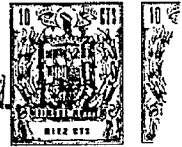


403692

22 JUL



P.- 51.226

Case 1464

403692

MEMORIA DESCRIPTIVA

SECCION TECNICA
CLASIFICACION I. P. C
CLASE _____
SUBCLASE _____

para solicitar PATENTE DE INVENCION por 20 años

a nombre de UNIVERSAL OIL PRODUCTS COMPANY

entidad norteamericana

con domicilio en Ten. UOP. Plaza-Algonquin & Mt.
Prospect Roads, Des Plaines,
Illinois, Estados Unidos de América

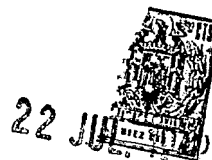
por: "UN PROCEDIMIENTO DE CONVERSION DE HIDROCARBUROS"

(Clase Internacional C10g)

Int. Cl.: C10G

11.7.72

403692



La presente invención se refiere a conver-
sión de hidrocarburos, en particular, reforma catalí-
tica de hidrocarburos para fabricar productos de alta
calidad del intervalo de ebullición de la gasolina.
5 Específicamente, la presente invención se refiere a
la separación del efluente procedente de una zona de
reforma catalítica para producir una corriente de hi-
drógeno adecuada para recirculación, y asimismo se re-
fiere a la recuperación de cantidades máximas de gas
10 de petróleo licuado.

Productos de alta calidad del intervalo de
ebullición de la gasolina, con inclusión de hidrocar-
buros aromáticos tales como benceno, tolueno y xile-
nos, se pueden obtener por reforma catalítica en la
15 que una alimentación de nafta se hace pasar sobre un
catalizador que contiene platino en presencia de hidró-
geno, para convertir al menos una porción del material
de alimentación de nafta en hidrocarburos aromáticos.
Una de las reacciones predominantes en la reforma ca-
20 talítica es la deshidrogenación de naftenos. Esta reac-
ción produce hidrógeno. Una porción considerable del
hidrógeno producido en la reacción de reforma se recir-
cula para mantener una presión parcial adecuada de hi-
drógeno sobre el catalizador contenido en los reacto-
25 res o zona de reforma. Así pues, es necesario separar



403692

al menos una porción del hidrógeno gaseoso contenido en el efluente del reactor antes de que se pueda recircular el hidrógeno. Esta separación se hace a menudo por enfriamiento del efluente del reactor para
5 condensar productos líquidos y simple separación posterior de un vapor rico en H_2 del líquido. En ciertos casos, una porción del producto reformado se puede recircular a este separador de líquido-vapor para aumentar la pureza del hidrógeno recuperado.

10 Otra reacción que tiene lugar en una zona de reacción de reforma catalítica es el hidrocrackeo, que fragmenta los hidrocarburos en hidrocarburos de peso molecular relativamente bajo tales como hidrocarburos normalmente gaseosos como metano, etano,
15 propano, butano, isobutano, etcétera. En particular, los hidrocarburos C_1 + contenidos en el efluente procedente de la zona de reacción de reforma, en el caso de que se recirculasen continuamente con el hidrógeno gaseoso, se acumularían en el sistema y actuarían
20 como un contaminante. Como consecuencia de ello, estos hidrocarburos tienen que separarse del efluente de la zona de reforma. Aunque estos hidrocarburos constituyen un contaminante en el hidrógeno de recirculación, son también productos valiosos. En particular,
25 los hidrocarburos C_3 y C_4 son útiles como alimentación

403692

22 JUL



para reacciones de alcoholación o para ciertas otras reacciones tales como polimerización. Adicionalmente, los hidrocarburos C_3 y C_4 son también útiles como combustible denominado gas de petróleo licuado (GPL). Por tanto, la totalidad de estos hidrocarburos normalmente gaseosos tiene que separarse del efluente de una zona de conversión de hidrocarburos, tal como reforma catalítica, por diversos métodos conocidos en la técnica, que incluyen absorción y fraccionamiento para producir una corriente de hidrocarburos de alta calidad del intervalo de ebullición de la gasolina, una corriente separada de producto GPL, e hidrógeno de recirculación de alta pureza.

Otros procedimientos de conversión de hidrocarburos producen hidrocarburos normalmente gaseosos. Tales procedimientos incluyen hidrocraqueo, craqueo catalítico, craqueo térmico, isomerización de hidrocarburos, etc., los cuales producen con frecuencia cantidades comercialmente deseables de estos hidrocarburos normalmente gaseosos. Por consiguiente, es deseable disponer de métodos eficaces para la separación del efluente de las zonas de conversión de hidrocarburos en los productos particulares deseados.

Por tanto, es un objeto de la presente

403692



invención proporcionar un método mejorado para la conversión de hidrocarburos y la recuperación de productos de alta calidad a partir del producto de conversión resultante.

5 Es otro objeto de esta invención proporcionar un procedimiento mejorado para la reforma catalítica de hidrocarburos con el fin de producir una corriente de recirculación de hidrógeno de pureza relativamente alta, una corriente de producto constituido por hidrocarburos normalmente gaseosos en forma de corriente líquida, y un producto del intervalo de ebullición de la gasolina, de una manera fácil y económica.

10 De acuerdo con ello, la presente invención proporciona un procedimiento de conversión de hidrocarburos que comprende las etapas de: (a) convertir un hidrocarburo normalmente líquido en mezcla con hidrógeno, en una zona de conversión de hidrocarburos para proporcionar un efluente de la zona de conversión que comprende hidrógeno, hidrocarburos normalmente gaseosos e hidrocarburos normalmente líquidos; (b) separar el efluente de la zona de conversión en una zona de separación a baja presión para proporcionar una corriente de hidrógeno gaseoso que comprende hidrógeno contaminado con hidrocarburos, y una corriente líquida de la

403692



zona de separación a baja presión que comprende hidrocarburos normalmente gaseosos e hidrocarburos normalmente líquidos; (c) poner en contacto la corriente de hidrógeno gaseoso procedente de la etapa
5 (b) con al menos una porción de la alimentación de hidrocarburo normalmente líquido y separar la mezcla resultante para proporcionar una corriente de gas enriquecido en hidrógeno y una corriente de alimentación líquida que contiene hidrocarburos normalmente
10 gaseosos; (d) hacer pasar al menos una porción de la corriente de alimentación líquida procedente de la etapa (c) a la zona de conversión de hidrocarburos para proporcionar al menos una porción del hidrocarburo normalmente líquido que se hace pa-
15 sar a la zona de conversión; y (e) separar del líquido del separador a baja presión procedente de la etapa (b) un producto hidrocarbonado normalmente líquido y un producto hidrocarbonado normalmente gaseoso.

