

385231



SECCION TECNICA	
CLASIFICACION I. P. C.	
CLASE	C 11
SUBCLASE	B

MEMORIA DESCRIPTIVA

correspondiente a la solicitud de concesión de una

PATENTE DE INVENCION

SOLICITANTE: ROBERT LEARD IRVINE

RESIDENCIA: Rob Nes, Pyle Hill, WOKING, Surrey,

Inglaterra.

ENUNCIADO: "UN PROCEDIMIENTO PARA LA HIDROGENA-

CION DE PRODUCTOS NO HIDROCARBONADOS

EN LOS CRUDOS O RESIDUOS".

Prioridad: Patente británica n.º 14630/68 del 27-3-68.



1
5
10
15
20
25
30

Este invento se refiere a un procedimiento para la hidrogenación de productos no hidrocarbonados en los crudos o residuos y tiene especial aplicación en el tratamiento de crudos o residuos que han de ser sometidos a tratamiento posterior, especialmente hidrocraqueo.

Es sabido que los crudos y residuos contienen diversas impurezas constituidas por compuestos oxigenados, nitrógenados y sulfurados y varios metales y es también sabido que es conveniente eliminar la mayor parte posible de estas impurezas antes de someter los crudos o residuos a nuevos tratamientos, especialmente hidrocraqueo.

El invento proporciona un método sencillo y eficaz de tratamiento de crudos y residuos antes del tratamiento posterior, de forma que se reduce drásticamente el contenido en impurezas no hidrocarbonadas, incluidos los metales. El concepto del invento se basa en el tratamiento de los crudos o residuos en un reactor de eliminación de metales que opera sobre la base de una corriente ascendente de alimentación y una contracorriente descendente de material catalítico, teniendo el reactor de eliminación de metales la forma de una pluralidad de lechos separados a través de los cuales desciende el catalizador. La interacción entre el catalizador descendente y la alimentación ascendente produce la fluidificación de las partículas de catalizador dentro de cada lecho del reactor de eliminación de metales y esto a su vez da lugar a unas eficiencias de operación considerables.

El movimiento ascendente de la corriente hidrocarbonada que se desea tratar para separar los metales e hidrogenar los productos no hidrocarbonados elimina los proble-



1 mas de obstrucción de la reacción y de control de la tempe-
ratura asociados con los reactores de movimiento descendien-
te de lecho fijo. La operación ascendente en lecho expandi-
do permite la adición de catalizador al lecho superior, la
5. transferencia de catalizador desde un lecho superior a un
lecho inferior y la extracción del catalizador consumido
del lecho inferior, de forma que se puede mantener un nivel
dado de actividad catalítica durante todo el proceso.

10 Esto elimina las interrupciones requeridas en el ca-
so de los lechos fijos para la sustitución o regeneración
del catalizador y permite unas operaciones más próximas a
los límites del sistema catalítico. Manteniendo una activi-
dad dada, se consigue una calidad constante del producto.
15 La fase mixta ascendente también permite un tiempo de perma-
nencia mayor de la fase líquida, una caída de presión defi-
nida y unas temperaturas más bajas de entrada de la alimen-
tación para una temperatura inicial dada del lecho de cata-
lizador debido a la transferencia de calor causada por el
movimiento de las partículas de catalizador en el lecho.

20 La operación ascendente de los aceites más pesados,
junto con la adición y extracción de catalizador, ha sido
previamente considerada con el proceso H-oil mediante el
uso de un lecho en ebullición, pero este proceso tiene un
grado de conversión limitada y el inconveniente mecánico
25 de que se requiere una bomba de circulación de alta tempe-
ratura junto con los reactores internos necesarios para
mantener un caudal de líquido suficiente para producir la
ebullición de los lechos. La hidrogenación es limitada con
este tipo de aparato debido a la recirculación del produc-
30 to líquido desde el lecho para combinarse con la alimenta-



1 ción fresca que entra en el lecho, disminuyendo con ello
la concentración de los componentes que han de ser hidro-
5 genados. Aunque esto puede ser superado parcialmente con
reactores escalonados en lechos paralelos, permanecen los
efectos de la transferencia de catalizador y de la acción
de masas por la dilución de la recirculación, así como la
complejidad y el equipo de circulación requeridos.

Con los catalizadores de lechos múltiples de acuer-
do con este invento, el paso en contracorriente del cata-
10 lizador con respecto a la carga fresca modera el depósi-
to de carbono y permite la hidrogenación de los compuestos
no hidrocarbonados restantes mas refractarios en un lecho
de catalizador más activo. Aunque el depósito sucesivo de
carbón y los depósitos crecientes de metales reducen la
15 actividad del catalizador a medida que descienden hacia los
lechos inferiores en el reactor de eliminación de metales de
lechos múltiples, esto es compensado por los efectos de
acción de masas, es decir por la mayor concentración pre-
sente de compuestos no hidrocarbonados que han de ser hi-
20 drogenados.

En la hidrogenación de crudos o residuos, rige la
oclusión por depósitos metálicos, no de carbón. Una téc-
nica de regeneración tiene una aplicabilidad limitada en
un servicio de este tipo y también implica la pérdida de
25 hidrocarburos.

