

427 120



F.C. 29-1-76

C10G

PATENTE DE INVENCION

O.Z. 29 928

*Memoria Descriptiva*

*sobre:*

PROCEDIMIENTO PARA EL REFINADO HIDROGE-  
NANTE Y/O DISOCIACION HIDROGENANTE DE - -  
ACEITES CRUDOS Y ACEITES RESIDUALES.

= = = = =

*Solicitante:* BASF AKTIENGESELLSCHAFT, entidad alemana, -  
residente en 6700 Ludwigshafen, República Federal  
Alemana.

= = = = =

La presente invención se refiere a un  
procedimiento para la refinación hidrogenante y diso-  
ciación hidrogenante de aceites minerales y aceites -  
residuales en catalizadores de hidrogenación resisten-  
tes al azufre. Para la evacuación del calor de hidro

5



genación se realiza la reacción en distintos lechos de catalizadores que están separados entre sí por zonas de enfriamiento. En estas zonas de enfriamiento se introduce una parte de la materia prima para limitar el aumento de la temperatura.

5 El refinado hidrogenante y la disociación hidrogenante de aceites destilados pertenece al actual estado de la técnica -- (véase Riediger "Die Verarbeitung des Erdöles", editorial Springer, -- 1.971, páginas 853 y siguientes). Tiene aquí preferencia un modo de -- trabajo empleando catalizadores troceados o conformados que se dispo- 10 nen en el recinto de reacción en forma de un lecho fijo.

En los últimos tiempos se someten cada vez en mayor volúmen a un refinado hidrogenante o bien disociación hidrogenante también los aceites residuales y en caso dado los aceites crudos totales. Estos se diferencian de los aceites destilados, independiente-- 15 mente de su contenido en azufre y nitrógeno, por lo general más elevado, además, en que por una parte contienen asfaltos, por otra parte metales alcalinos y metales pesados, especialmente vanadio, níquel y hierro. En la hidrogenación de los aceites residuales se puede em- - plear la técnica del lecho fijo con catalizadores según el actual estado 20 de la técnica. Las condiciones de servicio en el refinado hidrogenante o en la disociación hidrogenante de aceites residuales se han de reforzar en general, en comparación con la hidrogenación de los aceites destilados, es decir, que se han de emplear mayores presiones de hidrógeno y menores cargas del catalizador. En la mayoría de los ca- 25 sos se selecciona también mayor la temperatura de hidrogenación para no tener que bajar tanto la carga sobre los catalizadores.

Entre el refinado hidrogenante y la disociación hidrogenante de aceites residuales existen solo diferencias graduales. -- 30 Ambos terrenos no se pueden separar exactamente entre sí ya que el refinado hidrogenante está enlazado, en dependencia del catalizador em



427 120

pleado, siempre con una proporción inevitable más o menos grande de disociación. La presente invención se puede emplear por lo tanto, tanto en el terreno del refinado hidrogenante como también el de la disociación hidrogenante.

5                    Otra diferencia técnica importante entre el tratamiento de los destilados de punto de ebullición más alto y de los aceites crudos o bien aceites residuales resulta del mayor consumo químico de hidrógeno de los aceites crudos o bien de los aceites residuales. El refinado hidrogenante y la disociación hidrogenante van ligadas, con  
10 un consumo de hidrógeno químico durante la hidrogenación, a un desarrollo de calor correspondiente, de manera que trabajando con lecho fijo se obtiene un aumento de temperatura adiabático en el lecho del catalizador. Este aumento de temperatura asciende en la hidrogenación de aceites destilados generalmente a 20 - 40 ° C. En la hidrogenación  
15 de los aceites residuales se obtienen por el contrario aumentos de temperatura en el lecho del catalizador de por ejemplo 100 °, y hasta - - 200 ° C.

