

324179



PATENTE DE INVENCION

Your ref: PA 279 Sp.
=====

Memoria Descriptiva

sobre

"Procedimiento para vaporizar un gas líquido con -
aprovechamiento de sus frigorías".

Solicitante: CONCH INTERNATIONAL METHANE LIMITED, entidad de las
Islas Bahamas, residente en Sandringham House, Shir-
ley, Nassau, The Bahamas.

Esta invención se relaciona con -
la separación de un gas residual de refinería en sus
constituyentes y más particularmente con la separa-
ción de un gas residual de refinería utilizando el -
5. potencial de refrigeración en gas natural licuado.



324179

- Ha constituido práctica común el transportar el gas natural licuándolo, puesto que en forma líquida el gas natural requiere mucho menos espacio para su almacenamiento. Cuando el gas natural se descarga en su destino, ordinariamente ha de vaporizarse y comprimirse a la presión de la tubería de conducción para su empleo, y durante la vaporización se despilfarra comúnmente el potencial de refrigeración en el gas natural licuado. En consecuencia, es un objeto de la presente invención la provisión de -
5. un sistema para separar una alimentación de gas residual de refinería en sus componentes constitutivos - utilizando gran parte del potencial de refrigeración del gas natural licuado. En consecuencia, en uno de
10. sus aspectos, la invención comprende un procedimiento de separación de hidrógeno e hidrocarburo de un gas residual de refinería del tipo que comprende hidrógeno, metano, hidrocarburos más pesados que el metano, nitrógeno y óxidos de carbono, comprendiendo -
15. dicho procedimiento:
- (a) La introducción del citado gas residual de refinería como corriente de alimentación.
- (b) La separación de la citada corriente de alimentación de hidrocarburos más pesados que el metano, para dejar dicha corriente de alimentación como efluente gaseoso que comprende metano, -
20. hidrógeno, nitrógeno y óxidos de carbono.
- (c) La condensación del grueso del metano de dicho efluente gaseoso mediante cambio de
25. calor indirecto con una corriente de nitrógeno líquido
- 30.



do en evaporación y una corriente de gas natural líquido regasificado, para dejar la citada corriente de alimentación principalmente como corriente de gas hidrógeno, contaminada con nitrógeno y óxidos de carbono.

5.

(d) La depuración de la corriente de gas hidrógeno con gas natural líquido para separar el nitrógeno y óxidos de carbono contaminadores mencionados; y

10.

(e) La depuración de la corriente de gas hidrógeno resultante de dicha operación (d) - con un hidrocarburo C2 ó C3 subrefrigerado, para separar de la misma metano residual.

15.

Además, los gases residuales de refinería contienen ordinariamente hidrógeno que ha de recuperarse, y en la recuperación y purificación del hidrógeno, se emplean comúnmente líquidos depuradores destinados a separar impurezas tales como nitrógeno, monóxido de carbono y metano, del hidrógeno. Estos

20.

líquidos depuradores (comúnmente metano para separar, las impurezas de nitrógeno y monóxido de carbono, y propano para separar las impurezas de metano) han sido limpiados y regenerados en el pasado, después de - su empleo para depurar, y utilizados de nuevo a efectos de depuración. El procedimiento de limpieza y -

25.

regeneración requería una considerable cantidad de - equipo y energía. En consecuencia, es un objeto de la presente invención, en otro de sus aspectos, proporcionar un sistema en el que los líquidos depurados

30.

res están constituidos por gas natural licuado y por



- productos adecuados del gas residual de refinería y, después de su empleo inicial para depurar, son retirados de todo ulterior uso depurador. Preferiblemente, el potencial de refrigeración de los líquidos de puradores contaminados se recupera luego, vaporizando así tales líquidos, y los vapores resultantes son comprimidos a la presión de la tubería de conducción y unidos a gas natural puro vaporizado para uso por el consumidor.
- 5.
10. Se supone que el gas natural licuado empleado en el sistema a describir es metano puro o virtualmente puro, como ocurrirá generalmente.
- Otros objetos y ventajas de la presente invención aparecerán en la siguiente descripción, en la que se ofrece exclusivamente a modo de ejemplo la específica disposición ilustrada, siendo definido el ámbito de la invención por las adjuntas reivindicaciones.
- 15.
- En los dibujos:
20. La figura 1 muestra, parcialmente en forma de diagrama de bloques, un conjunto de operaciones para un sistema de separación de gas residual de refinería de acuerdo con la presente invención.
25. Las figuras 2 y 3 muestran conjuntamente una unidad de separación para el sistema de la figura 1; y
- La figura 4 muestra una unidad de refrigeración de nitrógeno para el sistema de la figura 1.
- 30.



La descripción que sigue se referirá a un sistema de separación de gas residual de refinería, destinado a separar tal gas en sus diversos componentes. Un gas residual típico de refinería puede comprender un 20% de hidrógeno, un 5% de monóxido de carbono y nitrógeno, un 40% de metano, un 5% de etileno, un 15% de etano, un 5% de propileno, un 9,5% de propano, un 0,5% de butano y constituyentes más pesados que el butano. Se comprenderá que las temperaturas, presiones y composiciones a que se hace referencia a lo largo de esta descripción no pretenden ser precisas, sino exclusivamente ilustrativas, para facilitar la comprensión de la invención.

Como se describirá con detalle en breve, la corriente de alimentación, al avanzar a través del sistema, experimenta sucesivos enfriamientos que condensan fracciones de la corriente de alimentación en líquidos, hasta que finalmente la única parte de la corriente de alimentación que permanece en forma de vapor es la porción de hidrógeno (con algunas impurezas).

Para facilitar la interpretación de los dibujos, se ha adoptado una codificación. Los conductos que transportan ciertos materiales se muestran en forma de líneas con rayas transversales superpuestas a las mismas; los conductos que transportan otros determinados materiales se muestran en forma de líneas provistas de puntos superpuestos a ellas, mostrándose todos los demás conductos con líneas continuas.



Más particularmente, los conductos que transportan gas natural licuado, vapor de gas natural o cualquier corriente consistente predominantemente en metano, ya sea en forma gaseosa o líquida, se muestran como líneas con una serie de rayas transversales superpuestas a las mismas.

Los conductos que transportan la porción de vapor de la corriente de alimentación o porciones vaporosas y líquidas mezcladas de la corriente de alimentación (pero no líquidos separados de la corriente de alimentación), se muestran como líneas con puntos superpuestos hasta la etapa donde la corriente de alimentación, consistente en un 99,8% de gas hidrógeno y un 0,2% de gas nitrógeno, alcanza a un absorbedor de nitrógeno, que separa la impureza de nitrógeno. Los conductos que transportan el gas hidrógeno resultante puro se muestran luego en forma de líneas continuas, como asimismo los conductos que transportan todos los demás materiales.

Primeramente se hará referencia a la figura 1, que muestra parcialmente en forma de diagrama en bloques un conjunto de operaciones para un sistema de separación de gas residual de refinería de acuerdo con la presente invención. Se introduce en el sistema un gas residual de refinería a través de un conducto 2, típicamente a una presión de 10,55 kg/cm². absolutas y a una temperatura de 30°C. La alimentación de gas residual del conducto 2 penetra en una unidad separadora indicada en su conjunto por 4. Conectadas a la unidad separadora 4, hay una uni



dad 6 de licuación de hidrógeno y una unidad 8 de refrigeración de nitrógeno, a las que se hará seguidamente adicional referencia.

