

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 645 694**

51 Int. Cl.:

C10G 11/05 (2006.01)

C10G 11/18 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

86 Fecha de presentación y número de la solicitud internacional: **08.12.2009 PCT/IN2009/000708**

87 Fecha y número de publicación internacional: **17.06.2010 WO10067379**

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **08.12.2009 E 09831572 (4)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **06.09.2017 EP 2364343**

54 Título: **Procedimiento de craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC) para fabricar propileno y etileno con un rendimiento aumentado**

30 Prioridad:

10.12.2008 IN MU25692008

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:

07.12.2017

73 Titular/es:

**RELIANCE INDUSTRIES LIMITED (100.0%)
Maker Chambers IV, Nariman Point
Mumbai 400 021, Maharashtra, IN**

72 Inventor/es:

**MANDAL, SUKUMAR;
DAS, ASIT, KUMAR;
YADAV, ASHWANI;
YADAV, MANOJ;
BHATNAGAR, AKHILESH;
DONGARA, RAJESHWAR y
KATRAVULAPALLI, VEERA VENKATA SATYA
BHASKARA SITA**

74 Agente/Representante:

LOZANO GANDIA, José

ES 2 645 694 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín Europeo de Patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre Concesión de Patentes Europeas).

PROCEDIMIENTO DE CRAQUEO CATALÍTICO EN LECHO FLUIDIZADO (FCC) PARA FABRICAR PROPILENO Y ETILENO CON UN RENDIMIENTO AUMENTADO

DESCRIPCIÓN

5 **Campo de la invención**

Esta invención se refiere a un procedimiento de craqueo catalítico en lecho fluidizado (*fluid catalytic cracking*, FCC) para fabricar propileno y etileno con un alto rendimiento.

10 **Antecedentes de la invención**

El propileno es uno de los productos petroquímicos de crecimiento más rápido debido a la alta tasa de crecimiento del polipropileno. Los estudios muestran que la demanda mundial de propileno ha estado creciendo a una tasa promedio anual del 5,7% desde 1991. En el año 2000, la producción de propileno era de aproximadamente 52 millones de toneladas y se proyecta que la demanda crecerá hasta 84 millones de toneladas en el año 2010. Normalmente, aproximadamente el 70% de este propileno se genera mediante un unidad de craqueo con vapor, el 28% mediante unidades de craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC) en refinerías, y el 2% mediante procedimientos a propósito como metátesis o deshidrogenación de propano. La tasa de crecimiento de la demanda de propileno ha superado significativamente la demanda de la tasa de crecimiento de etileno, que también se produce a partir de una unidad de craqueo con vapor. Como resultado, la construcción de nuevas unidades de craqueo con vapor para satisfacer la demanda de etileno creciente solos o también no será suficiente para satisfacer la demanda de propileno creciente. Para compensar este déficit, se requerirán otras fuentes de suministro de propileno. Por tanto, está poniéndose énfasis adicional en la recuperación de propileno a partir de unidades de FCC que implica la adición de catalizador de ZSM-5 y nuevas tecnologías tales como DCC (craqueo catalítico profundo), craqueo con tubo inyector de FCC de alta intensidad por ejemplo Indmax, PetroFCC o procedimientos a propósito tales como deshidrogenación de propano, metátesis, tecnologías de craqueo de nafta olefínica (MOI, Superflex, Propilur o PCC). La capacidad de los procedimientos a propósito no es suficiente para igualar el crecimiento de la demanda de propileno. Esto significa que la demanda del mercado de propileno tiene que satisfacerse a partir de otros procedimientos como FCC o una nueva tecnología tal como DCC (craqueo catalítico profundo) o Indmax. Con el fin de aumentar el rendimiento de propileno mediante las tecnologías de DCC, Indmax, Superflex o PCC, los refinadores necesitan invertir en la puesta en marcha de nuevas unidades.

El documento US 6.977.321 describe un procedimiento para la producción de propileno a partir del craqueo de materia prima olefínica sobre un catalizador de silicato cristalino que comprende una estructura con MFI (índice de flujo del fundido) que tiene una razón de silicio/aluminio dentro del intervalo de 180 a 1000. Se lleva a cabo a una temperatura de 500 a 600°C en dos reactores oscilantes paralelos. Puede procesar sólo hidrocarburos más ligeros. El catalizador de razón de sílice/alúmina superior empleado tiene menor actividad, lo que conduce a fluctuación de la selectividad del producto, mientras que funciona en el modo de reactor oscilante. El documento US 5.043.522 describe la conversión de materia prima predominantemente parafínica sobre catalizador de zeolita ZSM-5 en olefinas C₂ a C₃. En este procedimiento, incluso a una temperatura de reacción muy alta y una presión de reactor muy baja, la conversión por paso es muy baja (del 30 al 40%). Además, la configuración del reactor usado para este procedimiento no se da a conocer, lo que es muy importante para obtener selectividades de producto y rendimientos sostenidos. El documento US 6.222.087 describe un procedimiento para convertir olefinas y parafina C₄ a C₇ en propileno y etileno usando catalizador de ZSM-5 y/o ZSM-11. Este procedimiento se lleva a cabo sólo en un reactor de lecho fluidizado denso o un reactor oscilante de lecho fijo. El ejemplo descrito en esta patente muestra la formación de una buena cantidad de BTX (benceno, tolueno, xileno) mientras se procesa butano-1 o una alimentación similar debido a la reacción de oligomerización predominante. Además, la producción y conversión de propileno no son altas cuando se procesa LCN. Los documentos US 5.043.522 y 5.171.921 describen un procedimiento para la producción de olefinas C₂ - C₅ a partir de materia prima de parafina y olefinas mixtas o parafínicas u olefínicas superiores sobre catalizador activado por vapor que contiene fósforo y H-ZSM-5. Puesto que el rendimiento de coque es inferior al 0,5% en peso de la alimentación, el calor necesario para mantener la reacción ha de proporcionarse calentando por separado las partículas de catalizador en una zona de regeneración fluidizada, por ejemplo mediante combustión de hidrocarburo combustible apropiado. Una desventaja principal de este procedimiento es que el catalizador se desactiva muy rápidamente mientras que el combustible se quema en el regenerador para suministrar calor para el procedimiento. El documento US 6.951.968 da a conocer un procedimiento para convertir las olefinas menos valiosas presentes en plantas petroquímicas y refinerías como materia prima. Convierte catalíticamente las olefinas en olefinas ligeras y en particular propileno, sobre un catalizador de silicato cristalino con MFI (índice de flujo del fundido) que tiene una razón atómica de silicio/aluminio de 300 a 1000. La actividad catalítica de este catalizador es muy baja ya que la densidad de ácido es muy baja. El catalizador tiene una razón de sílice/alúmina muy alta en contraposición a los catalizadores usados en unidades de FCC típicas en donde sílice/alúmina está en el intervalo de 25 a 50. El procedimiento es principalmente para su uso en un reactor de lecho móvil como reactor de reformación catalítica en donde es necesario suministrar una gran cantidad de calor para mantener una temperatura de reacción de entre 500 y 600°C. Los procedimientos anteriores son esencialmente para producir olefinas ligeras a partir de corrientes de hidrocarburos C₄ o superiores usando principalmente catalizador de ZSM-5 y una configuración de reactivo de tipo lecho móvil o de tipo oscilante de lecho