20 Otras realizaciones de la invención se expondrán más adelante en esta memoria.

El procedimiento de la presente invención se describirá a continuación con referencia a la reforma catalítica, ya que el concepto de la invención
25 es particularmente adecuado para su aplicación a aqué



403692

5 lla, aun cuando la presente invención se puede utilizar para la separación de efluentes procedentes de cualquier tipo de zona de reacción de conversión de hidrocarburos que contenga el tipo de componentes a los que se ha hecho referencia en términos generales en esta memoria, como "hidrocarburos normalmente gaseosos" e "hidrocarburos normalmente líquidos" en mezcla con hidrógeno.

10 Los materiales de carga adecuados para uso en una zona de reforma catalítica contienen naftenos y parafinas en concentración relativamente alta. Tales alimentaciones incluyen fracciones de intervalo de ebullición estrecho tales como una fracción de nafta, materiales sustancialmente puros tales como ciclohexano, metilciclohexano, y metilciclo
15 pentano y mezclas de los mismos. Alimentaciones preferidas incluyen fracciones de nafta ligeras y pesadas, siendo preferida para uso en la reforma catalítica una fracción de nafta que hierve entre aproximadamente 32 y 232°C.
20

25 Los catalizadores utilizados en la reforma catalítica comprenden típicamente platino sobre un soporte de alúmina. Estos catalizadores pueden contener cantidades sustanciales de platino pero, por razones económicas y de calidad, la cantidad de pla-

403692

22 JUL.



tino estará comprendida típicamente entre aproximadamente 0,5 y 5% en peso referida al catalizador. El catalizador puede estar activado por otro componente metálico, tal como renio, para conferir estabilidad al catalizador de reforma. Adicionalmente, el catalizador de reforma preferido puede activarse también con un componente halogenado para aumentar la acidez de aquél.

Las condiciones operativas típicas para una operación de reforma catalítica incluyen temperaturas de aproximadamente 260 a 566°C, preferiblemente de aproximadamente 316 a 538°C, presiones de aproximadamente 4,4 a 83 atm, preferiblemente de aproximadamente 7,8 a 21,4 atm, una velocidad espacial horaria de líquido, LHSV, o volumen por hora de alimentación líquida a 15°C por volumen de catalizador, de aproximadamente 0,2 a aproximadamente 40, y la presencia de un gas que contenga hidrógeno en cantidad suficiente para proporcionar una relación molar de hidrógeno a hidrocarburo de aproximadamente 0,5:1 a aproximadamente 15:1.

El catalizador se puede mantener en un lecho fijo o en una serie de lechos fijos, en lecho móvil o en lecho fluidizado, por métodos bien

403692



5 conocidos por los expertos en la técnica de conver-
sión de hidrocarburos. Para la reforma catalítica
en lecho fijo se puede utilizar una pluralidad de
lechos de catalizador superpuestos dentro de un solo
cuerpo de reactor o, más preferiblemente, en una
serie de reactores separados. Típicamente, en una
operación de reforma de nafta se utilizan tres o
cuatro lechos de reactor separados.

10 La cantidad exacta de catalizador en cada
lecho de reactor puede modificarse dependiendo de
las propiedades de la alimentación y de la reacción
que se esté llevando a cabo. En la reforma catalítica,
por ejemplo, cuando se utilizan cuatro reactores sepa-
rados, el catalizador se puede disponer en cada reac-
tor como sigue: 10%, 15%, 25% y 50%.

15 La característica original de la presente
invención se puede comprender mejor por comparación
con la técnica anterior. La técnica anterior separa
el efluente de un reactor de reforma catalítica, des-
pues de enfriamiento, en un separador de baja presión,
20 LPS, mantenido a una presión sustancialmente igual a
la del reactor de reforma. "Una presión sustancialmen-
te igual" significa que la caída de presión entre el
reactor y el separador es únicamente la caída de pre-
sión debida al flujo normal a través del siste-
25

11.7.72

403692



ma.

Del separador de baja presión se recupera una corriente gaseosa que contiene hidrógeno, la cual se comprime a una presión al menos 3,4 atm más alta que la existente en el LPS y se mezcla nuevamente con líquido recuperado del LPS. La mezcla resultante se separa de nuevo en un separador de alta presión, HPS, para producir una corriente gaseosa que contiene hidrógeno de mayor pureza que la producida en el LPS. La nueva puesta en contacto de gas y líquido a mayor presión da como resultado que el líquido absorba cantidades mayores de hidrocarburos normalmente gaseosos. Una porción de los productos con vertidos se puede hacer pasar también al menos a uno de los separadores para contribuir a la purificación del hidrógeno recuperado.

En la presente invención, el gas procedente del LPS no se mezcla, después de la compresión, con el líquido obtenido del LPS, sino que, en lugar de ello, se mezcla al menos con una porción de la alimentación hidrocarbonada de nueva aportación. Como la alimentación de nueva aportación es un hidrocarburo normalmente líquido que está exento relativamente de hidrocarburos normalmente gaseosos (esto es, hidrocarburos C_1-C_4), posee una capacidad de absor-

403692



ción mayor que el líquido del LPS. Más particularmente, cuando la alimentación hidrocarbonada líquida es una fracción de nafta a reformar, dicha alimentación, debido a que contiene una mayor concentración de parafinas y naftenos que el producto reformado, posee una mayor capacidad de absorción para hidrocarburos normalmente gaseosos que el producto más rico en aromáticos. Por ello, una alimentación de nafta de nueva apertación es capaz de producir una corriente de hidrógeno más pura y recuperar mayores cantidades de GPL que un producto reformado o una porción del mismo.

El gas comprimido puede ponerse en contacto en una columna de absorción convencional en contracorriente. Si la relación de vapor a líquido es relativamente alta, es decir, mayor de aproximadamente 2:1 tal como podría ocurrir en la reforma catalítica, se prefiere el mezclado en conducción del gas comprimido con la alimentación de nueva apertación, seguido por separación de fases a una presión relativamente alta.

