 se muestra con un relleno en trama cuales serían los principales equipos nuevos para adaptar la unidad a la tecnología de hidroviscorreducción. Las corrientes
20 mantienen la misma numeración de la Figura 1 y aplica la misma descripción ya mencionada anteriormente. Como se puede observar la principal modificación consiste en la instalación de un sistema de separación gas líquido. Se podría cambiar el soaker por uno de alta presión que podría además realizar la función de separador gas-líquido de alta presión. Además, se debe revisar el diseño del horno y de la bomba
25 de carga de la unidad.

EJEMPLOS

A continuación, se presentan algunos ejemplos no limitantes para ilustrar la realización de la presente invención.

30

Ejemplo 1.

Descripción de la metodología experimental.

En este ejemplo se describe de manera general la forma en que se llevaron a cabo
35 los experimentos. Inicialmente se realizaron experimentos para simular la severidad de la viscorreducción convencional con diferentes cargas (crudo reducido y fondo de unidad de desasfaltado) combinando las variables tiempo de reacción y temperatura. Típicamente se usó un reactor agitado de $0,00025$ m³ (250 ml) en modo batch al cual se le adicionaron $0,080$ Kg – $0,125$ kg (80 g - 125 g) de la mezcla de carga. Una vez
40 adicionada la carga precalentada a 423.15 K (150 °C), el reactor se selló y se realizaban purgas primero con N₂ para desplazar el aire contenido y si la reacción se

iba a realizar en ambiente de hidrógeno, entonces también se hacían purgas con H₂ y luego se fijaba una presión tal que al llegar a la temperatura de reacción se obtuviese la presión deseada. Se fijó una velocidad de calentamiento de tal manera que se alcanzara la temperatura de reacción en 3600 s (1 h). Una vez a la temperatura de reacción se fijó como tiempo de reacción 3600 s (1 h), en aras de tener un muy buen control sobre éste, y temperaturas en el intervalo de 623.15 K (350°C) a 663.15 K (390°C). Estos valores menores de temperatura se emplearon para moderar la severidad de reacción, teniendo en cuenta que el proceso convencional se realiza en flujo continuo con tiempos de residencia mucho menores y temperaturas más altas.

La presión, a temperatura de reacción, se fijó en 517.107 KPa (75 psi) de nitrógeno para simular las condiciones de viscorreducción convencional. Se llevaron a cabo diferentes experimentos donde la temperatura se incrementó progresivamente hasta encontrar el valor en que los productos superaran un contenido de sólidos insolubles en tolueno de 2% en peso. Luego de esto, se realizaron experimentos de hidroviscorreducción a diferentes niveles de presión parcial de hidrógeno (1034.21 KPa (150 psi) - 4136.85 KPa (600 psi) para el fondo desasfaltado por solvente y 1034.21 KPa (150 psi) – 5515.81 KPa (800 psi) para crudo reducido). Luego de establecer la influencia del hidrógeno por sí solo en un proceso de viscorreducción convencional, se inició la exploración de diferentes alternativas para potencializar su efecto. Para esto se evaluaron algunos precursores de catalizadores empleados para el hidrocrackeo y aditivos para la inhibición de la formación de coque. Dado que los catalizadores y los aditivos deben adicionarse en alguna corriente que los disperse, también se exploró el efecto que estas corrientes pueden tener como posibles donadores de hidrógeno y/o agentes dispersantes de los asfaltenos. En este caso se usaron como posibles corrientes que sirvan de vehículo para dispersar catalizadores y aditivos, diferentes fracciones aromáticas tales como, por ejemplo: Gasóleos de Vacío virgen (VGO, en inglés), Aceite Liviano de Ciclo (ALC), Aceite Pesado de Ciclo (APC) y slurry de FCC y RFCC.

Las cargas y productos de reacción se caracterizaron de acuerdo con los análisis de la Tabla 1. Luego de hacer la caracterización de los productos obtenidos en los reactores batch, se le determinaron las propiedades con el fin de proceder a calcular los ahorros de diluyente de forma más aproximada a lo que ocurre a nivel industrial donde se separa la nafta del fondo viscorreducido.