                    Debido a este elevado desarrollo de calor se - -  
precisan, al trabajar industrialmente, de medidas para evacuar como  
20 mínimo parcialmente el calor de reacción, ya que, según la experiencia, se ha de contar en caso contrario con una fuerte coquización, con un consumo de hidrógeno adicional y un desarrollo de calor adicional (por disociación e hidrogenación de los aromáticos) y otras reacciones secundarias indeseadas.

25                    Para la evacuación del calor de reacción en la reacción de hidrogenación y con ello para limitar el aumento de la temperatura en el lecho del catalizador ya se han empleado distintas medidas. El mejor efecto se puede lograr con el así llamado reactor de tubos. En este reactor se dispone el catalizador en un número múltiples  
30 de tubos paralelos y estrechos que se refrigeran desde el exterior. De

427120



bido a la dificultad de repartir líquidos en forma igualada entre los --  
distintos tubos, los reactores de tubos no entran en consideración para  
la hidrogenación de los aceites residuales.

5 Otra medida para limitar el aumento de la tempe-  
ratura la ofrece el enfriamiento con gas frío. Aquí se introducen gases  
fríos entre varios reactores conectados en serie o entre distintas ca-  
pas de un lecho subdividido en un solo reactor. El enfriamiento con gas  
frío se emplea especialmente en la disociación hidrogenante (el así lla-  
10 mado "hidrocracking") de aceites de destilado; en el refinado hidrogenan-  
te de aceites de destilado esto no es por lo general necesario debido al  
reducido desarrollo de calor.

15 Sería evidente emplear el enfriamiento por gas --  
frío también en la hidrogenación de aceites residuales. El enfriamien-  
to por gas frío exige sin embargo un aumento de los compresores del  
gas en circulación y con ello un correspondiente aumento de todos los  
intercambiadores de calor, refrigeradores y demás aparatos; el aumen-  
to del compresor del gas de circulación tiene como consecuencia un --  
fuerte aumento del consumo de energía. Además, para la mezcla ínti-  
ma de los gases fríos con la corriente de gas caliente/líquido se pre-  
20 cisa el montaje de diafragmas y de sistemas de cambio de dirección -  
en el reactor, lo que tiene como consecuencia una considerable pérdi-  
da de presión, por lo que el rendimiento del compresor del gas en -  
circulación debiera de aumentarse más aún.

25 Un enfriamiento con aceite frío o aceite de enfria-  
miento es más eficaz debido al calor específico de los aceites en com-  
paración con los gases y tiene unas necesidades de energía más redu-  
cidas, ya que solamente se ha de comprimir un volumen de líquido. -  
En distintos procedimientos petroquímicos se conoce el emplear el - -  
mismo producto final líquido del procedimiento como aceite de enfria-  
30 miento. Aquí se necesitan sin embargo bombas de líquido adicionales y



se aumenta la cantidad de líquidos en los intercambiadores de calor, refrigeradores y separadores de producto detrás del reactor. Esto implica un aumento de estos aparatos.

5                   Todas estas desventajas mencionadas se pueden evitar si, como aceite de enfriamiento, se emplea una corriente parcial de la materia prima.

10                   Al emplear la materia prima como líquido de enfriamiento en la hidrogenación de aceites residuales era sin embargo de temer que el refinado, por las proporciones sin refinar o malamente refinadas, se empeoraría en sus cualidades ya que la proporción de aceite de enfriamiento de la materia prima solamente se conduce a través de una parte del lecho del catalizador y por lo tanto sería solo refinado en forma incompleta. Por esta razón no se ha tenido hasta ahora en consideración un enfriamiento con materia prima fría en el refinado hidrogenante o en la disociación hidrogenante de los aceites residuales.

20                   Sorprendentemente se ha descubierto ahora que al emplear la materia prima como líquido de enfriamiento, en el caso de la hidrogenación de aceites residuales, no se presenta ningún empeoramiento de las propiedades del producto en comparación con el modo de trabajo con enfriamiento con gas frío o bien con enfriamiento con refinado, sino que se puede lograr un claro aumento del grado de desulfuración, es decir, una mejora del grado de rendimiento.

