



419508

Int. Cl.:

C10J

419508

MEMORIA DESCRIPTIVA

correspondiente a la solicitud de concesión de una

PATENTE DE INVENCION.

SOLICITANTE: AIR PRODUCTS AND CHEMICALS INC.

RESIDENCIA: P.O. Box 538, ALLENTOWN, Pennsylvania

18105, USA,

ENUNCIADO: " UN METODO PARA LA PRODUCCION DE UN

GAS DE GRAN VALOR CALORIFICO

Prioridad: Patente estadounidense n.º 297.012 del 12-10-72

P-P.

419508



1

RESUMEN DE LA INVENCION

5

10

15

Un procedimiento para la producción de gas para su transporte por gaseoducto, de elevado contenido calorífico, a partir de petróleo crudo por hidrogasificación del petróleo crudo. El petróleo crudo se vaporiza primero y después se gasifica para formar gas efluente que contiene esencialmente metano, etano, hidrocarburos aromáticos, hidrógeno y sulfuro de hidrógeno. Después de separar los productos aromáticos y el hidrógeno y el sulfuro de hidrógeno del efluente, este último es sometido a separación criogénica del hidrógeno y una conversión catalítica final del etano en metano. También se describe un método preferido de vaporización y etapas auxiliares del proceso para utilizar los subproductos en la obtención de sustancias reaccionantes para conseguir una mayor eficacia del proceso global.

20

25

30

COMPENDIO DE LA INVENCION

Esta invención se refiere a la producción de gas natural sintético (metano) por gasificación de petróleo crudo. El petróleo crudo se separa generalmente en fracciones de punto de ebullición elevado y bajo y las fracciones de punto de ebullición bajo se tratan después a alta temperatura para producir un gas efluente que contiene metano, etano, gases ácidos como sulfuro de hidrógeno, hidrógeno en exceso y constituyentes aromáticos residuales. El efluente de la operación de gasificación se somete después a otras transformaciones, en las que las fracciones gaseosas ácidas y aromáticas son eliminadas y el hidrógeno es separado y finalmente el etano se hace reaccionar para formar metano adicional y este último o gas natural sintético es introducido en un oleoducto para uso, entre otras cosas, en comunidades residenciales e instalaciones in-



419508

1 dustriales.

5 El tratamiento del petróleo crudo o de las fracciones
de petróleo crudo para producir un gas sintético para su
transporte por gaseoductos, ya sea rico en hidrógeno o rico
en metano, ha sido descrito en muchos procedimientos de la
técnica anterior. Una técnica comercial para la producción de
gas natural sintético por gasificación de los hidrocarburos
de las cargas de alimentación de destilados de nafta es el
proceso de reformado al vapor, realizado en condiciones de
10 reformado severas o suaves. En general, el proceso de refor-
mado al vapor se realiza a temperaturas elevadas, a la pre-
sión atmosférica o más alta, en presencia de un catalizador,
generalmente un catalizador de níquel sobre soporte. Los hi-
drocarburos reaccionan con el vapor de agua dando un gas cons-
tituido por hidrógeno, óxido de carbono y metano, dependiendo
15 la composición del gas de las condiciones de la reacción. Un
procedimiento conocido comercialmente como Proceso de Gas
Rico Catalítico del British Gas Council (Proceso CRG) utili-
za el reformado con vapor de agua bajo condiciones suaves,
20 con lo que se produce un gas rico en metano.

25 Un segundo método de producción de un gas sintético pa-
ra transporte por gaseoductos, especialmente rico en metano,
es el que utiliza las diversas técnicas de hidrocrqueo tér-
mico. El hidrocrqueo térmico puede ser dividido en varias
categorías. La primera de ellas es el funcionamiento de la
unidad de hidrocrqueo térmico sin lecho de coque ni catali-
zador; la segunda es el funcionamiento con un lecho de coque
fluidificado para controlar la deposición de carbono median-
te la retirada periódica de los sólidos; y el último es una
30 operación con un catalizador de hidrogenación reformante para



1 influir en la reacción. Sin embargo, en este último procedi-
miento, la reacción consiste fundamentalmente en un hidrocrac-
queo térmico en lugar del hidrocrqueo catalítico a bajas
presiones y elevadas temperaturas implicado en el uso del va-
5 por de agua para controlar la deposición de coque sobre el
catalizador.

Los procedimientos de hidrocrqueo térmico emplean un
lecho fluidificado, la recirculación del gas o un sistema de
gasificación en múltiples fases. En general, se sabe que los
10 procesos de hidrocrqueo térmico o los procesos de hidrocr-
queo realizados sin la influencia de un catalizador, produci-
rán grandes cantidades de metano en la obtención de gases sin-
téticos para su transporte por gaseoducto. Las cargas de ali-
mentación de hidrocarburos, que hierven dentro de un amplio
15 intervalo, pueden ser utilizadas como producto de partida pa-
ra los procesos convencionales de hidrocrqueo térmico. Los
procesos convencionales pueden funcionar a temperaturas com-
prendidas entre 750 y 1650°F (399 y 899°C) y a presiones de
800 a 3500 psig (56 a 246 kg/cm² manométricos), con grandes
20 requisitos de hidrógeno por barril de alimentación hidrocar-
bonada líquida. Con las cargas de alimentación más ligeras
se requieren temperaturas más altas. Las cargas de alimenta-
ción muy pesadas pueden ser transformadas a temperaturas más
bajas. Las reacciones consisten en craqueo e hidrogenación
25 térmicos y la producción de un gran volumen de gases ligeros,
incluido el metano, es en gran parte característica debido a
la alta temperatura necesaria para producir el craqueo en
ausencia de un catalizador. En estos procesos, puede agregar-
se vapor de agua a la zona de reacción con objeto de contro-
30 lar la deposición de coque sobre el interior de la vasija.



1 De especial interés es el procedimiento puesto a punto
por el British Gas Council, denominado Proceso del Hidrogena-
dor con Reciclo de Gas (Proceso GRH). Este procedimiento se
5 ha utilizado con éxito en la producción de metano a partir
de destilados de petróleo ligeros, que posteriormente pueden
ser transformados en un gas natural sintético para uso en
gaseoductos. El procedimiento consiste fundamentalmente en
un hidrocrqueo térmico y se lleva a cabo a temperaturas com-
prendidas entre 1290 y 1470°F (699 y 799°C) y a presiones rela-
10 tivas del orden de 80 a 1350 psig (5,6 a 95 kg/cm²), en pre-
sencia de un gas de hidrógeno. Este último reacciona con la
alimentación hidrocarbonada en una reacción exotérmica para
producir hidrocarburos gaseosos; principalmente metano y eta-
15 no. Los gases producidos se forman a partir de las parafinas
del destilado de petróleo y de las cadenas laterales de los
compuestos aromáticos del destilado, en los que el núcleo
aromático no es afectado. Los constituyentes aromáticos pue-
den ser separados después de los gases producidos para obte-
ner un valioso subproducto benzólico. En este procedimiento,
20 el gas de hidrógeno puede ser hidrógeno puro o un gas consti-
tuido fundamentalmente por hidrógeno, como el gas producido
en una unidad de oxidación parcial o en una unidad de refor-
mado con vapor de agua.

25 Una tercera categoría de procedimientos de gasifica-
ción que puede ser utilizada bajo ciertas condiciones en el
proceso de esta invención, incluye el proceso de oxidación
parcial. En estos procedimientos, una alimentación hidrocar-
bonada gaseosa o líquida es oxidada parcialmente empleando
oxígeno, o aire en el caso de alimentaciones ligeras, o va-
30 por de agua en el caso de alimentaciones pesadas. Los reacto-

419508



1 res funcionan a presiones relativas de 100 a 300 psig (7 a
21 kg/cm²) y a temperaturas entre 1800 y 3500°F (982 y
1926°C). Estos reactores producen predominantemente hidróge-
no y monóxido de carbono y son muy conocidos en la técnica.

5 Un cuarto procedimiento para la manufactura de gas combusti-
ble combina un proceso de hidrocraqueo catalítico y gasifica-
ción.

De los procedimientos anteriores, solamente los pues-
tos a punto por el British Gas Council han resultado acepta-
bles para la producción de un gas de gaseoducto para uso por
el público consumidor. El procedimiento del British Gas Coun-
cil ha resultado aplicable a corrientes de alimentación con
puntos finales de hasta 365°F (185°C) (naftas). Es necesario
producir la vaporización de la alimentación antes de intro-
ducirla en el hidrogenador con reciclo de gas si se quiere
evitar la deposición de carbón. Un método utiliza las cargas
de alimentación de punto de ebullición más alto para conver-
tir la carga de alimentación en metano, etano, aromáticos re-
siduales e hidrógeno en el hidrogenador con reciclo de gas,
cuyo producto se utiliza como componente del gas ciudad.
Otro método describe un proceso de hidrogenación en lecho
fluidificado. En todos estos procedimientos, se forma carbón
en el gasificador.

25 El resto de los procedimientos antes citados no han
conseguido aceptación comercial para la manufactura directa
del gas natural sintético de este momento, habitualmente de-
bido a problemas con la formación de carbón, coque o alqui-
tranes en el reactor causados por las reacciones, como se
explicará más adelante.

