

399274



P.- 49.960

DG/ LR Serie 1.836

Nº EN 71 032 62

Int. Cl. F24j

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

MEMORIA DESCRIPTIVA

para solicitar PATENTE DE INVENCION por VEINTE años

a nombre de L'AIR LIQUIDE, SOCIETE ANONYME POUR L'ETUDE
ET L'EXPLOITATION DES PROCEDES GEORGES CLAU-
DE

entidad francesa

con domicilio en 75, Quai d'Orsay, Paris, Francia

por: "PERFECCIONAMIENTOS INTRODUCIDOS EN UN PROCEDIMIENTO Y UNA INSTALACION PARA COMPRIMIR UN FLUIDO MENOS VOLATIL POR EXPANSION DE UN FLUIDO MAS VOLATIL"

(Clase Internacional F24j)

399 274



5 El presente invento concierne a cualquier procedimiento que comprende por lo menos un ciclo térmico que permite comprimir un fluido menos volátil por expansión de un fluido más volátil. Conciernes igualmente a cualquier instalación que comprende un sistema térmico que permite utilizar dicho ciclo térmico.

10 El presente invento se aplica a diferentes sectores técnicos, entre los cuales se pueden citar la destilación de una mezcla de varios constituyentes, especialmente la del aire, la producción de energía mecánica, la refrigeración, etc...

15 Numerosos procedimientos industriales, físicos o químicos, que permiten proporcionar una energía (en forma mecánica, térmica, etc . . .) o fabricar un producto, consumen, incluso con un rendimiento global óptimo, una energía ampliamente superior a la energía teórica necesaria para proporcionar dicha energía o fabricar dicho producto. Cuando es imposible, por diversas razones, sustituir el procedimiento utilizado por otro de mayor rendimiento, y cuando la energía consumida representa una parte importante del precio de la energía proporcionada o del producto fabricado, es esencial recuperar, bajo una forma cualquiera, al menos una parte del exceso de energía, consumida, por cualquier medio apropiado.

20 Con esta finalidad, se puede, por ejemplo, expandir un gas disponible bajo alta presión, en una turbina de expansión, para recuperar, en forma mecánica, al menos una parte de la energía consumida para comprimir otro gas o gas idéntico en un compresor.

25 Los procedimientos actuales de producción de



oxígeno, por destilación fraccionada de aire, permiten
ilustrar estas consideraciones. Estos utilizan, en gene-
ral, una doble columna de rectificación en la cual el
aire es separado en oxígeno y nitrógeno. En las condicio-
5 nes económicas actuales, la energía consumida, para com-
primir el aire a destilar, representa sensiblemente la
mitad del precio del oxígeno producido. Si se considera
que los rendimientos de las diferentes etapas de estos
procedimientos (cambios de calor, expansiones de los lí-
10 quidos y gases, etc ...) son óptimos, la energía consumida
sigue siendo, sin embargo, muy superior a la energía teó-
rica necesaria para separar el oxígeno del aire. En efec-
to, la presión media de la columna inferior no depende
más que de los puntos de ebullición relativos del oxíge-
15 no y del nitrógeno. En consecuencia, la energía gastada
es independiente de la composición de la alimentación de
la doble columna. En el caso del aire, su composición
(21% de oxígeno) no corresponde al límite de las posibi-
lidades del ciclo con doble columna. Se consume, pues,
20 un exceso de energía. Hasta ahora no se sabía recuperar
este exceso de energía, más que en forma de energía fri-
gorífica, disponible para obtener una parte de los produc-
tos en estado líquido. En ciertos casos, es interesante po-
der recuperar por lo menos una parte de esta energía exce-
25 dente, en forma de una energía de compresión, y poder así
volver a comprimir uno de los productos de la destilación
del aire.

El presente invento tiene, pues, por objeto, un
ciclo térmico que permite, en cualquier procedimiento,
30 recuperar, en forma de una energía de compresión, al me-

399 274

22 FEB 1972



nos una parte de un exceso de energía consumido por dicho procedimiento, especialmente un exceso de energía consumido en un procedimiento de separación por destilación.

5 En un ciclo térmico según el invento, para comprimir un fluido menos volátil por expansión de un fluido más volátil, se pone en equilibrio líquido-vapor, en contracorriente, en una zona de separación fraccionada, trabajando a al menos una baja presión, al menos el fluido menos volátil disponible en dicha zona de separación bajo
10 dicha baja presión, con al menos una fracción ligera a lo sumo tan volátil como el fluido más volátil, para obtener, bajo dicha baja presión, el fluido más volátil y al menos una fracción pesada por lo menos tan volátil como el fluido menos volátil; después de la compresión de
15 al menos dicha fracción pesada, de dicha baja presión a al menos una alta presión, se pone en equilibrio líquido-vapor, en contracorriente, en una zona de mezcla fraccionada que trabaja bajo al menos dicha alta presión, al menos el fluido más volátil disponible en dicha zona de
20 mezcla bajo dicha alta presión, con al menos dicha fracción pesada, para obtener, bajo dicha alta presión, al menos el fluido menos volátil.

25 Dichos fluidos menos volátil y más volátil, dicha fracción pesada y dicha fracción ligera pueden ser, cada uno, una sustancia pura o una mezcla de sustancias puras.

30 Por zona de separación fraccionada, se entiende un conjunto que comprende una o varias columnas de separación fraccionada, que trabajan a una baja presión. En el caso de varias columnas de separación, éstas pueden



trabajar a presiones bajas idénticas o diferentes, estar conectadas entre sí, estar asociadas térmicamente entre sí, por ejemplo, por medio de un vaporizador-condensador.

5 Por zona de mezcla fraccionada, se entiende un conjunto que comprende una o varias columnas de mezcla fraccionada, que trabajan a una alta presión. En el caso de varias columnas de mezcla, éstas pueden trabajar a presio-
10 nes altas idénticas o diferentes, estar conectadas entre sí, estar asociadas térmicamente entre sí, por ejemplo, por medio de un vaporizador-condensador.

15 Por equilibrio líquido-vapor en contracorriente, se entiende un cambio de materia y de calor, entre una fase líquida y una fase vapor que circula en contracorriente, como el que se produce en una columna de rec-
tificación o lavado.

20 Por columna de mezcla se entiende, pues, una columna que incluye medios de puesta en equilibrio líquido-vapor, tales como bandejas, accesorios, etc, que defi-
nen un cierto número de bandejas teóricas, en la cual los productos pesados son introducidos por la parte superior y los productos ligeros por la parte inferior de dicha
25 columna, y en la cual se extrae eventualmente una mezcla de dichos productos, en una zona intermedia de dicha columna.

30 Un ciclo térmico conforme al invento, permite, pues, en cualquier procedimiento, eligiendo y expandiendo un fluido más volátil apropiado, disponible en dicho procedimiento a una alta presión, comprimir un fluido menos volátil apropiado, disponible a una baja presión, y recu-

399 274

22 FEB 1972



perar así, al menos, una parte del exceso, en forma de una compresión del fluido menos volátil.

5 En el caso de un procedimiento de destilación fraccionada que permite separar un constituyente pesado y un constituyente ligero de una mezcla, el ciclo térmico conforme al invento permite recuperar al menos una parte de la energía disipada en forma de una compresión de un fluido menos volátil, eligiendo expandir un fluido más volátil disponible en el procedimiento puesto en práctica. En el caso de que el procedimiento de destilación utilizado emplea una zona de destilación que funciona a al menos una baja presión, es particularmente ventajoso utilizar los medios de separación fraccionada, disponibles en la zona de destilación, para efectuar, según el ciclo 10 térmico conforme al invento, el equilibrio líquido-vapor, en contracorriente de al menos el fluido menos volátil con al menos una fracción ligera, en dicha zona de destilación. Es, pues, ventajoso, integrar la zona de separación fraccionada del ciclo térmico empleado, en la zona de destilación fraccionada del procedimiento de destilación. 15 20

La aplicación de un ciclo térmico conforme al invento, a un procedimiento de destilación, permite ilustrar otra ventaja proporcionada por el invento, que se deriva de la compresión del fluido menos volátil o de la 25 expansión del fluido más volátil. Si el invento permite recuperar al menos una parte de la energía consumida en cualquier procedimiento, se puede decir además, en ciertos casos, que permite finalmente revalorizar frigorías o calorías, y por lo tanto, poder recuperar estas últimas 30

399 274

26 FEB



para producir una energía calorífica o frigorífica suplementaria, que compensa por lo menos una parte de la energía, consumida por dicho procedimiento. Finalmente, en estos casos, el ciclo térmico según el invento permite recuperar al menos una parte de la energía consumida, en forma frigorífica o calorífica.

En efecto, si cualquier fluido menos volátil disponible en el procedimiento de destilación empleado, es comprimido de nuevo desde una baja presión hasta una alta presión, esto quiere decir que su calor disponible anteriormente a un bajo nivel de temperatura (por condensación, por ejemplo) está disponible ahora a un alto nivel de temperatura. En ciertos casos, se hace posible entonces cambiar este calor revalorizado con cualquier otro fluido del procedimiento empleado, y por lo tanto, recuperar en forma calorífica al menos una parte de la energía consumida para efectuar la destilación, por consiguiente, mejorar el rendimiento de esta última. Igualmente, si cualquier fluido más volátil disponible en el procedimiento de destilación empleado, es expandido desde una alta presión hasta una baja presión, esto quiere decir que su frío disponible anteriormente a un alto nivel de temperatura (por vaporización, por ejemplo) está ahora disponible a un bajo nivel de temperatura. Se hace posible entonces, en ciertos casos, cambiar este frío así revalorizado con cualquier otro fluido del procedimiento empleado, y por lo tanto, recuperar en forma frigorífica, al menos una parte de la energía consumida para efectuar la destilación.

En el caso de un procedimiento de destilación

399 274



5 fraccionada del aire, que permite separar oxígeno y al
menos nitrógeno, el ciclo térmico según el invento per-
mite de la misma manera recuperar al menos una parte de
cualquier energía excedente consumida para separar el
10 aire en al menos uno de sus constituyentes, comprimen-
do un fluido menos volátil disponible en dicho procedi-
miento, por expansión de otro fluido más volátil. Cuando
la zona de destilación empleada incluye, al menos, una
columna de destilación a una baja presión y otra colum-
na de destilación a una presión media superior a la baja
15 presión, asociada térmicamente por medio de un vaporiza-
dor-condensador, es particularmente ventajoso aprovechar
los medios de equilibrio líquido-vapor de la columna a
baja presión, integrando la zona de separación fraccio-
nada en el ciclo térmico en la columna a baja presión.

20 Si un ciclo térmico según el invento permite,
en el caso de un procedimiento de destilación, recuperar
al menos una parte de la energía consumida, especialmente
en forma térmica, dicho ciclo permite, sin embargo, en
un caso general, simultáneamente, comprimir un fluido y
expandir otro fluido. En este sentido, el sistema térmi-
co, que permite emplear un ciclo térmico según el inven-
to, se relaciona con un grupo que comprende un compresor
y una turbina de expansión en el mismo árbol. La origi-
25 nalidad de un sistema térmico según el invento reside
en el hecho de que la compresión y la expansión se efec-
túan sin otro órgano mecánica que una o varias bombas
que permiten comprimir un líquido.

30 Se ha puesto de manifiesto que un ciclo térmico
conforme al invento puede ser aprovechado en otros secto-



res técnicos que el citado anteriormente. Entre éstos, se puede mencionar la producción de energía mecánica (ciclos ergógenos), y la refrigeración (ciclos frigoríficos).

5 Si durante un ciclo térmico según el invento, se expande el fluido menos volátil comprimido a una alta presión, en cualquier medio apropiado que permita producir un trabajo mecánico, especialmente en una turbina de expansión, se transforma así un ciclo térmico según el invento, en un ciclo ergógeno, que suministra una energía mecánica. En este caso, basta recircular el fluido menos volátil expandido desde una alta presión hasta una baja presión, en la zona de separación fraccionada, y recircular el fluido más volátil comprimido de nuevo desde una baja presión hasta una alta presión, en la zona de mezcla fraccionada.

10

15

En estas aplicaciones a los ciclo ergógenos, un ciclo térmico según el invento se integra particularmente bien en un ciclo de vapor de agua que incluye un ciclo auxiliar de amoniaco, formando entonces estos dos constituyentes, respectivamente, el fluido menos volátil y el fluido más volátil.

20

Si durante un ciclo térmico según el invento, se condensa el fluido menos volátil comprimido a una alta presión, por cualquier medio apropiado (especialmente por un refrigerante externo tal como el agua), y se expande y vaporiza a una baja presión, el fluido menos volátil condensado, para producir frío, se transforma así un ciclo térmico según el invento en una etapa de refrigeración cuyo refrigerante es el fluido menos volátil mismo. En este caso, basta volver a comprimir el refrigerante o fluido menos volátil.

25

30



til vaporizado, por expansión de un fluido más volátil que dicho refrigerante, y por consiguiente, recircular el refrigerante vaporizado en la zona de separación del ciclo térmico.

5 El invento concierne igualmente a cualquier instalación que incluye un sistema que permite emplear un ciclo térmico según el invento. Tal sistema térmico, según el invento, comprende una zona de separación fraccionada que trabaja a al menos una baja presión, y una zona de mezcla fraccionada que trabaja a al menos una alta presión, comprendiendo dichas dos zonas medios de puesta en equilibrio líquido-vapor, en contracorriente, especialmente bandejas, al menos un conducto que une la zona de separación a la zona de mezcla, sobre el cual está dispuesto un medio de compresión, y al menos otro conducto que une la zona de mezcla a la zona de separación, sobre el cual está dispuesto un medio de expansión.

15 El presente invento se detalla ahora, en su generalidad, y en sus modos de ejecución particulares, según los sectores técnicos a los cuales se aplica, con referencia a los dibujos anejos. Se precisa que, en todas las figuras, elementos idénticos o similares están designados con las mismas referencias numéricas.

20 En los dibujos anejos:

25 - La figura 1 representa el sistema térmico de base, que permite emplear un ciclo térmico conforme al invento, para comprimir un fluido por expansión de otro fluido.

30 - Las figuras 2 y 3 representan esquemáticamente una bandeja teórica de orden p, de una columna de separa-



ción fraccionada y de una columna de mezcla fraccionada, respectivamente, de un ciclo térmico según el invento.