En consecuencia, el presente invento proporciona
un procedimiento para la hidrogenación de productos no hi-
drocarbonados de los crudos o residuos, que consiste en pa-
sar el crudo o residuo a través de un reactor de eliminación
30 de metales constituido por una pluralidad de lechos cata-



1 líticos a través de los cuales cae progresivamente el cata-
lizador desde la parte superior del reactor hasta el fondo,
mientras que los crudos o residuos ascienden a través de
5 los lechos de catalizador en contracorriente con este últi-
mo y en pasar los hidrocarburos residuales del reactor de
eliminación de metales a un sistema de separación.

Este tratamiento en el reactor de eliminación de meta-
les produce la desulfurización, hidrogenación simultánea de
la mayor parte de los compuestos no hidrocarbonados y elimi-
10 nación de los metales, especialmente el vanadio.

En la parte superior de este reactor ascendente de
lechos fijos y fase mixta se introduce un catalizador rela-
tivamente barato que progresa consecutivamente a través de
los conductos de transferencia a los lechos inferiores has-
15 ta que es extraído del lecho más bajo después de haber es-
tado en contacto con la carga bruta caliente y una parte
importante del hidrógeno suministrado.

Como se ha indicado anteriormente, el catalizador se
introduce por la parte superior del reactor metálico de eli-
20 minación mientras que los residuos se introducen en la par-
te inferior y ascienden por el reactor en contracorriente
con el catalizador descendente. Se prefiere que el lecho
más bajo del reactor metálico de eliminación tenga un volu-
men mayor que el de cualquiera de los lechos sucesivos. Es-
25 ta diferencia en volumen entre el lecho inferior y los le-
chos sucesivos se prefiere porque da lugar a una mayor pro-
porción de reacciones exotérmicas en el lecho inferior del
reactor de eliminación de metales, produciendo un salto
de temperatura desde la temperatura de la alimentación y
30 un aumento progresivo de temperatura a medida que la ali-



1 mentación asciende por el reactor de eliminación de meta-
les, produciendo un gradiente de temperatura creciente sa-
tisfactorio al subir por el reactor. La introducción de ca-
talizador en la parte superior del reactor significa que
5 se encuentra el catalizador limpio en contacto con el mate-
rial de alimentación menos activo, produciéndose de nuevo
las condiciones ideales para una hidrogenación eficaz de
los productos no hidrocarbonados y para la separación de
los metales. El diseño adecuado del reactor de eliminación
10 de metales, especialmente en lo que se refiere al volumen del
lecho más bajo, tiene como resultado un gradiente de tempe-
ratura ascendente bien controlado, produciendo una tempe-
ratura de salida en la parte superior del reactor del or-
den de 750°F (399°C) que es la temperatura óptima deseada.

15 En otra realización del procedimiento de este invento
el reactor de eliminación de metales se separa en dos o más
estadios, pasando el hidrocarburo tratado desde el primer
estadio a la base del segundo y así sucesivamente. En esta
realización, solamente el primer estadio del reactor de
20 eliminación de metales está provisto de un lecho inferior
de mayor volumen que el de cualquier lecho sucesivo. Como
se ha indicado previamente, la temperatura de salida del
reactor de eliminación de metales, en este caso del primer
estadio, es de 750°F (399°C) y está establecido que la tem-
25 peratura de salida del estadio final del reactor de elimina-
ción de metales no sea superior a unos 800°F (426°C). Estas
temperaturas son especialmente ventajosas en lo que se re-
fiere a la deposición de carbón durante el tratamiento del
catalizador.

30 Los gastos de sustitución del catalizador constitu-



1 y en una consideración importante en la hidrogenación de
 crudos o residuos y el procedimiento descrito reduce el
 precio de coste del catalizador utilizando un reactor de eli-
5 minación de metales que emplea un catalizador barato, que
 es eficaz para la eliminación de los metales y para la hi-
 drogenación de los productos no hidrocarbonados en el reac-
 tor ascendente de lechos múltiples y fase mixta.

 En una realización preferida del procedimiento en
 un solo estadio, el reactor de lechos múltiples contiene
10 seis lechos que permiten la transferencia entre los lechos
 en contracorriente con la alimentación, gracias a la ac-
 ción de la gravedad, a través de un dispositivo de trans-
 ferencia de catalizador mecánico o hidráulico y una alimen-
 tación que contenga mil partes por millón de metales expe-
15 rimentará una eliminación de los metales suficiente para
 que el producto efluente del reactor de eliminación de me-
 tales contenga menos de una parte por millón de dichos me-
 tales. A causa de los metales contenidos en los crudos o
 residuos, el reactor propuesto de eliminación de metales,
20 ascendente y de lechos múltiples, permite una concentra-
 ción suficiente del vanadio y del níquel contenido en estas
 fuentes para constituir un subproducto económico del cata-
 lizador consumido y, por lo tanto, compensar el coste de
 la desulfurización de los crudos o residuos.