- Seguidamente se hará referencia a
5. las figuras 2 y 3, que muestran conjuntamente en forma detallada la unidad separadora mostrada en 4 en la figura 1. Las figuras 2 y 3 representan, cada una de ellas, porciones de la unidad separadora, como resultará evidente si se acoplan los dos dibujos terminalmente, de manera que coincidan los diversos conductos.
- 10.

- La alimentación de gas residual que penetra en la unidad separadora 4 a través del conducto 2 se conduce primeramente a un desetanizador 10 (figura 2), donde penetra en un serpentín de reebullición 12 para proporcionar una reebullición al desetanizador, enfriándose en el proceso típicamente a 10°C aproximadamente. El gas de alimentación enfriado que sale del serpentín 12 es conducido a un
15. separador 14, donde todo líquido condensado es desagüado y luego se conduce a un secador 16 de la alimentación, para su secado. Puede observarse que, al enfriarse el gas de alimentación antes de su secado, el secador 16 de la alimentación puede ser de tamaño más
20. pequeño del que sería necesario si el gas de alimentación se llevase al secador a su temperatura original de 30°C.
- 25.

- La corriente de alimentación seca da se conduce luego a otro serpentín de reebullición
30. 18 del desetanizador 10, luego a un serpentín de ree



bullición 20 de un divisor de etileno 22 y luego a un serpentín de reebullición 24 de un desmetanizador 28, produciéndose a lo largo de esta trayectoria el enfriamiento y algo de condensación de la corriente de alimentación. Después de salir del serpentín 24, la corriente de alimentación, ahora a una temperatura de -34°C aproximadamente, se divide en el punto 28 en dos partes, pasando el grueso de la corriente de alimentación a través de un condensador de alimentación 30, donde se enfría mediante cambio de calor indirecto con gas natural licuado en un serpentín 32. Una pequeña parte de la corriente de alimentación es conducida a través del conducto 34 por un cambiador de calor 36, donde se produce algo de enfriamiento, y esta pequeña parte se une luego a la corriente principal de alimentación en el punto 38, siendo la temperatura de la corriente de alimentación combinada en este punto de -84°C aproximadamente.

En este punto, la corriente de alimentación ha sido enfriada suficientemente, de manera que una considerable porción de la misma ha sido condensada (aproximadamente una tercera parte) y la corriente de alimentación penetra entonces en un primer separador 40, donde se separan las porciones líquidas y gaseosas, denominándose entonces la porción líquida un primer líquido y la porción gaseosa un primer vapor. La separación en este punto es una separación somera entre etileno y los componentes más pesados de la corriente de alimentación del primer líquido, por una parte, y los componentes más li



geros de la corriente de alimentación (es decir metano, hidrógeno, nitrógeno y monóxido de carbono) en el primer vapor, por otra parte. Como esta primera separación es solo preliminar, el primer vapor contiene todavía porciones sustanciales de etileno y componentes más pesados, mientras que el primer líquido contiene algo de metano, nitrógeno, hidrógeno y monóxido de carbono.

- 5.
10. El primer líquido que sale del fondo del separador 40 es extendido a través de una válvula 42, pasa a través del cambiador de calor 36 para enfriar la porción de la corriente de alimentación que pasa a través de aquél, y luego entra en el desmetanizador 26 para una ulterior separación, como se describirá más adelante.

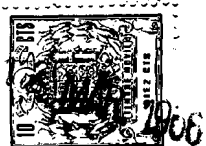
- 15.
20. El primer vapor que sale de la parte superior del separador 40 pasa a través del conducto 44 a un compresor 46, donde es comprimido a elevada presión (aproximadamente 30,58 kg/cm² absolutas) y se calienta en el proceso de compresión a un nivel próximo a la temperatura ambiente. Puede observarse que se requiere considerablemente menos energía para comprimir el primer vapor que la que se precisaría si se comprimiese la totalidad de la alimentación de gas residual (es decir antes del enfriamiento y separación en un primer líquido y un primer vapor), como ha sido comúnmente la práctica en el pasado.

- 25.
30. Desde el compresor 46, el primer vapor es conducido a un serpentín de reebullición 48



del divisor de etileno 22. Después de enfriarse ligeramente en el serpentín de reebullición 48, el primer vapor es conducido a un serpentín de reebullición 50 del desmetanizador 26, donde es enfriado más (a una temperatura de -34°C aproximadamente) y luego llevado a través de un conducto 51 al condensador de alimentación 30, donde se enfría mediante cambio de calor indirecto con gas natural licuado en el serpentín 32, a una temperatura de -84°C aproximadamente. El primer vapor pasa luego a través de un primer condensador de vapor 52, donde es enfriado más mediante cambio de calor indirecto con gas natural licuado en el serpentín 54 a una temperatura de -96°C aproximadamente. Al pasar el primer vapor a través de los sucesivos enfriamientos mencionados, se condensa aproximadamente una cuarta parte de su volumen y, en consecuencia, después de salir del primer condensador de vapor 52, el primer vapor pasa a través del conducto 56 a un segundo separador 58 (figura 3), donde el líquido (denominado segundo líquido) y el vapor (denominado segundo vapor) son separados.

El segundo líquido que, contiene la mayor parte del etileno y componentes más pesados contenidos en el primer vapor (pero que contiene algo de metano y componentes más ligeros), pasa a través del conducto 60 y es extendido al desmetanizador 26 para su ulterior separación. El segundo vapor, consiste principalmente en componentes más ligeros, tales como metano e hidrógeno, pero todavía con algunos componentes más pesados, tales como etileno y



etano, es dirigido a un condensador de reflujo 62, - donde es enfriado mediante cambio de calor indirecto con varias corrientes (que se describirán en breve) que pasan a través del condensador de reflujo. En es

5. te condensador, casi todos los componentes del segundo vapor, incluyendo los más pesados que el etileno, son licuados, cuyos componentes licuados son conducidos a través del conducto 64 al conducto 60, a través del cual pasan luego estos componentes para su -

10. extensión al desmetanizador 26.

El segundo vapor que sale de la - parte superior del condensador de reflujo 62 a través del conducto 66, está a una temperatura de -120°C aproximadamente y consta principalmente de hidrógeno

15. y metano. De hecho el segundo vapor contiene todavía un 58% aproximadamente del metano originalmente presente en la alimentación de gas residual de refinería (habiendo sido condensado el resto en el primer y segundo líquidos y en el condensador de reflujo y

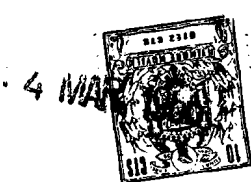
20. dirigido luego al desmetanizador para su separación). El segundo vapor que sale de la parte superior del - condensador de reflujo 62 contiene también un 80% aproximadamente del nitrógeno y monóxido de carbono originalmente presentes en la corriente de alimentación.