5 - Las figuras 4 y 5 representan esquemáticamente dicha columna de separación y dicha columna de mezcla, de acuerdo con los símbolos adoptados en las figuras 2 y 3.

10 - La figura 6 representa gráficamente, con referencia a las figuras 4 y 5, de manera similar al método de Mac Cabe y Thiele, los equilibrios líquido-vapor, efectuados en la columna de separación y en la columna de mezcla de un ciclo, conforme al invento.

15 - La figura 7 representa una instalación de destilación, que permite separar un constituyente pesado y un constituyente ligero de una mezcla. Esta instalación incluye un sistema térmico conforme al invento.

20 - La figura 8 representa una instalación de separación de aire, en oxígeno y nitrógeno, que integra un sistema térmico según el invento, permitiendo producir oxígeno bajo presión.

- La figura 9 representa otra instalación de separación de aire, que integra un sistema térmico según el invento, que permite producir oxígeno bajo presión.

25 - La figura 10 representa todavía otra instalación de separación de aire, que integra un sistema térmico según el invento, que permite producir al menos una parte del oxígeno en forma líquida.

- La figura 11 representa una instalación, que produce energía mecánica, que integra un sistema térmico según el invento.

30 - La figura 12 representa una instalación de re-

399 274

22 FEB 1988



frigeración, que integra un sistema térmico según el invento.

Según la figura 1, un sistema térmico conforme al invento, que permite comprimir un fluido menos volátil por expansión de un fluido más volátil, comprende esencialmente una cámara de mezcla fraccionada 1, que comprende una sola columna de mezcla fraccionada, que trabaja a una alta presión, y una zona de separación fraccionada, que comprende una sola columna de separación fraccionada, que trabaja a una baja presión. La columna de mezcla y la columna de separación incluyen medios que permiten poner en equilibrio líquido-vapor, un líquido y un gas que circulan en estas columnas en contracorriente; son, en general, bandejas o cualquier accesorio apropiado. Un conducto sobre el cual está dispuesto un medio de compresión o bomba 51, une la parte inferior de la columna de separación 2, a la parte superior de la columna de mezcla 1. Un primer conducto 52 de otra clase, sobre el cual está dispuesto un medio de expansión, o válvula de expansión 53, une la parte inferior de la columna de mezcla a la parte superior de la columna de separación 2. Un segundo conducto 54 de otra clase, sobre el cual está dispuesto un medio de expansión, o válvula de expansión 55, une una parte intermedia de la columna de mezcla a una parte intermedia de la columna de separación.

En funcionamiento, el ciclo térmico conforme al invento, permite comprimir un fluido menos volátil, por expansión de un fluido más volátil. Para esto, al menos el fluido menos volátil que llega a una baja presión, en estado gaseoso, por el conducto 15, al fondo de la columna



de separación fraccionada 2, es puesto en equilibrio líquido-vapor, en contracorriente, en dicha columna, a la baja presión, con al menos una primera fracción ligera, de volatilidad inferior a la del fluido más volátil, que llega en estado líquido, por el conducto 5a, a la baja presión, en la parte superior de la columna de separación 2, y con al menos una segunda fracción ligera, de volatilidad comprendida entre la del fluido menos volátil y la del fluido más volátil, que llega en estado líquido, por el conducto 54, a la baja presión, a una zona intermedia de la columna de separación 2. Se obtiene así, a baja presión, en el fondo de la columna 2, al menos una fracción pesada de volatilidad superior a la del fluido menos volátil, evacuada por el conducto 50 en forma líquida, y en la parte superior de la columna 2, al menos el fluido más volátil, a la baja presión, evacuado en estado gaseoso por el conducto 16.

La fracción pesada evacuada por el conducto 50, es entonces comprimida de la baja presión a la alta presión, en la bomba 51, y luego introducida, siempre en estado líquido, en la parte superior de la columna de mezcla fraccionada. Es puesta entonces en equilibrio líquido-vapor, en contracorriente, en la columna de mezcla 1, a la alta presión, con al menos el fluido menos volátil, que llega en estado gaseoso, a la alta presión, al fondo de la columna de mezcla 1, por el conducto 17. Se obtiene así, en la parte superior de la columna de mezcla 1, al menos el fluido menos volátil en estado gaseoso, evacuado a la alta presión por el conducto 18; se obtiene igualmente, en el fondo y en una zona intermedia de la columna de mezcla

399 274

22 FEB 1968



1, en estado líquido y a la alta presión, respectivamente, la primera fracción ligera evacuada por el conducto 52, y la segunda fracción ligera evacuada por el conducto 54. Las fracciones ligeras primera y segunda, después de la expansión de la alta presión a la baja presión, en las válvulas 53 y 55, respectivamente, son reintroducidas en la columna de separación fraccionada 2, a la baja presión, para ser puestas en equilibrio líquido-vapor, en contracorriente, en dicha columna, con al menos el fluido menos volátil. Gracias al ciclo térmico conforme al invento, el fluido más volátil y el fluido menos volátil han cambiado, pues, sus presiones.

A título de ejemplo, es posible, con un ciclo térmico conforme a la figura 1, comprimir propileno gaseoso, por expansión de etileno gaseoso.

Naturalmente, las alimentaciones y extracciones de la columna de mezcla 1 y de la columna de separación 2, pueden ser efectuadas indistintamente en forma líquida, gaseosa, y difásica. Esto no influye más que en las cantidades de calor y de frío inyectadas en la zona de separación fraccionada 2, y en la zona de mezcla fraccionada 1.

Todos los métodos empleados para calcular y determinar una columna de destilación, especialmente el número de bandejas teóricas necesarias para dicha destilación, pueden ser utilizados para determinar, en particular, el número de bandejas teóricas necesario para el equilibrio líquido-vapor, efectuado, respectivamente, en la columna de mezcla fraccionada 1 y en la columna de separación fraccionada 2. Esto es aplicable para el método de Mac Cabe y Thiele, que permite, en el caso de una destila-



ción, valorar el número de bandejas teóricas requeridas, según las purezas de los productos introducidos y evacuados de una columna de destilación.

5 Como indica la demostración que sigue, efectuada conforme a las figuras 2 a 6, el método de Mac Cabe y Thiele, permite, en el caso de un ciclo térmico conforme al invento, valorar fácil y gráficamente el número de bandejas necesarias para la separación fraccionada efectuada en la columna 2, y el número de bandejas necesarias para
10 la mezcla fraccionada efectuada en la columna 1.

Si se adoptan las mismas hipótesis de cálculo que las del método de Mac Cabe y Thiele, especialmente las siguientes:

- los calores de vaporización de las sustancias puras empleadas en la columna de mezcla 1 y en la columna
15 de separación 2, son sensiblemente iguales,

- los calores específicos de dichas sustancias son esensiblemente iguales,

es posible hacer el mismo razonamiento, al nivel
20 de una bandeja teórica de orden p de una columna de separación o de mezcla según el invento, que el efectuado al nivel de una bandeja teórica de una columna de destilación, según el método de Mac Cabe y Thiele.

Si se designa por A y B, respectivamente, un
25 constituyente puro más volátil y un constituyente puro menos volátil, a los cuales el fluido más volátil y el fluido menos volátil son asimilables, respectivamente (salvo sus purezas), y si se designa por x e y los contenidos en constituyente más volátil A (expresados en % molar),
30 respectivamente, de una fase líquida y de una fase gaseosa,

399 274

22 FEB 1954



en equilibrio en una misma bandeja teórica, se puede decir, en el caso de una bandeja de orden p de una columna de separación 1 (véase figura 2), que el enviar sobre dicha bandeja un caudal líquido de un fluido I de contenido $x_p + I$, y un caudal gaseoso de un fluido J de contenido $y_p - I$, se retira de la bandeja de orden p un caudal líquido L de contenido x_p , igual al caudal líquido del fluido I, y un caudal gaseoso G de contenido y_p , igual al caudal gaseoso del fluido J, estando constituidos el líquido L y el gas G por mezclas de los constituyentes A y B, en concomitancia.

Si se invierte el sentido de llegada de los fluidos I y J (véase la figura 3), llegando el fluido I ahora en forma gaseosa y llegando el fluido J en forma líquida, se obtiene una bandeja teórica de orden p de una columna de mezcla 1 de un ciclo térmico conforme al invento. En este caso, el líquido L y el gas G que abandonan la bandeja de orden p , tienen contenidos en constituyente más volátil A y constituyente menos volátil B, absolutamente idénticos a los del líquido L y el gas G que abandonan la bandeja de orden p , representada en la figura 1. En efecto, los balances de materia de las bandejas de orden p , de las figuras 2 y 3, respectivamente, siguen siendo los mismos.

Generalizando sucesivamente a todas las bandejas este razonamiento efectuado para una bandeja de orden p , se determina, en el primer caso, (véase la figura 4) la columna de separación fraccionada representada en la figura 1, y en el segundo caso, (véase la figura 5) la columna de mezcla fraccionada 1, representada en la figura



1. Se comprueba, por lo tanto, que las columnas de mezcla 1 y de separación funcionan de manera inversa.

Si se considera, como en el método de Mac Cabe y Thiele, que el caudal líquido L y el caudal gaseoso G , que circulan en contracorriente uno y otro, son invariables, respectivamente, a lo largo de la columna de mezcla 1 y a lo largo de la columna de separación 2, se puede demostrar fácilmente que:

12) En el caso de la columna de separación fraccionada 2, los puntos de coordenadas (x_{n+1}, Y_n) $(x_n, y_n - I)$, etc, están alineados sobre una misma recta de reflujo de pendiente L/G ; los puntos de coordenadas (y_0, x_1) , (y_1, x_2) , etc, están alineados sobre una misma recta de vaciado de pendiente L'/G' ; estas dos rectas están situadas en el interior de la curva de equilibrio a baja presión (véase la figura 6);

22) en el caso de la columna de mezcla fraccionada 1, los puntos de coordenadas (y'_n, x'_{n+1}) , (y'_{n-1}, x'_n) etc, están alineados sobre una misma recta de vaciado de pendiente L'/G' ; los puntos de coordenadas (y'_0, x'_1) , (y'_1, x'_2) están alineados sobre una misma recta de reflujo de pendiente L/G ; estas dos rectas están situadas en el exterior de la curva de equilibrio a alta presión (véase la figura 6).

Como se desprende de la demostración anterior, las rectas de reflujo de la columna de mezcla y de la columna de separación son idénticas. Lo mismo sucede para las rectas de vaciado. Estas dos rectas están situadas en el interior del haz constituido por las curvas de baja presión y de alta presión (véase la figura 6).

399 274

22 FEB 1972



Así pues, como en el método de Mac Cabe y Thiele, es posible representar gráficamente, como en la figura 6, con referencia a las figuras 4 y 5, el equilibrio líquido-vapor, efectuado, respectivamente, en la columna de mezcla 1 y en la columna de separación 2. En esta figura, las curvas de equilibrio líquido-vapor de los constituyentes A y B están representadas en trazo continuo para la alta presión (columna 1) y en trazo de puntos para la baja presión (columna 2). Se comprueba, pues, que las rectas de reflujo L/G y de vaciado L'/G' están situadas entre las dos curvas de equilibrio, y que el número de escalones menos 1, situados entre la curva de puntos y las rectas de reflujo y de vaciado, entre la curva en trazo continuo y estas mismas rectas, determina el número de bandejas necesario, respectivamente, para la separación fraccionada y para la mezcla fraccionada.

El estudio de la figura 6 permite comprender fácilmente el interés de una extracción de una zona intermedia en la columna de mezcla 1 y de una introducción correspondiente en una zona intermedia de la columna de separación 2. Si esta extracción no existiera, las rectas de reflujo y de vaciado, para las dos columnas, estarían confundidas según un segmento de recta comprendido entre las dos curvas de equilibrio, cuyos extremos no pueden ser idénticos en los puntos O y O'. Por consiguiente, al introducir el fluido menos volátil a la baja presión en la columna 2, y el fluido más volátil a la alta presión en la columna 1, es imposible volver a encontrar el fluido menos volátil a la alta presión, y el fluido más volátil a la baja presión, con sus purezas iniciales. Unica-



mente al menos una extracción intermedia permite, por lo tanto, doblar la recta de reflujo-vaciado, y volver a encontrar las purezas iniciales de los fluidos menos volátil y más volátil.

5 Igualmente, la figura 6 permite comprender la ventaja proporcionada por el hecho de que la columna de mezcla está a una presión superior a la de la columna de separación. En el caso inverso, las rectas de reflujo-vaciado, de la columna de mezcla 1 y de la columna de separación 2, estarían dispuestas a uno y otro lado del haz
10 constituido por las dos curvas de equilibrio a baja presión y alta presión. Es imposible entonces, como anteriormente, volver a encontrar el fluido más volátil a la baja presión, con la pureza que tenía a la alta presión; igualmente, es imposible volver a encontrar el fluido menos vo-
15 látil a la alta presión, con la pureza que tenía a la baja presión. Solo el ciclo térmico conforme al invento permite trabajar con rectas de reflujo-vaciado que pueden estar confundidas, y por lo tanto, permite volver a encontrar las purezas iniciales de los fluidos menos volátil y
20 más volátil.

 La figura 7 representa una instalación de destilación fraccionada de una mezcla que comprende un constituyente ligero A y un constituyente pesado B, que incluye
25 un sistema térmico conforme al invento. Esta instalación comprende una zona de destilación 56 que tiene una sola columna de destilación que trabaja a baja presión. La zona de separación fraccionada 2 del sistema térmico conforme al invento está integrada en la zona de destilación 56
30 de la instalación.

