

347043

P.- 36.974

Case 1189

Memoria descriptiva



para solicitar PATENTE DE INVENCION

por 20 años

a nombre de UNIVERSAL OIL PRODUCTS COMPANY

entidad / ~~de nacionalidad~~ norteamericana

**con domicilio en 30 Algonquin Road, Des Plaines, Illinois,
Estados Unidos de América**

**por: "UN PROCEDIMIENTO PARA SEPARAR UN FLUIDO SALIENTE DE
PRODUCTO DE CONVERSION, EN FASE MIXTA Y CALIENTE"
(Clase Internacional C10g)**



El presente invento se refiere a un procedimiento de separación, y especialmente a un procedimiento de separación de un producto de conversión en fase mixta. Específicamente, el presente invento comprende un procedimiento para separar un fluido saliente de producto hidrocarbonado en fase mixta, que resulta de la conversión de una materia prima de carga hidrocarbonada pesada (que hierve, de forma sustancialmente completa, por encima de una temperatura de 204°C), el cual producto de fluido saliente comprende hidrógeno, hidrocarburos normalmente líquidos, e hidrocarburos normalmente gaseosos, así como cantidades secundarias de impurezas.

El procedimiento de separación en fase mixta que se describe con detalle en lo que sigue, es aplicable a procedimientos de conversión de hidrocarburos que consumen hidrógeno, en los cuales las técnicas de tratamiento dictan o exigen el reciclado o recirculación de una fase gaseosa rica en hidrógeno y, en muchos casos, el reciclado o recirculación de al menos una porción del fluido saliente de producto normalmente líquido. Dichos procedimientos que consumen hidrógeno incluyen la hidrorrefinación o refinación con hidrógeno, o el hidrotreatmento o tratamiento con hidrógeno de fracciones de queroseno, de fracciones de destilados medios, o de gas-oils o gasoleos de vacío ligeros y pesados, y materiales de ciclo ligeros y pesados, con el fin primordial de reducir la concentración de diversos contaminantes contenidos en ellas. Otro procedimiento típico de conversión de hidrocarburos, que consume hidrógeno, es conocido en el ramo de refinación de petróleo como "hidrocraqueo" o "craqueo con hidrógeno". Básicamente,

8 FEB



las técnicas de hidrocraqueo se utilizan para convertir un material hidrocarbonado relativamente pesado en productos hidrocarbonados de menor punto de ebullición, tales como gasolina y aceite combustible. En otros casos, el resultado final deseado es la producción de gas de petróleo licuado. Progresos o desarrollos relativamente recientes en el ramo de la tecnología del petróleo han indicado que las reacciones de hidrocraqueo pueden ser aplicadas de manera satisfactoria a materias primas residuales, o a los denominados "aceites negros" (combustibles Diesel pesados, fuel oil y valvulinos). Ejemplos de los materiales clasificados como aceites negros, son los productos de colas de torres que trabajan a la presión atmosférica, productos de colas de torres de vacío (residuo de vacío), residuo de aceite crudo, aceites crudos de destilación primaria, y aceites crudos extraídos de arenas asfálticas. Tal como se indica a continuación mediante un ejemplo específico, y por la realización presentada con fines ilustrativos en los dibujos anejos, la utilización del presente procedimiento de separación de productos aporta ventajas desusadas en un procedimiento que realiza la conversión de aceites negros. Sin embargo, se observará que en la breve descripción precedente de procedimientos de tratamiento de petróleo a los que es adaptable el presente procedimiento de separación, utilizan materias primas de carga hidrocarbonadas que hierven por encima del margen de ebullición de la gasolina, es decir, que tienen un punto de ebullición inicial por encima de aproximadamente 204°C.

Sin intentar limitar de forma indebida el presente invento fuera del alcance y espíritu de las reivindicaciones



siguientes, la siguiente descripción se dirigirá a la utilización del presente invento en un procedimiento para la conversión de un material hidrocarbonado pesado clasificado de forma general como "aceite negro". Los aceites ne-

5 gros, particularmente los aceites pesados extraídos de arenas asfálticas, crudos de destilación primaria o reducidos, y residuos de vacío, contienen usualmente compuestos sulfurados de alto peso molecular en grandes cantidades. Además, estos aceites negros pueden contener cantidades excesivas de compuestos nitrogenados, complejos órgano-metálicos

10 de alto peso molecular que comprenden níquel y vanadio, y una cantidad considerable de material asfáltico. Existe normalmente un abundante suministro de dichas materias primas hidrocarbonadas. La mayor parte de ellas tienen una

15 densidad mayor de 0,9340 a 20°C, y una proporción significativa de dichas materias primas tienen una densidad mayor que 1,000. Este material está caracterizado además generalmente por un margen de ebullición que indica que el 10,0% ó más, en volumen, hierve por encima de una temperatura de

20 aproximadamente 566°C. Aunque la cantidad no es conocida con exactitud, una cantidad significativa de los aceites negros disponibles están caracterizados además por que más del 50,0% en volumen de los mismos hierve por encima de una temperatura de aproximadamente 566°C. La utilización

25 de estos aceites negros de alto peso molecular como manantial de productos hidrocarbonados líquidos más valiosos, tales como gasolina y aceite combustible, está excluida o prescrita a causa de las concentraciones excesivamente altas de azufre y productos asfálticos. La conversión de una

30 porción de dicho material en hidrocarburos destilables (es



decir, los que hierven por debajo de 566°C), no ha sido factible hasta ahora desde un punto de vista económico. Además, el abundante suministro exige virtualmente dicha conversión, especialmente como un medio para satisfacer la necesidad siempre creciente de mayores volúmenes de productos destilables de menor punto de ebullición.

Ejemplos específicos de los aceites negros, cuya conversión utiliza convenientemente el presente procedimiento de separación en fase mixta, incluyen un producto de colas de torre de vacío que tiene una densidad de 1,0209 a 20°C, y que contiene 4,1% en peso de azufre y 23,7% en peso de productos asfálticos; un aceite crudo de Kuwait del Oriente Medio "de destilación primaria", que tiene una densidad de 1,0086 a 20°C y que contiene 3,0% en peso de azufre y 4300 partes por millón (ppm) de nitrógeno, y que tiene un punto de destilación volumétrico de 20,0% de 569°C. Generalmente, se encuentra que el material asfáltico está dispersado de forma coloidal en el aceite negro. Cuando esta dispersión es sometida a temperaturas elevadas, el material asfáltico tiene tendencia a flocularse y polimerizarse, con lo que resulta extremadamente difícil la conversión del mismo en productos solubles en aceite, más valiosos. Así, las colas pesadas procedentes de una columna de destilación en vacío de aceite crudo pueden indicar o mostrar un factor de Residuo de Carbón según Conradson, por ejemplo de 16,0% en peso. Dicho material es útil solamente como asfalto para carreteras, o como combustible de calidad extremadamente baja cuando es diluido con hidrocarburos destilables tales como queroseno y gas-oil o gasoleo ligero.

El objeto principal del presente invento es el de



5 crear un procedimiento mejorado para separar un fluido saliente hidrocarbonado en fase mixta, que contiene hidrógeno, hidrocarburos normalmente líquidos, e hidrocarburos normalmente gaseosos, así como cantidades secundarias de impurezas.

10 Otro objeto de este invento es el de crear un procedimiento para separar un producto de conversión en fase mixta que contiene hidrógeno, e hidrocarburos normalmente líquidos, una porción de ambos de los cuales se pretende que sea reciclada o recirculada a un procedimiento de conversión, e hidrocarburos normalmente gaseosos, incluyendo metano, etano y propano.

15 Otro objeto es el de convertir aceites negros contaminados con azufre, que tienen una densidad mayor de aproximadamente 0,9340 a 20°C y un margen de ebullición que indica que una porción sustancial de los mismos no es destilable, en productos hidrocarbonados destilables de menor punto de ebullición con una concentración de azufre significativamente reducida.

