

~~87~~
87

D

SUPLENIENTE 1 (25-04-10)
 Radicación: 0000045 0000005 Folios: 25
 Fecha (FIR): 2005-11-20 17:13:26
 Trámite: 002 PARTIDAS D 1 REGISTRO/ 444 REPUESTA
 Circunstancia: 2000 DIVISION DE NOMBRES CIENCIOS

RE.:	SOLICITUD DE PATENTE EN COLOMBIA		
	EXPEDIENTE N°	00090145	
	TITULO:	PROCEDIMIENTO PARA CONVERTIR	
		GAS DE SINTESIS EN	
		HIDROCARBUROS SUPERIORES	
	SOLICITANTE:	BP EXPLORATION OPERATING	
		COMPANY LIMITED	
	FECHA SOLICITUD:	NOVIEMBRE 24, 2000	

El nuevo capítulo reivindicatorio se ajusta a las disposiciones del artículo 34, toda vez que las modificaciones efectuadas solo delimitan, precisan y clarifican el objeto de la invención.

28
28



CLARIDAD

Dados los múltiples cambios que se efectuaron sobre el capítulo reivindicatorio, nos permitimos hacer énfasis en las modificaciones realizadas en dicho capítulo explicando su origen y directa relación con la información divulgada en la solicitud original.

1. La principal modificación consiste en la introducción en la reivindicación 1 de la frase "en dirección descendente" ("in a downwards").
2. Se sustituye la frase "reactantes gaseosos" por "gas de síntesis".

Dicha frase encuentra soporte en las figuras y al final del primer párrafo de la página 5 de la descripción presentada originalmente, en la cual se dice: "Con preferencia, las zonas de mezcla a elevado esfuerzo cortante descargan la mezcla de gas de síntesis y suspensión en una dirección descendente en la zona posterior al mezclado".

Siendo de esta manera, la descripción es suficientemente clara y completa para que la invención sea reproducida por un experto en la materia. Además, la presente descripción proporciona tal cantidad de detalles de la zona de mezclado a elevado esfuerzo y de su función que el término *elevado esfuerzo cortante* no es ambiguo para un experto medio en la materia. Por ejemplo, véase página 4, y especialmente la página 5, último párrafo, y la página 6, primer párrafo.

3. Se introduce la frase "por ejemplo, pentanos, hexanos o hexenos" en la reivindicación 7.
4. Se suprime la palabra "cerca" en la reivindicación 10.
5. Se convierten las unidades que actualmente están dadas Bares a unidad



Pascal

2 bar => 2x10⁵; 20 bar => 20x10⁵; 30 bar => 30x10⁵
 5 bar => 5x10⁵; 50 bar => 50x10⁵; 6 bar => 6x10⁵

- 6. Se modificó la unidad μ a μm , y en las reivindicaciones se realizó al conversión de micras, letra griega mu: a milímetros (1 micra = 10^{-3} mm)
 5 micras= 5×10^{-3} mm; 30 μm = 3×10^{-2} mm; 3000 μm = 3 mm
- 7. Se han eliminado las reivindicaciones originales 23-34 y 36-37.

UNIDAD DE INVENCION

Como el examinador podrá observar el nuevo capítulo cumple con el requisito de unidad de invención puesto que existe un concepto inventivo único toda vez que existe una relación estrecha y única entre el procedimiento para convertir gas de síntesis a productos hidrocarbonados líquidos que se reclama en las primeras reivindicaciones y cuyos pasos están absolutamente vinculados con el aparato de las reivindicaciones 20 a 24 sin el cual no sería posible realizar el proceso definido en las primeras reivindicaciones.

Adicionalmente, hemos establecido vínculos de dependencia entre las reivindicaciones para garantizar que existe un concepto común entre ellas.

NIVEL INVENTIVO

La acción oficial emitida por la Superintendencia de Industria y Comercio establecía que las reivindicaciones 1 a 25 no cumplían con el requisito de nivel inventivo pues de velan afectadas por la divulgación realizada en la solicitud GB 728543.

8
2790

Clarke, Modet & C^o **COLONIA**

Al respecto el solicitante desea manifestar que el D1 describe la alimentación de gas de síntesis al extremo inferior de una cámara de reacción en forma de torre que utiliza una o una serie de toberas (página 2, líneas 49-61 y Figura 1). A diferencia de lo anterior, la reivindicación 1 de la presente solicitud se refiere a un procedimiento para la conversión de gas de síntesis en productos de hidrocarburos líquidos en el que se descarga una mezcla que comprende gas de síntesis y suspensión en una dirección descendente. Por lo tanto, la reivindicación 1 es nueva frente a D1.

El procedimiento de D1 emplea un recipiente de reacción en forma de torre de pequeño diámetro y altura correspondientemente más grande en donde el enfriamiento del aceite de contacto o mezcla de aceite y gas en la cámara de reacción se efectúa en un número de etapas de forma tal que la mezcla de gas de síntesis y aceite de contacto fluye sucesivamente a través de las etapas de enfriamiento a temperatura creciente (página 1, líneas 71-83). Por ello, D1 está relacionado con un procedimiento en el que el aceite de contacto es guiado desde el fondo hacia arriba a través de una cámara de reacción en una corriente continua en vez de con un procedimiento en el que hay un así llamado retorno interno (página 1, líneas 29-45).

Se observa que la concentración de hidrógeno y de monóxido de carbono es la más alta en la parte inferior de la cámara de reacción y que la reacción completa entre el monóxido de carbono y el hidrógeno, correspondiente al equilibrio, se obtiene en la cercanía de lo más alto de la torre de reacción (página 2, líneas 2-18). Esto se confirma en la página 3, líneas 79-93, donde se establece que "la mezcla de aceite de contacto y gas de síntesis varía en su composición cuando ésta viaja hacia arriba a través de la torre de contacto 1, desapareciendo el hidrógeno y el monóxido de carbono y siendo producido los hidrocarburos en su lugar".



Por el contrario, en la reivindicación 1, la mezcla de gas de síntesis y suspensión se introduce en dirección descendente en la zona posterior al mezclado. La mezcla descargada tendrá un momento descendente que significa que las burbujas de gas de síntesis pueden elevarse solamente hacia arriba a través del reactor de la zona posterior al mezclado en regiones de la suspensión que está afuera de la zona de tobera. Esto establece un patrón de circulación dentro del reactor que mejora significativamente el mezclado y ayuda la transferencia de calor y de masa al catalizador y a cualquier objeto sumergido, por ejemplo, tubos de enfriamiento que están presentes dentro del reactor.

Además, el solicitante considera que un experto en la materia no habría tenido buenas razones para seleccionar el contenido del documento D1 (publicado hace más de 45 años) como base para desarrollos adicionales, especialmente, debido a que no hay pista o sugerencia en D1 que la tobera pudiera estar ubicada en una posición que sea diferente a la del fondo del reactor. Ciertamente, mover las toberas a la parte superior del reactor es contrario a determinados objetos de la invención de D1, tales como el incremento de temperatura y la disminución de la concentración de monóxido de carbono y de hidrógeno desde el fondo hacia arriba en el reactor.

En este orden de ideas y basándonos en las modificaciones y argumentación presentada, respetuosamente se solicita a la Oficina de Patentes Colombiana retirar todas las objeciones.

Agradezco continuar con el presente trámite.

