

P. 55.820:-

L-7825-K



420110

MEMORIA DESCRIPTIVA

para solicitar PATENTE DE INTRODUCCION por 10 años

a nombre de UNION CARBIDE CORPORATION

entidad norteamericana

Int. Cl.²: F25J

establecida en 270 Park Avenue, Nueva York, Nueva York,
Estados Unidos de América

por-: "UN PROCEDIMIENTO MEJORADO PARA LA SEPARACION CRIOGENICA DE AIRE EN POR LO MENOS UN PRODUCTO LIQUIDO Y POR LO MENOS UN PRODUCTO GASEOSO" (Clase Internacional F25f)

20.10.73



425

Esta invención se refiere a la separación criogénica de aire y, más particularmente se refiere a un proceso para la separación de aire a baja temperatura a uno o más productos líquidos y, opcionalmente, uno o más productos gaseosos.

5

Para la producción de productos líquidos, tanto las plantas de presión y sus licuadores independientes asociados, como las plantas de alta presión, tienen limitaciones bien reconocidas. Las plantas de baja presión con licuadores tienen una eficiencia termodinámica pobre y requieren de equipo complejo y costoso. Las plantas de alta presión, que necesariamente requieren compresores de movimiento recíproco y expansores en lugar de turbinas, están restringidos por el elevado costo y generalmente una confiabilidad mecánica pobre. Además, los compresores y expansores de movimiento recíproco usualmente no carecen de aceite y, de tal manera se obtiene por resultado un procesamiento criogénico costoso y difícil. Quizás más importantemente, las presiones elevadas de 140,61 a 175,76 kilogramos por centímetro cuadrado manométricos, en el intercambiador de calor de alimentación de una planta de separación a alta presión, requieren intercambiadores de calor del tipo de coraza y tubo, para trabajo pesado, en lugar de los intercambiadores de placa y aleta menos costosos y más pequeños, permisibles en las plantas a baja presión.

10

15

20

25



La posibilidad de un compromiso de presión media entre una planta de alta presión y una planta de baja presión, es una respuesta no adecuada para el problema de producir un producto de oxígeno o nitrógeno líquidos. La dilatación del aire comprimido desde una presión intermedia, por ejemplo, de 8,43 a 49,21 kilogramos por centímetro cuadrado, hasta la presión nominalmente de 5,62 kilogramos por centímetro cuadrado manométricos de la columna inferior, es mecánicamente difícil y termodinámicamente ineficiente. No solamente disminuye la eficiencia de la turbina de dilatación con las relaciones más elevadas de presión de entrada-salida, sino que en el caso de que una porción del aire se licúe, en la turbina de dilatación, invariablemente habrá una disminución en la eficiencia termodinámica también.

Al intentar evitar estas dificultades elevando la presión de la columna menor para reducir la caída de presión a través de la turbina de dilatación, se enfrentan otros problemas: paredes de columna más gruesas, una disminución en la volatilidad relativa entre el oxígeno y el nitrógeno, eficiencia reducida de la destilación y, de tal manera, más placas o bandejas en columnas más delgadas. Enfrentándose a estas dificultades, no es sorprendente que la mayoría, sino todas, las plantas modernas para separación de aire, sean del tipo de baja presión o

2010



del tipo de alta presión. En realidad, las configura-
ciones económicas de inversión y costos de operación ge-
neralmente han conducido a la conclusión de que los com-
presores y la compresión representan el costo principal
5 en el costo de separación de aire y, por esta razón, la
mayoría de las plantas de separación son plantas de baja
presión.

Consecuentemente, es un objeto primario de la in-
vención proporcionar un proceso de separación de aire
10 mejorado capaz de producir uno o más productos líquidos,
y opcionalmente uno o más productos gaseosos, en una mez-
cla de producto líquido-variable, sin que requiera de los
licuadores independientes necesarios para producir líqui-
dos en un proceso de separación de aire a baja presión
15 convencional, y sin experimentar las ineficiencias mecá-
nicas y de operación de los procesos convencionales a al-
ta presión, el cual proceso mejorado incorpora inversión
y costos de operación reducidos, en comparación con los
procesos del arte anterior.

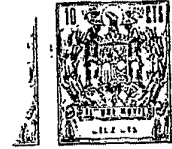
20 La presente invención proporciona un proceso pa-
ra la separación criogénica de aire mediante la destila-
ción fraccional a alta presión, y después a baja presión,
en donde el aire comprimido se limpia previamente de los
contaminantes atmosféricos antes del enfriamiento criogé-
25 nico, se enfría mediante intercambio térmico con corrien-



tes frías procedentes del proceso y trabajo, se dilata a una presión menor para proporcionar una alimentación gaseosa fría a la destilación, caracterizado porque se comprime el aire a una presión principal de 8,43 a 49,21 kilogramos por centímetro cuadrado manométricos, que es más elevada que la destilación a alta presión; se enfría y se dilata con trabajo una primera porción menor que comprende de 1 a 20% del aire, a una presión por debajo de la destilación a alta presión y se recupera la refrigeración del gas frío resultante a baja presión para el proceso; se enfría y se licúa una segunda porción menor que comprende de 1 a 20% del aire comprimido a la presión principal, para formar aire líquido y destilar el aire líquido, con la refrigeración para la licuefacción estando provista por las corrientes frías que se calientan de esta manera parcialmente; enfriar parcialmente la porción principal del aire comprimido mediante las corrientes frías parcialmente calentadas, y dilatar con trabajo la porción principal parcialmente enfriada a la presión de la destilación a alta presión, de manera que el fluido frío dilatado sea completamente gaseoso, y hacer fluir por lo menos parte del gas frío resultante a la destilación a alta presión.

Mediante esta separación del aire a la columna, a una porción principal dilatada con trabajo, y a una

20.10.73



porción menor licuada; la dilatación con trabajo se efectúa desde una corriente mantenida a un sobrecalentamiento tan elevado como sea posible, de manera que produzca eficientemente la refrigeración de la turbina principal. Inversamente, licuando una porción menor del aire que entra, es decir, menos de la mitad ventajosamente entre uno por ciento y alrededor de veinte por ciento más o menos, y de preferencia alrededor de 2 a 15 por ciento, condensando la porción contra las corrientes de producto de regreso, se recupera una porción principal de refrigeración de estas corrientes, y se transfiere nuevamente a la columna de destilación. Dicho de otra manera, separando el aire alimentado a la columna a una porción gaseosa principal dilatada con trabajo y una porción menor licuada, la turbina principal está en condiciones de operar a una temperatura de entrada mayor, termodinámicamente más eficiente, de lo que sería si todo el aire de la planta se pasara a través de la turbina, mientras que la porción menor licuada se utiliza para recuperar más refrigeración de las corrientes de desperdicio y de producto que salen de las columnas.