25                   La presente invención se refiere, por lo tanto, a un procedimiento para el refinado hidrogenante y/o disociación hidrogenante de aceites crudos y aceites residuales conduciéndose vapores y líquido en corriente en igual sentido con el gas de hidrogenación desde arriba hacia abajo sobre catalizadores de hidrogenación resistentes al azufre, dispuestos en el lecho fijo. El procedimiento se caracteriza porque el lecho de catalizador está subdividido y una parte de la

30

427120



5 materia prima se introduce en la primera zona de reacción y una parte ulterior de la materia prima, con una temperatura que se encuentra por debajo de la temperatura de reacción, en como mínimo una ulterior zona de reacción. Como materia prima para el procedimiento de la presente invención entran en consideración los aceites residuales.

10 Bajo aceites residuales se han de entender a continuación los aceites crudos topados de bencina, los productos de pié de la destilación atmosférica de aceite crudo o de una destilación en vacío efectuada a continuación de ésta. Además se incluyen también los aceites y los residuos de destilación tal y como se obtienen en los procesos de craking, coquización o sulfuración y que contienen componentes que hierven por encima de los 600 ° C.

15 El aumento de la temperatura en las secciones parciales del lecho de catalizador, o bien en las distintas zonas de reacción, se limita, con ayuda de la cantidad de aceite frío, en el procedimiento de la presente invención, en cada caso, a máximo 50 ° C, preferentemente a valores hasta 35 ° C. Para ello se alimentan en los lugares de alimentación de aceite frío, en cada caso, un 5 a 20 %, preferentemente sin embargo un 8 a 15 % de la materia prima a elaborar (todas las indicaciones en % en peso). El volumen de cada una de las zonas de reacción consecutivas se seleccionará convenientemente en como mínimo un 20 %, preferentemente en como mínimo un 25 % más grande que el volumen de la sección parcial anterior. Al realizar el procedimiento de la presente invención en 2 zonas de reacción o bien en 2 secciones parciales de un reactor se puede subdividir el volumen de catalizador total, por ejemplo en una proporción de 30 : 70 entre las distintas zonas de reacción o bien secciones parciales. Con una subdivisión del volumen de catalizador total en 3 secciones o bien 3 zonas de reacción se pueden comportar los volúmenes, visto en

20

25

30 dirección de corriente, por ejemplo, como 20 a 30 a 50.

427120



Según el procedimiento de la presente invención se puede realizar el refinado hidrogenante de aceites crudos y/o aceites residuales bajo las condiciones mencionadas a continuación:

5                    Como catalizadores se emplean mezclas de óxidos  
o sulfuros de elementos del grupo VI b, tales como por ejemplo molib-  
deno y tungsteno y del octavo grupo secundario del sistema periódico,  
especialmente cobalto y/o níquel, sobre un soporte de catalizador com-  
puesto esencialmente de arcilla activa. En el reactor se emplean pre-  
siones de hidrógeno de 30 a 200 atmósferas, preferentemente aquellas  
10 de 50 a 120 atmósferas. El refinado se efectúa a temperaturas de - -  
325 a 475 ° C, preferentemente sin embargo en la zona de 365 a 425  
° C. El catalizador se puede cargar aquí como 0,3 a 3, preferentemen-  
te sin embargo con 0,4 a 1,5 litros de materia prima (incluyendo las  
corrientes parciales de aceite frío) por litro de catalizador (cantidad -  
15 total) y hora. El gas de hidrogenación se conduce preferentemente en  
circuito. La cantidad de gas en circulación reciclado desde el separa-  
dor de productos con ayuda de un compresor de gas de circulación al  
refinado hidrogenante, y completado por gas fresco, asciende a 150 a  
1.500 m<sup>3</sup> normales por m<sup>3</sup> de materia prima total, preferentemente se  
20 emplean sin embargo cantidades de 250 a 1.000 m<sup>3</sup> normales. Como -  
gas fresco se puede emplear hidrógeno de alto porcentaje o mezclas de  
hidrógeno con hidrocarburos gaseosos o gas inerte. También se pueden  
permitir óxidos de carbono en el gas fresco, no debiendo sobrepasar -  
sin embargo la suma de óxido de carbono y dióxido carbono convenien-  
25 temente un 3 % en volúmen. Con elevado contenido en azufre en la ma-  
teria prima es conveniente liberar una parte o la cantidad total del gas  
en circuito del hidrógeno sulfurado antes de su reciclado y en forma en  
sí conocida, por ejemplo, mediante un lavado.