25 Como se ha indicado previamente, el procedimiento
 del presente invento tiene especial aplicación al tratamien-
 to de los crudos o residuos en un proceso de hidrocrqueo.
 Por consiguiente, el presente invento proporciona también
 un procedimiento para el hidrocrqueo de los crudos o re-
30 siduos que consiste en pasar éstos a través de un reactor



1 de eliminación de metales constituido por una pluralidad
de lechos de catalizador a través de los cuales cae éste
progresivamente desde la parte superior del reactor hasta
5 el fondo, mientras que los crudos o residuos ascienden a
través del reactor de eliminación de metales en contracorriente
con el catalizador, descargar el hidrocarburo crudo o residual
del reactor de eliminación de metales y hacerlo pasar a través
de una etapa de intercambio de calor con enfriamiento brusco
hasta un reactor hidrocraqueador y después pasar la alimentación
10 hidrocraqueada a un sistema separador, si se desea a través de otros sistemas de
intercambio de calor con enfriamiento brusco y nuevos reactores
hidrocraqueadores.

15 Los reactores hidrocraqueadores también funcionan sobre el principio del lecho fluidificado.

Los reactores hidrocraqueadores emplean un catalizador activo de hidrocraqueo relativamente caro para conseguir una conversión selectiva. Está permitido un catalizador de hidrocraqueo relativamente caro porque la contaminación de metales y el contenido en carbón de la alimentación
20 cruda ya no es un factor en el mantenimiento de la actividad. Por lo tanto, la actividad puede ser mantenida en un reactor hidrocraqueador por regeneración del catalizador extraído del lecho inferior y reintroducción de esta actividad catalítica restaurada en el lecho superior.
25

El reactor de eliminación de metales de lechos múltiples seguido de un reactor o reactores de hidrocraqueo de lechos múltiples, con cambiadores de calor entre los reactores, permite:

30 1. Un suministro adecuado de hidrógeno al reactor



1 de eliminación de metales.

2. Una presión parcial de hidrógeno mayor en el reactor de eliminación de metales debido a que la acumulación de hidrógeno es suficiente sin utilizar hidrógeno reciclado como enfriador. La pureza del hidrógeno reciclado (origen del hidrógeno enfriador) es considerablemente menor que la del hidrógeno original debido al consumo de hidrógeno y a la consiguiente concentración de los subproductos hidrocarbonados ligeros formados, así como a los presentes originalmente en la fuente de hidrógeno. La presión parcial de hidrógeno es especialmente importante para la hidrogenación de los productos no hidrocarbonados y la moderación del depósito de carbón en el reactor de eliminación de metales, donde se encuentran presentes los hidrocarburos más pesados.

En el reactor o reactores hidrocraqueadores sucesivos puede ser tolerada una presión parcial de hidrógeno más baja, después de la hidrogenación de los productos no hidrocarbonados, ya que son hidrocraqueados preferentemente los compuestos poliaromáticos más pesados de forma que las características de ensuciamiento disminuyen simultáneamente con la reducción de la presión parcial de hidrógeno debido a la caída de presión, formación de colas ligeras e introducción de hidrógeno enfriador. Una presión de hidrógeno más baja, junto con la elevada presión parcial de sulfuro de hidrógeno proporcionada por el reactor de eliminación de metales, conduce a la formación de productos monoaromáticos. Estos últimos son interesantes no solo desde el punto de vista del rendimiento, sino también porque reducen los requerimientos químicos de hidrógeno para conseguir una con



1 versión dada.

5 El reactor de eliminación de metales emplea un catalizador tal como níquel-molibdano que tiene una base de alúmina que es adecuada para la eliminación de metales. La deposición de cok es moderada en los lechos superiores controlando la temperatura de éstos a 750°F (399°C) aproximadamente, mediante la adición de hidrógeno enfriador. Esto permite que el catalizador tenga una actividad suficiente de hidrogenación de productos no hidrocarbonados, sin ninguna regeneración intermedia. El catalizador utilizado preferentemente tiene una actividad de hidrocraqueo muy baja a esta temperatura, lo que evita introducir un consumo más alto mediante la introducción de reacciones de degradación térmica. El control de la temperatura superior favorece la escisión del carbono con enlaces no hidrocarbonados sobre la del carbono con enlaces carbonados.

10

15

Un reactor ascendente de fase mixta tiene la ventaja de que permite el uso de un catalizador más pequeño, especialmente en el caso del reactor de eliminación de metales que requiere una superficie accesible para conseguir una eliminación efectiva de los metales. Debido a que el reactor ascendente de lechos múltiples propuesto distribuye el catalizador requerido en un reactor más largo pero de menor diámetro, la velocidad de la fase líquida es suficiente para asegurar un lecho expandido de partículas de catalizador flotantes. Esto elimina las dificultades mecánicas de una bomba de circulación de alta temperatura para mantener la ebullición junto con los efectos de acción de masas reducidos causados por dicho dispositivo.

20

25

30

Al utilizar un reactor de eliminación de metales de

25 MAR



1 lechos múltiples poco costoso, el reactor se emplea prime-
ro para separar los metales y la mayor parte de los com-
puestos no hidrocarbonados y, si se desea, para convertir
5 parte de los residuos o crudos por hidrocrqueo, éste va
seguido de un reactor o reactores conteniendo un cataliza-
dor bi-funcional resistente al nitrógeno, tal como "Uni-
cracking catalyst", que es muy activo y extraordinariamen-
te selectivo para la reacción de hidrocrqueo.