Otra porción menor del aire de entrada también ventajosamente está en la escala de alrededor de 1% a alrededor de 20%, de preferencia de 2 a 15%, de aire de planta comprimido y enfriado que se dilata con trabajo se



10000

paradamente a través de una segunda turbina. Esto proporciona refrigeración adicional para el proceso. Esta porción menor puede derivarse ya sea de una porción recalentada de la descarga de la turbina principal, o como
5 una purga lateral procedente del intercambiador de calor de alimentación. En el primer caso, el sistema se conoce aquí como "ciclo en serie", ya que las dos turbinas están dispuestas en serie, mientras que en el último caso el ciclo se denomina algunas veces "ciclo en paralelo" ya que
10 las turbinas están en paralelo.

En una modalidad de la invención, la descarga de la segunda turbina se regresa al intercambiador de calor de alimentación, en donde se proporciona refrigeración adicional, en cuyo caso la turbina se conoce como una turbina de aire en exceso, ya que este aire no es transmitido a las columnas de destilación de la planta. Alternativamente, la descarga se alimenta a la columna de destilación superior o de baja presión, para su resctificación.
15 Aunque se discutirán aquí modalidades ilustrativas específicas, en donde se usa el ciclo en serie para proporcionar aire en exceso, y en donde se usa el ciclo en paralelo para proporcionar aire a la columna superior, es evidente que el ciclo en serie pueda proporcionar aire a la columna superior y que el ciclo en paralelo proporciona
20 aire en exceso. La selección entre estas alternativas de-
25



pende, primariamente, de la mezcla de productos esperado, es decir, del requisito esperado para el oxígeno, nitrógeno y/o argón líquidos, y para sus contrapartes gaseosas, así como de los requisitos de pureza para cada corriente.

5 La Figura 1 ilustra esquemáticamente un diagrama de flujo de una modalidad "de ciclo en serie" de la invención, en donde las turbinas están dispuestas en serie y en donde la segunda turbina, o turbina de aire en exceso descarga nuevamente a través del intercambiador de calor de alimentación principal.

10 La figura 2 ilustra esquemáticamente un diagrama de flujo de una modalidad de "ciclo en paralelo", en donde las turbinas están dispuestas en paralelo, la segunda turbina o de columna superior, descargando a la columna de destilación fraccional de baja presión de la planta.

15 En la modalidad ilustrada en la figura 1, se muestra un proceso para la separación criogénica de aire a nitrógeno líquido, oxígeno líquido y nitrógeno gaseoso. Con base en cada 28,310 litros por hora de aire a NTP (21,1°C, 1,22 kilogramos por centímetro cuadrado absolutos), tratados, este proceso puede producir un producto en la forma de 2.151,5 litros por hora equivalentes de nitrógeno líquido, 2.462,9 litros por hora equivalente de oxígeno líquido y 6.596,2 litros por hora de nitrógeno

420110



gaseoso.

5 El aire de entrada se seca y se limpia previamente de contaminantes atmosféricos, tales como dióxido de carbono y acetileno antes de su introducción a través del conducto 30 para el enfriamiento criogénico. La limpieza previa, por ejemplo, puede obtenerse mediante adsorbentes selectivos de tipo, de tamiz molecular, tales como zeolita A o zeolita X.

10 La refrigeración para sostener el proceso y generar los requisitos de productos de oxígeno y nitrógeno líquidos, se proporciona mediante dos turbinas de dilatación por trabajo, o sea la turbina principal 11 y la turbina de aire en exceso 12. La turbina principal 11 dilata una porción principal de la corriente de aire de planta principal, admitida mediante el conducto 30, desde la
15 presión superior de planta de alrededor de 43,23 kilogramos por centímetro cuadrado a aproximadamente 5,62 kilogramos por centímetros cuadrados absolutos de presión en la columna inferior 32. La porción principal de la salida de la turbina principal 11 se alimenta a través de un
20 conducto 34 a la columna de alta presión 32, como vapor, a una temperatura cercana a la de saturación, mientras que la porción restante no requerida para rectificación se recalienta en el intercambiador de calor de alimentación 14, y proporciona refrigeración adicional trabaján-
25

20.10.73



20410

dola por dilatación a través de la turbina de aire en ex-
ceso 12, a una presión adecuada para la regeneración de
los lechos absorbedores descritos anteriormente. Puesto
que las turbinas de dilatación 11 y 12 se emplean en se-
rie, el proceso de la figura 1 puede denominarse un "ci-
clo en serie".

La refrigeración requerida para operar las colum-
nas 31, 32 y para extraer la producción líquida, se sumi-
nistra inicialmente a la corriente de aire de entrada del
conducto 30 mediante el intercambiador primario o del ca-
lor de alimentación 14. Aquí el aire se refrigera mediante
varias corrientes, incluyendo el aire obtenido en exceso
de la turbina de aire en exceso 12, y suministrado a tra-
vés del conducto 35, el nitrógeno gaseoso producto suminis-
trado mediante el conducto 36, y una corriente de desper-
dicio, predominantemente de nitrógeno, suministrada a tra-
vés del conducto 38.

En el sistema de la Figura 1, el aire de alimenta-
ción de entrada en el conducto 30 entra a una presión de
alrededor de 43,23 kilogramos por centímetro cuadrado ab-
solutos, y una temperatura de alrededor de 32,2°C. En el
primer paso 39 del intercambiador de calor, el aire de en-
trada intercambia el calor con tres corrientes a contracor-
riente, o sea el aire en exceso suministrado mediante el
conducto 35 a una temperatura de alrededor de 110°K., el



desperdicio suministrado mediante el conducto 38 a una temperatura de alrededor de 96°K., y el nitrógeno gaseoso producto suministrado mediante el conducto 36, a una temperatura de alrededor de 95°K.

5 El aire en exceso se descarga desde el intercambiador de calor de alimentación 14, mediante el conducto 29 a una presión de alrededor de 2,81 kilogramos por centímetros cuadrados absolutos. La corriente de desperdicio, admitida al intercambiador de calor 14 mediante el conducto 38, se descarga a la salida de descarga mediante el conducto 40, a una presión de salida de intercambiador de 1,13 kilogramos por centímetro cuadrado absolutos. El nitrógeno producto que sale del intercambiador de calor de alimentación 14, mediante el conducto 41, se envía a un compresor de producto, no mostrado, a una presión de entrada de alrededor de 5,27 a 5,62 kilogramos por centímetros cuadrados absolutos.

15 Saliendo del primero paso 39 del intercambiador de calor, el aire y la alimentación se extrae opcionalmente desde el intercambiador de calor de alimentación 14 y se envía a un preenfriador 42 para su enfriamiento o refrigeración adicional, mediante intercambio térmico con una corriente extrema de refrigerante amoniaco o hidrocarburo halogenado. El preenfriamiento no es esencial, sin embargo, pero es una forma conveniente de incrementar la formación

620110



de oxígeno y nitrógeno líquidos en la planta. En la modalidad ilustrativa ilustrada en la figura 3, no se usa el preenfriador 42.