20 Correspondientemente, el presente invento crea un procedimiento para separar un fluido saliente de producto de conversión en fase mixta y caliente, que contiene hidrógeno, hidrocarburos normalmente líquidos e hidrocarburos normalmente gaseosos, y que se ha derivado de la conversión
25 de una materia prima de carga hidrocarbonada que hierve por encima de 204°C, caracterizado por:

30 a) separar dicho fluido saliente en una primera zona de separación sin reducción sustancial de presión, para proporcionar una primera corriente líquida y una primera corriente de vapor,



b) enfriar dicha primera corriente de vapor hasta una temperatura dentro de un margen entre aproximadamente 15,6°C y aproximadamente 60°C.

5 c) separar la primera corriente de vapor enfriada en una segunda zona de separación mantenida sustancialmente a la misma presión que dicha primera zona de separación, para proporcionar una segunda corriente de vapor rica en hidrógeno y una segunda corriente líquida,

10 d) separar al menos una porción de dicha primera corriente líquida en una tercera zona de separación a una presión sustancialmente reducida, para proporcionar una tercera corriente líquida, que contiene hidrocarburos normalmente líquidos, y una tercera corriente de vapor,

15 e) enfriar dicha tercera corriente de vapor y combinarla con dicha segunda corriente líquida,

f) separar la mezcla resultante en una cuarta zona de separación mantenida a una temperatura dentro de un margen entre aproximadamente 15,6°C y aproximadamente 60°C, para proporcionar una cuarta corriente de vapor que contiene 20 hidrocarburos normalmente gaseosos, y una cuarta corriente líquida que contiene hidrocarburos normalmente líquidos.

25 Otras características preferidas del presente invento se refieren a condiciones de trabajo particulares y a la utilización de corrientes de reciclado o recirculación internas específicas. Las últimas incluyen la recirculación o reciclado de una porción de la cuarta corriente líquida para combinarla con la primera corriente de vapor enfriada, antes de la separación de la última en dicha segunda zona de separación. También, una porción de dicha primera 30 corriente líquida es recirculada o reciclada para combi-



narla con la materia prima de carga en la zona de conver-
sión. La primera zona de separación, citada como separador
caliente, es mantenida esencialmente a la misma presión
que el fluido saliente de producto de reacción que ha de
5 ser separado en ella y, para los diversos procedimientos
de conversión que consumen hidrógeno anteriormente descri-
tos, dicha presión está en el margen desde aproximadamente
68 atmósferas manométricas hasta aproximadamente 204 at-
mósferas manométricas. Se prefiere además que la temperatu-
10 ra del fluido saliente de producto de reacción, cuando pe-
netra en este separador caliente, esté por debajo de apro-
ximadamente 399°C. A temperaturas por encima de 399°C, los
hidrocarburos normalmente líquidos más pesados son arras-
trados por la primera corriente de vapor, mientras que a
15 temperaturas por debajo de aproximadamente 371°C, las sa-
les de amonio, que resultan de la conversión de compuestos
nitrogenados contenidos en la materia prima de carga hi-
drocarbonada, tienden a caer dentro de la fase líquida. La
segunda zona de separación, aunque está mantenida esencial-
20 mente bajo la misma presión que la del fluido saliente de
producto de reacción y el separador caliente, está a una
temperatura reducida entre aproximadamente 15,6°C y apro-
ximadamente 60°C, y es citada como separador frío. Aunque
la tercera y la cuarta zona de separación pueden ser mante-
25 nidas sustancialmente a la misma presión, preferiblemente
la presión en las mismas es reducida de forma sustancial
desde la presión bajo la que son mantenidos los separado-
res caliente y frío. Así, aunque la presión de la tercera
y de la cuarta zonas de separación será generalmente su-
30 perior a la atmosférica, la presión máxima preferida será



de aproximadamente 13,6 atmósferas manométricas. La tercera zona de separación, citada como la zona de evaporación súbita caliente, deberá trabajar preferiblemente a una temperatura elevada, algo menor que la temperatura de la primera corriente líquida que sale de la primera zona de separación, y generalmente por encima de aproximadamente 371°C. Por otra parte, la cuarta zona de separación, citada como zona de evaporación súbita fría, trabajará a una temperatura significativamente reducida dentro del margen de aproximadamente 15,6°C a aproximadamente 60°C.

Por utilización del presente invento, se pueden obtener tres corrientes principales de producto. Una corriente de producto que puede ser recuperada es sustancialmente gaseosa, y contiene usualmente al menos aproximadamente 80,0% en moles de hidrógeno, y menos de aproximadamente 0,1% de hidrocarburos normalmente líquidos. Por lo tanto, es muy útil como una corriente de reciclado o recirculación rica en hidrógeno. Una segunda corriente de producto, que también es esencialmente una fase gaseosa, contiene usualmente aproximadamente 97,5% en moles de propano y componentes gaseosos más ligeros, incluyendo cantidades sustanciales de sulfuro de hidrógeno que resultan de la conversión de compuestos sulfurados. La tercera corriente de producto consiste esencialmente en productos hidrocarbonados líquidos que pueden ser sometidos a fraccionamiento con el fin de obtener fracciones seleccionadas de los mismos, particularmente deseadas. Por ejemplo, tal como se indica específicamente en lo que antecede, se puede producir hasta 4,5% en volumen de hidrocarburos del margen de ebullición de la gasolina, así como productos hidrocar-



bonados de destilados medios, en una cantidad de aproximadamente 10,0% en volumen y aproximadamente 88,0% en volumen de un aceite combustible que contiene menos de 1,0% en peso de azufre.

5 La descripción que sigue se dirige a la conversión de una materia prima de carga de aceite negro, con fines de ejemplo o ilustrativos. Las condiciones de conversión seguidamente especificadas son las condiciones impuestas a una zona de conversión con el fin de lograr tanto la desulfuración como la conversión de una materia prima de carga de aceite negro en productos hidrocarbonados de menor punto de ebullición. Los técnicos en el ramo de las técnicas de refinación de petróleo observarán que las condiciones de conversión que se enumeran en lo que sigue son significativamente menos severas que las que se emplean comercialmente de forma normal en el tratamiento de materias primas de carga similares. Se reconocerán las distintas y claras ventajas económicas, además de las que radican normalmente en la producción de los hidrocarburos destilables más valiosos. Se pretende que las condiciones de conversión incluyan temperaturas por encima de 371°C, con un límite superior de aproximadamente 427°C, medido en la entrada en el lecho fijo de catalizador dispuesto dentro de la zona de reacción. Como la mayor parte de las reacciones que se realizan son exotérmicas, el fluido saliente de la zona de reacción estará a una temperatura más alta que la carga. Con el fin de que se conserve la estabilidad del catalizador, se prefiere controlar la temperatura de entrada en un margen o nivel tal que la temperatura del fluido saliente de producto de reacción no pase de 482°C. Se mezcla hidró-

10

15

20

25

30



geno con la materia prima de carga de aceite negro, por medio de una recirculación o reciclado con compresión, en una cantidad usualmente menor de aproximadamente 1,78 m³ en condiciones normales por litro (MCNL). El hidrógeno está presente en la fase gaseosa de reciclado o recirculación preferiblemente en una cantidad de aproximadamente 80,0% en moles o más. Un margen preferido de la cantidad de hidrógeno, que se mezcla con la materia prima de carga de aceite negro de nueva aportación, es de aproximadamente 0,53 a aproximadamente 1,07 MCNL. La zona de reacción de conversión será mantenida a una presión mayor de aproximadamente 68 atmósferas manométricas, y generalmente en un margen entre aproximadamente 102 atmósferas manométricas y aproximadamente 204 atmósferas manométricas. El punto de medición de la presión, para los fines de control de la misma, es generalmente la descarga de los medios de compresión, la entrada en el lecho de catalizador o la presión en el separador frío. El aceite negro pasa a través del catalizador con una velocidad espacial horaria de líquido (definida como volúmenes de líquido de material de carga hidrocarbonado por hora, medidos a 15,6°C, por volumen de catalizador dispuesto dentro de la zona de reacción) entre aproximadamente 0,25 y aproximadamente 2,0. A pesar de que la conversión de aceites negros puede ser conducida en una forma discontinua, se presta por sí misma con facilidad al tratamiento continuo, más económico, en un recipiente cerrado. Cuando se conduce en forma de procedimiento continuo, se prefiere hacer pasar la mezcla de hidrógeno e hidrocarburos a través del recipiente en una dirección descendente. El interior del recipiente puede estar construido de cual-



quier manera apropiada capaz de proporcionar el contacto
requerido entre la materia prima de carga líquida, la mez-
cla gaseosa y el catalizador. En algunos casos, puede ser
deseable disponer en la zona de reacción un lecho relleno
5 de catalizador y materiales inertes, tales como partículas
de granito, porcelana, sillitas de Berl, arena, aluminio, u
otras virutas metálicas, para facilitar la distribución de
la materia prima de carga, o emplear platos perforados, o
medios mecánicos especiales para este fin.