Los términos "presión relativamente alta" y "separador de alta presión" o HPS y análogos, significan una presión al menos 3,4 atm más alta que la presión existente en el separador de baja pre

403692



sión, LPS. Preferiblemente, la denominada alta presión es al menos 6,8 atm más alta que la baja presión. De acuerdo con ello, alta presión es un término relativo, indicador de una diferencia de presión entre dos zonas, y no indica una presión absoluta. Más particularmente, en una realización de reforma, cuando se hace trabajar el LPS a una presión de aproximadamente 4,4 a 14,6 atm, la presión en el HPS será aproximadamente de 7,8 a 21,4 atm. Si el LPS se hace trabajar a una presión comprendida entre 14,6 y 24,8 atm, la presión en el HPS será de aproximadamente 18,0 a 35,0 atm. Se prefiere que tanto el LPS como el HPS se mantengan a una temperatura de aproximadamente 16 a 49°C.

De lo que antecede, se deduce que, cuando una alimentación hidrocarbonada normalmente líquida se pone en contacto con una corriente gaseosa, obtenida en un separador de baja presión, preferiblemente después de compresión, que contiene hidrógeno contaminado con hidrocarburos, particularmente hidrocarburos C_1 +, y se separa posteriormente, se proporciona una corriente enriquecida en hidrógeno que tiene un contenido reducido de hidrocarburos, y los hidrocarburos C_1 + separados de aquélla se absorben en la alimentación líquida. Preferiblemente, al menos una porción



403692

del hidrógeno enriquecido se recircula nuevamente de
retorno a la zona de conversión de hidrocarburos tal
como un reformador catalítico. Mediante la utiliza-
ción de la presente invención, se puede alcanzar una
5 pureza del hidrógeno de al menos 80% en moles.

La alimentación hidrocarbonada líquida
de nueva aportación que contiene los hidrocarburos
gaseosos absorbidos se puede hacer pasar luego direc-
tamente a la zona de conversión de hidrocarburos
10 sin separación intermedia de los hidrocarburos nor-
malmente gaseosos absorbidos. Los hidrocarburos ab-
sorbidos permanecen en general "intactos" en la zo-
na de conversión, y estarán contenidos en el líqui-
do recuperado del LPS. Para completar la recupera-
15 ción de los hidrocarburos normalmente gaseosos, parti-
cularmente como gas de petróleo licuado (GPL) a par-
tir del efluente de conversión de hidrocarburos, es-
ta corriente líquida procedente del LPS se separa
en una corriente gaseosa residual que comprende hi-
20 drocarburos normalmente gaseosos, una corriente líqui-
da de hidrocarburos $C_3 - C_4$, y una corriente de hidro-
carburos normalmente líquidos. Típicamente, el lí-
quido del LPS contiene cantidades secundarias de hi-
drógeno. Este hidrógeno se separa con los hidrocar-
25 buros normalmente gaseosos. Esta separación puede ha



403692

cerse en una zona de fraccionamiento. En la reforma catalítica, se utiliza un desbutanizador o estabilizador del producto. El funcionamiento del desbutanizador es bien conocido por los expertos en la técnica. Las temperaturas de las partes superior e inferior son en general de aproximadamente 82 a 93°C y 232 a 260°C respectivamente, en unión con una presión de la parte superior de aproximadamente 12,9 a 21,4 atm.

10 Alternativamente, la alimentación de nueva apertación que contiene hidrocarburos gaseosos absorbidos se puede hacer pasar a una zona de separación, o separador de arrastre, para proporcionar una alimentación hidrocarbonada separada por arrastre que se ha de hacer volver a la zona de conversión de hidrocarburos, una corriente gaseosa de gas residual que comprende hidrocarburos normalmente gaseosos, y una corriente líquida de hidrocarburos C₃ y C₄. Para hacer máxima la recuperación de los hidrocarburos normalmente gaseosos, en particular como gas de petróleo licuado (GPL) a partir del efluente de conversión de hidrocarburos, la corriente líquida procedente del LPS se separa también en hidrocarburos gaseosos, GPL y una corriente de producto constituido por hidrocarburos normalmente lí-

15

20

25



403692

quidos, en un desbutanizador, como se ha descrito previamente.

5 La separación por arrastre puede ser un fraccionamiento "grosero" en el que la alimentación hidrocarbonada que contiene gases hidrocarbonados absorbidos se separa en una fracción gaseosa C_1-C_4 y una alimentación hidrocarbonada normalmente líquida C_5+ . Cuando la alimentación de nueva aportación es una nafta y el procedimiento de conversión
10 de hidrocarburos es un procedimiento de reforma, las condiciones de separación por arrastre adecuadas incluyen una temperatura de la parte superior de aproximadamente 71 a 77°C y una temperatura de la parte inferior de aproximadamente 138 a 149°C. Presiones adecuadas (en la parte superior) para estos
15 intervalos de temperatura son de 11,2 a 12,9 atm.

El desbutanizador lleva a cabo un fraccionamiento de algo mayor precisión, debido a que un efluente típico de zona de reforma contiene una
20 mezcla más diversa de hidrocarburos que la alimentación a la zona de conversión, y aquel se efectúa por medio de un fraccionamiento más cuidadoso, a fin de que no se arrastren en la fracción de cabezas hidrocarburos C_5+ .

25 Al menos una porción de las corrientes



22 JUN 1972

403692

gaseosas recuperadas del separador de arrastre y el desbutanizador se condensan y se separan después para proporcionar una corriente gaseosa de gas residual que comprende metano y etano, y GPL. Preferiblemente, estas corrientes respectivas se mezclan y se enfrían después para efectuar la condensación y separación.

Cuando la alimentación hidrocarbonada que contiene hidrocarburos absorbidos se somete a la separación por arrastre, se prefiere producir una corriente de C_5 y componentes más ligeros (es decir, C_5^-) y una corriente normalmente líquida constituida por C_6 y componentes más pesados (es decir, C_6^+). Para completar la recuperación de GPL, la corriente C_5^- se carga luego al desbutanizador junto con el líquido del LPS. Esto evita el paso de cantidades apreciables de hidrocarburos C_5 a la zona de reforma, lo cual podría conducir a la desactivación del catalizador. No obstante, un separador de arrastre C_4 - o un separador de arrastre C_5^- se comporta satisfactoriamente cuando se emplea un separador de arrastre. El funcionamiento de un procedimiento de reforma utilizando el método de la presente invención es posible con cualquier tipo de separador de arrastre o sin separador de arras-

11.7.72

403692

22 JUL.



tre alguno.