fijo. La temperatura de reacción se logra quemando combustible por separado. El documento US 7.323.099 describe un procedimiento para producir selectivamente olefinas C₂ a C₄ a partir de materia prima tal como gasóleo o residuo. La materia prima se hace reaccionar en una primera fase que comprende una unidad de craqueo catalítico en lecho fluidizado en la que se convierte en presencia de una mezcla de catalizador de zeolita de poro grande convencional y un catalizador de zeolita de tamaño de poro medio en productos de reacción que incluyen una corriente de intervalo de ebullición de nafta. La corriente de intervalo de ebullición de nafta se introduce en una segunda fase en donde se pone en contacto con un catalizador que contiene desde aproximadamente el 10 hasta aproximadamente el 50% en peso de una zeolita cristalina que tiene un diámetro de poro promedio inferior a aproximadamente 0,7 nanómetros en condiciones de reacción que incluyen temperaturas que oscilan entre aproximadamente 500 y aproximadamente 650°C y una presión parcial de hidrocarburos de desde aproximadamente 10 hasta aproximadamente 40 psia. Este procedimiento requiere esencialmente dos unidades de FCC independientes, en la que la alimentación pesada sometida a craqueo en el primer tubo inyector en presencia de catalizador de zeolita Y de poro más grande y zeolita de poro medio como ZSM-5 y producto de nafta de la primera unidad de FCC, se somete a craqueo adicional en un segundo tubo inyector en presencia de un segundo catalizador que contiene catalizador de zeolita de poro medio principalmente. Cada uno de estos tubos inyectoros tiene una zona de elevación en donde normalmente se usa vapor como medio de elevación. El documento US 4.830.728 da a conocer un procedimiento de FCC que tiene dos tubos inyectoros independientes en los que la alimentación pesada / VGO (gasóleo de vacío) sometido a craqueo en el primer tubo inyector en presencia de mezcla de catalizador que contiene principalmente zeolita de silicato cristalino de poro grande y tipo ZSM-5 de poro medio y material rico en etileno se introduce en un segundo tubo inyector en un nivel inferior para producir productos más pesados en presencia de catalizador selectivo de forma. También se introduce nafta en el segundo tubo inyector en un nivel superior produciendo de ese modo gasolina de alto octanaje. La zona de elevación del segundo tubo inyector se usa para llevar a cabo una reacción de oligomerización exotérmica para convertir etileno en productos más pesados para maximizar la gasolina de alto octanaje. El documento US 20.080.035.527 describe un procedimiento de FCC de tubo inyector doble para convertir nafta, corriente C₄ mixta o similar en etileno y propileno en presencia de un catalizador de FCC. Este procedimiento requiere precursor de coque o combustible auxiliar para satisfacer el equilibrio de calor de la unidad para convertir la corriente de hidrocarburos ligeros. Se refiere al craqueo de corrientes de nafta ligera y pesada en diferentes tubos inyectoros de modo que la intensidad de craqueo puede ajustarse por separado en cada tubo inyector dependiendo del requisito de intensidad de craqueo. Se usa butadieno para hacer bajar más coque sobre el catalizador en el tubo inyector o se usa gas combustible o fuelóleo en el regenerador para suministrar calor complementario. El documento US 20.060.108.261 describe un procedimiento para convertir nafta en una configuración de tipo FCC usando un catalizador de la familia de ZSM-5. También describe la mejora en la producción de propileno recirculando la fracción C₄ a una zona de reacción de fase diluida para separar la zona de separación de fase densa. Los documentos US 20.0401.082.745 y WO 2.004.078.881 se refieren al craqueo secuencial de una fracción rica y pobre en C₆ en uno o más reactores de lecho fijo para producir propileno en presencia de zeolita de poro medio y fosfato de aluminio y silicio. El documento EP 1.555.308 da a conocer la recirculación de nafta a la zona de elevación de un tubo inyector de una unidad de FCC. Sin embargo, enfatiza que el craqueo de la nafta en tubos inyectoros independientes es ventajoso. Los procedimientos anteriores en general enseñan la conversión de materia prima de nafta olefínica o materia prima de hidrocarburos olefínicos C₄ o superiores en olefina ligera, particularmente propileno sobre catalizador de silicato cristalino con MFI (índice de flujo del fundido) en lecho fluido o lecho denso o lecho fijo con un sistema de tubo inyector doble o reactor oscilante. El equilibrio de calor se satisface usando un suministro de combustible complementario. También se conocen en la técnica anterior procedimientos para recircular nafta olefínica ligera en la parte de abajo del tubo inyector para aumentar las olefinas C₂ a C₄ independientemente de la longitud preferida de la zona de elevación que va a proporcionar un tiempo de residencia del vapor, velocidad espacial horaria en peso óptimos o similares. El vapor de elevación se usa para mantener catalizador por encima de la velocidad de colapso. Sin embargo, el vapor de elevación provoca la desactivación y el desgaste del catalizador ya que el catalizador regenerado entra en contacto con el vapor a una temperatura en el intervalo de 690 a 740°C. El vapor también aumenta la generación de agua en la reacción. La tecnología de craqueo catalítico en lecho fluidizado se usa en refinerías para someter a craqueo materia prima de hidrocarburos ricos en olefinas ligeras con nafta. Una unidad de FCC típica comprende al menos un tubo inyector que tiene una zona de aceleración o zona de elevación en la parte inferior del mismo, una boquilla de alimentación de corriente de elevación en la parte inferior del mismo y una boquilla de alimentación de materia prima de hidrocarburos olefínicos ligeros por encima de la boquilla de alimentación de corriente de elevación en una relación separada. El tubo inyector comprende opcionalmente una boquilla de alimentación de nafta olefínica en una ubicación a lo largo de la zona de aceleración. Una corriente de elevación que comprende vapor de elevación o gases de escape de elevación inertes como gas combustible de refinería o una combinación de los mismos se introduce a través de la boquilla de alimentación de corriente de elevación en la parte de abajo del tubo inyector. Una materia prima de hidrocarburos ricos en olefinas se introduce en el tubo inyector a través de la boquilla de alimentación de materia prima de hidrocarburos. El catalizador se alimenta en la parte de abajo del tubo inyector desde el regenerador. Se alimenta opcionalmente nafta al tubo inyector junto con la corriente de elevación o a través de la boquilla de alimentación de nafta. El craqueo catalítico de la materia prima de hidrocarburos y la nafta, si la hay, tiene lugar en el tubo inyector. (Fluid Catalytic Cracking Handbook Design, Operation, and Troubleshooting of FCC Facilities de Reza Sadeghbeigi, Gulf Publishing Company, Houston, Texas, 1995).