5 Al regresar al intercambiador de calor de alimentación 14 desde el preenfriador 42, la corriente de aire de planta se divide en dos porciones, la porción principal del aire de alimentación fluyendo a través de un paso 44 de enfriamiento en intercambiador, y desde allí, mediante el conducto 45, a la turbina principal 11. La porción menor fluye
10 a través de un paso 46 de enfriamiento y licuafacción en intercambiador, en donde se licúa en el extremo frío del intercambiador de calor de alimentación 14, mediante las corrientes más frías que entran al intercambiador 14. El control de la operación del intercambiador 14 se obtiene
15 estrangulando el aire líquido a la columna de alta presión 32, como una función de la temperatura de descarga de la turbina principal 11. La función de esta corriente menor se deja para una discusión posterior en relación a la operación de las columnas 31, 32.

20 Como se anotó anteriormente, el aire de planta que entra sale del intercambiador térmico de alimentación 14 como dos corrientes, la porción principal fluyendo a través del conducto 45 y la porción menor o licuada saliendo del paso 46 del intercambiador mediante el conducto 48. Esta
25 porción principal a 170°K. y 42,16 kilogramos por centí-



metro cuadrado absolutos, se alimenta a la turbina principal 11.

5 El trabajo de la turbina 11 de la columna principal o inferior dilata el aire refrigerado del conducto 45 para proporcionar la refrigeración a nivel bajo requerida para la producción líquida en la planta. En razón de que el hecho de que el trabajo de la turbina principal 11 dilata el aire de entrada antes de enviarlo a las columnas de destilación 31, 32, el ciclo se denomina apropiadamente un ciclo de pre-
10 dilatación.

La principal turbina 11 es una turbina giratoria, ventajosamente centrífuga en lugar de turbina axial. Acepta el aire de entrada a 42,16 kilogramos por centímetro cuadrado absolutos y 170°K., y se dilata a una presión de 5,97 kilogramos por centímetro cuadrados absolutos y una temperatura
15 de 102°K.

La corriente de descarga 49 que sale de la turbina principal se divide entonces, la porción principal fluyendo a través del conducto 34 directamente a la parte inferior o
20 marmita de la columna de alta presión 32. Una porción menor se envía mediante el conducto 50 a un paso o núcleo adicional 51 en el intercambiador de calor de alimentación 14, en donde se calienta a 148°K, a 5,90 kilogramos por centímetro cuadrados absolutos, antes de entrar en la turbina de aire en exceso
25 12. Si es necesario, una derivación auxiliar 52 puede permitir

420310



que una porción de esta corriente menor deriva el núcleo 51 y fluya directamente a la turbina de aire en exceso 12, recortando la temperatura de entrada a la turbina 12.

5 Una turbina de aire en exceso 12 está dispuesta en serie con la turbina principal 11 para efectuar la segunda etapa de dilatación por trabajo de una porción menor del aire de entrada. Esta porción, que puede variar desde tan poco como 5% o menor hasta tanto como alrededor de 30% del aire mas o menos de la planta total, proporciona la re-
10 frigeración adicional para llevar al máximo la producción de oxígeno líquido y nitrógeno líquido en la planta.

Como se anotó anteriormente, el aire comprimido alimentado a la turbina de aire en exceso 12 está compuesto de una porción de la descarga de la turbina principal, 11 calentado a 102°K en el peso 51 del intercambiador de calor
15 de alimentación 14, y opcionalmente una pequeña cantidad purgada directamente de la salida de la turbina principal al conducto de derivación provisto con válvula 52. Ambas corrientes están a presiones de alrededor de 5,90 a 5,97
20 kilogramos por centímetro cuadrado absolutos, y son dilatados con trabajo en la turbina de aire en exceso 12 a una presión de descarga de alrededor de 2,81 kilogramos por centímetro cuadrado absolutos, y a una temperatura de descarga correspondiente de alrededor de 102°K.

25 En este ciclo en serie, se ha encontrado conveniente



420100

utilizar la refrigeración producida por la turbina de aire en
exceso 12 únicamente como refrigerante para suministrar re-
frigeración al aire de entrada en el intercambiador de ca-
lor de alimentación 14. Ninguna porción de la descarga pro-
cedente de la turbina de aire en exceso 12 se alimenta a
5 las columnas de destilación 31 o 32.

El aire en exceso que sale de la turbina principal 12
mediante el conducto 35, se descarga a través del núcleo
o paso 52 del intercambiador de calor de alimentación y
10 del conducto 29.

La columna de baja presión 31 y la columna de alta pre-
sión 32 operan de manera sustancialmente convencional para
efectuar la destilación fraccional a baja temperatura del
aire en sus componentes principales, o sea nitrógeno y oxí-
15 geno. El aire que entra se alimenta primero a la columna de
alta presión 32, que opera a una presión nominal de 5,97
kilogramos por centímetro cuadrado absolutos, y después la
mayoría de los componentes separados se alimentan a la co-
lumna de baja presión 31, que opera a una presión nominal de
20 1,75 kilogramos por centímetro cuadrado absolutos. Estas
presiones, de hecho, pueden variar sobre límites considerables,
con tal de que solamente la temperatura en la parte superior
de la columna de alta presión 32 sea mayor que en la parte
inferior de la columna de baja presión 31, a fin de que los
25 vapores que salen de la columna de alta presión 32 puedan ser-

420110

307



vir como un medio de calentamiento rehervidor para la columna de baja presión 31. La parte superior de la columna de alta presión 32 produce el producto nitrógeno líquido, mientras que los fondos de la columna de baja presión 31 es el producto oxígeno líquido del proceso.

La alimentación a la columna de alta presión 32 está compuesta de dos corrientes obtenidas diviendo el aire que entra, como se describió anteriormente. La corriente principal, que entra mediante el conducto 34, es totalmente una corriente gaseosa tomada directamente de la turbina principal 11. La corriente menor, que entra mediante el conducto 48 y una válvula de estrangulamiento 54, consta de aire por lo menos parcialmente licuado en el núcleo o paso 46 de licuofacción del intercambiador de calor de alimentación 14.

El uso de una corriente dividida alimentada a la columna de alta presión 32, constituye un refinamiento de proceso significativo de la invención. La capacidad de una planta de co-productos para producir cantidades sustanciales de líquido, depende la generación efectiva y de la utilización efectiva de la refrigeración, y los procesos de la presente invención son singulares ya que obtienen cantidades sustancialmente de producto líquido en plantas que operan a presiones principales relativamente bajas.

Esta eficiencia se obtiene permitiendo que el aire se dilate en la turbina principal desde una temperatura tan

420110



elevada como sea posible, consistente con las recuperación
de la refrigeración. Dividiendo el aire antes de la turbina
principal 11, y condensando la porción menor contra las
corrientes de desperdicio y de productos que regresan en el
5 intercambiador de calor de alimentación 14 (o en un sobre-
calentador de producto en el ciclo paralelo que se describe
en la presente), esta porción menor se licúa y de tal manera
recupera la refrigeración perdida normalmente en las corrien-
tes de regreso o de descarga. La refrigeración recuperada se
10 transfiere nuevamente a la columna 32 con el aire licuado
del conducto 48, y permite la producción neta de oxígeno lí-
quido y nitrógeno líquido sin necesidad de un licuador separado.