Señor Jefe

DILIA RODRIGUEZ D'ALEMAN

MRO/srch

FORMULARIO ÚNICO DE CORRECCIONES Y MODIFICACIONES
2000-10

1) SOLICITUD DE:

☐ Corrección de error material

☒ Modificación a una solicitud

2) SOLICITANTE

Nombre: BP EXPLORATION
OPERATING COMPANY LIMITED

Dirección: Britanic house, 1 Finsbury
Circus, London EC2M 7BA, Reino
Unido

Nacionalidad o Domicilio: Londres,
Reino Unido

Lugar de Constitución: Reino Unido

Teléfono:

Fax:

E. Mail:

IDENTIFICACIÓN

C.C. ☐ NIT: ☐

C.E. ☐ OTRO ☐

NÚMERO

3) REPRESENTANTE
O APODERADO

Nombre: DILIA MARÍA
RODRÍGUEZ D'ALEMAN

Dirección: Carrera 11 N°. 86-53
Piso 6 Bogotá D.C.

Teléfono: 6181088 Fax: 6350824
E. Mail: info@clarkemodet.com.co

IDENTIFICACIÓN

C.C. ☒ NIT: ☐

C.E. ☐ OTRO ☐

NÚMERO: 41.654.882
TP: 20824 CSJ

4) NUMERO DE EXPEDIENTE: 00090145

5) DESCRIPCIÓN DE LA CORRECCIÓN O MODIFICACIÓN SOLICITADA:

Se presenta nuevo capítulo reivindicatorio.

6) Comprobante de pago No. 05.86916 Fecha: Noviembre 10, 2005

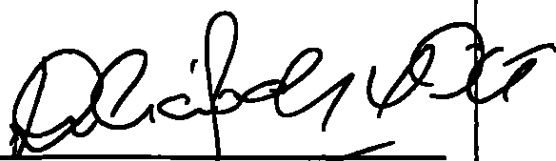
7) Anexos:

☒ Comprobante de la tasa

☐ Poderes, si fuere el caso

☐ Certificado de Existencia y Representación legal, cuando el solicitante sea persona Jurídica

8)

Nombre: DILIA RODRÍGUEZ D'ALEMAN Firma: 

C.C.: 41.654.882 TP: 20824 CSJ

93

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

NIT : 800176089-2

RECIBO OFICIAL DE CAJA : 05 - 86.916
FECHA : NOVIEMBRE 10 DE 2005

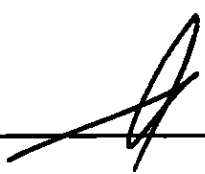
***** CONSIGNACION *****

DEPOSITANTE	TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PGO	Vr. PAGO
CLARKE MODET Y CO. COLOMB	CONSIGNACION	BANCO POPULAR	050-00110-6	40241677	10/11/2005	10,827,000.00

***** CONCEPTO *****

CANT.	RENTISTICO	CONCEPTO	TOTAL CONCEPTO
1	50005-01-03	CAMBIO DE MODALIDAD Y MODIFICA	
		12 MARCAS Y LENAS COMERCIALES	91,000.00
		TOTAL :	\$ 91,000.00

SOM: NOVENTA Y UNO MIL PESOS

RESPONSABLE : 

RECIBO DE CAJA APLICADO AL EXPEDIENTE No. _____

94

PROCEDIMIENTO PARA CONVERTIR GAS DE SINTESIS EN HIDROCARBUROS SUPERIORES

La presente invención se relaciona con un procedimiento para la conversión de monóxido de carbono e hidrógeno (gas de síntesis) a productos hidrocarbonados líquidos en presencia de un catalizador Fischer-Tropsch.

En la reacción Fischer-Tropsch, se hace reaccionar una mezcla gaseosa de monóxido de carbono e hidrógeno en presencia de un catalizador heterogéneo para proporcionar una mezcla hidrocarbonada que tiene una distribución de peso molecular relativamente amplia. Este producto consiste predominantemente en hidrocarburos saturados de cadena lineal que habitualmente presentan una longitud de cadena mayor de 5 átomos de carbono. La reacción es altamente exotérmica y, por tanto, la disipación del calor es una de las principales limitaciones de todos los procesos Fischer-Tropsch. Esta circunstancia ha hecho que los procesos comerciales se dirijan desde la operación en lecho fijo hacia los sistemas en suspensión espesa. Tales sistemas de suspensión espesa utilizan una suspensión de partículas catalíticas en un medio líquido, permitiendo con ello que tanto el control de la temperatura en la totalidad como el control de la temperatura local (en proximidad a las partículas catalíticas individuales) se mejore de manera importante en comparación con la operación en lecho fijo.

Se conocen procesos Fischer-Tropsch que utilizan columnas de burbujas en suspensión en donde el catalizador se encuentra principalmente distribuido y suspendido en la suspensión por la energía impartida por el gas de síntesis que asciende desde el medio de distribución de gas en el fondo de la columna de burbujas en suspensión, como se describe, por ejemplo, en US 5.252.613.

El proceso Fischer-Tropsch puede ser realizado también pasando una corriente del medio líquido a través de un lecho de catalizador para soportar y dispersar el catalizador, como ha sido descrito en US 5.776.988. En esta técnica, el catalizador se dispersa más uniformemente por todo el medio líquido permitiendo la consecución de mejoras en la capacidad de operación y de producción del proceso.

Sin embargo, sigue existiendo la necesidad de lograr otras mejoras en el modo de operación de un proceso Fischer-Tropsch.

La presente invención se relaciona con un procedimiento para la conversión de gas de síntesis a productos hidrocarbonados líquidos poniendo en contacto el gas de síntesis, a una

temperatura y presión elevadas, con una suspensión que comprende catalizador suspendido en un medio líquido, en un sistema que comprende una zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante y una zona de post-mezcla, caracterizado porque comprende:

- a) pasar la suspensión que comprende catalizador suspendido en el medio líquido a través de la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante en donde una corriente reactante gaseosa que incluye el gas de síntesis se mezcla con la suspensión
- b) descargar una mezcla que comprende gas de síntesis y suspensión de la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante a la zona de post-mezcla;
- c) convertir al menos una porción del gas de síntesis a productos hidrocarbonados líquidos en la zona de post-mezcla para formar una suspensión de producto que comprende catalizador suspendido en el medio líquido y los productos hidrocarbonados líquidos;
- d) separar una corriente gaseosa que comprende gas de síntesis sin convertir de la suspensión de producto;
- e) reciclar la corriente gaseosa separada a la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante; y
- f) reciclar al menos una porción de la suspensión de producto a la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante.

Una ventaja del procedimiento de la presente invención con respecto a los procesos Fischer-Tropsch convencionales es que la transferencia de masa mejorada en la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante y en la zona de post-mezcla mejora el contacto entre el gas de síntesis, el medio líquido y el catalizador sólido y, por tanto promueve la conversión catalítica del gas de síntesis a productos hidrocarbonados líquidos. Para evitar dudas, la conversión del gas de síntesis a productos hidrocarbonados líquidos se inicia en la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante, si bien la mayoría de la conversión se produce generalmente en la zona de post-mezcla.

Con preferencia, el gas de síntesis comprenden una mezcla de monóxido de carbono e hidrógeno (gas de síntesis). Preferentemente, la relación de hidrógeno a monóxido de carbono en el gas de síntesis de 2:1 en volumen.