10 También se prefiere un lecho ascendente de múltiples
estadios en el reactor de hidrocrqueo siempre que se en-
cuentre presente la fase líquida en cantidad suficiente.
Debido a que el peso molecular disminuye continuamente, se
15 permiten tamaños mayores de catalizador en el hidrocrquea-
dor para compensar el aumento de volumen. A continuación
puede venir un reactor de hidrocrqueo descendente, de le-
cho fijo, si la conversión se aproxima a la fase de vapor
pero, a estos niveles de conversión, sería preferible se-
parar el material deseado para su conversión posterior y
realizar el hidrocrqueo consiguiente en ausencia de nitró-
20 geno y azufre. La naturaleza del hidrocrqueo es tal que
si se desean estos niveles de conversión, es mejor reciclar
la fracción más pesada procedente de la separación al últi-
mo reactor hidrocrqueador. Esto aumenta la concentración
de fracciones más pesadas que se desean hidrocrquear en el
25 último reactor e impide un craqueo excesivo. Este recicla-
do tiene la ventaja adicional de preservar a la fase líquida
de una conversión última superior.

30 El caudal de hidrógeno enfriador es reducido por el
intercambio de calor entre los reactores. Con la elimina-
ción de los metales de la carga, el catalizador consumido



1 procedente de las sucesivas secciones del reactor de hidro-
craqueo puede ser regenerado con éxito y devuelto a la par-
te superior de la sección de hidro craqueo particular para
mantener un nivel de actividad dado en el reactor de hidro-
5 craqueo.

El uso de un reactor de eliminación de metales de
lechos múltiples, empleando un catalizador relativamente
barato para la eliminación de los metales y la hidrogena-
ción de la mayor parte de los compuestos no hidrocarbonados,
10 seguido de reactores sucesivos conteniendo un catalizador
de hidro craqueo caro y muy activo, permite reducir las presio-
nes. Para la hidrogenación en masa de compuestos no hidrocar-
bonados, el catalizador barato de eliminación de metales es
tan eficaz como el costoso catalizador de hidro craqueo, de
15 forma que el reactor de eliminación de metales de lechos
múltiples, al conseguir una mayor eliminación de azufre y
nitrógeno permite que el catalizador costoso sea utilizado
más selectivamente.

La mayor hidrogenación de los compuestos no hidrocar-
20 bonados y la relativa ausencia de productos no saturados,
resuelven el problema operativo del ensuciamiento del efluen-
te del reactor y de la precipitación de asfalto que apare-
ce con las alimentaciones más pesadas en otros sistemas
de reactores. Se evitan los inconvenientes del equipo para
25 la separación de una fase líquida a temperaturas elevadas
con su hidrógeno en solución para superar este problema en
el caso del sistema H-oil. El reactor de lechos múltiples
con un paso de catalizador en contracorriente consigue una
elevada conversión global de productos no hidrocarbonados
30 a pesar de mantener temperaturas moderadas que evitan una



1 degradación térmica sustancial. El ensuciamiento del cambia-
dor efluente y la precipitación de asfalto se hacen más
remotos cuando al reactor de eliminación de metales le si-
gue un reactor de hidrocraqueo con un catalizador muy ac-
5 tivo. El hidrocraqueo se consigue a una temperatura compa-
rable a la del reactor de eliminación de metales.

El intercambio de calor que se produce entre el reac-
tor de eliminación de metales y los sucesivos reactores de
hidrocraqueo se emplea para conseguir la separación de los
10 productos. El intercambio de calor no solamente proporciona
notables economías, sino que hace práctico el uso del reac-
tor ascendente de lechos múltiples para el hidrocraqueo por-
que retiene una fase líquida importante y modera la veloci-
dad superficial de la fase de vapor en estos reactores su-
15 cesivos. Para el reactor o los reactores hidrocraqueadores
sucesivos se emplean preferiblemente reactores de dos le-
chos con intercambio de calor de enfriamiento entre reac-
tores. Esto permite mantener la velocidad superficial den-
tro de unos límites prácticos de diseño, aumentando los
20 diámetros de los reactores sucesivos. Esta transferencia
de calor de enfriamiento entre los reactores preserva la fa-
se líquida hasta un nivel de conversión mayor por reducción
de los requerimientos de hidrógeno enfriador. Mediante esta
disposición, la vaporización de los hidrocarburos favorece
25 el control de la temperatura del lecho ya que su papel en
la eliminación del calor de reacción es más eficaz. En la
práctica, esto reduce además la cantidad de hidrógeno en-
friador requerido, aunque el diseño del compresor de hidró-
geno enfriador desprecia este efecto así como la transfe-
30 rencia de calor a través del movimiento de las partículas de



1 catalizador, lo que permite una temperatura de alimentación
más baja (mayor eliminación de calor transferido por enfria-
miento) entre los reactores.

5 Una importante ventaja de la disposición del reac-
tor ascendente de lechos múltiples y fase mixta es que la
fase líquida es la de mayor tiempo de permanencia y los
componentes que se desea hidrogenar se concentran en esta
fase.

10 La combinación permite emplear el calor de reacción
sustancial para suministrar el calor necesario para separar
el producto hidrogenado en sus fracciones. Solamente es ne-
cesario un calentador encendido para iniciar la operación
y esto permite una utilidad y un ahorro de equipo sustan-
ciales en el procesado y conversión de los crudos de mayor
15 densidad .