30 De acuerdo con esta invención, se proporciona un pro-

419508 .9



1 cedimiento mejorado para producir a partir de un petróleo
crudo un gas de gran poder calorífico, que pueda transportar-
se por gaseoducto. El procedimiento comprende fundamentalmen-
te las operaciones de vaporizar una porción sustancial del
5 petróleo crudo a una temperatura comprendida entre 600 y
1000°F (316 y 538°C), después introducir el petróleo crudo
vaporizado y un gas de hidrogenación en una vasija de gasifi-
cación mantenida a una temperatura superior a 1000°F (538°C),
donde la corriente de alimentación es gasificada produciendo
10 un efluente constituido esencialmente por hidrógeno, sulfuro
de hidrógeno, metano, etano e hidrocarburos aromáticos resi-
duales, enfriar después el gas efluente a la temperatura am-
biente y recuperar el calor residual, secar el efluente y se-
parar el sulfuro de hidrógeno y los hidrocarburos aromáticos
15 residuales del efluente, separar criogénicamente el metano y
el etano del hidrógeno y después hacer reaccionar el etano
con vapor de agua para producir metano adicional y dióxido de
carbono y separar el dióxido de carbono. Las dos corrientes
de metano se combinan y se descargan en un gaseoducto o en
20 una vasija de almacenamiento. El metano procedente del gasi-
ficador no tiene que ser separado del etano durante la con-
versión de este último. El procedimiento comprende operacio-
nes adicionales en las que las diversas corrientes secunda-
rias pueden ser utilizadas para producir fuentes de sustan-
25 cias reaccionantes o de calor, para hacer funcionar las ins-
talaciones de la planta con objeto de conseguir un proceso
global eficiente. Aunque sería posible utilizar diversos mé-
todos de hidrogasificación, el hidrogenador con reciclo de
gas puesto a punto por el British Gas Council es la vasija
30 de hidrogenación preferida para el método de esta invención.

419508-9



1 El hidrógeno separado del metano y del etano puede ser
reciclado a la unidad de vaporización de corriente de alimen-
tación o al gasificador.

5 Una etapa clave de este invento es la operación de vapo-
rización que también se describe, que consiste en calentar
el aceite y el gas de hidrogenación, preferiblemente hidró-
geno y mezclar el aceite caliente y el hidrógeno gaseoso en
un vaporizador, recoger el efluente del vaporizador y pasar-
lo a la vasija de hidrogenación, recuperando después el calor
10 del efluente del gasificador y empleando una porción del
efluente del gasificador, después de enfriarlo, para contro-
lar la temperatura de reacción de la vasija de gasificación,
evitando con ello la formación indeseable de coque en dicha
vasija de gasificación.

15 Por lo tanto, un objeto fundamental de esta invención
es proporcionar un procedimiento mejorado para la producción
de gas natural sintético a partir de petróleo crudo, en el
que las corrientes de subproductos de la corriente principal
del proceso son utilizadas para hacer funcionar al proceso
20 global, consiguiendo con ello importantes economías.

La Figura 1 es un esquema del proceso global para la
producción de un gas natural sintético a partir de un petró-
leo crudo.

25 La Figura 1a es un esquema de otro método posible de
conversión de nafta y etano en metano y dióxido de carbono.

La Figura 2 es un esquema del método mejorado de ali-
mentación de la vasija de hidrogasificación, con objeto de
conseguir un efluente que es convertible en gas natural sin-
tético.

30



419508

1 La Figura 3 es un esquema del sistema de ensayos utilizado para verificar las operaciones de alimentación e hidrogasificación de este invento.

5 En la Figura 1 se muestra un diagrama de flujos global del proceso para el método de esta invención.

10 En la Figura 1, el nº 10 indica una etapa de preparación de la corriente de alimentación en el proceso global, en la que una corriente de petróleo crudo 12 es sometida a una separación preliminar en la que a través del conducto 18 se recoge por la parte superior una fracción de nafta con un punto final de 360°F (182°C), que se utiliza en una operación de transformación posterior, como se explicará con más detalle más adelante.

15 La corriente de proceso 15, después de ser preparada, puede ser sometida a un proceso de vaporización, como se discutirá en relación con la Figura 2, después de lo cual dicha corriente comprende un material de petróleo crudo con un punto de ebullición de +360°F (+182°C) y un gas de hidrogenación 13 que es inyectado en un gasificador de una sola fase, como el descrito en la patente estadounidense 3.363.024. El vaporizador y/o gasificador está representado en la Figura 1 por el bloque 16.

25 En el gasificador, alrededor del 83 % del petróleo es gasificado a alta temperatura para formar una mezcla de metano, etano, hidrógeno en exceso, sulfuro de hidrógeno e hidrocarburos aromáticos residuales. El 17 % residual del petróleo más una porción de los hidrocarburos aromáticos separados del gas después de enfriar, son introducidos en una planta de hidrógeno 20. En esta última, mediante un proceso de oxidación parcial, se produce hidrógeno (representado por

30

419508



1 la flecha 13) para uso en el gasificador o en la vaporiza-
ción de la corriente de alimentación, con objeto de que reac-
cione con el petróleo crudo vaporizado para formar el efluen-
te 22 del gasificador. El oxígeno para la sección de oxida-
5 ción parcial de la planta de hidrógeno 20 es proporcionado
por una planta de oxígeno 24 independiente, siendo comercia-
les ambas plantas. El resto de la planta de hidrógeno 20 com-
prende los sistemas de recuperación del calor residual, sis-
temas de desplazamiento del gas de agua, de separación de los
10 gases ácidos y de metanación, para producir hidrógeno de gran
pureza por reacción de CO y vapor de agua y posterior separa-
ción del sulfuro de hidrógeno y del CO₂. El CO₂ procedente de
la planta de hidrógeno 20 es evacuado por el conducto 26 y
el sulfuro de hidrógeno se pasa a través de un conducto 28
15 hasta una planta de azufre 30, donde se combina con el sulfu-
ro de hidrógeno procedente de la unidad de purificación 34 y
se saca del sistema en forma de azufre elemental como en 32.
La corriente efluente 22 del gasificador es enfriada y pasa-
da por una sección de purificación 34, donde se seca el gas
20 y se separan los gases ácidos así como el benceno y otros hi-
drocarburos aromáticos residuales.

Por gases ácidos entendemos el CO₂ y el sulfuro de hi-
drógeno. El benceno y otros hidrocarburos aromáticos residua-
les son retirados a través del conducto 36 y transportados
25 por los conductos 38 y 40 al conducto 42, que recibe la frac-
ción de petróleo residual procedente del gasificador y la mez-
cla es introducida en la planta de hidrógeno para la produc-
ción de hidrógeno por el proceso de oxidación parcial. Una
parte del benceno y de los hidrocarburos aromáticos residua-
30

419508



1 les puede ser utilizada como fuente de combustible para ha-
cer funcionar la planta. El sulfuro de hidrógeno se saca por
el conducto 44 y se envía a la planta de azufre 30. El efluen-
te de la fase de purificación 34 en el conducto 46 contiene
5 esencialmente hidrógeno, metano y etano y es enviado a una
unidad de separación criogénica 48, donde la corriente del
proceso es enfriada, el metano y el etano son licuados, sepa-
rados del hidrógeno, vaporizados, mantenidos bajo compresión
y extraídos por el conducto 50 y el hidrógeno a través del
10 conducto 52. El hidrógeno del conducto 52 es calentado y re-
ciclado al gasificador 16 o a la sección 10 de preparación de
la corriente de alimentación, respectivamente.

15 La corriente líquida combinada de metano-etano en el
conducto 50 se carga en una unidad 54 de transformación cata-
lítica de gas rico, junto con la nafta procedente de la fase
de preparación 10 de la corriente de alimentación, a través
del conducto 18. En la sección catalítica 54 de gas rico, la
nafta es desulfurada y la nafta y el etano reaccionan con el
vapor de agua en una reacción catalítica autotérmica para pro-
20 ducir metano y dióxido de carbono. Este último se separa y
evacúa a través del conducto 56 y el metano producido en el
conducto 58 es secado y comprimido a 1000 psig (70 kg/cm² ma-
nométricos) y descargado en un gaseoducto de producto o en
un receptáculo de almacenamiento adecuado.

25 En la unidad catalítica 54 de gas rico, el metano pro-
ducido en el gasificador es arrastrado junto con la corrien-
te del proceso pero no entra en la reacción global. Alternativa-
mente, el metano procedente del gasificador puede ser se-
parado antes de la unidad catalítica 54 de gas rico, redu-
ciendo así el tamaño total de dicha unidad 54. Otro método
30



419508

1 de conversión de la mezcla nafta-etano es el mostrado en la
Figura 1a, donde la nafta procedente del conducto 18' se ha-
ce reaccionar con el vapor de agua 19 en un primer reactor
catalítico 54a de gas rico, descargando así vapor de agua,
5 metano y dióxido de carbono en el conducto 160. El metano y
el etano procedentes de la unidad 48 de separación criogéni-
ca son inyectados en el conducto 160 a través del conducto
50' y la mezcla es inyectada en un segundo reactor catalíti-
co 54b de gas rico, donde el etano y el vapor de agua reaccio-
10 nan para formar fundamentalmente metano y dióxido de carbono.
El efluente del conducto 162 está constituido esencialmente
por metano, dióxido de carbono, monóxido de carbono e hidró-
geno. Este efluente es enviado a una unidad de metanación 164,
15 donde se produce metano adicional y el gas producido es des-
pués enviado a una unidad 166 de separación de dióxido de
carbono a través del conducto 168. Después de separar el
dióxido de carbono, el gas efluente, constituido aproximada-
mente por 94 % de metano con hidrógeno y trazas de monóxido
de carbono, es enviado a un gaseoducto de producto a través
20 del conducto 170.

Con un procedimiento como el indicado en la Figura 1,
una planta que realice estas operaciones es completamente
autosuficiente en lo que se refiere a los servicios. Por
ejemplo, en la planta de hidrógeno, en la planta de azufre y
25 en la planta de gasificación se obtiene vapor de agua como
subproducto. Este vapor de agua es suplementado con una plan-
ta auxiliar de generación de vapor de agua para responder a
las necesidades de la planta de oxígeno, del proceso de puri-
ficación, del proceso de separación criogénica y de la sec-
30 ción catalítica de gas rico. El consumo total de energía

419508 - 9



1 eléctrica es despreciable ya que los compresores y las bom-
bas son impulsados por turbinas de condensación de vapor de
agua. El combustible para los generadores auxiliares de va-
por de agua es proporcionado por los hidrocarburos aromáti-
5 cos residuales procedentes del proceso, que son quemados co-
mo combustible. Se calcula que la eficacia térmica global
(valor calorífico del gas producido como porcentaje del va-
lor calorífico del petróleo alimentado) es alrededor del
84 %.