El gas de síntesis se puede preparar empleando cualquiera de los procesos conocidos en la técnica, incluyendo la oxidación parcial de hidrocarburos, el reformado con vapor

2
296

de agua y el reformado autotérmico. Una exposición de estas tecnologías de producción de gas de síntesis se ofrece en "Hydrocarbon Processing" V78, N.4, 87-90, 92-93 (Abril 1999) y "Petroleum Techniques", N. 415, 86-93 (Julio-Agosto 1998). Igualmente, queda contemplado que el gas de síntesis pueda ser obtenido por oxidación catalítica parcial de hidrocarburos en un reactor microestructurado como se ejemplifica en "IMRET 3: Proceedings of the Third International Conference on Microreaction Technology", Editor W Ehrfeld, Springer Verlag, 1999, páginas 187-196. Alternativamente, el gas de síntesis se puede obtener mediante oxidación catalítica parcial con un tiempo de contacto corto de materiales de alimentación hidrocarbonados, tal como se describe en EP 0303438. Con preferencia, el gas de síntesis se obtiene por vía de un proceso en "Reformador Compacto" como se describe en "Hydrocarbon Engineering", 2000, 5, (5), 67-69; "Hydrocarbon Processing", 79/9, 34 (Septiembre 2000); "Today's Refinery", 15/8,9 (Agosto 2000); WO 99/02254; y WO 200023689.

Con preferencia, los productos hidrocarbonados líquidos comprenden una mezcla de hidrocarburos que tienen una longitud de cadena mayor de 5 átomos de carbono. Adecuadamente, los productos hidrocarbonados líquidos comprenden una mezcla de hidrocarburos que tienen longitudes de cadena de 5 a 90 átomos de carbono aproximadamente. Preferentemente, una cantidad principal, por ejemplo, mayor del 60% en peso, de los hidrocarburos, tienen longitudes de cadena de 5 a 30 átomos de carbono.

Adecuadamente, el medio líquido comprende uno o más de los productos hidrocarbonados líquidos, lo cual presenta la ventaja de que no existe necesidad de separar los productos hidrocarbonados líquidos del medio líquido.

La zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante puede constituir parte del sistema dentro o parcialmente fuera de la zona de post-mezcla, por ejemplo, la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante puede proyectarse a través de las paredes de la zona de post-mezcla, de manera que la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante descarga su contenido a la zona de post-mezcla. El sistema puede comprender una pluralidad de zonas de mezcla a elevado esfuerzo cortante, con preferencia hasta 250 zonas de mezcla a elevado esfuerzo cortante, más preferentemente menos de 100, más particularmente menos de 50, por ejemplo, de 10 a 50 zonas de mezcla a elevado esfuerzo cortante. Con preferencia, la pluralidad de zonas de mezcla a elevado esfuerzo cortante descargan en una sola zona de post-mezcla, lo cual tiene la ventaja de reducir de manera importante el tamaño de una planta Fischer-Tropsch comercial.

100
97
X

Preferentemente, la pluralidad de zonas de mezcla a elevado esfuerzo cortante pueden estar separadas uniformemente dentro o parcialmente fuera de la zona de post-mezcla, por ejemplo, las zonas de mezcla a elevado esfuerzo cortante pueden estar separadas uniformemente en o cerca de la parte superior de la zona de post-mezcla. Con preferencia, las zonas de mezcla a elevado esfuerzo cortante descargan la mezcla de gas de síntesis y suspensión en una dirección descendente al interior de la zona de post-mezcla.

La zona o zonas de mezcla a elevado esfuerzo cortante pueden comprender cualquier dispositivo adecuado para la mezcla o dispersión intensiva de una corriente gaseosa en una suspensión de sólidos en un medio líquido, por ejemplo, un dispositivo de rotor-estator o una tobera inyectora-mezcladora.

La tobera o toberas inyectoras-mezcladoras pueden ser construidas convenientemente como tubos venturi (véase "Chemical Engineers' Handbook" de J.H. Perry, 3ª edición (1953), p. 1285, Fig 61), preferentemente un mezclador inyector (véase "Chemical Engineers' Handbook" de J.H. Perry, 3ª edición (1953), p 1203, Fig 2 y "Chemical Engineers' Handbook" de R.H. Perry y C.H. Chilton 5ª edición (1973) p 6-15, Fig 6-31) o más preferentemente como un eyector de chorro de líquido (véase "Unit Operations" de G.G. Brown et al., 4ª edición (1953), p. 194, Fig. 210). Alternativamente, la tobera o toberas inyectoras-mezcladoras se pueden construir como toberas de "chorro de gas" o "asistidas por gas" en donde se emplea la expansión de un gas para accionar la tobera (véase "Atomisation and Sprays" de Arthur H. Lefebvre, Hemisphere Publishing Corporation, 1989). Cuando la tobera o toberas inyectoras-mezcladoras se construyen como una tobera de "chorro de gas" o "asistida por gas", la suspensión de catalizador se alimenta a la tobera a una presión suficientemente elevada para permitir que la suspensión pase a través de la tobera al tiempo que la corriente reactante gaseosa se alimenta a la tobera a una presión suficientemente alta para conseguir una mezcla a elevado esfuerzo cortante dentro de la tobera.

Adecuadamente, la corriente reactante gaseosa se alimenta a la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante a una presión de por lo menos 20 bares (20×10^5 Pa), con preferencia por lo menos 30 bares (30×10^5 Pa). Habitualmente, la caída de presión de la suspensión por la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante es del orden de 1 bar (10^5 Pa) a 6 bares (6×10^5 Pa), con preferencia de 2 (2×10^5 Pa) a 5 bares (5×10^5 Pa) y más preferentemente de 3 (3×10^5 Pa) a 4 bares (4×10^5 Pa). Una ventaja del procedimiento de la presente invención es que cuando la corriente

2
10x98

reactante gaseosa comprende gas de síntesis obtenido por vía de un proceso en "Reformador Compacto", el gas de síntesis se encuentra generalmente a una presión por encima de 20 bares ($20 \cdot 10^5$ Pa). Por tanto, no existe necesidad de disminuir la presión del gas de síntesis antes de alimentarlo al procedimiento de la presente invención, proporcionando con ello un proceso de Reformado/Fischer-Tropsch integrado eficiente en cuanto a energía. En particular, la presión del gas de síntesis obtenido por medio de un proceso en "Reformador Compacto" es en general suficientemente alta para conseguir la mezcla a elevado esfuerzo cortante dentro de una tobera de "chorro de gas" o "asistida por gas".

Adecuadamente, los esfuerzos cortantes ejercidos sobre la suspensión en la zona o zonas de mezcla a elevado esfuerzo cortante son suficientemente altos para que la corriente reactante gaseosa se rompa en burbujas gaseosas que tienen diámetros del orden de 30 μm a 10 mm, con preferencia de 30 μm a 3.000 μm , más preferentemente de 30 μm a 300 μm .

Con preferencia, la suspensión de producto que se recicla a la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante (referida de aquí en adelante como "corriente de suspensión de reciclo") se enfría fuera de la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante y de la zona de post-mezcla, con el fin de facilitar la separación del calor exotérmico de reacción del sistema, por ejemplo, pasando la corriente de suspensión de reciclo a través de un intercambiador de calor. Con preferencia, la corriente de suspensión de reciclo se enfría a una temperatura no mayor de 12°C por debajo de la temperatura de la suspensión en la zona de post-mezcla.

Preferentemente, se proporciona un enfriamiento adicional dentro de la zona de post-mezcla por medio de un intercambiador de calor, por ejemplo, tubos de transferencia de calor, situado dentro de la suspensión en la zona de post-mezcla.