Es permitida la recuperación económica del etano y
de los subproductos más pesados ya que el producto hidrocar-
bonado hidrocraqueado actúa como fase de solución.

20 Se prefiere que el catalizador utilizado en el reac-
tor de eliminación de metales sea previamente sulfurado an-
tes de introducirlo en dicho reactor. Esta sulfuración pre-
via puede realizarse convenientemente empleando el gas de
salida a alta presión producido en el proceso, que contie-
ne hidrógeno, sulfuro de hidrógeno e hidrocarburos pesados.
25 El uso de gas de salida a alta presión es especialmente con-
veniente, no solamente porque el gas es fácilmente asequi-
ble en el proceso sino porque cada uno de los constituyen-
tes del mismo contribuye con efectos útiles. El hidrógeno
presente en el gas produce la reducción de las partículas
30 de catalizador y esto contribuye a disminuir la deposición



1 de cok en el reactor de eliminación de metales. La presen-
cia de sulfuro de hidrógeno en el gas da lugar a la gene-
ración de calor de reacción y la presencia de hidrocarbu-
ros pesados presatura el catalizador produciendo calor de
5 mojado.

En las figuras que acompañan a esta memoria se ilus-
tra una realización del procedimiento del invento aplicado
al tratamiento de crudos o residuos que han de ser some-
tidos posteriormente a hidrocraqueo.

10 Refiriéndonos ahora a la figura, los crudos o resi-
duos son introducidos por el conducto 1 en un reactor de eli-
minación de metales 2. El reactor de eliminación de metales
comprende seis lechos de catalizador, 3a a 3f. El cataliza-
dor es introducido desde el depósito 4 a través del conduc-
15 to 5 en el lecho superior 3a y pasa desde este lecho, a tra-
vés de la válvula 6 de transferencia de catalizador, al se-
gundo lecho 3b y desde aquí baja progresivamente por el
reactor de eliminación de metales hasta que el catalizador
consumido es descargado por el conducto 8. La relación en-
20 tre la alimentación de crudos o residuos por el conducto 1
y el tamaño de partícula y la velocidad de adición de cata-
lizador por el conducto 5 está regulada de forma que se pro-
duce un estado fluidificado de las partículas de catali-
zador en cada uno de los lechos 3a a 3f. También puede ob-
25 servarse que el catalizador menos activo está en contacto
con la alimentación más activa en el lecho 3f, mientras que
el catalizador más activo está en contacto con la alimen-
tación menos activa en el lecho 3a. Esta combinación de ac-
tividad del catalizador y de la alimentación es, naturalmen-
30 te, ventajosa para asegurar una eliminación máxima de los



25

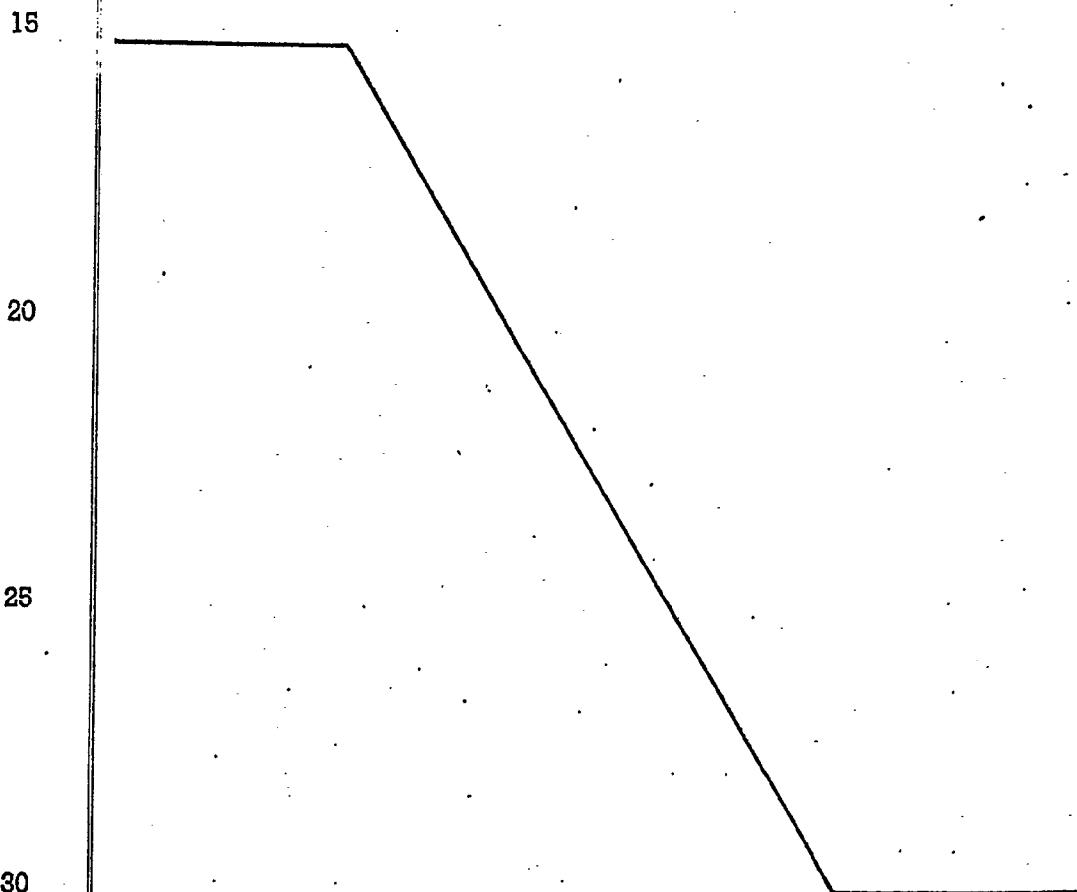
1 metales y materiales no hidrocarbonados. El hidrocarburo
tratado pasa desde el reactor de eliminación de metales,
a través del conducto 7 y del cambiador de calor enfriador
9, a un primer reactor hidrocarqueador 10. Como ilustra la
5 figura, el reactor hidrocarqueador contiene dos lechos de
catalizador, pasando el catalizador de un lecho al otro a
través de una válvula de transferencia. El catalizador es
introducido en el reactor hidrocarqueador desde el depósito
11. De nuevo aquí la velocidad de la alimentación a través
10 del conducto 7 y del cambiador de calor enfriador 9 al hidro
carqueador 10 está ajustada de acuerdo con la velocidad de
alimentación y el tamaño de partícula del catalizador pro-
cedente del depósito 11, de forma que los dos lechos del
reactor hidrocarqueador contienen el catalizador en estado
15 fluidificado. El catalizador consumido es descargado del
hidrocarqueador por el conducto 12. El material parcialmen-
te hidrocarqueado abandona el hidrocarqueador por el conduc-
to 13 y el cambiador de calor enfriador 14 y pasa a un se-
gundo reactor hidrocarqueador 15. De nuevo el material se
20 pone en contacto con un catalizador procedente del depósi-
to 16, que se encuentra en forma de dos lechos fluidifica-
dos, pasando el catalizador de un lecho al otro a través de
una válvula de transferencia de catalizador y siendo des-
cargado en 17 el catalizador consumido. El material tratado
25 procedente del segundo reactor hidrocarqueador pasa enton-
ces, a través del conducto 18 y del cambiador de calor
enfriador 19, a un reactor hidrocarqueador final 20, donde
es tratado en dos lechos de catalizador fluidificados abas-
tecidos con catalizador procedente del depósito 21. El cata-
30 lizador consumido es descargado por el conducto 22. El mate-