5 El trabajo con una zona de conversión de hidrocarburos de la manera indicada producirá hidrógeno de pureza relativamente alta, adecuado para fines de recirculación, y adecuado asimismo para uso en otros procedimientos de refinera, y hará máxima la recuperación de GPL a partir del efluente de la zona de conversión.

10 El procedimiento de la presente invención se ilustrará con referencia al dibujo adjunto, que representa la producción de combustible para motores de alto número de octano y GPL por la reforma catalítica de una fracción de nafta despentanizada de destilación directa, previamente tratada con hidrógeno.

15 En esta ilustración, se utiliza un separador de arrastre para separar GPL e hidrocarburos gaseosos absorbidos por la alimentación de nueva aportación, del gas comprimido.

20 Una fracción de nafta despentanizada obtenida a partir de una fuente de petróleo crudo, que ha sido desulfurada y está relativamente exenta de hidrocarburos C_5^- , entra en el proceso por la tubería 11. Antes de que se haga pasar este material de alimentación al reactor de reforma 4, se utiliza pri-

403692

22 JUL.



meramente para purificar el hidrógeno comprimido en la tubería 8 con el fin de hacer máxima la recuperación de GPL.

5 La nafta de alimentación, recuperada del modo que se describirá más adelante, se hace pasar al reactor 4 por la tubería 1 y se mezcla con hidrógeno de recirculación procedente de la tubería 2, haciéndose pasar la mezcla por la tubería 3 al reactor de reforma 4. Este reactor contiene catalizador de platino convencional y produce hidrocarburos de alta calidad del intervalo de ebullición de la gasolina a partir de la nafta de alimentación. El efluente del reactor 4 que circula por la tubería 5 comprende hidrógeno, hidrocarburos normalmente gaseosos y productos de alta calidad del intervalo de ebullición de la gasolina. El efluente sale del reactor 4 a una temperatura elevada y a una presión de aproximadamente 21,4 atm; se enfría por medios no representados, y se hace pasar al separador de baja presión, LPS, 6. Dicho LPS 6 se mantiene a una temperatura de aproximadamente 38°C y a una presión de 19,4 atm. Esta caída de presión es debida exclusivamente a las pérdidas de carga o flujo dP en la tubería 5. Por la tubería 7 se retira del LPS 6 una corrien

10

15

20

25

22 J



403692

te líquida que comprende hidrocarburos normalmente líquidos, cantidades residuales de hidrógeno e hidrocarburos normalmente gaseosos. Por la tubería 8 se retira, por la parte superior del LPS 6, un gas que
5 comprende hidrógeno, hidrocarburos normalmente gaseosos y una cantidad secundaria de hidrocarburos normalmente líquidos. Este gas es comprimido, por el compresor 9, a aproximadamente 26,5 atm, y se descarga a la tubería 10, para mezclarse con alimentación de
10 nueva aportación que entra por la tubería 11. La mezcla que circula por la tubería 12 se enfría a 38°C en el intercambiador de calor 13 para retirar el calor de compresión, y esta mezcla enfriada se hace pasar por la tubería 14 al separador de alta presión,
15 HPS, 15.

En dicho HPS 15, que se halla a una presión de aproximadamente 26,2 atm, se separa la mezcla de nafta de alimentación de nueva aportación y vapores procedentes del LPS. El gas se retira por la tubería 16. Este gas contiene más hidrógeno puro y menor proporción de hidrocarburos normalmente gaseosos e hidrocarburos normalmente líquidos que el gas en
20 la tubería 8. Una porción del gas hidrógeno purificado se hace pasar por la tubería 2 como recirculación de hidrógeno, retirándose el hidrógeno restan-
25 ción de hidrógeno, retirándose el hidrógeno restan-

22 Jul



403692

te, que constituye la producción neta de hidrógeno en el reactor 4, por la tubería 17 para ser empleado en otras unidades de la refinería.

5 Como líquido rico se retira por la parte inferior del HPS 15 un líquido que comprende nafta de alimentación de nueva aportación con hidrocarburos normalmente gaseosos absorbidos en ella. Este aceite rico se hace pasar por la tubería 18 al separador de arrastre 19, en el que los
10 hidrocarburos normalmente gaseosos absorbidos se separan de la nafta de alimentación de nueva aportación. El separador de arrastre 19 es un separador de arrastre o columna de fraccionamiento convencional que trabaja en condiciones perfectamente conocidas por los expertos en la técnica, y
15 produce una fracción de vapor de cabezas, que se retira por la tubería 20, que comprende hidrocarburos normalmente gaseosos C_1+ .

20 Cuando la fracción de cabezas procedente del separador de arrastre 19 está constituida por hidrocarburos C_1-C_4 y cantidades residuales de hidrógeno, el GPL se recupera haciendo pasar la fracción de cabezas por la tubería 20a a un condensador 27, y el GPL se separa en éste de una
25 manera que se describirá más adelante. Preferible-

403692

22 Jul



mente, la corriente de cabezas del separador de
arrastre 19 comprende una fracción C_1-C_5 y se hace
pasar por la tubería 20 al desbutanizador 25, y el
GPL contenido en aquélla se recupera en conjunción
5 con el GPL contenido en el líquido retirado del LPS
6. Se puede hacer volver como reflujo al separador
de arrastre 19 una porción de la corriente de cabe-
zas por medios bien conocidos por los expertos en
la técnica para mejorar las separaciones en aquél.

10 La nafta separada por arrastre, exenta
ahora de hidrocarburos normalmente gaseosos, y en
el caso preferido exenta de hidrocarburos C_5- , se
retira por la tubería 21 y se hace pasar al reher-
vidor 22 para suministrar calor para la separación
15 por arrastre de hidrocarburos gaseosos de aceite
rico que se hace pasar al separador de arrastre 19.
El rehervidor 22 puede calentarse por medios no re-
presentados. Una porción de la nafta así calenta-
da se hace pasar por la tubería 23 para suministrar
20 el calor de evaporación. La nafta restante, que pre-
feriblemente posee características físicas esencial-
mente idénticas a las de la nafta de alimentación
de nueva aportación que entra por la tubería 11, se
retira por la tubería 1 y se hace pasar al reactor
25 4 como alimentación a la reforma catalítica.