10 El proceso global, tal como se ha establecido en la Fi-
gura 1, comprende cuatro fases distintas, cada una de las
cuales está al alcance de la tecnología actual; sin embargo,
esta combinación nunca había sido mostrada o sugerida. No
obstante, la fase 16 de hidrogasificación no había tenido
15 éxito para el petróleo crudo más pesado (carga de alimenta-
ción de punto de ebullición más alto). La hidrogasificación
es fundamentalmente una reacción no catalítica de hidrocrac-
queo en fase gaseosa, a gran presión y alta temperatura. Se
craquean los hidrocarburos de elevado peso molecular y los
20 fragmentos se saturan con hidrógeno. Las parafinas y naftenos
(cicloparafinas) son completamente gasificados a metano y
etano en la reacción de hidrogasificación y las cadenas late-
rales alquílicas de los hidrocarburos aromáticos son gasifi-
cadas dejando benceno residual. Los hidrocarburos aromáticos
25 policíclicos son gasificados dejando benceno residual. Los
hidrocarburos aromáticos policíclicos son también gasifica-
dos en parte dejando benceno refractario residual y el azu-
fre reacciona formando sulfuro de hidrógeno. En total, la
reacción es muy exotérmica. El hidrogenerador con reciclo de
30 gas (GRH), tal como se describe en la patente estadounidense

419508



1 3.363.024, es el único procedimiento de gasificación con hi-
drógeno que ha probado su eficacia en escala industrial. Es-
te procedimiento utiliza un reactor adiabático de contra-
mezcla, que desalquila los hidrocarburos aromáticos alimenta-
5 dos y gasifica completamente las parafinas y naftenos (ciclo-
parafinas), con un tiempo de permanencia comprendido entre
10 y 50 segundos, a temperaturas del orden de 1290 a 1390°F
(699 a 754°C), bajo presiones relativas de operación de 80 a
10 1350 psi (5,6 a 95 kg/cm²). El gas producido en este hidro-
genador con reciclo de gas está constituido por metano, eta-
no, hidrocarburos aromáticos refractarios residuales y exce-
so de hidrógeno. El British Gas Council ha publicado sus
hallazgos indicando que la única limitación sobre la carga de
alimentación líquida es la posibilidad de evaporarla como una
15 alimentación de gasificador. En las aplicaciones comerciales
se han utilizado naftas con puntos finales de hasta 365°F
(185°C). El Gas Council ha efectuado ensayos en planta pi-
loto con gas-oil con un punto final de 635°F (335°C), sin
ningún problema de carbón en el gasificador. Sin embargo, en
20 el último caso, han aparecido problemas de obturaciones y el
Gas Council ha aceptado los 650°F (343°C) como punto final
máximo de la alimentación para este procedimiento.

El Gas Council ha identificado tres tipos de depósitos
de carbón que pueden ser encontrados en el hidrogenador con
25 reciclo de gas. Estos son: carbón catalítico, que se deposi-
ta sobre las superficies metálicas catalíticamente activas
con la correspondiente corrosión por picadura de la superfi-
cie metálica; carbón de pared, que se deposita sobre una su-
perficie de baja actividad ya cubierta de carbón; y carbón
30 espacial, que se produce como hollín en la fase gaseosa y es

419508



1 evacuado con el gas producido (efluente). La formación de carbón es provocada por temperaturas de operación y contenidos de monóxido de carbono y dióxido de carbono excesivamente altos y baja presión parcial del hidrógeno en el gasificador.

5 Por otra parte, la formación de carbón es suprimida por el azufre y el vapor de agua, tendiendo también a reducir la formación de carbón una gran velocidad de recirculación interna para aproximarse lo más posible a una contramezcla completa a temperaturas uniformes. En las condiciones normales

10 de operación, con un contenido despreciable en dióxido de carbono, la formación de carbón espacial y carbón catalítico con la consiguiente corrosión es eliminada mediante 10 partes por millón de azufre en el destilado alimentado más una pequeña

15 cantidad de vapor de agua. Pueden ser necesarias unas concentraciones de azufre de hasta 300 partes por millón en la alimentación para eliminar la formación del carbón de pared. También puede hacerse uso de los efectos de la temperatura de

20 operación y de la presión de hidrógeno en combinación para evitar la formación de carbón, es decir, la temperatura de operación normal de 1380°F (749°C) puede ser reducida a 1320°F (716°C) cuando la presión parcial de hidrógeno es baja. Sin embargo, a medida que se reduce la temperatura de operación, disminuye la velocidad de la reacción de hidrogenación y es posible que las parafinas y naftenos no sean completamente gasificados. A temperaturas inferiores a 1290°F

25 (699°C), las velocidades de reacción disminuyen bruscamente y la operación del gasificador se vuelve inestable y la reacción puede extinguirse.

30 También se ha encontrado que la relación de alimentación de líquido hidrocarbonado/hidrógeno debe mantenerse den

419508



1 tro de ciertos límites. A relaciones altas, la presión par-
cial de hidrógeno es baja y la velocidad de hidrogenación dis-
minuye con la consiguiente ciclación de la reacción, dando lu-
gar así a una producción neta de hidrocarburos aromáticos.
5 En un caso extremo, la condensación a hidrocarburos aromá-
ticos policíclicos puede dar lugar a problemas causados por
el alquitrán y el coque. La operación del reactor comprende
el mantenimiento de la temperatura mediante la regulación de
las temperaturas de precalentamiento de la alimentación. A
10 relaciones bajas de líquido hidrocarbonado a hidrógeno en la
alimentación, se carga menos sustancia reaccionante; por lo
tanto, la reacción en el calentador es menor y las temperatu-
ras de precalentamiento de la alimentación aumentan. Si este
aumento es excesivo, la reacción puede iniciarse en el pre-
calentador con las consiguientes dificultades en el mismo.

15 El Gas Council ha indicado que sus esfuerzos se diri-
gieron a conseguir el gas de valor calorífico más alto posi-
ble directamente del hidrogenador con reciclo de gas. Por lo
tanto, trataron de reducir al mínimo el exceso de hidróge-
no, alcanzando con ello una gran concentración de etano en
20 el gas efluente (alrededor de 0,5 por mol de metano). No han
informado sobre ninguna investigación empleando hidrógeno en
exceso. Una operación registrada a alta presión, a 1350 psia
(95 kg/cm² absolutos), permite hidrogenar el etano pero el
25 control es laborioso y la temperatura de operación es ines-
table, dando lugar a la formación de carbón en las vasijas.
Si la hidrogenólisis del etano se inicia súbitamente con un
exceso mínimo de hidrógeno, se produciría una brusca disminu-
ción de la presión parcial de hidrógeno y la temperatura de
30 la reacción aumentaría. Con toda seguridad esta combinación

419508



1 produciría carbón, especialmente cuando el control de la tem-
peratura no es muy bueno. Manteniendo el control de la tempe-
ratura en el reactor con un exceso de hidrógeno suficiente
para suprimir la formación de carbón, la liberación de calor
5 adicional disminuiría la temperatura de precalentamiento re-
querida para los productos alimentados al reactor.

Otro importante problema en la hidrogasificación del
petróleo es la formación de coque y alquitrán. La deposición
de coque podría dar lugar a obturaciones del reactor, hacien-
do con ello que todo el proceso fuera antieconómico e inefi-
caz. El alquitrán podría ensuciar las superficies cambiada-
ras de calor e impedir el uso de calderas de calor residual
que requieren el enfriamiento del producto del gasificador,
con la consiguiente pérdida de recuperación potencial de ca-
lor a alta temperatura y disminución de la eficacia térmica.
15 Es sabido que los hidrocarburos aromáticos son precursores
en la formación de alquitrán y coque. A temperaturas elevadas,
los hidrocarburos aromáticos se condensan formando moléculas
policíclicas pesadas que dan alquitranes y finalmente coque.
20 Manteniendo una alta presión parcial de hidrógeno se saturan
los intermediarios olefínicos de craqueo y se impide que se
ciclen para producir hidrocarburos aromáticos y también se
suprime la condensación de los hidrocarburos aromáticos ya
presentes en la alimentación. La saturación de las olefinas
25 por hidrógeno también disminuye la velocidad de las reaccio-
nes debido a que las olefinas se craquean más fácilmente que
los compuestos saturados. Por lo tanto, se deduce que en pre-
sencia de hidrógeno a alta presión, los hidrocarburos pueden
calentarse a temperaturas superiores a las normales sin que
30 se produzca craqueo o formación de alquitranes o coque.

419508



1 Los recientes progresos en la tecnología del craqueo
del etileno han demostrado que los precursores aromáticos
del coque que se condensan en forma de coque en las pelícu-
las laminares sobre las paredes del tubo caliente se forman
5 con relativa rapidez en la masa de fluido a niveles de tempe-
ratura intermedios. Se ha demostrado que la velocidad de for-
mación de precursores del coque, relativa a la velocidad de
las reacciones de craqueo deseadas, disminuye a medida que
aumenta la temperatura. Por consiguiente, los hornos de cra-
10 queo están diseñados para reducir al mínimo el tiempo de per-
manencia en un intervalo de temperatura intermedio. La forma-
ción de precursores de coque se ha reducido considerablemen-
te y con la reducción de los precursores, las temperaturas
de las paredes del tubo en el extremo de salida se han aumen-
15 tado sin aumentar la coquificación. El resultado neto ha sido
la puesta a punto del revolucionario horno de craqueo de eti-
leno con un tiempo de permanencia corto. Como beneficio adi-
cional, también se reduce la formación de alquitrán y con
las cargas de alimentación más ligeras, las calderas de ca-
20 lor residual en la línea de transferencia del petróleo de
craqueo sustituyen al enfriamiento. Este descubrimiento con-
duce a la conclusión de que en el hidrogenador con reciclo
de gas, la formación de coque puede ser evitada incluso con
las cargas de alimentación de aceites pesados. El hidrogena-
25 dor con reciclo de gas es esencialmente un reactor de contra-
mezcla en el que la alimentación precalentada (aproximadamen-
te a 1000°F, 538°C) se calienta casi instantáneamente a la
temperatura del efluente del gasificador (alrededor de 1380°F,
749°C). Además, las concentraciones de los vapores del pe-
30 tróleo de alimentación se diluyen a las concentraciones de

419508



1 salida inmediatamente, reduciendo así al mínimo las reaccio-
nes de autocondensación; así, la formación de precursores a
los niveles intermedios de temperatura y a los altos niveles
de concentración de la alimentación debe ser despreciable y
5 la producción de alquitrán y coque se reduce al mínimo.