399 274

22 FEB



En funcionamiento, se efectúa, pues, una destilación fraccionada de la mezcla de A y B, en la columna 56, a una baja presión, para separar en la parte inferior del constituyente B, y en la parte superior o cabeza, el constituyente A. Con el fin de recuperar al menos una parte de la energía térmica disipada para separar la mezcla de A y B, se utiliza un ciclo térmico conforme al invento; para esto se elige como fluido menos volátil y como fluido más volátil, dos fluidos disponibles en la zona de separación 56. Son éstos, respectivamente, una fracción al menos tan volátil como el constituyente pesado B, eventualmente constituida por una parte de este último, y una fracción a lo sumo tan volátil como el constituyente ligero A, eventualmente constituida por una parte de este último. Como en el caso de la figura 1, el equilibrio líquido-vapor en contracorriente del fluido menos volátil que llega por el conducto 15 a la baja presión, con al menos una fracción ligera que llega por el conducto 52 a esta misma presión, se efectúa en la zona de destilación 56 que integra la zona de separación 2. Se efectúa igualmente, como en la figura 1, en la zona de mezcla fraccionada, distinta de la zona de destilación 56, el equilibrio líquido-vapor, en contracorriente, del fluido más volátil elegido, que llega por el conducto 17, a una alta presión superior a la baja presión, con al menos una fracción pesada que llega por el conducto 51 a la alta presión citada.

Así, eligiendo expandir a la baja presión un fluido más volátil extraído de la columna 56 a baja presión por el conducto 16, y luego comprimido a la alta presión en un compresor 57, es posible comprimir a la alta



presión un fluido menos volátil introducido en la columna
56 a baja presión por el conducto 15. Esta energía de
compresión es recuperada en forma de trabajo mecánico, en
una turbina de expansión 58, y el fluido menos volátil,
5 después de esta expansión, desde la alta presión hasta la
baja presión, es recirculado a la zona de destilación 56,
por el conducto 15. Finalmente, suponiendo, por ejemplo,
que el constituyente A no sea valorable en su totalidad,
se puede recuperar así, en forma mecánica, en la turbina
10 de expansión 58, un exceso de energía mecánica, que re-
presenta al menos una parte de la energía térmica gastada
para separar el constituyente A de la mezcla constituida
por A y B. Este exceso representa al menos una parte de
la energía de mezcla, desprendida en la zona de mezcla 1,
15 por mezcla fraccionada de la fracción pesada que llega
por el conducto 50 (eventualmente B puro) y el fluido más
volátil (eventualmente A puro) que llega por el conducto
17. En esta aplicación, la columna de mezcla 1 permite
volver a mezclar dos fluidos separados en la columna de
20 destilación 56, de manera mucho más reversible que una
simple mezcla directa de estos dos fluidos. Es así posi-
ble recuperar, en forma mecánica, el máximo de la energía
desprendida por la mezcla de la fracción pesada y del flui-
do más volátil.

25 La figura 8 representa la aplicación de la figu-
ra 7 al caso de una separación de aire en oxígeno y nitró-
geno.

Se sabe que, en todas las grandes unidades actua-
les de separación de aire, la energía consumida representa
30 una parte importante del precio de producción del oxígeno.

399 274

22 FEB



Esta energía es gastada esencialmente para la compresión del aire a destilar. Ahora bien, en los aparatos cuya zona de destilación incluye una columna a baja presión y una columna a presión media, asociadas térmicamente (que son
5 prácticamente las únicas utilizadas para la producción de oxígeno en gran cantidad), se tropieza con un límite físico por debajo del cual no se puede disminuir la presión del aire introducido en la columna a la presión media. En la práctica, esta presión se sitúa hacia 6 bares absolutos. Una parte del aire así comprimido a 6 bares, es
10 expandida en una turbina que trabaja a baja temperatura, para asegurar el mantenimiento en frío de la instalación. El aire expandido es enviado luego a una zona de la columna a baja presión, y el oxígeno que contiene es extraído
15 entonces prácticamente en su totalidad, a reserva, sin embargo, de que el caudal de aire así insuflado directamente en la columna a baja presión, no exceda del 10 al 15 % del caudal total de aire enviado a la zona de destilación, si se desea producir oxígeno con 99,5 % de pureza,
20 y de 25 a 35 %, si se desea producir oxígeno con 97 % de pureza solamente.

Ahora bien, salvo en los casos particulares en que se desea que la instalación de separación de aire produzca igualmente oxígeno en forma líquida, el mantenimiento en frío de las grandes instalaciones está asegurado
25 ampliamente por un caudal de aire que pasa a la turbina, del orden de 7 % del caudal total. Si se produce oxígeno de 97 %, y se insufla en la columna a baja presión más de 7 % del caudal total de aire, pero menos del 25 a 30 % de dicho caudal, se consume, pues, un exceso de energía con res-
30



pecto a la necesaria para extraer el oxígeno del aire tratado; la instalación posee una potencia de separación excelente.

5 En este caso, un ciclo térmico conforme al invento, permite recuperar al menos una parte del exceso de energía consumida.

Con este fin, conforme a la figura 8, la instalación representada, que permite efectuar una destilación fraccionada del aire, cuya zona de destilación fraccionada
10 25 incluye una columna 59 a una baja presión (1,3 ata), y una columna 24 a una presión media (6 ata), incluye, además, un sistema térmico según el invento, cuya zona de separación fraccionada o columna de mezcla 1 es distinta de la zona de destilación 25, y cuya zona de mezcla fraccionada
15 está integrada en la columna a baja presión 59, según una sección de separación fraccionada 2, que se extiende sobre al menos una parte de esta última, cuya parte inferior está situada en el fondo de dicha columna a baja presión 59, y cuya parte superior está situada en una zona intermedia
20 de dicha columna.

En funcionamiento, 1000 Nm³/h de aire a 30° C y 6 ata son llevados por la conducción 20 a la instalación de la figura 8. Después de la refrigeración en el cambiador 22, a una temperatura de -172° C, 68 % de este aire es conducido por el conducto 21 hacia la columna a presión media
25 24 de la zona de destilación 25. Se tira de esta columna, por el fondo, por la conducción 26, 340 Nm³/h de un líquido enriquecido en oxígeno a -172° C, y por la parte superior, por la conducción 27, aproximadamente 340 Nm³/h de
30 nitrógeno a -177° C. Las dos conducciones 26 y 27 pasan en-

399274



tonces, respectivamente, a los cambiadores 28 y 29, en contracorriente de una corriente de nitrógeno gaseoso a 1,3 ata y -193° C producida en la parte superior de la columna a baja presión 59 de la zona de destilación 25.

5 La corriente de nitrógeno gaseoso ($790 \text{ Nm}^3/\text{h}$ con 1,5 % de pureza) abandona el cambiador 29 a -179° C, y luego el cambiador 28 a -175° C, y se recalienta en contracorriente del aire entrante en el cambiador 22, que abandona a $+27^{\circ}$ C. La corriente enriquecida en oxígeno de la

10 conducción 26 es introducida, después de expansión a 1,3 ata, a una temperatura de -177° C, en la columna a baja presión 59. Igualmente, la corriente de nitrógeno de la conducción 27, después de la expansión a 1,3 ata, se introduce a una temperatura de -191° C en la columna

15 a baja presión 59. Aproximadamente 8 % del aire a 6 ata introducido, se recalienta de nuevo, al menos parcialmente, en el cambiador 22, y abandona este último a -158° C, y luego, después de la expansión a 1,3 ata, en la turbina de expansión 60, se insufla en la columna a baja presión

20 59 por la conducción 23'.

Según la figura 8, se recupera al menos una parte del exceso de energía consumido para destilar el aire en oxígeno y nitrógeno, en forma de energía de compresión, eligiendo oxígeno obtenido en el fondo de la columna a

25 a baja presión 59 como fluido menos volátil, y eligiéndose aire a la presión media, como fluido más volátil. Por expansión del aire desde la presión media hasta la baja presión, es posible así volver a comprimir oxígeno, desde la baja presión hasta la presión media, y disponer de éste bajo

30 presión.

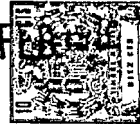


Para esto, con el fin de obtener el fluido menos volátil necesario en el ciclo térmico del invento, se vaporiza por lo menos una parte del oxígeno líquido obtenido en el fondo de la columna a baja presión 59. El oxígeno vaporizado es puesto entonces en equilibrio líquido-vapor, en contracorriente, en la zona de separación fraccionada 2, a la baja presión, con una fracción ligera introducida en la parte superior de la sección 2 de separación, por el conducto 52, y con otra fracción ligera introducida en un punto intermedio de dicha sección 2, por el conducto 54. Se obtiene así un fluido menos volátil de composición próxima a la del aire, en la parte superior de la sección 2; este último es entonces rectificado en la sección superior de la columna 59, situada encima de la sección de separación fraccionada 2. Se obtiene también, en el fondo de la sección 2, una fracción pesada constituida por el oxígeno recogido en el fondo de la columna 59, de pureza igual a 98 %, extraída de dicha columna a razón de 400 Nm³/h.

La fracción pesada extraída por el conducto 50, es comprimida entonces en la bomba 51, desde la baja presión hasta la presión media, y luego enfriada, antes de su introducción en la columna de mezcla 1, de -180° C a -172° C, por cambio de calor en el cambiador 31, con la fracción ligera que circula en el conducto 52, en el curso de la refrigeración desde -172° C, y con la otra fracción ligera que circula en el conducto 54, en el curso de la refrigeración de -167° C a -178° C. Después de un recalentamiento suplementario, se introduce, a -162° C, en la parte superior de la columna de mezcla 1, que trabaja

399 274

22



a la presión media de 5,8 ata, la fracción pesada. Simul-
táneamente, por el conducto 17 se introduce a -172°C , a
6 ata, en el fondo de la columna 1, aproximadamente 240
Nm³/h de aire procedente de la salida del cambiador 2.
5 Este fluido más volátil es puesto entonces en equilibrio
líquido-vapor, a la presión media, en la columna 1, con
la fracción pesada. Se obtiene así en la parte superior
de la columna 2, el fluido menos volátil ligeramente empo-
brecido en oxígeno (95%), se extrae de la columna 1, a razón
10 de 210 Nm³/h, a -162° y 5,8 ata. Es evacuado hacia el cam-
biador 22 donde se recalienta en contracorriente del aire
entrante, y luego es evacuado de este último, a 27°C , a
una presión de 5,6 ata. Se obtiene igualmente, en el fon-
do de la columna de mezcla 1, a -172°C , dicha fracción vo-
15 látil idéntica al líquido rico en oxígeno, que después de
expansión en la válvula 53, se introduce, por el conducto
52, en la columna 59; se obtiene en un punto intermedio
de la columna de mezcla 1, a -167°C , dicha otra fracción
volátil, que comprende 80% de oxígeno, la cual, después
20 de expansión en la válvula 55, se introduce, por el con-
ducto 54, en la columna 59.

Según la figura 8, la columna a baja presión 59
incluye 45 bandejas teóricas, y la columna de mezcla 1,
40 bandejas teóricas.

25 Importa señalar, por una parte, que el caudal
de aire introducido en la columna de mezcla 1, no siendo
más que del orden de 25% del caudal de aire, no se intro-
duce disminución sensible del rendimiento de extracción
en oxígeno. Como son introducidas en la columna 59 (con-
ductos 52 y 54), dos fracciones ligeras adicionales se
30



mejora la reversibilidad de la destilación que se efectúa allí, y por lo tanto, el rendimiento de dicha columna 59.

5 Es evidente que, en lugar de retirar de la instalación oxígeno a 95% a una presión de 5,6 ata, es posible retirar oxígeno a 99,5% pero entonces a 1 ata. Para que el oxígeno presente un grado de pureza más elevado, es necesario, en efecto, que el caudal de aire que entra en la columna 25 sea aumentado, para que la parte inferior de la columna 59 no esté al reflujo mínimo. La columna 1 no
10 está ya entonces en servicio, y la instalación de separación de aire funciona según el método habitual.

Sin embargo, se podrá producir también oxígeno con 99,5% de pureza, con un ciclo conforme al invento, a condición, sin embargo, de aceptar una disminución del rendimiento de extracción en oxígeno. En este caso, puede ser
15 necesario aumentar el número de uniones entre las columnas 1 y 59, con el fin de obtener los reflujos necesarios en todos los puntos de estas columnas que funcionan al límite de sus posibilidades.

20 La instalación de destilación fraccionada del aire, representada en la figura 9, permite producir oxígeno puro, a una presión de 4,5 ata. La producción frigorífica de la instalación está asegurada por expansión de nitrógeno puro.

25 Para esto, en funcionamiento, 1000 Nm³/h de aire, comprimidos a 6,3 ata, que llegan por el conducto 20, se enfrían desde 30°C a -171°C, en el cambiador 22. Aproximadamente 75,5% del caudal nominal de aire se introduce por el conducto 63 en la columna a presión media 24 que incluye
30 20 bandejas. Se extraen, en el fondo de la columna a

399 274 22 F



presión media 24, aproximadamente 372 Nm³/h de una fracción enriquecida en oxígeno (líquido rico), a -171,5° C, enviada hacia la columna a baja presión por la conducción 64. Se extraen, en la parte superior de la columna 24, aproximadamente 313 Nm³/h de una fracción empobrecida en oxígeno (líquido pobre), por la conducción 27. Después de sub-enfriamiento en el cambiador 29, expansión a una presión de 1,3 ata, esta fracción se introduce en la parte superior de la columna a baja presión 59. Aproximadamente 70 Nm³/h de nitrógeno puro a 99,7 %, a -175,5° C, se extraen de la columna 24, y se conducen por la conducción 65 hacia el cambiador 22, donde son parcialmente recalentados desde -175,5° C a -90° C. Luego, este caudal es expandido desde 6,2 ata a 1,3 ata, en la turbina de expansión 60, lo que reduce su temperatura a -141° C. Estos 70 Nm³/h se dirigen entonces, por el conducto 65, hacia el cambiador 66, donde se enfrían parcialmente a -164° C. En este cambiador 66, el nitrógeno expandido es dirigido, por el conducto 67, hacia el cambiador 22, donde es recalentado a temperatura ambiente, y evacuado por el conducto 68.

Con el fin de recuperar al menos una parte de la energía consumida para separar el aire en oxígeno y nitrógeno, se elige, según la figura 9, expandir un fluido más volátil constituido por el aire entrante, para volver a comprimir un fluido menos volátil constituido por una mezcla enriquecida en argón.