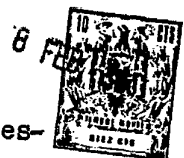
10 Tal como se ha indicado anteriormente, se emplea hi-
drógeno en mezcla con la materia prima de carga. La co-
rriente gaseosa que contiene hidrógeno, designada aquí al-
gunas veces como "hidrógeno de reciclado o recirculación",
cumple varias funciones. Sirve como agente hidrogenante,
15 como portador de calor, y particularmente como medio para
separar el material convertido del cuerpo compuesto catalí-
tico, exponiendo de esta manera los lugares catalíticamente
activos a la materia prima de carga hidrocarbonada entran-
te no convertida. En vista del hecho de que se efectuará
20 alguna hidrogenación, habrá un consumo neto de hidrógeno.
Por lo tanto, se debe añadir hidrógeno al sistema desde
un manantial externo apropiado. Sin embargo, como resultado
de la incorporación del presente procedimiento de separa-
ción, con el que disminuye considerablemente la cantidad
25 de hidrógeno perdido de la sección de reacción en las di-
versas corrientes de producto, disminuye la cantidad de
hidrógeno de reposición requerido.

El cuerpo compuesto catalítico dispuesto en la zona de
reacción puede estar caracterizado por comprender un com-
ponente metálico que posee actividad de hidrogenación, el
30



cual componente está compuesto o mezclado con un material de soporte de óxido inorgánico refractario que puede ser de origen natural o sintético. Un soporte silíceo, por ejemplo de 88,0% en peso de alúmina y 12,0% en peso de sílice, ó de 63,0% de alúmina y 37% de sílice, es preferido generalmente para los procedimientos concebidos o diseñados para convertir aceites negros. Componentes metálicos apropiados, que tienen actividad de hidrogenación, son los seleccionados de los metales de los grupos VI B y VIII de la Tabla Periódica de los Elementos. Así, el cuerpo compuesto catalítico puede comprender uno o más componentes metálicos del grupo del molibdeno, wolframio, cromo, hierro, cobalto, níquel, platino, paladio, iridio, osmio, rodio, rutenio, y mezclas de los mismos. La concentración del componente o componentes metálicos catalíticamente activos, está dictada por el metal particular, así como por las características físicas y químicas de la materia prima de carga de aceite negro. Los componentes metálicos del grupo VI-B están presentes generalmente en una cantidad dentro del margen de aproximadamente 1,0% a aproximadamente 20,0% en peso, y los metales del grupo del hierro lo están en una cantidad dentro del margen de aproximadamente 0,2% a aproximadamente 10,0% en peso, mientras que los metales del grupo del platino están presentes preferiblemente en una cantidad dentro del margen de aproximadamente 0,1% a aproximadamente 5,0% en peso, todas las cuales están calculadas como si los componentes existiesen en el cuerpo compuesto catalítico acabado en forma del metal elemental.

El material de soporte de óxido inorgánico refractario puede comprender alúmina, sílice, óxido de zirconio, óxido



de magnesio, óxido de titanio, óxido de boro, óxido de es-
troncio, óxido de hafnio, y mezclas de dos o más, inclu-
yendo sílice y alúmina, alúmina, sílice y fosfato de boro,
sílice y óxido de zirconio, sílice y óxido de magnesio, sí-
lice y óxido de titanio, alúmina y óxido de zirconio, alú-
mina y óxido de magnesio, alúmina y óxido de titanio, óxi-
do de magnesio y óxido de zirconio, óxido de titanio y
óxido de zirconio, óxido de magnesio y óxido de titanio,
sílice, alúmina y óxido de zirconio, sílice, alúmina y
óxido de magnesio, sílice, alúmina y óxido de titanio,
sílice, óxido de magnesio y óxido de zirconio, sílice, alú-
mina y óxido de boro, etc. Se prefiere utilizar un mate-
rial de soporte que contenga al menos una porción de síli-
ce, y preferiblemente un cuerpo compuesto de alúmina y sí-
lice, en el que la alúmina está en la mayor proporción. Un
soporte particularmente preferible comprende 68,0% en peso
de alúmina, 22,0% en peso de fosfato de boro y 10% en peso
de sílice.

Otras condiciones y técnicas de trabajo preferidas
serán dadas en unión con la siguiente descripción de una
realización que incorpora el procedimiento de separación
en fase mixta del presente invento. Para describir con más
detalle este procedimiento, se hará referencia a los dibu-
jos anejos, que están presentados con fines ilustrativos.
En los dibujos, se presenta la realización por medio de un
organigrama o diagrama de flujo simplificado, en el que se
han omitido detalles tales como bombas, instrumentos y
controles, circuitos de intercambio de calor y de recupe-
ración de calor, válvulas, líneas de iniciación o de arran-
que y dispositivos similares, por no ser esenciales para la



comprensión de las técnicas implicadas. La utilización de dichos diversos aparatos o dispositivos, para modificar el flujo del procedimiento ilustrado, se encuentran bien dentro del alcance de los técnicos en la materia.

5 Con el fin de demostrar la realización ilustrada, y la utilización en la misma del procedimiento de separación en fase mixta del presente invento, se describirán los dibujos en conexión con la conversión de un aceite crudo reducido del Oriente Medio, que tiene una densidad de

10 0,9554 a 20°C, y una temperatura de destilación volumétrica al 65,0% según ASTM de 556°C. El aceite crudo reducido contiene aproximadamente 3,8% en peso de azufre, 2.032 ppm de nitrógeno, 6,5% en peso de productos asfálticos insolubles en pentano, un factor de Residuo de Carbono según

15 Conradson de 8,0% en peso, y aproximadamente 85 ppm de metales, siendo estos últimos principalmente níquel y vanadio. Además, la descripción se dirigirá a una instalación a escala comercial que tiene una capacidad de 265.000 litros por hora (l/h) de aceite crudo reducido. Se ha de sobre-

20 brentender que la materia prima de carga, las composiciones de las corrientes, las condiciones de trabajo, el diseño de los fraccionadores, separadores y similares, son sólo ilustrativos, y pueden variar ampliamente sin apartarse del espíritu del presente invento. Haciendo referen-

25 cia ahora a los dibujos, el aceite crudo reducido, que tiene un peso molecular medio de aproximadamente 600, penetra en el procedimiento a través de la conducción 1. Se deberá añadir que esta instalación a escala comercial está diseñada con la finalidad primordial de hacer máxima

30 la cantidad de aceite combustible destilable (que hierve



por encima de aproximadamente 343°C), con la restricción de que este producto contenga menos de aproximadamente 1,0% en peso de azufre. Además, se pretende que este objeto se logre con una producción mínima de propano y de hidrocarburos más ligeros. Es decir, con respecto a la porción del fluido saliente de producto de conversión que hierve a temperaturas por debajo de aproximadamente 343°C, y constituida por hidrocarburos normalmente gaseosos, hidrocarburos del margen de ebullición de la gasolina, e hidrocarburos de destilados medios, se pretende que haya una producción mínima de hidrocarburos normalmente gaseosos y ligeros, con una consiguiente producción máxima de los hidrocarburos normalmente líquidos.