Teniendo en cuenta este trabajo previo, se ha descu-
bierto que el hidrogenador con recicló de gas puede aceptar
cargas de alimentación con fracciones de punto de ebullición
más alto cuando estas cargas de alimentación son gasificadas
10 como se indica en la Figura 2.

El sistema de gasificación básico mostrado en la Figu-
ra 2 consiste en un vaporizador 60, un gasificador 62, un
separador de hidrocarburos aromáticos líquidos 64, un compre-
sor de gas producido 66, junto con calentadores de hidrógeno
15 y petróleo 68 y 70 respectivamente y un enfriador 72 del pro-
ducto del gasificador. Este sistema operaría a 600 psig
(42 kg/cm² manométricos) o más con la alimentación de petró-
leo crudo 74 y la alimentación de hidrógeno 76, cada una de
ellas precalentada y cargada al vaporizador 60. El petróleo
20 78 es calentado además por el calentador 80, que está sumer-
gido en el depósito de petróleo 78. Después de haber sido
precalentado, el hidrógeno es introducido por debajo de la
superficie del petróleo 78 en el vaporizador 60, de manera
que el petróleo es vaporizado formando una mezcla con el hi-
25 drógeno y es sacado del vaporizador por el conducto 82 y con-
ducido al gasificador 62.

Con petróleo crudo completo, o petróleo crudo del que
se ha destilado la nafta, alrededor del 80 % en volumen del
petróleo se evaporaría, siendo sacado el petróleo residual a
30 través del conducto 84 y utilizado como alimentación de una

419508



1 planta de oxidación parcial para producir el hidrógeno requere-
2 rido. La temperatura del vaporizador debe encontrarse típi-
3 camente entre 800 y 1000°F (427 y 538°C) según la alimenta-
4 ción particular de petróleo crudo. Los vapores de hidrógeno-
5 petróleo procedentes del vaporizador en el conducto 82 se
6 inyectan en el hidrogasificador adiabático 62 donde se pro-
7 duce la reacción de gasificación exotérmica. El petróleo es
8 gasificado a metano, etano e hidrocarburos aromáticos resi-
9 duales, con exceso de hidrógeno y sulfuro de hidrógeno, que
10 es generado por la conversión del azufre del petróleo. La bo-
11 quilla alimentadora 86 entrante induce una gran velocidad de
12 recirculación interna en el gasificador a lo largo de la tra-
13 yectoria indicada por las flechas. El contenido de la boqui-
14 lla entrante 86 se mezcla prácticamente por completo y pre-
15 senta una composición y una temperatura sustancialmente uni-
16 formes. La temperatura en el reactor es de 1400°F (760°C)
17 aproximadamente y el tiempo medio de permanencia en el reac-
18 tor es de 10 a 15 segundos.

19 Los gases efluentes calientes se sacan por el conducto
20 88 y se enfrían en la caldera de calor residual 72, con recu-
21 peración del calor. Después de recuperar el calor, el efluen-
22 te es conducido al separador 64 de aromáticos por el conduc-
23 to 90, donde los constituyentes aromáticos condensados son
24 sacados del separador por el conducto 92 y son utilizados co-
25 mo alimentación suplementaria a la unidad de oxidación par-
26 cial y como combustible del proceso. El gas producido resul-
27 tante procedente del separador 64 es comprimido en el com-
28 presor 66 y enviado para su posterior transformación. El gas
29 en el extremo de salida del compresor está constituido esen-
30 cialmente por hidrógeno, metano, etano, sulfuro de hidrógeno



419508

1 e hidrocarburos aromáticos no condensados. Este producto pue-
de ser transformado de nuevo de acuerdo con el procedimiento
descrito en la Figura 1. En la Figura 2, una parte del gas
enfriado procedente del compresor 66 es pasada por el con-
5 ducto 94 y reciclada a través de la válvula 96 al reactor o
hidrogasificador 62 para enfriar el reactor y mantener la
temperatura de la reacción en el nivel deseado de unos
1400°F (760°C).

El procedimiento anterior es verificado en una zona
10 de ensayo mostrada en la Figura 3, que ha sido construída y
operada para esta invención. Este sistema consiste en un con-
ducto de abastecimiento de hidrógeno 100, un dispositivo do-
sificador de hidrógeno (rotámetro 102), un humidificador de
hidrógeno 104 calentado eléctricamente, un sistema de alimen-
15 tación de petróleo 106 que comprende un tanque de petróleo
108, una bomba dosificadora de petróleo 110, un vaporizador
112 calentado eléctricamente, una vasija de hidrogasifica-
ción 114, también calentada eléctricamente, un enfriador-
condensador de producto 116, un separador de líquidos 118,
20 un controlador de la contrapresión 120, un sistema de análi-
sis del gas producido indicado en general en 122, constituí-
do por un analizador húmedo 124 y un medidor Ranerax 126 y
un sistema de reciclo de gas de templado constituído por el
compresor 128 de gas de reciclo y el calentador 130 de gas
25 de reciclo. En la instalación citada, se proporciona calefac-
ción eléctrica al humidificador de hidrógeno, al vaporizador,
al hidrogasificador y al sistema de gas de reciclo de templa-
do y todas las líneas de transferencia a alta temperatura es-
tán calentadas eléctricamente para mantener la temperatura
30 del proceso.

419508



1

5

10

15

20

25

30

En funcionamiento, la presión del sistema de gasificación es mantenida por el controlador 120 de la contrapresión del gas producido. La temperatura del hidrogasificador es automáticamente controlada por los calentadores suplementarios eléctricos del hidrogasificador y el caudal del gas de hidrogenación alimentado es establecido a mano mediante la válvula de control manual 132 en el nivel deseado, indicado por el rotámetro 102. El hidrógeno es introducido debajo de la superficie del agua 134 mantenida en el humidificador y calentado por el calentador 136 hasta saturarse de vapor de agua. El petróleo procedente del tanque 108 es bombeado por la bomba dosificadora de petróleo 110 al tubo de descarga 138, que está calentado eléctricamente, mezclado con el hidrógeno y bombeado al vaporizador 112 también calentado eléctricamente. Los vapores de hidrógeno saturados de petróleo salen del vaporizador 112 por el conducto 140 y son introducidos en el hidrogasificador 114 a través de la boquilla 142. El petróleo no vaporizado residual se saca del vaporizador a medida que lo indica el control de nivel 144, con objeto de mantener un nivel mínimo de líquido en el vaporizador y se desprecia.

Debido al hecho de que la sobrecalentación de los vapores de alimentación al hidrogasificador de hidrógeno-petróleo deben producir deposiciones de coque en la boquilla de entrada 142 con la consiguiente obturación, el tubo de entrada de la alimentación está provisto de una camisa por la que fluye un gas de templado, que entra a través de una sección superior 148 aislada con perlita. Las fugas de calor del hidrogasificador 114 son reducidas por la perlita y el calor es absorbido en gran parte por el gas de templado evitando una

419508



1 calefacción excesiva del vapor de alimentación. El gas de ali
mentación se inyecta en el hidrogasificador 114 por la parte
superior del tubo aspirador interno 150 a gran velocidad. El
chorro entrante induce una gran velocidad de recirculación
5 interna de forma que las condiciones se aproximan a una con-
tramezcla completa. Los vapores de petróleo entrantes se ca-
lientan a la temperatura del hidrogasificador prácticamente
de forma instantánea y reaccionan para dar un producto gaseo-
so formado por metano, etano, sulfuro de hidrógeno, hidro-
10 carburos aromáticos residuales y un exceso de hidrógeno, en
el conducto 152. El hidrogasificador de ensayo es de acero
inoxidable, con una vasiija de reacción de aproximadamente
1,16" (29,7 mm) de diámetro y 18 5/8" (473 mm) de longitud.
El tubo aspirador axial 150 es un tubo de acero inoxidable de
15 16" (406mm) de longitud, calibre 20 y 5/8" (15,9 mm) de espesor.
El volumen total del hidrogasificador de ensayo es de
19,7 pulgadas³ (322,7 cm³) aproximadamente.

Los productos gaseosos salen del hidrogasificador 114
a través de un tubo de salida que se extiende a través del
20 anillo desde el fondo hasta la cima del tubo aspirador. Los
gases efluentes son enfriados en un enfriador-condensador 116
de producto y pasados por el separador de líquidos 118 donde
se recogen el líquido condensado aromático y el agua y se
extraen periódicamente por el conducto 154. La presión del
25 gas procedente del separador 118 se reduce a través de un
controlador 120 de contrapresión, midiendo el caudal en un
analyzer húmedo 124 y el peso específico con un instrumento
Ranerax 126. El gas producido es evacuado a la atmósfera,
30 analizándose periódicamente el gas por cromatografía. Antes
de reducir la presión, una parte del gas es comprimido me-

419508



1 diante el compresor 128 de gas reciclado, calentado a unos
50°F (28°C) por encima de la temperatura del gas de alimenta-
ción del hidrogasificador y pasado como gas de templado a
través de la camisa de la entrada del gas alimentado. El gas
5 de templado se saca a través de la parte superior del hidro-
gasificador y se mezcla con el gas caliente producido en el
gasificador a través del conducto 156.

