

REPUBLICA DE COLOMBIA

SIC
SUPERINTENDENCIA
DE INDUSTRIA Y COMERCIO

DIVISION DE NUEVAS CREACIONES



00 90145

DE
DE
ON

SUPERINTENDENCIA Y COMERCIO
Radicación : 0079145 0000000 Folios: 25
Fecha (RCD): 2003-11-24 16:45:49
Tramite : 032 PATENTES D 1 REGISTRO/ 411 PRESENTE
Dependencia: 2000 DIVISION DE NUEVAS CREACIONES

DATOS DEL SOLICITANTE

(71) Nombre y Apellidos o Razón Social

BP EXPLORATION OPERATING COMPANY LIMITED

Nº de Identificación

Representante Legal (Persona Jurídica)

País de Domicilio

REINO UNIDO

Departamento o Estado

LONDRES

Ciudad

Dirección

Britanic House – 1 Finsbury Circus – London EC2M 7BA- Reino Unido

(74) DATOS DEL APODERADO

Nombre
Dirección

DILIA MARIA RODRIGUEZ D'ALEMAN
Carrera 11 numero 93-43 oficina 404, Santafe de Bogotá, S.A.

DATOS DEL INVENTOR Son (3) Inventores
Nacionalidad

(72) Nombre del Inventor (es)

- 1) Graham Walter KETLEY – Británico
- 2) Barry NAY – Británico
- 3) David NEWTON – Británico

Dirección y Domicilio

- 1) 963 Creekside Circle Naperville, Illinois 60563 USA
- 2) Little Wissett 2 Ridgeway Gardens, Woking, Surrey, GU21 4 RB Reino Unido
- 3) 28 Crondall Lane, Farnham, Surrey, GU9 7BQ, Reino Unido

Identificación

DATOS DE LA PATENTE DE INVENCION

(54) Título de la Invención **PROCEDIMIENTO PARA CONVERTIR GAS DE SÍNTESIS EN HIDROCARBUROS SUPERIORES**

PRIORIDAD REIVINDICADA

Sí ☒

No ☐

(33) GRAN BRETAÑA

(32) NOVIEMBRE 26, 1999

(31) Nº Solicitud 9928132.1

Fuente Normativa: Convenio de París Art.4º

CLASIFICACION INTERNACIONAL

SOLPA383

CCR/SRR

Superindustria y Comercio
Radicacion : 60396145 60000000
Fecha (ACB) : 2000-11-24 16:45:49
Trasite : C22 PATENTES D 1 REGISTRO/ 411 PRESENTE
Dependencia: 2020 DIVISION DE NUEVOS CRECIOS

NIT : 800176089-2

RECIBO OFICIAL DE CAJA : 72,722
FECHA : NOVIEMBRE 24 DE 2000

***** CONSIGNACION *****

DEPOSITANTE	TIPO PAGO	BANCO	SUCURSAL	CUENTA	No. PAGO	Vr. PAGO
CLARKE MODET Y CO. COLOMBIA	CONSIGNACION	BANCO POPULAR	BOSOTA	050-00110-6	2041724	1,266,000.00

***** CONCEPTO *****

CANT.	RENTISTICO	CONCEPTO	TOTAL CONCEPTO
1	50005-01-01	SOLICITUDES	
1		TRAMITES DE SOL. DE PATENTE DE IN	608,000.00
		TOTAL :	\$ 608,000.00

SON: SEISCIENTOS OCHO MIL PESOS

RESPONSABLE : _____

RECIBO DE CAJA APLICADO AL EXPEDIENTE No. _____

RESUMEN CON EL OBJETO Y LA FINALIDAD DE LA INVENCION

Un procedimiento para la conversi3n de gas de s3ntesis a productos hidrocarbonados superiores en un sistema que comprende una zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante y una zona de post-mezcla, cuyo procedimiento comprende:

- a) pasar una suspensi3n de catalizador en un medio l3quido a trav3s de la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante en donde la suspensi3n se mezcla con gas de s3ntesis;
- b) descargar una mezcla de gas de s3ntesis y suspensi3n desde la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante a la zona de post-mezcla;
- c) convertir al menos una porci3n del gas de s3ntesis a hidrocarburos superiores en la zona de post-mezcla, para formar una suspensi3n de producto que comprende catalizador suspendido en el medio l3quido y los hidrocarburos superiores;
- d) separar una corriente gaseosa que comprende gas de s3ntesis sin convertir de la suspensi3n de producto;
- e) reciclar la corriente gaseosa separada a la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante; y reciclar al menos una porci3n de la suspensi3n de producto a la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante.