El aceite crudo reducido que entra en una cantidad de 253.500 kg/hora (265.000 l/h) es mezclado con la corriente de hidrógeno de alimentación de nueva aportación, que contiene aproximadamente 97,5% en moles de hidrógeno, en una cantidad de 4290 kg/h, desde un manantial exterior indicado por la conducción 2. En algunos casos, puede ser beneficioso añadir agua a la zona de reacción en mezcla con la materia prima de carga. Cuando se considera esto aconsejable, el agua puede ser añadida por la conducción 3. Para los presentes fines ilustrativos, se supone que dicha adición de agua no se efectúa. La mezcla de aceite crudo e hidrógeno continúa por la conducción 1, siendo mezclada adicionalmente con 72.400 kg/h de una fase gaseosa de reciclado o recirculación rica en hidrógeno (con aproximadamente 80,0% en moles de hidrógeno) en la conducción 4, cuyo manantial se indica seguidamente. La carga total es elevada hasta una temperatura de aproximadamente 274°C y hasta una



presión de aproximadamente 147,2 atmósferas manométricas, por medios no mostrados.

El calentador 5 es empleado para aumentar la temperatura de la carga hasta aproximadamente 374°C, y la mezcla calentada de la conducción 6 es mezclada con 239.500 kg/h de una corriente de reciclado o recirculación caliente (a 399°C) en la conducción 7. La carga en el reactor a 382°C continúa por la conducción 6 hasta el reactor de conversión 8 que está a una presión de aproximadamente 144,5 atmósferas manométricas. El catalizador dispuesto en la zona de conversión 8 es un cuerpo compuesto con 2,0% en peso de níquel, 16,0% en peso de molibdeno, y un material de soporte con 68,0% en peso de alúmina, 22,0% en peso de fosfato de boro y 10,0% en peso de sílice. El aceite crudo reducido entra en contacto con el catalizador con una velocidad espacial horaria de líquido de 0,8, y la proporción de alimentación combinada (alimentación de nueva aportación/alimentación total), basada sólo en la carga normalmente líquida, es de 2,0. El fluido saliente de producto de conversión total abandona el reactor 8 por la conducción 9, y pasa a través de ella al separador caliente 10. Como el producto de fluido saliente de conversión está a una temperatura de aproximadamente 416°C y a una presión de 141,0 atmósferas manométricas, es empleado como un medio de intercambio de calor para disminuir su temperatura hasta 399°C, antes de penetrar en el separador caliente 10. La presión dentro del separador caliente 10 es de aproximadamente 140,0 atmósferas manométricas, menor que la presión de entrada en el reactor 8, debido sólo a la disminución o caída de presión normal por todo el sis-



tema. Una primera fase líquida es retirada del separador
10 por la conducción 11, en una cantidad de 443.000 kg/hora
y, de esta cantidad, 239.500 kg/h son desviados por la con-
ducción 7 para combinarse con la mezcla calentada en la
5 conducción 6. La porción remanente, 203.500 kg/hora, con-
tinúa por la conducción 11 a la zona de evaporación súbita
caliente 24.

Una primera corriente de vapor, en una cantidad de
126.690 kg/hora, es retirada del separador caliente 10 por
10 la conducción 12, pasa a través del condensador 13, con lo
que la temperatura es reducida o disminuída hasta 49°C.
En este punto, debido a la caída o disminución de presión
por todo el sistema, la presión es de aproximadamente
136,1 atmósferas manométricas. La primera corriente de va-
15 por enfriada pasa a través de la conducción 14, es mezcla-
da con una porción, 124.600 kg/hora, de una cuarta corrien-
te líquida en la conducción 23 que se describe a continua-
ción, y la mezcla es introducida en el separador frío 15.
Una segunda corriente de vapor, que contiene aproximada-
20 mente 80,0% en moles de hidrógeno, en una cantidad de
72.400 kg/hora, es retirada por la conducción 16, es eleva-
da hasta una presión de aproximadamente 152,8 atmósferas
manométricas por el compresor 17, y se descarga por la con-
ducción 4 para combinarse con la materia prima de carga y
25 el hidrógeno de alimentación de nueva aportación en la
conducción 1. Tal como se indica anteriormente, existen al-
gunos casos en los que se añade agua a la materia prima de
carga por la conducción 3. En dichos casos, el agua es re-
tirada por la conducción 34, tal como se indica.

30 La primera corriente líquida de la conducción 11, que



penetra en la zona de evaporación súbita caliente 24, está a una temperatura de aproximadamente 396°C y a una presión sustancialmente reducida de aproximadamente 15,0 atmósferas manométricas. Una tercera corriente líquida es retirada por la conducción 27 en una cantidad de aproximadamente 193.000 kg/hora, para ser combinada con una cuarta corriente líquida, seguidamente descrita, en calidad de corriente de producto principal. Una tercera corriente de vapor es retirada por la conducción 25 en una cantidad de 10.400 kg/hora, y es enfriada hasta aproximadamente 41°C en el condensador 26, antes de continuar por la conducción 19 hasta el separador de evaporación súbita frío 20. La tercera corriente de vapor enfriada es combinada con una segunda corriente líquida en la conducción 18 procedente del separador frío 15, esta última en una cantidad de 178.890 kg/h, siendo por lo tanto la carga total a la zona de evaporación súbita fría de 189.290 kg/hora. En la realización ilustrada, el material que penetra en el separador de evaporación súbita frío 20 está a una presión de aproximadamente 13,6 atmósferas manométricas y a una temperatura de 41°C.

Una cuarta corriente de vapor, en una cantidad de 8.820 kg/hora (97,5% en moles de propano, y componentes normalmente gaseosos más ligeros), es retirada del separador 20 por la conducción 21. Como el material contiene una considerable cantidad de sulfuro de hidrógeno, es sometido generalmente a un procedimiento de tratamiento apropiado antes de ser evacuado a la atmósfera y/o quemado como gas de combustión. Los aspectos económicos particulares que se han de considerar dictarán o decidirán si la cuarta co-

4 9 FEB



rriente de vapor ha de ser tratada apropiadamente para re-
cuperar la pequeña cantidad de hidrocarburos normalmente
líquidos de C_4 y más átomos de carbono, contenidos en ella.
Una cuarta corriente líquida, en una cantidad de 180.470
5 kg/hora, es retirada de la zona de evaporación súbita fría
20 a través de la conducción 22. De esta cantidad, se des-
vían 124.600 kg/hora por la conducción 23 para ser combina-
dos con la primera corriente de vapor enfriada en la con-
ducción 14, formando de esta manera la corriente de ali-
10 mentación para el separador frío 15. Los restantes 55.870
kg/hora son combinados con la tercera corriente líquida de
la conducción 27, continuando la mezcla por la conducción
22 hasta el calentador y fraccionador 28, y a través de
la conducción 29 hasta el fraccionador 30. Se sobreentien-
15 de que la tercera corriente líquida de la conducción 27
es combinada con la porción no reciclada o no recirculada
de la cuarta corriente líquida en la conducción 22 sólo
con fines ilustrativos. Por razones peculiares de la opera-
ción particular implicada, estas corrientes pueden ser
20 fraccionadas separadamente para recuperar corrientes de
producto deseadas.

El fraccionador 30 será hecho funcionar bajo condi-
ciones de temperatura y presión, de acuerdo con las
fracciones deseadas que se han de recuperar del mismo y
25 será diseñado de acuerdo con ellas. Con respecto a la
instalación a escala comercial que se describe, tal como
se ha indicado anteriormente, el objeto primordial de es-
te ejemplo era el de hacer máxima la producción de aceite
combustible (de $343^{\circ}C$ y más) que tiene una concentración
30 de azufre no mayor de 1,0% en peso. Este producto, en una



cantidad de 219.130 kg/hora, se indica que abandona el fraccionador 30 por la conducción 33. Una segunda fracción de destilado medio (de 193°C a 343°C) es retirada por la conducción 32 en una cantidad de 19.240 kg/hora. El material con el margen de ebullición de la gasolina, que tiene un punto de ebullición de final de destilación de 380°C, es retirado por la conducción 31 en una cantidad de 10.920 kg/hora.