Tabla 1. Análisis realizados a las cargas y productos de hidroviscorreducción

Identificación de la prueba	Norma	Objeto
-----------------------------	-------	--------

Destilación simulada alta temperatura crudos 36-740+ °C	ASTM D7169	Determinar rendimiento de productos destilados
Gravedad Específica - densidad en bitumen	ASTM D70	Determinar la densidad del alimento y productos pesados
Comportamiento reológico alta viscosidad		Determinar la viscosidad del alimento y productos pesados
Insolubles en tolueno	D4312	Determinar el coque y residuo inorgánico en productos. Es además un indicativo de la estabilidad.
Prueba mérito	IFP-3024-82	Se usa para determinar la estabilidad coloidal de los productos

El objeto de estos experimentos fue determinar si con la adición de hidrógeno es posible alcanzar temperaturas superiores a las alcanzadas en los experimentos de viscorreducción convencional sin afectar la estabilidad de los productos y obteniendo una mayor conversión.

Ejemplo 2.

Influencia de la adición de hidrógeno a baja presión a un proceso de viscorreducción convencional.

En este ejemplo se comparó lo sólidos producidos en el proceso de viscorreducción convencional (en presencia de nitrógeno) con los sólidos producidos cuando se hace adición de hidrógeno a 2068.43 KPa (300 psi) y 4136.85 KPa (600 psi). Se siguió la metodología experimental descrita en el ejemplo 1 y se usaron las cargas A, B y C que corresponden a la fracción rica en asfaltenos de una unidad de desasfaltado usando propano/butano como solvente (fondo de unidad de desasfaltado). En la Tabla 2 se muestran las características de las tres cargas procesadas.

Tabla 2. Propiedades de las cargas evaluadas en el ejemplo 2

Propiedad	Carga A	Carga B	Carga C
Rendimiento IBP-370°C	2	22	2
Rendimiento 370-525°C	8	11	4
Rendimiento 525°C+	90	67	94

Densidad	1,0902	1,0543	1,1013
API	-1,94	2,6	-2,11
Viscosidad a 135,5°C	13800	325	118888
Viscosidad a 148°C	5033	178	33125

En la Figura 3 se graficó el porcentaje de sólidos insolubles en tolueno (coque) contenidos en el producto de viscorreducción en reacciones en las que se varió la temperatura de reacción a varios niveles de presión de H₂ comparado con el coque del producto de reacción de la viscorreducción convencional. Para simular un ambiente relevante de la viscorreducción convencional la presión de operación de 517.107 KPa (75 psi) se alcanzó adicionando la correspondiente cantidad de N₂. Se observa que independiente de la muestra de fondo de unidad de desasfaltado usada como carga (cargas A, B o C), la adición de hidrógeno inhibe la formación de coque en la reacción (sólidos insolubles en tolueno), manteniéndola por debajo del 2% a temperaturas donde la viscorreducción convencional (curva denominada “N₂” en las figuras) alcanza valores superiores al 5%. Se confirma que la adición de hidrógeno a bajas presiones (2068.43 KPa (300 psi) – 4136.85 KPa (600 psi)) permite llevar a cabo la reacción a una mayor severidad, logrando alcanzar temperaturas de reacción más altas y por tanto obtener una mayor conversión, manteniendo la estabilidad de los productos (% sólidos inferior a 2%).

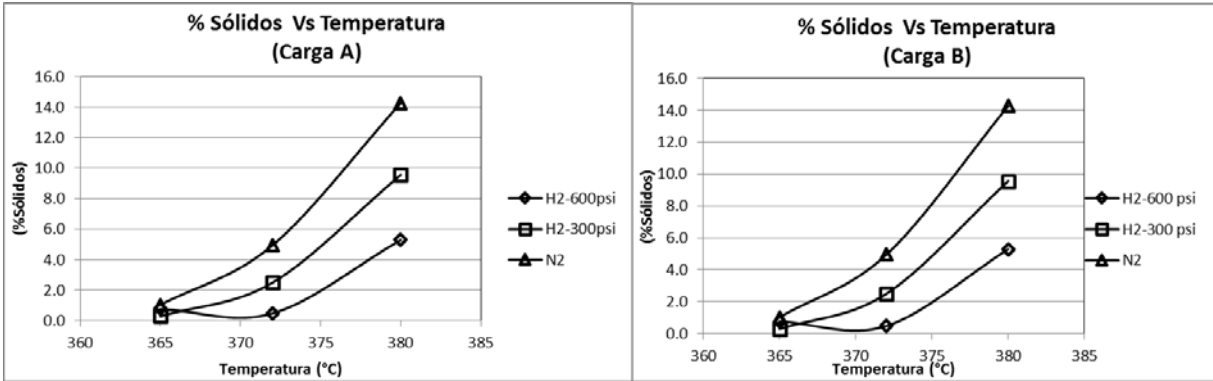


Figura 3. Efecto de la adición de hidrógeno a diferentes presiones en la estabilidad de los productos de viscorreducción e hidroviscorreducción de las cargas A y B.