ANEXOS DE LA SOLICITUD

Certificado de Existencia y Representaci3n Legal cuando el solicitante sea Persona Jur3dica

☒

 Poderes debidamente otorgados, o menci3n de su protocolizaci3n ante la S.I.C. 17548

☒

Recibo de la tasa respectiva

☒

Si se reivindica prioridad, el certificado respectivo (copia legalizada)

☐

Traducci3n oficial

☐

Cap3tulo descriptivo

☒

Dibujos, planos necesarios

☒

Cap3tulo reivindicatorio

☒

Tarjeta archivo propietario seg3n formato

☒

Tarjeta archivo tem3tico seg3n formato

☒

Extracto para resumen o para publicaci3n seg3n formato

☒

Arte final 12 x 12 cms

☒

SOLICITO LA CONCESION DE LA PATENTE DE INVENCION Y DECLARO QUE LA INVENCION ES NUEVA Y DE MI PROPIEDAD



FIRMA DEL APODERADO

C.C. 41.654.882

TP N3 20824 CSJ

B
4

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 reactantes gaseosos a productos hidrocarbonados líquidos poniendo en contacto los reactantes gaseosos, 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 los reactantes gaseosos se mezcla con la suspensión
- b) descargar una mezcla que comprende reactantes gaseosos y suspensión de la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante a la zona de post-mezcla;
- c) convertir al menos una porción de los reactantes gaseosos 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 reactantes gaseosos 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 los reactantes gaseosos, el medio líquido y el catalizador sólido y, por tanto promueve la conversión catalítica de los reactantes gaseosos a productos hidrocarbonados líquidos. Para evitar dudas, la conversión de los reactantes gaseosos 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, los reactantes gaseosos 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 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 "Petrole et 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. 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 reactantes gaseosos 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, con preferencia por lo menos 30 bares. Habitualmente, la caída de presión de la suspensión por la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante es del orden de 1 a 6 bares, con preferencia de 2 a 5 bares y más preferentemente de 3 a 4 bares. Una ventaja del procedimiento de la presente invención es que cuando la corriente 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. 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 μ a 10 mm, con preferencia de 30 μ a 3.000 μ , más preferentemente de 30 μ a 300 μ .

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 reactantes gaseosos 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 de los reactantes gaseosos 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 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 reactantes gaseosos nuevos a la corriente gaseosa de reciclo, aguas arriba o aguas abajo del intercambiador de calor. Cuando los reactantes gaseosos nuevos no han sido enfriados previamente, es preferible que los reactantes gaseosos 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 reactantes gaseosos 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 de los reactantes gaseosos, medio líquido y catalizador sólido, aumentando con ello la conversión de los reactantes gaseosos a productos hidrocarbonados líquidos. Además, la vaporización del disolvente de bajo punto de ebullición facilitará también la 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 reciclo puede comprender disolvente vaporizado de bajo punto de ebullición además de productos hidrocarbonados líquidos vaporizados de bajo punto de ebullición, agua subproducto vaporizada, reactantes gaseosos sin convertir e hidrocarburos gaseosos que tienen de 1 a 3 átomos de carbono. Como se ha indicado anteriormente, la corriente gaseosa de reciclo 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 reciclo 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 reactantes gaseosos 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 los reactantes gaseosos y la suspensión en la zona de post-mezcla.

Cuando la zona de post-mezcla tiene una caperuza de gas, la corriente gaseosa de reciclo 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 de los 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 m²/g, preferentemente menor de 50 m²/g, más preferentemente menor de 25 m²/g, por ejemplo, alrededor de 5 m²/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, 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 preferida, 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 reactantes gaseosos 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

11
12

“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, proporcionando con ello un control de la temperatura.

Queda contemplado que la mezcla de los reactantes gaseosos 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 (reactantes gaseosos 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 los 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 los reactantes gaseosos 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 reactantes gaseosos 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 5-50 bares, más preferentemente 15-35 bares, en general del 20-30 bares.

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

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 del 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 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 reactantes gaseosos nuevos por la línea (4) en la línea (3) a través de la cual los reactantes gaseosos 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 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 reactantes gaseosos sin convertir pasan al recipiente (6) por debajo del nivel (8) de la suspensión (7). Los reactantes gaseosos 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).

REIVINDICACIONES

1.- Procedimiento para la conversión de reactantes gaseosos a productos hidrocarbonados líquidos poniendo en contacto los reactantes gaseosos, 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 los reactantes gaseosos se mezcla con la suspensión
- b) descargar una mezcla que comprende reactantes gaseosos y suspensión de la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante a la zona de post-mezcla;
- c) convertir al menos una porción de los reactantes gaseosos 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 reactantes gaseosos 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.