Para esto, estando situada la parte inferior de la sección de separación fraccionada 2, en una zona intermedia de la columna a baja presión 59, se obtiene el fluido menos volátil a baja presión necesario para el ciclo térmico



22 FEB 1972

co según el invento, por rectificación, a 1,6 ata, del oxígeno líquido obtenido en el fondo de la columna 59, en una sección inferior de esta última, situada por debajo de la sección de separación fraccionada 2, y que comprende 5 de 16 bandejas. Se introducen en la parte superior de la zona de separación 2, por el conducto 52, aproximadamente 400 Nm³/h de una primera fracción volátil a -189° C, que comprende 58,8 % de nitrógeno, 1,3 % de argón, y 39,9 % de oxígeno, y por el conducto 52', aproximadamente 172 10 Nm³/h de una segunda fracción volátil a -186° C. Se introducen igualmente en una zona media de la zona de separación 2, por el conducto 54, aproximadamente 260 Nm³/h de una tercera fracción volátil a -176° C, que comprende 25,7 % de nitrógeno, 4,9 % de argón, 69,2 % de oxígeno. 15 Se obtiene así, en la parte superior de la sección de separación fraccionada 2, que comprende 22 bandejas, un fluido más volátil de composición próxima a la del aire, que es rectificado en la sección de la columna 59 situada encima de la sección de separación 2; se obtiene igualmente, 20 en el fondo de la sección de separación 2 una fracción pesada extraída por el conducto 50, a razón de 320 Nm³/h, que comprende 0,2 % de nitrógeno, 7,9 % de argón y 91,7 % de oxígeno.

Después de la compresión en la bomba 51, y el 25 recalentamiento de -180° C a -162,5° C, al menos esta fracción pesada es introducida, por el conducto 50, en la parte superior de la columna de mezcla, a 6,1 ata. Se introduce, por el fondo de la columna de mezcla 1, por el conducto 17, aproximadamente 24,5 % del caudal nominal de 30 aire. Se obtiene así en la columna de mezcla 1, un fluido

11.2.72

399 274

22



menos volátil, que comprende 5,8 % de nitrógeno, 10,7 %
de argón, y 83,5 % de oxígeno, y se extrae de la columna
de mezcla 1, bajo 6,1 ata. Este fluido menos volátil com-
primido nuevamente a 6,1 ata, es condensado entonces en un
5 vaporizador 69 de oxígeno líquido, sub-enfriado a -176°C
por el paso al cambiador 66, expandido a la presión de la
columna 59 en la válvula, 70, y luego reintroducido en la
columna 59, entre la fracción pesada extraída 50 y la ter-
cera fracción ligera introducida 54. Se obtiene igualmen-
te, en una zona intermedia de la columna de mezcla 1, la
10 tercera fracción volátil citada, que después de enfriamien-
to desde $-167,4^{\circ}\text{C}$ -176°C en el cambiador 66 y expansión
en la válvula 55, es introducida en la columna 59. Se ob-
tiene también, en el fondo de la columna de mezcla 1, una
15 fracción ligera, a $171,3^{\circ}\text{C}$, que comprende 57,3 % de ni-
trógeno, 1,3 % de argón, 41,2 % de oxígeno, extraída de la
columna 1, por el conducto 52, a razón de 200 Nm³/h. Esta
fracción ligera, a la cual se añade líquido rico extraído
de la columna a presión media 24, por el conducto 73, es
20 depurada luego, sub-enfriada en el cambiador 71 y luego
en el cambiador 72, dividida en la primera fracción ligera
citada que es expandida en la válvula 53, y en la segunda
fracción ligera citada que es expandida en la válvula 53',
y recalentada en el cambiador 72.

25 La pequeña cantidad de líquido pobre, sub-enfria-
da en el cambiador 29, e introducida en la parte superior
de la columna 59 por el conducto 27, permite obtener un
rendimiento de extracción en oxígeno aceptable (93,5 %).
Sin embargo, esta cantidad no permite separar el oxígeno
30 y el argón, en la parte superior de la columna 59; se uti-



liza, pues, una columna de separación de argón 74. Para
esto, una fracción rica en argón es extraída de la columna
59 por el conducto 75 (que representa, aproximadamente, el
10 % del caudal nominal de aire), en forma gaseosa, por
5 debajo de la fracción pesada evacuada por el conducto 50.
Esta fracción es separada entonces en la columna 74 en
una fracción de fondo (100 Nm³) unida a la fracción pesada
del conducto 50, y una fracción de cabeza (6 Nm³) que com-
prende 12,3 % de nitrógeno, 70,8 % de argón, 16,8 % de
10 oxígeno. El reflujo de la columna 74 está asegurado por
condensación en el cambiador 72. Siendo la fracción de ca-
beza extraída de la columna 74 por el conducto 76 pobre
en argón, ésta es rechazada a la atmósfera por el conducto
68, por unión, después de recalentamiento en el cambiador
15 71, con el nitrógeno expandido en la turbina 60.

El nitrógeno obtenido con una pureza de 97,7 %
en la parte superior de la columna a baja presión 59, es
extraído de esta última, a 1,4 ata y -192,5° C, a razón de
727 Nm³/h, recalentado en el cambiador 29, y luego evacua-
20 do hacia el cambiador 22, después de la unión sucesiva con
la fracción del conducto 76 y la del conducto 67.

En cuanto al oxígeno obtenido en el fondo de la
columna 59 a baja presión, es extraído de esta última, a
razón de 197 Nm³/h, a -178,2° C, y a 1,6 ata, por el con-
25 ducto 79. Entonces es recomprimido, a 4,5 ata, en la bom-
ba 78, recalentado en el cambiador 71 a -173° C, y luego
en una parte del cambiador 22 hasta su punto de ebullición.
Penetra entonces en el vaporizador 69, donde es vaporizado
por cambio de calor con el fluido menos volátil a la pre-
30 sión media, obtenido en la parte superior de la columna de

399 274 22 F



5 mezcla 1, y en curso de condensación. Después de la vaporización, el oxígeno es evacuado del vaporizador 69 por el conducto 80, recalentado desde -166° C a 27° C en el cambiador 22, y luego evacuado de este último por el conducto 81.

10 Por consiguiente, en el caso de la figura 9, un ciclo térmico conforme al invento permite recomprimir un fluido menos volátil, y por lo tanto, revalorizar las calorías de este último. Este calor disponible a temperatura más alta, puede ser utilizado entonces para vaporizar oxígeno puro líquido bajo presión. Finalmente, en este caso, un ciclo térmico según el invento, permite recuperar en forma calorífica, al menos una parte del exceso de energía consumido para separar el aire en la doble columna 25.

15 Con respecto a una instalación clásica, el ciclo térmico según el invento, del tipo descrito más arriba, que produce el oxígeno gaseoso puro bajo presión, se economiza, en el plano de las inversiones, el cuerpo del tubo-compresor en el cual dicho oxígeno es usualmente comprimido, aumentando poco las inversiones complementarias necesarias (especialmente una columna de mezcla, una pequeña columna de argón y dos bombas). En el plano del consumo de energía, se obtiene, según el invento, una disminución del orden de 10 % sobre la energía específica de separación de oxígeno. Esto procede especialmente del hecho de
20 que la columna a baja presión funciona de manera más reversible: incluye alimentaciones suplementarias.

25 La instalación de separación de aire, representada en la figura 10, permite producir oxígeno puro, en parte en forma líquida. La producción frigorífica está
30

399 274

22 FEB 1972



asegurada igualmente por expansión de nitrógeno puro, de la presión de la columna inferior 24 a la presión atmosférica.

En funcionamiento, 1000 Nm³/h de aire, a una presión de 6,25 ata, se introducen y enfrían en el cambiador 22. Luego se introducen en el fondo de la columna a presión media 24. De esta columna, se extraen por el fondo 480 Nm³/h de una fracción enriquecida en oxígeno, que después de la depuración, enfriamiento sucesivamente en el cambiador 83 y el cambiador 84, y expansión a 1,3 ata en la válvula 85, se introduce en parte (180 Nm³/h), en la parte superior de la columna a baja presión 59. Se extrae igualmente de la columna 24, en estado líquido, una fracción de nitrógeno impuro (89,5 % de pureza), a razón de 240 Nm³/h, por el conducto 86, que después de enfriamiento en el cambiador 87, expansión en la válvula 88 a 1,3 ata, se introduce en la parte superior de la columna 59. Se extraen en la parte superior de la columna 24 aproximadamente 280 Nm³/h de nitrógeno ultra-puro, por el conducto 89, una parte del cual se recalienta al menos parcialmente, hasta -85° C, por paso por el cambiador 22, mediante el conducto 90, y otra parte del cual, que circula en el conducto 91, permanece a la misma temperatura. Dicha parte y dicha otra parte se reúnen, se expanden en la turbina 60, desde 6,25 ata a 1,35 ata, lo que reduce su temperatura desde -141° C a -180° C. El nitrógeno expandido es conducido luego por el conducto 92 hacia el cambiador 83, donde es recalentado, y luego hacia el cambiador 22, de donde es evacuado a temperatura ambiente, por el conducto 68.

Con el fin de recuperar al menos una parte de la energía consumida para separar el aire, en la instalación

11.2.72

399 274

22 F



de la figura 10, se utiliza un sistema térmico según el invento, que permite, por medio de la columna de mezcla 1 y de la zona de separación 2, comprimir un fluido menos volátil (fracción empobrecida en nitrógeno) por expansión de un fluido más volátil (fracción enriquecida en nitrógeno, idéntica al líquido rico extraído de la columna 24 y que es vaporizado.).

Para esto, se rectifica en una sección inferior de la columna 59, que comprende trece bandejas, el oxígeno obtenido en el fondo de la citada columna. Se obtiene así un fluido más volátil que penetra entonces en la sección 2 de separación, que comprende 25 bandejas. Se introducen en la parte superior de esta sección 2, por el conducto 52, aproximadamente 306 Nm³/h de una fracción ligera que comprende 37,9 % de nitrógeno, 1,9 % de argón, 60 % de oxígeno, y en un punto intermedio de dicha sección 2, por el conducto 54, aproximadamente 210 Nm³/h de otra fracción ligera que comprende 22,5 % de nitrógeno, 4,5 % de argón, 72,9 % de oxígeno. Se obtiene así, en la parte superior de la sección 2, un fluido más volátil, de composición parecida a la del líquido rico extraído de la columna 24, y en el fondo de dicha sección, una fracción pesada que comprende 0,1 % de nitrógeno, 7,4 % de argón, y 92,4 % de oxígeno, extraída de la columna 59 por el conducto 50, a razón de 256 Nm³/h.

Esta fracción pesada, a la cual se añade una fracción procedente de la columna 74 es recomprimida entonces en la bomba 51, a 1,8 ata e introducida a razón de 400 Nm³/h, en la parte superior de la columna de mezcla 1. En el fondo de esta misma columna, se introduce un fluido más

399 274



volátil, obtenido a partir del líquido rico extraído por el conducto 82 en el fondo de la columna 24, una parte del cual (300 Nm³/h) es expandida a 1,95 ata en la válvula 93, vaporizada en el cambiador 84, y conducida hacia la columna 1 por el conducto 17. El fluido más volátil así obtenido, comprende 59,6 % de nitrógeno, 1,3 % de argón y 39,0 % de oxígeno. Se obtiene así, en la parte superior de la columna 1, un fluido menos volátil, a -177° C, a 1,8 ata, que comprende 8 % de nitrógeno, 9,8 % de argón, 81,7 % de oxígeno. Este es evacuado entonces por el conducto 18, a razón de 184 Nm³/h condensado en el cambiador 94, expandido en la válvula 95 a la presión de la columna 59, e introducido en esta última entre la fracción pesada extraída 50 y la fracción ligera 54 introducida. Se obtienen igualmente dichas fracciones y otra fracción ligera, definidas más arriba, que después de la expansión, en las válvulas 53 y 55, respectivamente, son recirculadas en la sección de separación 2.

Una fracción gaseosa rica en argón, que comprende 0,1 % de nitrógeno, 9,8 % de argón y 90,1% de oxígeno, es extraída de la columna 59, a razón de 148 Nm³/h, e introducida en la columna auxiliar 74 por el conducto 75. El reflujo de esta columna está asegurado por condensación en el cambiador 84. Se extrae en la parte superior de la columna 74 una fracción gaseosa (4,3 Nm³/h) rica en argón, que es evacuada con los gases residuales de la instalación, por el conducto 96.

El nitrógeno sensiblemente puro extraído en la parte superior de la columna 59, es evacuado por el conducto 97 (523 Nm³/h), recalentado en el cambiador 87, recal-

399 274

22 FEB 1972



tado de nuevo, con la fracción del conducto 96, en el cambiador 83 y luego en el cambiador 20, por medio del conducto 98. Estos gases residuales son evacuados entonces, a temperatura ambiente, del cambiador 22, por el conducto 99.

En cuanto al oxígeno obtenido en el fondo de la columna 59, una parte es extraída de la instalación en forma líquida, otra parte en forma gaseosa. Para esto, 176 Nm³/h de oxígeno líquido, con 99,5 % de pureza, son extraídos por el conducto 100, expandidos por la válvula 101 desde 1,7 ata hasta cerca de la presión atmosférica, vaporizados en el cambiador 94, por cambio de calor con el fluido menos volátil en curso de condensación, que circula en el conducto 18 y procedente de la columna 1, y recalentados desde -181° C a la temperatura ambiente, en el cambiador 20, de donde son extraídos por el conducto 81. Por otra parte, 16 Nm³/h de oxígeno son extraídos en forma líquida, del fondo de la columna 59, por el conducto 102, y enfriados en el cambiador 87.

Los rendimientos de extracción son de 91,4 % para el oxígeno, 43,9,% para el argón y 35,8 % para el nitrógeno.

Por consiguiente, en el caso de la figura 10, un ciclo térmico según el invento permite recuperar al menos una parte de la energía consumida en la instalación, comprimiendo un fluido menos volátil apropiado, cuyo calor así revalorizado es utilizado para vaporizar una parte del oxígeno líquido obtenido en la columna a baja presión. De esto resulta que la parte de nitrógeno que aseguraba anteriormente, en el condensador-vaporizador de la doble colum-



na 25, la vaporización del oxígeno, puede ser entonces expandida en la turbina 60. Se hace, pues, posible, expandir un caudal de nitrógeno equivalente a 28 % del caudal de aire entrante. Este exceso de potencia frigorífica sirve entonces para obtener en forma líquida, por el conducto 102, aproximadamente 8 % del oxígeno producido. Finalmente, en este caso, el invento permite recuperar, en forma frigorífica, al menos una parte de la energía consumida en la instalación.

