

348547

22 L



# MEMORIA DESCRIPTIVA

correspondiente a la solicitud de concesión de una

## PATENTE DE INVENCION

SOLICITANTE: TEXACO DEVELOPMENT CORPORATION.

RESIDENCIA: 135 East 42nd Street, NEW YORK, New

York 10017, Estados Unidos.

ENUNCIADO: "UN PROCEDIMIENTO PARA LA EXTRACCION

CON DISOLVENTE DE UNA MEZCLA DE HIDRO

CARBUROS".

Prioridad: Patente estadounidense n.º 604.481 del 23-12-1966.

22 DIC 196



1 Este invento se refiere a un sistema mejorado de recuperación del disolvente en la extracción por disolventes de aceites hidrocarbonados con N-metil-2-pirrolidona.

5 En la fabricación de aceites lubricantes a partir de crudos de petróleo, es necesario eliminar los productos inestables, que se encuentran en la Naturaleza, los cuales forman depósitos o se vuelven corrosivos en los equipos de operación como resultado de calentamiento y la oxidación, o ambas cosas. Además, en el caso de los aceites parafínicos es con frecuencia conveniente aumentar el índice de viscosidad  
10 separando del aceite los constituyentes más aromáticos. Para lograr ésto es necesario eliminar o destruir una cantidad importante de los productos presentes en los crudos, la cual suele estar comprendida entre el 10 y el 60 % dependiendo de la calidad que se desea que posea el aceite. La forma más  
15 común de realizar ésto es por extracción con un disolvente selectivo para las moléculas más inestables que son en su mayor parte sustancias aromáticas o no hidrocarbonadas. Con anterioridad a la extracción con disolventes se utilizaba para destruir estas sustancias perjudiciales, un tratamiento  
20 enérgico con ácido sulfúrico concentrado.

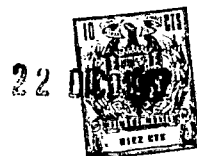
El procedimiento anterior en el que se elimina de la carga una cantidad importante de material es muy distinto de los tratamientos de decoloración en la fabricación de aceites  
25 lubricantes en los que solamente se eliminan cantidades traza de sustancias colorantes. Aquí, las pérdidas en la manipulación son normalmente superiores a la cantidad de material que se elimina. Los métodos corrientes que se utilizan para mejorar la coloración son, por ejemplo, los tratamientos con arcilla y con ácidos débiles. Estas etapas de mejora del co-  
30



1 lor se efectuan generalmente después de la refinación con di  
solventes. Un crudo que solo se trate para mejorar su color  
5 generalmente no es adecuado en cuanto a su estabilidad fren-  
te a la temperatura y a la oxidación ni respecto a su índi-  
ce de viscosidad.

Este invento está encaminado a la extracción con disol-  
ventes de mezclas de hidrocarburos utilizando como disolven-  
te selectivo la N-metil-2-pirrolidona, a la que por razones  
de brevedad denominaremos de aquí en adelante NMP. Más parti-  
10 cularmente se dirige a la extracción con disolventes de mez-  
clas de hidrocarburos que hierven en conjunto por encima de  
la NMP, que lo hace a más de 396°F (202°C), y preferentemen-  
te a las que poseen un punto de ebullición inicial ASTM de  
por lo menos 650°F (343°C), por ejemplo fracciones de acei-  
15 tes lubricantes, material para craqueo, combustibles y des-  
tilados medios. Estas sustancias se tratan para efectuar la  
separación de un producto refinado de estabilidad e índice  
de viscosidad mayores y de aromaticidad reducida, de un pro-  
ducto extraído de aromaticidad incrementada.

20 En las operaciones de refino del petróleo los diferen-  
tes materiales de carga y fracciones tratadas se obtienen  
normalmente con vapor de agua y se almacenan en contacto con  
agua líquida, de suerte que en general contienen agua disuel-  
ta y a veces pequeñas cantidades de agua arrastrada. En la  
25 refinación con disolventes de estos productos "húmedos", con  
un disolvente como la NMP, el disolvente retiene el agua di-  
suelta y atrapada con la consiguiente reducción de su capa-  
cidad de disolución y efectividad en la refinación por disol-  
ventes. La NMP es también higroscópica por lo que tiende a  
30 tomar agua de la atmósfera durante su almacenamiento y mane-



1 jo. Por otro lado la eliminación completa del disolvente de  
las fracciones de aceite tratadas se realiza por arrastre  
con vapor con lo que se separan del aceite las trazas últi-  
5 se requiere, por razones económicas de utilización del disol-  
vente, recuperar el disolvente que aparece en la corriente de  
condensado resultante. Por consiguiente este invento se re-  
fiere a un método mejorado de separación del disolvente en  
la refinación con disolventes de mezclas de hidrocarburos en  
10 donde el agua extraña que aparece durante la alimentación y  
el proceso, se elimina eficazmente del sistema.

De acuerdo con este invento se pone en contacto una  
mezcla de hidrocarburos que hierve por encima de 396°F (202°C)  
y que se desea separar en fracciones de mayor y menor aroma-  
15 ticidad, con el disolvente NMP, lo que da lugar a una fase  
de refinado que contiene un producto refinado junto con una  
pequeña proporción de dicho disolvente disuelto en ella, y  
una fase de extracto constituida por el disolvente con el  
producto extraído y una pequeña cantidad de agua disuelta en  
20 el mismo. El producto refinado se separa de la fase de refi-  
nado por destilación o lavado con otro disolvente tal como  
el agua. La fase de extracto se pasa a una primera zona de  
destilación donde se separa un primer destilado que contiene  
agua y una pequeña proporción del disolvente de unas prime-  
25 ras colas de destilación prácticamente exentas de agua. Las  
colas procedentes de la primera zona de destilación pasan a  
una segunda zona de destilación, donde se separa una fracción  
importante del disolvente en dicha fase de extracto, como  
destilado prácticamente exento de agua de las colas, de una  
30 segunda destilación. Las colas de la segunda zona de destila