La Figura 4, muestra los rendimientos de productos y el índice de viscosidad (V50) del producto, obtenidos con la carga A de fondo de la unidad de desasfaltado, comparando la carga con los de los productos de la reacción de la viscorreducción convencional (en ambiente de N₂) y a 2 niveles de presión de H₂. En esta figura se comparan los rendimientos y el índice de viscosidad (V50) del producto. Solo se graficaron las propiedades del producto a la máxima temperatura a la que se puede llevar a cabo la reacción (límite de estabilidad de los productos de reacción por prueba de solidos < 2 wt. %), es decir, como se observa en la Figura 3 las temperaturas

límite fueron 638.15 K (365 °C) para viscorreducción convencional (en presencia de nitrógeno) y 645.15 K (372 °C) para las reacciones en presencia de hidrógeno como se indica en la figura. En la figura se puede observar que a la máxima conversión permisible el aumento en la presión de H₂ permite incrementar el rendimiento de destilados entre 1.8 y 2.6 % aproximadamente. Adicionalmente, se observa que la viscosidad de los productos se reduce a medida que se incrementa el hidrógeno adicionado. Esto implicaría una reducción en el consumo de ALC para obtención del combustóleo en especificaciones.

En la Tabla 3 se muestra un cálculo teórico de la cantidad de diluyente (en este caso ALC) que se debe adicionar a los productos de cada uno de los ensayos para cumplir con las especificaciones de un combustóleo IF-380 (viscosidad cinemática de 380 cSt a 323.15 K (50 °C), equivalente a un V50 = 33). En las primeras 3 columnas de la tabla se indica si el ensayo se realizó bajo atmósfera de N₂ (viscorreducción convencional) o de H₂ y las condiciones de presión y temperatura usadas. Para cada uno de los ensayos se muestra también el V50, el consumo de ALC y el ahorro en el consumo de ALC con respecto a la carga sin procesar y con respecto al consumo de la viscorreducción convencional. Como referencia se presenta en la primera fila el V50 y el consumo de ALC de la carga. Como se observa en la tabla 2 para una unidad que procesa 19 kbpd de carga este ahorro está calculado en 365 bpd de ALC para el caso con 2068.43 KPa (300 psi) de hidrógeno y en 1456 bpd para el caso de 4136.85 KPa (600 psi) con hidrógeno con respecto a la viscorreducción convencional.

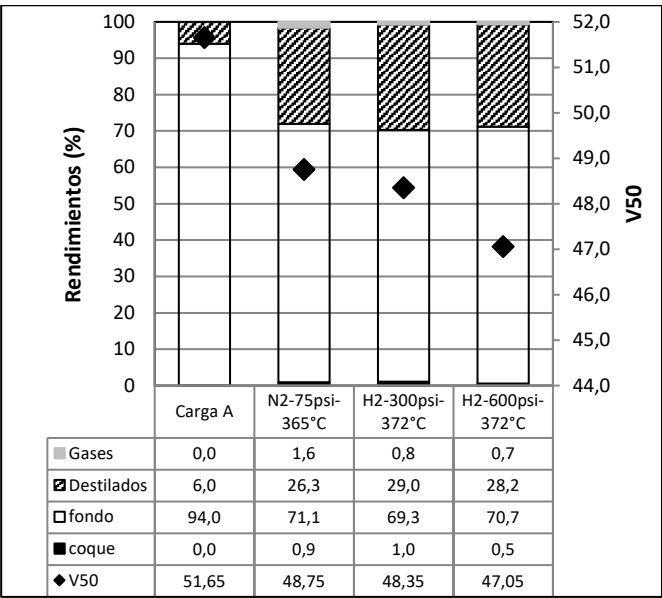


Figura 4. Efecto de la adición de hidrógeno a diferentes presiones en la viscosidad y los rendimientos de productos de viscorreducción e hidroviscorreducción de la carga A.

Tabla 3. Consumo de diluyente para la preparación de combustóleo con los productos de la carga A de fondo de unidad de desasfaltado.

Atmósfera	Presión (psi)	Temperatura (°C)	V50	Consumo ALC (Gal ALC/100 gal FVR)	Ahorro respecto a carga para 19 kbpd (bpd)	Ahorro respecto a Viscorreducción convencional (bpd)
Carga A			51.65	51		
N2	75	365	48.75	38	2449	
H2	300	372	48.35	36	2814	365
H2	600	372	47.05	31	3906	1456

Ejemplo 3.

5 Efecto de la adición de solventes aromáticos pesados a la carga, combinada con adición de hidrógeno a diferentes presiones en la estabilidad de los productos de viscorreducción.