Además, licuando y enfriando la porción menor de aire
comprimido que entra, la temperatura de entrada a la turbina
15 principal 11 puede ser mantenida a un valor superior de lo
que se necesitaría de otra manera para la provisión de un lí-
quido que contenga aire de alimentación a la columna de al-
ta presión 32. Así, la turbina de dilatación principal 11 se
deja operar en la forma más eficiente utilizando la dilata-
20 ción de una temperatura tan elevada como sea posible para ge-
nerar refrigeración.

Siguiendo la invención, la porción principal del aire
de alimentación es admitido al fondo o columna de rectifica-
ción a alta presión 32, mientras que la porción menor del
25 aire es admitida como una corriente predominantemente líquida

420170



mediante el conducto 48. Esta última corriente inicialmente está a una temperatura de alrededor de 102K.

5 En la columna de alta presión 32, los vapores ascienden y son progresivamente más ricos en nitrógeno, mientras que poniéndose en contacto con una corriente de reflujo descendente de nitrógeno líquido se vuelve progresivamente enriquecido con oxígeno, conforme desciende a través de la columna 32. Los vapores que salen de la parte superior de la columna 32 mediante una línea superior 55, predominantemente son nitrógeno y partes son circulares a través del re-
10 hervidor 56, y en parte descargados mediante el conducto 36 como un nitrógeno gaseoso producido, finalmente al compresor de producto, no mostrado, que recibe el nitrógeno mediante el conducto 41.

15 Los vapores procedentes de la columna de alta presión 32 entran en el rehervidor 56 de la columna de baja presión 31, se condensan en el rehervidor como lo que se llama nitrógeno de asiento. Una porción del nitrógeno de asiento se regresa a la columna de alta presión 32 mediante el conducto 58, como reflujo a la columna, mientras que una segunda porción se
20 extrae mediante el conducto 59 a una temperatura de 95°K., como nitrógeno líquido producto. Este producto se pasa al sobrecalentador 60 que superenfria el líquido a 85°K, después de lo cual se envía a un separador 61 mediante el conducto 62 y la válvula de estrangulamiento 64 para enfria-
25

443110

30 22



miento instantáneo ulterior. El producto de nitrógeno líquido final se extrae como el fondo del separador 61, a una presión de 1,75 kilogramos por centímetro cuadrado absolutos y una temperatura de 82°K. Con tiene alrededor de 0,0004% de oxígeno.

5 Mientras tanto, el producto del fondo, o líquido de marmita de la columna de alta presión 32, se extrae de la columna mediante el conducto de fondo 65 y se conduce al paso 66 en el sobrecalentador 60. Ahí se enfría y entonces pasa a través de una válvula de estrangulamiento 68 en el conducto 69 para proporcionar líquido alimentado a la parte superior de la columna de baja presión 31. Esta alimentación está compuesta de alrededor de 32,6% molar de oxígeno.

10 La columna de baja presión 31 efectúa la separación de la alimentación a un producto superior gaseoso de desperdicio, extraído por la línea superior 70, y un producto de oxígeno líquido de 99,5% molar en la tubería 52, desde el fondo. La parte superior de desperdicio de la tubería 70 se combina con nitrógeno líquido evaporado procedente de la tubería superior 71 y del separador 61, y los gases de desperdicio combinados, ahora a una temperatura de alrededor de 84°K., se conducen mediante un paso de enfriamiento 72 en el sobrecalentador de producto 60. Esta corriente de desperdicio se envía entonces mediante el conducto 38, al intercambiador de calor de alimentación principal 14 para su recuperación de refri-



123410

geración adicional.

Por lo anterior es aparente que el ciclo en serie produce una cantidad sustancial tanto de nitrógeno líquido (2,151 l/h), como de oxígeno líquido (2,462,9 l/h, junto con nitrógeno gaseoso (6.596 l/h) por 28.310 l/h de aire alimentado. El producto líquido usualmente es elevado para una planta que opera a una presión tan baja, y no utiliza refrigeración extraña. Como resultado, se proporciona un ciclo de co-producto que es capaz de producir una o más productos líquidos, junto con uno o más productos gaseosos. Adicionalmente, las corrientes de producto pueden variarse sobre límites relativamente amplios, para incrementar de esa manera la reducción de cualquier líquido conforme cambie la demanda del cliente.

En la modalidad ilustrada en la figura 2, se muestra un proceso para la separación criogénica de aire para proporcionar oxígeno líquido máximo, junto con nitrógeno gaseoso y oxígeno. El proceso también está adaptado, como se describirá también, para la fabricación de nitrógeno líquido. Aproximadamente el 7% de aire que entra opera como producto líquido.

El proceso de la figura 2, denominado en lo sucesivo algunas veces "ciclo en paralelo", utiliza dos turbinas de dilatación, o sea la turbina principal 111 y la turbina de calor superior 112, dispuestas en paralelo. El aire de

20140



receso a la turbina de columna superior 112 se extrae como una corriente lateral desde el intercambiador de calor 113, 114, en lugar de como una porción de la descarga procedente de la turbina principal, como se describió en la figura 1. También en contraste con la modalidad de la figura 1, la turbina superior de turbina 112 descarga a la columna superior 131, o columna de baja presión, en lugar de nuevamente a través del intercambiador de alimentación y de tal manera proporciona aire adicional para su rectificación en las columnas.

Con base en cada 28.310 litros por hora de aire a NTP (temperatura y presión normales), (21,1°C, 1,22 kilogramos por centímetro cuadrado absolutos) tratados, el proceso de la figura 2 producirá 2.547,9 l/h equivalentes de oxígeno líquido, 3.538,75 litros por hora de oxígeno gaseoso al 99,5%, y 5.690,3 litros por hora (todos a temperatura y presión normal) de nitrógeno gaseoso que contiene 10 partes por millón de oxígeno.

Para proporcionar una base conveniente para separar el ciclo en paralelo de la figura 2 con el ciclo en serie de la figura 1, los componentes generalmente equivalentes de la figura 2 han sido designados con números identificadores que son 100 unidades superiores que elementos correspondientes de la figura 1.

El aire que entra está provisto al sistema de la



figura 2 a una presión de 20,17 kilogramos por centímetro cuadrado absolutos, y una temperatura de 279,4°K. La preadsorción reduce el dióxido de carbono a un nivel máximo de alrededor de 0,25 partes por millón, convenientemente alrededor de 0,1 parte por millón o menos. Se elimina el agua en adsorbedores de tamiz molecular hasta un punto de rocío de menos de 45,5°C, y más usualmente por debajo de -73,3°C.

La refrigeración para el ciclo paralelo de la figura 1 se proporciona mediante dos turbinas de dilatación por trabajo, la turbina principal 111 y la turbina de columna superior 112. La turbina principal 111 dilata una porción principal de la corriente de aire de la planta desde la presión principal de planta de alrededor de 20,17 kilogramos por centímetro cuadrado absolutos a la presión de la columna menos, o columna de alta presión 132, en este caso alrededor de 6,81 kilogramos por centímetro cuadrado absolutos. La turbina de columna superior 112 dilata una porción menor del aire de planta que entra desde la porción principal de 20,17 kilogramos por centímetro cuadrado absolutos hasta la presión de 1,75 kilogramos por centímetro cuadrado absolutos de la columna de baja presión.