22 D



1 ción que contienen una pequeña fracción del disolvente en  
dicha fase de extracto se liberan prácticamente del mismo  
por arrastre con vapor en una tercera zona de destilación  
que efectúa la separación entre un destilado, constituido  
5 por el disolvente y agua, y unas colas de la tercera desti-  
lación encontrándose dicho producto extraído prácticamente  
exento de disolvente. El destilado procedente de dichas pri-  
mera y tercera zonas de destilación se recoge y pasa a una  
cuarta zona de destilación donde se verifica la separación  
10 del agua como destilado y del disolvente, prácticamente exen-  
to de agua, como producto de cola de la cuarta destilación.  
El destilado de la segunda zona de destilación y el produc-  
to de cola procedente de la cuarta zona de destilación, en-  
contrándose el disolvente prácticamente libre de agua, vuel-  
15 ven a la zona de extracción para que contenga por lo menos  
una parte del disolvente.

Es conveniente mantener la primera zona de destilación  
a una presión manométrica comprendida entre 0 a 25 libras/  
pulgada<sup>2</sup> (0 a 1,76 kg/cm<sup>2</sup>). Una parte por lo menos de la  
20 segunda zona de destilación se mantiene a una presión supe-  
rior comprendida entre unas 25 a 100 libras/pulgada<sup>2</sup> (1,76  
y 7,03 kg/cm<sup>2</sup>), y la tercera zona de destilación se mantiene  
a una presión inferior comprendida entre unas 5 y 15 li-  
bras/pulgada<sup>2</sup> absolutas (0,35 y 1,05 kg/cm<sup>2</sup>). Cuando se ope-  
25 ra en la segunda zona de destilación a la presión superior  
mencionada, es conveniente someter el destilado a un inter-  
cambio de calor indirecto con la fase de extracto que se  
envía a la primera zona de destilación con objeto de que su-  
30 ministre al menos una parte del calor necesario para la des-  
tilación.

22 Dec



1 En una realización del procedimiento de este invento  
la segunda zona de destilación puede estar constituida por  
dos partes, la primera de las cuales se mantiene a la pre-  
sion superior antes mencionada y la segunda se mantiene apro-  
ximadamente a la misma presión que la tercera zona de desti-  
lacion.

5 El disolvente se puede separar de la fase de refinado  
en una quinta zona de destilación, o bien se puede separar  
por lavado con agua. Cuando se separa el disolvente de la  
fase de refinado en una quinta zona de destilación, el desti-  
lado constituido por el disolvente y agua se lleva a la cuar-  
ta zona de destilación junto con la alimentación. Cuando se  
separa el disolvente de la fase de refinado por lavado con  
agua, la solución acuosa resultante del disolvente se puede  
10 enviar a la cuarta zona de destilación para recuperar en  
ella el disolvente o bien puede separarse en una zona de des-  
tilación independiente. El agua aislada como destilado en la  
cuarta zona de destilación puede utilizarse ventajosamente  
para lavar la fase de refinado. El disolvente y la mezcla  
de hidrocarburos se ponen en contacto, por ejemplo, en la  
zona de extracción, a una temperatura de salida de la fase  
de extracto de unos 185°F (85°C) y con una dosificación de  
unos 120 volúmenes de disolvente por volumen de dicha mezcla  
de hidrocarburos.

25 BREVE DESCRIPCIÓN DE LOS ESQUEMAS

En la Figura 1 se muestra un diagrama de flujo de un  
sistema de refinación por disolventes que comprende las  
instalaciones de destilación para recuperación del disolven-  
te tanto de la fase de extracto como de la de refinado.

30 En la Figura 2 se presenta una modificación del procedi



1 miento de la Figura 1 en donde la separación del disolvente  
del producto refinado se efectúa por lavado con agua.

5 Aunque las figuras ilustran disposiciones particulares  
del aparato en las que se puede realizar el invento, debe  
entenderse que éste no está limitado al aparato o materia-  
les particulares descritos.

10 Refiriéndonos a la Figura 1, el aceite de carga, que  
contiene una pequeña cantidad de agua extraña, se introduce  
a una temperatura de unos 100°F (38°C) a través del conduc-  
to 1 en la torre de tratamiento 2. Esta torre es un disposi-  
tivo para contacto de líquidos adecuado para la extracción  
con disolventes. La torre de tratamiento 2 es de preferencia  
un contactor de disco giratorio, aun cuando puede ser ade-  
cuado cualquier dispositivo de contacto líquido-líquido del  
orden de 1 a 10 pisos teóricos, por ejemplo una columna de  
15 relleno, de atomización o de bandejas filtrantes. Si se de-  
sea puede utilizarse una columna pulsante o agitada o bien  
un dispositivo de contacto centrífugo tal como un contactor  
centrífugo Podbielniak. Se introduce en la torre de trata-  
20 miento 2 a través del conducto 3 el disolvente N-metil-2-  
pirrolidona en una proporción de 120 volúmenes por cien con  
respecto al aceite y a una temperatura de unos 252°F (122°C).  
La carga de aceite y el disolvente se ponen en contacto en  
contracorriente dando lugar a una fase de refinado formada  
25 por los constituyentes de la carga insolubles en el disol-  
vente (predominantemente de tipo parafínico) junto con una  
pequeña cantidad de disolvente y una mínima cantidad de agua  
disueltos. Los constituyentes de la carga solubles en el di-  
solvente (predominantemente de naturaleza aromática) y el  
30 grueso del agua disuelto en la carga se disuelven en el di-



1       solvente formando una fase de extracto que se retira de la  
torre 2 a través de la conducción 4 a una temperatura de  
unos 185°F (85°C). La fase de extracto en el conducto 4 pa-  
5       sa a través del cambiador de calor 7, la conducción 8 y el  
cambiador de calor 9 donde la fase extraída se calienta a  
unos 420°F (215°C), temperatura que es superior al punto de  
ebullición del disolvente NMP y del agua disuelta.

