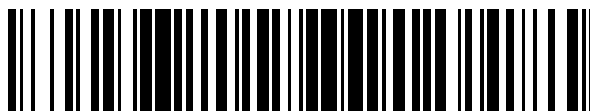


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 527 991**

51 Int. Cl.:

C11B 3/12 (2006.01)

C11B 3/14 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **12.07.2012** **E 12176123 (3)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **22.10.2014** **EP 2684944**

54 Título: **Desacidificación de grasas y aceites**

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
03.02.2015

73 Titular/es:

ALFA LAVAL CORPORATE AB (100.0%)
Box 73
221 00 Lund, SE

72 Inventor/es:

SARUP, BENT

74 Agente/Representante:

VALLEJO LÓPEZ, Juan Pedro

ES 2 527 991 T3

Aviso: En el plazo de nueve meses a contar desde la fecha de publicación en el Boletín europeo de patentes, de la mención de concesión de la patente europea, cualquier persona podrá oponerse ante la Oficina Europea de Patentes a la patente concedida. La oposición deberá formularse por escrito y estar motivada; sólo se considerará como formulada una vez que se haya realizado el pago de la tasa de oposición (art. 99.1 del Convenio sobre concesión de Patentes Europeas).

DESCRIPCIÓN

Desacidificación de grasas y aceites

5 La presente invención se refiere a un método para la desacidificación de grasas y aceites.

Antecedentes

10 La mayoría de los aceites comestibles se someten a operaciones de refinación que comprenden etapas de pretratamiento conocidas como descrudado y/o neutralización, más frecuentemente seguido de tratamiento con un absorbente sólido, por ejemplo arcilla activada por ácidos, conocido como blanqueo. El pretratamiento de aceites para uso no comestible, tal como fabricación de biodiesel, puede incluir o no la operación de blanqueo. El aceite pretratado se somete posteriormente a una operación de alta temperatura conocida como desodorización. La desodorización se realiza en vacío y consiste en general en dos etapas de proceso principales, una etapa de
15 "blanqueo por calor", realizada normalmente en un intervalo de aproximadamente 240 a aproximadamente 270 °C dentro de un intervalo de aproximadamente 0,5 a aproximadamente 1,5 horas de tiempo de retención y una segunda etapa que consiste en retirar las sustancias volátiles mediante el uso de vapor. Estas etapas pueden realizarse simultáneamente o secuencialmente. El pretratamiento de aceite para su uso no comestible tal como fabricación de biodiesel normalmente no incluye la etapa de blanqueo por calor. La separación por vapor, también conocida como desacidificación, de grasas y aceites, comprende la reducción del contenido de ácido graso libre (FFA) y otros volátiles separándolos con vapor al vacío. Las sustancias volátiles son principalmente los presentes en el aceite pretratado, pero también pueden formarse sustancias volátiles se condensan durante la operación de desodorización, por ejemplo en la etapa de blanqueo por calor. La separación por vapor de componentes volátiles puede tener lugar antes, durante o después de la etapa de blanqueo por calor, en cualquier combinación de estas posibilidades. Un ejemplo
20 de desodorización realizada por separación por vapor en combinación con blanqueo por calor se desvela por el documento WO 98/00484. Simultáneamente con la retirada de FFA, la acción de separación por vapor también retirará parcialmente componentes valiosos tales como micronutrientes incluyendo tocoferoles, esteroides, escualeno así como "aceites neutros", es decir tri, di y mono acilglicéridos (TAG, DAG, MAG), que representa una pérdida de producto principal valioso. Las sustancias volátiles se condensan en una zona de condensación fría, antes de que se introduzca el vapor de separación junto con gases no condensables (es decir aire de infiltración) al sistema de vacío. Dicha zona de condensación fría actúa habitualmente dentro de un intervalo de aproximadamente 40 a aproximadamente 60 °C y se implementa habitualmente como un bucle de lavado, en el que se usa destilado frío para condensar las sustancias volátiles. El destilado frío también contendrá, además de los FFA, micronutrientes y "aceites neutros". Debido al alto valor de los micronutrientes hay un interés particular en la recuperación de los del
25 destilado. Sin embargo, es necesario enriquecer los micronutrientes en su concentración en la planta de modo que su procesamiento adicional en plantas de purificación y transporte a dichas plantas pueda tener lugar de una manera económica. La pérdida de "aceites neutros" diluirá adicionalmente cualquier corriente de micronutrientes enriquecida que pueda retirarse del sistema.

40 Una tendencia actual en la industria del aceite comestible es usar ciertas enzimas, habitualmente conocidas como enzimas de tipo fosfolipasa A ("PLA"), para permitir la retirada de componentes que contienen fósforo ("fosfolípidos") del aceite comestible en bruto hasta niveles de ppm muy bajos, actuando mediante la producción de más lisofosfolípidos solubles en agua separando un ácido graso del fosfolípido. Sin embargo, un efecto secundario de este proceso es el aumento de producción de FFA, que diluirá los micronutrientes en los destilados desodorizantes. Otro tipo de enzimas habitualmente conocidas como enzimas de tipo fosfolipasa C ("PLC") también se ha llevado recientemente a uso a escala industrial grande. Estas enzimas proporcionan rendimientos aumentados de producto de aceite convirtiendo fosfolípidos a DAG. Sin embargo, el nivel aumentado de DAG en los aceites tiende a agravar el problema con pérdida de aceites neutros durante la operación de separación de vapor ya que la presión de vapor de DAG es mayor que la presión de vapor de TAG.

50 Cuando se pretrata biodiesel es interesante aplicar condiciones intensas, es decir alta temperatura de separación por ejemplo dentro del intervalo de 265 a 275 °C, alta cantidad de vapor de separación por ejemplo dentro del intervalo de 1 a 2 % en relación con la cantidad de suministro de aceite, y vacío profundo por ejemplo dentro del intervalo de 1,5 a 2 mbar para recuperar tantos de los micronutrientes como sea posible. Sin embargo, dichas condiciones intensas también conducirán a mayores pérdidas de aceite neutro, que, además de ser una pérdida valiosa, también tenderá a diluir los micronutrientes.

La invención

60 En consecuencia la presente invención proporciona una solución a los problemas anteriormente mencionados por el nuevo método de desacidificación de grasas y aceites.