10 En una prueba experimental real, se utilizó en el dis-
positivo descrito un petróleo crudo de Lagomedio, con los si-
guientes resultados:

15	Caudal de alimentación de hidrógeno, SCFH, m ³ /h	31,3 (0,885)
	Caudal de alimentación de petróleo, cc/h	706
	Peso específico del petróleo	0,862
15	Moles % de H ₂ O en el hidrógeno	5,3
	Relación molar H ₂ /petróleo	20
	Presión relativa del sistema, psig (kg/cm ²)	600 (42)
	Temperatura del vaporizador, °F (°C)	913 (489,4)
	% en peso de petróleo vaporizado	76
20	Tiempos medios de permanencia en el vapo- rizador, minutos	
	Fase gaseosa	0,23
	Fase líquida	23
	Temperatura del gas de templado, °F (°C)	960 (515,6)
25	Caudal del gas de templado, SCFH, m ³ /h	18 (0,509)
	Tiempo medio de permanencia en el hidro- gasificador, segundos	12
	Temperatura del hidrogasificador, °F (°C)	1376 (746,6)
	Fracción gasificada del vapor de petróleo, %	82
30	Peso específico del gas (aire = 1)	0,441

419508



1 Composición del gas, % en moles

H ₂	45,5
CH ₄	36,7
C ₂ H ₆	<u>17,8</u>
	100,0

5

Composición del líquido aromático, % en peso

Benceno	36,7
Tolueno	6,5
Aromáticos C ₈	2,1
Aromáticos C ₉ -C ₁₁	0,5
Naftaleno	21,2
Antraceno	5,4
Colas pesadas	4,8
Residuo y pérdidas	<u>22,8</u>
	100,0

10

15

Después de cuatro horas de funcionamiento estacionario en estas condiciones, la inspección del reactor indica que no se ha producido una deposición significativa de coque. El vaporizador tampoco presenta deposición de coque y depósitos alquitranosos excepto una pequeña cantidad de coque desmenuzable alrededor del tubo sumergido de entrada de la alimentación, relativamente frío (300°F, 149°C).

20

25

El ensayo descrito se refiere a una operación lograda, en la que se alimentaba en el gasificador un 76 % en peso de un petróleo crudo de Lagomedio de densidad media (32,6° API). Aproximadamente el 82 % en peso del petróleo alimentado al gasificador resultó gasificado, recuperándose el 18 % en peso como condensado aromático; un 76 % en peso de vaporización es equivalente a una fracción cuyo punto final de ebullición es de unos 1000°F (538°C), pero es seguro que en la alimenta-

30

419508



1 ción al gasificador se encontraban constituyentes de punto
de ebullición todavía mayor. No se experimentaron problemas
en la boquilla que introducía la alimentación reactiva ni en
el vaporizador durante este ensayo.

5 A la vista de lo que antecede, se ha demostrado que el
sistema de reactor hidrogenador con reciclo de gas puede ser
utilizado con cargas de alimentación de punto de ebullición
más alto, incluido el petróleo crudo completo y también se
cree que pueden utilizarse las fracciones de petróleo resi-
10 dual mediante vaporización parcial directa a alta presión en
hidrógeno de la carga de alimentación. La vaporización par-
cial evita los problemas de deposición y obturación que se
producen típicamente cuando se evaporan a sequedad los desti-
lados de elevado punto de ebullición o las fracciones de pe-
15 tróleo residual. El líquido residual procedente de la fase de
evaporación con cargas de alimentación de petróleo de alto
punto de ebullición constituye una alimentación adecuada para
un proceso de oxidación parcial para suministrar el hidrógeno
requerido para la hidrogasificación.

20 Con los destilados de alto punto de ebullición y las
alimentaciones de petróleo residual, son necesarias unas tem-
peraturas elevadas para evaporar el petróleo. La evaporación
en hidrógeno a alta presión es beneficiosa en dos aspectos.
El hidrógeno a alta presión suprime las reacciones de craqueo
25 y coquificación en el evaporador y también diluye los vapo-
res de petróleo reduciendo su presión parcial y disminuyendo
la temperatura requerida para conseguir la vaporización de
una fracción dada.

30 Queda dentro de los límites de esta invención el uso
de cualquiera de los esquemas de gasificación convencionales

419508



1 establecidos en la técnica; sin embargo, se prefiere la hidrogenación con reciclo de gas (GRH).

5 Si la economía del proceso así lo aconseja, una parte del dióxido de carbono producido en el proceso puede reaccionar con hidrógeno en una unidad de metanación para producir metano atómico.

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

REIVINDICACIONES

10 1. Un método para la producción de un gas de gran valor calorífico, a partir de petróleo crudo, adecuado para ser transportado por gaseoducto, que comprende las operaciones de:

15 vaporizar una porción sustancial de una alimentación de petróleo crudo, a una temperatura comprendida entre 600 y 1000°F (316 y 538°C),

20 introducir la alimentación de petróleo crudo vaporizado junto con hidrógeno en una vasija de gasificación mantenida a una temperatura superior a 1000°F (538°C), donde la corriente de alimentación es gasificada produciendo un efluente constituido esencialmente por hidrógeno, sulfuro de hidrógeno, metano, etano e hidrocarburos aromáticos residuales;

25 enfriar los gases efluentes a la temperatura ambiente y recuperar de los mismos el calor residual;

secar el efluente y separar el sulfuro de hidrógeno y los hidrocarburos aromáticos residuales de dicho efluente en una zona de purificación;

30 separar criogénicamente el metano y el etano del hidrógeno en una corriente efluente purificada;

419508



1

hacer reaccionar vapor de agua con el etano contenido en la corriente de producto metano y etano para producir metano y dióxido de carbono y

5

separar el dióxido de carbono y después secar la corriente gaseosa residual, constituida esencialmente por metano y descargar dicha corriente en un dispositivo receptor del producto.

10

2. Un método según la Reivindicación 1, donde la corriente de alimentación de petróleo crudo es sometida a una operación inicial donde se separa una fracción de nafta.

15

3. Un método según la Reivindicación 2, donde la fracción de nafta se hace reaccionar con vapor de agua en un proceso catalítico para producir metano y dióxido de carbono, se separa el dióxido de carbono y se combina el metano con el otro metano procedente de la reacción del etano.

20

4. Un método según las precedentes reivindicaciones, donde se incluye una fase de generación de hidrógeno, que aprovecha las colas de petróleo crudo residuales no gasificadas junto con una porción de los hidrocarburos aromáticos procedentes del efluente del gasificador para producir hidrógeno que ha de ser inyectado en la corriente de alimentación del gasificador.

25

5. Un método según las precedentes reivindicaciones, donde el sulfuro de hidrógeno separado del efluente del gasificador es transformado en azufre elemental.

30

6. Un método según las precedentes reivindicaciones, donde la gasificación de la corriente de alimentación se realiza en un hidrogasificador adiabático.

7. Un método según las precedentes reivindicaciones, donde una parte de la corriente de producto, después de

419508



1 separar los hidrocarburos aromáticos residuales y el sulfuro de hidrógeno, es enfriada e introducida en la vasija de gasificación para mantener un control de la temperatura en la vasija gasificadora.

5 8. Un método según las precedentes reivindicaciones, donde el hidrógeno criogénicamente separado se calienta a la temperatura ambiente y se mezcla con petróleo crudo limpio para su inyección en el gasificador.

10 9. Un método según la Reivindicación 1, para producir un gas adecuado para el transporte por gaseoducto, con un valor calorífico de unas 1000 BTU/SCF (8900 kilocalorías/m³), a partir de petróleo crudo, que comprende las operaciones de:

15 someter una corriente de petróleo crudo a una operación de destilación de cabezas, con lo que se produce la separación de nafta con un punto final de 360°F (182°C);

20 vaporizar una porción sustancial de la corriente de petróleo crudo exento de nafta y mezclar los vapores de petróleo crudo e hidrógeno para formar una corriente de proceso;

gasificar la corriente de proceso para formar un efluente constituido esencialmente por metano, etano, sulfuro de hidrógeno, hidrógeno e hidrocarburos aromáticos residuales;

25 separar los hidrocarburos aromáticos residuales y el sulfuro de hidrógeno del efluente en una unidad de purificación;

separar el hidrógeno del metano y del etano del efluente;

30 hacer reaccionar la nafta procedente de la operación de destilación de cabezas del petróleo crudo con el efluente



419508.9

1 de metano y etano para producir un efluente constituido por dióxido de carbono y metano y

separar el dióxido de carbono del metano e introducir este último en un gaseoducto de producto.

5 10. Un método según la Reivindicación 9, donde el hidrógeno es separado criogénicamente del efluente de metano/etano y es calentado a la temperatura ambiente y reciclado a la gasificación.

10 11. Un método según las Reivindicaciones 9 ó 10, donde la fracción de nafta es desulfurada para reaccionar en una reacción catalítica autotérmica con el etano y producir metano y dióxido de carbono.

15 12. Un método según las Reivindicaciones 9 a 11, donde una porción del dióxido de carbono y del hidrógeno separados de los efluentes de la corriente del proceso se hace reaccionar en presencia de un catalizador para producir metano adicional.

20 13. Un método según las Reivindicaciones 9 a 12, donde el sulfuro de hidrógeno separado del efluente de la corriente del proceso es tratado para producir azufre elemental por el proceso Claus.

25 14. Un método según las Reivindicaciones 9 a 13, donde la corriente de proceso es introducida en un hidrogasificador adiabático, donde tiene lugar una reacción exotérmica produciendo un efluente del gasificador.