25. Seguidamente tiene lugar un adicional enfriamiento del segundo vapor, a fin de separar el metano del hidrógeno, antes de la purificación de este último. Después de salir del condensador de reflujo a través del conducto 66, el segundo vapor entra

30. en un segundo condensador de vapor 68, donde es



- enfriado a -154°C aproximadamente mediante cambio de calor indirecto con 2 corrientes "de desecho" de metano, una corriente de hidrógeno y una corriente de vapor de gas natural a baja presión, como se explicará con mayor detalle en breve. El segundo vapor sale - del condensador 68 a través del conducto 70 y entra en otro segundo condensador de vapor 72, donde es enfriado a una temperatura -170°C mediante cambio de - calor indirecto con una corriente de hidrógeno, una
5. corriente de desecho de metano y una corriente de nitrógeno gaseoso, como se explicará con mayor detalle luego. El segundo vapor que sale del condensador 72 a través del conducto 73 entra luego en un vaporiza-
10. dor de nitrógeno 74, donde es enfriado mediante cam-
15. bio de calor indirecto con nitrógeno líquido a baja presión y en evaporación, a una temperatura de -180°C .
- Al pasar el segundo vapor a través de los condensadores 68 y 72 y del vaporizador de nitrógeno 74, se produce progresivamente la condensa-
20. ción de su metano. Como en el momento en que el se-
gundo vapor ha pasado a través del vaporizador de nitrógeno 74 la mayor parte de su metano ha sido licuada, el segundo vapor es conducido luego a través del conducto 76 a un separador de metano 78, donde se -
25. separa el metano licuado (que puede denominarse el -
tercer líquido). El vapor sale de la parte superior del separador de metano a través de un conducto 80, denominándose ahora este vapor el tercer vapor y comprendiendo aproximadamente un 96,6% de hidrógeno con
30. impurezas consistentes en nitrógeno, metano y monóxi



- do de carbono. El tercer vapor entra en el depurador de gas natural licuado 82, donde es depurado con una corriente de gas natural licuado subrefrigerado y a presión media, para separar la mayor parte del nitrógeno, saliendo el tercer vapor del depurador de gas natural licuado a través del conducto 84, todavía a una remperatura de -180°C y consistente ahora aproximadamente en un 99% de hidrógeno, pequeñísimas cantidades de nitrógeno y algún metano. El tercer vapor
5. pasa a través del conducto 84 a un depurador de propano 86, donde es depurado por una corriente de propano líquido subrefrigerado para separar la impureza de metano. El tercer vapor (que puede denominarse -
10. también corriente de gas hidrógeno casi pura), sale de la parte superior del depurador de propano 86 a través del conducto 88, consistiendo ahora aproximadamente en un 99,8% de hidrógeno y un 0,2% de nitrógeno, pasando luego a través del absorbedor de nitrógeno 90, donde se separan los últimos vestigios de impurezas. La mayor parte del producto resultante de
15. hidrógeno frío, a una temperatura de -179°C aproximadamente, y en forma gaseosa, sale entonces de la unidad de separación a través del conducto 92 y entra en la unidad licuadora de hidrógeno 6 mostrada en la figura 1. Sin embargo, parte del producto de hidrógeno frío (aproximadamente una quinta parte) es dirigida a través del conducto 94 por los condensadores del segundo vapor 72 y 68, respectivamente, para facilitar la condensación de la fracción de metano del
20. segundo vapor, a través del condensador de reflujo -
- 25.
- 30.



62 para facilitar la separación del etileno y del segundo vapor, saliendo luego de la unidad separadora (a una temperatura de -108°C aproximadamente) a través del conducto 96, para su uso por el consumidor.

5. Seguidamente se hará referencia al uso de nitrógeno en la unidad separadora. Nitrógeno líquido a baja presión procedente de la unidad de refrigeración de nitrógeno 8 entra en la unidad separadora 4 a través del conducto 98 (figura 3) a una temperatura de -180°C aproximadamente y a una presión de $3,58 \text{ kg/cm}^2$ absolutas aproximadamente. El nitrógeno líquido pasa a través del vaporizador de nitrógeno 74, donde es vaporizado, enfriando así mediante cambio de calor indirecto al segundo vapor, como queda indicado, y enfriando igualmente una corriente de gas natural licuado a presión relativamente elevada (cuya corriente se usa luego para depurar el tercer vapor o corriente de hidrógeno impuro), que
10. entra en el vaporizador de nitrógeno a través de un conducto 100. La corriente de nitrógeno sale del vaporizador de nitrógeno 64 a través del conducto 102, todavía a una temperatura de -180°C aproximadamente, y pasa luego a través del condensador 72 del segundo
15. vapor, donde facilita la condensación mediante cambio de calor indirecto del segundo vapor que entra en el condensador de dicho vapor a través del conducto 70. El vapor de nitrógeno que sale del condensador del
20. segundo vapor ha sido calentado ahora a una temperatura de -157°C aproximadamente y se encuentra a la
- 25.
- 30.

14 MAR



presión relativamente baja de 3,37 kg/cm² absolutos aproximadamente, y este vapor de nitrógeno a bajas presiones conducido de nuevo a la unidad de refrigeración de nitrógeno a través del conducto 104.

5. Los ciclos del gas natural licuado y del vapor de gas natural en la unidad separadora se explicará luego con mayor detalle. Primeramente se hará una referencia preliminar a la figura 1, donde se muestra al gas natural licuado entrando en el
10. sistema general desde su almacenamiento a través del conducto 106, a una temperatura de -160°C aproximadamente y a una presión de 1,12 kg/cm² absolutos aproximadamente. La corriente de gas natural licuado del conducto 106 se ramifica en el punto 108, pasando
15. la mayor parte de la corriente a la unidad separadora 4 a través del conducto 110, pero siendo bombeada parte de ella mediante la bomba 112 a baja presión, a una presión de 1,33 kg/cm² absolutos aproximadamente, fluyendo luego a través del conducto 113 a la
20. unidad 8 de refrigeración de nitrógeno. Después de su uso en la unidad 8 (cuyo uso se explicará con mayor detalle luego), el gas natural a baja presión, ahora en forma de vapor y a una temperatura de -157°C aproximadamente, sale de la unidad 8 a través del con
25. ducto 114 y entra en la unidad de separación 4. Como puede verse en la figura 3, esta entrada de vapor de gas natural es conducida al condensador 68 de segundo vapor para facilitar la condensación de metano del segundo vapor, luego a través del condensador de re-
30. flujo 62 y finalmente sale de la unidad de separación



4 a través del conducto 116, a una temperatura de -
-108°C aproximadamente y a una presión de 1,05 kg/cm²
absolutos aproximadamente. Este vapor de gas natural
a baja presión es comprimido luego a la presión de la
5. tubería de conducción, como se describirá luego.

Como queda dicho, el grueso del -
gas natural licuado entra en la unidad de separación
4 a través del conducto 110, a una presión de 1,12 -
kg/cm² absolutos y a una temperatura de -160°C aproxi
10. madamente. Este líquido es bombeado por una bomba -
118 (figura 2) a la presión relativamente elevada de
30,58 kg/cm² absolutos aproximadamente, saliendo la
corriente de gas natural licuada de la bomba 118 a -
través del conducto 120 y dividiéndose en el punto -
15. 122 en dos corrientes. Una de estas corrientes, que
representa una pequeña parte del gas natural licuado
del conducto 120, y destinada a su empleo en la depu
ración del vapor de hidrógeno impuro, pasa a través
del conducto 100 al vaporizador de nitrógeno 74 (fi-
20. gura 3), donde es subrefrigerado a una temperatura de
-180°C aproximadamente. Este enfriamiento se realiza
a fin de separar las impurezas de nitrógeno y monóxido
de carbono de la corriente de hidrógeno lo más
eficientemente posible.