10 Según la figura 11, se utiliza un ciclo térmico según el invento, para producir energía en forma mecánica.

Se sabe que los ciclos térmicos ergógenos que trabajan por expansión de vapor de agua, exigen turbinas de expansión por condensación muy voluminosas y, por lo tanto, muy caras, debido a la poca presión al final de la expansión. Se ha tratado de mejorar estos ciclos añadiéndoles un ciclo térmico ergógeno auxiliar por expansión de amoníaco; del hecho, se hace entonces necesario disponer de dos turbinas, lo que influye considerablemente en el coste de la energía producida.

20 Un ciclo térmico según el invento, utilizado según la figura 11, permite paliar de manera particularmente armoniosa, ciertos inconvenientes de las técnicas conocidas.

25 Con respecto a la figura 1, una instalación productora de energía mecánica, incluye, además, un medio de expansión con trabajo exterior, o turbina 104, cuyas partes aguas arriba y aguas abajo están unidas, respectivamente, a la zona de mezcla 1 por el conducto 18, y a la zona de separación 2 por el conducto 15. La instalación incluye,

399 274

22 FEB 1972



además, un medio de compresión en estado líquido, o bomba 105, cuyas partes aguas arriba y aguas abajo están unidas, respectivamente, a la zona de separación 2 por el conducto 16, y a la zona de mezcla 1 por el conducto 17.

5 Según la figura 11, para producir energía mecánica, se expande, pues, en la turbina 104, una corriente de vapor de agua, desde una alta presión hasta una baja presión. Para obtener dicha corriente de alta presión, se vuelve a comprimir una parte del vapor, desde la baja presión hasta la alta presión, en una fase auxiliar de la instalación utilizando un ciclo térmico según el invento, y la parte restante en una etapa principal de la instalación que constituye el ciclo ergógeno por vapor de agua propiamente dicho.

10
15 En la etapa principal, una primera parte del vapor de agua a baja presión, derivada por el conducto 106, es condensada por paso por el cambiador 108, esta parte condensada es luego comprimida, en estado líquido, a la alta presión, en la bomba 109. Esta parte a alta presión es entonces vaporizada y sobrecalentada, por paso a un medio de calentamiento 110. El vapor así producido es luego devuelto hacia la turbina 104, por el conducto 111.

20
25 En la etapa auxiliar, la parte restante del vapor de agua, a baja presión, derivada por el conducto 15, es comprimida de nuevo a la alta presión, por expansión de amoníaco desde la alta presión hasta la baja presión, por medio de un ciclo térmico según el invento, en que el fluido menos volátil y el fluido más volátil están constituidos, respectivamente, por el agua y el amoníaco. Para esto, en esta etapa, el fluido menos volátil (agua) obtenido por



5 el conducto 18, expandido desde la alta hasta la baja presión en la turbina 104, es recirculado por el conducto 15 a la zona de separación 2; el fluido más volátil (amoniac) obtenido por el conducto 16, es comprimido en estado líquido, desde la baja presión hasta la alta presión, en la bomba 105, y luego recirculado por el conducto 17 a la zona de mezcla 1. Para comprimir en estado líquido el fluido más volátil recirculado, se condensa este último antes de su introducción en la bomba 105, a la baja presión, en el condensador 107, con un refrigerante externo (por ejemplo agua), y se vaporiza dicho fluido, después de su evacuación de la bomba 105, a la alta presión, al cambiador 108, por cambio de calor con el vapor de agua o fluido menos volátil, en curso de condensación, y que 15 circula en el conducto 106.

La figura 12 representa la instalación de refrigeración, que incluye un sistema térmico conforme al invento.

20 Esta instalación que permite producir frío, incluye una primera etapa de refrigeración, que permite proporcionar en un vaporizador 112, una energía frigorífica a un nivel caliente de temperatura, y una segunda etapa de refrigeración, que permite proporcionar una energía frigorífica a un nivel frío de temperaturas. Estas dos 25 etapas están asociadas térmicamente, como en un ciclo en cascada de Piolet, por medio del vaporizador-condensador 112. Finalmente, la instalación de refrigeración extrae frío en un condensador 114 a una temperatura caliente, y lo restituye en el vaporizador 113 a una temperatura fría.

30 La primera etapa está constituida por un sistema

399 274

22 FEB 1972



térmico según el invento, que incluye, además, una válvula de expansión 115 unida al vaporizador 112, estando unida la parte aguas arriba de la válvula 115 a la zona de mezcla 1, estando unida la parte aguas abajo del vaporizador 112 a la zona de separación 2.

En funcionamiento, en la primera etapa de refrigeración, se comprime un fluido menos volátil, que constituye el refrigerante de dicha etapa, que llega por el conducto 15, desde una baja presión hasta una alta presión, por expansión de un fluido más volátil, que llega por el conducto 17, desde una alta presión hasta una baja presión. Se condensa entonces el fluido menos volátil, que circula en el conducto 18, a la alta presión, en un condensador 114, por medio de un refrigerante externo. Luego se expande el fluido menos volátil condensado a la baja presión, en la válvula 115; se vaporiza este último, en el vaporizador 112, a una temperatura caliente. El fluido menos volátil vaporizado es comprimido entonces de nuevo a la alta presión, por el conducto 15, por expansión del fluido más volátil.

En la segunda etapa de refrigeración, cuyo fluido más volátil constituye el refrigerante, de manera clásica, se comprime, por el compresor 116, el fluido más volátil, a la alta presión. Se condensa dicho fluido comprimido por cambio de calor, en el vaporizador-condensador 112, con el fluido menos volátil en curso de condensación. Se expande en la válvula 117 dicho fluido condensado a la baja presión. Se vaporiza el fluido expandido en el vaporizador 113, para suministrar una energía frigorífica a una temperatura baja. Se vuelve a comprimir el fluido vapori-

399 274



14 JUN

zado en el compresor 116.

Con el fin de permitir comprimir de nuevo el fluido menos volátil en la primera etapa de refrigeración, se deriva, a la salida del compresor 116, por el conducto 17, una parte del fluido más volátil a alta presión, y el fluido menos volátil a baja presión obtenido, es recirculado por el conducto 16, a la entrada del compresor 116.

A título de ejemplo, el fluido menos volátil puede ser un hidrocarburo en C_4 y el fluido más volátil, un hidrocarburo en C_3 .

La presente solicitud que corresponde a la presentada en Francia el 1 de Febrero de 1971, con el número 7103262, se acoge a los beneficios del artículo 51 del vigente Estatuto sobre Propiedad Industrial.

REIVINDICACIONES

Los puntos de invención propia y nueva que se

399 274



presentan para que sean objeto de esta solicitud de Patente de Invención en España, por VEINTE años, son los que se recogen en las reivindicaciones siguientes:

5 1ª.- Perfeccionamientos introducidos en un procedimiento para comprimir un fluido menos volátil por expansión de un fluido más volátil, incluyendo el procedimiento al menos un ciclo térmico, caracterizados porque, durante dicho ciclo, se pone en equilibrio líquido-vapor, en contracorriente, en una zona de separación fraccionada que trabaja a al menos una baja presión, al menos el fluido menos volátil disponible en dicha zona de separación bajo dicha baja presión, con al menos una fracción ligera, a lo sumo tan volátil como el fluido más volátil, para obtener, bajo dicha baja presión, el fluido más volátil, y al menos una fracción pesada, por lo menos tan volátil como el fluido menos volátil, y porque después de la compresión de al menos dicha fracción pesada, desde dicha baja presión hasta al menos una alta presión, se pone en equilibrio líquido-vapor, en contracorriente, en una zona de mezcla fraccionada que trabaja a al menos dicha alta presión, al menos el fluido más volátil disponible en dicha zona de mezcla a dicha alta presión, con al menos dicha fracción pesada, para obtener, a dicha alta presión, al menos el fluido menos volátil.

10

15

20

25



399 274

14 JUN



5 2ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 1ª, caracterizados porque se obtiene, en la zona de mezcla fraccionada, al menos una fracción ligera a lo sumo tan volátil como el fluido más volátil, se expende al menos dicha fracción ligera desde una alta presión hasta una baja presión, para ponerla en equilibrio líquido-vapor, en contracorriente, en la zona de separación fraccionada, con al menos el fluido menos volátil.

10 3ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 1ª, caracterizados porque la zona de separación fraccionada comprende una sola columna de separación fraccionada a baja presión, y porque la zona de mezcla fraccionada comprende una sola columna de mezcla fraccionada a alta presión.

15 4ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con las reivindicaciones 2ª y 3ª, caracterizados porque una fracción ligera es extraída en el fondo de la columna de mezcla e introducida, después de la expansión desde la alta presión hasta la baja presión, en la parte superior de la columna de separación.

20 5ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 4ª, caracterizados porque al menos otra fracción ligera es extraída de una zona intermedia de la columna de mezcla e introducida, después de la expansión

10-6-74

- 43 -



399 274



desde la alta presión hasta la baja presión, en una zona intermedia de la columna de separación.

5 6ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 1ª, caracterizados porque se introduce en la zona de separación fraccionada el fluido menos volátil, al menos parcialmente en estado gaseoso, y la fracción ligera, al menos parcialmente en estado líquido, y porque se introduce en la zona de mezcla fraccionada el fluido más volátil, al menos parcialmente en estado gaseoso, y la fracción pesada, al menos parcialmente en estado líquido.

15 7ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 1ª, caracterizados porque se recalienta la fracción pesada, después de su compresión hasta dicha alta presión y antes de su introducción en la zona de mezcla, por cambio de calor, con al menos una fracción ligera, en curso de refrigeración, antes de su introducción en la zona de separación fraccionada.

20 8ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 1ª, según los cuales se efectúa una destilación fraccionada de una mezcla de al menos un constituyente pesado y de un constituyente ligero, en una zona de destilación que funciona a al menos una baja presión, y según los cuales el ciclo térmico permite recuperar al menos una parte de la energía térmica disipada para



399 2 / 4 14 JUN 1974



separar dicha mezcla, en forma de energía de compresión de un fluido menos volátil, por medio de la expansión de un fluido más volátil, caracterizados porque, estando integrada la zona de separación fraccionada del ciclo térmico en la zona de destilación, se efectúa el equilibrio líquido-vapor, en contracorriente de al menos el fluido menos volátil con al menos una fracción ligera, en dicha zona de destilación.

9ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 8ª, caracterizados porque se expande desde una alta presión hasta una baja presión un fluido más volátil que comprende el constituyente ligero y a lo sumo tan volátil como este último, para comprimir, desde una baja presión hasta una alta presión, un fluido menos volátil que comprende el constituyente pesado y al menos tan volátil como este último.

10ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 8ª, según los cuales se efectúa una destilación fraccionada del aire en al menos oxígeno y nitrógeno, en una zona de destilación que incluye al menos una columna de destilación a una baja presión y otra columna de destilación a una presión media, superior a la baja presión, caracterizados porque se efectúa el equilibrio líquido-vapor en contracorriente de al menos el fluido menos volátil con al menos una fracción ligera,

10-6-74

- 45 -



399 274



en al menos una sección de separación fraccionada de la columna a baja presión, que se extiende en al menos una parte de esta última.

5 11ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 10ª, caracterizados porque, estando situada la parte inferior de la sección de separación fraccionada en el fondo de la columna a baja presión, se obtiene al menos una parte del fluido menos volátil por vaporización del oxígeno líquido obtenido en el fondo
10 de la citada columna.

15 12ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 10ª, caracterizados porque, estando situada la parte inferior de la sección de separación fraccionada en una zona intermedia de la columna a baja presión, se obtiene al menos una parte del fluido menos
20 volátil, por rectificación del oxígeno líquido obtenido en el fondo de dicha columna, en al menos una sección inferior de esta última, situada debajo de la sección de separación fraccionada.

25 13ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 10ª, caracterizados porque se introduce aire, como fluido más volátil, en la zona de mezcla fraccionada.

30 14ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 10ª, caracterizados porque se obtiene



399 274

14 J



al menos una parte del fluido más volátil, introducido en la zona de mezcla fraccionada, por vaporización de la fracción enriquecida en oxígeno, obtenida en el fondo de la columna a la presión media.

5 15ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 10ª, caracterizados porque, estando situada la parte superior de la sección de separación fraccionada en una zona intermedia de la columna a baja presión, se rectifica el fluido más volátil, procedente
10 de la sección de separación fraccionada, en al menos una sección superior de dicha columna, situada encima de dicha sección de separación fraccionada.

15 16ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 10ª, caracterizados porque la zona de mezcla fraccionada incluye una sola columna de mezcla que trabaja a una alta presión superior a la baja presión.

20 17ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 16ª, caracterizados porque la alta presión es igual a la presión media.

 18ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 16ª, caracterizados porque la alta presión está comprendida entre la baja presión y la presión media. ,

25 19ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con las

10-6-74

- 47 -



399 274



reivindicaciones 10ª, 11ª, 13ª, 15ª, 16ª y 17ª, según los cuales el oxígeno separado del aire, por destilación fraccionada, es obtenido bajo presión, caracterizados porque dicho oxígeno constituye el fluido menos volátil a la presión media.

5

20ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con las reivindicaciones 10ª, 12ª, 13ª, 15ª, 16ª y 17ª, según los cuales el oxígeno separado del aire, por destilación fraccionada, es producido bajo presión, caracterizados porque después de la compresión del oxígeno líquido obtenido en el fondo de la columna a baja presión, dicho oxígeno líquido es al menos parcialmente vaporizado por cambio de calor con el fluido menos volátil obtenido a presión media.

10

21ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con las reivindicaciones 10ª, 12ª, 14ª, 15ª, 16ª, 17ª y 18ª, según los cuales se produce el oxígeno separado del aire por destilación fraccionada, al menos en parte en forma líquida, caracterizados porque se vaporiza al menos una parte del oxígeno líquido, obtenido en el fondo de la columna a baja presión, por cambio de calor con el fluido menos volátil obtenido a una presión comprendida entre la presión baja y la media.