La corriente gaseosa que comprende gas de síntesis sin convertir se puede separar de la suspensión de producto bien dentro de la zona de post-mezcla o bien en una zona de separación gas-líquido exterior. La corriente gaseosa separada puede comprender productos hidrocarbonados líquidos vaporizados de bajo punto de ebullición, agua subproducto vaporizada e hidrocarburos gaseosos que tienen de 1 a 3 átomos de carbono tales como metano, etano y propano, además del gas de síntesis sin convertir.

La corriente gaseosa separada (referida de aquí en adelante como "corriente gaseosa de reciclo") puede ser enfriada antes de reciclarse a la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante, por ejemplo, pasando la corriente gaseosa de reciclo a través de un intercambiador de

102 29
99

calor, para facilitar la separación del calor exotérmico de reacción del sistema. Cuando la corriente gaseosa de reciclo se enfría por debajo de su punto de rocío, cualesquiera productos hidrocarbonados líquidos vaporizados de bajo punto de ebullición y cualquier agua subproducto vaporizada se separarán por condensación de la corriente gaseosa de reciclo y estos líquidos condensados son separados preferentemente del sistema empleando un medio de separación adecuado, por ejemplo, el intercambiador de calor se puede equipar con una trampa de líquido. El agua subproducto puede ser separada entonces de los productos hidrocarbonados líquidos condensados de bajo punto de ebullición empleando un medio de separación adecuado, tal como un decantador. Los productos hidrocarbonados de bajo punto de ebullición pueden ser entonces reciclados a la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante y/o a la zona de post-mezcla. Se pueden alimentar gas de síntesis nuevos a la corriente gaseosa de reciclo, aguas arriba o aguas abajo del intercambiador de calor. Cuando el gas de síntesis nuevos no han sido enfriados previamente, es preferible que el gas de síntesis nuevos se alimenten a la corriente gaseosa de reciclo aguas arriba del intercambiador de calor. Con preferencia, la corriente gaseosa que se recicla a la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante comprende de 5 a 50 % en volumen de gas de síntesis nuevos.

Preferentemente, se toma una corriente de purga de la corriente gaseosa de reciclo para evitar la acumulación de subproductos gaseosos, por ejemplo, metano, en el sistema. Si se desea, cualesquiera productos intermedios gaseosos (hidrocarburos gaseosos que tienen 2 ó 3 átomos de carbono) pueden ser separados de la corriente de purga. Preferentemente, dichos productos intermedios gaseosos son reciclados al sistema en donde pueden ser convertidos a productos hidrocarbonados líquidos.

Con preferencia, se puede introducir una corriente que comprende hidrocarburos o hidrocarburos de bajo punto de ebullición (por ejemplo, pentanos, hexanos o hexenos) en la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante y/o en la zona de post-mezcla. Sin que ello suponga una limitación a ninguna teoría en particular, se cree que la vaporización del hidrocarburo o hidrocarburos de bajo punto de ebullición (referidos de aquí en adelante como "disolvente de bajo punto de ebullición") en la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante y/o en la zona de post-mezcla facilita y mejora la mezcla del gas de síntesis, medio líquido y catalizador sólido, aumentando con ello la conversión del gas de síntesis a productos hidrocarbonados líquidos. Además, la vaporización del disolvente de bajo punto de ebullición facilitará también la

8/100

separación de parte del calor exotérmico de reacción, permitiendo con ello un mayor control sobre las selectividades de productos y la reducción al mínimo de la producción de subproductos gaseosos, por ejemplo, metano. Para evitar dudas, queda contemplado que el disolvente de bajo punto de ebullición puede ser vaporizado tanto en la zona de post-mezcla como en la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante. Por tanto, la corriente gaseosa de reciclaje puede comprender disolvente vaporizado de bajo punto de ebullición además de productos hidrocarbonados líquidos vaporizados de bajo punto de ebullición, agua subproducto vaporizada, gas de síntesis sin convertir e hidrocarburos gaseosos que tienen de 1 a 3 átomos de carbono. Como se ha indicado anteriormente, la corriente gaseosa de reciclaje puede ser enfriada antes de reciclarse a la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante. Cualquier disolvente vaporizado de bajo punto de ebullición puede condensarse, junto con cualesquiera productos hidrocarbonados líquidos vaporizados de bajo punto de ebullición y cualquier agua subproducto vaporizada, tras el enfriamiento de la corriente gaseosa de reciclaje a una temperatura por debajo de su punto de rocío. Con preferencia, los líquidos condensados son retirados del sistema, como se ha descrito anteriormente, y el agua subproducto puede ser separada entonces de los líquidos condensados usando un medio de separación adecuado, también como se ha descrito anteriormente. El resto de los líquidos condensados pueden ser entonces reciclados a la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante y/o zona de post-mezcla.

Por razones prácticas, la zona de post-mezcla puede no estar totalmente llena con suspensión durante el procedimiento de la presente invención, de manera que por encima de un cierto nivel de suspensión, está presente una caperuza de gas que contiene gas de síntesis sin convertir en la parte superior de la zona de post-mezcla. Adecuadamente, el volumen de la caperuza de gas no es mayor de 40%, con preferencia no es mayor de 30% del volumen de la zona de post-mezcla. La zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante puede descargar en la zona de post-mezcla por encima o por debajo del nivel de suspensión en la zona de post-mezcla. Una ventaja de la descarga de la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante por debajo del nivel de suspensión es que ello mejora el contacto entre el gas de síntesis y la suspensión en la zona de post-mezcla.

Cuando la zona de post-mezcla tiene una caperuza de gas, la corriente gaseosa de reciclaje puede ser extraída de la caperuza de gas. También queda contemplado que la zona de post-mezcla pueda estar equipada con un condensador o enfriador de cabeza para disipar el calor

104/101 27

del gases en la caperuza de gas. Cuando la zona de post-mezcla está equipada con un condensador o enfriador de cabeza, la corriente gaseosa de reciclo puede ser extraída del condensador o enfriador de cabeza (es decir, se extrae de forma indirecta de la zona de post-mezcla). Cualesquiera productos hidrocarbonados líquidos de bajo punto de ebullición y el disolvente de bajo punto de ebullición que se condensan en el condensador o enfriador, pueden ser recogidos y reciclados a la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante o a la zona de post-mezcla (después de haber separado cualquier agua subproducto).

El catalizador que puede ser usado en el procedimiento de la presente invención es cualquier catalizador conocido por ser activo en la síntesis Fischer-Tropsch. Por ejemplo, catalizadores Fischer-Tropsch conocidos son los metales del Grupo VIII tanto soportados como sin soportar. Entre estos, se prefieren hierro, cobalto y rutenio, en particular hierro y cobalto, más particularmente cobalto.

Un catalizador preferido está soportado sobre un óxido inorgánico refractario. Soportes preferidos incluyen sílice, alúmina, sílice-alúmina, óxidos del Grupo IVB, titania (principalmente en la forma rutilo) y más preferentemente óxido de zinc. Los soportes tienen en general un área superficial menor de alrededor de $100 \text{ m}^2/\text{g}$, preferentemente menor de $50 \text{ m}^2/\text{g}$, más preferentemente menor de $25 \text{ m}^2/\text{g}$, por ejemplo, alrededor de $5 \text{ m}^2/\text{g}$.