10       La fase de extracto caliente se pasa a continuación a  
través del conducto 10 a una torre de destilación 11 que de-  
be operar a una presión comprendida entre la atmosférica y  
unas 25 libras/pulgada<sup>2</sup> (1,76 kg/cm<sup>2</sup>) y preferentemente a  
unas 20 libras/pulgada<sup>2</sup> (1,41 kg/cm<sup>2</sup>). En la torre de desti-  
lación 11 se evapora aproximadamente un 40 % del disolvente  
15       y del agua que se encuentran en la fase de extracto calien-  
te, y se retiran como destilado a través del conducto 15. El  
destilado de la torre 11 se hace pasar seguidamente a tra-  
vés del conducto 15, del cambiador 7 y del conducto 16 a la  
torre de destilación 17 de secado del disolvente.

20       La fase de extracto exenta de agua y que contiene del  
orden de un 60 % del disolvente presente en la fase extraí-  
da retirada de la torre de tratamiento 2, se saca por el fon-  
do de la torre 11 a través del conducto 18 y se calienta en  
el serpentín 19 del recalentador 20 a una temperatura de  
unos 538°F (281°C). La fase extraída caliente se hace pasar  
25       entonces a través del conducto 21 a la torre de destilación  
a presión 22 que opera a una presión manométrica de unas 25  
a 100 libras/pulgada<sup>2</sup> (1,76 a 7,03 kg/cm<sup>2</sup>) y preferiblemente  
a unas 55 libras/pulgada<sup>2</sup> (3,87 kg/cm<sup>2</sup>). Aproximadamente el  
95 % en peso del disolvente en la carga que se introduce en  
30       la torre 22 destila por la parte superior y se separa como



1 destilado por el conducto 23. El destilado del conducto 23  
a una temperatura de unos 505°F (263°C) intercambia su ca-  
lor indirectamente en el cambiador 9 con la alimentación de  
la torre de destilación 11. Después de utilizado en el cam-  
5 biador de calor, el destilado, constituido por disolvente  
seco, pasa a través de los conductos 24 y 25 al refrigeran-  
te 26 donde se reduce su temperatura a unos 252°F (122°C)  
con objeto de suministrar disolvente que pasa a través del  
conducto 3 a la torre de tratamiento 2. Las colas de la to-  
10 rre 22 que contienen todo el aceite extraído y el resto del  
disolvente se hacen pasar a través del conducto 30 a la to-  
rre de destilación a vacío 31 que opera a una presión com-  
prendida entre unas 5 libras/pulgada<sup>2</sup> (0,35 kg/cm<sup>2</sup>) absolu-  
tas y la presión atmosférica y preferiblemente a unas 11 li-  
15 bras/pulgada<sup>2</sup> (0,77 kg/cm<sup>2</sup>) absolutas. El vacío existente en  
la torre 31 provoca la vaporización de aproximadamente el  
80 % en peso del disolvente presente en la corriente de ali-  
mentación de la torre 31 y el destilado resultante que con-  
tiene una cantidad adicional de disolvente seco se descarga  
20 al conducto 25 a través del conducto 32 para reciclarlo con  
el disolvente seco. La fase de extracto restante se retira  
del fondo de la torre 31 a través del conducto 33 y se pasa  
a la torre de destilación de extractos con vapor a vacío 34.  
El vapor se introduce por la parte inferior de la torre 34  
25 a través del conducto 35 en cantidad suficiente para evapo-  
rar las últimas trazas de disolvente presentes en la fase  
extraída. El destilado disolvente-vapor resultante se retira  
por la parte superior a través del conducto 36 y se combina  
con la corriente de disolvente húmedo en el conducto 16. El  
30 producto extraído, prácticamente exento de disolvente, se



1       retira del fondo de la torre 34 a través de la tubería 37 y se descarga en el depósito de productos, no representado.

5       La fase de refinado del conducto 5 pasa a través del cambiador de calor 40 y del conducto 41 al serpentín de calentamiento 42, situado en el recalentador 43, donde se calienta hasta una temperatura de unos 475°F (246°C). La fase de refinado caliente se descarga a través del conducto 44

10       a la torre de destilación del refinado en vacío 45 para efectuar una separación prácticamente completa entre el disolvente disuelto y la fase refinada. La torre de destilación 45 opera a una presión baja, por ejemplo, en el intervalo comprendido entre 5 libras/pulgada<sup>2</sup> (0,35 kg/cm<sup>2</sup>) de presión absoluta y la presión atmosférica, y preferiblemente a unas 11 libras/pulgada<sup>2</sup> (0,77 kg/cm<sup>2</sup>). Aproximadamente el 93 %

15       del disolvente disuelto y prácticamente todo el agua disuelto destilan por la parte superior de la torre 45 a través del conducto 46. El destilado del conducto 46 pasa a través del cambiador de calor 40 y del conducto 47 al conducto 16 donde se acumula con otras corrientes de disolvente húmedo

20       que van a parar a la torre de destilación 17. Las colas de destilación de la torre 45 se descargan a través del conducto 48 y pasan a la torre de destilación con vapor a vacío de refinados, 50. La torre de destilación 50 opera como una torre de arrastre de vapor mediante el vapor introducido por

25       el conducto 51 para eliminar el disolvente residual del producto refinado. El producto refinado se descarga a través del conducto 52 al depósito no representado. El destilado de la parte superior de la torre 50, constituido por disolvente y vapor de agua, se descarga a través del conducto 53 y se

30       combina con la corriente de disolvente húmedo del conducto 47.