Tal como se ha indicado anteriormente, se pueden efectuar muchas modificaciones con relación al esquema de flujo ilustrado sin apartarlo del alcance del invento. Por ejemplo, el amoníaco y/o las sales de amonio, contenidas en el fluido saliente de la zona de conversión 8, pueden ser retirados del procedimiento adsorbiéndolos en agua que es inyectada en el fluido saliente del producto de reacción, antes de que el mismo sea hecho pasar al separador caliente 10. El agua y el amoníaco son retirados con la primera corriente de vapor, son introducidos en el separador frío 15, y subsiguientemente son retirados por la conducción 34. Cuando se desee, el agua puede ser inyectada en la primera corriente de vapor que abandona el separador caliente 10.

Para ilustrar adicionalmente el presente invento, las siguientes tablas indican las diversas corrientes de alimentación y fases separadas del separador caliente 10, del separador frío 15, de la zona de evaporación súbita caliente 24 y de la zona de evaporación súbita fría 20. La siguiente Tabla I ilustra la composición del fluido saliente de la zona de conversión (conducción 9), de la primera fase de vapor (conducción 12), y de la primera fase



líquida (conducción 11), antes de desviar una porción hacia la zona de conversión por la conducción 7.

5 TABLA I: ANALISIS DE LAS CORRIENTES DEL SEPARADOR

CALIENTE (moles kg./h)

<u>Conducción número</u>	<u>9</u>	<u>12</u>	<u>11</u>
Agua	8,8	8,8	--
Amoníaco	13,3	13,3	--
Sulfuro de hidrógeno	1116,0	1066,0	83,7
Hidrógeno	8745,0	8340,0	414,0
10 Metano	1202,0	1131,0	64,8
Etano	93,5	83,9	9,8
Propano	80,0	71,1	8,9
Isobutano	14,5	12,6	1,9
n-butano	30,8	27,1	4,1
Isopentano	8,9	7,5	1,4
n-pentano	8,1	6,8	1,3
15 C ₆ -193°C	92,1	69,6	22,6
193°C-343°C	163,2	74,3	90,2
343°C y más	1042,0	72,8	969,0
Totales	12,618,2	10,984,8	1,671,7

20 Con respecto a la tabla precedente, se deberá hacer observar que los 8,8 moles kg./hora de agua del fluido saliente de la zona de reacción son una consecuencia del agua de saturación del gas de reciclado o recirculación. Tal como se indica seguidamente, una porción secundaria de este agua encuentra su camino o su utilización en la corriente gaseosa recirculada o reciclada rica en hidrógeno (conducción 16 en los dibujos). La función del separador caliente 10 está indicada o mostrada en virtud del hecho de que 63,3% en moles de la primera corriente líquida (conducción 11) consisten en hidrocarburos de 193°C y más,

25

30



mientras que la primera corriente de vapor (conducción 12) contiene 98,6 % en moles de material que hierve por debajo de aproximadamente 193°C. Sin embargo, la primera corriente líquida comprende aproximadamente 24,7% en moles de hidrógeno y un total de 36,7% de material que hierve por debajo de aproximadamente 193°C.

En la siguiente Tabla II, se presentan los análisis de componentes de la corriente de alimentación al separador frío 15 (conducción 14) de la fase gaseosa reciclada o recirculada rica en hidrógeno (conducción 16), y de la segunda fase líquida (conducción 18). Los análisis mostrados para la conducción 14 tienen en cuenta la inyección de agua para la eliminación de amoníaco, y el hecho de que el material de la conducción 14 es la combinación de la primera corriente de vapor (conducción 12) y de una porción de la cuarta corriente líquida (conducción 23, desviada de la conducción 22).



TABLA II: ANALISIS DE CORRIENTES DE COMPONENTES DEL

SEPARADOR FRIO (moles kg./hora)

<u>Conducción número</u>	<u>14</u>	<u>16</u>	<u>18</u>
5			
Agua	450,0 #	8,8	--
Amoníaco	13,4	---	--
Sulfuro de hidrógeno	1202,0	887,0	316,1
Hidrógeno	8340,0	8250,0	74,9
Metano	1139,0	1077,0	61,9
Etano	89,6	71,5	18,3
Propano	85,0	57,9	27,1
10			
Isobutano	17,3	9,7	7,6
n-butano	39,9	19,8	20,2
isopentano	13,5	4,6	8,8
n-pentano	13,1	3,9	9,3
C ₆ -193°C	219,0	9,0	210,0
193°C-343°C	264,0	0,03	264,1
343°C y más	277,4	---	300,0
Totales	12,163,2	10,399,2	1,318,3

15

(#) 436,6 moles/hora de inyección de agua para la eliminación de amoníaco. Esta, junto con los 13,4 moles por hora de amoníaco, es retirada por la conducción 34.

20

Los datos presentados en la Tabla II ilustran la función del separador frío 15 y lo aconsejable que es combinar una porción de la cuarta corriente líquida (conducción 23) con la carga para el mismo. Como resultado, la segunda corriente de vapor rica en hidrógeno reciclada o recirculada, como una de las tres corrientes de producto del presente procedimiento de separación, contiene aproximadamente 80,0% en moles de hidrógeno, y está virtualmente desprovista de material hidrocarbonado de 193°C y más, mientras que la segunda corriente líquida (conducción 18) contiene 61,3%

30



en moles de hidrocarburos del margen de ebullición del butano y más pesados.

La zona de evaporación súbita caliente 24 sirve para separar el material gaseoso ligero de los hidrocarburos normalmente líquidos fraccionados finalmente en el fraccionador 30. Si estos componentes gaseosos no fuesen retirados en este lugar, la presencia de los mismos en el fraccionador 30 haría extremadamente difícil la condensación en la parte superior para fines de reflujo, y afectaría de manera desfavorable a la recuperación de hidrocarburos del margen de la gasolina. Se requerirían un cierto número de etapas de compresión y/o de zonas de absorción para fraccionar con el fin de recuperar las corrientes de producto deseadas. En la siguiente Tabla III, se ilustra claramente el logro de este objetivo con los análisis de componentes de la porción de la primera corriente líquida que no ha sido desviada por la conducción 7 (denominada conducción lla por razones de conveniencia en la tabla), de la tercera corriente de vapor de la zona de evaporación súbita caliente (conducción 25) y de la tercera corriente líquida (conducción 27).



TABLA III: ANALISIS DE CORRIENTE DE COMPONENTES, ZONA
DE EVAPORACION SUBITA CALIENTE (moles kg./hora)

<u>Conducción número</u>	<u>11a</u>	<u>25</u>	<u>27</u>
5	Agua	---	---
	Amoníaco	---	---
	Sulfuro de hidrógeno	38,50	4,10
	Hidrógeno	189,90	12,46
	Metano	29,70	2,86
	Etano	4,50	0,70
	Propano	4,11	0,74
	Isobutano	0,87	0,19
10	n-butano	1,90	0,43
	Isopentano	0,65	0,18
	n-pentano	0,61	0,17
	C ₆ -193°C	10,39	4,11
	193°C-343°C	41,47	30,41
	343°C y más	446,00	431,00
	Totales	767,60	487,35
15			

En la tabla III se observará que la tercera corriente líquida (conducción 27) contiene 94,7% en moles de hidrocarburos de 193°C y más, y sólo 2,5% en moles de hidrógeno.

20 Teniendo en cuenta la porción de gasolina C₆ hasta 193°C, la tercera corriente líquida constituye sólo 4,3% en moles de material que hierve por debajo del hexano.

25 En la siguiente Tabla IV, se ilustra la función de la zona de evaporación súbita fría 20, con los análisis de componentes de la alimentación a la misma en la conducción 19, que es la mezcla de la segunda corriente líquida y la tercera corriente de vapor enfriada, la cuarta corriente de vapor (conducción 21) y la cuarta corriente líquida (conducción 22). Por razones de conveniencia, para indicar

30 un resultado final del procedimiento de separación, la



Tabla IV incluye los análisis de componentes de la combinación de la tercera corriente líquida (conducción 27) y de la cuarta corriente líquida (conducción 22), después que una porción de ésta última ha sido desviada por la conducción 23 para combinarse con la primera corriente de vapor en la conducción 14. Este sería el material que continuase por la conducción 22 al calentador 28 para la separación de productos en el fraccionador 30.