25. El gas natural licuado subrefrige
rado sale del vaporizador de nitrógeno 74 a través -
del conducto 124 y entra en el depurador de gas natu
ral licuado 82, donde, como queda dicho, depura la
mayor parte de las impurezas de nitrógeno y monóxido
30. de carbono de la tercera corriente de hidrógeno en -



vapor. El gas natural licuado sale del fondo del de-
purador 82 a través del conducto 126, ahora contami-
nado con monóxido de carbono y nitrógeno, a una tem-
peratura de -175°C aproximadamente, y se une en el -
5. punto 128 al tercer líquido (en su mayor parte meta-
no) que sale del fondo del separador de metano 78.

La corriente que sale por el punto 128 está a una -
temperatura de -179°C aproximadamente y se denomina-
rá corriente "de desecho" de metano, porque consta -

10. principalmente de metano, pero contiene también impu-
rezas tales como hidrógeno, nitrógeno y monóxido de
carbono. La corriente de desecho de metano es, natu-
ralmente, muy satisfactoria para su empleo como gas
natural y, después de haberse empleado su potencial
15. de refrigeración, será comprimida a la presión de la
tubería de conducción para su empleo como gas natu-
ral.

La corriente de desecho de metano
que sale por el punto 128 pasa a través del conducto
20. 130 al condensador 72 del segundo vapor, donde faci-
lita la condensación de metano del segundo vapor y -
es a su vez calentada y parcialmente vaporizada en -
el proceso. Saliendo del condensador 72 a una tempe-
ratura de -160°C aproximadamente, la corriente de de-

25. secho de metano se divide en el punto 132 en dos co-
rrientes, siendo extendido aproximadamente un 40% del
flujo a través de la válvula 134 a una presión media
(aproximadamente $8,08 \text{ kg/cm}^2$ absolutos) y pasando -
luego a través del condensador 68 para facilitar la
30. refrigeración del segundo vapor, siendo vaporizada a



su vez por el. El resto del desecho de metano, loda
vía a elevada presión, pasa a través del conducto 136
por el condensador 68 para facilitar el enfriamiento
del segundo vapor y luego se divide en el punto 138,
5. pasando la mayor parte de la corriente por el conducto
to 140 a través del condensador de reflujo 62, para
facilitar la separación del segundo vapor, saliendo
luego de la unidad separadora a través del conducto
142 como desecho de metano a elevada presión (de 28,40
101 kg/cm² absolutos aproximadamente, y a una temperatu-
ra de -110°C). La parte restante de la corriente a
elevada presión que sale del punto 138 pasa a través
del conducto 144 y es extendida a través de la válvu
la 146 (figura 2) al desmetanizador 26, para propor-
15. cionar reflujo para el mismo. Desde la parte superior
del desmetanizador, sale una corriente gaseosa a pre-
sión media y a una temperatura de -131°C aproxima-
mente, consistente principalmente en metano (con im-
purezas de hidrógeno, monóxido de carbono y nitróge-
no) a través del conducto 148, se une a la corriente
20. de desecho de metano a presión media en el punto 150
y las corrientes combinadas pasan a través del con-
densador de reflujo para enfriar el segundo vapor y
luego salen de la unidad de separación a través del
25. conducto 152, a una presión de 7,73 kg/cm² absolutos
aproximadamente, y a una temperatura aproximada de -
-110°C.

Volviendo a la figura 2, conside-
ramos de nuevo el gas natural licuado que entra en -
30. la unidad de separación 4 a través del conducto 110



- y, después de ser bombeado, a una presión media, se divide en el punto 122. La mayor parte del gas natural licuado que entra en el punto 122 sale a través del conducto 154, es bombeada a elevada presión -
- 5: (33,04 kg/cm² absolutos) por la bomba 156 y luego - pasa a través del conducto 158 al condensador 52 del primer vapor y al condensador de alimentación 30. -
- Una pequeña cantidad de esta corriente de gas natural licuado es desviada en ruta a través del conducto 160 para condensar etileno en un condensador 162 de producto etileno, al que se hará adicional referencia en breve.
- 10.
- En el condensador 52 del primer -
- vapor, parte de la corriente de gas natural licuado, a una temperatura de -157°C aproximadamente, es separada y pasa a través del serpentín 54 para facilitar la condensación del primer vapor mediante cambio de calor indirecto. La corriente de gas natural licuado sale del serpentín 54 a una temperatura de -115°C aproximadamente, todavía en forma líquida, y se une de nuevo a la corriente principal de gas natural licuado en el punto 164. Desde el punto 164, las corrientes de gas natural licuado recombinadas se desplazan al serpentín 32 del condensador de alimentación 30, donde enfrían al primer vapor del conducto 51 y también a la corriente de alimentación principal inmediatamente antes de su separación en un primer líquido y un primer vapor. El gas natural licuado sale del condensador de alimentación 30 a través del -
- 15.
- 20.
- 25.
- 30.
- conducto 166, ahora a una temperatura de -98°C approxi



324179

madamente, y todavía en forma líquida.

La corriente de gas natural licuado del conducto 166 se divide luego en el punto 168, pasando aproximadamente 2/3 de la corriente a través del conducto 170 a los serpentines de reflujo 172 y 174 del desetanizador 10 y del divisor de etileno 22, respectivamente. En estos serpentines, el gas natural licuado se cvaporiza proporcionando reflujo para el desetanizador y el divisor de etileno, y las corrientes resultantes de vapor de gas natural licuado se unen de nuevo en el punto 176, ahora a una temperatura de -93°C aproximadamente.

La porción restante de la corriente líquida de gas natural licuado en el punto 168 - pasa a través del conducto 178 a otro punto de ramificación 180, donde se separa aproximadamente la mitad de esta corriente y pasa a través del conducto 182 a un condensador 184 de producto etano, donde es vaporizada para condensar etano, como se explicará en breve. El vapor de gas natural sale del condensador 184 de producto etano y se une de nuevo en el punto 186 a las corrientes de vapor de gas natural que fluyen desde el punto 176. Las corrientes combinadas de vapor de gas natural fluyen desde el punto 186 a través del conducto 188 hasta el punto 190, donde se unen a la corriente de gas natural líquido que fluye ascendentemente (como se muestra en los dibujos) desde el punto 180. Una corriente de líquido y vapor combinados de gas natural fluye desde el punto 190 a través de un condensador 192 de producto propileno,

324179



donde la porción líquida de la corriente de gas natural es vaporizada y el vapor de gas natural es calentado contra producto propileno condensador, como se explicará en breve. La corriente de vapor de gas natural calentada sale del condensador 192 de producto propileno a través del conducto 194, a una temperatura de 5°C aproximadamente y a una presión de 32,69 kg/cm² absolutos aproximadamente, saliendo luego de la unidad de separación 4.

5.

10.