15

20

22ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 1ª, según los cuales se produce energía

25





399 274

5 mecánica por expansión con trabajo exterior del fluido menos volátil en estado gaseoso, comprimido por expansión del fluido más volátil, mediante el ciclo térmico, caracterizados porque se expande, con producción de energía mecánica, el fluido menos volátil, desde una alta presión hasta una baja presión, y se recircula el fluido expandido en la zona de separación fraccionada y porque se comprime el fluido más volátil, desde una baja presión hasta una alta presión, 10 y se recircula dicho fluido comprimido en la zona de mezcla fraccionada.

15 23ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 22ª, según los cuales se comprime el fluido más volátil en estado líquido, caracterizados porque se vaporiza el fluido más volátil, bajo dicha alta presión, por cambio de calor con el fluido menos volátil, bajo dicha baja presión, en curso de condensación.

20 24ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 23ª, caracterizados porque se condensa el fluido más volátil, bajo dicha baja presión, por cambio de calor con un refrigerante externo.

25 25ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 22ª, caracterizados porque, para comprimir en estado líquido el fluido más volátil recir-



399 274



culado, se condensa el fluido más volátil a una baja presión y se vaporiza el fluido más volátil a una alta presión.

5 26ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 22ª, según los cuales se produce energía mecánica por expansión con trabajo exterior de vapor de agua, desde una alta presión hasta una baja presión, caracterizados porque mediante el ciclo térmico, se vuelve a comprimir al menos una parte del
10 vapor de agua, desde la baja presión hasta la alta presión, por expansión de amoniaco desde la alta presión hasta la baja presión, y se expande al menos dicha parte nuevamente comprimida, desde la alta presión hasta la baja presión.

15 27ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con las reivindicaciones 25ª y 26ª, caracterizados porque se condensa el amoniaco por medio de un refrigerante externo y se vaporiza el amoniaco por cambio de calor con el vapor de agua en curso de condensaciones.

20 28ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 1ª, según los cuales el procedimiento incluye al menos una etapa de refrigeración, en la cual se expande un refrigerante condensado, desde una alta presión hasta una baja presión, y se vaporiza el
25 refrigerante expandido para proporcionar dicho enfria-



399 274



miento, caracterizados porque por medio del ciclo
térnico, se vuelve a comprimir a dicha alta presión
el refrigerante vaporizado, por expansión de un flui-
do más volátil que dicho refrigerante, desde dicha
5 alta presión hasta dicha baja presión.

29ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la
reivindicación 28ª, según los cuales el procedimiento
incluye al menos otra etapa de enfriamiento, en la
cual se expande otro refrigerante condensado, desde
10 una alta presión hasta una baja presión, y se vaporiza
dicho otro refrigerante expandido para proporcionar
dicha refrigeración, caracterizados porque, consti-
tuyendo dicho otro refrigerante el fluido más volá-
til, se introduce al menos una parte de dicho otro
15 refrigerante, en forma gaseosa, a dicha alta presión,
en la zona de mezcla fraccionada, se extrae dicha parte,
en forma gaseosa, a dicha baja presión, de la zona
de separación fraccionada, y se vuelve a comprimir
al menos dicha parte hasta dicha alta presión.

20 30ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la
reivindicación 29ª, según los cuales se condensa el
otro refrigerante, a dicha alta presión, por cambio
de calor con el refrigerante, a dicha baja presión,
en curso de vaporización.

25 31ª.- Perfeccionamientos introducidos en



399 274



una instalación para comprimir un fluido menos volátil por expansión de un fluido más volátil, incluyendo la instalación al menos un sistema térmico, caracterizados porque dicho sistema térmico comprende una
5 zona de separación fraccionada que trabaja a al menos una baja presión, y una zona de mezcla fraccionada que trabaja a al menos una alta presión, comprendiendo dichas dos zonas medios de puesta en equilibrio líquido-vapor, especialmente bandejas, al menos un
10 conducto que une la zona de separación a la zona de mezcla, sobre el cual está dispuesto un medio de compresión, y al menos otro conducto que une la zona de mezcla a la zona de separación, sobre el cual está dispuesto un medio de expansión.

15 32ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 31ª, según los cuales la instalación permite efectuar una destilación fraccionada de una mezcla e incluye una zona de destilación que trabaja a al menos una baja presión, caracterizados porque
20 la zona de separación fraccionada está integrada en la zona de destilación.

25 33ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 32ª, según los cuales la instalación permite efectuar una destilación fraccionada del aire e incluye al menos una columna de destilación





a una baja presión y otra columna de destilación a una presión media, superior a la baja presión, caracterizados porque la zona de separación fraccionada está integrada en la columna a baja presión.

5 34ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 31ª, según los cuales la instalación permite producir energía mecánica e incluye al menos un medio de expansión con trabajo exterior, caracterizados porque las partes aguas arriba y aguas abajo del medio de expansión están unidas, respectivamente, a la zona de mezcla y a la zona de separación.

10
15 35ª.- Perfeccionamientos de acuerdo con la reivindicación 31ª, según los cuales la instalación permite producir frío e incluye al menos una etapa de refrigeración que comprende por lo menos una válvula de expansión unida a al menos un vaporizador, caracterizados porque la parte aguas arriba de la válvula de expansión está unida a la zona de mezcla y la parte aguas abajo del vaporizador a la zona de separación.

20 36ª.- Perfeccionamientos introducidos en un procedimiento y una instalación para comprimir un fluido menos volátil por expansión de un fluido más volátil.

25 Tal y como se ha descrito en la Memoria que



399 274



14

antecede, representado en los dibujos que se acompañan y para los fines que se han especificado.

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

5

Madrid,

14 JUN. 1974

P.A.

Alfonso de Larrea
For [illegible]

10

10-6-74

- 54 -

MFM

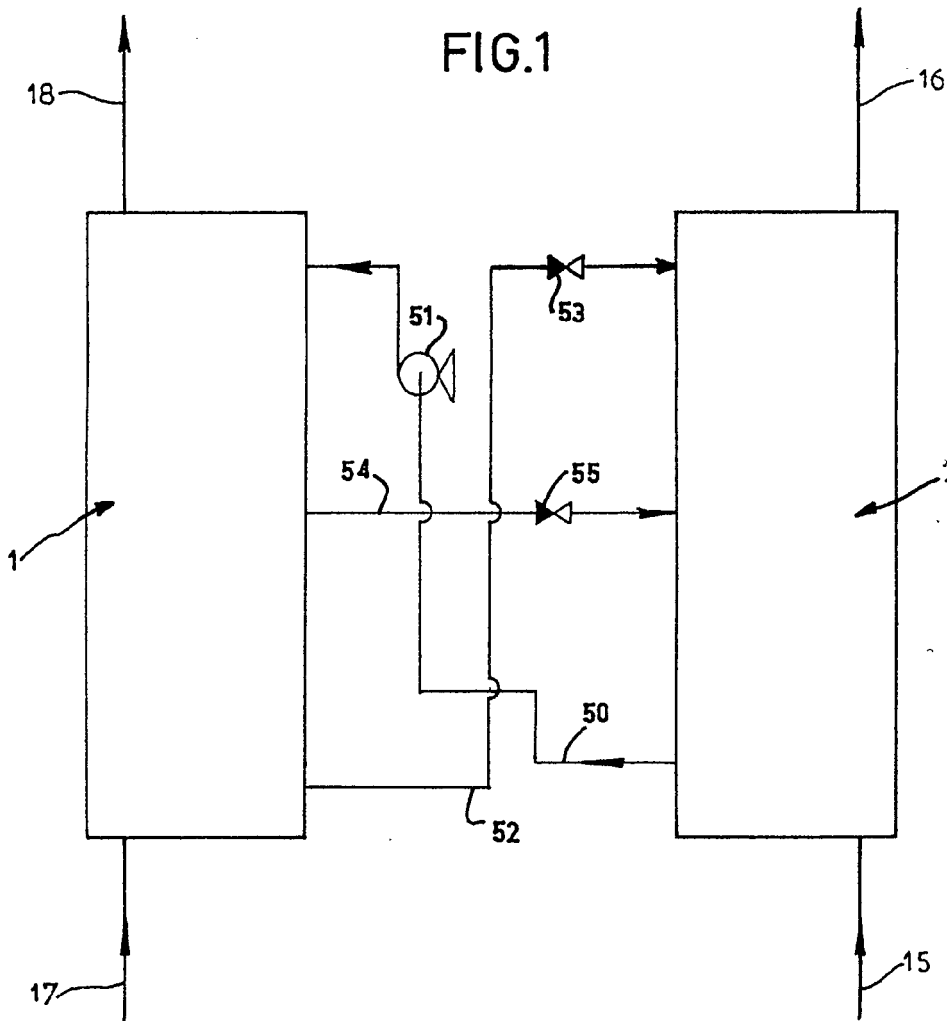


399 274

22 FEB 1908



FIG.1



Alberto Le Lignier
Les Bouches

399 274

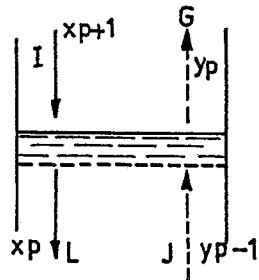


FIG. 2

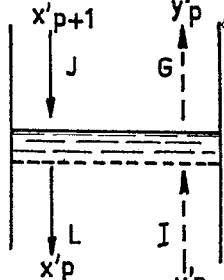


FIG. 3

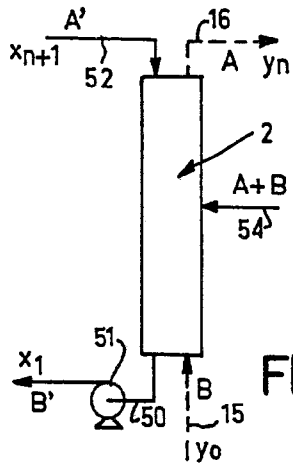


FIG. 4

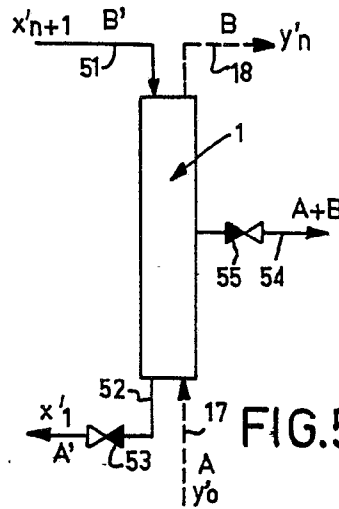


FIG. 5

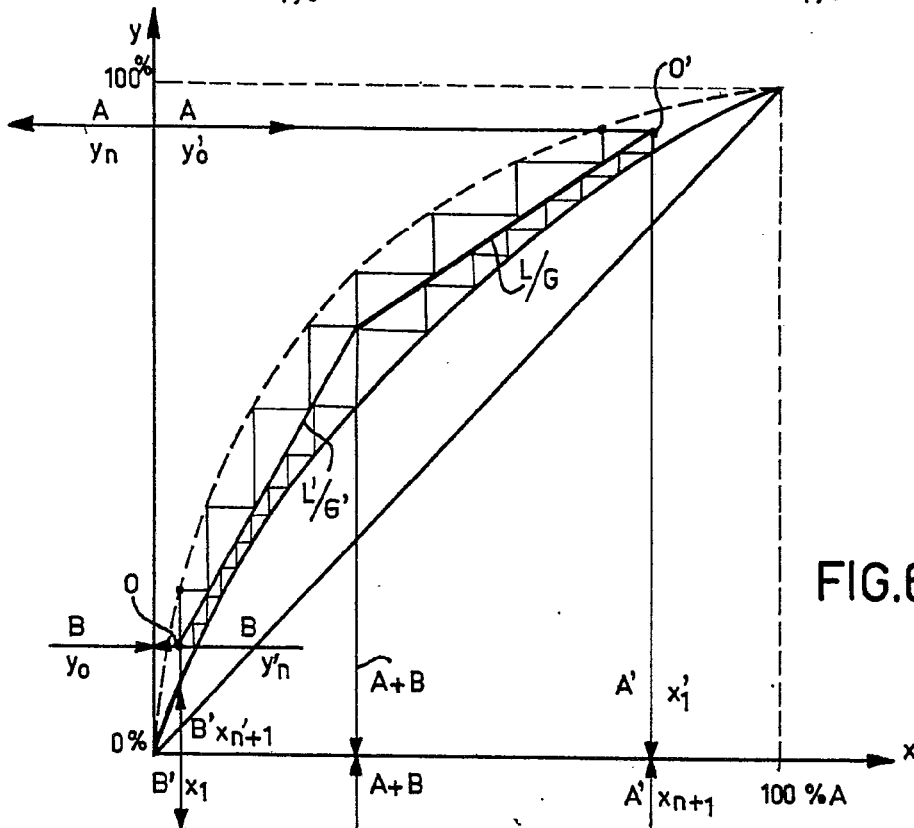


FIG. 6

Alberto de...
 [Signature]