El metal catalítico está presente en cantidades catalíticamente activas, normalmente de alrededor de 1-100% en peso, alcanzándose el límite superior en el caso de los catalizadores a base de hierro, con preferencia 2-40% en peso. Se pueden añadir promotores al catalizador los cuales son ya bien conocidos en la técnica de los catalizadores Fischer-Tropsch. Los promotores pueden incluir rutenio, platino o paladio (cuando no es el metal catalítico principal), renio, hafnio, cerio, lantano y zirconio, y normalmente están presentes en cantidades menores a las del metal catalítico principal (excepto en el caso del rutenio el cual puede estar presente en cantidades co-iguales), pero la relación promotor:metal deberá ser de por lo menos 1:10. Los promotores preferidos son renio y hafnio.

Otra ventaja del procedimiento de la presente invención es que la mezcla intensiva de la corriente reactante gaseosa y de la suspensión de catalizador en la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante permite utilizar tamaños de partículas catalíticas más pequeños en comparación con un proceso en suspensión convencional. De este modo, el catalizador puede tener un tamaño de partícula menor de 50 micrómetros, con preferencia menor de 40 micrómetros, por ejemplo,

103/102

del orden de 5 a 30 micrómetros. Por el contrario, un proceso en suspensión convencional utilizará habitualmente un catalizador que tiene un tamaño de partícula mayor de 40 micrómetros. Las ventajas derivadas del uso de tamaños más pequeños de las partículas de catalizador incluyen la reducción de la selectividad del procedimiento de la presente invención a metano (un subproducto gaseoso) y también la reducción de la formación de productos hidrocarbonados más pesados. Sin que ello suponga una limitación a cualquier teoría en particular, se cree que las partículas de catalizador que tienen el tamaño de partícula preferido menor de 40 micrómetros pueden formarse in situ en el sistema por atrición de partículas catalíticas de mayor tamaño, por ejemplo, por atrición de un catalizador que tiene un tamaño de partícula mayor de 50 micrómetros.

Con preferencia, la suspensión de catalizador descargada en la zona de post-mezcla comprende menos de 40% en peso de partículas catalíticas, más preferentemente de 10 a 30% en peso de partículas catalíticas y más particularmente de 10 a 20% en peso de partículas catalíticas.

En una modalidad prescrita, el procedimiento se lleva a cabo usando una tobera inyectora-mezcladora. Se ha comprobado que en la tobera inyectora-mezcladora se puede conseguir un mezclado intensivo de la corriente reactante gaseosa, medio líquido y catalizador sólido, conduciendo ello a elevadas conversiones de gas de síntesis a productos hidrocarbonados líquidos en la zona de post-mezcla. La suspensión que es descargada por la tobera inyectora-mezcladora a la zona de post-mezcla es al menos en parte reciclada a la tobera inyectora-mezcladora, por ejemplo, por vía de una bomba de suspensión. La tobera inyectora-mezcladora puede vaciar en la corriente reactante gaseosa a través de por lo menos una abertura en su pared lateral (una tobera venturi). Alternativamente, como se ha descrito anteriormente, la corriente reactante gaseosa puede ser suministrada a elevada presión a la tobera inyectora-mezcladora a través de por lo menos una abertura en su pared lateral (una tobera de "chorro de gas" o "asistida por gas"). Una ventaja derivada del uso de una tobera de "chorro de gas" o "asistida por gas" como la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante es que se presenta un menor trabajo en la bomba de suspensión.

En una sola zona de post-mezcla pueden descargar mas de una tobera inyectora-mezcladora, con preferencia hasta 150, más preferentemente menos de 100 y más particularmente menos de 50, por ejemplo, de 10 a 50 toberas inyectoras-mezcladoras.

Adecuadamente, la zona de post-mezcla comprende un recipiente, por ejemplo, un tanque reactor o un conducto de circuito tubular y la tobera inyectora-mezcladora puede estar situada en cualquier posición en las paredes del recipiente (por ejemplo, en las paredes superior, inferior o laterales de un tanque reactor).

Cuando el recipiente de la zona de post-mezcla es un tanque reactor, la suspensión de producto se extrae del tanque reactor y al menos en parte es reciclada a la tobera o toberas inyectoras-mezcladoras. Se puede conseguir una mezcla muy buena cuando la tobera o toberas inyectoras-mezcladoras están situadas en la parte superior del tanque reactor y cuando la suspensión se separa del tanque reactor por su parte inferior. Por tanto, el tanque reactor está provisto preferentemente en su parte superior de al menos una tobera inyectora-mezcladora y la corriente de suspensión de reciclo se extrae preferentemente de la parte inferior del tanque reactor. Con preferencia, la corriente de suspensión de reciclo es al menos en parte reciclada por vía de un conducto de circuito (línea de reciclo de suspensión) a la parte superior de la tobera o toberas inyectoras-mezcladoras a través de las cuales se inyecta entonces en la parte superior del tanque reactor, introduciéndose la corriente reactante gaseosa a través de una o más aberturas en la pared lateral de la tobera o toberas inyectoras-mezcladoras. Con preferencia, un intercambiador de calor está situado en el conducto de circuito para disipar el calor de reacción.

Cuando el recipiente de la zona de post-mezcla es un conducto de circuito tubular, una sola tobera inyectora-mezcladora puede descargar en el conducto de circuito tubular. La suspensión puede ser reciclada a la tobera inyectora-mezcladora, por ejemplo, por medio de una bomba o propulsor situado en el conducto de circuito tubular. Puede estar dispuesto un intercambiador de calor a lo largo de por lo menos parte de la longitud del conducto de circuito tubular, con preferencia a lo largo prácticamente de toda la longitud del conducto de circuito tubular, proporcionando con ello un control de la temperatura. Alternativamente, pueden disponerse una serie de toberas inyectoras-mezcladoras alrededor del conducto de circuito tubular. En esta disposición, cada tobera inyectora-mezcladora descarga en una sección del conducto de circuito tubular, cuya sección recicla la suspensión a la siguiente tobera inyectora-mezcladora del circuito, por ejemplo, por medio de una bomba o propulsor situado en la sección del conducto de circuito tubular. Puede estar dispuesto un intercambiador de calor a lo largo de por lo menos parte de cada sección del conducto de circuito tubular, con preferencia a lo largo prácticamente de toda la longitud de cada sección del conducto de circuito tubular,

107
104

proporcionando con ello un control de la temperatura.

Queda contemplado que la mezcla del gas de síntesis y de la suspensión de catalizador en el conducto de circuito tubular puede ser tan eficiente que no existe necesidad de disponer de una caperuza de gas. Cuando se omite la caperuza de gas, la suspensión de producto, junto con gases arrastrados y/o disueltos (gas de síntesis sin convertir, hidrocarburos gaseosos que tienen de 1 a 3 átomos de carbono, productos hidrocarbonados líquidos vaporizados de bajo punto de ebullición, agua subproducto vaporizada y opcionalmente disolvente vaporizado de bajo punto de ebullición), se extrae del conducto de circuito tubular y una corriente gaseosa de reciclo que comprende el gases arrastrados y/o disueltos se separa de la suspensión de producto en una zona de separación gas-líquido exterior.