Por lo tanto, la presente invención se refiere a un método para desacidificación de grasas y aceites, comprendiendo dicho método las siguientes etapas:

65 etapa (i) suministrar una corriente de suministro de aceite a una sección de separación por vapor al vacío,

separando una fase volátil;

etapa (ii) suministrar la fase volátil separada a una zona de condensación de la temperatura, condensando parcialmente la fase volátil y obteniendo una fase condensada y una fase de vapor, enviando la fase condensada a una primera destilación y enviando la fase de vapor a una zona de condensación fría;

etapa (iii) someter la fase condensada a una operación de destilación al vacío y en esta primera destilación obtener una corriente volátil y una fase oleosa condensada;

etapa (iv) suministrar la fase de vapor de la zona de condensación de alta temperatura, etapa (ii), opcionalmente junto con la corriente volátil de la primera destilación a la zona de condensación fría produciendo una corriente de gases no condensables y un condensado frío, dejando que el vapor de gases no condensables continúe a un sistema de vacío y suministrando el condensado frío a una segunda destilación; y

etapa (v) someter el condensado frío a la segunda destilación produciendo una corriente de ácidos grasos, una corriente de micronutrientes y una corriente de no condensables, enviándose dichos no condensables a un sistema de vacío junto con una corriente de gases no condensables de la zona de condensación fría para formar vapor de todos los gases no condensables.

De acuerdo con el método la fase volátil separada es una fracción del suministro oleoso junto con o sin vapor. En la etapa (i) se podría suministrar vapor a la sección de separación. De acuerdo con el método la sección de separación por vapor al vacío en la etapa (i) puede actuar a una presión dentro del intervalo de 1 a 10 mbar, preferentemente dentro de un intervalo de 1,5 a 5 mbar de nivel de vacío.

De acuerdo con el método la etapa (ii) comprende condensar componentes de menor volatilidad de la fase de vapor y enviar la fase condensada a una primera destilación y una fase de vapor restante se envía a zona de condensación fría.

De acuerdo con el método la fase condensada puede enviarse a una operación de destilación de vacío en la primera destilación en la etapa (iii) obteniendo una corriente volátil rica en micronutrientes y ácidos grasos. Puede permitirse que la corriente volátil junto con la fase de vapor de la zona de condensación de alta temperatura pase a una zona de condensación fría, en la que se obtienen un condensado y una corriente de no condensables. La fase oleosa condensada puede enviarse directamente o indirectamente de vuelta a la columna de separación. La corriente volátil en la etapa (iii) puede ser rica en micronutrientes y ácidos grasos, y la corriente volátil puede enviarse a la zona de condensación fría. La fase oleosa condensada de la etapa (iii) contiene principalmente aceite neutro. Del sistema de cabeza de esta primera sección de destilación puede retirarse una corriente rica en ciertos micronutrientes y ciertos aceites neutros, ajustando de este modo la composición de la corriente de micronutrientes producida en la etapa (v) y también se produce una corriente de productos separada con ciertos micronutrientes y aceites neutros.

Como alternativa el producto de cabeza de la primera destilación puede enviarse directamente a una segunda destilación sin pasar por la zona de condensación fría en la columna de separación por vapor.

La fase volátil separada de la sección de separación por vapor al vacío en la etapa (i) puede condensarse en la zona de condensación de alta temperatura en la etapa (ii) a temperatura elevada dentro del intervalo de 130 a 220 °C, preferentemente dentro del intervalo de 140 a 160 °C. La condensación en la etapa (ii) puede implementarse de varias maneras, tal como limpiando con un condensado que se recircula, limpiando el gas con condensado frío o usando intercambio de calor indirecto mediante un refrigerante de superficie.

De acuerdo con el método los aceites neutros condensados de la primera destilación en la etapa (iii) pueden transferirse de vuelta a la sección de separación por vapor al vacío en la etapa (i). La etapa (iii) también puede comprender que la corriente volátil obtenida rica en micronutrientes y ácidos grasos de la primera destilación, definida en lo sucesivo en el presente documento destilación A, puede enviarse directamente a la segunda destilación, definida en lo sucesivo en el presente documento destilación B, en la etapa (v). De acuerdo con una alternativa, la corriente volátil obtenida rica en micronutrientes y ácidos grasos de la destilación A en la etapa (iii) puede enviarse junto con vapores de la zona de condensación de alta temperatura en la etapa (ii) a una zona de condensación fría en la etapa (iv) obteniendo un condensado y una corriente de gases no condensables.

De acuerdo con el método las operaciones, destilación A y destilación B, pueden seleccionarse de una o más, preferentemente una o dos, de las operaciones en el grupo que consiste en destilación de camino corto, evaporadores de película seca, operaciones instantáneas al vacío y columnas de destilación de múltiples estadios de contracorriente.

De acuerdo con el método el nivel de vacío en la destilación A y el nivel de vacío en la destilación B puede ajustarse a al menos 0,001 mbar, preferentemente dentro del intervalo de 1 a 10 mbar, preferentemente dentro de un intervalo de 2 a 5 mbar para ajustarse al nivel de vacío ya existente en la parte superior de la zona de condensación fría.

De acuerdo con el método la etapa (i) puede comprender suministrar una corriente de suministro oleosa,

comprendiendo dicha corriente sustancias volátiles tales como ácidos grasos libres, micronutrientes y aceites neutros tales como mezclas de tri, di y mono acilglicéridos, a una sección de separación por vapor al vacío. La etapa (i) también puede comprender separar ácidos grasos juntos con otras sustancias volátiles y aceites neutros.

De acuerdo con el método la etapa (ii) puede comprender suministrar los ácidos grasos separados, micronutrientes juntos con otras sustancias volátiles, y componentes de aceite neutro volátiles a una zona de condensación de alta temperatura, condensar ácidos grasos, micronutrientes junto con algunas sustancias volátiles y aceites neutros de la fase de vapor y enviar los ácidos grasos condensados, micronutrientes junto con algunas sustancias volátiles y aceites neutros a la destilación A en la etapa (iii), y permitir que el vapor, ácidos grasos volátiles, algunos micronutrientes junto con otras sustancias volátiles pasen a una zona de condensación fría en la etapa (iv).

De acuerdo con el método la etapa (iii) puede comprender someter los ácidos grasos condensados, micronutrientes junto con algunas sustancias volátiles y aceites neutros a una operación de destilación al vacío en la destilación A en la etapa (iii) obteniendo una corriente volátil rica en micronutrientes y ácidos grasos y retirar aceites neutros en la destilación A, transferir los aceites neutros condensados de vuelta a la sección de separación por vapor al vacío en la etapa (i), y transferir la corriente obtenida rica en micronutrientes y ácidos grasos a la zona de condensación de baja temperatura en la etapa (iv) junto con vapores de la zona de condensación de alta temperatura en la etapa (ii). Como alternativa, o en combinación con las rutas que se acaban de describir, las sustancias volátiles de destilación A pueden dirigirse directamente a destilación B.