399 274

22 FEB 1912

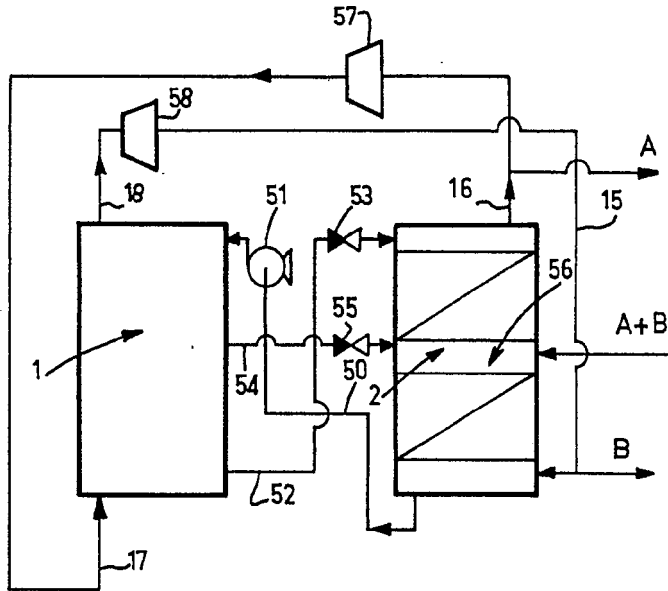


FIG. 7

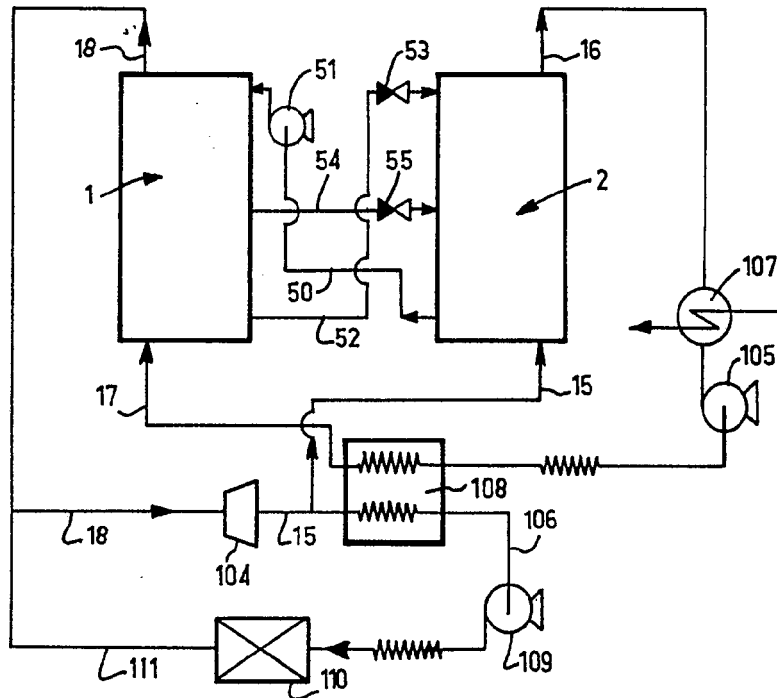


FIG. 11

Alberto...
Per. 10/10/11

399 274

399 274

22 FEB 1934

L. 9869

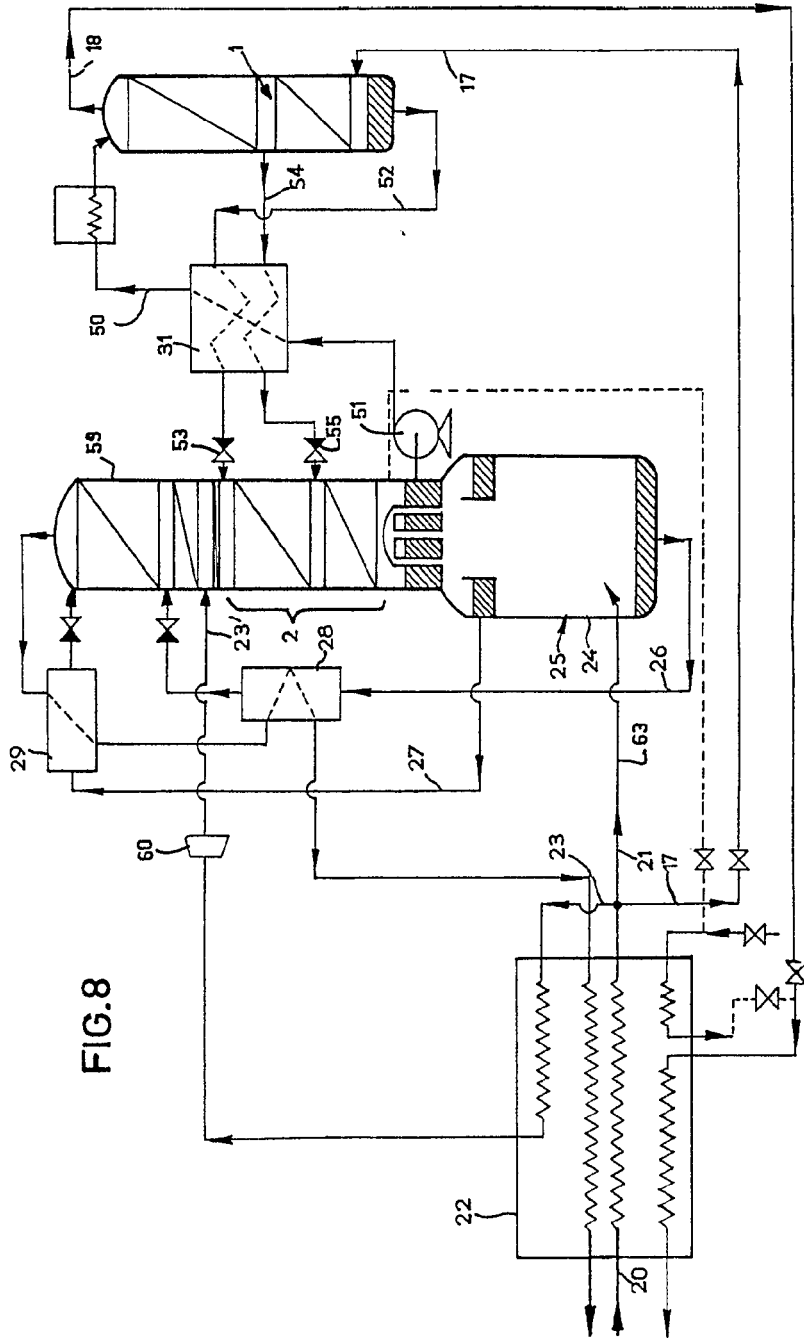
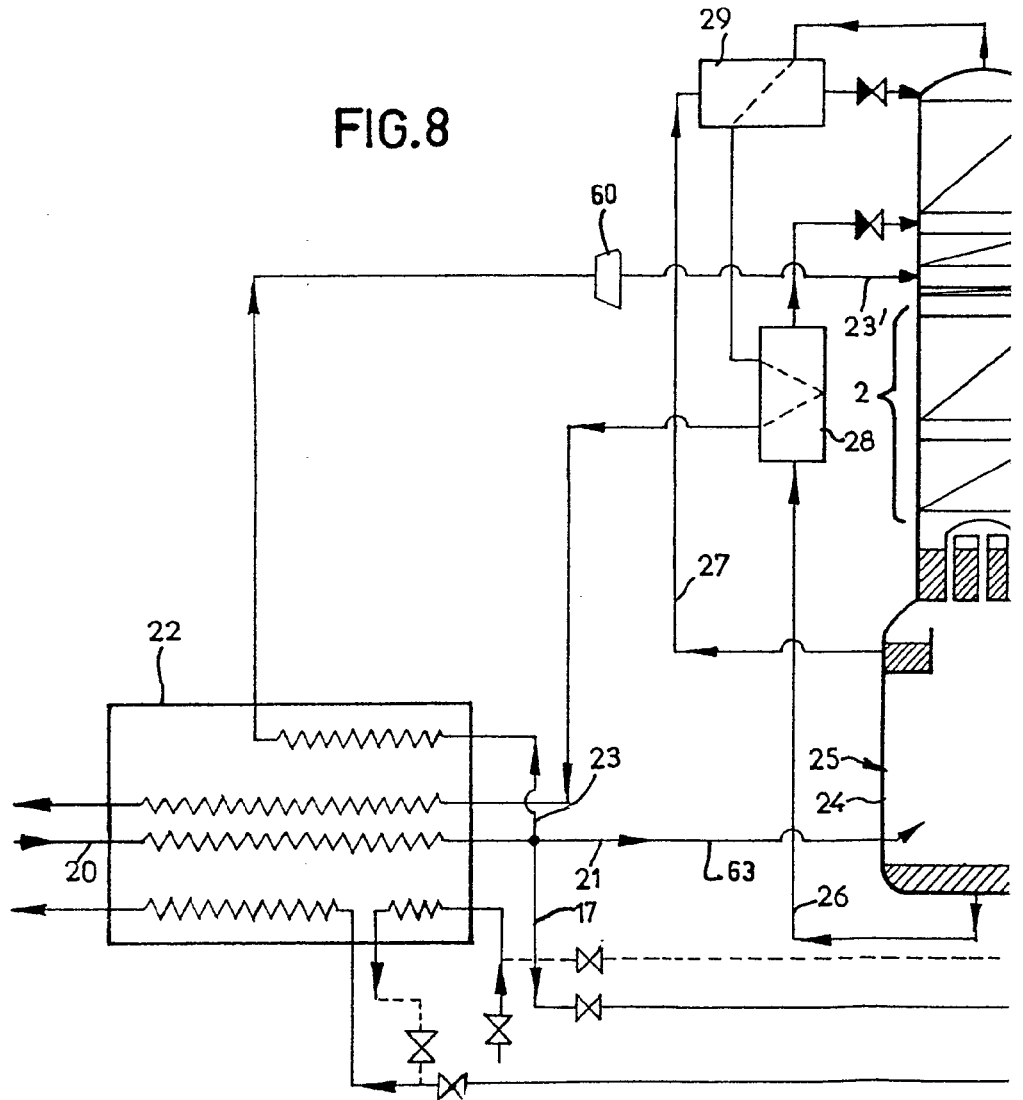


FIG. 8

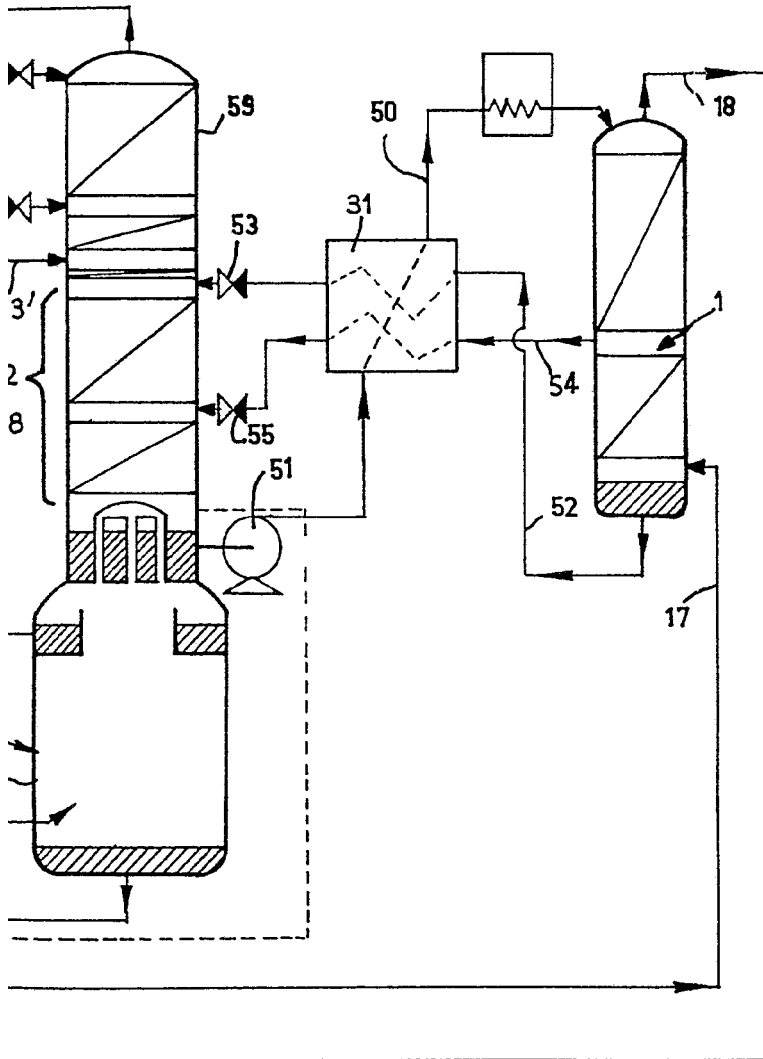
393 274

FIG.8



399 274

22 FEB 1972



[Handwritten signature]

399 274

399 274

22 F

F. 9498



SECRET

Handwritten signature or name.