Cuando el recipiente de la zona de post-mezcla (por ejemplo, tanque reactor o conducto de circuito tubular) tiene una caperuza de gas, convenientemente la corriente gaseosa de reciclo se extrae a través de la pared del recipiente a partir de la caperuza de gas y se recicla a la tobera o toberas inyectoras-mezcladoras. Como se ha citado anteriormente, una ventaja de reciclar el gas de síntesis desde la caperuza de gas a la tobera o toberas inyectoras-mezcladoras es que, de esta manera, la temperatura de la suspensión en el recipiente puede ser controlada convenientemente por enfriamiento de la corriente gaseosa de reciclo en un intercambiador de calor fuera de la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante y del recipiente de la zona de post-mezcla. Este control de la temperatura puede ser mejorado aún más en el caso de que se añadan gas de síntesis nuevos a la corriente gaseosa de reciclo antes de enfriar esta (aguas arriba del intercambiador de calor) o si han sido enfriados previamente. La temperatura de la suspensión en un tanque reactor puede controlarse también por medio de un intercambiador de calor, por ejemplo, tubos de transferencia de calor, situado por debajo del nivel de suspensión en el tanque reactor y por medio de enfriamiento externo de la corriente de suspensión de reciclo.

El procedimiento de la invención se efectúa preferentemente a una temperatura de 180-280°C, más preferentemente de 190-240°C.

El procedimiento de la invención se efectúa preferentemente a una presión de 5 bares ($5 \cdot 10^5$ Pa) - 50 bares ($50 \cdot 10^5$ Pa), más preferentemente 15 bares ($15 \cdot 10^5$ Pa) - 35 bares ($35 \cdot 10^5$ Pa), en general del 20 bares ($20 \cdot 10^5$ Pa) - 30 bares ($30 \cdot 10^5$ Pa).

El procedimiento de la presente invención puede ser llevado a cabo de forma discontinua o continua, prefiriéndose esta última.

108 14
105

En un procedimiento continuo, parte de la suspensión de producto se separa de forma continua del sistema y se pasa a un medio de separación adecuado, en donde el medio líquido y los productos hidrocarbonados líquidos se separan del catalizador. Ejemplos de medios de separación adecuados incluyen hidrociclones, filtros, separadores por gravedad y separadores magnéticos. Alternativamente, el medio líquido y los productos hidrocarbonados líquidos se pueden separar del catalizador por destilación. Los líquidos separados son pasados entonces a una etapa de purificación del producto en donde el agua subproducto y el medio líquido se separan de los productos hidrocarbonados líquidos. Como se ha indicado anteriormente, la etapa de purificación puede simplificarse mediante el uso de uno o más de los productos hidrocarbonados líquidos como el medio líquido, en cuyo caso no existe necesidad de separar el medio líquido de los productos hidrocarbonados líquidos. El catalizador puede ser reciclado como una suspensión concentrada a la zona de post-mezcla. Se puede añadir catalizador nuevo bien a la suspensión reciclada o bien directamente a la zona de post-mezcla.

Con el fin de evitar la acumulación de agua subproducto en el sistema es preferible que al menos una porción del agua subproducto se separe de la corriente de suspensión de reciclo. Esto se puede conseguir tomando una corriente lateral de la corriente de suspensión de reciclo aguas abajo del intercambiador de calor. Los componentes líquidos de la corriente lateral son separados del catalizador (como se ha descrito anteriormente) y el agua subproducto se separa de los líquidos separados (también como se ha descrito anteriormente) antes de reciclar los restantes componentes líquidos separados de nuevo a la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante. El catalizador separado puede ser reciclado a la zona de post-mezcla como una suspensión concentrada (como se ha descrito anteriormente).

Queda contemplado que la separación del agua subproducto del sistema se puede incorporar en la etapa de separación de producto, mediante el reciclo de una porción de los líquidos separados, de los cuales se ha separado el agua, de nuevo a la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante.

Los productos hidrocarbonados líquidos procedentes de la etapa de purificación pueden ser alimentados a una etapa de hidrocracking, por ejemplo, una etapa de hidrocracking catalítico que utiliza un catalizador que comprende un metal seleccionado del grupo consistente en cobalto, molibdeno, níquel y tungsteno, soportado sobre un material de soporte tal como alúmina, sílice-alúmina o una zeolita. Con preferencia, el catalizador comprende

109 106

cobalto/molibdeno o níquel/molibdeno soportados sobre alúmina o sílice-alúmina. Catalizadores de hidrocracking adecuados incluyen los catalizadores suministrados por Akzo Nobel, Criterion, Chevron o UOP. Un catalizador preferido es KF 1022TM, un catalizador de cobalto/molibdeno sobre alúmina, suministrado por Akzo Nobel.

La invención será ilustrada ahora con ayuda de una Figura.

Una suspensión de un catalizador en un medio líquido se recicla a una tobera inyectora-mezcladora (1) por vía de la línea (2). A través de una o más aberturas en la pared lateral de la tobera inyectora-mezcladora (1), la suspensión se vacía en una corriente reactante gaseosa que comprende monóxido de carbono e hidrógeno, la cual se introduce en la tobera inyectora-mezcladora (1) por vía de la línea (3). Se introducen gas de síntesis nuevos por la línea (4) en la línea (3) a través de la cual el gas de síntesis sin convertir son reciclados desde una caperuza de gas (5) que está presente en la parte superior de un recipiente (6) cuya parte inferior contiene una suspensión (7) del catalizador en una mezcla del medio líquido y productos hidrocarbonados líquidos. La línea de trazos (8) en la Figura representa el nivel superior de la suspensión (7) en el recipiente (6).

Por medio del enfriamiento en el intercambiador de calor (9), la mezcla gaseosa que pasa a través de la línea (3) se mantiene en la temperatura operativa correcta. Adecuadamente, el intercambiador de calor (9) es un condensador que tiene una trampa de agua para separar el agua subproducto del sistema. Se toma una corriente de purga (10) de la línea (3) para evitar la acumulación de subproductos gaseosos en la caperuza de gas (5). Opcionalmente, se dispone un intercambiador de calor (11), por ejemplo, tubos de enfriamiento, por debajo del nivel de la suspensión (7) en el recipiente (6) para disipar la disipación del calor exotérmico de la reacción.

Opcionalmente, se puede introducir una corriente del líquido o líquidos hidrocarbonados de bajo punto de ebullición (disolvente de bajo punto de ebullición) en la tobera inyectora-mezcladora (1) por vía de la línea (12) o, alternativamente, se puede introducir al recipiente (6) por vía de la línea (13). Cuando se introduce en el sistema el líquido o líquidos hidrocarbonados de bajo punto de ebullición, estos se pueden condensar en el intercambiador de calor (9). El líquido o líquidos hidrocarbonados condensados de bajo punto de ebullición pueden ser separados del agua subproducto condensada en un decantador (no ilustrado). El líquido o líquidos hidrocarbonados de bajo punto de ebullición, separados, pueden ser entonces reciclados

40/107

al sistema.

Por medio de una abertura de salida inferior de la tobera inyectora-mezcladora (1), la mezcla de catalizador, medio líquido, productos hidrocarbonados líquidos y gas de síntesis sin convertir pasan al recipiente (6) por debajo del nivel (8) de la suspensión (7). El gas de síntesis sin convertir se separan entonces en la caperuza de gas (5).

Por vía de la línea (14), la suspensión (7) se extrae de la parte inferior del recipiente (6) y al menos una porción de la suspensión se recicla a la tobera inyectora-mezcladora (1) por medio de la bomba (15) y la línea (2). Por medio del enfriamiento en el intercambiador de calor (16), la suspensión reciclada en la línea (2) se mantiene a la temperatura operativa correcta.