15. Un método según la Reivindicación 1 para gasificar un petróleo crudo y producir un efluente gaseoso constituido esencialmente por hidrógeno, metano y benceno, que comprende las operaciones de:

419508



1

introducir un petróleo crudo líquido en una vasija de vaporización calentada entre 800 y 1000°F (427 y 538°C);

5

mantener una masa de petróleo crudo líquido en dicha vasija de vaporización e introducir hidrógeno gaseoso caliente en dicha masa de petróleo crudo líquido;

10

sacar la mezcla vaporizada de petróleo crudo e hidrógeno e inyectar dicha mezcla en una vasija de hidrogasificación, donde la mezcla es recirculada a una temperatura de unos 1400°F (760°C) para hacer que la mezcla reaccione y forme un efluente de gasificador constituido esencialmente por hidrógeno, metano, benceno, hidrocarburos aromáticos y sulfuro de hidrógeno;

15

separar el sulfuro de hidrógeno y los hidrocarburos aromáticos del efluente formando un efluente residual; comprimir el efluente residual a una presión adecuada para la transformación posterior para formar una corriente de producto constituida esencialmente por metano.

20

16. Un método según la Reivindicación 15, donde una porción de la corriente efluente comprimida es enfriada e inyectada en la vasija de hidrogasificación para mantener la temperatura de reacción de dicha vasija.

25

17. Un método según las Reivindicaciones 15 ó 16, donde una porción del calor de dicha corriente efluente del gasificador es almacenada en una caldera de calor residual antes de la separación de los hidrocarburos aromáticos y del sulfuro de hidrógeno.

30

18. Un método según las Reivindicaciones 15 a 17, donde el petróleo residual procedente de dicha vasija de vaporización es sometido a un proceso de oxidación parcial para

419508



1 producir hidrógeno para la operación de vaporización.

5 19. Un método según las Reivindicaciones 15 a 18, donde el petróleo crudo es separado de la nafta con un punto final de 360°F (182°C), antes de ser introducido en la vasija de vaporización.

20. Un método según la Reivindicación 1 para gasificar un petróleo crudo y producir un efluente gaseoso constituido esencialmente por hidrógeno, metano y benceno, que comprende las operaciones de:

10 inyectar una corriente de petróleo crudo en una vasija de vaporización calentada a una temperatura comprendida entre 800 y 1000°F (427 y 538°C) y mantener una masa de petróleo crudo líquido en dicha vasija de vaporización;

15 introducir hidrógeno gaseoso caliente en dicho petróleo crudo por debajo de la superficie de la masa;

sacar la mezcla vaporizada de hidrógeno y petróleo crudo e inyectar dicha mezcla en una vasija de hidrogasificación;

20 dejar que dicha mezcla circule en dicha vasija de hidrogasificación para que reaccione y produzca un efluente del gasificador constituido esencialmente por hidrógeno, metano, benceno, hidrocarburos aromáticos y sulfuro de hidrógeno;

reducir la temperatura de dicho efluente y recuperar así el calor;

25 separar los hidrocarburos aromáticos y el sulfuro de hidrógeno de dicho efluente;

comprimir dicho efluente a una presión más alta para su transformación posterior en un gas natural sintético y

enfriar e inyectar una porción del efluente comprimido en la vasija de hidrogasificación para controlar la temperatura de dicha vasija.

30

419508



1

21. Se reivindica por último como objeto sobre el que ha de recaer la Patente de Invención que se solicita por: "UN METODO PARA LA PRODUCCION DE UN GAS DE GRAN VALOR CALORIFICO".

5

Todo conforme queda descrito y reivindicado en la presente Memoria descriptiva que consta de treinta y tres páginas mecanografiadas y dibujos adjuntos.

Madrid, 9 Octubre 1.973

BERNARDO UNGRIA.

p.p.