En este ejemplo se presenta la evaluación de la mezcla de la carga con una fracción aromática en presencia de hidrógeno a 365 °C, 2068.43 KPa (300 psi) y sin catalizador. Las fracciones aromáticas ensayadas fueron gasóleo de vacío (VGO del inglés “*vacuum gas oil*”) y slurry de una unidad de RFCC. Las propiedades de la carga usada (carga C), al igual que las condiciones operacionales usadas se mostraron en el ejemplo 2. Como particularidad de estos ensayos, la fracción aromática se adicionó a la carga C precalentada a 150 °C y se homogenizó la mezcla por al menos 1 h a 150°C. En la figura 3 se compara el V50, rendimiento de productos y conversión de residuo 525 °C+ de un ensayo de referencia con solo adición de hidrógeno y sin adición de fracción aromática (condiciones ejemplo 2) con ensayos con adición de slurry y VGO en proporciones del 5 y 10%. El ensayo de referencia es el de la izquierda en la Figura 5 y después se tienen los otros ensayos en los que se denota el tipo de fracción aromática usada y el porcentaje adicionado con respecto a la carga total de la unidad. Se observa que la adición de VGO muestra un impacto negativo en la conversión obtenida y sin efecto significativo en la producción de coque, aunque, se ve un incremento en la producción de destilados que se refleja en la reducción de viscosidad de los productos. Por otra parte, el slurry en una concentración del 10% provoca inestabilidad del fondo obtenido, a pesar de que se observa un incremento en la conversión de 7 puntos. Mientras tanto, a una concentración del 5% de slurry, si se conserva la estabilidad del producto a las condiciones de operación usadas. Las conversiones no se modifican o disminuyen para los casos en que aún hay estabilidad, no obstante, la distribución de destilados se modifica; lo que al parecer impacta en los cambios de viscosidad del producto y por tanto se obtiene un ahorro de diluyente. El efecto positivo en la disminución de la viscosidad de la adición de productos más livianos que el fondo pudiese atribuirse a una mejor dispersión de los asfaltenos o a una donación de Hidrógeno atribuida a los componentes de las sustancias

adicionadas. El hecho de que en ausencia de Hidrógeno el efecto del VGO y el slurry fue negativo refuerza la primera hipótesis.

En la Tabla 4 están los cálculos de ahorro de diluyente, realizados para los casos en que se tienen productos estables, que son los que tienen aplicabilidad. Se puede concluir que con la adición del 5% tanto de VGO como de slurry a la carga, se pueden obtener ahorros similares con respecto a la viscorreducción convencional alrededor de 1800 bpd. No obstante, es importante tener en cuenta que en este caso sería más conveniente utilizar Slurry por su menor valor. Sin embargo, en el caso del 10% de VGO el ahorro es mucho más significativo y a diferencia del caso con slurry los productos son estables. El caso con VGO por ejemplo podría ser aplicable en el caso de un mejorador en campo en el que no se disponga de slurry de FCC.

15

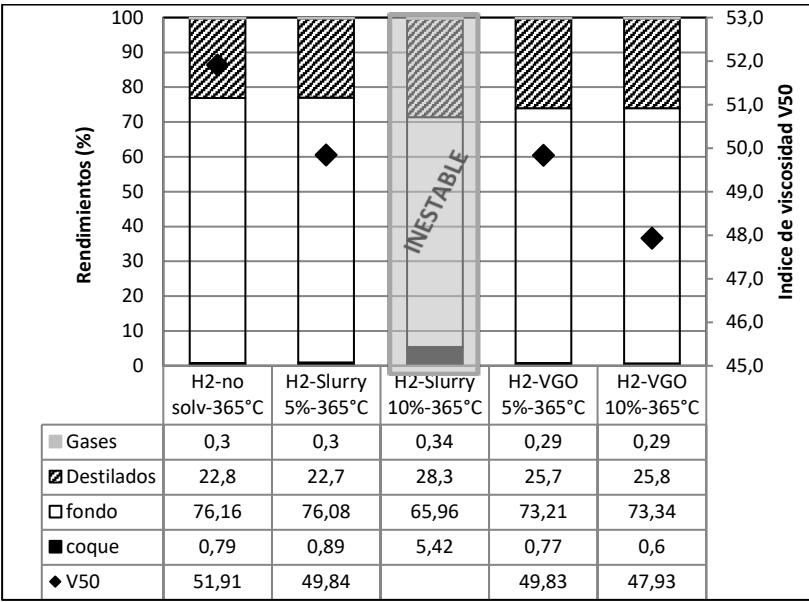


Figura 5. Efecto de la adición de solventes aromáticos combinada con adición de hidrógeno a 2068.43 KPa (300 psi) en la viscosidad y los rendimientos de productos de hidroviscorreducción de la carga C.