Por medio de la línea (17), se extrae del sistema una porción de la suspensión (7). A través de un medio de separación adecuado (18), por ejemplo, un hidrociclón, un filtro, un separador por gravedad o un separador magnético o, alternativamente, por destilación, el medio líquido y los productos hidrocarbonados líquidos pueden ser separados del catalizador suspendido. El catalizador separado puede ser retornado al recipiente (6) como una suspensión por medio de la bomba de suspensión (19) y línea (20). El medio líquido y los productos hidrocarbonados líquidos separados pueden ser pasados desde el medio de separación (18) a una zona de purificación (no ilustrada).

Una porción de la suspensión puede ser extraída de la línea (2) y se puede pasar por la línea (21) hacia un medio de separación (22) en donde los componentes líquidos de la suspensión se separan del catalizador (por ejemplo, como se ha descrito anteriormente). Los líquidos separados son pasados entonces por la línea (23) hacia el decantador (24) en donde el agua subproducto se separa del sistema por la línea (25). Los líquidos restantes son reintroducidos entonces en la línea (2) por vía de la línea (26). El catalizador separado, del decantador (24), se introduce como una suspensión en la línea (20) por medio de la línea (27).

108 28

REIVINDICACIONES MODIFICADAS

1.- Procedimiento para la conversión de gas de síntesis a productos hidrocarbonados líquidos poniendo en contacto el gas de síntesis, a una temperatura y presión elevadas, con una suspensión que comprende catalizador suspendido en un medio líquido, en un sistema que comprende una zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante en la parte superior del mismo y una zona de post-mezcla, caracterizado porque comprende:

- a) pasar la suspensión que comprende catalizador suspendido en el medio líquido a través de la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante en donde el gas de síntesis se mezcla con la suspensión
- b) descargar una mezcla que comprende gas de síntesis y suspensión en una dirección descendente a la zona de post-mezcla;
- c) convertir al menos una porción del gas de síntesis a productos hidrocarbonados líquidos en la zona de post-mezcla para formar una suspensión de producto que comprende catalizador suspendido en el medio líquido y los productos hidrocarbonados líquidos;
- d) separar una corriente gaseosa que comprende el gas de síntesis sin convertir de la suspensión de producto;
- e) reciclar la corriente gaseosa separada a la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante; y
- f) reciclar al menos una porción de la suspensión de producto a la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante.

{ Ambiguo ?
SI 0

2.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque el gas de síntesis se rompe en la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante en burbujas de gas que tienen diámetros del orden de 30 μm a 3.000 μm (0,03 mm - 3 mm).

3.- Procedimiento según la reivindicación 1 ó 2, caracterizado porque el gas de síntesis se alimenta a la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante a una presión de por lo menos 30 bares (30x10⁵ Pa).

4.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque la caída de presión en la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante es del orden de 1 a 6 bares (10⁵ Pa- 6x10⁵).

5.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores,

caracterizado porque la corriente gaseosa de reciclo se enfría antes de ser reciclada a la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante.

6.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque la suspensión del producto se enfría antes de ser reciclada a la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante.

7.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque se introduce una corriente que comprende un hidrocarburo o hidrocarburos de bajo punto de ebullición, tales como pentanos, hexanos o hexenos, en la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante y/o en la zona de post-mezcla.

8.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque el sistema comprende una pluralidad de zonas de mezcla a elevado esfuerzo cortante las cuales descargan en una única zona de post-mezcla.

9.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque la zona o zonas de mezcla a elevado esfuerzo cortante consisten en una tobera inyectora-mezcladora.

10.- Procedimiento según la reivindicación 9, caracterizado porque la zona de post-mezcla es un tanque reactor que está provisto, en su parte superior, de al menos una tobera inyectora-mezcladora, y porque la suspensión de producto se extrae de la parte inferior del tanque reactor y al menos es en parte reciclada a la tobera inyectora-mezcladora por vía de una línea de reciclo de suspensión y una bomba de suspensión.

11.- Procedimiento según la reivindicación 10, caracterizado porque el tanque reactor contiene una caperuza de gas por encima del nivel de la suspensión, porque la tobera inyectora-mezcladora descarga en el recipiente por encima o por debajo del nivel de la suspensión y porque la corriente gaseosa de reciclo se extrae de la caperuza de gas y se recicla a la tobera inyectora-mezcladora.

12.- Procedimiento según la reivindicación 10 u 11, caracterizado porque la línea de reciclo de suspensión está provista de un intercambiador de calor.

13.- Procedimiento según la reivindicación 9, caracterizado porque la zona de post-mezcla comprende un conducto de circuito tubular que está provisto de al menos una tobera inyectora-mezcladora y porque la suspensión de producto se recicla al menos en parte a la tobera inyectora-mezcladora por vía de una bomba o propulsor que está situado en el conducto de circuito tubular.

14.- Procedimiento según la reivindicación 13, caracterizado porque está dispuesto un intercambiador de calor a lo largo de parte o sustancialmente de toda la longitud del conducto de circuito tubular.

15.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque los productos hidrocarbonados líquidos comprenden una mezcla de hidrocarburos que tienen longitudes de cadena de 5 a 90 átomos de carbono.

16.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque el catalizador es hierro, cobalto o rutenio, soportado sobre sílice, alúmina, sílice-alúmina, titanía u óxido de zinc.

17.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque el catalizador tiene un tamaño de partícula del orden de 5 a 30 micrómetros (5×10^{-3} a 30×10^{-3} mm).

18.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque la suspensión descargada en la zona de post-mezcla comprende de 10 a 30% en peso de partículas catalíticas.

19.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque la zona de post-mezcla se mantiene a una temperatura de 180-280°C y a una presión de 5-50 bares (5×10^5 Pa a 50×10^5 Pa).

20.- Aparato para su utilización en un procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 19 que comprende una pluralidad de zonas de mezcla a elevado esfuerzo cortante, una única zona de post-mezcla, una línea de reciclo de gas que tiene un primer extremo y un segundo extremo y una línea de reciclo de suspensión que tiene un primer extremo y un segundo extremo, caracterizado porque:

- a) cada zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante presenta una primera entrada para una suspensión de un catalizador en un medio líquido, al menos una segunda entrada para un gas de síntesis y una salida que está situada dentro de la zona de post-mezcla para la descarga de una mezcla de gas de síntesis y de la suspensión desde la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante a la zona de post-mezcla;
- b) la zona de post-mezcla presenta una primera salida para la descarga de una suspensión de producto en o cerca de la parte inferior de la zona de post-mezcla y una segunda salida para una corriente gaseosa de reciclo

en o cerca de la parte superior de la zona de post-mezcla;

- c) el primer extremo de la línea de reciclo de suspensión está en comunicación con la primera salida de la zona de post-mezcla y el segundo extremo de la línea de reciclo de suspensión está en comunicación con la primera entrada de la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante; y
- d) el primer extremo de la línea de reciclo de gas está en comunicación con la segunda salida de la zona de post-mezcla y el segundo extremo de la línea de reciclo de gas está en comunicación con la segunda o segundas entradas de la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante.

21.- Aparato según la reivindicación 20, caracterizado porque la línea de reciclo de suspensión está provista de una bomba de suspensión y de un intercambiador de calor.

22.- Aparato según la reivindicación 20 o 21, caracterizado porque la línea de reciclo de gas está provista de un intercambiador de calor.

23.- Aparato según cualquiera de las reivindicaciones 20 a 22, caracterizado porque las zonas de mezcla a elevado esfuerzo cortante son toberas inyectoras-mezcladoras.