El documento EP 0259156 A1 identifica un procedimiento para el craqueo catalítico en lecho fluidizado con fragmentos reactivos. En el documento EP 0453000 A2 se describen un procedimiento y un aparato para el craqueo

catalítico en lecho fluidizado en dos fases. El documento EP 2184335 A1 se refiere a un procedimiento de conversión catalítica.

Objetos de la invención

5 Un objeto de la invención es proporcionar un procedimiento de craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC) para fabricar propileno y etileno con un rendimiento aumentado en una unidad de FCC dada sin aumentar la capacidad de la unidad de FCC o sin ninguna alteración de equipo en la unidad de FCC. Otro objeto de la invención es proporcionar un procedimiento de craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC) para fabricar propileno y etileno con un rendimiento aumentado en una unidad de FCC, procedimiento que reduce la desactivación hidrotérmica y el desgaste del catalizador y la formación de agua durante la producción de propileno y etileno.

10 Otro objeto de la invención es proporcionar un procedimiento de craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC) para fabricar propileno y etileno con un rendimiento aumentado en una unidad de FCC, procedimiento que somete a craqueo la materia prima de hidrocarburos a una intensidad diferente para maximizar los rendimientos de diésel, gasolina, LPG (gas licuado de petróleo), propileno, etileno o una combinación de los mismos.

15 Otro objeto de la invención es proporcionar un procedimiento de craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC) para fabricar propileno y etileno con un rendimiento aumentado en una unidad de FCC, procedimiento que usa sólo hidrocarburo C4 olefínico en la corriente de elevación para mejorar la actividad de catalizador en equilibrio en al menos el 5% en peso para lograr una tasa de recuperación de catalizador constante.

Descripción detallada de la invención

25 Según la invención se proporciona un procedimiento de craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC) para fabricar propileno y etileno con un rendimiento aumentado tal como se describe en la reivindicación 1, comprendiendo dicho procedimiento someter a craqueo una corriente de nafta olefínica y materia prima de hidrocarburos principal en combinación con una corriente de hidrocarburos C4 olefínicos en una unidad de FCC que tiene uno o más tubos inyectores, en el que cada tubo inyector de FCC comprende una zona de elevación en la parte inferior del mismo, una boquilla de alimentación de corriente de elevación en la parte de abajo de la zona de elevación, una boquilla de alimentación de materia prima de hidrocarburos principal por encima de la zona de elevación y una boquilla de alimentación de nafta olefínica en una ubicación a lo largo de la zona de elevación entre la boquilla de alimentación de corriente de elevación y la boquilla de alimentación de materia prima de hidrocarburos principal, y en el que el catalizador de FCC mixto comprende zeolita pentasil preferiblemente del 7 al 15 por ciento en peso y zeolita Y, preferiblemente del 20 al 30 por ciento en peso, y en el que el catalizador se inyecta en la parte de abajo de cada tubo inyector de FCC, la nafta olefínica se inyecta a través de la boquilla de alimentación olefínica de cada tubo inyector de FCC, la materia prima de hidrocarburos principal se inyecta a través de la boquilla de alimentación de materia prima de hidrocarburos principal de cada tubo inyector de FCC y la corriente de elevación se inyecta a través de la boquilla de alimentación de corriente de elevación en la parte de abajo de la zona de elevación de cada tubo inyector de FCC, la corriente de elevación comprende la corriente de hidrocarburos C4 olefínicos con o sin vapor y/o un gas combustible y en el que la corriente de hidrocarburos C4 olefínicos y la corriente de nafta olefínica y la materia prima de hidrocarburos principal se someten a craqueo en diferentes zonas de cada tubo inyector de FCC, sometiéndose a craqueo la corriente de hidrocarburos C4 olefínicos y la corriente de nafta olefínica en la zona de elevación del tubo inyector y sometiéndose a craqueo la materia prima de hidrocarburos principal por encima de la zona de elevación, sometiéndose a craqueo la corriente de hidrocarburos C4 olefínicos en la zona de elevación a de 600 a 800°C y una presión de 0,8 a 5 kg/cm² (manométrica) y una velocidad espacial horaria en peso (WHSV) de 0,2 a 100 h⁻¹ y un tiempo de residencia de vapor de agua de 0,2 a 5 segundos.

50 Se proporciona un procedimiento de craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC) para fabricar propileno y etileno con un rendimiento aumentado, comprendiendo dicho procedimiento someter a craqueo una materia prima de hidrocarburos principal en combinación con una corriente de hidrocarburos C4 olefínicos en diferentes zonas de uno o más tubos inyectores de una unidad de FCC, comprendiendo cada tubo inyector de FCC una zona de aceleración en la parte inferior del mismo, una boquilla de alimentación de corriente de elevación en la parte de abajo de la zona de aceleración y una boquilla de alimentación de materia prima de hidrocarburos principal por encima de la zona de aceleración, llevándose a cabo el craqueo sobre un catalizador de FCC mixto que comprende al menos el 2 por ciento en peso de zeolita pentasil y al menos el 10 por ciento en peso de zeolita Y, en el que el catalizador se inyecta en la parte de abajo de cada tubo inyector de FCC, la materia prima de hidrocarburos principal se inyecta a través de la boquilla de alimentación de materia prima de hidrocarburos principal y la corriente de elevación se inyecta a través de la boquilla de alimentación de corriente de elevación en la parte de abajo de la zona de aceleración, comprendiendo la corriente de elevación la corriente de hidrocarburos C4 olefínicos con o sin un gas combustible y en el que el vapor de hidrocarburos C4 olefínicos se somete a craqueo en la zona de aceleración a de 600 a 800°C y una presión de 0,8 a 5 kg/cm² (manométrica) y una velocidad espacial horaria en peso (WHSV) de 0,2 a 100 h⁻¹ y un tiempo de residencia de vapor de agua de 0,2 a 5 segundos.