10

15

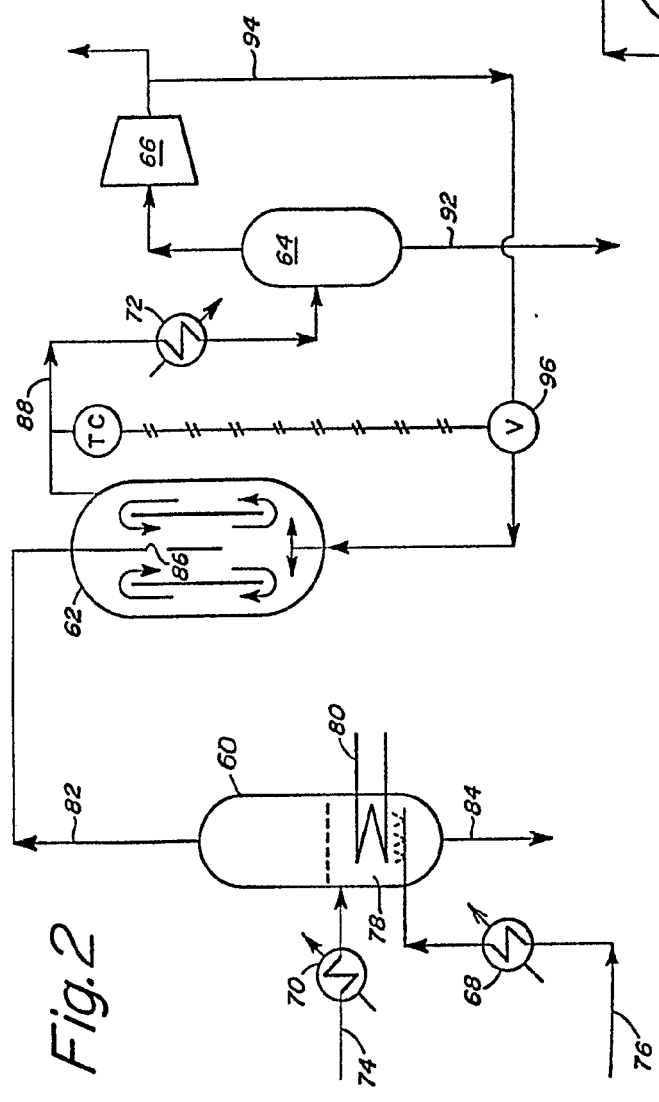
20

25

30

419508

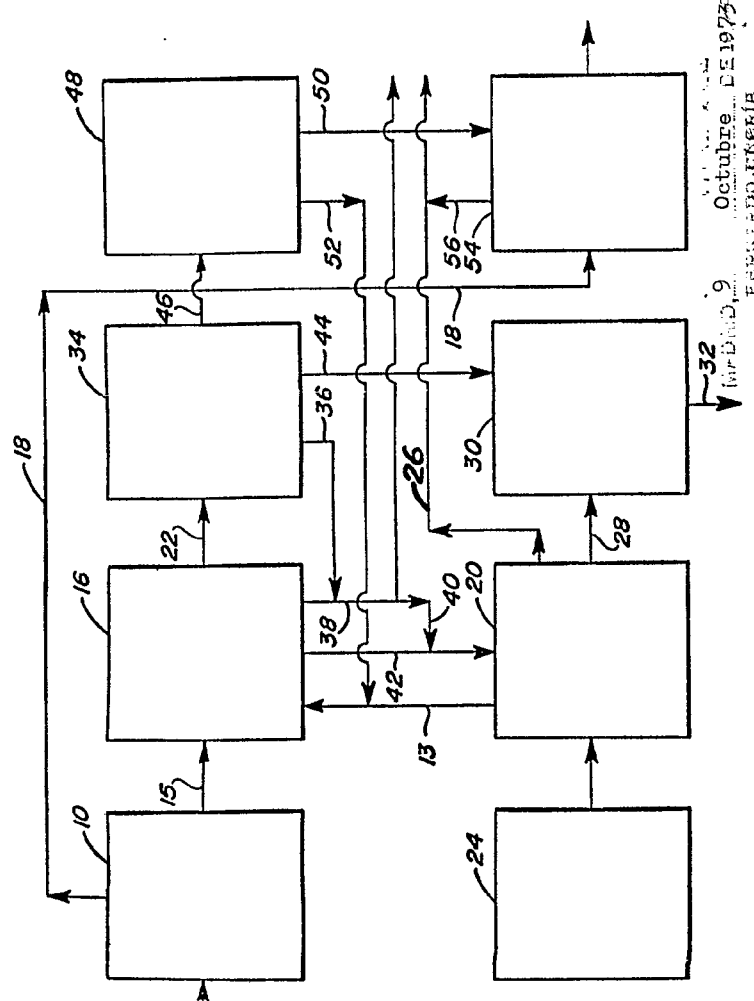
Fig. 2



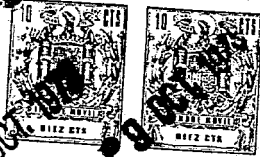
419508



Fig. 1



419508



9 OCT 1973

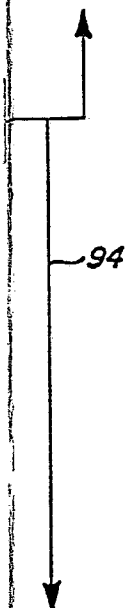
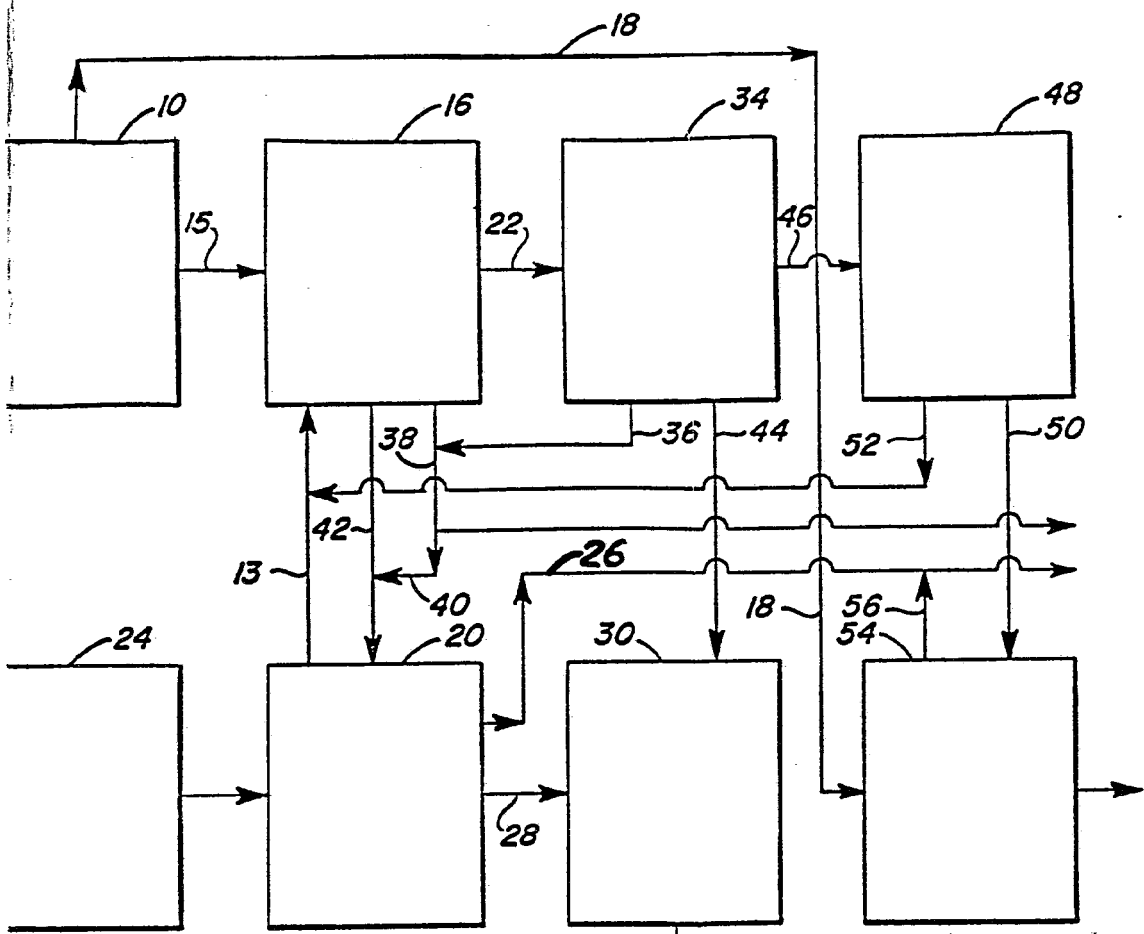


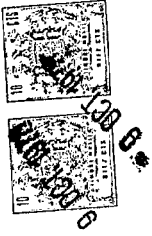
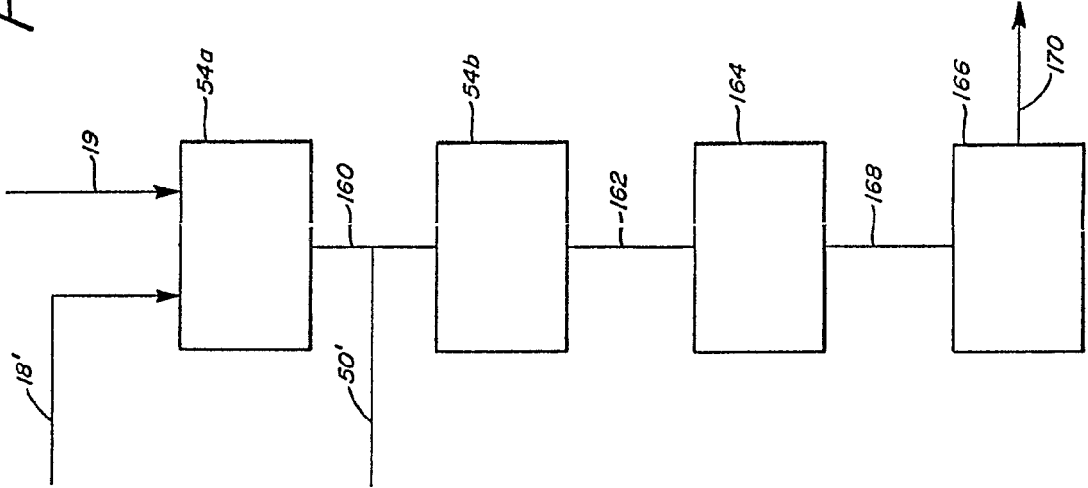
Fig. 1



MADRID, 9 de Octubre DE 1973
BERNARDO, UÑERÍA
P. P.

419508

Fig. 1a



419508

OCT 9 1973

419508

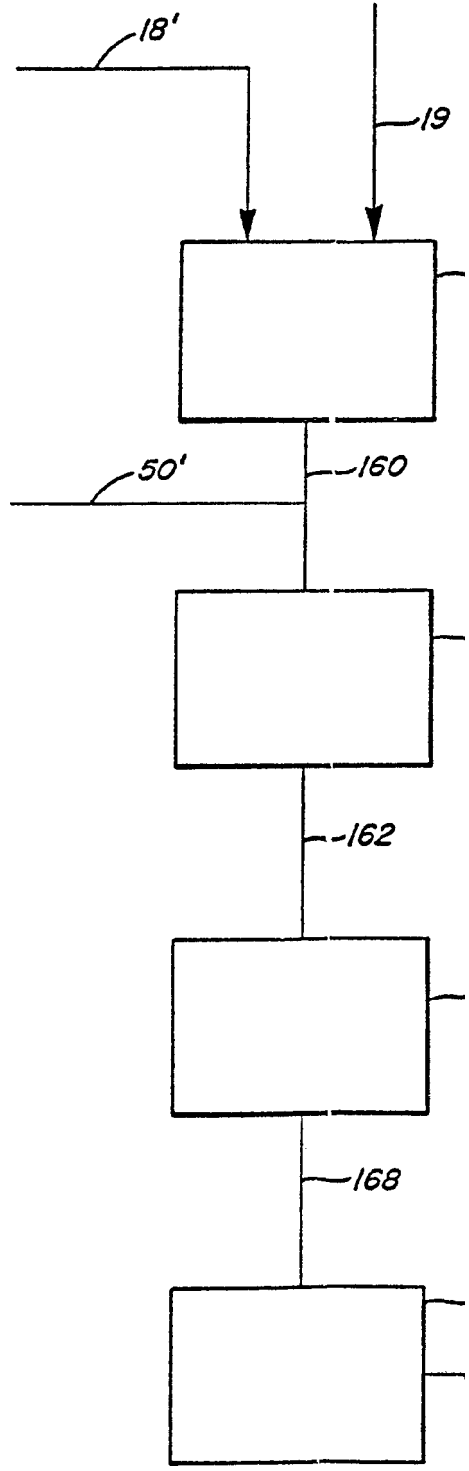
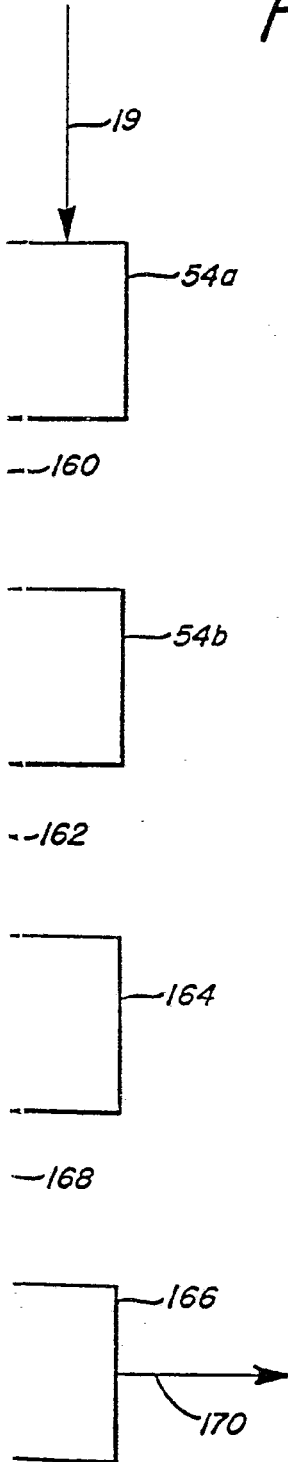