2.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque la corriente reactante gaseosa se rompe en la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante en burbujas de gas que tienen diámetros del orden de 30 μ a 3.000 μ .

3.- Procedimiento según la reivindicación 1 ó 2, caracterizado porque la corriente reactante gaseosa se alimenta a la zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante a una presión de por lo menos 30 bares.

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.

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 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 o cerca de su parte superior, de al menos una tobera inyectora-mezcladora, y porque la suspensión de producto se extrae de la parte inferior, o cerca 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 reactantes gaseosos comprenden una mezcla de monóxido de carbono e

hidrógeno.

16.- 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 aproximadamente.

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

18.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones anteriores, caracterizado porque el catalizador tiene un tamaño de partícula del orden de 5 a 30 micrómetros.

19.- 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.

20.- 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.

21.- Aparato 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 una corriente gaseosa que comprende reactantes gaseosos y una salida que está situada dentro de la zona de post-mezcla para la descarga de una mezcla de reactantes gaseosos 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.

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

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

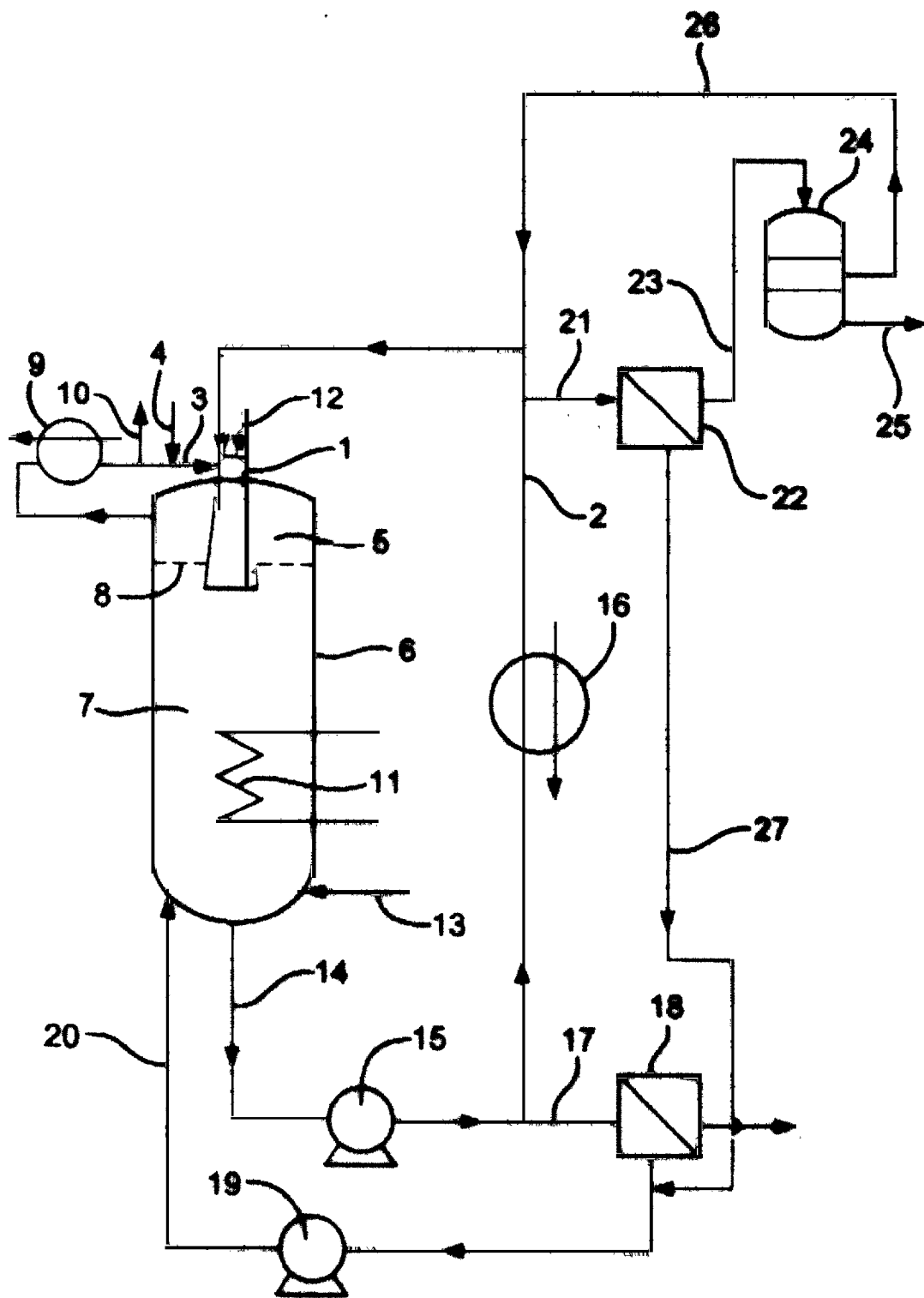
24.- Aparato según cualquiera de las reivindicaciones 21 a 23, caracterizado porque las zonas de mezcla a elevado esfuerzo cortante son toberas inyectoras-mezcladoras.