10 TABLA IV: ANALISIS DE COMPONENTES, ZONA DE EVAPORACION

SUBITA FRIA, (moles kg./hora)

<u>Conducción número</u>	<u>19</u>	<u>21</u>	<u>22</u>	<u>22-27</u>
Agua	----	----	----	----
Amoniaco	----	----	----	----
Sulfuro de hidrógeno	350,9	168,1	55,7	59,8
Hidrógeno	252,5	248,0	1,4	13,8
15 Metano	89,6	78,9	3,3	5,3
Etano	22,1	13,5	2,6	3,4
Propano	30,6	10,3	6,2	6,9
Isobutano	8,4	1,6	2,0	2,2
n-butano	21,6	3,2	5,6	6,0
Isopentano	9,3	0,7	2,6	2,8
n-pentano	9,7	0,6	2,8	3,0
20 C ₆ -193°C	218,1	1,0	65,9	70,0
193°C-343°C	274,9	----	84,0	114,3
343°C y más	289,2	----	88,3	519,0
Totales	1,576,9	525,9	320,4	806,5

25 A partir de los datos presentados en la Tabla IV, resultará inmediatamente evidente que la combinación de la tercera y de la cuarta corriente líquidas comprende aproximadamente 89,0 % en moles de hidrocarburos del margen del butano y más pesados, y que la cuarta corriente de vapor
30 (conducción 21) comprende 97,5% en moles de propano y mate-



rial gaseoso ligero. Se deberá hacer observar además que
el producto normalmente líquido separado final, fraccionado
finalmente en las fracciones deseadas del producto, contie-
ne sólo 1,7% en moles de hidrógeno. Se reconocerá que esto
5 tiene un efecto significativamente beneficioso con respecto
al diseño o proyecto económico y a la facilidad de trabajo
o de funcionamiento del fraccionador 30.

Para resumir lo que antecede, la siguiente Tabla V
indica los rendimientos globales sobre una base tanto vo-
lométrica como en peso. El producto deseado del procedi-
10 miento de conversión de aceites negros descrito, era la
cantidad máxima de aceite combustible (343°C y más) que
tenía un contenido de azufre de menos de 1,0% en peso. Tal
como se observa a partir de la siguiente tabla, este pro-
15 ducto fué obtenido en una cantidad de 87,9% en volumen.



TABLA V: RENDIMIENTOS GLOBALES DE CONVERSION DE ACEITE

		<u>NEGRO</u>			
		<u>Densidad</u> <u>a 20°C</u>	<u>Litros/hora</u>	<u>% en</u> <u>volumen</u>	<u>% en</u> <u>peso</u>
5	Producto crudo reducido	0,9954	265,000	100,00	100,00
	Hidrógeno consumido	-----	-----	-----	1,15
	Amoníaco	-----	-----	-----	0,09
	Sulfuro de hidrógeno	-----	-----	-----	3,07
10	Metano	-----	-----	-----	0,20
	Etano	-----	-----	-----	0,20
	Propano	-----	1,761	0,57	0,30
	Isobutano	-----	398	0,15	0,09
	n-butano	-----	921	0,35	0,21
	Isopentano	-----	405	0,15	0,10
	n-pentano	-----	405	0,15	0,10
15	C ₁ -193°C	0,7591	9,985	3,77	3,00
	193°C-343°C	0,8602	26,410	10,00	9,00
	343°C y más	0,9218	232,100	87,90	84,79
	Totales	-----	272,385	103,04	101,15

20 También se observa el hecho de que el producto deseado fué recuperado a costa de la producción de sólo 0,7% en peso de productos residuales gaseosos ligeros, metano, etano y propano. De importancia adicional es el hecho de que se produjeron 9985 litros por hora de hidrocarburos

25 del margen de ebullición de la gasolina, y aproximadamente 26.410 litros por hora de destilado medio, siendo el contenido combinado de azufre de estas dos corrientes sólo de aproximadamente 0,3% en peso. También se puede recuperar un concentrado de butano y pentano, cuando se lo desea

30 como componente de mezcla para combustibles para motores,



en una cantidad de más de 2129 litros por hora.

La memoria y ejemplos precedentes ilustran claramente el procedimiento de separación de productos de conversión del presente invento, e indican los beneficios que se proporcionarán mediante la utilización del mismo. También se ha demostrado la aplicación única en su género de este procedimiento de separación en fase mixta a la conversión de aceites negros.

Esta solicitud que corresponde a la presentada en Estados Unidos de América, el día 30 de Noviembre de 1.966, bajo el Nº 598.067, se acoge a los beneficios del artículo 51 del vigente Estatuto sobre Propiedad Industrial.

15

- N O T A -

Los puntos de invención propia y nueva que se presentan para que sean objeto de esta solicitud de Patente de Invención en España, por VEINTE años, son los siguientes:

20 1.- Un procedimiento para separar un fluido saliente de producto de conversión en fase mixta y caliente, que contiene hidrógeno, hidrocarburos normalmente líquidos, e hidrocarburos normalmente gaseosos, y que se ha derivado de la conversión de una materia prima de carga hidrocarbónica que hierve por encima de 204°C, caracterizado por

25 a) separar dicho fluido saliente en una primera zona de separación sin reducción sustancial de la presión, para proporcionar una primera corriente líquida y una primera corriente de vapor; b) enfriar dicha primera corriente de vapor hasta una temperatura dentro del margen de aproximada-

30



mente 15,6°C a aproximadamente 60°C; c) separar la primera corriente de vapor enfriada en una segunda zona de separación mantenida sustancialmente a la misma presión que dicha primera zona de separación, para proporcionar una segunda corriente de vapor rica en hidrógeno y una segunda corriente líquida; d) separar al menos una porción de dicha primera corriente líquida en una tercera zona de separación a una presión sustancialmente reducida, para proporcionar una tercera corriente líquida que contiene hidrocarburos normalmente líquidos y una tercera corriente de vapor; e) enfriar dicha tercera corriente de vapor y combinarla con dicha segunda corriente líquida; f) separar la mezcla resultante en una cuarta zona de separación mantenida a una temperatura dentro de un margen desde aproximadamente 15,6°C hasta aproximadamente 60°C para proporcionar una cuarta corriente de vapor que contiene hidrocarburos normalmente gaseosos, y una cuarta corriente líquida que contiene hidrocarburos normalmente líquidos.

2.- El procedimiento de la reivindicación 1, caracterizado además porque una porción de la primera corriente líquida es reciclada o recirculada, y es combinada con la materia prima de carga.

3.- El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 1 ó 2, caracterizado además porque una porción de la cuarta corriente líquida es combinada con la primera corriente de vapor enfriada, antes de la separación de la misma en la segunda zona de separación.

4.- El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, caracterizado además porque la tercera y la cuarta zonas de separación son mantenidas a la misma



presión.

5.- El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, caracterizado además porque la primera zona de separación es mantenida a una temperatura por debajo de aproximadamente 399°C.

6.- El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, caracterizado además porque la segunda corriente de vapor rica en hidrógeno es reciclada o recirculada, y es combinada con la materia prima de carga.

7.- El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, caracterizado además porque el fluido saliente de producto de conversión procede de la conversión de una materia prima de carga hidrocarbonada asfáltica de la cual al menos el 10,0% en volumen hierve por encima de aproximadamente 566°C, y que contiene al menos aproximadamente 1,0% en peso de azufre.

8.- El procedimiento de la reivindicación 7, caracterizado además porque la materia prima de carga hidrocarbonada es sometida a conversión en la presencia de hidrógeno en una zona de conversión mantenida a una presión dentro de un margen desde aproximadamente 68,0 atmósferas manométricas hasta aproximadamente 204 atmósferas manométricas.

9.- El procedimiento de la reivindicación 8, caracterizado además porque la conversión se efectúa a una temperatura dentro de un margen de aproximadamente 371°C a aproximadamente 427°C.