30                    En una forma de ejecución especial del procedi-  
miento de la presente invención se efectúa la disociación hidrogenante

427120



de aceites crudos y/o aceites residuales bajo las condiciones mencionadas a continuación:

5 Como catalizadores se emplean mezclas de óxidos o sulfuros de los elementos del grupo VI b, tal como por ejemplo, molibdeno y tungsteno y del octavo grupo secundario del sistema periódico, especialmente cobalto y/o níquel, sobre un soporte de catalizador compuesto principalmente de arcilla activa, y conteniendo además hasta un total de un 45 % en peso, referido al soporte, de ácido silícico y/o silicatos de aluminio amorfos o cristalinos y/o óxido de magnesio y, en caso dado, adicionalmente un 0 a 5 % en peso de ácido fosfórico o halógeno. Se emplean presiones de hidrógeno de 60 a 240 atmósferas, preferentemente aquellas entre 90 y 180 atmósferas. La disociación se efectúa a temperaturas de 325 a 475, preferentemente en la zona de 375 a 425 ° C. El catalizador se puede cargar aquí con 0,3 a 2, preferentemente, sin embargo, con 0,4 a 1,5 litros de materia prima (incluyendo las corrientes parciales de aceite frío) por litro de catalizador (cantidad total) y hora. El gas de hidrogenación se conduce preferentemente en circuito. Como gas fresco se pueden emplear los gases, que contienen hidrógeno, antes mencionados. Después de la separación destilativa del producto de la zona de hidrocracking se puede reciclar un residuo de destilación en caso dado existente a la etapa de disociación. El reciclado de la materia prima como, líquido de enfriamiento, se puede efectuar en forma en sí conocida. Si, por ejemplo, el catalizador se dispone en dos o más reactores conectados en serie, entonces 25 el aceite frío se introduce entre estos reactores. En una forma de ejecución preferente se dispone el catalizador en un reactor en lechos de catalizador independientes con dispositivos de soporte adecuados. La alimentación del líquido de enfriamiento se efectúa entre los lechos individuales de catalizador. Preferentemente se encuentra la temperatura del líquido de enfriamiento (del aceite frío) como mínimo 150 ° C por 30



41129

debajo de la temperatura del reactor de la zona de reacción correspondiente (lecho catalizador). En esta forma de ejecución preferente se -- recogerá el líquido, que gotea entre los lechos de catalizador desde el dispositivo de soporte hacia la zona de reacción en cada caso anterior,

- 5 a) con ayuda de un dispositivo en forma de embudo,
- b) se mezcla en un fondo mezclador de diámetro más reducido en comparación con el diámetro del reactor, con la corriente parcial de la - materia prima, cuya temperatura se encuentra como mínimo a 150 ° - C por debajo de la temperatura de reacción de la sección de reacción
- 10 correspondiente y
- c) antes de su introducción en el siguiente lecho catalizador se reparte con ayuda de un fondo distribuidor dispuesto horizontalmente en forma de chimenea, provisto de abertura de paso para líquido y gases, en - forma igualada sobre toda la sección del reactor; la separación media
- 15 entre las aberturas de paso no debieran sobrepasar aquí preferente- - mente unos 30 cm.