1            Los disolventes húmedos procedentes de las torres 11,  
34, 45 y 50 se acumulan como destilado en el conducto 16 y  
pasan a la torre de destilación para secado del disolvente  
17. La torre de destilación 17 actúa como secador del disol-  
5            vente, destilando agua por la parte superior a través del  
conducto 55 y saliendo disolvente seco por el fondo de la  
torre 17 a través del conducto 25. La torre de destilación  
17 puede ser una columna de destilación clásica de unos 6 a  
10 pisos teóricos.

10           En el diagrama de flujo representado, se separa como di-  
solvente destilado seco de las torres 11 y 22 aproximadamen-  
te el 51,9 % en peso del disolvente con que se carga la to-  
rre de tratamiento 2.

15           En el sistema de destilación descrito anteriormente, el  
disolvente se separa en una serie de etapas de destilación  
con objeto de lograr la separación de la mayor parte del di-  
solvente como disolvente seco y al mismo tiempo permitir la  
utilización eficiente del calor de destilación. Con objeto  
de separar una pequeña porción del disolvente junto con el  
20           agua que se introduce con la alimentación y el disolvente en  
el sistema de extracción con disolvente, se efectúa una des-  
tilación inicial de la fase de extracto a una presión compren-  
dida entre 0 y 25 libras/pulgada<sup>2</sup> (0 y 1,76 kg/cm<sup>2</sup>). El mismo  
calor para esta destilación inicial lo proporciona el calor sensi-  
25           ble de la fase de extracto en la torre de extracción por inter-  
cambio de calor indirecto con los vapores de destilación pro-  
cedentes de la destilación inicial y por intercambio de ca-  
lor indirecto con los vapores de una destilación posterior.  
La fase resultante parcialmente extraída, prácticamente exen-  
30           ta de agua, se calienta con el calor suministrado por una



1 fuente externa a la zona de destilación y la corriente reca-  
lentada se pasa a una presión comprendida entre unas 25 y 100  
libras/pulgada<sup>2</sup> (1,76-7,03 kg/cm<sup>2</sup>) manométricas, a una segunda  
zona de destilación. Los vapores destilados calientes proceden  
5 tes de la segunda zona de destilación a presión y temperatu-  
ras superiores se utilizan para suministrar calor a la prime-  
ra zona según se describió anteriormente. Por condensación es-  
te destilado constituye una corriente de disolvente seco que  
se recicla a la torre de tratamiento de extracción con disol-  
10 vente. Las colas de la segunda zona de destilación se pasan a  
una torre de destilación a vacío, que se mantiene entre unas  
5 libras/pulgada<sup>2</sup> (0,35 kg/cm<sup>2</sup>) absolutas y la presión atmos-  
férica, en donde se evapora el disolvente adicional mediante  
el calor sensible de la corriente de alimentación a la torre.  
15 Este flujo de disolvente, una vez condensado, da lugar a una  
corriente de disolvente seco adicional que se devuelve a la  
torre de extracción. El vapor de destilación procedente de la  
torre de destilación a vacío se obtiene en una cantidad y a  
una temperatura demasiado bajas para justificar su empleo en  
20 el calentamiento de otras corrientes del sistema. La pequeña  
cantidad de disolvente que permanece en la fase extraída se  
arrastra a continuación con vapor en una zona de extracción  
independiente, a una presión comprendida entre unas 5 libras/  
pulgada<sup>2</sup> (0,35 kg/cm<sup>2</sup>) absolutas y la presión atmosférica. Hay  
25 que señalar que la única etapa de destilación de la fase ex-  
traída que se calienta con una fuente externa al sistema de  
destilación es la etapa de destilación a presión. El calor  
para las restantes destilaciones procede del calor sensible de  
las corrientes que intervienen y del intercambio de calor con  
30 otras corrientes del sistema de destilación.



1           La Figura 2 ilustra una variante para separar el disol-  
vente disuelto de la fase refinada utilizando un lavado con  
agua en lugar de la destilación. La fase refinada del conduc-  
to 5 se enfría en el cambiador 70 a una temperatura de unos  
5   150°F (65°C) y se envía por el conducto 71 a la torre de la-  
vado 72. La torre de lavado 72 es una instalación de extrac-  
ción líquido-líquido de 1 a 10 pisos teóricos. Se introduce  
agua a 150°F (65°C) mediante el conducto 73 y el producto re-  
finado lavado, prácticamente exento de disolvente, se descar-  
10   ga a través del tubo 75 al depósito de productos no represen-  
tado. Las aguas de lavado que contienen disolvente disuelto  
se descargan por el conducto 74 y se unen a la corriente del  
disolvente húmedo en el conducto 16 a fin de recuperar el di-  
solvente seco, como se muestra en la Figura 1. El agua para  
15   los lavados puede retirarse desde el conducto 55 a través  
del conducto 76 y enfriarse en el cambiador 77 a la tempera-  
tura de lavado. La separación del disolvente de la fase re-  
finada por lavado con agua reduce el equipo necesario en el  
sistema de recuperación de la fase refinada, si bien incre-  
20   menta la cantidad de agua que debe eliminarse del sistema de  
circulación del disolvente.