65 Preferiblemente la corriente de hidrocarburos C4 olefínicos es del 5 al 15% en peso de la materia prima de hidrocarburos principal con un contenido en olefina mínimo del 30% en volumen en la corriente de hidrocarburos C4

olefínicos para lograr un rendimiento incremental mínimo de propileno del 0,5 al 3% en peso y de etileno del 0,3 al 0,8% en peso. Preferiblemente la corriente de hidrocarburos C4 olefínicos es de una unidad de craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC), unidad de coquificación, viscorreductor o refinado C4 de una unidad de craqueo con vapor de nafta o corriente de olefina C4 pura o una combinación de los mismos. La corriente de hidrocarburos C4 olefínicos se somete a craqueo en la zona de aceleración de cada tubo inyector de FCC preferiblemente a una velocidad espacial horaria en peso (WHSV) de 1 a 40 h⁻¹, todavía preferiblemente una WHSV de 20 a 30 h⁻¹, todavía preferiblemente una WHSV de 2 a 20 h⁻¹, y preferiblemente a de 600 a 750°C, todavía preferiblemente a de 680 a 720°C. Preferiblemente la nafta olefínica tiene un contenido en olefina de al menos el 20 por ciento en volumen y comprende fuentes ricas en olefina del craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC) o unidad de coquificación o gasolina de unidad de craqueo de nafta. Preferiblemente la materia prima de hidrocarburos principal comprende gasóleo (punto de ebullición de 120 a 360°C), gasóleo de vacío (punto de ebullición de 360 a 600°C) y residuos de hidrocarburos largos o cortos (ebullición por encima de 360°C y 600°C respectivamente) o una mezcla de los mismos. Preferiblemente la materia prima de hidrocarburos principal comprende gasóleo de vacío hidrotratado o no tratado y/o residuo de petróleo seleccionado de cera, aceite graso o plásticos o una combinación de los mismos. El catalizador de FCC mixto comprende zeolita pentasil, preferiblemente del 7 al 15 por ciento en peso y zeolita Y, preferiblemente del 20 al 30 por ciento en peso y la zeolita pentasil es preferiblemente zeolita ZSM-5. Preferiblemente la materia prima de hidrocarburos principal se somete a craqueo a una intensidad diferente para maximizar los rendimientos de diésel, gasolina, LPG (gas licuado de petróleo), propileno, etileno o una combinación de los mismos. Preferiblemente la corriente de elevación comprende sólo vapor de hidrocarburos C4 olefínico para mejorar la actividad de catalizador en equilibrio en al menos el 5% en peso para lograr una tasa de recuperación de catalizador constante.

Lo siguiente es una descripción detallada de la invención con referencia a los dibujos adjuntos, en los que la única figura 1 es una vista esquemática de una unidad de FCC para llevar a cabo el procedimiento de la invención según una realización del mismo. La unidad de FCC 1 tal como se ilustra en la figura 1 de los dibujos adjuntos comprende un tubo 2 inyector, que está conectado a una tubería 3 ascendente de catalizador regenerado (RCSP) en la parte de abajo del mismo. El catalizador regenerado (no mostrado) fluye al interior de la parte 2 de abajo del tubo a través de la tubería 3 ascendente y la válvula 4 de corredera de catalizador regenerado (RCSV). El catalizador se eleva mediante una alimentación de vapor de elevación al interior del tubo inyector a través de la boquilla 5 de alimentación de corriente de elevación proporcionada en la parte de abajo del tubo inyector. La corriente de elevación comprende una corriente de hidrocarburos C4 olefínicos con o sin vapor y/o un gas combustible. 6 es la zona de aceleración o zona de elevación del tubo inyector entre la boquilla de alimentación de corriente de elevación y la boquilla 7 de alimentación de materia prima de hidrocarburos principal. La materia prima de hidrocarburos principal se introduce en el tubo inyector a través de la boquilla 7 de alimentación. El precalentador y la línea de suministro de vapor de atomización a la materia prima de hidrocarburos están marcados como 8a y 8b respectivamente. 9 es una boquilla de alimentación de nafta olefínica dotada del tubo inyector en la zona de aceleración entre la boquilla de alimentación de corriente de elevación y la boquilla de alimentación de materia prima de hidrocarburos. La nafta introducida en la zona de aceleración y el vapor de hidrocarburos C4 olefínicos inyectado en la parte de abajo del tubo inyector por medio de la boquilla 5 de alimentación se someten a craqueo eficazmente en la zona de aceleración. El contacto con el catalizador regenerado caliente vaporiza la materia prima de hidrocarburos y la mezcla de catalizador caliente y vapores de aceite se desplaza hacia arriba del tubo inyector. Las reacciones de craqueo se producen a medida que el vapor de materia prima de hidrocarburos y el catalizador fluyen hacia arriba del tubo inyector. Globalmente estas reacciones son endotérmicas y por tanto la temperatura en el tubo inyector disminuye a medida que progresa la reacción. Al final del tubo inyector, los vapores de producto y el catalizador fluyen a través de un dispositivo de terminación de tubo inyector/ciclón 10 de reactor que separa el catalizador de los vapores de hidrocarburos. El catalizador separado en el dispositivo de terminación de tubo inyector/ciclón de reactor fluye al interior del separador 11 de catalizador gastado. Los vapores de hidrocarburos del dispositivo de terminación de tubo inyector/ciclón de reactor y vapor junto con los vapores de hidrocarburos que salen del separador de catalizador gastado fluyen a través de la cámara 12 impelente del reactor y al interior de la línea 13 de vapor del reactor. Después de eso, estos vapores (productos) entran en el fraccionador principal (no mostrado) seguido por la sección de concentración de gas (no mostrado) para la separación en diferentes productos como gas combustible, LPG (gas licuado de petróleo), gasolina (nafta sometida a craqueo), aceite de ciclón ligero (LCO) o aceite de suspensión clarificada (CSO). El catalizador en el ciclón 10 fluye al interior del separador 11 de catalizador gastado. Este catalizador todavía contiene un volumen considerable de vapores de producto. En el separador 11, el catalizador se pone en contacto con vapor por medio de la línea 14 de suministro de vapor que desplaza los vapores de hidrocarburos. El volumen del vapor se inyecta en la parte de abajo del separador y fluye hacia arriba a través del separador mientras que el catalizador gastado fluye hacia abajo. El vapor y los hidrocarburos separados fluyen hacia fuera a través de la parte de arriba del separador y se mezclan con los vapores de producto que salen del ciclón 10. El catalizador cargado con coque del separador va al regenerador 17 por medio de la cámara 23 de combustión para su regeneración a través de la tubería 15 ascendente de catalizador gastado (SCSP) y la válvula 16 de corredera de catalizador gastado (SCSV). La SCSV 16 controla el flujo de catalizador gastado al regenerador y por tanto el nivel de lecho del separador. En la cámara de combustión y el regenerador el catalizador gastado se pone en contacto con aire del soplador 18 de aire principal. El catalizador y el aire se mezclan bien en un regenerador de lecho fluido o cámara de combustión de lecho fluido rápido y el carbono (coque) depositado sobre el catalizador durante la reacción de craqueo se elimina por quemado en el regenerador. El calor producido por la combustión de los depósitos de coque eleva la temperatura del catalizador. Los gases de