Seguidamente se hará referencia a las diversas corrientes de producto derivadas de la unidad de separación. Del fondo del desmetanizador 26, se retiran etileno, etano, propileno, propano y constitutivos más pesados a través del conducto 196

15.

a una temperatura de -40°C aproximadamente y entran en el desetanizador 10 como alimentación. Salen etileno y etano de la parte superior del desetanizador a través del conducto 198 a una temperatura de -43°C aproximadamente y pasan al divisor de etileno 22, donde se produce la separación. El vapor de etileno sale cerca de la parte superior del divisor de etileno 22 a través del conducto 200 en forma de vapor, estando a una presión de 7,17 kg/cm² absolutos aproximadamente y a una temperatura de -60°C aproximadamente.

20.

Este vapor de etileno es extendido a través de la válvula 202 a una presión de 1,12 kg/cm² absolutos aproximadamente, enfriándose así a su punto de rocío de -101°C aproximadamente. La corriente de etileno gaseoso pasa luego a través del condensador 162 de producto etileno, donde se condensa contra la corriente

25.

de producto etileno, donde se condensa contra la corriente

30.

de producto etileno, donde se condensa contra la corriente



te de gas natural licuado a elevada presión que entra en el condensador de producto etileno desde la bomba 156. El producto etileno líquido sale luego de la unidad de separación a una temperatura de -101°C aproximadamente, a través del conducto 204.

- Volviendo de nuevo al divisor de etileno 22, sale gas etano cerca del fondo del divisor de etileno a través del conducto 206, estando el gas etano a una presión de $7,38 \text{ kg/cm}^2$ absolutos aproximadamente y a una temperatura de -39°C aproximadamente. El gas etano del conducto 206 es condensado en el condensador 184 de producto etano contra el gas natural licuado vaporizador que entra en el condensador de producto etano, conduciéndose luego el etano líquido, a una temperatura de -39°C , a una bomba de etano 208 mediante la cual es bombeado a una presión de $32,69 \text{ kg/cm}^2$ absolutos aproximadamente, para su empleo por el consumidor. Este producto de etano líquido a elevada presión, ahora a una temperatura de -38°C aproximadamente, sale entonces de la unidad de separación a través del conducto 210.

- Volviendo al desetanizador 10, salen propano y propileno del fondo del mismo a través de un conducto 212, a una temperatura de -15°C aproximadamente (la reebullición adicional para el desetanizador es proporcionada por vapor de agua presente en el serpentín de reebullición 213). El propano y el propileno presentes en el conducto 212 son inyectados a un divisor de propileno 214, donde tiene lugar la separación entre el propileno y el propano,

324179

- 23 -



siendo proporcionada la reebullición para el divisor de propileno mediante vapor de agua presente en el serpentín de reebullición 216. El gas propileno sale de la parte superior del separador de propileno -

5. 214 a través del conducto 218 a una presión de 7,45 kg/cm2 absolutos aproximadamente y a una temperatura de -10°C aproximadamente. El gas propileno presente en el conducto 218 es conducido a un serpentín de reebullición 220 del divisor de etileno 22, donde parte del propileno es condensado en la provisión de reebullición para dicho divisor. La corriente mezclada de líquido y vapor de propileno, todavía a 10°C aproximadamente, sale del serpentín de reebullición 220 a través del conducto 222 y entra en el condensador 192 de producto propileno, donde todo el restante vapor de propileno es condensado contra gas natural licuado vaporizador que entra en el condensador 192. -

10. Desde el condensador de producto propileno se desplaza líquido propileno a una temperatura de 10°C aproximadamente, hasta la bomba 224, donde es bombeado a una presión de 10,34 kg/cm2 absolutos aproximadamente. Desde la bomba 224, parte del producto propileno líquido sale de la unidad de separación como producto a través del conducto 226, mientras que el resto es conducido a través del conducto 228 a la parte superior del divisor de propileno 214 para proporcionar reflujo.

15. 20. 25.

Sale propano líquido del fondo del divisor de propileno 214 a través del conducto 230, a una presión de 7,73 kg/cm2 absolutos aproximadamente.

30.

324179

- 24 -

14 MAR 1958



- te y a una temperatura de 17°C aproximadamente. La mayor parte de este producto propano es retirada de la unidad de separación a través del conducto 232 en forma de producto, pero parte de él se emplea en el
5. depurador de propano 86 para depurar metano de la corriente de hidrógeno, como ha sido indicado ya. A tal fin, una parte del producto propano del fondo del divisor de propileno 214 es conducida a la bomba 234, donde se comprimen a elevada presión, (30,58 kg/cm²
10. absolutos) y se calienta en el proceso a 21°C aproximadamente. El propano líquido a elevada presión pasa luego a través del conducto 236 al subrefrigerador de propano 238, donde es enfriado aproximadamente a la temperatura de la corriente de hidrógeno (-180°C)
15. mediante desecho de propano procedente del depurador de propano. El propano líquido áltamente enfriado sale del subrefrigerador de propano a través del conducto 240 y entra en el depurador de propano 86, donde depura la mayor parte del metano de la corriente
20. de hidrógeno que pasa a través del citado depurador de propano. Del fondo de dicho depurador 86 sale líquido propano, ahora contaminado con metano, a través del conducto 242, se comprime a una presión de 32,69 kg/cm² absolutos mediante la bomba 244 de desecho de
25. propano, pasa a través del subrefrigerador de propano 238 para enfriar el propano depurador puro que pasa a través de aquél, y sale de la unidad de separación a una temperatura de 13°C aproximadamente, a través del conducto 245.
30. Seguidamente se hará referencia a



324179

la unidad 8 de refrigeración de nitrógeno, mostrada con detalle en la figura 4. Gas natural licuado a baja presión que entra en la unidad 8 a través del conducto 113, pasa a través de un vaporizador 246 de gas natural licuado, donde se vaporiza para condensar vapor de nitrógeno que entra en el vaporizador 246 a través de un conducto 248. El gas natural licuado sale del vaporizador 246 en forma de vapor de gas natural a baja presión, de 1,33 kg/cm² absolutos, y a una temperatura de -157°C, siendo conducido a través del conducto 114 desde la unidad de refrigeración de nitrógeno a la unidad de separación 4, donde, como queda descrito, es adicionalmente calentado en el condensador 68 del segundo vapor y en el condensador de reflujo 62.

Considerando ahora el ciclo del nitrógeno en la unidad de refrigeración del mismo, entra vapor de nitrógeno a elevada presión, de 23,76 kg/cm² absolutos aproximadamente, y a una temperatura de 35°C, en un vaporizador de freon 250, donde es enfriado a 5°C aproximadamente, pasando luego a través del conducto 252 al cambiador templado de nitrógeno 254, donde se enfría (pero todavía no se licúa) contra corrientes de vapor de nitrógeno en retorno, de varias presiones, que se describirán seguidamente. El vapor de nitrógeno a elevada presión sale del cambiador templado de nitrógeno a través del conducto 248, ahora a una temperatura de -136°C, y entra en el vaporizador 246 de gas natural licuado, donde es enfriado a una temperatura de -155°C, condensándose así