DESCRIPCION DE LAS REALIZACIONES PREFERIDAS

En una aplicación específica de este invento que cons-  
tituye un ejemplo de una realización preferida se trata un  
25   aceite lubricante denominado Destilado Céreo 20 con NMP para  
producir un aceite puro (producto refinado) de índice de vis-  
cosidad incrementado y propiedades inhibidoras mejoradas, de  
utilidad en la fabricación de aceites lubricantes de alta ca-  
lidad, de elevado índice de viscosidad y gran estabilidad. La  
30   carga de Destilado Céreo 20 está constituida por una frac-

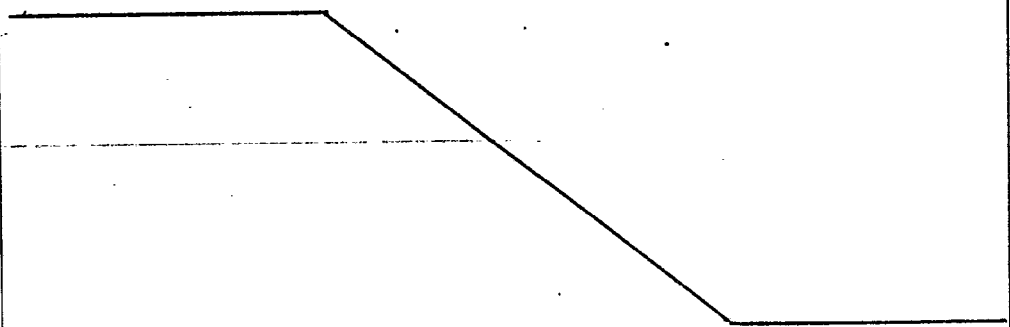


1 ción que posee un punto de ebullición inicial ASTM superior  
a 650°F (343°C) obtenido por destilación en vacío de un cru-  
do de petróleo de South Louisiana. El Destilado Céreo 20  
se refina en el aparato y en las condiciones descritas al re-  
5 ferirnos a la Figura 1, o sea con una dosificación de disol-  
vente de 120 volúmenes por cien y una temperatura de salida  
del extracto de 185°F (85°C). Se obtiene un rendimiento del  
68,9 % en peso de aceite refinado. En la Tabla I se muestran  
los ensayos efectuados sobre la carga, el aceite refinado y  
10 el producto extraído.

En la Tabla II se expone un balance de masas que mues-  
tra la distribución de NMP, agua y fracciones oleosas en el  
refinado de 10.000 barriles (1432 m<sup>3</sup>) por día de la carga  
de Destilado Céreo 20. En esta Tabla las velocidades de agua  
15 se aproximan hasta la libra pero se redondean a los millares  
en el total. En la modificación del procedimiento de recupe-  
ración de disolvente que se ilustra en la Figura 2, en el  
que se sustituye por lavado con agua la destilación en la se-  
paración del disolvente de la fase refinada, se lava esta  
20 fase refinada con 272.000 libras de agua por día (123.370 kg).  
El agua de lavado y el disolvente extraído se incluyen en la  
carga de la torre de destilación de secado del disolvente  
que queda entonces constituida por 2.084.000 libras (945.182 kg)  
por día de NMP y 296.000 libras (134.262 kg) por día de agua.

25

30





1

TABLA I

ENSAYOS DE LA CARGA Y PRODUCTOS

<u>Identificación</u>	<u>Destilado Céreo 20</u>	<u>Producto oleoso refinado</u>	<u>Producto extraído</u>
<u>ENSAYOS</u>			
5 Densidad, °API	24,9	30,5	14,9
Punto de Inflamación en Vasija Abierta Cleveland °F (°C)	455(235)	455(235)	455(235)
Viscosidad, SUS a 100°F (37,8°C)	421	268	-
10 Viscosidad, SUS a 150°F (65,6°C)	-	93,7	-
Viscosidad, SUS a 210°F (98,9°C)	56,0	51,3	119,7
Indice de Viscosidad	76,5	105,0	-
Indice de Viscosidad del Producto Desparafinado	-	91	-
15 Punto de Vertido, °F (°C)	+100(37,8)	+110(43,3)	+55(12,8)
Punto de Vertido del Producto Desparafinado, °F(°C)	-	0(-17,8)	-
Color, célula Lovibond 1/2" (12,2 mm)	390	10	-
Residuo carbonoso, % en peso	0,10	0,02	2,04
20 Cenizas, % en peso	0,002	ninguno	-
Indice de neutralización	0,60	0,03	-
Azufre, % en peso	0,48	0,16	1,2
Parafina, % en peso	7,8	10,8	-
Indice de Refracción	1,4832	1,4625	1,5394
25 Agua disuelta, % en peso	0,02	-	-

30



1

TABLA II  
BALANCE DE MASAS

5

MILES DE LIBRAS POR DIA

10

15

20

25

30

	<u>Carga de</u> <u>aceite</u>	<u>NMP</u>	<u>Agua</u>	<u>Aceite ex</u> <u>traído</u>	<u>Aceitere</u> <u>finado</u>	<u>TOTAL</u>
Carga de Destilado Céreo 20	3163	-	0,633	-	-	3164
Fase de Refinado		545	0,080	-	2180	2725
Fase de Extracto		3791	0,553	984	-	4776
Carga de Disolvente		4336	-	-	-	4336
Destilado, Torre de Destilación de Re- finado a Vacío		505	0,080	-	-	505
Colas, Torre de Desti- lación de Refinado a Vacío		40	-	-	2180	2220
Destilado, Torre de Destilación de Refi- nado con Vapor a va- cío		40	40,319	-	-	80
Producto Refinado		-	-	-	2180	2180
Vapor que entra en la Torre de Destilación de Refinado con Va- por a Vacío		-	40,319	-	-	40
Destilado, Torre de Destilación a la Pre- sión Atmosférica		1516	0,553	-	-	1517
Colas, Torre de Desti- lación a la Presión Atmosférica		2275	-	984	-	3259
Destilado, Torre de Destilación a Presión		2161	-	-	-	2161
Colas, Torres de Desti- lación a Presión		114	-	984	-	1098
Destilado, Torre de Des- tilación de Extracto a Vacío		91	-	-	-	91



1

TABLA II (continuación)