Como la ejecución del procedimiento de la presente invención con respecto al transporte y calentamiento de la materia - prima y de los gases, del enfriamiento de la corriente de producto-gas

20 detrás del reactor, la separación del refinado y del gas en circulación en un separador de presión, la ulterior elaboración del refinado, así - como en caso dado el lavado de gas en circulación o de una corriente parcial del mismo para retirar o reducir el contenido en azufre en el contenido, y similares, corresponde ampliamente al actual estado de la

25 técnica para la desulfuración de aceites de destilado se hace referen- - cia, con respecto a los ulteriores detalles, a B. Riediger (loc. cit. - páginas 853 y siguientes).

Las ventajas principales del procedimiento de la - presente invención, en comparación con un procedimiento con enfria- -

30 miento de refinado o enfriamiento de gas frío, se mencionan a conti- -



427 120

nuación:

5 1. Se suprime un aumento de la bomba de gas de circulación o bien una bomba adicional para el aceite de enfriamiento; el aceite de enfriamiento se puede ramificar directamente de la bomba de inyección de la materia prima. La cantidad de aceite a bombear en total es igual a la cantidad de materia prima, mientras que en un enfriamiento con refinado sería igual a la cantidad de materia prima - - más, adicionalmente, la cantidad de aceite de enfriamiento.

10 2. La cantidad de materia prima a calentar se reduce en la proporción del aceite de enfriamiento; no se aumenta adicionalmente la cantidad de gas o de líquido por una cantidad de gas de enfriamiento o de refinado.

15 3. Por estas razones se reducen considerablemente las cantidades de calor a transmitir y las necesidades de superficie en los intercambiadores de calor, precalentadores y enfriadores.

20 4. Como consecuencia de la menor cantidad de líquido, o bien de gas a transportar, en total, se obtienen pérdidas de presión más reducidas en las tuberías y en el lecho del catalizador. - En los intercambiadores de calor, precalentadores y enfriadores se -- puede mantener una pérdida de presión previamente dada, también al - reducir estos aparatos.

Resumiendo, se puede comprobar que, al emplear la materia prima como líquido de enfriamiento, se obtienen, en total, - considerables ahorros en aparatos y gastos de energía.

25 Otra ventaja del procedimiento de la presente invención consiste en la mejora de la calidad del refinado. Con igual temperatura de reacción e igual volumen de catalizador se logra, con enfriamiento por la materia prima, un mayor grado de desulfuración que en un enfriamiento por refinado o enfriamiento por gas frío. Con unas exigencias dadas al grado de desulfuración se pueden, por lo tanto, en

30

427 120



el caso de enfriar con materia prima, reducir en forma correspondiente el volúmen del catalizador o bien bajar la temperatura de servicio o bien la presión de servicio.

5                    Para lograr el grado de desulfuración de un 78 %  
señalado en el ejemplo con un enfriamiento por gas frío se habría de  
aumentar el volúmen de catalizador en casi un 10 %, en el caso de un  
enfriado con refinado hasta en casi un 25 %. Este ejemplo muestra el  
efecto superior del procedimiento de la presente invención en la refi-  
nación hidrogenante (desulfuración) de aceites residuales. Ventajas re-  
10                    siduales se obtienen también en la disociación hidrogenante de aceites  
crudos o bien aceites residuales.

                    Para explicar el aumento inesperado del grado de  
desulfuración, o bien de la actividad del catalizador, se supone que en  
el caso del enfriamiento con refinado la superficie del catalizador se -  
15                    recubre parcialmente con refinado, de manera que ya entonces no está  
disponible para la desulfuración o bien disociación de la materia prima,  
mientras el refinado mismo, conforme a la mayor capacidad de resis-  
tencia de los restantes compuestos de azufre, solo se sigue desulfuran-  
do poco. En un enfriamiento con materia prima, por el contrario, es  
20                    mayor la cantidad de aceite total en comparación con la superficie del  
catalizador y por lo tanto la posibilidad de que una molécula a disociar  
encuentre un lugar en la superficie libre; además, cuando llegan contra  
la superficie del catalizador se siguen aún desulfurando ya que una de-  
sulfuración hasta grados de desulfuración de un 50 a 60 % transcurren  
25                    aún con relativa facilidad.