20

Tabla 4. Consumo de diluyente corridas con adición de slurry y VGO combinada con adición de hidrógeno a 2068.43 KPa (300 psi)

25

Fracción aromática	P H ₂ (psi)	T (°C)	V50	Consumo ALC (Gal ALC/100 gal FVR)	Ahorro respecto a carga para 19 kbpd (bpd)	Ahorro respecto a Viscorreducción convencional (bpd)
Carga C			54.55	97		
Slurry 5%	300	365	49.84	76	3978	1816
VGO 5%	300	365	49.83	76	3987	1824
VGO 10%	300	365	47.93	67	5591	3429

Ejemplo 4.

Efecto de la adición de catalizador disperso en un solvente aromático pesado, combinada con adición de hidrógeno a diferentes presiones en la estabilidad de los productos de viscorreducción.

5

Para evaluar la sinergia del uso de catalizadores dispersos basados en sulfuros metales de transición con una fracción aromática (slurry de FCC y VGO en el presente ejemplo) se hicieron diferentes evaluaciones fijando la adición de slurry en 5% y la presión de H_2 en 2068.43 KPa (300 psi), al tiempo que se varió la concentración del metal usado como catalizador. En el presente ejemplo se usó sulfuro de molibdeno como catalizador, el cual se obtiene de la descomposición del precursor de catalizador: etilhexanoato de Mo (15% de Mo). La cantidad necesaria de precursor de catalizador para obtener 125, 187 o 250 ppm de Mo en la mezcla final con la carga, se disolvió previamente en ALC y se homogenizó por 3600 s (1 h) a 333.15 K (60 °C). Luego la mezcla de ALC y catalizador se adicionó a la carga C precalentada a 423.15 K (150 °C) y se homogenizó la mezcla por al menos 3600 s (1 h) a 423.15 K (150 °C). El resto de las condiciones experimentales son las del ejemplo 2.

En la Figura 6 se comparan los resultados obtenidos con adición de slurry e hidrógeno, pero sin catalizador (ejemplo 3) con los de 3 diferentes concentraciones de Mo: 125, 187 y 250 ppm, de izquierda a derecha en la Figura 6, respectivamente. Como comparación se agregó en la Figura 6 las propiedades del producto de una reacción con 250 ppm de Mo dispersos en 5% de VGO como fracción aromática, en aras de observar las diferencias entre diferentes tipos de fracciones aromáticas.

Inicialmente se realizaron corridas a temperaturas diferentes (no mostradas) para determinar hasta dónde podía incrementarse la severidad de la reacción con el empleo de 125 ppm de Mo y se llegó incluso a sobrepasar la temperatura alcanzada con 4136.85 KPa (600 psi) de Hidrógeno (643.15 K (370 °C)) sin adición de catalizador (ver ejemplo 2). Aunque la producción de coque se mantiene alrededor del 1%, al incrementar la temperatura a 653.15 K (380 °C) (no mostrado en la figura) se obtuvo un incremento súbito de los sólidos siendo superiores al 10%, lo que sugiere que la temperatura máxima de trabajo es próxima a los 648.15 K (375 °C). A estas condiciones se obtuvieron incrementos en el rendimiento de destilados entre 2 y 8 puntos porcentuales, con respecto al caso sin catalizador. De igual manera y más importante aún para el proceso del que trata la presente invención se presentan reducciones en la viscosidad de la carga que incluso duplican en porcentaje a las obtenidas con solo adición de hidrógeno y fracción aromática y triplican las de la viscorreducción convencional.

Estas corridas permiten concluir que el catalizador de Mo tiene un efecto potenciador del Hidrógeno promoviendo su participación en la reacción. Con la adición de 125 ppm

de Mo en una reacción a 2068.43 KPa (300 psi) de hidrógeno se puede superar los resultados obtenidos a 4136.85 KPa (600 psi) de H₂ sin adición de catalizador. Es decir, la adición de un catalizador disperso permite llevar a cabo la reacción a la mitad de la presión que, sin catalizador, lo que constituye una reducción del CAPEX a la hora de implementar el proceso de la presente invención. Es claro que un incremento en la concentración del catalizador favorece la reducción de la viscosidad del producto, sin embargo, en la práctica se debe evaluar si un mayor OPEX por mayor concentración de catalizador se paga con la reducción en la viscosidad alcanzada.