- mediante cambio de calor indirecto del gas natural -
licuado vaporizador, como anteriormente se indica.
El nitrógeno resultante líquido sale del vaporizador
246 de gas natural licuado a través del conducto 256,
5. entra en un subrefrigerador de nitrógeno 258, donde
es subrefrigerado contra las corrientes de vapor de
nitrógeno de recirculación a presión inferior, sale
del subrefrigerador de nitrógeno 258 a través del -
conducto 260 a una temperatura de aproximadamente y
10. es extendido luego a través de una válvula 262 a un
tambor de flash a presión media 264. Del fondo del
tambor de flash a presión media se toma nitrógeno lí-
quido a presión media y se retira de la parte superior
de dicho tambor, vapor de nitrógeno, también a presión
15. media. El nitrógeno líquido a presión media que sale
del fondo de tambor de flash 264, a una temperatura
de -170°C aproximadamente y a una presión de $10,34 -$
 kg/cm^2 absolutos aproximadamente, se divide en el -
punto 266 en dos corrientes, siendo conducida una co-
rriente a través del conducto 268 para su utilización
20. en la unidad de licuación de hidrógeno, donde se va-
poriza en un vaporizador de nitrógeno y luego se de-
vuelve a la unidad de refrigeración de nitrógeno a -
través del conducto 270, todavía a una presión de -
25. $10,34 \text{ kg/cm}^2$ absolutos y a una temperatura de -170°C .
Este vapor de nitrógeno a presión media se une en el
punto 272 al vapor de nitrógeno a presión media que
asciende desde el tambor de flash 264 y el flujo com-
binado se desplaza luego por el conducto 274 a través
30. del subrefrigerador de nitrógeno 258 para facilitar



5. la subrefrigeración de nitrógeno líquido en el conducto 256, luego a través del cambiador templado de nitrógeno 254 para facilitar el enfriamiento del vapor de nitrógeno a elevada presión presente en el conducto 252, y finalmente (ahora a una temperatura de 0°C aproximadamente) al compresor 280 de vapor de nitrógeno, para su recompresión a la elevada presión de -23,76 kg/cm² absolutos.

10. La otra corriente de nitrógeno líquido a presión media que sale por el punto 266, se desplaza a través del conducto 282 hasta un segundo subrefrigerador de nitrógeno 284, donde es subrefrigerada a -173°C. Este nitrógeno líquido subrefrigerado se desplaza luego a través del conducto 286 hasta la válvula de expansión 288, donde es extendido a un tambor de flash 290 a baja presión. El vapor de nitrógeno a baja presión sale de la parte superior del tambor de flash 290 a una presión de 3,58 kg/cm² absolutos aproximadamente y a una temperatura aproximada de -173°C y es conducido a través del conducto 292 a través de los subrefrigeradores de nitrógeno 284 y 258, cambiador templado de nitrógeno 254 y, finalmente, al compresor de vapor de nitrógeno 294, donde es comprimido de nuevo a una presión media y unido en el punto 296 con vapor de nitrógeno a presión media presente en el conducto 274.

30. El nitrógeno líquido a baja presión sale del fondo del tambor de flash a baja presión 290 a través del conducto 298. Como se muestra en la figura 1, esta corriente de nitrógeno líquido a baja -



- presión presente en el conducto 298 se divide en el punto 300 en dos corrientes, pasando una de ellas a través del conducto 98 a la unidad de separación, donde, como queda dicho, es vaporizada en el vaporizador de nitrógeno 74, templada en el condensador 72 del - segundo vapor y devuelva a una presión de 3,37 kg/cm² absolutos y a una temperatura de -157°C, a la unidad de refrigeración de nitrógeno a través del conducto 104. Como se muestra en la figura 4, el conducto 104 se une al conducto 292 en el punto 302, uniéndose las corrientes de vapor de nitrógeno a baja presión de los conductos 104 y 292 antes de ser conducidas a través del cambiador templado de nitrógeno 254.

- El resto de la corriente de nitrógeno líquido a baja presión en el punto 300, (figura 1), es conducido a través del conducto 304 a la unidad 6 de licuación de hidrógeno, donde se divide en dos corrientes, una de las cuales es extendida a la atmósfera y la otra a un vacío en la producción de - hidrógeno líquido. Los detalles de la unidad de licuación de hidrógeno no forman parte de la presente invención y no se describirán, siendo suficiente indicar que la corriente de vapor de nitrógeno atmosférico y la corriente de vapor de nitrógeno en vacío - son devueltas luego desde la unidad de licuación de hidrógeno a través de los conductos 306 y 308, respectivamente, a la unidad 8 de refrigeración de nitrógeno. Estas corrientes de retorno circulan de la manera habitual a través del subrefrigerador de nitrógeno 284, subrefrigerador de nitrógeno 258, cambiador

14 MAR.



templado de nitrógeno 254 y son recomprimidas los compresores 310 y 312 antes de su ulterior refrigeración.

- Seguidamente se hará de nuevo referencia a la figura 1 para la descripción de los detalles restantes del sistema general. Las diversas corrientes de desecho, es decir las corrientes de desecho de metano a presiones media y elevada, y la corriente de desecho de propano, así como las corrientes de vapor de gas natural licuado, son ahora bombeadas a la presión requerida, combinadas y descargadas en la tubería de conducción para su empleo por los consumidores de gas natural. Más específicamente, el desecho de metano a presión media que sale de la unidad separadora 4 a través del conducto 152, es comprimido en el compresor 314 a 28,40 kg/cm² absolutos, se combina luego en el punto 316 con la corriente de desecho de metano a elevada presión que sale de la unidad separadora 4 a través del conducto 142, y la corriente de desecho combinada es comprimida en el compresor 318 a la presión de la tubería de conducción, de 32,69 kg/cm² absolutos.

- La corriente de desecho de metano que sale del compresor 318 (a través del conducto 320) se une en el punto 322 tanto al desecho de propano que sale de la unidad separadora 4 a través del conducto 245 (a una presión de 32,69 kg/cm² absolutos, como queda dicho), como al vapor de gas natural a elevada presión que sale de la unidad separadora 4 a través del conducto 194 (también a una presión de 32,69



kg/cm² absolutos, como queda indicado). El vapor de gas natural a baja presión que sale de la unidad separadora 4 a través del conducto 116 (a una presión de 1,05 kg/cm² absolutos) es comprimido a 32,69 kg/cm² absolutos por el compresor 324 y se une también a las corrientes anteriormente mencionadas que entran por el punto 322.

10. El vapor de gas natural y la corriente de desecho combinados, a una temperatura comprendida entre -10 y -7°C y a una presión de 32,69 kg/cm² absolutos, salen ahora del sistema a través del conducto 326 a una tubería de conducción (no mostrada), para su empleo por el consumidor.

15. Cualesquiera referencias hechas en esta descripción a la composición de una corriente o a las proporciones en que se divide una corriente, o similares, son en términos de volumen, y si se hace referencia a un líquido, tal referencia es en términos de su equivalente gaseoso, todo ello medido a temperatura y presión normales.