escape que salen del lecho de catalizador del regenerador pasan a través de los ciclones 19, 20 del regenerador en donde el catalizador arrastrado se retira y se devuelve al lecho del regenerador. Los gases de escape que salen de los ciclones 19, 20 pasan a través de la cámara 21 impelente del regenerador y al interior del sistema 22 de gas de escape. La válvula 4 de corredera de catalizador regenerado (RCSV) controla la cantidad de catalizador caliente que entra en el tubo inyector y por tanto la temperatura de salida del tubo inyector. Alternativamente, no según la invención, el procedimiento se lleva a cabo inyectando una corriente de elevación a través de la boquilla de alimentación de corriente de elevación en la parte de abajo del tubo inyector y materia prima de hidrocarburos principal a través de la boquilla de alimentación de hidrocarburos principal, en el que la corriente de elevación comprende sólo la corriente de hidrocarburos C4 olefínicos con o sin un gas combustible. En un procedimiento de este tipo, no se requiere la variación la boquilla de alimentación de nafta olefínica. El procedimiento hace uso por tanto de la zona de aceleración para someter a craqueo la corriente de hidrocarburos C4 olefínicos y aumentar el rendimiento de propileno y etileno en una unidad de FCC dada sin ningún cambio de equipo en la unidad de FCC. Además reemplaza el vapor como corriente de elevación o reemplaza sustancialmente el vapor como corriente de elevación manteniendo el catalizador por encima de la velocidad de colapso para reducir la desactivación hidrotérmica y el desgaste del catalizador. La formación de agua durante la producción de propileno y etileno se reduce sustancialmente debido al uso una cantidad reducida de vapor o eliminación de vapor.

Cualquier unidad de FCC funciona con diferentes restricciones de equipo como velocidad del ciclón de regenerador y reactor o velocidad del soplador de aire principal (MAB). Por tanto, cualquier aumento de rendimiento, particularmente propileno usando un mejor catalizador/aditivo no es posible a menos que se corte la salida de alimentación o se reduzca el equivalente molar de otros productos en el lado del tubo inyector-reactor. Sin embargo, las refinerías que tienen una unidad de separación de propileno (PRU) o PRU integrada con el complejo petroquímico para producir polipropileno están esforzándose por conseguir propileno extra. Además, otros refinadores que no tienen instalaciones para la separación de propileno están esforzándose por producir más LPG. Por tanto, cualquier desarrollo que proporcione propileno o LPG extra a partir de las unidades existentes proporcionará una adición de valor extra. La unidad de FCC convierte principalmente alimentaciones pesadas (tales como gasóleos de vacío, crudo reducido, colas de torres atmosféricas, colas de torres de vacío o similares) en productos de combustible para transporte (tales como gasolina, diésel, combustible de calefacción o gases licuados de petróleo). Para aumentar los rendimientos de la unidad de FCC de materia prima petroquímica más valiosa, tal como etileno y propileno, las refinerías funcionan a una alta intensidad y/o usando materias primas ligeras tales como nafta ligera sometida a craqueo en el tubo inyector para someter a craqueo conjuntamente con alimentaciones pesadas. La nafta olefínica o sometida a craqueo ligera se introduce en la parte de abajo de la zona de aceleración del tubo inyector junto con vapor de elevación independientemente de la longitud de la zona de aceleración y el catalizador en la misma. Según el procedimiento de la invención, la condición de la parte de abajo del tubo inyector es buena para las corrientes de hidrocarburos que necesitan condiciones más intensas que la corriente de nafta de recirculación. Por ejemplo, la corriente de hidrocarburos C4 olefínicos tiene menos capacidad de craqueo o en otras palabras, necesita una intensidad de reacción superior. En la presente invención, pudo encontrarse que la introducción de la corriente de hidrocarburos C4 olefínicos en la parte de abajo del tubo inyector proporciona más del 25% de propileno con gas seco inferior. Esta materia prima puede introducirse en diversas cantidades, reemplazando a la cantidad completa o parcial de vapor de elevación en la parte de abajo del tubo inyector. Puesto que el peso molecular del vapor es aproximadamente un tercio de el de de la corriente de hidrocarburos C4 olefínicos, la unidad de FCC usa el 2%, por ejemplo, de alimentación nueva como vapor y puede procesar más del 4% en peso de alimentación nueva como corriente de hidrocarburos C4 olefínicos sin afectar a las restricciones de hardware como las velocidades del ciclón de reactor. La corriente de hidrocarburos C4 olefínicos puede ser cualquier clase de fluctuación de hidrocarburos C₄ que contienen olefinas. Estas olefinas pueden ser normales o ramificadas o una mezcla de las mismas. Sin embargo, las olefinas normales son las más preferibles. Las fuentes de hidrocarburos C₄ olefínicos son FCC, unidad de coquificación, viscorreductor o refinado C₄ tras la eliminación de 1,3-butadieno de la unidad de craqueo con vapor. El contenido en olefina C₄ en la corriente C₃ a C₄ de FCC, unidad de coquificación, viscorreductor cuando no se realiza separación entre C₃ y C₄ está en el intervalo del 50 al 70% en peso. Mientras que si se separa la corriente C₃ y C₄, el contenido en C₄ en la corriente de C₄ está en el intervalo del 80 al 90%. El refinado C₄ tras la eliminación de 1,3-butadieno, de la unidad de craqueo con vapor de nafta, contiene olefinas C₄ en el intervalo del 70 al 85%. Las olefinas C₄ con algo de cantidad de cortes ricos en olefina C₅ y C₆ también están dentro del alcance de la invención. La materia prima de hidrocarburos para la presente invención puede comprender una mezcla de uno o más de las corrientes de materias primas descritas anteriormente. Se encontró que la conversión de la corriente de olefina C₄ en propileno está en el intervalo del 15 al 30% dependiendo de la condición de la parte de abajo del tubo inyector. También se encontró que esta olefina también se oligomeriza hasta aproximadamente el 2-6% de compuesto de la gama de la gasolina. Puesto que el coque a partir del craqueo de la olefina C₄ es muy poco, el coque sobre el catalizador antes de encontrarse con la alimentación de materia prima de hidrocarburos está en el intervalo del 0,05 al 0,1% en peso. Como resultado, el catalizador no se desactiva mientras se encuentra con VGO (gasóleo de vacío) nuevo o materia prima pesada. Además, el coque residual sobre el catalizador en el intervalo del 0,05 al 0,1% en peso reduce el gas seco producido a partir del craqueo de VGO o materia prima pesada, ya que este coque se deposita preferentemente sobre sitios de ácido muy activos que de lo contrario producen más coque y gas seco. Además, según la invención, el craqueo de olefinas en la corriente de hidrocarburos se lleva a cabo en la zona de aceleración del tubo inyector que está antes que la boquilla de alimentación de materia prima de hidrocarburos principal, para dar olefinas más ligeras y selectivamente para dar propileno. Según el procedimiento de la invención, la nafta sometida a craqueo ligera (LCN) inyectada justo en la