10.- Un procedimiento para la conversión de una materia prima de carga hidrocarbonada asfáltica, de la cual al menos 10,0% en volumen hierve por encima de aproximadamente 566°C, y que contiene al menos aproximadamente 1,0 %



en peso de azufre, en un producto hidrocarbonado del cual una porción sustancial hierve dentro del margen de ebullición del aceite combustible, y que contiene menos de 1,0% en peso de azufre, caracterizado por a) mezclar dicha materia prima de carga con hidrógeno y calentar la mezcla resultante hasta una temperatura por encima de aproximadamente 371°C; b) poner en contacto la mezcla resultante con un catalizador de conversión en una zona de conversión que está bajo una presión impuesta mayor de aproximadamente 68,0 atmósferas manométricas; c) separar el fluido saliente resultante de la zona de conversión en una primera zona de separación, sin reducción sustancial de presión, para proporcionar una primera corriente de vapor y una primera corriente de líquido; d) enfriar dicha primera corriente de vapor hasta una temperatura dentro de un margen de aproximadamente 15,6°C a aproximadamente 60°C; e) separar la primera corriente de vapor enfriada en una segunda zona de separación mantenida sustancialmente a la misma presión que dicha primera zona de separación, para proporcionar una segunda corriente de vapor rica en hidrógeno y una segunda corriente líquida; f) separar al menos una porción de dicha primera corriente líquida en una tercera zona de separación a una presión sustancialmente reducida, para proporcionar una tercera corriente líquida que contiene hidrocarburos normalmente líquidos y una tercera corriente de vapor; g) enfriar dicha tercera corriente de vapor y combinarla con dicha segunda corriente líquida; h) separar la mezcla resultante en una cuarta zona de separación mantenida a una temperatura dentro de un margen desde aproximadamente 15,6°C y aproximadamente 60°C, para proporcionar una cuar-



ta corriente de vapor que contiene hidrocarburos normal-
mente gaseosos, y una cuarta corriente líquida que compren-
de dicho producto hidrocarbonado.

5 11.- El procedimiento de la reivindicación 10, carac-
terizado además porque la primera zona de separación es
mantenida a una temperatura por debajo de aproximadamente
399°C.

10 12.- El procedimiento de una cualquiera de las reivin-
dicaciones 10 u 11, caracterizado además porque una por-
ción de la primera corriente líquida es reciclada o recir-
culada, y es combinada con la materia prima de carga.

15 13.- El procedimiento de una cualquiera de las rei-
vindicações 10 a 12, caracterizado además porque una
porción de la cuarta corriente líquida es combinada con
la primera corriente de vapor enfriada, antes de la sepa-
ración en la segunda zona de separación.

20 14.- El procedimiento de una cualquiera de las rei-
vindicações 10 a 13, caracterizado además porque la ter-
cera y cuarta zonas de separación son mantenidas sustan-
cialmente a la misma presión.

25 15.- El procedimiento de la reivindicación 14, carac-
terizado además porque la tercera y la cuarta zonas de
separación son mantenidas a una presión dentro de un mar-
gen desde por encima de aproximadamente 1,0 atmósferas
manométricas hasta aproximadamente 13,6 atmósferas mano-
métricas.

30 16.- El procedimiento de una cualquiera de las rei-
vindicações 10 a 15, caracterizado además porque la se-
gunda corriente de vapor rica en hidrógeno es reciclada
o recirculada, y es combinada con la materia prima de car-



ga.

17.- El procedimiento de una cualquiera de las reivindicaciones 10 a 16, caracterizado además porque el catalizador de conversión comprende al menos un componente metálico seleccionado de los grupos VI-B y VIII de la Tabla Periódica, compuesto o mezclado con un soporte de óxido inorgánico seleccionado de sílice, alúmina, óxido de magnesio, óxido de zirconio, óxido de boro, y mezclas de los mismos.

18.- El procedimiento de la reivindicación 17, caracterizado además porque el catalizador de conversión comprende un componente metálico seleccionado de molibdeno, wolframio y cromo en una cantidad desde aproximadamente 1,0 hasta aproximadamente 20,0% en peso, y un componente metálico seleccionado de hierro, cobalto y níquel en una cantidad desde aproximadamente 0,2 hasta aproximadamente 10,0% en peso, compuesto o mezclado sobre un soporte de óxido inorgánico que contiene desde aproximadamente 10,0 hasta aproximadamente 37,0% en peso de sílice, y desde aproximadamente 63,0 hasta aproximadamente 88,0% en peso de alúmina.

19.- Un procedimiento para separar un fluido saliente de producto de conversión, en fase mixta y caliente.

Tal y como se ha descrito en la Memoria que antecede, (representado en el dibujo que se acompaña) y con los fines



que se han especificado.

Esta Memoria consta de treinta y seis hojas escritas a máquina por una sola cara.