20. N O T A

25. Descrita suficientemente la naturaleza del invento, así como la manera de realizarlo en la práctica, debe hacerse constar que las disposiciones anteriormente indicadas son susceptibles de modificaciones de detalle en cuanto no alteren su principio fundamental. También se hace constar que el invento corresponde a una solicitud de patente presentada en Canada con fecha 19 de marzo de 1.965,

30. bajo el número 926.040, acogiéndose por tanto a los



- beneficios que conceden los Convenios Internacionales en vigor, siendo lo que constituye la esencia del referido invento y por lo que se solicita Patente de Invención por 20 años en España sobre: "PROCEDIMIENTO
5. PARA VAPORIZAR UN GAS LIQUIDO CON APROVECHAMIENTO DE SUS FRIGORIAS"; caracterizándose por lo siguiente:
- 1ª.- Procedimiento para vaporizar un gas liquido con aprovechamiento de sus frigorias, separándose en dicha vaporización el hidrógeno y los
10. hidrocarburos contenidos en un gas residual de refinería, constituido por hidrógeno, metano, hidrocarburos más pesados que el metano, nitrógeno y óxidos de carbono, caracterizado porque comprende: (a) la introducción del citado gas residual de refinería como
15. corriente de alimentación, (b) la separación de la citada corriente de alimentación de hidrocarburos más pesados que el metano para dejar dicha corriente de alimentación en forma de efluente gaseoso que
20. comprende metano, hidrógeno, nitrógeno y óxidos de carbono, (c) la condensación del grueso del metano de dicho efluente gaseoso mediante cambio de calor indirecto con una corriente de nitrógeno líquido evaporador y una corriente de gas natural líquido regasificada, para dejar la citada corriente de alimentación
25. como principalmente corriente de gas hidrógeno, contaminada con nitrógeno y óxidos de carbono, (d) la depuración de la corriente de gas hidrógeno con gas normal líquido para separar el nitrógeno y óxidos de carbono contaminadores mencionados; y (e) la depuración
30. de la corriente de gas hidrógeno resultante de

324179

74



dicha operación (d) con un hidrocarburo C2 ó C3 sub-refrigerado, para separar metano residual de la misma.

5. 2ª.- Procedimiento según la reivindicación 1, en el que dicho gas natural licuado - depurador, después de pasar una vez a través de la - citada corriente de gas hidrógeno contaminada para - la depuración de la misma, es retirado de todo ulte- rior uso depurador en dicho procedimiento.

10. 3ª.- Procedimiento según las rei- vindicaciones 1 ó 2, en el que el citado hidrocarburo C2 ó C3 depurador empleado en la citada operación (e) es un producto derivado del citado gas residual me- diante la mencionada operación (b) y, después de pa- 15. sar una vez a través de dicha corriente de gas hidró- geno en la mencionada operación (e), es retirado de todo ulterior uso depurador en dicho procedimiento.

20. 4ª.- Procedimiento según cualquie- ra de las reivindicaciones 1 a 3, en el que: (f) el citado nitrógeno líquido empleado en dicha operación (c) es licuado mediante un procedimiento que incluye el enfriamiento de vapor de nitrógeno mediante cambio de calor indirecto con gas natural líquido, vaporizán- dose así el citado gas natural licuado; y (g) dicho 25. gas natural vaporizado se emplea en la citada opera- ción (c) para condensar metano de dicho efluente ga- seoso.

30. 5ª.- Procedimiento según cualquie- ra de las reivindicaciones 1 a 4, en el que dicha - operación (b) incluye la separación de una parte por

324179



lo menos de los hidrocarburos más pesados que el metano mediante cambio de calor indirecto entre la citada corriente de alimentación y el citado vapor de gas natural después de su empleo en dicha operación (c) y el referido metano condensado del referido efluente gaseoso en la citada operación (c).

5.

6ª.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, en el que dicha operación (b) incluye la separación de hidrocarburo C2 mediante destilación fraccional usando cambio de calor indirecto con una corriente de gas natural líquido en evaporación, como reflujo.

10.

7ª.- Procedimiento según cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, en el que la citada operación (b) incluye sucesivas condensaciones de porciones de la citada corriente de alimentación para dejar una porción líquida, empleando por lo menos una de dichas condensaciones cambio de calor indirecto entre la referida corriente de alimentación y una corriente de gas natural líquido en evaporación, y los referidos hidrocarburos C2 son separados de la citada porción líquida y entre sí mediante destilación fraccional empleando cambio de calor indirecto con una corriente de gas natural líquido en evaporación, como reflujo.

15.

20.

25.

8ª.- Procedimiento según cualquiera de las anteriores reivindicaciones, en el que: (f) se introduce gas natural líquido desde una fuente de suministro del mismo, (g) una primera corriente de dicho gas natural líquido se pone en relación de cambio

30.



- de calor indirecto con vapor de nitrógeno para la producción del citado nitrógeno líquido empleado en dicha operación (c), vaporizándose así el referido gas natural líquido, (h) el citado vapor de gas natural
5. resultante de la citada operación (g) se usa luego en la operación (c) para condensar metano de dicho efluente gaseoso, (i) se emplea una segunda corriente de dicho gas natural líquido en la mencionada operación (d) para depurar la referida corriente de gas hidrógeno, (j) la mencionada operación (b) incluye sucesivas condensaciones de porciones de dicha corriente de alimentación, incluyendo las mencionadas condensaciones un cambio de calor indirecto entre la citada corriente de alimentación y
10. (i) una tercera corriente de dicho gas natural líquido;
15. (ii) dicho metano condensado en la citada operación (c), vaporizándose así el referido metano;
20. (iii) la segunda corriente mencionada de gas natural líquido, después de su empleo en la operación (d), vaporizándose así la segunda corriente mencionada de gas natural líquido; incluyendo además la citada operación (b) la separación de hidrocarburos C₂ de dicha porción líquida y entre sí mediante destilación fraccional, empleando cambio de calor indirecto con una cuarta corriente de gas natural líquido como reflujo, vaporizándose así la cuarta corriente mencionada, (k) el referido hidrocarburo C₂ ó C₃ depurador empleado en la operación (d) es
- 25.
- 30.