parte de abajo produce gas seco muy indeseable que consiste en hidrógeno, metano, etano y etileno, puesto que el etileno no se recupera en la mayoría de las unidades de FCC. El gas seco indeseado producido puede reducirse considerablemente con una mejora en la selectividad de propileno hasta aproximadamente del 25 al 30% si se introduce nafta sometida a craqueo ligera en una elevación relativamente superior dentro de la zona de la parte de abajo del tubo inyector. Esto es porque la temperatura del catalizador regenerado en la parte de abajo del tubo inyector está normalmente en el intervalo de 690°C a 740°C. Además, cuando se usa de aproximadamente el 2% en peso de recirculación de LCN, la velocidad espacial horaria en peso (WHSV) está en el intervalo de 2 a 5 h⁻¹ sólo y por tanto la residencia del vapor es muy alta. Se encuentra que esta intensidad es mayor que la requerida para el craqueo de LCN y por tanto la LCN se somete a un craqueo excesivo dando principalmente gas seco. Se observó que la WHSV óptima para LCN debe ser de más de 20 h⁻¹ en las condiciones de la parte de abajo del tubo inyector. Esto podría lograrse en las unidades de FCC inyectando la recirculación de LCN en una elevación superior. Por tanto, la ubicación óptima podría decidirse basándose en qué tipo de corriente de recirculación podría recircularse y la condición de la parte de abajo del tubo inyector con respecto al mantenimiento del catalizador, la temperatura y la presión. El catalizador usado en esta invención es normalmente catalizador de FCC basado en zeolita Y, preferiblemente catalizador de zeolita Y ultraestable con del 5 al 30% en peso (del inventario de catalizador total) de aditivo de ZSM-5. El catalizador con tierras raras inferiores ayuda a producir más propileno ya que la tierra rara inferior reduce la reacción de transferencia de hidrógeno. El craqueo de esta corriente es endotérmico. Puesto que la cantidad de materia prima en la parte de abajo del tubo inyector es de no más del 5% en peso de la alimentación nueva, el descenso de temperatura en esta zona es de no más de 20°C.

Los siguientes ejemplos experimentales se presentan para fines ilustrativos sólo y no deben tomarse como limitativos del alcance de la invención.

Las propiedades de la nafta sometida a craqueo ligera (LCN) de la unidad de FCC y la nafta de la unidad de coquificación ligera de la unidad de coquificación retardada usadas en los siguientes ejemplos se facilitan en la tabla I a continuación:

Tabla I

Propiedades	Nafta sometida a craqueo ligera (FCC)	Nafta de la unidad de coquificación ligera (unidad de coquificación retardada)
Peso específico a 15°C	0,724	
Destilación, D86, % en volumen/°C		
IBP	60	37
5	68	
30	71	61
50	75	72
70	81	87
90	94	108
95	100	
99	110	134
Contenido en olefina, % en volumen	36,58	55

La composición de refinado C₄ en la corriente de hidrocarburos C₄ olefínicos de la unidad de craqueo con vapor de nafta usada en los siguientes ejemplos se facilita en la tabla II a continuación:

Tabla II

35

Composición	% en peso
Propano	0,08
Propileno	0,02
Isobutano	7,04
N-butano	9,33
Propadieno	0,04
T-but-2-eno	7,44
But-1-eno	34,72
Isobutileno	35,68
Cis-but-2-eno	4,72
1,3-butadieno	0,84
No identificado	0,09
Olefinas C ₄ totales	83,4

Las propiedades del catalizador usado en los siguientes ejemplos se facilitan en la siguiente tabla III:

Tabla III

Propiedades	Unidad	Catalizador en equilibrio de la unidad de FCC de alta intensidad
Volumen de poro	cc/gm	0,3
Densidad aparente	gm/cc	0,858
Área de superficie total	m ² /gm	148
Análisis químico		
Al ₂ O ₃	% en peso	43,31
Ni	ppm	800
V	ppm	1000
Óxido de tierras raras	% en peso	1,15
Fe	% en peso	0,64
Distribución de tamaño de partícula		
-120		96
-105		91
-80		67
-60		37
-40		14
-20		4
Tamaño de partícula aparente	micrómetros	70

Ejemplo 1

5 Se usó un microrreactor de flujo descendente, de lecho fijo equipado con un controlador del flujo másico para mantener un flujo preciso al sistema, un medidor de gas húmedo para medir el flujo de producto y una válvula de control de presión para controlar la presión. Se analizó el producto gaseoso en un cromatógrafo de gases (HP6889).
 10 Se llevó a cabo la reacción en el microrreactor imponiendo condiciones que simulan la condición típica de la parte de abajo del tubo inyector. Se llevaron a cabo las reacciones de craqueo a 720°C y una presión de 3,5 kg/cm² (manométrica) variando la WHSV desde 5,88 hasta 22,68 h⁻¹. Los resultados se facilitan en la siguiente tabla IV:

Tabla IV

Distribución de rendimiento de nafta sometida a craqueo ligera	
Rendimiento, % en peso	Incrementos de rendimiento entre 22,68 WHSV y 5,88 WHSV
Etileno	-7,3
Gas seco	-13,8
LPG excepto propileno	+9,3
Propileno	+14,4
C ₅ +	+6,76

15 La tabla IV anterior indica que cuando la WHSV con respecto a la nafta de recirculación cambia desde 5,8 hasta 22,68 h⁻¹, la formación de gas seco descendió en un 13,8% en peso con un aumento en la producción de propileno desde el 4,3% en peso hasta el 18,7% en peso. En otras palabras, cuando se recircula LCN en la zona de aceleración en una elevación superior, aumenta finalmente la WHSV y por tanto puede minimizarse el craqueo
 20 excesivo de la corriente de recirculación conduciendo a una mejora en la selectividad de propileno sustancialmente.

Ejemplo 2

25 Se llevó a cabo la reacción a diferente temperatura y presión de reactor a 2,4 kg/cm² (manométrica) para generar el efecto de la temperatura de la parte de abajo del tubo inyector sobre el craqueo y la selectividad de producto de nafta sometida a craqueo ligera. Los resultados fueron tal como se facilita en la siguiente tabla V:

Tabla V

Distribución rendimiento de nafta sometida a craqueo		
Temperatura, °C	Incremento de rendimiento entre 650 y 600°C	Incremento de rendimiento entre 700 y 650°C
Rendimiento, % en peso		
Etileno	+7,6	+0,4
Gas seco	+10,6	+5,3
LPG excepto propileno	-6,2	-2,3
Propileno	+3,7	-7,1
C ₅ +	+18,6	+2,0

La tabla V muestra la mejora de propileno hasta el 29,4% en peso desde el 22,3% en peso cuando la temperatura de reacción se redujo hasta 650 desde 700°C. Sin embargo, la reducción adicional de la temperatura de reacción desde 650°C hasta 600°C disminuyó la conversión y por tanto el rendimiento de propileno se redujo desde el 29,4% en peso hasta el 25,7% en peso. Por tanto, la temperatura óptima para el craqueo de nafta LCN está en el intervalo de 650 a 700°C.