De acuerdo con el método la etapa (iv) puede comprender condensar ácidos grasos volátiles, micronutrientes junto con otras sustancias volátiles en una zona de condensación fría obteniendo un condensado y una corriente que comprende vapor, gases no condensables juntos con trazas de ácidos grasos y otros vapores de hidrocarburos más ligeros, permitir que esta corriente continúe hasta el sistema de vacío, transferir el condensado de ácidos grasos volátiles, micronutrientes junto con algunas sustancias volátiles a una operación de destilación al vacío en la destilación B en la etapa (vi).

De acuerdo con el método la fracción menos volátil en la etapa (iii) puede condensarse a temperatura elevada dentro del intervalo de 130 a 220 °C, preferentemente dentro del intervalo de 140 a 160 °C, para condensar la mayoría del aceite neutro de la fase de vapor, y para recuperar un producto de corriente de aceite neutro de la etapa (i).

El método de acuerdo con la invención puede tener cualquier combinación de las alternativas anteriormente mencionadas, y por lo tanto no se limita a una cualquiera de las alternativas mencionadas. Se definen aspectos adicionales y realizaciones de la invención por las reivindicaciones posteriores. La invención se ilustrará adicionalmente por los dibujos adjuntos y se presentará en la siguiente descripción detallada de realizaciones de la invención. La invención también se ilustrará por los siguientes ejemplos. Se pretende que las figuras y los ejemplos posteriores ilustren la invención sin limitar el alcance de la invención. Si no se indica de otro modo en los ejemplos y tablas el porcentaje se proporciona en porcentaje en peso (% p).

Breve descripción de los dibujos

La Figura 1 desvela un método de la técnica anterior para tratar aceites vegetales y/o grasas animales.

La Figura 2 muestra un esquema de la presente invención.

La Figura 3 muestra una gráfica de la pérdida de tocoferoles para el producto de FFA en función de la temperatura en el estadio de condensación de alta temperatura.

La Figura 4 muestra la pérdida de aceite neutro.

La Figura 5 muestra la concentración de tocoferol en el producto enriquecido en micronutrientes.

Descripción detallada de los dibujos

La Figura 1 ilustra una realización de la técnica anterior en la que se suministra una corriente de suministro oleoso 1 a una sección de separación por vapor al vacío junto con vapor de separación 2 e infiltración de aire 3. Se separan ácidos grasos, micronutrientes junto con otras sustancias volátiles, y aceites neutros y se transfieren a una zona de condensación de alta temperatura. En la zona de condensación de alta temperatura se condensa una corriente enriquecida en micronutrientes 6 y se separa del suministro. Las sustancias volátiles restantes no condensados en la zona de condensación de alta temperatura se transfieren además a una zona de condensación fría, produciendo una corriente de productos de ácidos grasos 5 que se condensa, y una corriente 4 de vapor, gases no condensables junto con trazas de ácidos grasos y otros vapores de hidrocarburos más ligeros, permitiendo que la corriente 4 continúe al sistema de vacío. De la sección de separación por vapor al vacío se recupera un producto de corriente de aceite neutro 7.

La Figura 2 muestra un esquema del método de la presente invención en el que se suministra una corriente de suministro oleoso 1 a una sección de separación por vapor al vacío junto con vapor de separación 2 e infiltración de aire 3. La corriente de suministro oleoso 1 contiene, entre otros componentes, ácidos grasos libres y micronutrientes. El método comprende suministrar la corriente de suministro 1 a la sección de separación por vapor al vacío. La

sección de separación por vapor al vacío funciona adecuadamente dentro de un intervalo de 1 a 10 mbar, preferentemente de 1,5 a 5 mbar de nivel de vacío. Los ácidos grasos se separan junto con otras sustancias volátiles tales como algunos de los micronutrientes, algún "aceite neutro", es decir mezclas de tri, di y mono acilglicéridos. El vapor junto con componentes volátiles se transfiere a una zona de condensación de alta temperatura. En la zona de condensación de alta temperatura la fracción menos volátil se condensa a temperatura elevada. La temperatura en la zona de condensación de temperatura está convenientemente dentro del intervalo de 130 a 220 °C, preferentemente dentro del intervalo de 140 a 160 °C, para condensar la mayoría del aceite neutro de la fase de vapor. La fracción condensada de la zona de condensación de alta temperatura se transfirió a la etapa de destilación A y para recuperar un producto de corriente de aceite neutro. El producto de la corriente de aceite neutro de la destilación A podría devolverse a la columna principal, es decir la sección de separación, directa o indirectamente.

La zona de condensación puede implementarse de varias maneras bien conocidas, tales como limpiando con el condensado, inactivando con una corriente más fría o usando un condensador indirecto de baja caída de la presión.

La presente invención muestra una diferencia significativa con respecto a la técnica anterior, porque el condensado del estadio de condensación de alta temperatura no se saca como una corriente de producto. En su lugar el condensado de acuerdo con la presente invención se somete a una operación de destilación, es decir destilación A. En la destilación A el condensado de alta temperatura se separa en aceite neutro, consistente principalmente en TAG y DAG, y una corriente volátil rica en micronutrientes. Opcionalmente, puede añadirse vapor de separación a la destilación A para potenciar la retirada de micronutrientes del aceite neutro. El producto sedimentado de la destilación A se devuelve, directa o indirectamente, parcial o completamente, a la columna principal, es decir la sección de separación. El producto de cabeza de la destilación A continúa al estadio de condensación de baja temperatura junto con vapores del estadio de condensación de alta temperatura. Como alternativa el producto de cabeza de la destilación A puede enviarse directamente a la destilación B por la vía C sin pasar por la zona de condensación de temperatura fría.

Como alternativa el sistema de cabeza de esta primera destilación A, una corriente D, puede retirarse rico en ciertos micronutrientes y cierto aceite neutro, ajustando de esta manera la composición de la corriente de micronutrientes producida en la etapa (v) y también produce una corriente de producto separado con ciertos micronutrientes y aceites neutros.

El estadio de condensación de baja temperatura puede implementarse por varios métodos bien conocidos, tales como limpiar el gas con condensado frío o con intercambio de calor indirecto mediante un enfriador de superficie. La zona de condensación de temperatura fría produce un condensado de baja temperatura. El condensado de temperatura fría se envía a la destilación B. Gases no condensables junto con trazas de ácidos grasos y otros vapores de hidrocarburos más ligeros, es decir corriente 4 del estadio de condensación de baja temperatura, continúan al sistema de vacío. La destilación B produce una corriente de productos de ácidos grasos 5 y una corriente enriquecida en micronutrientes 6.