                    El procedimiento de la presente invención se des-  
cribe en el ejemplo, a continuación, a base de la desulfuración de un  
residuo de destilación atmosférica y sus ventajas en un ensayo compa-  
rativo.

Ejemplo.

30                    Para el ensayo comparativo se empleó un siste--

427 120



5 ma de aparatos de trabajo continuo. El sistema de aparatos se compo-  
nía de 3 reactores conectados en serie con 2,5 5 y 7,5 litros de capa-  
cidad. Los reactores están rodeados de envolventes de calefacción eléc-  
trica subdivididos, en cada caso, en 4 circuitos de calentamiento. El  
espacio entre la pared del reactor y el envolvente calefactor está re-  
llenado con un material aislante pulverulento. Los envolventes calefac-  
tores sirven solamente para compensar las pérdidas de calor por radia-  
ción, inevitables a pesar del aislamiento, manteniéndose la temperatura  
de las distintas secciones del envolvente calefactor, en cada caso me-  
10 diante un regulador de la temperatura, con una exactitud de  $\pm 2^{\circ} \text{C}$  -  
en el valor de la temperatura interior del lecho del catalizador medida  
a igual altura. De esta manera se logra en este ensayo pequeño, como  
se comprobó con ensayos anteriores en este sistema de aparatos, un -  
modo de trabajo totalmente adiabático.

15 El sistema de aparatos se compone, además, de  
un serpentín precalentador, de calentamiento eléctrico, para calentar -  
el gas y aceite a la temperatura de entrada en el reactor deseada, de  
un refrigerador y recipiente separador de presión, a continuación del  
tercer reactor, una bomba de gas de circulación para el reciclado del  
20 gas desde los separadores de presión a la entrada del sistema de apa-  
ratos y, en caso dado, como gas de enfriamiento entre los reactores,  
y 2 bombas de inyección de líquido para la materia prima y el aceite  
de enfriamiento. El aceite de enfriamiento o bien el gas de enfriamien-  
to se alimenta entre los reactores. Como a pesar del calentamiento --  
25 eléctrico de la transición entre los reactores no se podía evitar total-  
mente una irradiación de calor se calculó la cantidad de aceite de en-  
friamiento o bien la cantidad de gas de enfriamiento teóricamente nece-  
saria para la disminución deseada de la temperatura del catalizador, -  
bajo ausencia de pérdidas por irradiación y con una temperatura del -  
30 aceite de enfriamiento o bien el gas de enfriamiento supuesta de  $40^{\circ} \text{C}$



427120

5

del diagrama de entalpia del sistema. Las cantidades de aceite o bien de gas así calculadas se calentaron a través de serpentines, independien-  
tes calentados eléctricamente, bajo regulación automática de la tempera-  
tura, de manera que a la entrada del siguiente reactor se presentase -  
la temperatura de entrada deseada.

10

La alimentación de gas fresco se efectúa desde --  
una tubería de hidrógeno de alta presión a través de una válvula reduc-  
tora de presión y se regula automáticamente con ayuda de la presión -  
en el separador de presión. Como gas fresco se empleó hidrógeno al -  
98 % que como resto contenía nitrógeno, argón y metano. Como mate--  
ria prima se empleo un residuo de destilación atmosférica de crudo de  
Kuwait con un comienzo de ebullición de 325 ° C, un peso específico  
de 0,958 (15 ° C) un contenido en azufre de un 3,9 % en peso y un --  
contenido en metal total de 75 ppm. Los reactores se llenaron con un  
catalizador de cobalto, molibdeno, arcilla usual en el mercado en for-  
ma de extrusionados de 1,5 mm. El catalizador tenía en estado oxídico  
un peso a granel (después de agitar en un cilindro de medición de 1 li-  
tro) de 0,65 kg/l y antes de su llenado en los reactores se había de-  
sulfurado en una corriente de hidrógeno-sulfuro de carbono a tempera-  
tura más elevada.