Ejemplo 3

El comportamiento de craqueo de LCN a partir de FCC y nafta de unidad de coquificación ligera fuer a 650°C y 3 kg/cm² (manométrica) a WHSV constante. Los resultados fueron tal como se muestra en la siguiente tabla VI:

Tabla VI

Distribución de rendimiento de LCN frente a nafta de unidad de coquificación ligera	
Alimentación	Incremento entre nafta unidad de coquificación ligera y LCN
Rendimiento, % en peso	
Etileno	-3,0
Gas seco	-7,50
LPG excepto propileno	-3,47
Propileno	-9,7
C ₅ +	+20,4

Los resultados anteriores indican que la capacidad de craqueo de la nafta de unidad de coquificación ligera es inferior con respecto a la LCN de la unidad de FCC. La nafta de unidad de coquificación ligera produce sólo un 19,7% en peso de propileno frente a un 29,4% en peso a partir de LCN. Se requiere una intensidad de reacción relativamente superior para conseguir una cantidad de propileno similar a partir de la nafta de unidad de coquificación ligera. Esto también sugiere que la nafta de unidad de coquificación ligera debe inyectarse por debajo del punto de inyección de LCN en la zona de aceleración.

Ejemplo 4

Se sometió a craqueo el refinado C₄ de la unidad de craqueo con vapor de nafta facilitado en la tabla II y LCN en la tabla I en un microrreactor por separado a 700°C, WHSV de 15,3 h⁻¹ y presión de 2,4 kg/cm². Los resultados fueron tal como se muestra en la tabla VII.

Tabla VII

Comparación de craqueo de LCN y refinado C ₄	
Rendimiento, % en peso	Incremento de rendimientos entre refinado C ₄ y LCN
Etileno	-1,2
Gas seco	-14,0
LPG excepto propileno	-24,0
Propileno	+7,8
C ₅ +	+13,0
Coque	-4,6

Los resultados anteriores indican que las corrientes C₄ ricas en olefina son más selectivas de propileno que la nafta sometida a craqueo ligera. En una condición de parte de abajo de tubo inyector similar, el refinado de olefina C₄ reduce el gas seco producido en un 14%, el coque en un 4,6% mientras que el rendimiento de propileno aumenta desde el 18,7% en peso hasta el 26,5% en peso. En otras palabras, las corrientes ricas en olefina C₄ necesitan más intensidad de reacción que LCN. Por tanto, la recirculación de refinado C₄ es más adecuada que la de nafta sometida a craqueo ligera en la condición de parte de abajo del tubo inyector.

Ejemplo 5

Se llevaron a cabo otro conjunto de experimentos para el craqueo de refinado C₄ sobre un reactor de lecho fijo tal como se describió anteriormente en el ejemplo 1 a WHSV de 15,3 h⁻¹ y 2,4 kg/cm² (manométrica) a tres temperaturas de reacción diferentes. Los resultados fueron tal como se muestra en la tabla VIII.

Tabla VIII

Craqueo de refinado C ₄ a diferentes temperaturas de reacción		
Temperatura, °C	Incremento de rendimiento entre 650°C y 600°C	Incremento de rendimiento entre 700°C y 650°C

ES 2 645 694 T3

Rendimiento, % en peso		
Etileno	+0,65	+6,75
Gas seco	+4,7	+19,2
Propileno	+1,0	+2,5
LPG (sin propileno)	-3,6	-25,0

A diferencia del craqueo de LCN, los resultados anteriores indican que cuanto más alta es la temperatura de reacción, más alta es la producción de etileno y propileno a partir del craqueo de la corriente C₄.

- 5 Estos ejemplos ilustran la necesidad de una temperatura y WHSV diferentes para someter a craqueo opcionalmente diversas corrientes C₄ y diversas corrientes de nafta. Estos ejemplos también muestran que a diferencia de las corrientes de nafta, las corrientes C₄ necesitan una alta intensidad, lo que permite que se inyecte en el punto más bajo en la zona de aceleración reemplazando al vapor de elevación/gas. Tal reemplazo no sólo permite disminuir/eliminar el consumo de vapor en la parte de abajo del tubo inyector y una menor desactivación del catalizador, sino
- 10 que también proporcionar un procedimiento para potenciar el rendimiento de propileno y etileno en cualquier unidad de FCC dentro de los límites de coque y gas existentes.