24.- Aparato según la reivindicación 23, caracterizado porque tiene de 10 a 50 toberas inyectoras-mezcladoras.

**SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
DIVISIÓN DE NUEVAS CREACIONES**

2020
Bogotá, D. C., 13 de Diciembre de 2005

Doctora
DILIA MARIA RODRIGUEZ D'ALEMAN
Representante **BP EXPLORATION OPERATING COMPANY**

ASUNTO	Radicación No.	00 - 90145
	Trámite	002
	Evento	001
	Actuación	430
	Oficio	13461
	Folios	003

Como resultado del examen de fondo, realizado con fundamento en el artículo 45 de la Decisión 486 de la Comisión de la Comunidad Andina, se le comunica

1) Documentos estudiados:

- a) Para el presente estudio se tendrán en cuenta el capítulo descriptivo, comprendido en los folios 3 a 15 de la solicitud en estudio. Se aceptan las modificaciones realizadas por el solicitante a este capítulo ya que no implican ampliación de la solicitud inicial.
- b) Para el presente estudio se tendrán en cuenta los dibujos comprendidos en el folio 21 de la solicitud en estudio.
- c) Para el presente estudio se tendrá en cuenta el capítulo reivindicatorio que comprende 24 reivindicaciones en los folios 111 a 114 de la solicitud en estudio. Se aceptan las modificaciones realizadas por el solicitante a este capítulo ya que no implican ampliación de la solicitud inicial.
- d) Conforme lo establece los artículos 9, 10 y 11 de la decisión 486 de la Comisión de la Comunidad Andina, la presente solicitud en estudio fue presentada el 24 de noviembre de 2000, y en el momento de la radicación SI se reclama prioridad de la primera solicitud presentada en Gran Bretaña GB9928132.1

2) Objeto de la Invención

- a) Las reivindicaciones 1 a 24 de la solicitud en estudio se refieren a
 - i) (1.-) Un procedimiento para la conversión de gas de síntesis a productos hidrocarbonados líquidos poniendo en contacto el gas de síntesis, a una temperatura y presión elevadas, con una suspensión que comprende catalizador suspendido en un medio líquido, en un sistema que comprende una zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante en la parte superior del mismo y una zona de post-mezcla, caracterizado porque comprende:
 - a) pasar la suspensión que comprende catalizador suspendido en el medio líquido a través de la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante en donde la suspensión se mezcla con gas de síntesis;

- b) descargar una mezcla de gas de síntesis y suspensión desde la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante a la zona de post-mezcla;
- c) convertir al menos una porción del gas de síntesis a productos hidrocarbonados líquidos en la zona de post-mezcla, para formar una suspensión de producto que comprende catalizador suspendido en el medio líquido y los hidrocarburos líquidos;
- d) separar una corriente gaseosa que comprende gas de síntesis sin convertir de la suspensión de producto;
- e) reciclar la corriente gaseosa separada a la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante; y
- f) reciclar al menos una porción de la suspensión de producto a la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante

ii) (21.-) Aparato que comprende una pluralidad de zonas de mezclado a elevado esfuerzo...

- b) El anterior procedimiento y el aparato para su funcionamiento buscan mejores formas de obtener hidrocarburos líquidos.
- c) Según la Clasificación Internacional de Patentes, la codificación para esta solicitud corresponde a C 10 G 5/00

3) Claridad de la Solicitud

- a) El artículo 30 de la Decisión 486 de la Comisión de la Comunidad Andina establece que

"Las reivindicaciones definirán la materia que se desea proteger mediante la patente. Deben ser claras y concisas y estar enteramente sustentadas por la descripción. Las reivindicaciones podrán ser independientes o dependientes. Una reivindicación será independiente cuando defina la materia que se desea proteger sin referencia a otra reivindicación anterior. Una reivindicación será dependiente cuando defina la materia que se desea proteger refiriéndose a una reivindicación anterior. Una reivindicación será dependiente cuando defina la materia que se desea proteger refiriéndose a una reivindicación anterior.- Una reivindicación que se refiera a dos o más reivindicaciones anteriores se considerará reivindicación dependiente múltiple."

El capítulo reivindicatorio no es claro toda vez que el solicitante no ha corregido anomalías en su solicitud referidas a ambigüedades presentes en su texto. El término "elevado esfuerzo cortante" es ambiguo ya que no permite entender con claridad a que tanto esfuerzo se refiere. Según el solicitante el mencionado término no es ambiguo para un experto medio en la materia, y según el solicitante en la descripción se muestra claramente. Esta oficina no puede aceptar dichos argumentos. Los esfuerzos cortantes pueden ser objeto de medida. Como tal una persona que conozca algo de la materia puede encontrar instrumentos de medida y patrones referidos a dicha propiedad. Por tanto, se puede hablar de forma ambigua que existen altos o bajos esfuerzos. Pero dichas frases son totalmente imprecisas para un técnico medio dado que para un experto ciertas medidas pueden ser altas mientras que para otros no, o de la misma forma, para un experto ciertas medidas son bajas mientras que para otros no. Por tanto, el solicitante debe con medidas claras y empleadas habitualmente en el arte, definir a que denomina "elevado" cuando a esfuerzos cortantes se refiere.

Además, en la citación que hace en la descripción es diferente a lo referido en las reivindicaciones, toda vez que en estas últimas se habla de "esfuerzos cortantes elevados" solos, mientras que en dicha descripción se habla de esfuerzos cortantes que permitan burbujas gaseosas de ciertas condiciones. Muy diferente.

Para complementar lo anterior, el solicitante agregó en su nuevo capítulo términos aun más ambiguos, tales como "temperatura y presión elevadas". Son términos inaceptables porque tampoco precisan la materia a proteger. Es el mismo problema del párrafo anterior.

De la misma forma que con la frase "elevado esfuerzo cortante" el solicitante se ha negado a corregir el término "bajo punto de ebullición" que también es ambiguo ya que no permite entender con claridad a que hidrocarburos se refiere. Esta variable (relacionada con temperatura) se puede medir y el solicitante también puede definir a que denomina bajo punto de ebullición.

Debe hacerse una nueva revisión concienzuda de la solicitud y teniendo en cuenta todas las observaciones de los conceptos técnicos emitidos por esta oficina.

De acuerdo a lo anterior, el capítulo reivindicatorio no cumple con el requisito de claridad de acuerdo a lo establecido en el Art. 30 de la Decisión 486.

4) Notificación

En cumplimiento del artículo 45 de la Decisión 486 de la Comisión de la Comunidad Andina, se le indica que dentro del término de sesenta días contados a partir de la fecha de la notificación de la presente comunicación debe responder a la notificación. Se le recuerda al solicitante que en caso de no dar respuesta al presente requerimiento, o si a pesar de la respuesta subsistieran los impedimentos para la concesión, se denegará la patente. Siguen teniendo validez todas las observaciones hechas por esta oficina en el concepto técnico anterior.

Notifíquese el presente oficio conforme a lo dispuesto por el numeral 5.2, literal e) del capítulo quinto del título primero de la Circular Única N° 10 de 2001


CLARA CASTELLANOS DE JAIMES
Jefe División de Nuevas Creaciones (E)

El anterior requerimiento fue notificado por fijación en la lista, de fecha 22 DIC. 2001

Concepto Técnico N°	EXAMINADOR TÉCNICO Código No.	EXAMINADOR JURÍDICO Código No.
1995	202003	