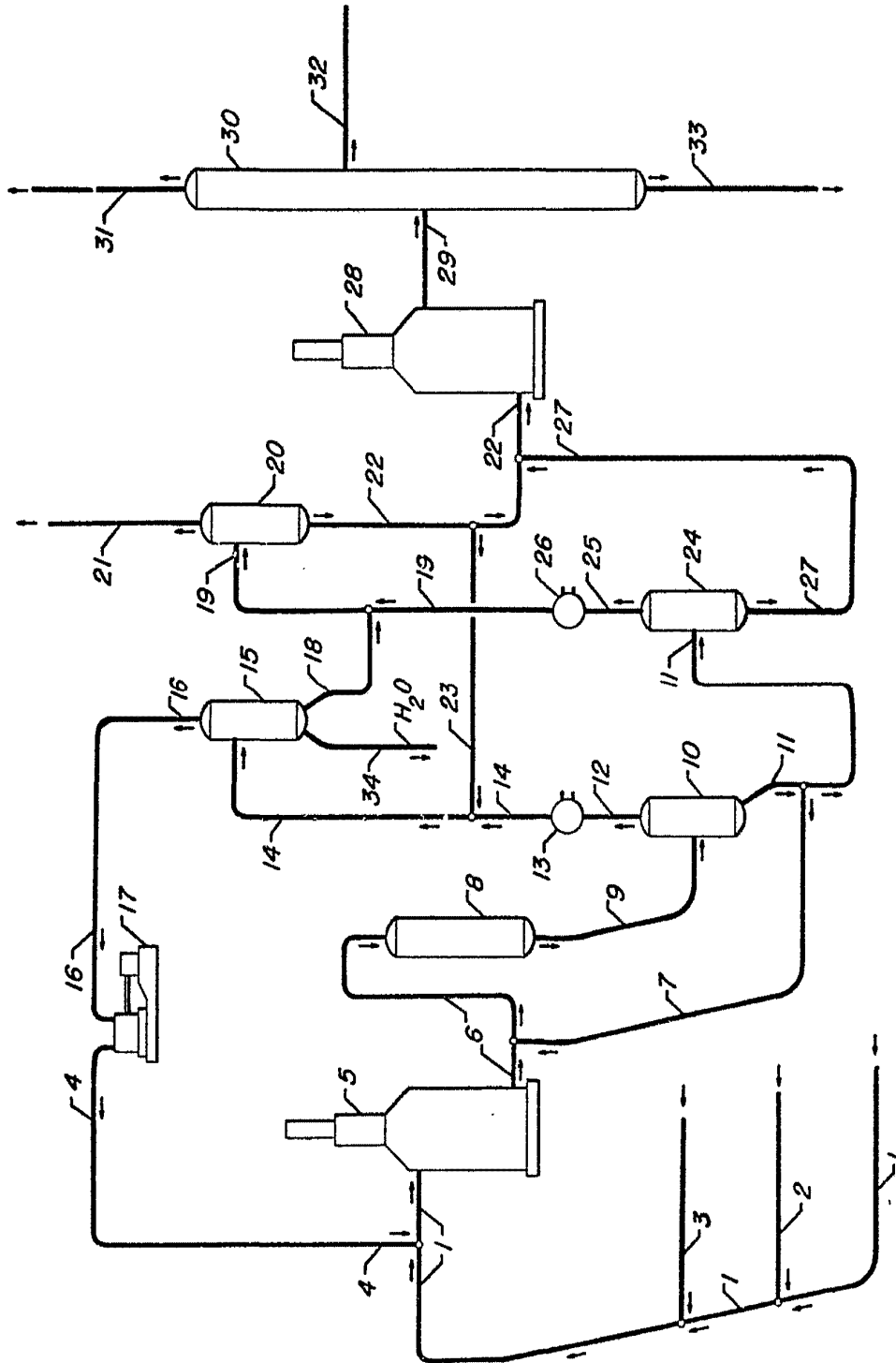
Madrid,

4 8 FEB. 1968

5

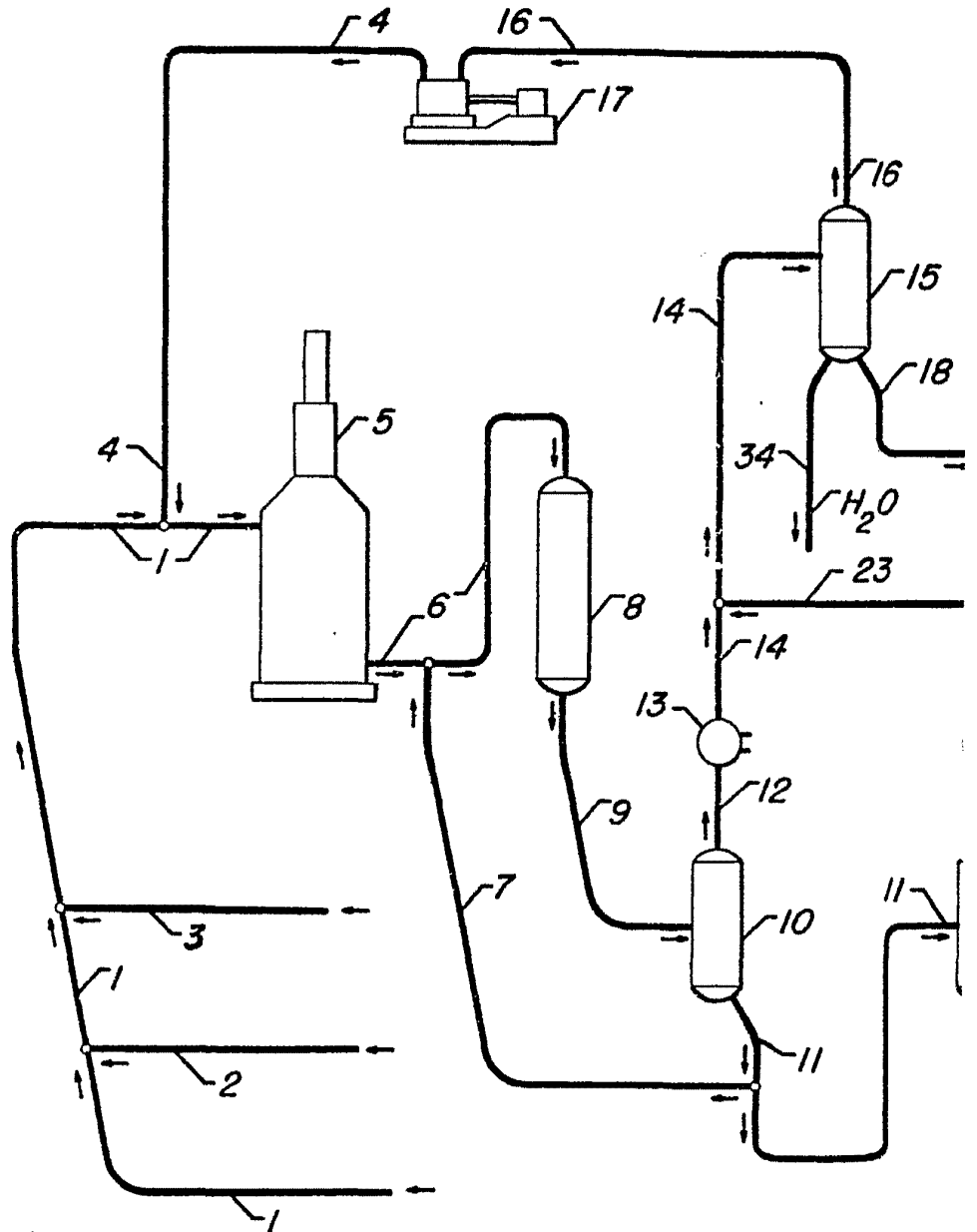
P.A.

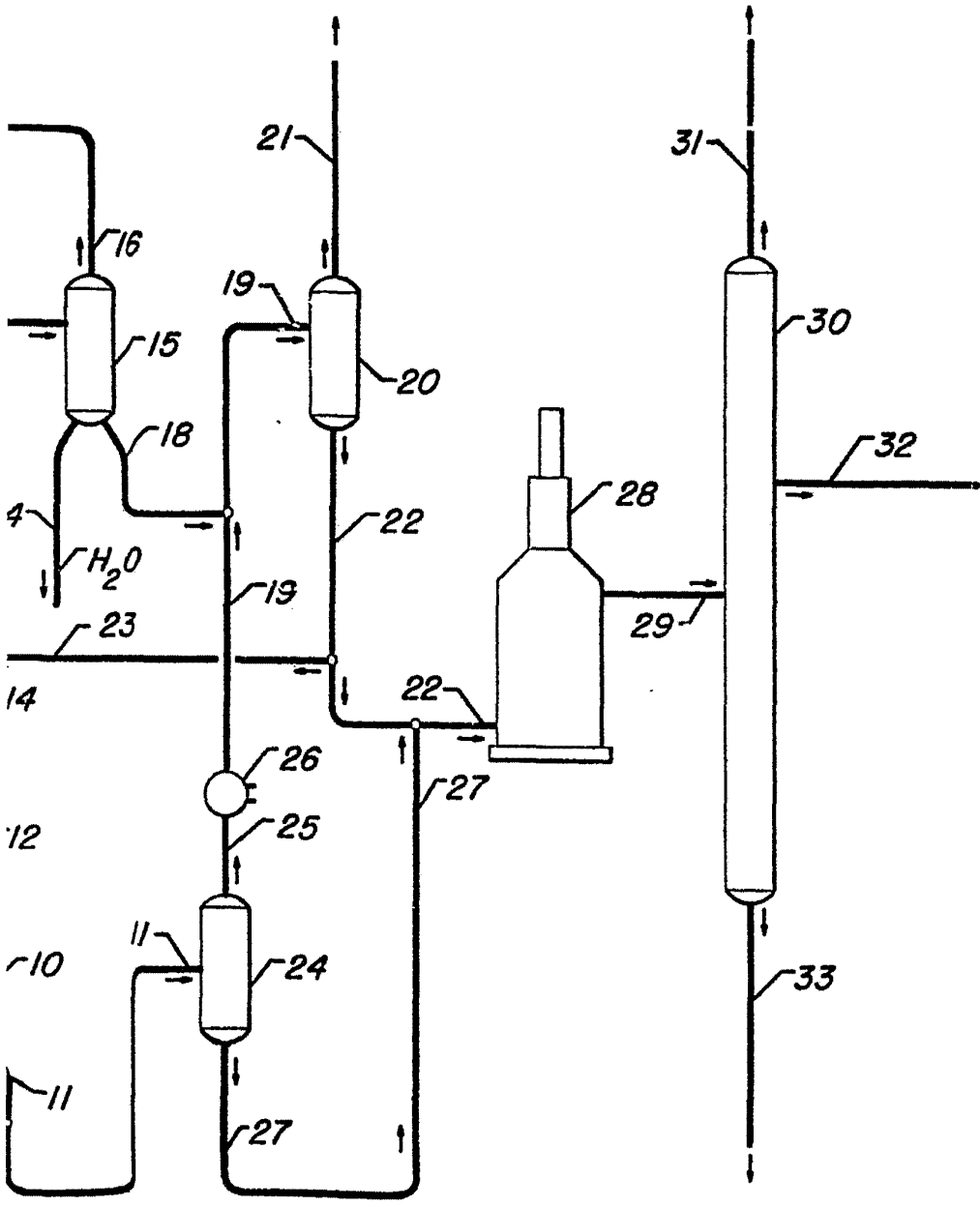
Alberto de Eizaburu
de Vascos



Address to Elizabeth
for Orders







Alberto de Elzab...
1938