Fig. 1a

419508



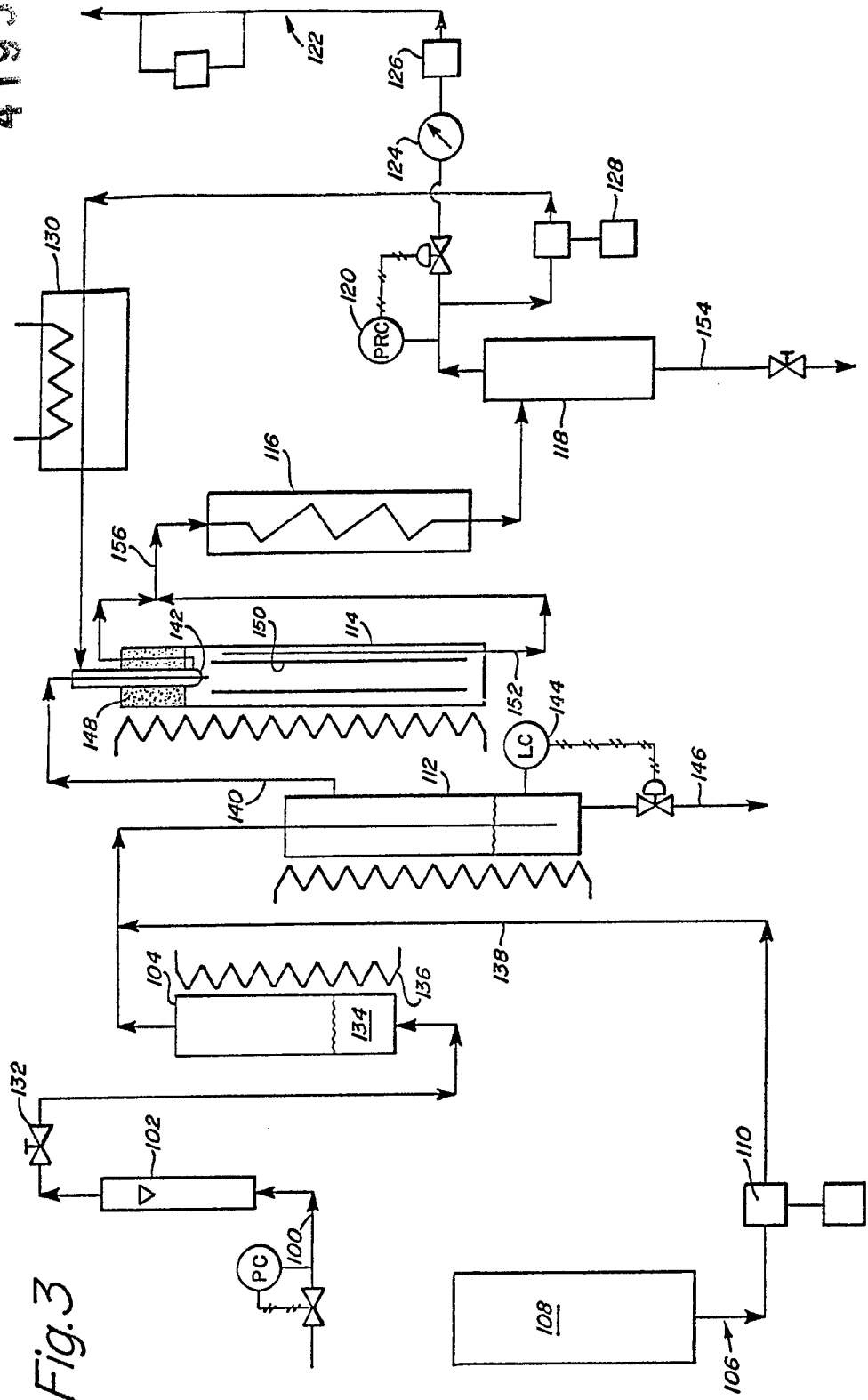
9 Octubre 1973
P.F.



419509

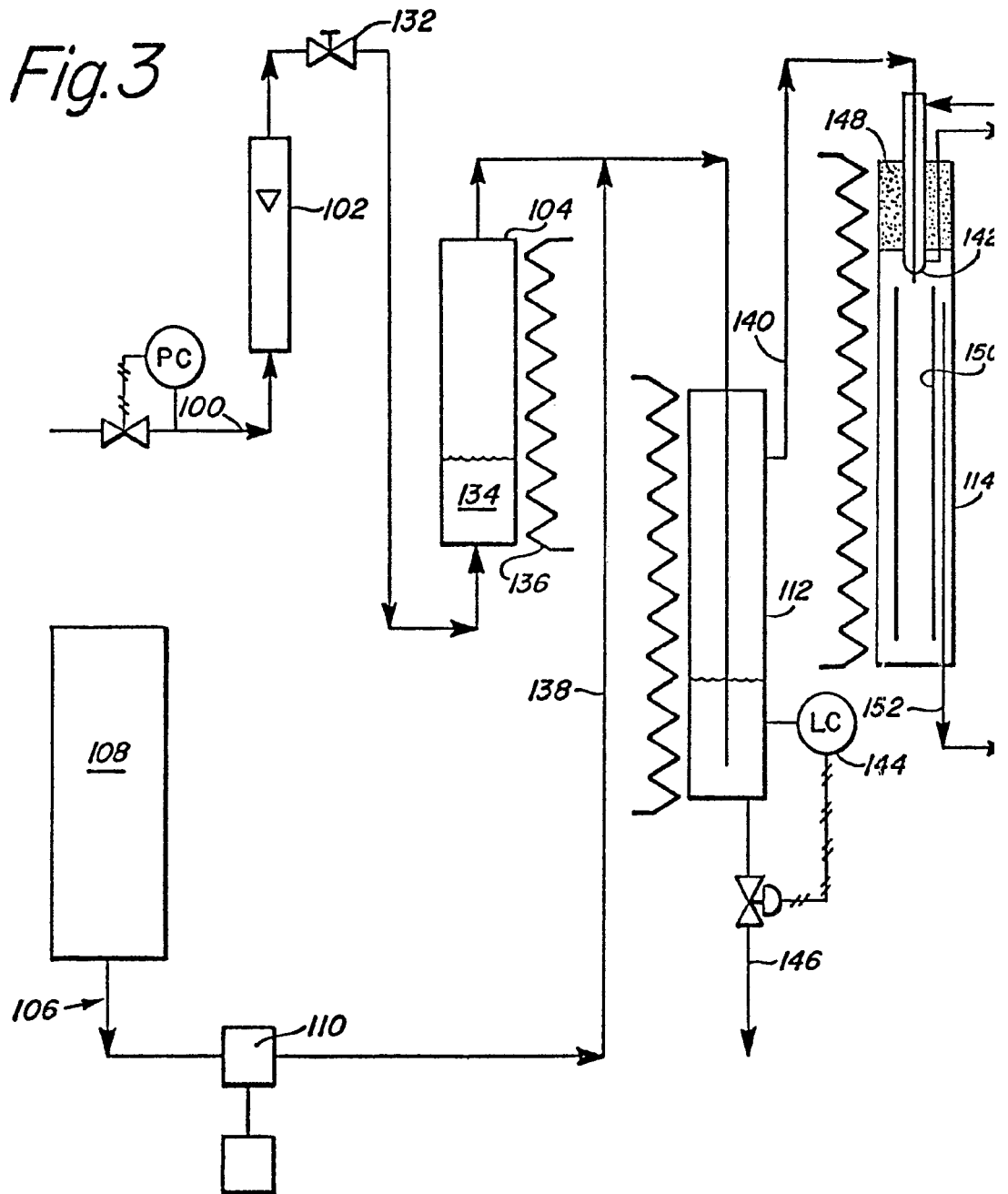
419508

Fig. 3

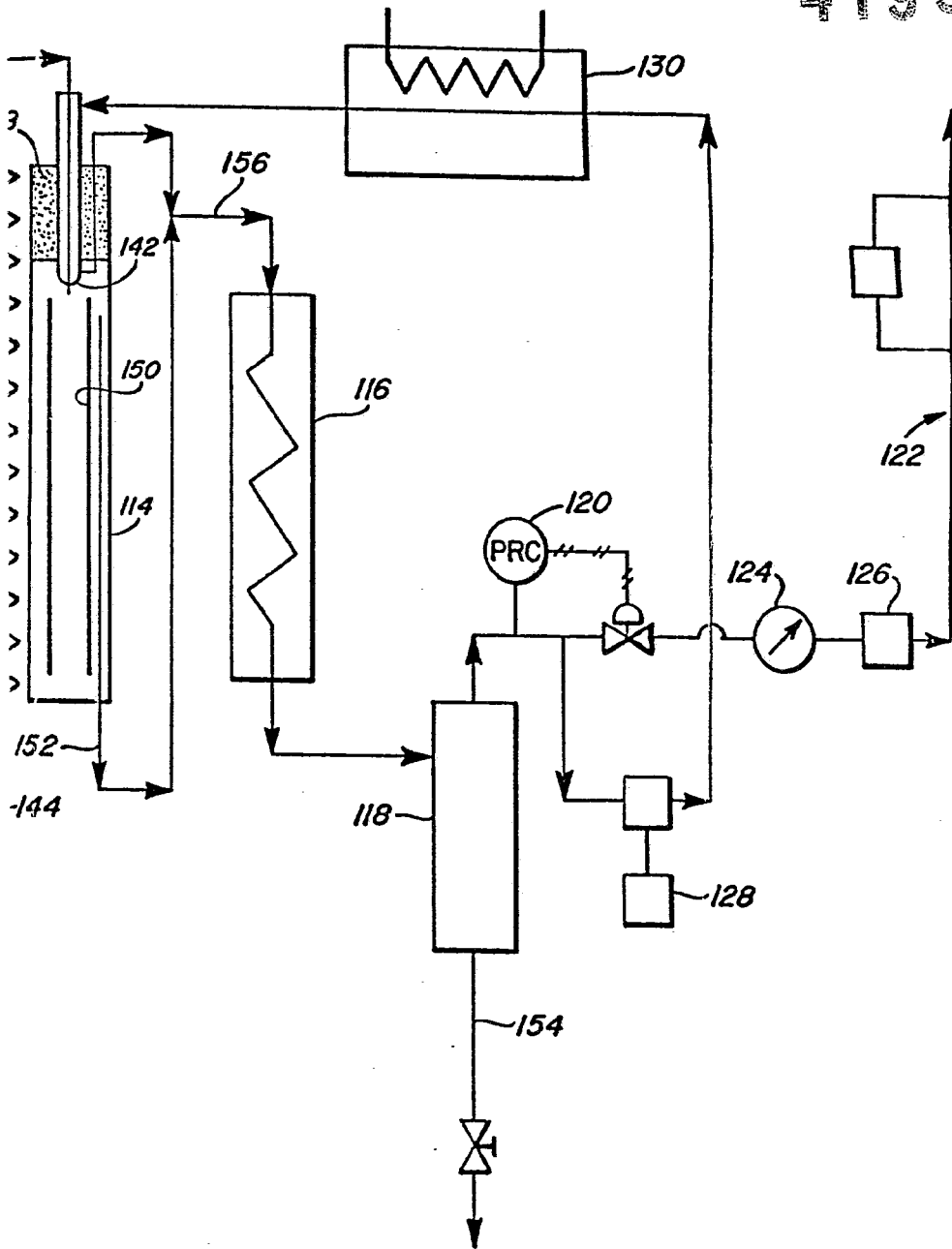


419508

Fig. 3



419508



9 Octubre 1973
REDACTED
P. P.