403692

El líquido retirado del LPS 6 es calentado por intercambio de calor indirecto en el intercambiador de calor 24 con las colas del desbutanizador que pasan por la tubería 33. El líquido del LPS calentado se hace pasar al desbutanizador 25 en el que se separan hidrocarburos normalmente gaseosos, preferiblemente en mezcla con el vapor de cabezas del separador de arrastre procedente de la tubería 20, de los productos del intervalo de ebullición de la gasolina. El desbutanizador 25 es una columna de fraccionamiento convencional. El calor necesario para el desbutanizador 25 se proporciona retirando una fracción de colas por las tuberías 33 y 35, que conducen al calentador 36. El líquido calentado se hace pasar después por la tubería 37 al desbutanizador 25 para suministrar las necesidades de calor para la destilación fraccionada. El líquido restante de la parte inferior del desbutanizador 25, se hace pasar por la tubería 33 al intercambiador de calor 22, para suministrar una parte del calor necesario para el funcionamiento del separador de arrastre 19, y posteriormente al intercambiador de calor 24, para precalentar el líquido procedente del LPS que entra en el desbutanizador 25. La corriente de colas del desbutanizador parcialmente enfriada, que comprende hidrocarburos de alta calidad

403692



del intervalo de ebullición de la gasolina, se enfría adicionalmente en el intercambiador de calor 34 y se retira por la tubería 33.

Por la parte superior del desbutanizador
5 25, se retira por la tubería 26 una fracción de vapor que comprende cantidades residuales de hidrógeno contenido en el líquido procedente del LPS 6 y del HPS 15, e hidrocarburos normalmente gaseosos disueltos. Esta mezcla de vapores se puede mezclar
10 también con vapores recuperados por la tubería 20a procedente del separador de arrastre 19, y la corriente resultante se puede hacer pasar al condensador 27 para condensar los hidrocarburos C_3 y C_4 . La mezcla de dos fases resultante se retira por la
15 tubería 28 y se hace pasar al separador 29 en el que se retira una corriente de gas residual por la tubería 30, la cual comprende hidrógeno, metano y etano. Esta corriente es adecuada para empleo como combustible en otras partes de la refinería. Una corriente
20 líquida que comprende GPL se retira del separador 29 por la tubería 31, y una porción de ella se separa por la tubería 32 y se hace volver como refluo a la porción superior del desbutanizador 25. La porción restante del líquido se retira por la tubería
25 31 y constituye la corriente de productos neta de

403692

22 JUN 1972



gas de petróleo licuado (GPL).

Haciendo referencia a la realización ilustrativa siguiente, que ilustra las composiciones de las diversas corrientes a que se ha hecho referencia en la sección de los dibujos que antecede, se demostrarán las ventajas conseguidas por la puesta en contacto de los vapores del LPS con la alimentación de nueva aportación, dado que se produce hidrógeno de alta pureza y se hace máxima la recuperación de GPL. Todas las composiciones se expresan en moles por hora.

15

20

25

11.7.72

- 24 -

403692

403692



Componente	Efluente		Líquido del		Vapor del		Alimentación		Vapor del		Líquido del	
	RX	5	LPS	7	LPS	8	de nueva aportación	LPS	16	HPS	18	
5												
	H ₂	9837,32	9,44		9827,87	5	0,00		9807,98		19,88	
	C ₁	1205,72	9,86		1275,86		0,00		1255,01		20,85	
	C ₂	579,87	19,57		560,30		0,00		521,93		38,37	
	C ₃	308,78	33,65		275,13		0,00		221,58		53,54	
	iso-C ₄	85,64	18,80		66,84		0,00		43,46		23,39	
	n-C ₄	111,64	31,22		80,42	10	0,00		46,28		34,14	
	iso-C ₅	109,75	52,32		57,43		0,00		21,38		36,05	
	n-C ₅	65,53	35,43		30,09		0,00		9,47		20,62	
	C ₆₊	1166,26	1069,06		97,19		1242,00		48,98		1290,21	
10												
	TOTAL	13550,54	1279,35		12271,13	15	1242,00		11976,07		1537,05	

403692

		Efluente Rx <u>5</u>	Líquido del LPS <u>7</u>	Vapor del LPS <u>8</u>	Al: de <u> </u>
	<u>Componente</u>				
5	H ₂	9837,32	9,44	9827,87	5
	C ₁	1285,72	9,86	1275,86	
	C ₂	579,87	19,57	560,30	
	C ₃	308,78	33,65	275,13	
	iso-C ₄	85,64	18,80	66,84	
10	n-C ₄	111,64	31,22	80,42	10
	iso-C ₅	109,75	52,32	57,43	
	n-C ₅	65,53	35,43	30,09	
	C ₆ +	1166,26	1069,06	97,19	1
15	TOTAL	13550,54	1279,35	12271,13	15

11.7.72

403692



Vapor del LPS <u>8</u>		Alimentación de nueva aportación <u>11</u>	Vapor del HPS <u>16</u>	Líquido del HPS <u>18</u>
9827,87	5	0,00	9807,98	19,88
1275,86		0,00	1255,01	20,85
560,30		0,00	521,93	38,37
275,13		0,00	221,58	53,54
66,84		0,00	43,46	23,39
80,42	10	0,00	46,28	34,14
57,43		0,00	21,38	36,05
30,09		0,00	9,47	20,62
97,19		1242,00	48,98	1290,21
12271,13	15	1242,00	11976,07	1537,05

403692

22 JUL.



Ahora se dará otro ejemplo de un método alternativo de llevar a la práctica la presente in ven ción. La única modificación estriba en que no se utiliza el separador de arrastre. Así, la alimentación de nueva aportación se pone en contacto con los vapores comprimidos procedentes del LPS 6 en la tubería 12. La mezcla de alimentación y vapores se enfría y se envía al HPS 15, todo ello como se ha descrito previamente.

10 Por la tubería 18 se retira como líquido rico de la parte inferior del HPS 15 una corriente líquida que comprende la nafta de alimentación de nueva aportación que contiene hidrocarburos normalmente gaseosos absorbidos. Esta corriente de aceite rico se hace pasar directamente de la tubería 18 a la tubería 1. Así, el líquido del HPS se envía directamente a la zona de reacción 1, y no entra en separador de arrastre alguno. El material que pasa por la tubería 1 procede exclusivamente del HPS 15.

15 En el ambiente de reforma del reactor 4, los hidrocarburos normalmente gaseosos pasan simplemente a través de la sección del reactor y al menos una porción de los mismos se absorben por último en el líquido retirado del LPS 6 por la tubería 7.