- 10 Al comparar el desempeño del slurry de FCC como fracción frente al VGO acompañados ambos de 250 ppm de Mo, se observa primero que todo que la máxima temperatura alcanzada conservando la estabilidad de los productos es mayor con slurry que con VGO. Una mayor aromaticidad del residuo de la unidad FCC frente al VGO virgen, que redundaría en una mayor solubilidad de los asfaltenos explicaría este fenómeno. Sin embargo, la reducción en la viscosidad es similar para los dos casos, aunque en el caso con slurry hay una mayor producción de destilados. La mayor temperatura de operación ayuda a que se tenga un mayor craqueo de las moléculas pesadas de la carga. Al comparar los resultados cuando se adicionó VGO como vehículo del precursor de catalizador con los resultados cuando se hizo lo propio con slurry se ve que el desempeño es similar (4560 vs 4958 bpd de ahorro), sin embargo, el slurry tiene un menor precio, lo que lo hace una opción más atractiva.

En la Tabla 5 están los ahorros de diluyente que se alcanzarían con los ensayos de la Figura 6 respecto a la carga y la viscorreducción convencional. El ahorro máximo frente a la viscorreducción convencional alcanzado es de casi 5000 bpd y sin importar la concentración de catalizador, en el rango evaluado, el ahorro es superior a 4000 bpd, duplicando y mas la cantidad que se ahorra en el caso sin catalizador. En una refinería donde se disponga de una unidad de hidropceso con capacidad sobrante ese ALC podría convertirse fácilmente en diésel de ultra bajo azufre, incrementando entonces la producción del mismo en la refineria y disminuyendo de paso la producción de fuel oil. En un contexto como la entrada en firme en el año 2020 de la reducción del contenido maximo de azufre del fuel oil usado como combustible de buques a 0.5% (MARPOL 73/78 anexo VI), en el cual se prevé una fuerte caída del precio del fuel oil y un incremento proporcional en el precio del diesel, desplazar 4 kbpd de fuel oil para volverlos diesel es un gran incentivo economico para una refinería. Analogías similares se presentan en el caso de la implementación de un mejorador que use el proceso de la presente invención, pues una mayor reducción de la viscosidad del crudo sintetico producido representa una reducción en la nafta diluyente que se usa para el transporte de los crudos pesados. En paises como Colombia, Canadá y Venezuela donde los campos de producción de crudos pesados y bitúmenes se encuentran lejos de la costa y además del costo de compra del mismo

diluyente se debe sumar a este un importante costo de transporte hasta el campo, cualquier ahorro en diluyente representa un aumento en las utilidades del campo de producción.

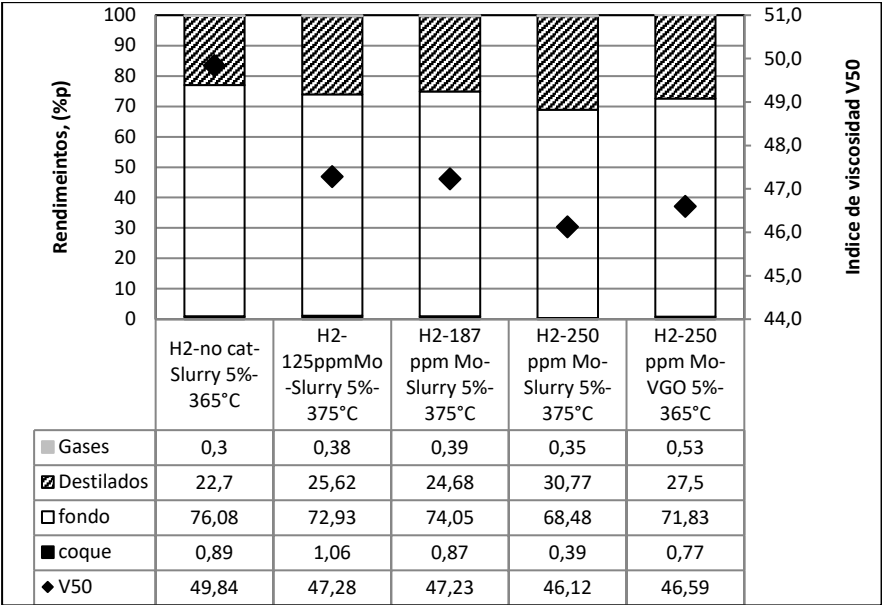


Figura 6. Efecto de la concentración de catalizador disperso en slurry de FCC combinada con adición de hidrógeno a 2068.43 KPa (300 psi) en la viscosidad y los rendimientos de productos de hidroviscorreducción de la carga C de fondo de unidad de desasfaltado.