Las dos operaciones de destilación al vacío destilación A y destilación B pueden seleccionarse de varios métodos conocidos, pero sin limitación, del grupo de operaciones de destilación consistentes en destilación de ruta corta, evaporadores de película seca, operaciones ultrarrápidas al vacío, columnas de destilación de múltiples estadios de contracorriente. El nivel de vacío puede por lo tanto establecerse tan bajo como 0,001 mbar como sea factible en unidades de destilación de ruta corta, o puede ser hasta el intervalo de 1 a 10 mbar, preferentemente de 2 a 5 mbar, para coincidir con el nivel de vacío ya existente en la parte superior del estadio de condensación fría.

En comparación con la técnica anterior pueden destacarse al menos tres mejoras significativas de la presente invención:

(i) La adición de una operación de destilación al vacío destilación A al estadio de condensación de alta temperatura permite la retención de un aceite neutro recuperando a la vez micronutrientes valiosos. La retirada de aceite neutro de la destilación A a la sección de separación permite además conseguir corrientes enriquecidas en micronutrientes mucho más allá de lo que puede conseguirse con la técnica anterior.

(ii) Los micronutrientes del estadio de condensación de alta temperatura se enfrían rápidamente y se capturan cuantitativamente en el estadio de condensación fría, capturado como alternativa en el sistema de cabeza de la destilación B, conduciendo de este modo a una operación esencialmente sin pérdida para los micronutrientes.

(iii) Las dos operaciones de destilación al vacío A y B pueden optimizarse y configurarse para equilibrar las concentraciones de micronutrientes y los rendimientos como se ilustrará adicionalmente por los ejemplos.

La Figura 3 muestra una gráfica de la pérdida de tocoferoles con respecto al producto de FFA en función de la temperatura en el estadio de condensación a alta temperatura. La gráfica es una comparación entre la técnica de fondo, Ejemplo 1 véase posteriormente, y la invención, Ejemplo 2 véase posteriormente. La comparación se realizó a una temperatura del estadio de condensación de alta temperatura de 160 °C. Se realizó una investigación

sistemática sobre una amplia serie de temperaturas de condensación de 135 °C a 175 °C para cuantificar el comportamiento ventajoso de la invención en comparación con los antecedentes de la técnica.

Las gráficas en las Figuras 3 a 6 se basan en los resultados de los Ejemplos 1 y 2, véase posteriormente. La Figura 3 muestra la comparación de la pérdida de tocoferol con respecto al producto de de FFA, y la gráfica en la Figura 3 muestra que la invención proporciona esencialmente retención completa de los tocoferoles, mientras que los enfoques solamente de los antecedentes de la técnica muestran pérdidas bajas a temperaturas muy bajas. Sin embargo, a temperaturas muy bajas la concentración de tocoferol es indeseablemente baja con la técnica anterior como se muestra en la Figura 5.

La Figura 4 muestra la pérdida de aceite neutro. La pérdida de aceite neutro es uniformemente solamente de aproximadamente el 10 % de la pérdida de aceite neutro de la técnica anterior. Esto corresponde a retención esencialmente cuantitativa de los TAG y DAG en el producto de aceite refinado, mientras que el contenido de MAG del suministro, que se ha supuesto que es del 0,05 %, se encuentra en el micronutriente o los productos de FFA. Aunque la técnica anterior podría modificarse para simplemente devolver el condensado del estadio de condensación a alta temperatura al separador, esto conduciría, especialmente a las bajas temperaturas en el estadio de condensación de alta temperatura, a retención inaceptablemente alta de los micronutrientes en el producto de aceite refinado.

La Figura 5 muestra la concentración de tocoferol en el producto enriquecido en micronutrientes. La técnica anterior muestra, para el ejemplo particular, una concentración máxima de aproximadamente 12 % de tocoferol de 155 a 160 °C, a temperaturas mayores diluido por aceite neutro, a temperaturas menores diluido por FFA. Por el contrario, la invención aprovecha las temperaturas menores en el estadio de condensación de alta temperatura, acercándose a concentraciones de tocoferol del 50 % eficazmente.

Ejemplos

Ejemplo 1 (comparativo, antecedentes de la técnica)

Este ensayo comparativo se realizó de acuerdo con el diagrama de flujo simplificado en la Figura 1 y el equilibrio de masas mostrado posteriormente en la Tabla 1. El equilibrio de masas representa un caso de procesamiento de 1.000 toneladas de aceite/día. La composición de aceite usada es típica para aceite de soja, que se ha sometido a procesamiento corriente arriba con enzimas de PLC para convertir fosfolípidos en diacilglicéridos (DAG).

Los aceites se suministraron a la columna separadora a 270 °C y se aplicó vapor de separación 1,5 % para separar, de acuerdo con el método mostrado en la Figura 1. La concentración de alta temperatura tiene lugar a 160 °C y la condensación de baja temperatura a 55 °C, en ambos casos simuladas por limpieza de los vapores con un condensado a estos niveles de temperatura. El nivel de vacío en la parte superior del estadio de condensación fría fue de 1,5 mbar. El equilibrio de masas se estableció usando un simulador de proceso (PRO/II versión 9.1 de SimSci-Esscor) combinado con una base de datos patentada propiedad de Alfa Laval para lípidos. Los resultados se muestran en la Tabla 1.

Tabla 1

Corriente	1	2	3	4	5	6	7
Flujo [kg/h]	41666,7	645,2	10,0	675,7	248,0	280,0	41118,3
Composición [% p]							
TAG	96,9665	-	-	-	0,0017	17,6471	98,1395
DAG	1,8000	-	-	-	0,2659	35,3421	1,5818
MAG	0,0500	-	-	0,0001	4,2272	3,6610	0,0002
FFA	0,5910	-	-	0,0491	93,0340	5,4458	0,0000
Tocoferoles	0,1200	-	-	-	1,5208	11,4889	0,0343
Esteroles	0,4200	-	-	-	0,7309	26,1886	0,2429
Escualeno	0,0025	-	-	-	0,1027	0,2223	0,0004
Agua	0,0500	100,00	-	98,4708	0,1168	0,0042	0,0009
Aire	-	-	100,00	1,4800	-	-	-
Σ	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

La desviación del equilibrio de masas fue de 0,011 kg/h.