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

RESUMEN

Un procedimiento para la conversión de gas de síntesis a productos hidrocarbonados superiores en un sistema que comprende una zona de mezcla a elevado esfuerzo cortante y una zona de post-mezcla, cuyo procedimiento comprende:

- a) pasar una suspensión de catalizador en un 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 hidrocarburos superiores en la zona de post-mezcla, para formar una suspensión de producto que comprende catalizador suspendido en el medio líquido y los hidrocarburos superiores;
- 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.



Folios 22 y 23-24
↓
Extracto tarjetas

REQUISITOS MINIMOS PARA ADMISION A TRAMITE

PATENTE DE INVENCION ☒

MODELO DE UTILIDAD ☐

- Nombre e identificación del Solicitante (☐)
- Nombre e identificación del Inventor (☐)
- Título o nombre de la Invención / ☐)
- Descripción 3 ☐)
- Reivindicaciones 16 ☐)
- Resumen 22 ☐)
- Comprobante de Pago 2 ☐)
- Poder, cuando proceda ☐)
- Copia de la primera solicitud de patente, si reivindica prioridad, señalándola expresamente ☐)
- Firma del solicitante o apoderado (☐)

COMPLETA ☐

INCOMPLETA ☐

DISEÑO INDUSTRIAL ☐

- Nombre e identificación del peticionario ☐)
- Nombre e identificación del inventor o diseñador ☐)
- Indicación del género de productos para los cuales debe utilizarse ☐)
- Representación gráfica ☐)
- Comprobante de pago ☐)
- Poder, cuando proceda ☐)
- Firma del solicitante o apoderado ☐)

COMPLETA ☐

INCOMPLETA ☐

Firma Responsable

Superintendencia y Licencia
Fecha: Radicación: 03390145 03390145 Folios: 25
Fecha (OTD): 2023-11-24 16:45:49
Trámite: 612 PATENTES D 1 REGISTRO 411 PRESENTAC
Dependencia: 2020 DIVISION DE NUEVOS CRECIOS

Carrera 13 No. 27-00 Piso 5 y 10
Conmutador: 334 12 21-2-3-4
Fax: 281 31 25 e-mail: info@sic.gov.co
Santa Fe de Bogotá D.C. - Colombia

Revisado _____



28
25

Industria y Comercio

SUPERINTENDENCIA

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y C MERO

2020
Bogotá, D.C.

Doctora
DILIA MARIA RODRIGUEZ D'ALEMAN
Apoderada

REFERENCIA:	Radicación No.	00090145
	Trámite	002
	Evento	001
	Actuación	430
	Oficio No.	0296
	Folios	001

Como resultado del examen de forma, realizado con fundamento en el artículo 38 de la Decisión 486 de la Comisión de la Comunidad Andina, se le comunica que:

- Debe allegar copia del documento en que consta la cesión del derecho a la patente otorgado por el inventor al solicitante o a su causante (art. 26-k, Dec 486/2000).

En cumplimiento del artículo 39 de la Decisión 486 de la Comisión de la Comunidad Andina, se le requiere para que dentro del término de dos (2) meses siguientes a la fecha de notificación del presente oficio, complete los requisitos anteriormente enunciados. En caso de no dar cumplimiento al presente requerimiento, la solicitud se considerará abandonada y perderá su prelación.

Notifíquese el presente oficio conforme a lo dispuesto en el artículo 8 de la Resolución Reglamentaria No. 210 del 15 de enero del 2001.


ALIX CARMENZA CÉSPEDES DE VERGEL
Jefe de la División de Nuevas Creaciones

El anterior requerimiento fue notificado por fijación en lista de fecha 15 FEB. 2021.

Se recuerda al interesado que debe presentar, dentro de los dieciséis meses siguientes contados a partir de la fecha de presentación de la solicitud cuya prioridad se invoca, copia de la misma certificada por la autoridad que la expidió, un certificado de la fecha de presentación de esa solicitud expedida por la misma autoridad y, en los casos en que haya lugar, la traducción simple del capítulo reivindicatorio. El incumplimiento de este plazo, acarreará la pérdida de la prioridad invocada.

C.T./C.J. 202003/202022

Carrera 13 No. 27-00 Pisos 5 y 10
Conmutador: 334 12 21
Fax: 281 31 25
Santa Fe de Bogotá, D.C., Colombia