MILES DE LIBRAS POR DIA

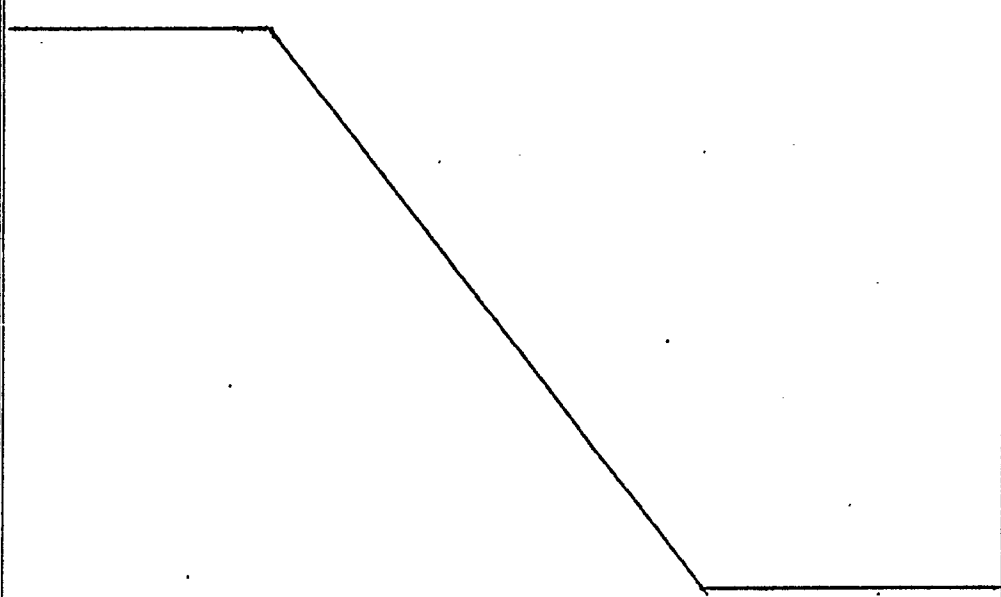
	Carga de aceite	NMP	Agua	Aceite ex traído	Aceite re finado	TOTAL
5	Colas, Torre de Destilación de Extracto a Vacío	23	-	984	-	1007
	Destilado, Torre de Destilación de Extracto con Vapor a Vacío	23	22,746	-	-	45
	Producto Extraído	-	-	984	-	984
10	Vapor para la Torre de Destilación del Extracto con Vapor a Vacío	-	22,746	-	-	23
	Disolvente húmedo que entra en la Torre de Destilación de Secado del Disolvente	2084	63,698	-	-	2148
15	Colas, Torre de Destilación de Secado del Disolvente	2084	-	-	-	2084
	Destilado, Torre de Destilación de Secado del Disolvente.	-	63,698	-	-	64

(1000 libras = 453,6 kg/cm<sup>2</sup>)

20

25

30





1

REIVINDICACIONES

5

10

15

20

25

30

1. Un procedimiento para la extracción con disolvente de una mezcla de hidrocarburos que en su totalidad hierve por encima de 396°F (202°C) en el que se realiza la separación de dicha mezcla de hidrocarburos en un producto refinado de aromaticidad reducida y un producto extraído de aromaticidad aumentada, introduciéndose agua extraña al manipular la alimentación y en el vapor de procesado, cuyo procedimiento consiste en poner en contacto dicha mezcla de hidrocarburos con un disolvente constituido por N-metil-2-pirrolidona en una zona de extracción que forma una fase de refinado constituida por dicho producto refinado con una pequeña fracción de dicho disolvente disuelto en el mismo y una fase extraída constituida por el mencionado disolvente con dicho producto extraído y agua disueltos en el mismo, pasar dicha fase de extracto a una primera zona de destilación donde se efectúa la separación entre un primer destilado que contiene una fracción pequeña de dicho disolvente en dicha fase de extracto y agua, y los productos de cola de la destilación prácticamente exentos de agua, pasar dichos productos de colas de la primera destilación a una segunda zona de destilación en la que se efectúa la separación entre un segundo destilado constituido por una parte importante de disolvente en dicha fase extraída, prácticamente exenta de agua, y el producto de cola de una segunda destilación, pasar dichos productos de cola de la segunda destilación a una tercera zona de destilación en contacto con vapor en donde se efectúa la separación entre un tercer destilado constituido por dicho disolvente y agua y los productos de cola de la tercera destilación, constituidos por dicho



- 1 producto extraído prácticamente exento del citado disolvente, pasar los mencionados primero y tercer destilados a una cuarta zona de destilación en la que se efectúa la separación de agua, como cuarto destilado, de un producto de cola
- 5 de cuarta destilación, constituido por dicho disolvente prácticamente exento de agua, y pasar los mencionados segundo destilado y productos de cola de la cuarta destilación a la citada zona de extracción como una parte al menos de dicho disolvente en la zona de extracción.
- 10 2. Un procedimiento según la Reivindicación 1 en el que la primera zona de destilación se mantiene a una presión manométrica comprendida entre 0 y 25 libras/pulgada<sup>2</sup> (0 y 1,76 kg/cm<sup>2</sup>), manteniéndose al menos una parte de la segunda zona de destilación a una presión manométrica comprendida
- 15 entre 25 y 100 libras/pulgada<sup>2</sup> (1,76 y 7,03 kg/cm<sup>2</sup>) y la tercera zona de destilación se mantiene a una presión absoluta comprendida entre 5 libras/pulgada<sup>2</sup> (0,35 kg/cm<sup>2</sup>) y una atmósfera.
- 20 3. Un procedimiento según la Reivindicación 2 en el que la citada segunda zona de destilación comprende dos partes, y la segunda parte se mantiene aproximadamente a la misma presión que la citada tercera zona de destilación.
- 25 4. Un procedimiento según la Reivindicación 2 en el que el destilado de la segunda zona de destilación se pasa en intercambio indirecto de calor con la fase de extracto hacia la primera zona de destilación.
- 30 5. Un procedimiento según cualquiera de las anteriores Reivindicaciones en el que la fase de refinado se pasa a una quinta zona de destilación en donde se efectúa la separación entre el disolvente citado y el agua como quinto



1957

1 destilado, y los productos de cola de la quinta destilación constituidos por el producto refinado.