Lo siguiente resulta evidente a partir de este ejemplo comparativo:

A) El condensado frío tiene una concentración de tocoferol del 1,5 % y en total 7,5 % del tocoferol en el suministro se pierde a este condensado frío, correspondiente a 3,8 kg por h.

B) La pérdida de aceite neutro, que se define como TAG+DAG+MAG, a los condensados fríos y calientes asciende a 170 kg por h.

C) La concentración de tocoferoles en la corriente de destilado de alta temperatura (6) es solamente del 11,5 %, teniendo una concentración alta de aceite neutro y FFA. Esta concentración de tocoferol baja proporciona a la corriente de micronutrientes menos valor comercial, debido a los mayores costes de manipulación y transporte hasta una instalación de purificación.

Recalculado a pérdidas anuales (a 330 días operativos por año) esto corresponde a una pérdida de 30 toneladas/año de tocoferoles y 1.344 toneladas/año de aceite neutro. En la actualidad el aceite de soja tiene un precio de aproximadamente 1.200 \$/tonelada y el tocoferol en corrientes enriquecidas de aproximadamente 35.000 \$/tonelada (basándose en tocoferol al 100 %, es decir una concentración del 10 % vale 3.500 \$/tonelada). En términos monetarios estas pérdidas se traducen por lo tanto a pérdidas por un valor de 1 millón de \$/año de tocoferol y 1,6 millones de \$/año de aceite neutro, un total de aproximadamente 2,6 millones de \$ perdidos al año. Estableciendo el valor de la corriente de productos de ácidos grasos (5) en 700 \$/tonelada se puede calcular un valor de producto total sumando el valor de todas las corrientes de producto. Véase Tabla 2.

Tabla 2

	millones de \$/año
Valor del aceite	390,79
Valor del destilado frío (FFA)	1,37
Valor del destilado caliente (Tocoferoles)	8,92
Valor de producto total	401,08

Este valor de caso básico de 401,1 millones de \$/año se usará como parte de la base para ilustrar el valor de la presente invención.

Ejemplo 2 (la invención)

En el Ejemplo 2 la sección de separación y estadios de condensación estuvieron a las mismas temperaturas y niveles de vacío que en el Ejemplo 1. El estado de condensación a alta temperatura funcionó por lo tanto a 160 °C. La destilación A se simuló con una columna de 6 estadios teóricos, siendo el estadio superior (estadio 1) un condensador parcial que funcionaba a 223 °C y 3 mbar, pasando el suministro al estadio 3. La temperatura del evaporador fue de 260 °C. Para ayudar a la separación de micronutrientes se añadió un vapor de separación que sumaba el 10 % en peso del condensado de torre de lavado caliente por debajo del estadio 2, es decir mezclado con los vapores del evaporador.

La destilación B se simuló con una columna de 5 estadios teóricos, siendo el estadio superior el condensador que funcionaba en el punto de ebullición del producto de cabeza a 2,3 mbar, en este caso 54 °C. La columna se especificó para funcionar a una relación de reflujo de 0,1 en peso, es decir siendo el condensado de reflujo del condensador 10 % del producto de cabeza. La temperatura del evaporador se estableció de modo que el contenido de ácidos grasos libres (FFA) en el producto enriquecido en tocoferol era del 1 %, en este ejemplo que dio como resultado una temperatura de evaporador de 250 °C. En la Tabla 3 se resume el equilibrio de masas para PFD de la Figura 2.

Tabla 3

Corriente	1	2	3	4	5	6	7
Flujo [kg/h]	41666,7	678,7	10,0	709,0	250,9	84,5	41310,9
Composición [% p]							
TAG	96,9665	-	-	-	0,0000	0,0039	97,8016
DAG	1,8000	-	-	-	0,0000	1,1645	1,8131

MAG	0,0500	-	-	0,0002	2,1087	18,2632	0,0002
FFA	0,5910	-	-	0,0412	97,7021	1,0000	0,0000
Tocoferoles	0,1200	-	-	-	0,0286	40,7445	0,0375
Esteroles	0,4200	-	-	-	0,0012	37,8080	0,3462
Escualeno	0,0025	-	-	-	0,0048	1,0159	0,0004
Agua	0,0500	100,00	-	98,5482	0,1546	0,0000	0,0009
Aire	-	-	100,00	1,4104	-	-	-
Σ	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

El Ejemplo 2 muestra la práctica ausencia de TAG y muy bajo contenido de DAG en el producto de micronutrientes (corriente 6) y ausencia de TAG y DAG del producto de FFA (corriente 5). La pérdida de aceite neutro (TAG+DAG+MAG) es solamente del 0,05 % en el suministro entrante, o 22 kg/h, que es considerablemente menor que la de 170 kg/h en el Ejemplo 1.

Aún más importante es que prácticamente no hay pérdida de tocoferoles u otros micronutrientes a la corriente de producto de FFA, siendo la pérdida de tocoferoles menor del 0,14 % de los tocoferoles en la corriente de suministro, o aproximadamente 70 gramos por hora, considerablemente menor que la pérdida de tocoferol de 3,8 kg/h en el caso básico. Más notable es además que la concentración de tocoferol en el producto enriquecido ha alcanzado ahora el 40 %, mucho mayor que lo que puede conseguirse en el Ejemplo 1.

Los ahorros en este ejemplo son por lo tanto de 148 kg/h de aceite neutro y 3,7 kg/h de tocoferol. Anualmente esto supone un ahorro de 1170 toneladas de aceite neutro y 29 toneladas de tocoferol, que calculado igual que en el caso básico es un ahorro anual de $1170 \times 1.200 + 29 \times 35.000 = 2,4$ millones de dólares/año.

El valor económico del producto rico en FFA, incluido el valor de todas las corrientes de producto, se muestra en la Tabla 4.

Tabla 4

	millones de \$/año
Valor del aceite	392,62
Valor del destilado frío (FFA)	1,39
Valor del destilado caliente (Tocoferoles)	9,55
Valor de producto total	403,56

Los resultados del Ejemplo 1 y 2 se ilustran por las gráficas en las Figuras 3 a 6. La Figura 3 muestra una gráfica de la pérdida de tocoferoles al producto de FFA en función de la temperatura en el estadio de condensación de alta temperatura, la Figura 4 muestra la pérdida de aceite neutro, y la Figura 5 muestra una gráfica de la concentración de tocoferol en el producto enriquecido en micronutrientes, véase anteriormente en "Descripción detallada de los dibujos".