25 El líquido retirado del LPS 6 es bombeado

403692



por medios de bombeo no representados a lo largo de la tubería 7, y es calentado por intercambio de calor indirecto con el producto reformado caliente en el intercambiador de calor 24. El líquido del LPS calentado se hace pasar por la tubería 7 al desbutanizador 25, en el que se separan hidrocarburos normalmente gaseosos de los productos de alta calidad del intervalo de ebullición de la gasolina que se han obtenido en la sección del reactor 4.

10 Cierta proporción del material retirado por la parte inferior del desbutanizador 25 se envía a un rehervidor o calentador 36 y se hace volver al desbutanizador. El producto reformado se retira por la tubería 33 y se utiliza para precalentar el líquido del LPS que entra en el desbutanizador.

15 Por la tubería 26, se retira por la parte superior del desbutanizador 25 una fracción de vapores que comprende las cantidades residuales de hidrógeno e hidrocarburos normalmente gaseosos contenidas en el efluente líquido del LPS 6. Estos vapores se hacen pasar al condensador 27 para la condensación de los hidrocarburos C_3 y C_4 .

20 Los hidrocarburos C_3 y C_4 se devuelven al desbutanizador como reflujo, o se recuperan como producto neto.

403692

22 JUN 1972



Haciendo referencia a la realización ilustrativa siguiente, que ilustra las composiciones de las diversas corrientes a que se ha hecho referencia en la exposición que antecede, resultarán evidentes las ventajas alcanzadas por la puesta en contacto de los vapores del LPS con la nafta de alimentación de nueva aportación.



403692

403692

Componente	Efluente	Líquido del	Vapor del	Vapor del	Líquido del
	Rx	LPS	LPS	HPS	HPS
	<u>5</u>	<u>7</u>	<u>8</u>	<u>16</u>	<u>18 (-1)</u>
5	9858,00	10,08	9847,92	9827,23	20,68
	1432,49	11,79	1420,71	1396,71	23,99
	836,87	30,05	806,82	750,23	56,59
	571,15	64,86	506,29	407,26	99,03
	146,58	33,07	113,52	73,97	39,54
	186,79	53,50	133,29	76,99	56,30
	110,53	53,33	57,20	21,56	35,64
	66,11	36,12	29,99	9,57	20,42
	<u>1165,06</u>	<u>1069,02</u>	<u>96,06</u>	<u>50,52</u>	<u>1286,46</u>
10					
15	TOTAL 14373,58	1361,82	13011,80	12614,04	1638,65

POOR QUALITY

11.7.72

- 29 -

403692

	<u>Componente</u>	Efluente Rx <u>5</u>	Líquido del LPS <u>7</u>	Vapor del LPS <u>8</u>	Vapor de HPS <u>16</u>
5	H ₂	9858,00	10,08	9847,92	9827,2
	C ₁	1432,49	11,79	1420,71	1396,7
	C ₂	836,87	30,05	806,82	750,2
	C ₃	571,15	64,86	506,29	407,2
	iso-C ₄	146,58	33,07	113,52	73,5
10	n-C ₄	186,79	53,50	133,29	76,5
	iso-C ₅	110,53	53,33	57,20	21,5
	n-C ₅	66,11	36,12	29,99	9,5
	C ₆ †	<u>1165,06</u>	<u>1069,02</u>	<u>96,06</u>	<u>50,5</u>
15	TOTAL	14373,58	1361,82	13011,80	12614,0

11.7.72



403692

Vapor del : LPS <u>8</u>	Vapor del HPS <u>16</u>	Líquido del HPS <u>18 (=1)</u>
9847,92	9827,23	20,68
1420,71	1396,71	23,99
806,82	750,23	56,59
506,29	407,26	99,03
113,52	73,97	39,54
133,29	76,99	56,30
57,20	21,56	35,64
29,99	9,57	20,42
<u>96,06</u>	<u>50,52</u>	<u>1286,46</u>
13011,80	12614,04	1638,65

POOR
QUALITY

403692



La presente solicitud, que corresponde a la presentada en Estados Unidos de América, el 11 de Junio de 1971, bajo los N^{os}. 152.326 y 152.327 se acoge a los beneficios del Artículo 51 del vigente Estatuto sobre Propiedad Industrial.

REIVINDICACIONES

10

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:

1. Un procedimiento de conversión de hidrocarburos que comprende las etapas de: (a) convertir un hidrocarburo normalmente líquido en mezcla con hidrógeno, en una zona de conversión de hidrocarburos para proporcionar un efluente de la zona de conversión que comprende hidrógeno, hidrocarburos normalmente gaseosos e hidrocarburos normalmente líquidos; (b) separar el efluente de la zona de conversión en una zona de separación a baja presión para proporcionar

11.7.72

- 30 -

403692



una corriente de hidrógeno gaseoso que comprende hidrógeno contaminado con hidrocarburos y una corriente líquida de separación a baja presión que comprende hidrocarburos normalmente gaseosos e hidrocarburos normalmente líquidos; (c) poner en contacto la corriente de hidrógeno gaseoso procedente de la etapa (b) con al menos una porción de la alimentación hidrocarbonada normalmente líquida y separar la mezcla resultante para proporcionar una corriente gaseosa enriquecida en hidrógeno y una corriente de alimentación líquida que contiene hidrocarburos normalmente gaseosos; (d) hacer pasar al menos una porción de la corriente de alimentación líquida procedente de la etapa (c) a la zona de conversión de hidrocarburos para proporcionar al menos una porción del hidrocarburo normalmente líquido que se hace pasar a la zona de conversión; y (e) separar del líquido del separador a baja presión procedente de la etapa (b) un producto hidrocarbonado normalmente líquido y un producto hidrocarbonado normalmente gaseoso.

2.-El procedimiento de la reivindicación 1 en el que, con respecto a la etapa (d), la corriente de alimentación líquida procedente de la etapa (c) se hace pasar directamente a la zona de conversión de hidrocarburos sin separación de hidrocarburos normalmen

11.7.72

- 31 -

22 JUL



403692


te gaseosos de aquélla.

3. El procedimiento de la reivindicación 1 en el que, con respecto a la etapa (d), al menos una porción de la corriente de alimentación líquida procedente de la etapa (c) se separa en una corriente de gas residual que comprende hidrocarburos normalmente gaseosos y una corriente de alimentación hidrocarbonada líquida separada por arrastre, y dicho líquido separado por arrastre proporciona al menos una porción del hidrocarburo normalmente líquido que se hace pasar a la zona de conversión.

4. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 3, en el que la corriente de hidrógeno gaseoso procedente de la etapa (b) se comprime antes de ponerse en contacto con la alimentación hidrocarbonada normalmente líquida, y la mezcla resultante se separa a una presión relativamente alta, en una zona de separación de alta presión.

5. El procedimiento de la reivindicación 4, en el que la zona de separación de alta presión se encuentra al menos a una presión 3,4 atm más alta que la zona de separación de baja presión.

6. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, en el que al menos una porción de la corriente gaseosa enriquecida en hidrógeno se


11.7.72

403692

22 JUL



recircula a la zona de conversión de hidrocarburos.

5 7. El procedimiento de cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, en el que la zona de conversión comprende una zona de reforma catalítica.

10 8. El procedimiento de la reivindicación 7, en el que la presión de la zona de separación de baja presión está comprendida entre aproximadamente 4,4 y 14,6 atm, y la presión de la zona de separación de alta presión está comprendida entre aproximadamente 7,8 y 21,4 atm.

15 9. El procedimiento de la reivindicación 7, en el que la presión de la zona de separación de baja presión está comprendida entre aproximadamente 14,6 y 24,8 atm, y la presión de la zona de separación de alta presión está comprendida entre aproximadamente 18,0 y 35,0 atm.

10. Un procedimiento de conversión de hidrocarburos.

20 Tal y como se ha descrito en la Memoria que antecede, representado en los dibujos que se acompañan y con los fines que se han especificado.

25

11.7.72



22
403692

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

Madrid,

P.A.