REIVINDICACIONES

1. Procedimiento de craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC) para fabricar propileno y etileno con un rendimiento aumentado, comprendiendo dicho procedimiento someter a craqueo una corriente de nafta olefínica y materia prima de hidrocarburos principal en combinación con una corriente de hidrocarburos C4 olefínicos en una unidad de FCC que tiene uno o más tubos inyectores, en el que cada tubo inyector de FCC comprende una zona de elevación en la parte inferior del mismo, una boquilla de alimentación de corriente de elevación en la parte de abajo de la zona de elevación, una boquilla de alimentación de materia prima de hidrocarburos principal por encima de la zona de elevación y una boquilla de alimentación de nafta olefínica en una ubicación a lo largo de la zona de elevación entre la boquilla de alimentación de corriente de elevación y la boquilla de alimentación de materia prima de hidrocarburos principal, y en el que el catalizador de FCC mixto comprende zeolita pentasil preferiblemente del 7 al 15 por ciento en peso y zeolita Y, preferiblemente del 20 al 30 por ciento en peso, en el que el catalizador se inyecta en la parte de abajo de cada tubo inyector de FCC, la nafta olefínica se inyecta a través de la boquilla de alimentación olefínica de cada tubo inyector de FCC, la materia prima de hidrocarburos principal se inyecta a través de la boquilla de alimentación de materia prima de hidrocarburos principal de cada tubo inyector de FCC y la corriente de elevación se inyecta a través de la boquilla de alimentación de corriente de elevación en la parte de abajo de la zona de elevación de cada tubo inyector de FCC, la corriente de elevación comprende la corriente de hidrocarburos C4 olefínicos con o sin vapor y/o un gas combustible y en el que la corriente de hidrocarburos C4 olefínicos y la corriente de nafta olefínica y la materia prima de hidrocarburos principal se someten a craqueo en diferentes zonas de cada tubo inyector de FCC, sometiéndose a craqueo la corriente de hidrocarburos C4 olefínicos y la corriente de nafta olefínica en la zona de elevación del tubo inyector y sometiéndose a craqueo la materia prima de hidrocarburos principal por encima de la zona de elevación, sometiéndose a craqueo la corriente de hidrocarburos C4 olefínicos en la zona de elevación, a de 600 a 800°C y una presión de 0,8 a 5 kg/cm² (manométrica) y una velocidad espacial horaria en peso (WHSV) de 0,2 a 100 h⁻¹ y un tiempo de residencia de vapor de 0,2 a 5 segundos.
2. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que la corriente de hidrocarburos C4 olefínicos es del 5 al 15% en peso de la materia prima de hidrocarburos principal con un contenido en olefina mínimo del 30% en volumen en la corriente de hidrocarburos C4 olefínicos para lograr un rendimiento incremental mínimo de propileno del 0,5 al 3% en peso y de etileno del 0,3 al 0,8% en peso.
3. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 ó 2, en el que la corriente de hidrocarburos C4 olefínicos es de una unidad de craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC), unidad de coquificación, viscorreductor o refinado C4 de una unidad de craqueo con vapor de nafta o corriente de olefina C4 pura o una combinación de los mismos.
4. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, en el que la corriente de hidrocarburos C4 olefínicos se somete a craqueo en la zona de elevación de cada tubo inyector de FCC a una velocidad espacial horaria en peso (WHSV) de 1 a 40 h⁻¹, y preferiblemente a de 600 a 750°C.
5. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 y 3 a 4, en el que la nafta olefínica tiene un contenido en olefina de al menos el 20 por ciento en volumen y comprende fuentes ricas en olefina de craqueo catalítico en lecho fluidizado (FCC) o unidad de coquificación o gasolina de unidad de craqueo de nafta.
6. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, en el que la materia prima de hidrocarburos principal comprende gasóleo (punto de ebullición de 120 a 360°C), gasóleo de vacío (punto de ebullición de 360 a 600°C) y residuos de hidrocarburos largos o cortos o una mezcla de los mismos.
7. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, en el que la materia prima de hidrocarburos principal comprende gasóleo de vacío hidrotratado o no tratado y/o residuo de petróleo seleccionado de cera, aceite graso o plásticos o una combinación de los mismos.
8. Procedimiento según una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 7, en el que la corriente de elevación comprende sólo vapor de hidrocarburos C4 olefínicos para mejorar la actividad de catalizador en equilibrio en al menos el 5% en peso para lograr una tasa de recuperación de catalizador constante.
9. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que la corriente de nafta olefínica se somete a craqueo en la zona de elevación de cada tubo inyector de FCC a una velocidad espacial horaria en peso (WHSV) de 20 a 30 h⁻¹ y a de 680° a 720°C.
10. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que la corriente de hidrocarburos C4 olefínicos se somete a craqueo en la zona de elevación de cada tubo inyector de FCC a una velocidad espacial horaria en peso (WHSV) de 2 a 20 h⁻¹ y a de 680° a 720°C.

11. Procedimiento según la reivindicación 1, en el que la zeolita pentasil en el catalizador es zeolita ZSM 5.

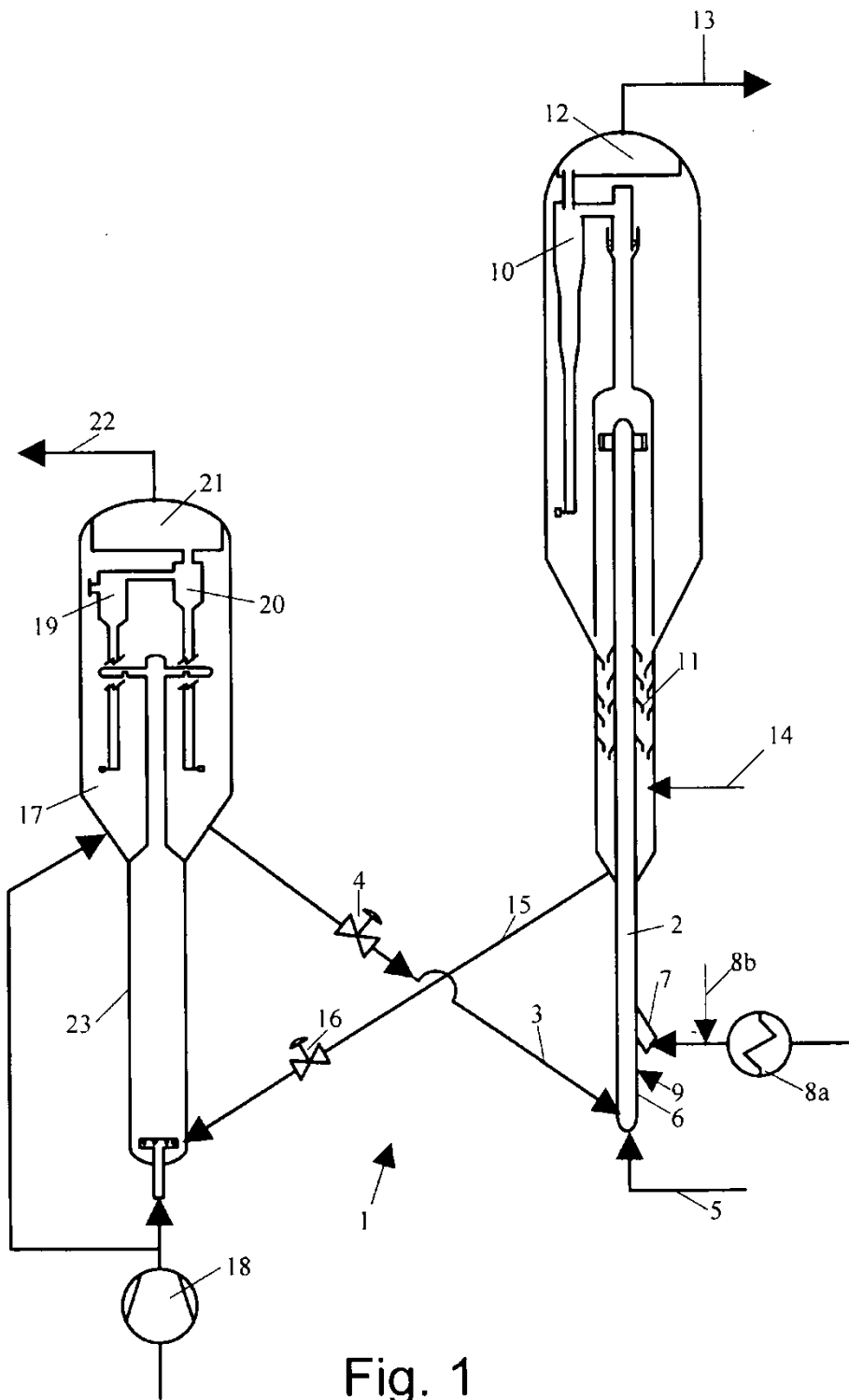


Fig. 1