REIVINDICACIONES

1. Un método para desacidificación de grasas y aceites que comprende las siguientes etapas:

- 5 etapa (i) suministrar una corriente de suministro oleoso (1) a una sección de separación por vapor al vacío, separando fases volátiles;
 etapa (ii) suministrar las fases volátiles separadas a una zona de condensación de alta temperatura, obteniendo una fase condensada y una fase de vapor, enviar la fase condensada a destilación (A) y enviar la fase de vapor a una zona de condensación fría;
 10 etapa (iii) someter la fase de condensación a operación de destilación al vacío en destilación (A) obteniendo una corriente volátil y una fase oleosa condensada;
 etapa (iv) suministrar la fase de vapor de la zona de condensación de alta temperatura, etapa (ii), opcionalmente junto con la corriente volátil de la destilación (A) a la zona de condensación fría produciendo una corriente de gases no condensables y un condensado frío, dejar que la corriente de gases no condensables continúe a un sistema de vacío (4) y suministrar el condensado frío a la destilación (B); y
 15 etapa (v) someter el condensado frío a la destilación (B) produciendo una corriente de ácidos grasos (5), una corriente de micronutrientes (6) y una corriente de no condensables, enviándose dichos no condensables al sistema de vacío (4) junto con corriente de los gases no condensables de la zona de condensación fría para formar vapor de todos los gases no condensables.

20 2. Un método de acuerdo con la reivindicación 1, en el que la sección de separación por vapor al vacío en la etapa (i) puede funcionar a presión dentro del intervalo de 1 a 10 mbar, preferentemente dentro de un intervalo de 1,5 a 5 mbar de nivel de vacío.

25 3. Un método de acuerdo con las reivindicaciones 1 o 2, en el que la fase volátil separada de la sección de separación por vapor al vacío en la etapa (i) se condensa en la zona de condensación de alta temperatura en la etapa (ii) a temperatura elevada dentro del intervalo de 130 a 220 °C, preferentemente dentro del intervalo de 140 a 160 °C.

30 4. Un método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la etapa (ii) también comprende limpiar el gas con condensado frío o tiene lugar usando intercambio de calor indirecto mediante un enfriador de superficie.

35 5. Un método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que se transfieren aceites neutros condensados de la destilación (A) en la etapa (iii) de vuelta a la sección de separación por vapor al vacío en la etapa (i).

40 6. Un método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la corriente volátil obtenida rica en micronutrientes y ácidos grasos de la destilación (A) en la etapa (iii) se envía directamente a destilación (B) en la etapa (v) por la vía (C) sin pasar por la zona de condensación fría en la etapa (iv).

45 7. Un método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la corriente volátil obtenida rica en micronutrientes y ácidos grasos de la destilación (A) en la etapa (iii) se envía junto con vapores de la zona de condensación de alta temperatura en la etapa (ii) a una zona de condensación fría en la etapa (iv) obteniendo un condensado y una corriente de gases no condensables.

50 8. Un método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que las operaciones, destilación (A) y destilación (B), se seleccionan de uno o más de los métodos en el grupo que consiste en destilación de ruta corta, evaporadores de película seca, operaciones ultrarrápidas al vacío y columnas de destilación de múltiples estadios de contracorriente.

55 9. Un método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el nivel de vacío en la destilación (A) y el nivel de vacío en la destilación (B) se establecen en al menos 0,001 mbar, preferentemente dentro del intervalo de 1 a 10 mbar, preferentemente dentro de un intervalo de 2 a 5 mbar para coincidir con el nivel de vacío ya existente en la parte superior en la zona de condensación fría.

60 10. Un método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la etapa (i) comprende suministrar una corriente de suministro oleoso (1) que comprende sustancias volátiles tales como ácidos grasos libres, micronutrientes y aceites neutros tales como mezclas de tri, di y mono acilglicéridos, a una sección de separación por vapor al vacío, la etapa (i) comprende además separar ácidos grasos junto con otras sustancias volátiles y aceites neutros.

65 11. Un método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la etapa (ii) comprende suministrar los ácidos grasos separados, micronutrientes junto con otras sustancias volátiles, y aceites neutros a una zona de condensación de alta temperatura, condensar ácidos grasos, micronutrientes junto con algunas sustancias volátiles y aceites neutros de la fase de vapor y enviar los ácidos grasos condensados, micronutrientes junto con

algunas sustancias volátiles y aceites neutros a destilación (A) en la etapa (iii), y permitir que el vapor, ácidos grasos volátiles, algunos micronutrientes junto con otras sustancias volátiles pasen a una zona de condensación fría en la etapa (iv).

- 5 12. Un método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la etapa (iii) comprende someter a los ácidos grasos condensados, micronutrientes junto con algunas sustancias volátiles y aceites neutros a una operación de destilación al vacío en la destilación (A) en la etapa (iii) obteniendo una corriente volátil rica en micronutrientes y ácidos grasos y retirar ácidos neutros en la destilación (A), transferir los ácidos neutros condensados de vuelta a la sección de separación por vapor al vacío en la etapa (i), y transferir la corriente obtenida
10 rica en micronutrientes y ácidos grasos a la zona de condensación de baja temperatura en la etapa (iv) junto con vapores de la zona de condensación de alta temperatura en la etapa (ii).
13. Un método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la etapa (iv) comprende condensar ácidos grasos volátiles, micronutrientes junto con otras sustancias volátiles en una zona de condensación
15 fría obteniendo un condensado y una corriente (4) que comprende vapor, gases no condensables junto con trazas de ácidos grasos y otros vapores de hidrocarburos más ligeros, permitir que la corriente (4) continúe al sistema de vacío, transferir el condensado de ácidos grasos volátiles, micronutrientes junto con algunas sustancias volátiles a una operación de destilación al vacío en la destilación (B) en la etapa (vi).
- 20 14. Un método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la fracción menos volátil en la etapa (iii) se condensa a temperatura elevada dentro del intervalo de 130 a 220 °C, preferentemente dentro de un intervalo de 140 a 160 °C, para condensar la mayoría del aceite neutro de la fase de vapor y para recuperar un producto de corriente de aceite neutro (7) de la etapa (i).
- 25 15. Un método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la etapa (iii) comprende retirar una corriente (D) rica en ciertos micronutrientes y cierto aceite neutro de la destilación (A).