El aire comprimido que entra al proceso de la figura 2 se refrigera mediante intercambio térmico indi-



recto a contracorriente con corrientes frías que salen del proceso en un par de intercambiadores de calor de alimentación 113, 114.

5 El aire que entra a 20,17 kilogramos por centímetro cuadrado absolutos y 279,4°K, se admite al proceso mediante el proceso de conducto 130 y se divide en dos conductos, 181 y 182, antes de los intercambiadores de calor respectivos 113, 114. Los regímenes de flujo a través de los conductos 181, 182 están proporcionados de manera que se equilibre los flujos y las cargas térmicas a través de los dos intercambiadores.

10

Cada intercambiador de alimentación 113, 114, está provisto con tres pasajes o trayectoria de flujos. Los pasajes de aire de alimentación 184, 185 en los intercambiadores respectivos 113, 114 están provistos con purgas laterales 186, 188, respectivamente, de una manera que una porción de aire a través de los pasajes 184, 185 se extrae en un punto intermedio de los pasajes, y no recibe refrigeración completa. Estas purgas son colocadas en ubicaciones intermedias a lo largo del intercambiador de calor para obtener las temperaturas de aire de purga deseado para hacer variar los regímenes de entrada de aire y las condiciones, y diferenciar las mezclas de producto.

15

20

25 Ambos intercambiadores de calor 113, 114 intercambian refrigeración con el producto de oxígeno líquido

10000



del proceso. El oxígeno líquido, aproximadamente de 99,5% de pureza, se extrae desde la columna de baja presión 131 mediante el conducto 189, se calienta en el licuador 190 (que se describirá posteriormente), después se divide en dos corrientes admitidas respectivamente por los conductos 191, 192 a los intercambiadores de calor de alimentación 113, 114 para intercambio con el aire de planta que entra. Se descarga el producto de oxígeno gaseoso desde los intercambiadores 113, 114, como una corriente en el conducto 194.

Además de intercambiar la refrigeración con el producto de oxígeno gaseoso, la porción de aire que entra admitida al intercambiador de alimentación 113 intercambia la refrigeración con el nitrógeno gaseoso producto en el intercambiador 113. El nitrógeno es admitido mediante el conducto 136 al intercambiador 113, y extraído mediante el conducto 141. Similarmente, la mitad del aire que entra admitido al intercambiador de calor de alimentación 114 mediante el conducto 184, intercambia refrigeración con el producto de desperdicio, predominantemente nitrógeno, admitido al intercambiador 114 mediante el conducto 138.

El aire de planta que sale de los intercambiadores de calor de alimentación 113, 114 se divide en tres corrientes. Primero, la porción principal a una presión



de 19,82 kilogramos por centímetro cuadrado absolutos y a una temperatura de 139,3°K, es dirigida mediante el conducto 145 a la turbina de dilatación principal 111 por trabajo. Una primera porción menor, a la misma presión y misma temperatura, se dirige mediante el conducto 148 a un paso licuador 146 en el sobrecalentador de producto 160 y finalmente enviado como una corriente de alimentación a la columna de baja presión 131. Una segunda porción menor, extraída como una purga lateral 186, 188 a una presión de 19,82 kilogramos por centímetro cuadrado absolutos y una temperatura de 180°K, se envía mediante el conducto 152 a la turbina de columna superior 112, y posteriormente sirve como una alimentación adicional a la columna de baja presión 131.

El trabajo de la turbina 111 de columna principal o inferior, dilata la porción mayor del aire de planta que entra para proporcionar la refrigeración a bajo nivel para la producción de líquido en la planta. A medida que el trabajo de la turbina principal 111 dilata el aire que entra antes de enviarlo a las columnas de fraccionación o destilación 131, 132, el ciclo en paralelo también es un sistema de licuofacción del tipo de predilatación.

La turbina principal 111 acepta aire que entra mediante el conducto 145 desde los intercambiadores de ca-



1030410

lor de alimentación 113, 114 a una presión de 19,68 ki-
logramos por centímetro cuadrado absolutos y una tempera-
tura de 139,3°K, y la dilata a una presión de alrededor
de 7,03 kilogramos por centímetro cuadrado absolutos. La
5 temperatura de aire dilatado es de alrededor de 105,8°K,
que es aproximadamente 3,8° mayor que la temperatura de
saturación del aire a 7,03 kilogramos por centímetro cua-
drado absolutos.

El aire dilatado a través de la turbina principal
10 111 hacia el conducto 149 se divide en dos corrientes,
ambas alimentándose a la columna de alta presión 132. Una
corriente, que constituye la porción principal o mayor,
se alimenta directamente a la parte inferior o marmita de
la columna de alta presión 132 mediante el conducto 134.
15 La porción menor se dirige a un paso de licuofacción 151
en el licuador 190, en donde se licúa mediante intercam-
bio de calor a contracorriente con el producto de oxígeno
procedente del fondo de la columna de baja presión 131,
conducido al licuador mediante el conducto 189. Esta por-
20 ción menor de la turbina principal 111 descarga la alimen-
tación al paso de licuador 151 y sale a una temperatura
de alrededor de 100,5°K, y es conducido mediante el con-
ducto 150 a la columna inferior 132. Esta corriente une
el aire licuado extraído del paso del licuador 146 median-
25 te un conducto 148 a una presión de alrededor de 6,81 ki-



logramos por centímetro cuadrado absolutos, y una temperatura de alrededor de 108°K. La corriente combinada es admitida a la columna inferior 132 a una presión de alrededor de 6,81 kilogramos por centímetro cuadrado absolutos y una temperatura de alrededor de 100,8°K, y es admitida al conducto 195 como un líquido alimentado a la columna de alta presión 132.

La turbina de columna superior 112 está en paralelo con la turbina principal 111 y dilata por trabajo una porción menor del aire de entrada refrigerado para proporcionar refrigeración adicional y llevar al máximo la formación de productos líquidos en la planta. Esta porción menor, que puede variar desde tan poco como 5 por ciento hasta tanto como alrededor de 20 por ciento o más del aire total de la planta admitido al conducto 130, se alimenta a la turbina de columna superior 112 a una temperatura superior que el aire de alimentación a la turbina principal 111, para producir la máxima cantidad de refrigeración posible. Cuando la temperatura en la entrada de la turbina de dilatación 112 está al nivel más elevado posible consistente con la recuperación de refrigeración al nivel de temperatura deseado, la turbina produce la refrigeración máxima.

El aire que entra a la turbina de columna superior 112 está a una presión de entrada de 19,82 kilogramos por

20110



centímetro cuadrado absolutos y una temperatura de entrada de 180°K. Se dilata por trabajo en la turbina de columna superior 112 a una presión de alrededor de 1,75 kilogramos por centímetro cuadrado absolutos, y se descarga directamente mediante el conducto 135 a la columna de baja presión 131, a una alimentación gaseosa.