1 rial totalmente hidrocraqueado sale del reactor hidrocraquea
dor final a través del conducto 23 y de varios sistemas cam
biadores de calor hasta llegar a un separador 24 a alta pre
5 sión desde donde el hidrocarburo pasa a la fase de separa
ción por el conducto 25. El separador tiene una salida 26
a las instalaciones de aguas residuales.

Como se ha indicado anteriormente, el reactor de se
paración de metales puede ser dividido en dos o más esta
dios conectados en serie y también se prefiere, ya se utili
10 ce uno o más estadios, que el lecho inferior (3f en la rea
lización descrita) sea de mayor volumen que cualquiera de
los lechos sucesivos (3e a 3a en la realización descrita)

En resumen, la Patente de Invención que se solicita
recaerá sobre las siguientes:





REIVINDICACIONES

1

1. Un procedimiento para la hidrogenación de productos no hidrocarbonados en los crudos o residuos, que consiste en pasar los crudos o residuos a través de un reactor de eliminación de metales que comprende una pluralidad de lechos de catalizador a través de los cuales cae progresivamente el catalizador desde la parte superior del reactor al fondo del mismo, mientras que los crudos o residuos ascienden a través de los lechos de catalizador en contracorriente con este último y pasar los hidrocarburos residuales desde el reactor de eliminación de metales a un sistema de separación.

5

10

15

2. Un procedimiento según la Reivindicación 1, en el que el lecho inferior del reactor de eliminación de metales es de mayor volumen que cualquiera de los lechos sucesivos.

20

3. Un procedimiento según las Reivindicaciones 1 o 2, en el que el reactor de eliminación de metales está dividido en dos o más estadios, pasando el hidrocarburo tratado del primer estadio a la base del segundo estadio, estando controlada la temperatura de salida del primer estadio alrededor de 750°F (399°C) y la temperatura de salida del segundo estadio a no más de unos 800°F (426°C).

25

30

4. Un procedimiento para el hidrocrqueo de crudos o residuos que consiste en pasar los crudos o residuos a través de un reactor de eliminación de metales que comprende una pluralidad de lechos de catalizador a través de los cuales cae progresivamente el catalizador desde la parte superior del reactor hasta el fondo mientras que los crudos o residuos ascienden a través del reactor de eliminación de



1 metales en contracorriente con el catalizador; descargar
los crudos o residuos del reactor de eliminación de metales
y pasarlos a través de un sistema cambiador de calor enfria-
dor a un reactor hidrocraqueador y después pasar la alimen-
5 tación hidrocraqueada a un sistema separador; si se desea
a través de nuevos sistemas cambiadores de calor enfriado-
res y de otros reactores hidrocraqueadores.

10 5. Un procedimiento según cualquiera de las Reivindi-
caciones 1 a 4, en el que la cantidad y velocidad de adi-
ción del catalizador al reactor de eliminación de metales
y la velocidad de paso del catalizador de un lecho al otro
del reactor está establecida en combinación con la velocidad
de paso de los crudos o residuos por el reactor de elimina-
ción de metales de tal forma que dentro de cada lecho el
15 catalizador se encuentra en estado fluidificado.