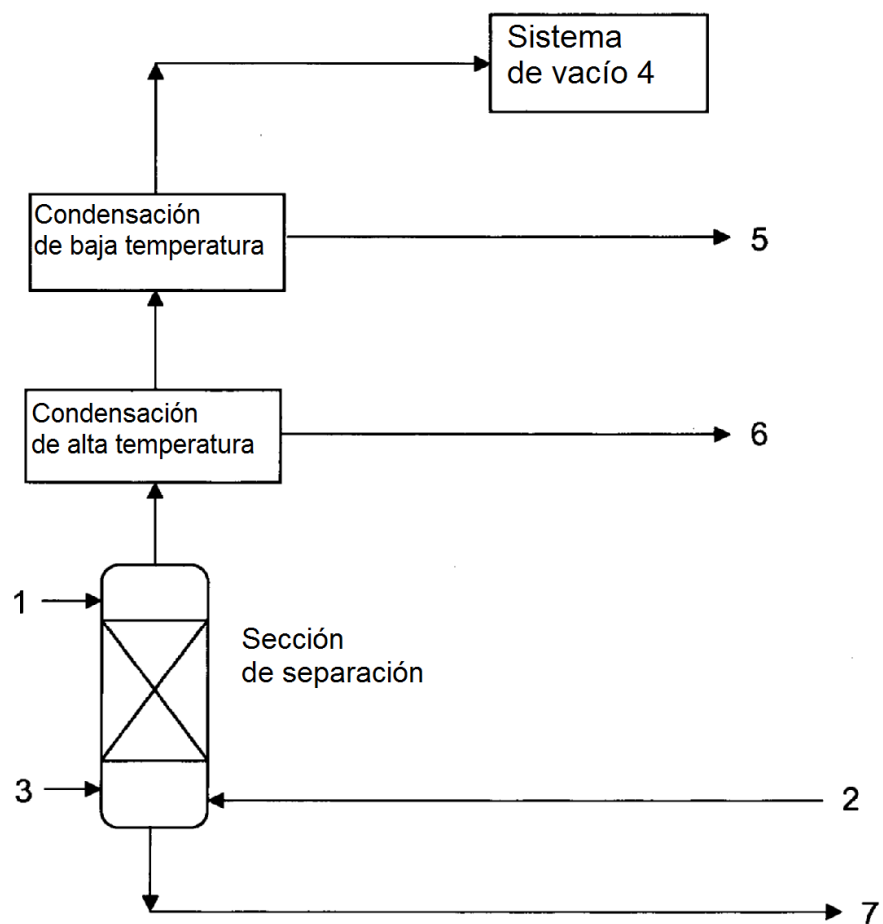


Figura 1

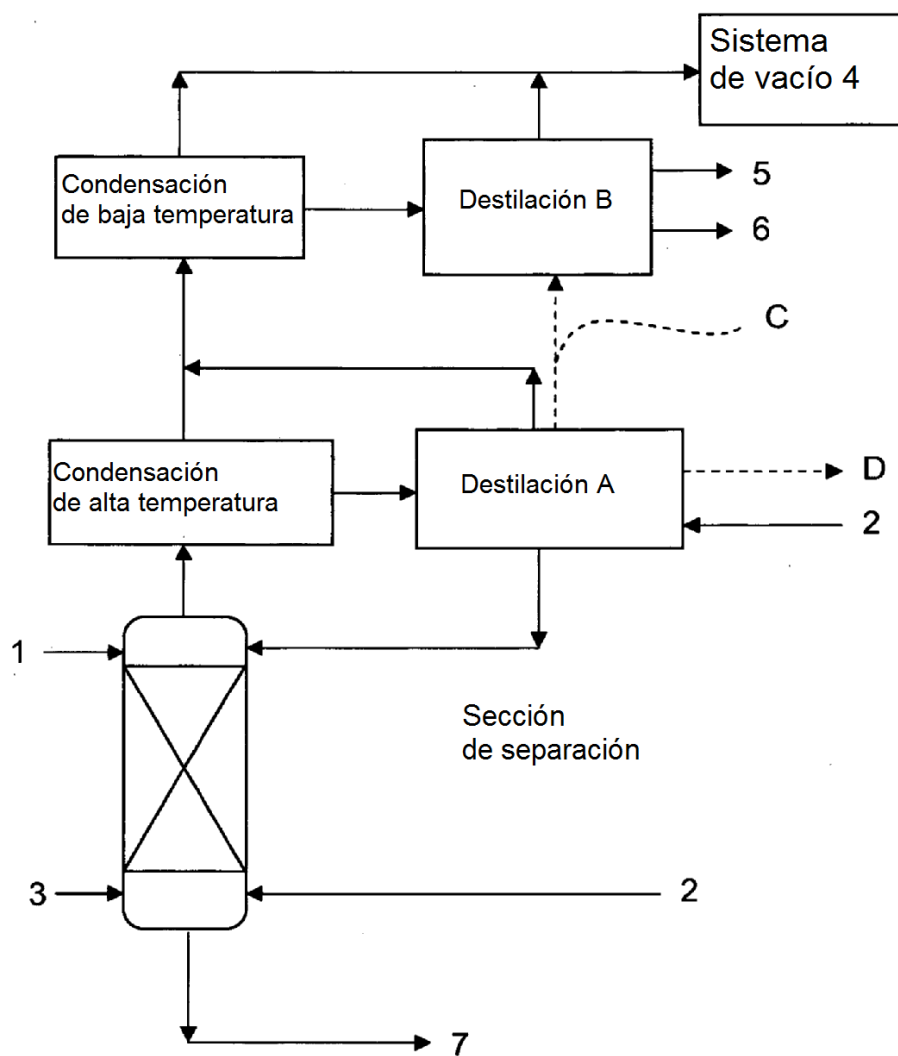


Figura 2

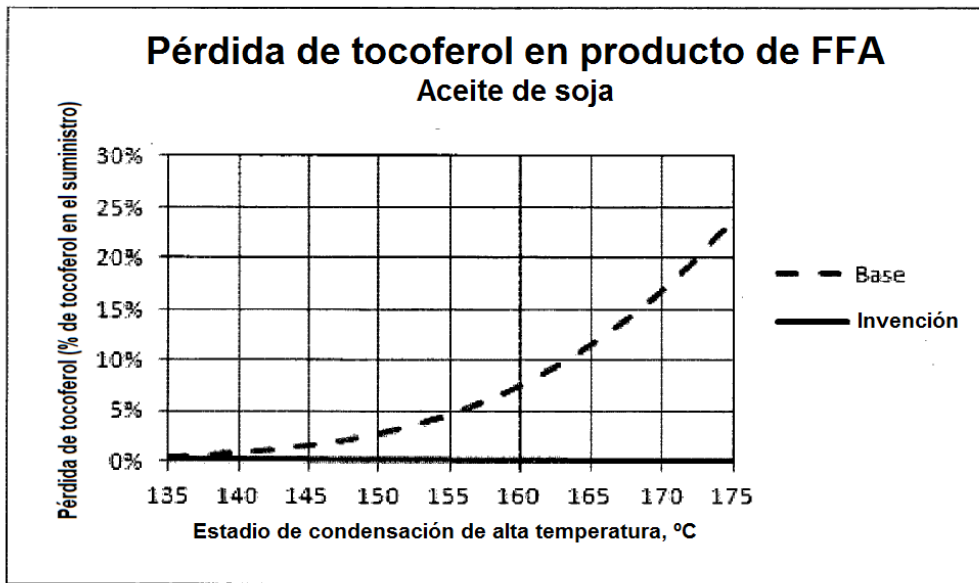


Figura 3