La turbina de columna superior 112 proporciona un control útil sobre la mezcla de productos a partir del ciclo en paralelo. Para llevar al máximo la producción del líquido, a una disminución concurrente del caudal de planta, se admite más aire secundario a la turbina de columna superior 112. Alternativamente, para reducir al mínimo la producción de líquido, se admite menos aire. En el caso de que no se desee producto líquido y se use un ciclo en paralelo solamente para la producción de oxígeno gaseoso y nitrógeno gaseoso, la turbina de la columna superior 112 puede ponerse fuera de servicio y no enviarse aire mediante el conducto 135 a la columna superior o de baja presión 131.

La alimentación a la columna 132 está compuesta de tres corrientes, como se describió anteriormente. La corriente principal, que entra al rehervidor mediante el conducto 134, es una corriente gaseosa exclusiva obtenida directamente de la descarga de la turbina de aire principal 111 y está a una temperatura de alrededor de 105,8°K. La corriente menor que entra en la columna 132 está a una pre-



sión y a una temperatura de 6,81 kilogramos por centímetro cuadrado absolutos y 197°K, respectivamente, y está compuesta de las dos porciones menores del aire de planta refrigerado y licuado descritas anteriormente. En particular, está compuesta del aire refrigerado extraído de los pasos 184, 185 de los intercambiadores de calor de alimentación 113, 114 mediante el conducto 148, licuados en el paso de licuador 146 del sobrecalentador 160, y admitidos a la columna 132 mediante el conducto 148, y de una porción menor de la descarga procedente de la turbina de aire principal 111 tomada por el conducto 150 a través del paso de licuofacción 151 del licuador 190.

Cuando, en el caso que se está describiendo, se está extrayendo un producto de oxígeno líquido del proceso, una corriente adicional de nitrógeno de asiento o subyacente procedente de la columna de alta presión 132, se extrae del rehervidor 156 de la columna de baja presión 131, y se conduce mediante el conducto 198 al subenfriador de oxígeno líquido 199, que enfría el producto de oxígeno líquido por debajo de su punto de ebullición. Esta corriente subyacente del conducto 198 se extrae del subenfriador 199 y se alimenta mediante el conducto 200 al paso o núcleo 172 de gas de desperdicio en el sobrecalentamiento 160 del producto, desde donde es conducido al precalentador 114 de alimentación y posteriormente desechado como desperdicio.



La columna superior o de baja presión sirve para producir oxígeno de alta pureza y se alimenta con tres corrientes: aire procedente de la columna superior 112 a 1,75 kilogramos por centímetros cuadrados absolutos y 109°K., una alimentación líquida predominantemente (máximo 13 por ciento de vapor) procedente de la marmita de la columna 132 de alta presión a alrededor de 96°K y nitrógeno subyacente mediante un núcleo 201.

La columna de baja presión 131 concentra el nitrógeno en su sección superior y oxígeno en su sección de marmita o inferior. El producto nitrógeno se extrae desde la línea de vapor superior 170 como la corriente más fría en la planta hasta una presión de alrededor de 1,34 kilogramos por centímetro cuadrado absolutos y una temperatura de 79,7°K. Su contenido de oxígeno es menor de alrededor de 10 partes por millón. Esta corriente se alimenta al sobrecalentador de producto 160, en donde se hace pasar sucesivamente en relación de intercambio térmico a contracorriente, con tres corrientes: (a) para subenfriar nitrógeno subyacente en el paso 201 antes de que entre en la columna de baja presión 131, (b) para subenfriar el líquido de marmita en el paso 166 antes de que el líquido entre como una alimentación a la columna de baja presión, y (c) para licuar la porción menor del aire de planta que entra en el paso de licuador 146, antes de que se alimente a la columna de alta presión 132. La re-

frigeración adicional para el sobrecalentador de producto 160 es producida extrayendo una corriente de desperdicio mediante el conducto 202 desde justamente debajo de la cubierta superior de la columna de baja presión 131, y combinándola con la corriente de desperdicio en el conducto 200. La corriente total a una temperatura de alrededor de 81°K contiene alrededor de 2,74% de oxígeno y se calienta en el sobrecalentador 160 a alrededor de 122°K, y posteriormente en el precalentador de alimentación principal 114 a alrededor de 278°K, después de lo cual se abre al desperdicio.

El producto oxígeno líquido (véase el conducto 157) está disponible en la parte inferior o rehervidor de la columna de baja presión 131. El líquido en el rehervidor se bombea a través de un lecho de adsorbente 204 de gel de sílice y después se divide, una porción rregresando mediante el conducto 205 a la columna de baja presión 131, mientras que una segunda porción es transmitida al subenfriador 199 de oxígeno líquido, en donde se vuelve el producto líquido subendriado del proceso. El gel de sílice sirve como una protección secundaria para eliminar los vestigios de dióxido de carbono que pueden haber escapado del tratamiento con tamiz molecular inicial, antes de la compresión.

Aunque el proceso de la figura 2, como se describe, produce alrededor de 7% del aire como oxígeno líquido, pueden usarse variaciones de las condiciones de proceso para hacer



110

variar la mezcla de producto. Puede incrementarse la formación de oxígeno líquido, sin embargo, a un sacrificio en la capacidad de caudal de la planta, incrementando el flujo de aire en exceso a través de la turbina superior 112. Inversamente, la formación de oxígeno líquido puede disminuirse eliminando completamente el flujo a través de la turbina 112. Esta última forma opcional es conveniente cuando se desea la recuperación más alta posible de oxígeno.

Para la fabricación de gas solamente en el ciclo en paralelo, el flujo a través de la turbina principal 111 se termina y el flujo a través de la turbina de columna superior 112 se incrementa. Con base en cada 28.310 l/h. de aire alimentado, y un flujo a través de la turbina de columna superior 112 de 4.246,5 l/h., el ciclo en paralelo de la figura 2 es capaz de producir 5.775,2 l/h de producto de oxígeno gaseoso y 5.633,6 l/h. de nitrógeno gaseoso, a las purezas especificadas. En este caso, la refrigeración para sostener el proceso se proporciona mediante la turbina de columna superior 112, y un flujo de 24.063,5 l/h. se estrangula meramente a través de una tubería provista con válvulas que deriva de la turbina principal 111.