20

25

Primeramente se realizó una serie de ensayos --  
con enfriamiento con materia prima; las temperaturas a la entrada del  
reactor se seleccionaron de manera que, en cada uno de los 3 reacto-  
res, se presentase un aumento térmico igual y en total se alcanzase -  
un grado de desulfuración de casi un 80 %. Después de ajustar condi--  
ciones estacionarias se continuó el ensayo durante una semana bajo es-  
tas condiciones. Manteniéndolo constante la cantidad de aceite de enfria-  
miento se cambió a refinado como líquido de enfriamiento y toda la -  
cantidad de materia prima se alimentó al reactor 1. Como el grado de  
desulfuración había bajado después del cambio se hubieron de elevar al-

30



421120

go las temperaturas medias del reactor. Después de esta corrección se continuó el ensayo de nuevo durante una semana bajo estas condiciones. En un tercer período de ensayo se cambió a enfriamiento por gas - -

5       frio. Como aquí subió algo el grado de desulfuración se pudieron reducir algo las temperaturas medias del reactor. Este período de ensayo duró asimismo una semana. A continuación de estos ensayos se volvió a enfriar de nuevo durante una semana con materia prima. Las condiciones de servicio, la distribución de la temperatura en los reactores y los resultados de los distintos períodos de ensayo se han reflejado

10       en la tabla a continuación. Los contenidos de azufre de los productos de hidrogenación son valores medios a lo largo de los distintos períodos de ensayo; en el caso de enfriar con materia prima se indica el valor medio durante el primero y último período de ensayo. Los ensayos representados en la tabla se realizaron con una presión total de -

15       10 atmósfera; esta se midió en el lado de presión del compresor de gas de circuito.

Tabla: Condiciones de servicio y resultados del ensayo

Enfriamiento con  
(a) Materia (b) Refina (c) Gas  
prima. do. - frio.

Caudales en flujo

			(a) Materia prima.	(b) Refina do.	(c) Gas frio.
	Materia prima	Caudal total litros/hora	8	8	8
20	de éste al reactor 1	"	6,2	8	8
	Aceite frio delante del reactor 2	"	0,8	-	-
	Aceite frio delante del reactor 3	"	0,8	-	-
	Refinado como aceite frio total	"	-	1,6	-
	de éste delante del reactor 2	"	-	0,8	-
25	de éste delante del reactor 3	"	-	0,8	-
	Gas frecto	Nm <sup>3</sup> /h	0,9	0,9	0,9
	Gas en circulación total	"	3,6	3,6	6,4
	de éste al reactor 1	"	3,6	3,6	3,4
	Gas frio delante del reactor	"	-	-	1,5
30	Gas frio delante del reactor	"	-	-	1,5



427120

Temperaturas

5	Reactor 1 Entrada	9. C	355	361	360
	Salida	"	381	384	383
	Reactor 2 Entrada	"	358	365	361
	Salida	"	383	387	383
	Reactor 3 Entrada	"	362	368	361
	Salida	"	386	388	382
	Promedio reactores 1 - 3	"	371	375,5	372

10 Producto de hidrogenación

Contenido en S	% en peso	0,85	0,97	0,90
Grado de desulfuración	%	78	75	77

Caudales en flujo relativos

15	Materia prima + en caso dado aceite de enfriamiento	<u>100</u>	120	100
	Gas en circulación	<u>100</u>	100	178
20	Líquido promedio Recorrido de ida y vuelta	<u>100</u>	120	110
	Gases promedio Recorrido de ida y vuelta	<u>100</u>	100	142

De la tabla se desprende que el grado de desulfuración en el caso (a) enfriamiento con materia prima alcanzó el máximo y en los casos (b) y (c) a pesar de corregir la temperatura, este valor del grado de sulfuración no fué alcanzado totalmente.