20 6. Un procedimiento según cualquiera de las Reivindi-
caciones 1 a 5, en el que el catalizador consumido des-
cargado del reactor de eliminación de metales es regenera-
do y reciclado al reactor.

25 7. Un procedimiento según cualquiera de las prece-
dentes reivindicaciones, en el que el catalizador utiliza-
do en el reactor de eliminación de metales es un cataliza-
dor capaz de separar los metales contenidos en el hidrocar-
buro y también de separar una importante proporción de com-
puestos no hidrocarbonados contenidos en los crudos o re-
suidos.

30 8. Un procedimiento según la Reivindicación 7, en
el que el catalizador utilizado en el reactor de separación
de metales es de níquel, cobalto, molibdeno o una combina-
ción de estos metales activos sobre un soporte de alúmina.



1 9. Un procedimiento según cualquiera de las Reivind-
dicaciones 1, 2 o 4 a 8, en el que el lecho o lechos supe-
riores del reactor de eliminación de metales están contro-
5 lados de forma que operan a una temperatura del orden de
unos 750^oF (399^oC).

 10. Un procedimiento según cualquiera de las Reivind-
dicaciones 4 a 9, en el que el reactor de eliminación de me-
tales está dividido en dos o más estadios, pasando el hi-
drocarburo producido en el primer estadio a la parte infe-
10 rior del segundo estadio y estando controlada la tempera-
tura de salida del primer estadio alrededor de 750^oF (399^oC)
y la temperatura de salida del segundo estadio alrededor de
no más de 800^oF (426^oC).

 11. Un procedimiento según cualquiera de las Reivind-
15 dicaciones 4 a 10, en el que el reactor o reactores de hidro-
craqueo utilizan un catalizador bi-funcional resistente al
nitrógeno.

 12. Un procedimiento según cualquiera de las pre-
cedentes Reivindicaciones 4-11, en el que el catalizador
20 consumido procedente de cualquier reactor hidrocraqueador
dado es reactivado y reciclado al reactor hidrocraqueador.

 13. Un procedimiento según cualquiera de las pre-
cedentes reivindicaciones en el que, antes de introducirlo
25 en el reactor o reactores de eliminación de metales, el ca-
talizador es previamente sulfurado.

 14. Un procedimiento según la Reivindicación 13,
en el que el catalizador es previamente sulfurado empleando
el gas de salida a alta presión producido en el procedimien-
30 to, que contiene hidrógeno, sulfuro de hidrógeno e hidrocar-
buros pesados.



2

1 15. Un procedimiento según cualquiera de las Reivind
dicaciones 4 a 14, en el que los reactores hidrocraqueado-
res son reactores de dos lechos con sistemas cambiadores de
calor enfriadores entre los lechos o reactores de múltiples
5 estadios en los que el intercambio de calor se produce den-
tro del lecho al permitirlo la buena transferencia de calor
proporcionada por un sistema reactor fluidificado en un
estadio.

10 16. Se reivindica por último como objeto sobre el
que ha de recaer la Patente de Invención que se solicita:
"UN PROCEDIMIENTO PARA LA HIDROGENACION DE PRODUCTOS NO HI-
DROCARBONADOS EN LOS CRUDOS O RESIDUOS".

15 Todo tal y como queda descrito y reivindicado en la
presente Memoria descriptiva que consta de veintiuna páginas
mecanografiadas y dibujos que se acompañan.