110



- REIVINDICACIONES -

5 Los puntos de invención propia, no nueva, pero no establecida, practicada ni divulgada en España, que se presentan para que sean objeto de esta solicitud de Patente de Introducción, por DIEZ años, son los que se recogen en las reivindicaciones siguientes:

10 1ª.- Un procedimiento mejorado para la separación criogénica de aire en por lo menos un producto líquido y por lo menos un producto gaseoso, mediante destilación fraccionaria a presión elevada y posteriormente a presión baja, en donde el aire comprimido se enfría mediante intercambio de calor con corrientes frías procedentes del proceso, caracterizado porque comprende las etapas de: comprimir el aire a una presión principal de 8,43 a 49,21 Kg/cm². manométricos, que es mayor que la destilación a alta presión; absorber selectivamente las impurezas atmosféricas del aire comprimido antes del enfriamiento criogénico, de tal manera que se suministre aire prepurificado; enfriar y expandir por trabajo una primera porción menor que comprende 1 a 20% de dicho aire prepurificado a una presión inferior a la destilación a alta presión y recuperar la capacidad refrigerante del gas resultante de baja presión, frío, para el proceso; enfriar y licuar una segunda porción menor que comprende 1 a 20% de dicho aire prepurificado para formar aire

20.10.73



10000



líquido y destilar dicho aire líquido, la refrigeración para dicha licuofacción siendo suministrada por las corrientes frías que de tal manera resultan parcialmente calentadas; enfriar parcialmente la porción principal del aire prepurificado mediante las corrientes frías calentadas parcialmente, a una temperatura por encima de la temperatura de la segunda porción menor enfriada y licuada, y expandir por trabajo la porción principal parcialmente enfriada a la presión de la destilación a alta presión, de manera que el fluido frío, expandido, sea de manera sustancial totalmente gaseoso, y hacer fluir por lo menos parte del gas frío resultante a la destilación a alta presión; y extraer por lo menos un producto líquido y por lo menos un producto gaseoso de la destilación y descargar los productos líquidos y gaseosos procedentes del proceso.

2ª.- Un procedimiento mejorado de acuerdo con la reivindicación 1ª, caracterizado además porque la primera porción menor del aire prepurificado, que se expande por trabajo, es una cantidad separada de la porción principal expandida por trabajo del aire prepurificado, la cual se recalentada antes de efectuar la expansión por trabajo a presión menor de la destilación a alta presión.

3ª.- Un procedimiento mejorado de acuerdo con la reivindicación 1ª, caracterizado además porque la primera porción menor del aire prepurificado, que se expande por tra-



42110



bajo, se enfría a una temperatura intermedia, la porción principal del aire prepurificado que se expande por trabajo se enfría a una temperatura menor que la intermedia, y las porciones menor y mayor se expanden posteriormente por trabajo en relación de flujo paralelo.

5
4ª.- Un procedimiento mejorado de acuerdo con la reivindicación 1ª, caracterizado además porque la primera porción menor expandida por trabajo intercambia posteriormente calor con el aire prepurificado para enfriarlo, como una de las corrientes frías.

10
5ª.- Un procedimiento mejorado de acuerdo con la reivindicación 1ª, caracterizado además porque la primera porción menor se expande por trabajo a la presión de la destilación a baja presión y posteriormente se pasa a la destilación a baja presión.

15
6ª.- Un procedimiento mejorado de acuerdo con la reivindicación 1ª, caracterizado además porque el 2 a 15% del aire prepurificado es enfriado y licuado como la segunda porción menor.

20
7ª.- Un procedimiento mejorado de acuerdo con la reivindicación 1ª, para la separación criogénica de aire en productos líquidos de oxígeno y nitrógeno y nitrógeno gaseoso por destilación fraccionaria a presión elevada y posteriormente a presión baja, en donde el aire comprimido
25 se enfría mediante intercambio de calor con corrientes frías



420110



procedentes del proceso, caracterizado porque comprende las etapas de: comprimir el aire a una presión principal de 8,43 a 49,21 kilogramos por centímetro cuadrado manométricos, que es mayor que la destilación a alta presión; adsorber selectivamente las impurezas atmosféricas del aire comprimido antes del enfriamiento criogénico, de tal manera que se suministre aire prepurificado; enfriar y expandir por trabajo una primera porción menor que comprende 1 a 20% de dicho aire prepurificado a una presión inferior a la destilación a alta presión, como aire a presión baja, enfriado, e intercambiar calor del mismo con el aire prepurificado como una de las corrientes frías, y descargar el aire de baja presión así calentado procedente del proceso como aire de exceso; enfriar y licuar una segunda porción menor que comprende 1 a 20% de dicho aire propurificado, para formar aire líquido y destilar el aire líquido, la refrigeración para el enfriamiento y la licuefacción siendo suministrada por las corrientes frías que de tal manera resultan parcialmente calentadas; enfriar parcialmente la porción principal del aire prepurificado mediante las corrientes frías parcialmente calentadas a una temperatura por encima de la temperatura de la segunda porción menor enfriada y licuada, y expandir por trabajo la porción principal parcialmente enfriada a la presión de la destilación a alta presión, de manera que el aire frío, expandido, sea de manera sustancial



1010



totalmente un gas frío; introducir una cantidad mayor del gas frío a la destilación a alta presión para su separación parcial; intercambiar calor de una cantidad menor del gas frío con la segunda porción menor, como una de las corrientes frías para enfriamiento y licuefacción, mediante lo
5 cual se recalienta la cantidad menor, y emplear la cantidad menor recalentada como la primera porción menor de aire pre-purificado para ser expandido por trabajo; extraer los productos de oxígeno líquido y nitrógeno líquido de la destilación como corrientes separadas y descargar tales productos
10 líquidos procedentes del proceso; descargar el producto de nitrógeno gaseoso procedente de la destilación e intercambiar calor entre éste y el aire prepurificado, como otra de las corrientes frías para su enfriamiento, y recuperar
15 el producto de nitrógeno gaseoso así calentado; y descargar el exceso de nitrógeno gaseoso procedente de la destilación e intercambiar calor entre éste y el aire prepurificado, como otra de las corrientes frías, para su enfriamiento, y liberar el exceso de nitrógeno gaseoso así calentado procedente
20 te del proceso.

8a.- Un procedimiento mejorado de acuerdo con la reivindicación 1a, caracterizado además porque un exceso de aire se calienta y se hace fluir a través de lechos adsorbentes para desadsorber y separar las impurezas atmosféricas depositados en ellos durante la prepurificación del aire.
25



20110



5 9ª.- Un procedimiento mejorado de acuerdo con la reivindicación 1ª, para la separación criogénica de aire a un producto de oxígeno líquido y producto gaseoso de oxígeno y nitrógeno mediante destilación fraccionaria a presión elevada y posteriormente a presión baja, en donde el aire comprimido se enfría por medio de intercambio de calor con corrientes frías procedentes del proceso, caracterizado porque comprende las etapas de: comprimir el aire a una presión principal de 8,43 a 49,21 kg/cm² manométricos que es mayor que la destilación a alta presión; adsorber selectivamente las impurezas atmosféricas del aire comprimido antes de dicho enfriamiento criogénico de manera que se suministre aire prepurificado; enfriar y licuar una primera porción menor que comprende 1 a 20% de dicho aire prepurificado a la presión principal por intercambio de calor con las corrientes frías para formar aire líquido, y destilar el aire líquido para su separación; enfriar parcialmente una segunda porción menor que comprende 1 a 20% de aire prepurificado, mediante intercambio de calor con las corrientes frías, expandir por trabajo la segunda porción menor parcialmente enfriada a la presión de la destilación a baja presión y transmitir el aire expandido por trabajo a ella para separación; enfriar la porción mayor del aire prepurificado por intercambio de calor con las corrientes frías a temperatura menor que dicho enfriamiento parcial, dila-