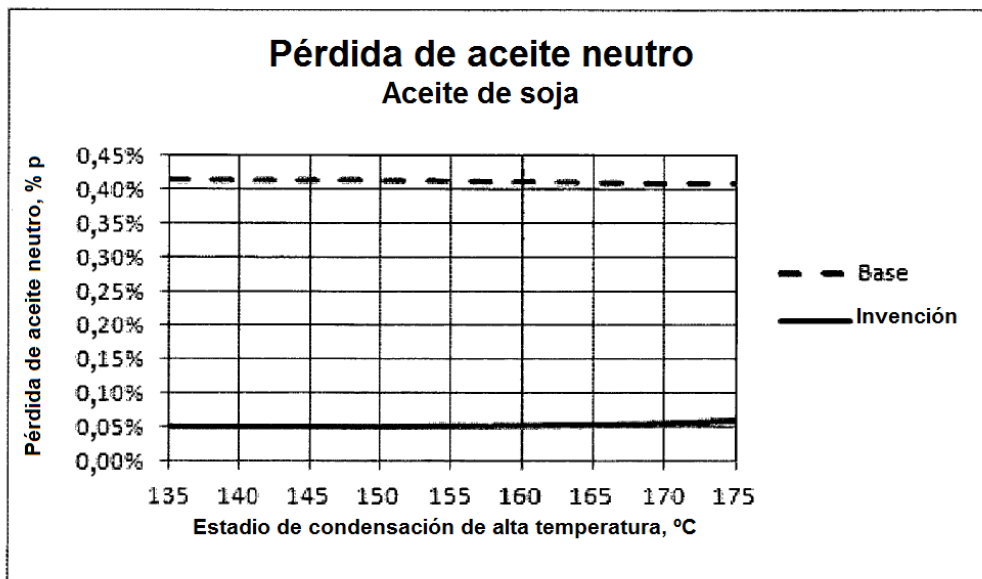


Figura 4

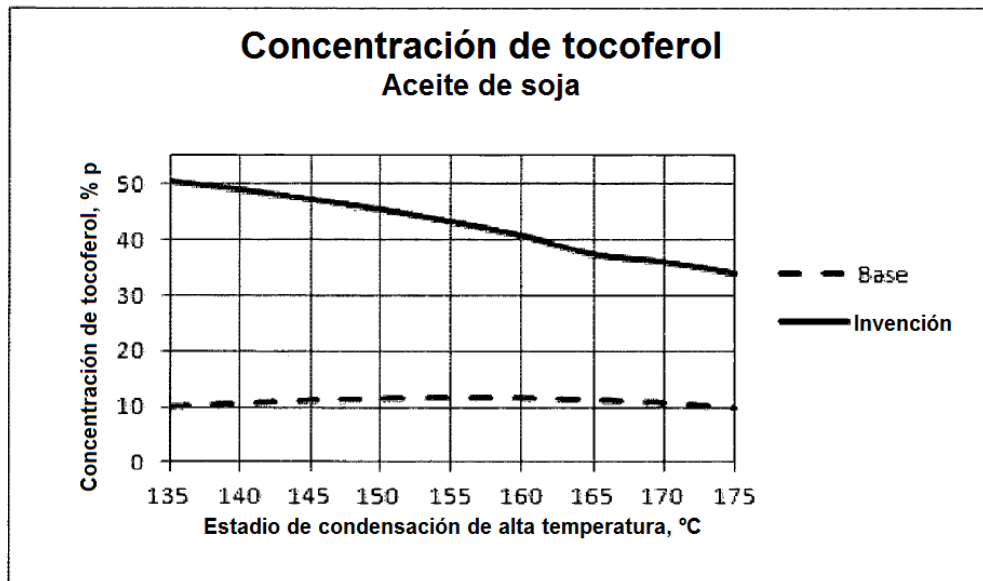


Figura 5

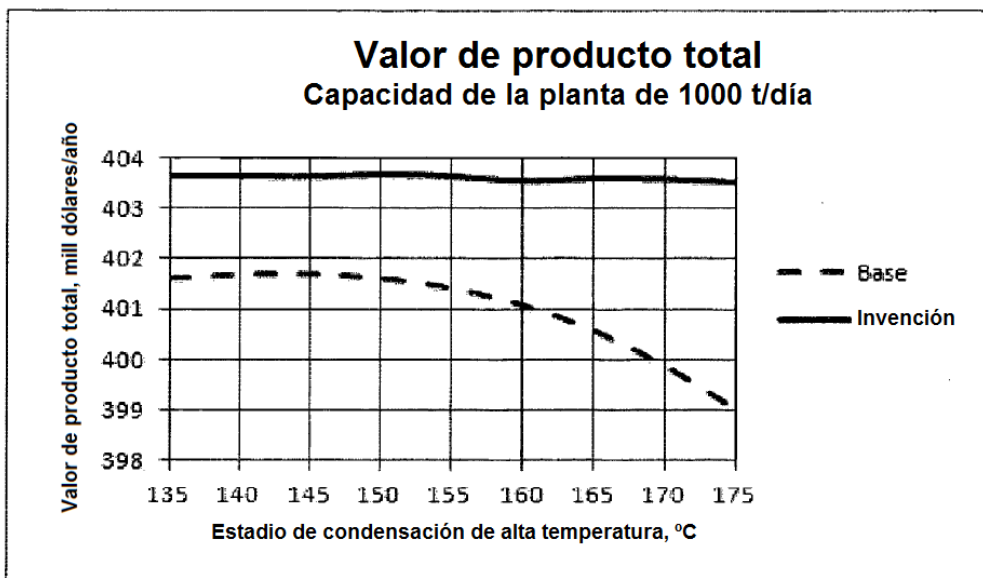


Figura 6