Tabla 5. Consumo de diluyente corridas de hidroviscorreducción adicionando catalizador disperso en slurry o VGO

Fracción aromática y concentración de Mo	P H ₂ (psi)	T (°C)	V50	Consumo ALC (Gal ALC/100 gal FVR)	Ahorro respecto a carga para 19 kbpd (bpd)	Ahorro respecto a Viscorreducción convencional (bpd)
Fondo de unidad de desasfaltado			54.55	97		
	300	365	51.91	85.1	2230	68
Slurry 5%	300	365	49.84	75.8	3978	1816
125 ppm Mo en 5% slurry	300	375	47.28	64.4	6140	3978
187 ppm Mo en 5% slurry	300	375	47.23	64.1	6183	4020
250 ppm Mo en 5% slurry	300	375	46.12	59.2	7120	4958
250 ppm Mo en 5% VGO	300	375	46.59	61.3	6723	4560

Ejemplo 5.

Efecto de la adición de catalizador disperso en un solvente aromático liviano, combinada con adición de hidrógeno a diferentes presiones en la estabilidad de los productos de viscorreducción.

En el presente ejemplo se procesó de nuevo la carga C y se usó un solvente aromático relativamente liviano como el ALC, a diferencia de lo presentando en ejemplo 4 donde se usó como fracción aromática y vehículo del catalizador fracciones en el rango de ebullición del gasóleo (623.15 K (350 °C) – 798.15 K (525 °C)) o superiores como el VGO y el slurry de una unidad e RFCC. Se usó el mismo precursor de catalizador en una cantidad tal que en la mezcla final se obtuviese una concentración de 125 ppm. En la Tabla 6 se presentan resultados de índice de viscosidad V50, consumo de ALC como diluyente y de los ahorros de este frente a la carga y a la viscorreducción convencional. En este caso como se consume ALC como parte de la carga también, este ALC que se adiciona en la carga se suma también al factor de consumo de diluyente. Se presentan los resultados de ensayos con la mezcla de carga C y ALC en diferentes proporciones, a condiciones de viscorreducción convencional e hidroviscorreducción a diferentes niveles de presión de H₂. Se observa que con solo la adición de ALC a la mezcla se obtiene una importante reducción del V50 (8 a 12%), con el consecuente ahorro de diluyente con respecto a la viscorreducción convencional de entre 3300 - 4200 bpd. Si se compara con lo descrito en el ejemplo 3 donde no se encontraba reducción en el V50 a condiciones de viscorreducción convencional con solo mezclar la carga con las fracciones aromáticas pesadas (VGO y slurry), se encuentra que el efecto de utilizar una fracción aromática más liviana como el ALC es mucho más beneficioso. Incluso la reducción en V50 y el ahorro de diluyente de con solo adicionar ALC a condiciones de viscorreducción convencional son comparables con lo obtenidos a 2068.43 KPa (300 psi) de H₂ y con catalizador cuando se usó slurry y VGO como fracciones aromáticas. De igual manera como se describió en el ejemplo 4 al aumentar la presión de H₂ se tiene una mayor reducción del V50 y un mayor ahorro de diluyente, sin embargo, debido al gran efecto del ALC por sí solo se necesitan mayores presiones de H₂ para observar el efecto extra de la combinación H₂-catalizaodr disperso base Mo. Como es de notarse a presiones entre 3102.64 KPa (450 psi) y 4826.33 KPa (700 psi) casi que se duplica la reducción en V50 alcanzada solo con la adición ALC. Por lo tanto, de nuevo se comprueba que la combinación de adición de H₂ a baja presión, un catalizador disperso y una fracción aromática que actúa como un vehículo para dispersar el catalizador y que además por aromaticidad mejora la solubilidad de la fracción de asfaltenos, es la que proporciona una mayor reducción de la viscosidad permitiendo entonces que se tengan importantes ahorros de diluyente para alcanzar las especificaciones del producto final (en este fuel oil IF-380).

Tabla 6. Consumo de diluyente para productos corridas de hidroviscorreducción con carga de crudo reducido adicionando catalizador disperso en ALC.