10

15

20

25





tar por trabajo la porción mayor enfriada a la presión de la destilación de alta presión de manera que el fluido enfriado expandido sea de manera sustancial completamente gaseoso, pasar una cantidad mayor de la porción principal expandida por trabajo a la destilación a alta presión para su separación parcial, intercambiar calor con una cantidad menor de la porción mayor expandida por trabajo, con producto de oxígeno gaseoso frío procedente de la destilación a baja presión con lo cual se licúa la cantidad menor y se calienta parcialmente el producto de oxígeno gaseoso, introducir la cantidad menor licuada a la destilación para separación, e intercambiar calor del producto de oxígeno gaseoso parcialmente calentado, con el aire prepurificado, como una de las corrientes frías; extraer el oxígeno líquido procedente de la destilación y descargar dicho líquido del proceso como producto; descargar el nitrógeno gaseoso procedente de la destilación, intercambiar calor de este con la primera porción menor de aire prepurificado, como corriente fría, para licuarla, e intercambiar calor del nitrógeno gaseoso parcialmente calentado con el aire prepurificado, como otra de las corrientes frías, y recuperar por lo menos parte del nitrógeno gaseoso así calentado como producto.

10^a.- Un procedimiento mejorado para la separación criogénica de aire en por lo menos un producto líquido y





por lo menos un producto gaseoso.

Tal y como se ha descrito en la memoria que antecede y con los fines que se han especificado.

5 Esta memoria consta de cuarenta hojas escritas a máquina por una sola cara.

Madrid, 11 FEB. 1974
Alejandro de Elizaburu
P.A. por redes *Arta*





420110

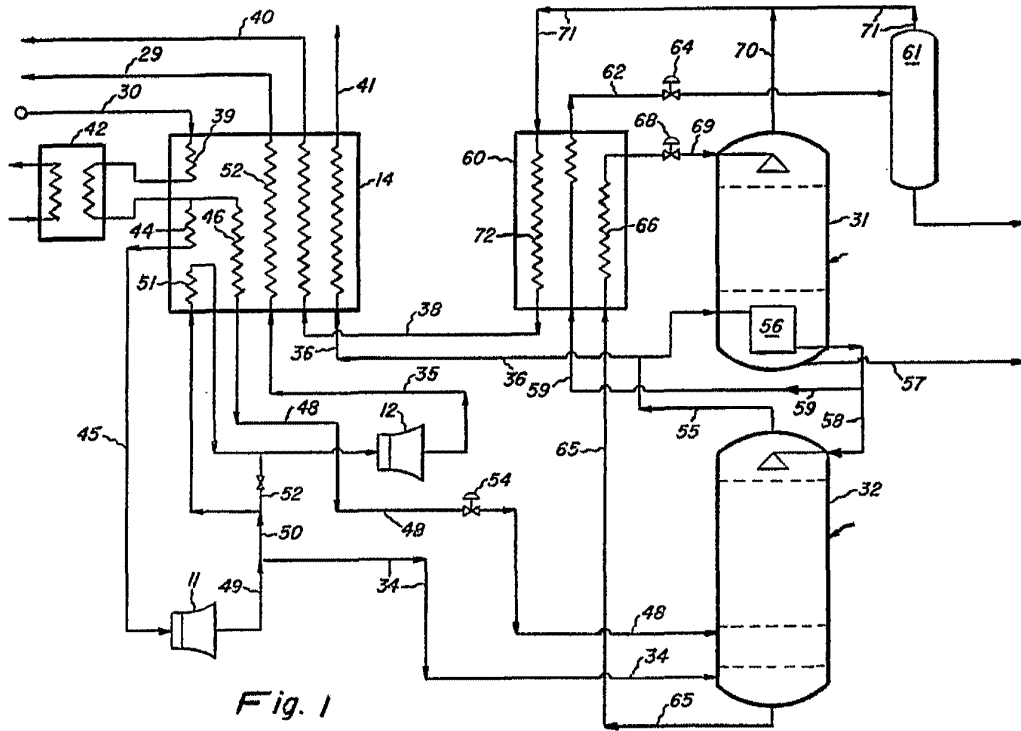


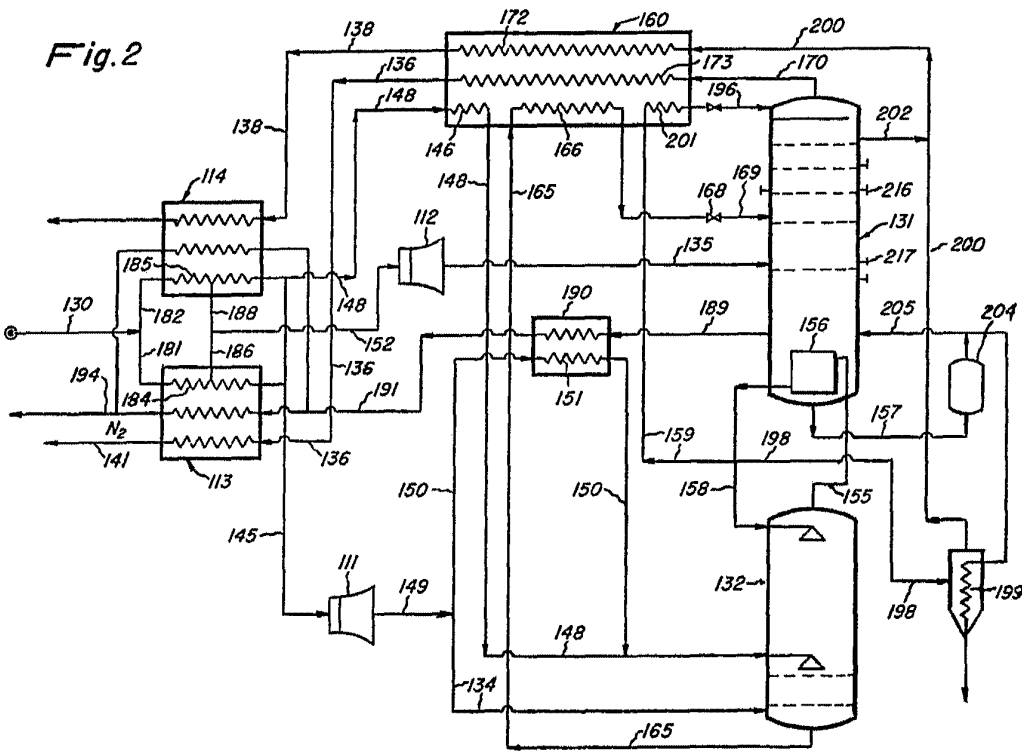
Fig. 1

Albert de Elzabure
Pat. Eng.



420110

Fig. 2



ALBERT G. LIZARD
Pat. Eng.