25 En la última sección de la tabla se indican las magnitudes relativas de los caudales de flujo esenciales para el diseño de los aparatos más importantes de una instalación industrial. De es--

427 120



5 tas indicaciones se desprende que en el caso de enfriar con refinado -  
(b) sería necesaria una bomba para el aceite de enfriamiento adicional  
con un 20 % de la capacidad de impulsión de la bomba de inyección de  
la materia prima, o bien en el caso del enfriamiento con gas frío se  
habría de aumentar el compresor de gas en circulación en aproximada-  
mente un 80 %. En los casos (b) y (c) los caudales de flujo por el in-  
tercambiador de calor, precalentador y refrigerador son además con-  
siderablemente mayores que en el caso (a) (enfriamiento con materia  
prima). A pesar de estos gastos en aparatos y energía adicional el --  
10 rendimiento de desulfuración se alcanzaría bajo las mismas condicio--  
nes, especialmente en instalaciones que trabajen a igual temperatura -  
con enfriamiento con materia prima.

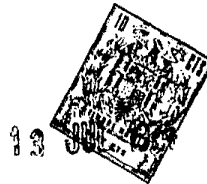
N O T A.

15 Descrita suficientemente la naturaleza del inven-  
to, así como la manera de realizarlo en la práctica, debe hacerse --  
constar, que las disposiciones anteriormente indicadas son suscepti- -  
bles de modificaciones de detalle en cuanto no alteren su principio --  
fundamental; también se hace constar que el invento se refiere a una  
Solicitud de Patente presentada en la República Federal Aleman, con  
20 fecha 9 de junio de 1.973, nº. P 23 29 700.9; acogiéndose por lo tan-  
to a los beneficios que conceden los Convenios Internacionales en vigor,  
siendo lo que constituye la esencia del referido invento y por lo que se  
solicita Patente de Invención por 20 años en España, sobre: Procedi--  
miento para el refinado hidrogenante y/o disociación hidrogenante de -  
25 aceites crudos y aceites residuales; caracterizándose por lo siguiente:

1.- Procedimiento para el refinado hidrogenante  
y/o disociación hidrogenante de aceites crudos y aceites residuales -  
conduciéndose vapores y líquidos en corriente en igual sentido con el  
gas de hidrogenación desde arriba hacia abajo por encima de cataliza-  
dores de hidrogenación resistentes al azufre dispuestos en lecho fijo,  
30



427120



5

caracterizado porque el lecho de catalización se subdivide en zonas de reacción y una parte de la materia prima se introduce en la primera zona de reacción y otra parte de la materia prima se introduce en una ulterior zona de reacción, como mínimo, a una temperatura que se encuentra por debajo de la temperatura de reacción.

10

2.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque el catalizador se dispone en como mínimo tres reactores dispuestos uno detrás del otro y la alimentación de las ultiores partes de la materia prima se efectúa entre estos reactores.

3.- Procedimiento según 1 y 2, caracterizado por que la temperatura de la materia prima que se introduce como corriente parcial en otras zonas de reacción se encuentra como mínimo 150 ° C por debajo de la temperatura de reacción.

15

4.- Procedimiento según las reivindicaciones 1 a 3, caracterizado porque un 60 a 90 % de la materia prima se introduce en la primera zona de reacción y en cada caso un 20 a 5 % de la materia prima en las ultiores zonas de reacción.

20

5.- Procedimiento según la reivindicación 1, caracterizado porque el lecho del catalizador se subdivide en zonas de reacción siendo el volúmen de cada una de las secciones parciales consecutivas del volúmen total del catalizador en como mínimo un 20 % mayor que el volúmen de la sección parcial anterior.

25

6.- Procedimiento para el refinado hidrogenante y/o disociación hidrogenante de aceites crudos y aceites residuales, tal y como queda sustancialmente descrito en la presente Memoria.

Esta Memoria consta de diecisiete hojas escritas a máquina por una sola cara.

13 JUL 1934

Madrid,  
BASF AKTIENGESELLSCHAFT

1. Director General y Jefe de la Oficina de Patentes y Asesoría Legal  
D. Juan de los Rios y Fernández  
*[Handwritten signature]*