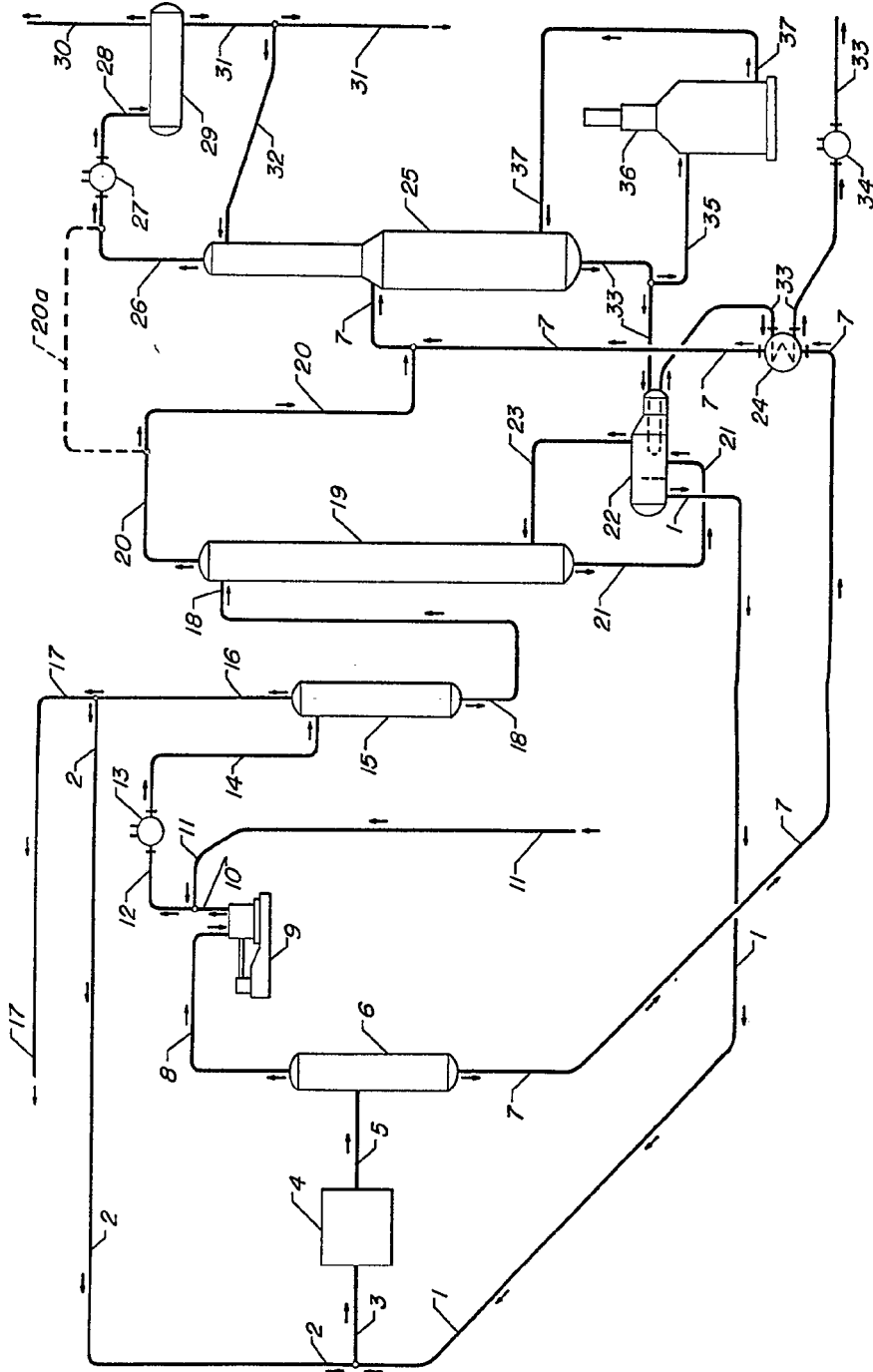
Alberio de Elzabari
Por Poder

11.7.72

EAS.-

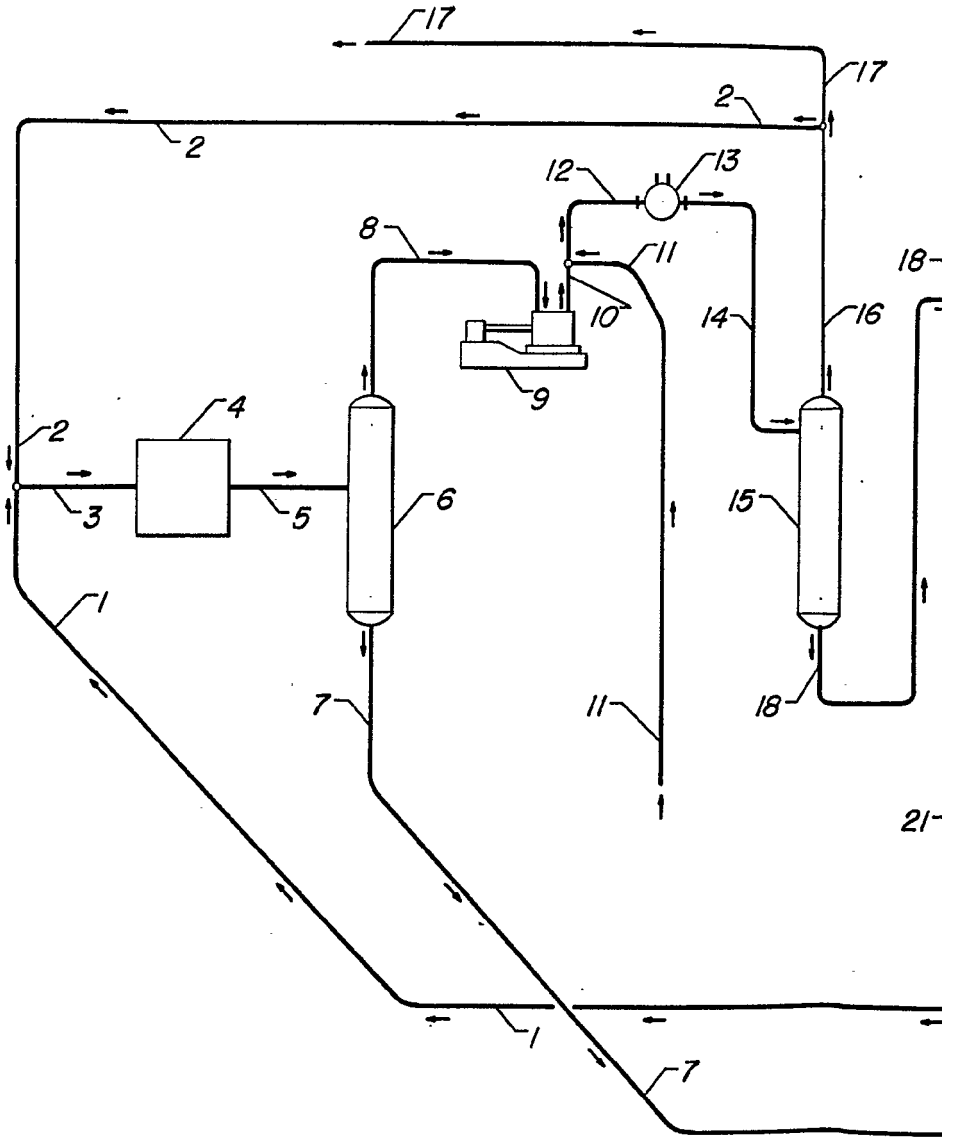
403692

403692



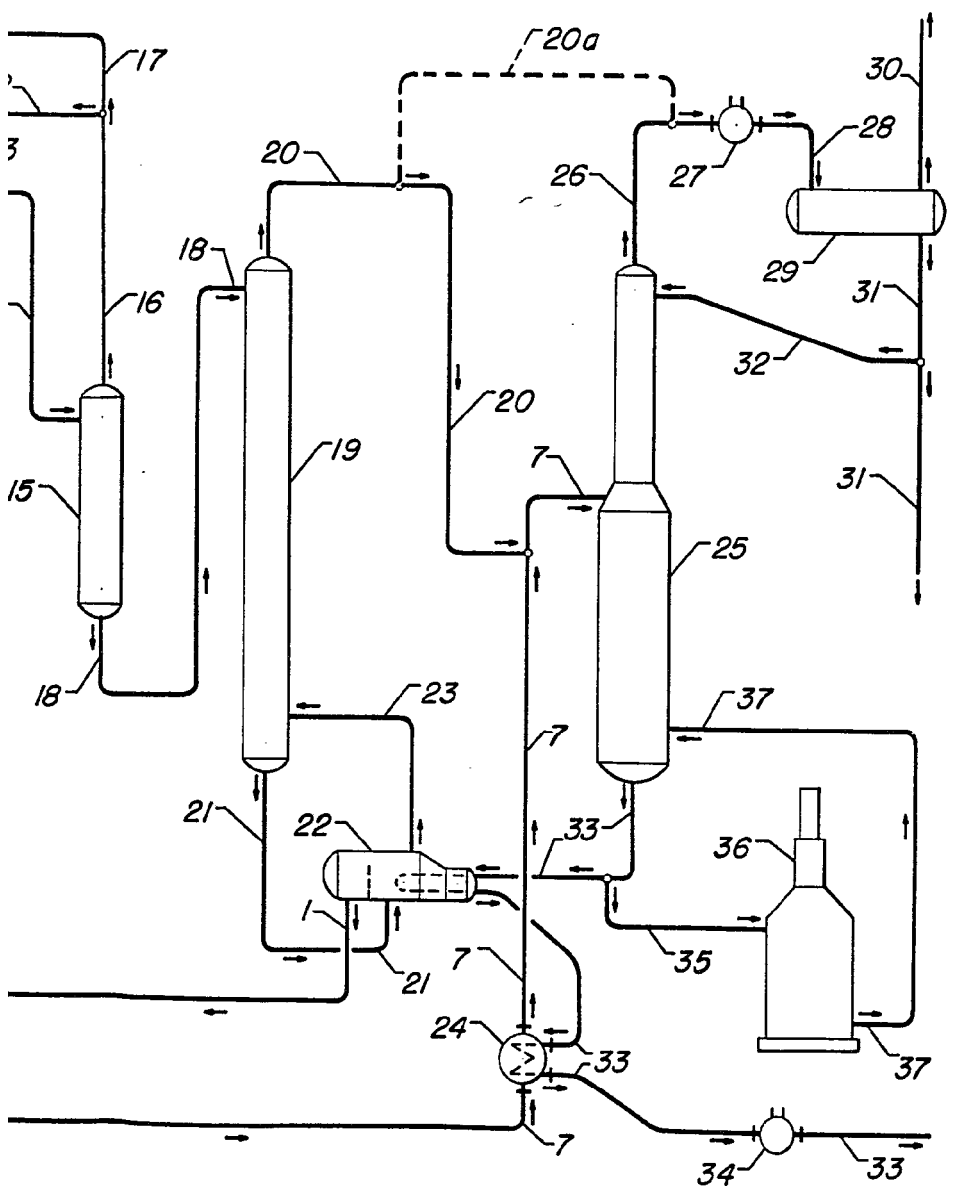
Patented
1941
By
Universal Oil Products Company

403692





403692



Asst. Prof. Dr. Elzoupu
For. Inst.