5 6. Un procedimiento según la Reivindicación 5 en el que el quinto destilado citado se pasa a dicha cuarta zona de destilación junto con el primero y el tercer destilado citados.

10 7. Un procedimiento según la Reivindicación 5 en el que la quinta zona de destilación comprende dos partes y la destilación en la segunda parte se efectúa en contacto con vapor de agua a una presión manométrica comprendida entre 5 libras/pulgada<sup>2</sup> (0,35 kg/cm<sup>2</sup>) y la presión atmosférica.

15 8. Un procedimiento según cualquiera de las Reivindicaciones 1 a 4 en el que la fase de refinado se pone en contacto con agua en una zona de lavado con agua en la que se efectúa la separación entre el producto refinado y una solución acuosa de dicho disolvente, y se pasa dicha solución acuosa del disolvente junto con el primer y tercer destilados a la cuarta zona de destilación citada.

20 9. Un procedimiento según la Reivindicación 8 en el que el cuarto destilado se pasa a dicha zona de lavado con agua para suministrar al menos una parte del agua a dicha zona de lavado.

25 10. Un procedimiento según cualquiera de las anteriores Reivindicaciones en el que el disolvente y la mezcla de hidrocarburos citados se ponen en contacto en la zona de extracción, con una temperatura de salida de la fase de extracto de unos 185°F (85°C), con una dosificación de disolvente de 120 volúmenes por cada cien volúmenes de dicha mezcla de hidrocarburos.

30



1                    11. Se reivindica por último, como objeto sobre el  
que ha de recaer la Patente de Invención que se solicita:  
"UN PROCEDIMIENTO PARA LA EXTRACCION CON DISOLVENTE DE UNA  
MEZCLA DE HIDROCARBUROS".

5                    Todo conforme queda descrito y reivindicado en la  
presente memoria que consta de veintiuna páginas mecanogra-  
fiadas y dibujos que se acompañan.

Madrid, 22 Diciembre 1967  
BERNARDO UNGRIA  
P.P.