Corrida	Presión de H2 (psig)	V50	Consumo Diluyente (BPD) para	Ahorro respecto a carga para	Ahorro respecto a Viscorreducción	%red V50 vs Visc. Convencional
---------	----------------------	-----	------------------------------	------------------------------	-----------------------------------	--------------------------------

			24 kbpd de carga	19 kbpd (bpd)	convencional (bpd)	
Carga C		54.55	23313			
Viscorreducción Convencional	N/A	52.17	20755	2558		
N2 + 5% ALC	N/A	48	17460	5854	3295	8.0
N2 + 10% ALC	N/A	46.01	16539	6775	4218	11.8
H2+5%VGO+125ppm Mo	300	46.59	15962	7351	4314	10.7
H2+ 5% Slurry+125 ppm Mo	300	47.51	16942	6372	3815	8.9
H2 + 10% ALC + 125 ppm Mo	250	45.3	15771	7542	4986	13.2
H2 + 10% ALC + 125 ppm Mo	450	45.12	15579	7735	5178	13.5
H2 + 10% ALC + 125 ppm Mo	600	43.22	13530	9783	7226	17.2

Ejemplo 6.

Efecto de la adición de catalizador disperso en un solvente aromático liviano, combinada con adición de hidrógeno a diferentes presiones en la estabilidad de los productos de viscorreducción de una carga de crudo reducido.

El objetivo del presente ejemplo es mostrar la flexibilidad en el tipo de cargas que se pueden usar para el proceso de la presente invención. En este caso se usó un crudo reducido cuya caracterización se presenta en la Tabla 7. Se puede observar que, aunque sigue siendo una fracción pesada tiene un mucho mayor contenido de livianos que el que tienen los fondos de la unidad de desasfaltado que se usó en los ejemplos anteriores.

Tabla 7. Propiedades del crudo reducido evaluado.

Propiedad	Valor	Unidad
Densidad	1.0075	g/ml
Azufre	1.53	% peso
Insolubles en heptano	14.3	% peso
Insolubles en pentano	18.3	% peso
Residuo de carbón micro	17.9	% peso
Nafta (IBP – 199 °C)	0.0	% peso
Diésel (199 - 371 °C)	4.7	% peso
VGO (371 -525°C)	27.2	% peso
Fondo (525 C+)	68.1	% peso
Viscosidad a 60 °C	33020	cP
Viscosidad a 80 °C	4585	cP

Índice de viscosidad V50	42.76	
--------------------------	-------	--

En el presente ejemplo se usó ALC, al igual que en el ejemplo anterior, como fracción aromática y se usó el mismo precursor de catalizador descrito en los ejemplos anteriores en una cantidad tal que en la mezcla final se obtuviesen 125 ppm de Mo.

5 En la Tabla 8 se presentan resultados de índice de viscosidad V50, consumo de ALC como diluyente y de los ahorros de este frente a la carga y a la viscorreducción convencional. Se presentan los resultados de ensayos con la mezcla de crudo reducido y ALC en diferentes proporciones, a condiciones de viscorreducción convencional e hidrovíscorreducción a diferentes niveles de presión de H₂. Al igual que lo observado

10 con la carga de fondo de la unidad desasfaltadora, con solo adicionar ALC (sin H₂ ni catalizador) ya se tiene una reducción del V50 frente a la viscorreducción convencional. Cuando se adiciona hidrógeno y catalizador además de la fracción aromática la reducción del V50 se incrementa. A medida que la presión de hidrógeno aumenta se observa una mayor reducción del V50. Entonces con este ejemplo se

15 demuestra que la tecnología funciona con un tipo de carga diferente con un contenido mayor de destilados.

Tabla 8. Consumos de diluyente obtenidos para diferentes tratamientos procesando mezclas de crudo reducido y ALC

Condiciones					V ₅₀	% Reducción en V ₅₀ *	Consumo ALC (Gal ALC/100 gal FVR)	Consumo diluyente neto, para 19 kbpd (bpd)	Ahorro respecto a carga (bpd)	Ahorro respecto Viscorreducción convencional (bpd)
Crudo reducido (CR)					42.8		44.3	8866		
Mezcla CR + 10%ALC					39.2	8.3	28.4	7695	1172	
Presión (psi)	T (°C)	Catalizador Mo (ppm)	Gas	% ALC						
75	380	0	N ₂	0	39.1	8.5	28.1	5614	3252	
75	388	0	N ₂	10	35.7	16.6	12.5	4509	4357	1105
150	388	125	H ₂	10	34.1	20.2	5.6	3126	5741	2489
300	391	125	H ₂	10	33.0	22.9	0.5	2107	6760	3507
500	391	125	H ₂	10	33.0	22.7	0.8	2167	6700	3447
800	391	125	H ₂	10	33.7	21.1	3.9	2783	6084	2831

* Calculado con respecto al valor de V50 del crudo reducido.

** Calculado con respecto al consumo del crudo reducido y teniendo en cuenta el ALC necesario para la mezcla de la carga.