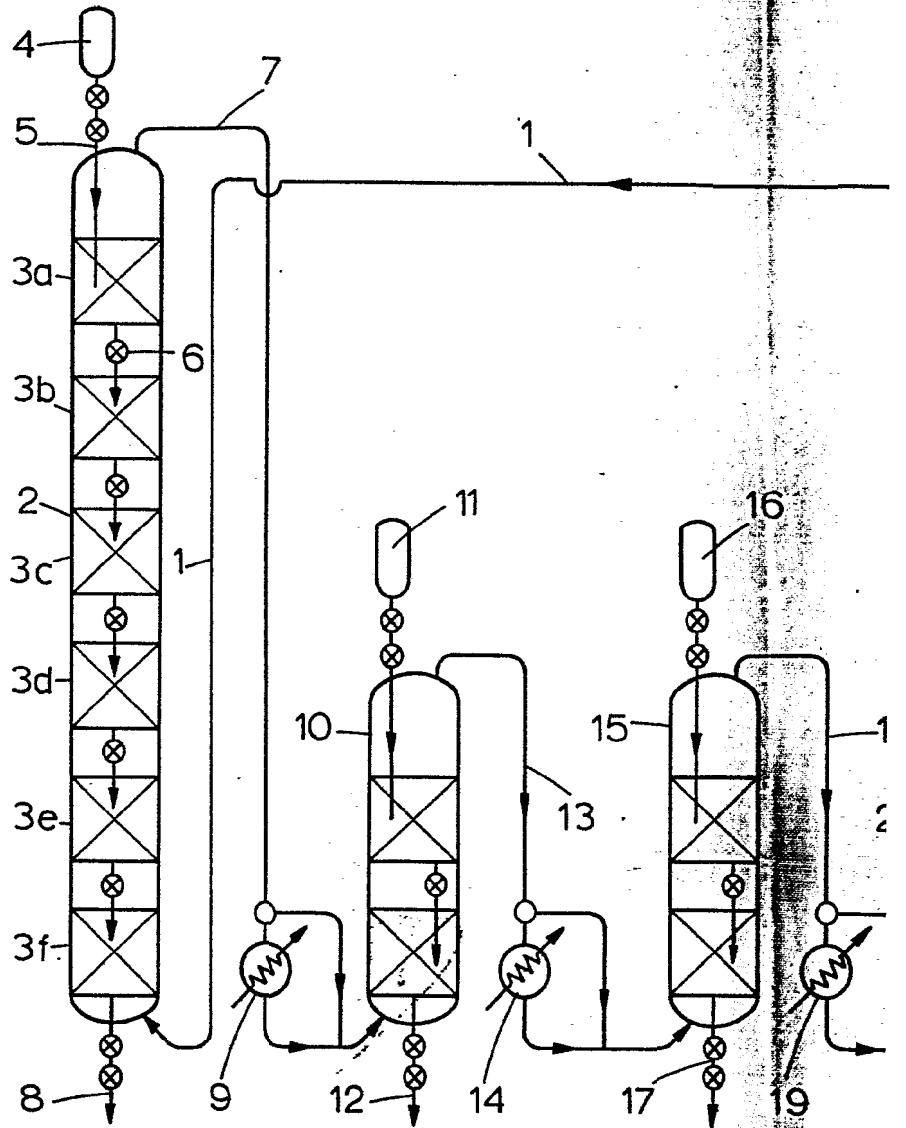
Madrid, 25 de Marzo de 1969

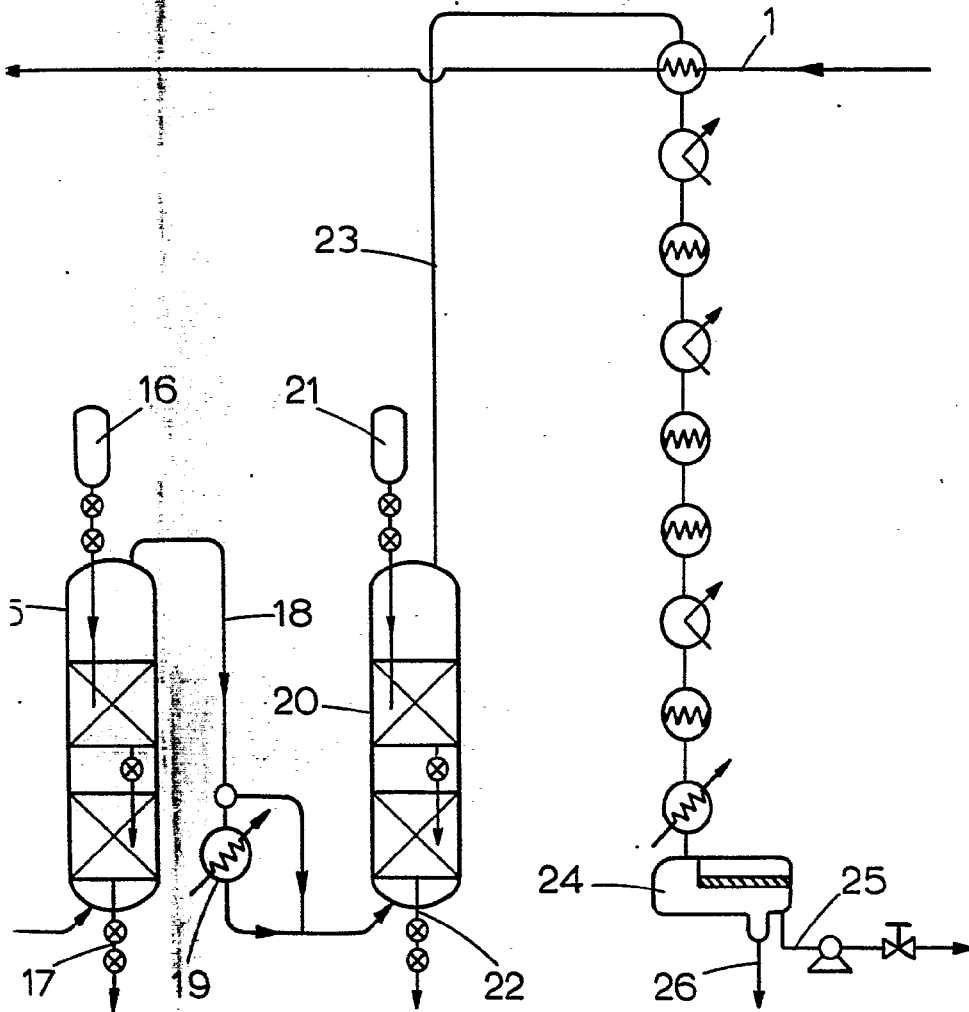
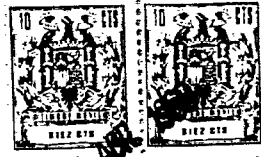
BERNARDO UNGRIA
p.p.

20

25

30





ESCALA VARIABLE
MADRID, 25 DE Marzo DE 1969
BERNARDO UNGRÍA
P. P.