10

15

20

25

30

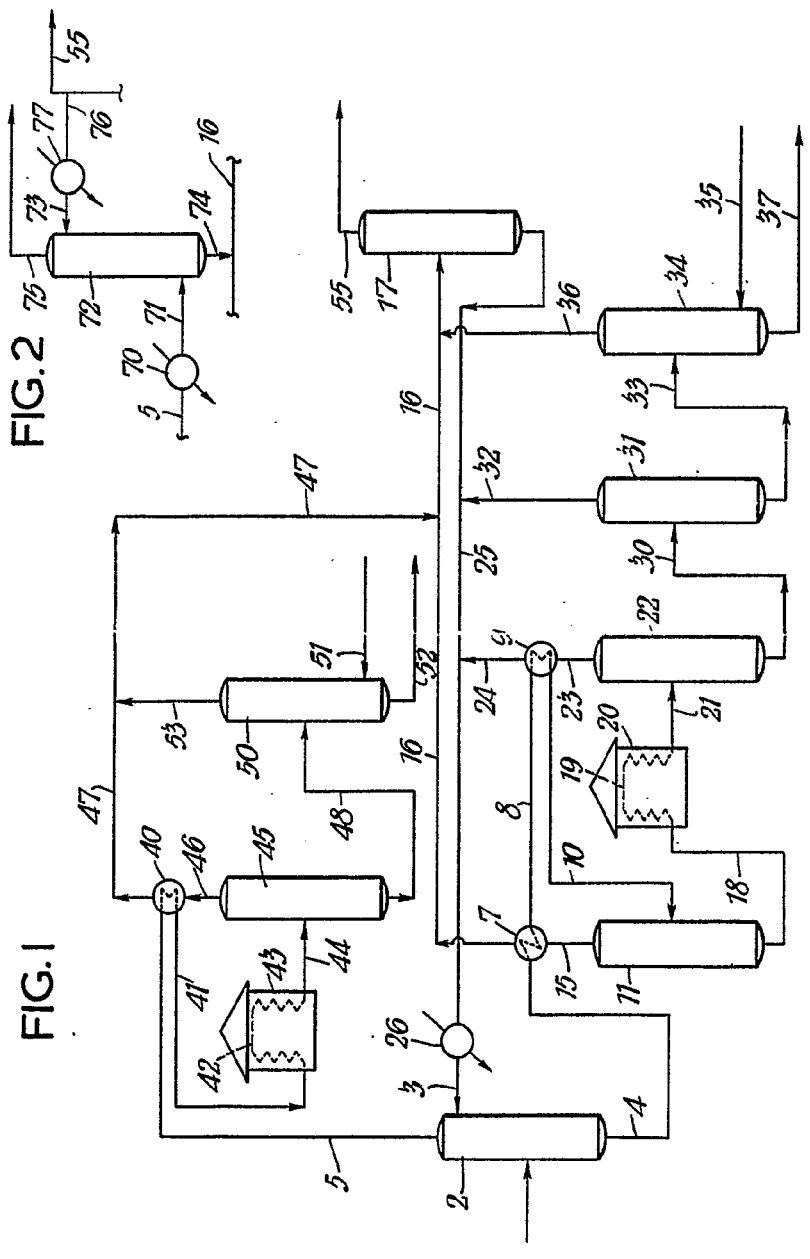


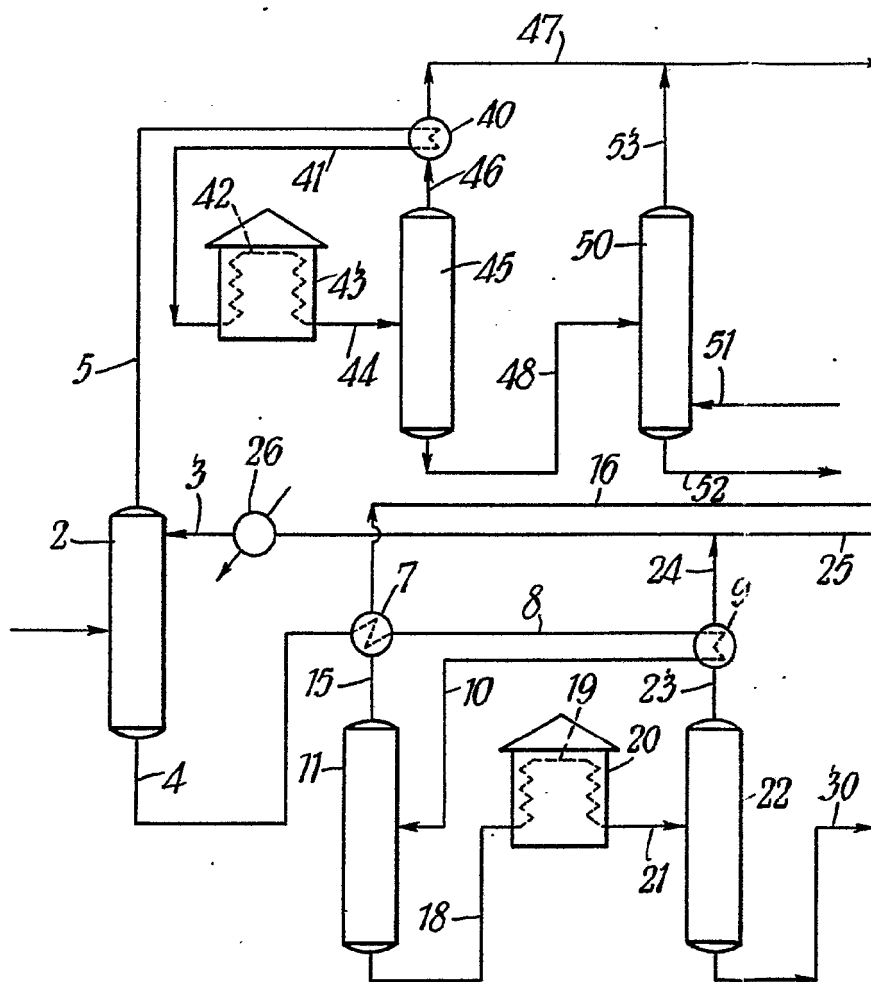
FIG. 2

FIG. 1

Handwritten signature or mark at the bottom right of the page.

3,100,000

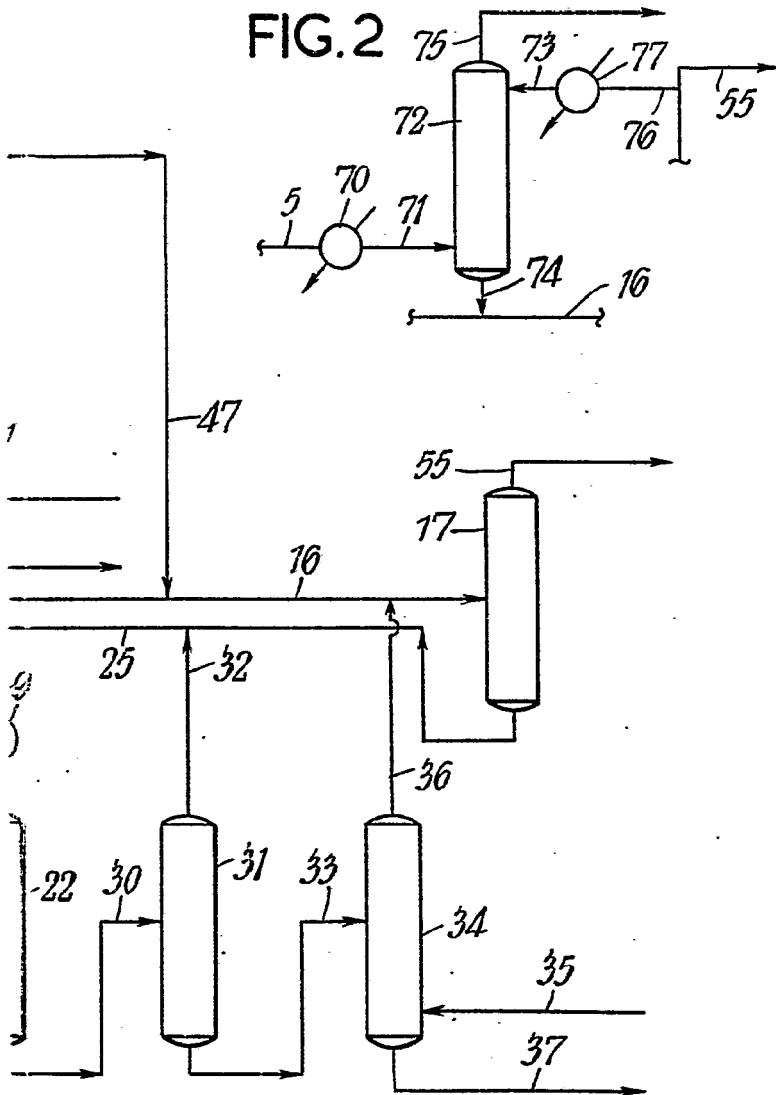
FIG. 1



840647



FIG. 2



M. S. N.º 22 de Diciembre de 1967