MACALFA
VARIABLE

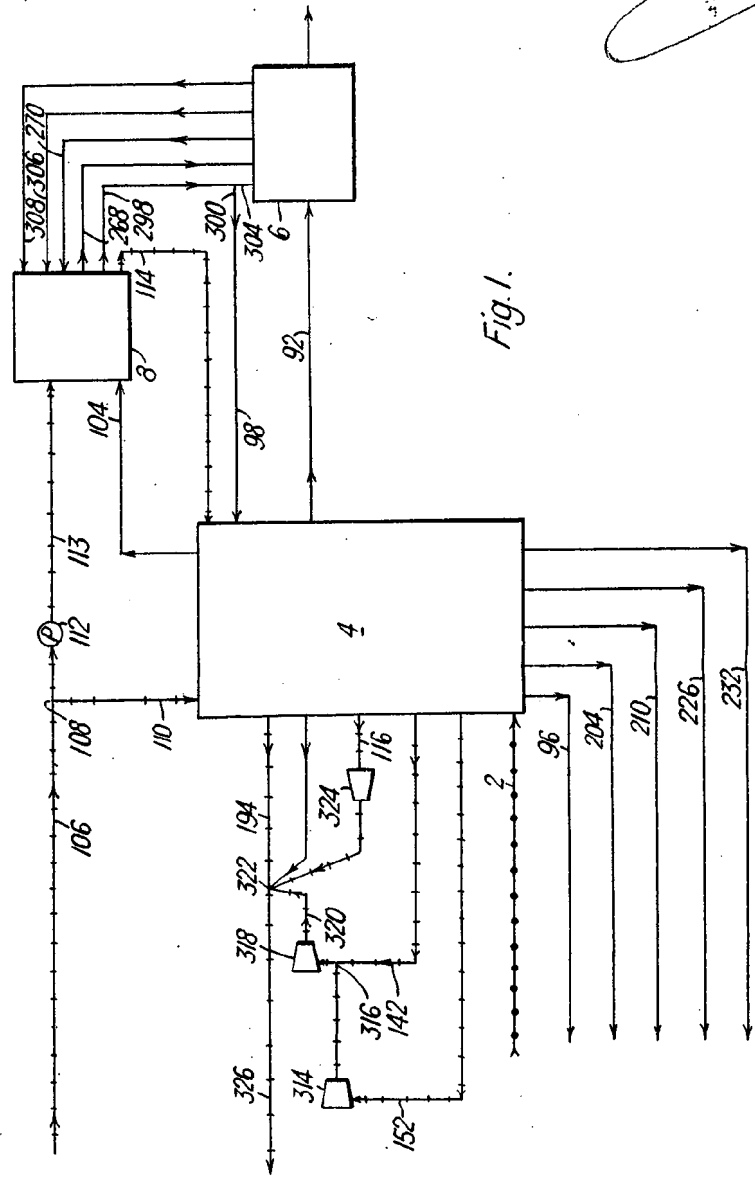


Fig. 1.

14 JUN 1954

INVENTOR
 SOMEY & BRYNOR
 S. F. Madrid, Spain

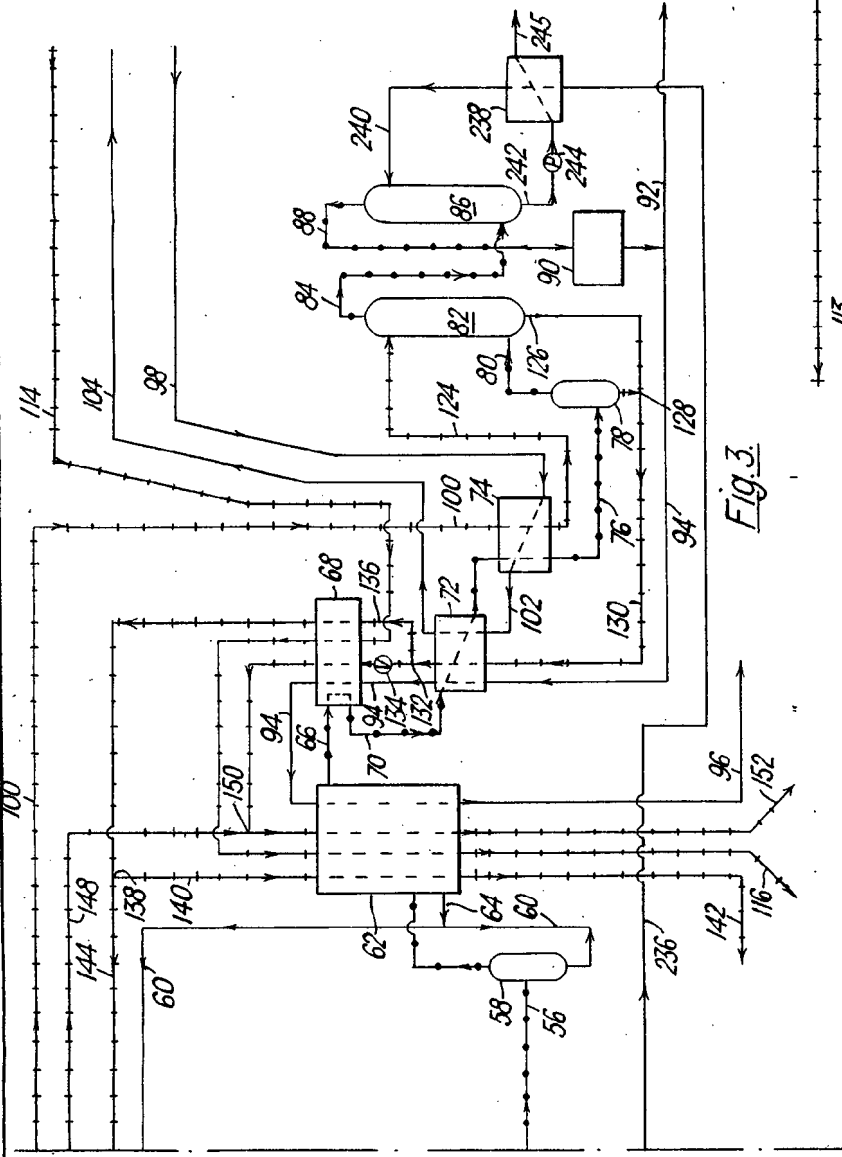


Fig. 3.



ESCALA
VARIABLE

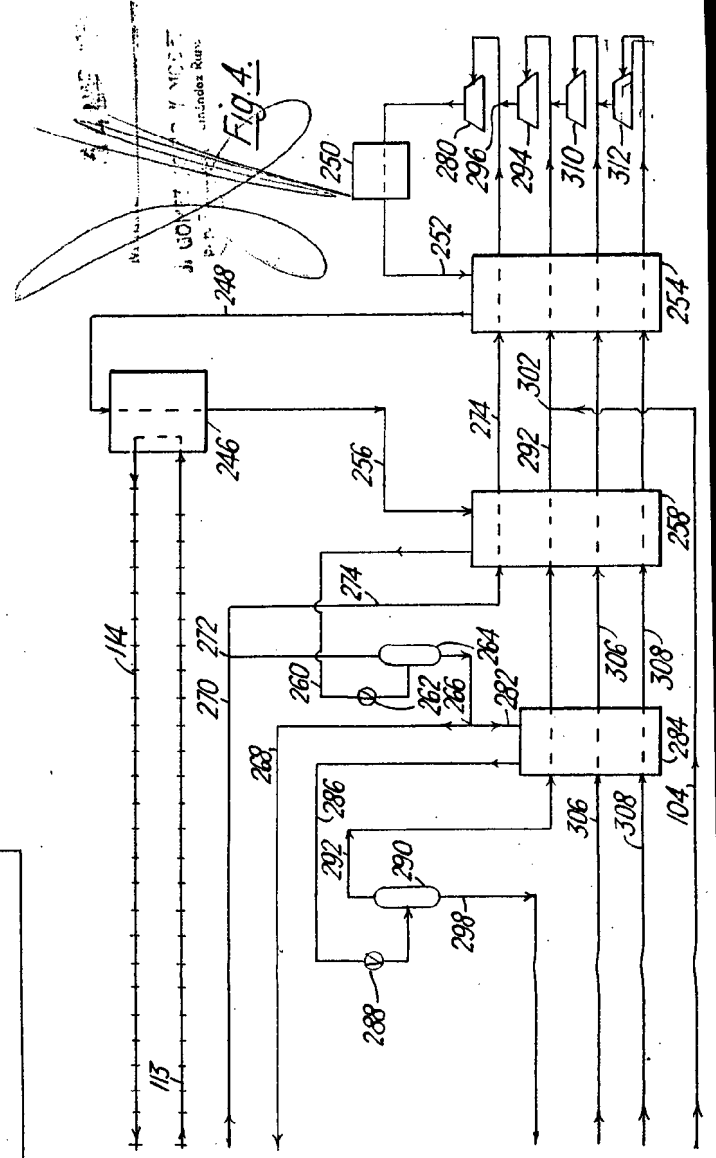


Fig. 4.