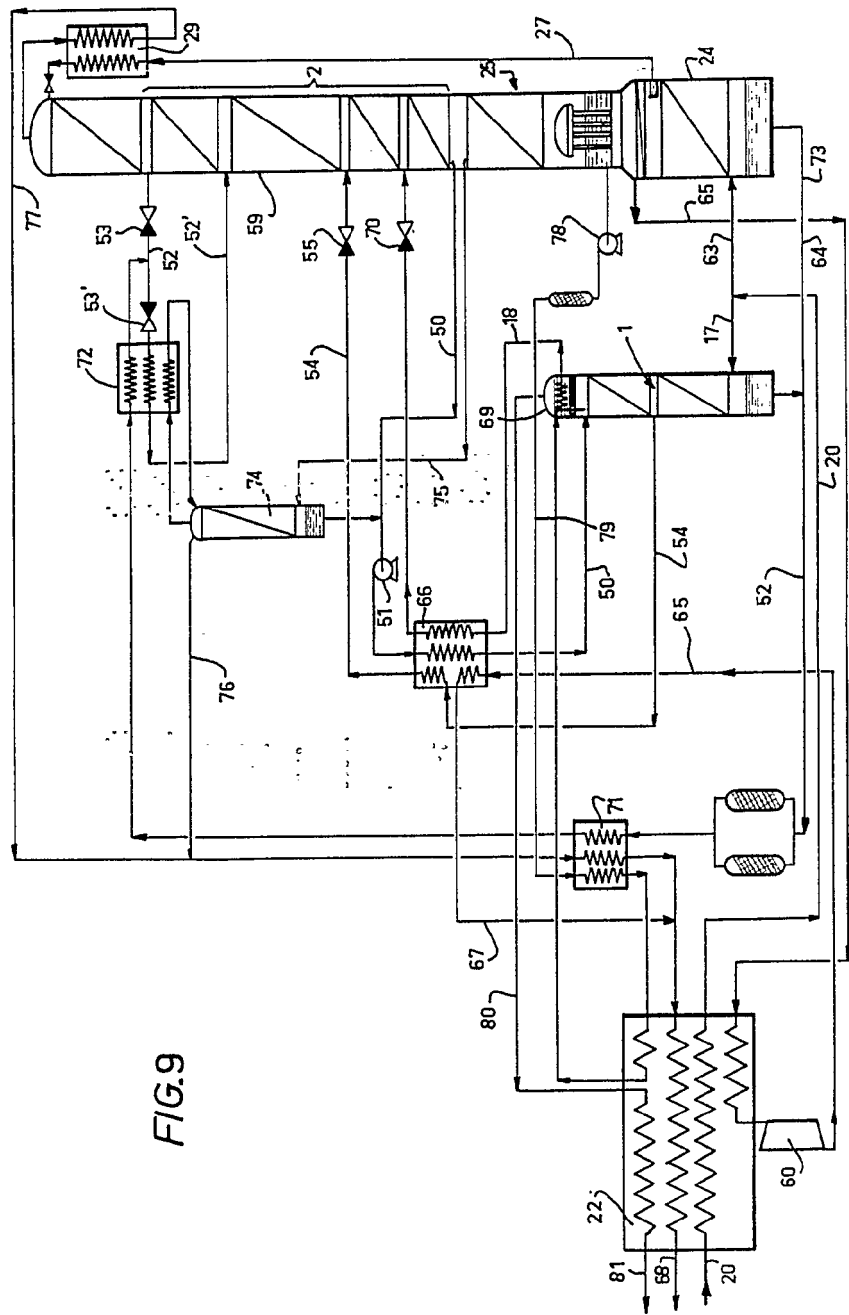
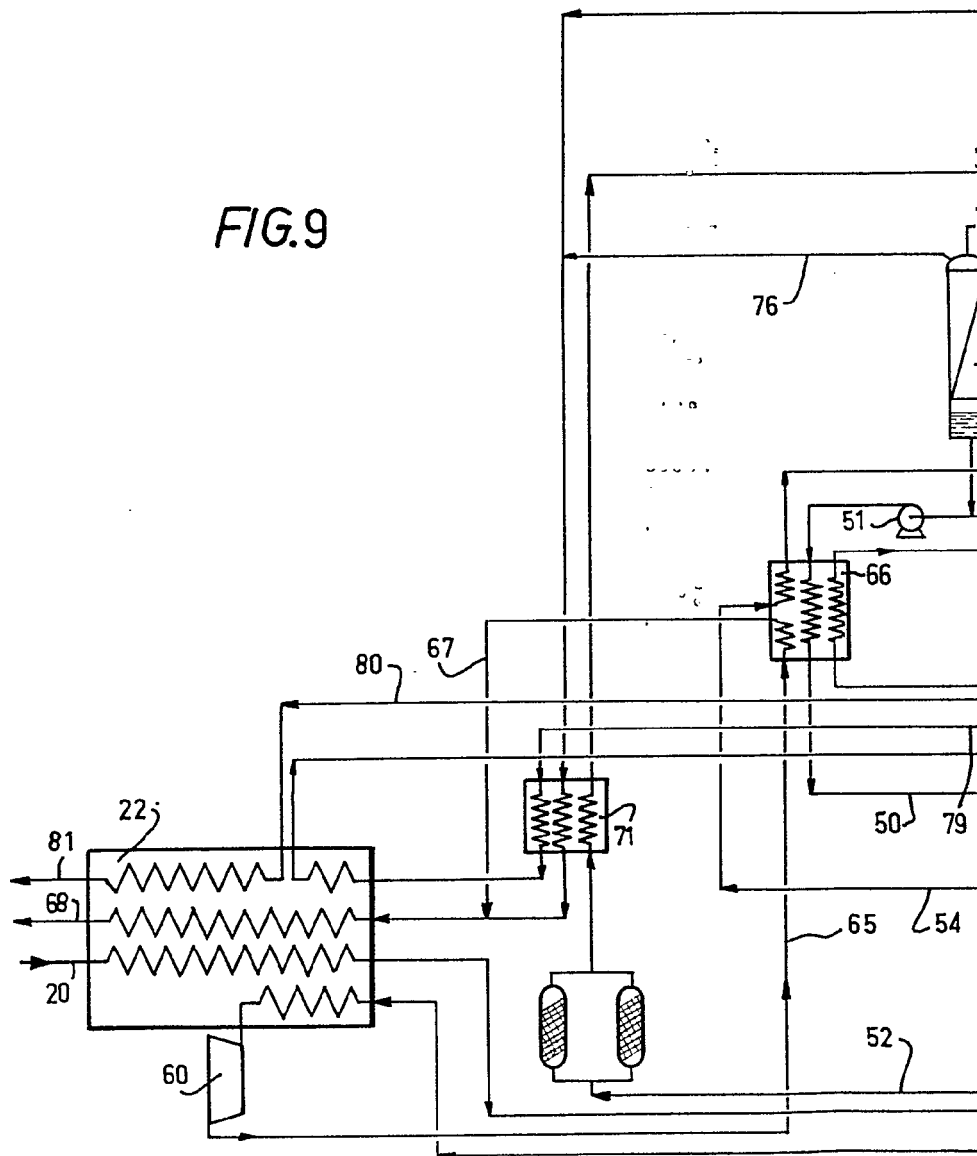


FIG. 9

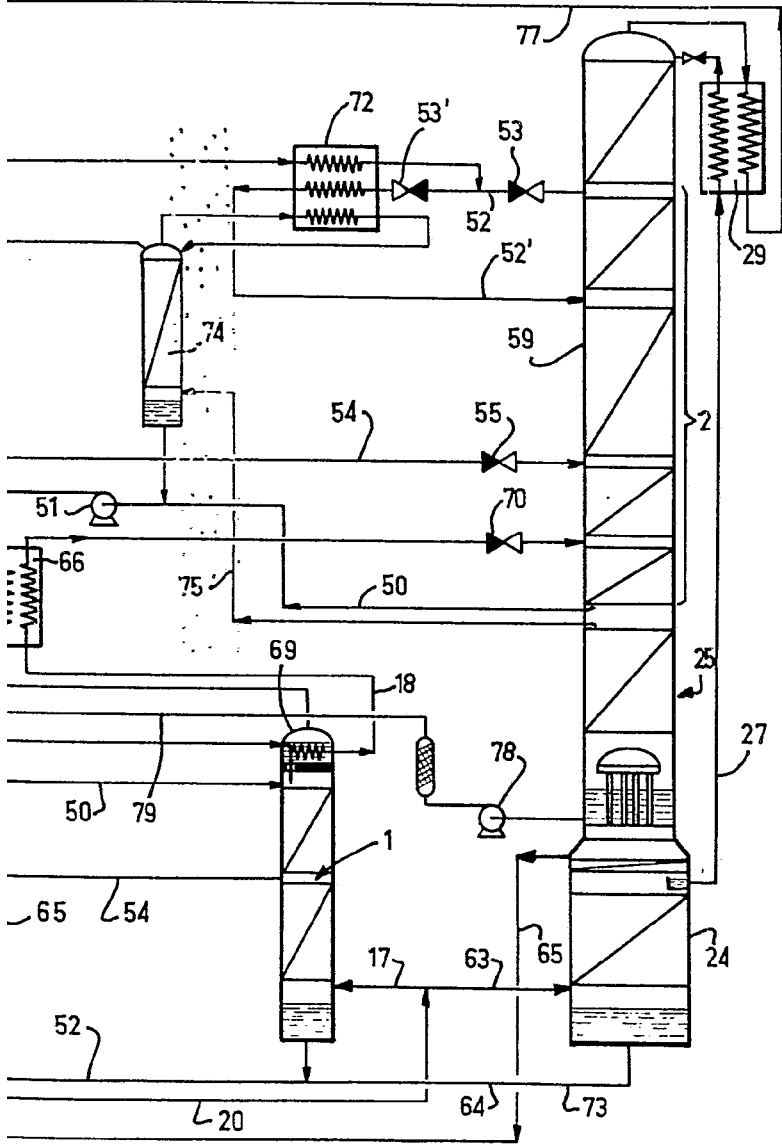
399 274

FIG.9



399 274

22 FEB 1972



Arthur
6-1-64

399274

399274

22/12/1924

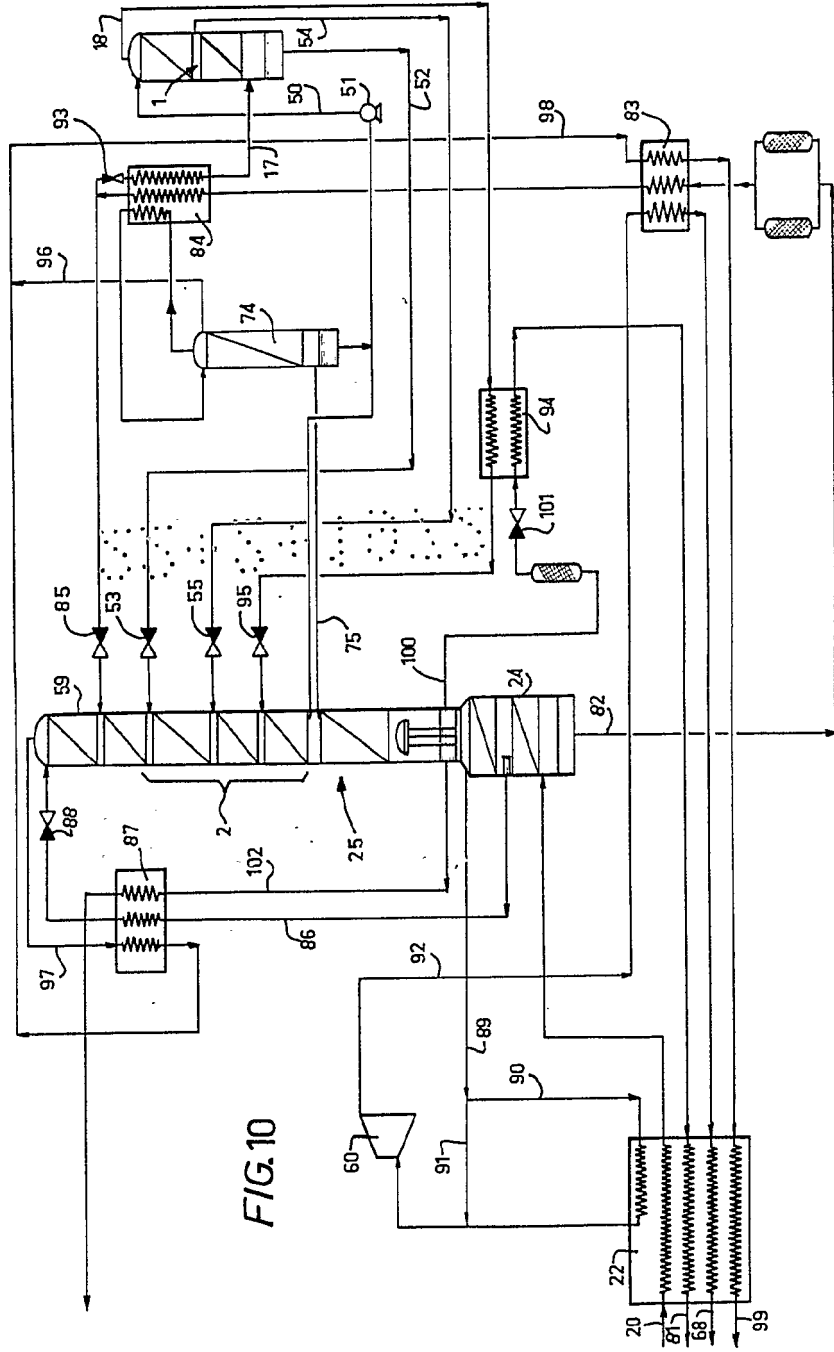
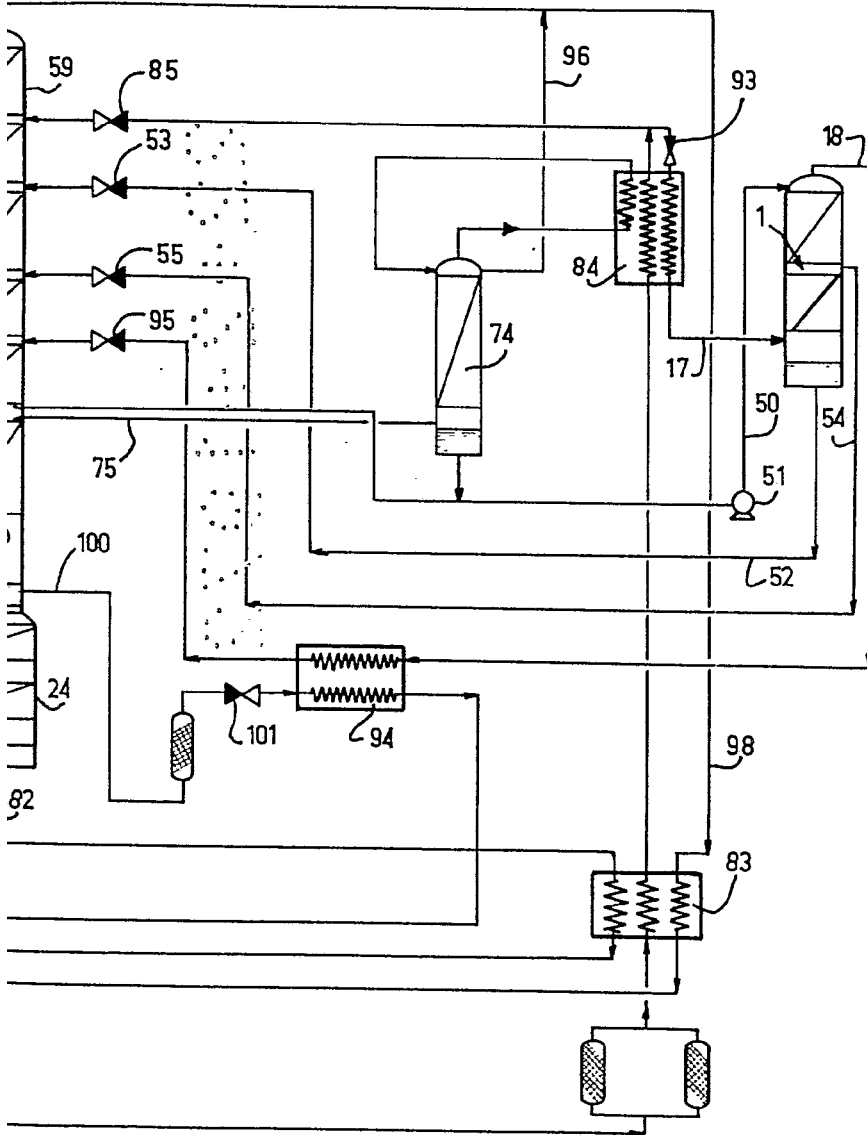


FIG. 10

Albert G. Claude

399 274



Alberto de Eizoburu

