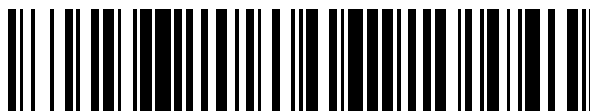


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 638 468**

51 Int. Cl.:

C11B 3/00 (2006.01)
A23D 9/04 (2006.01)
C11B 3/02 (2006.01)
C11B 3/10 (2006.01)
C11C 1/08 (2006.01)
C11C 1/10 (2006.01)
C11B 3/14 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **23.11.2011** **E 11190313 (4)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **19.07.2017** **EP 2597142**

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

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
20.10.2017

73 Titular/es:

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

72 Inventor/es:

MARQUES DE LIMA, DANILO y
SARUP, BENT

74 Agente/Representante:

VALLEJO LÓPEZ, Juan Pedro

ES 2 638 468 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 nuevo método para tratar aceites vegetales y/o grasas animales.

Antecedentes

10 La mayoría de aceites comestibles se someten a funciones de refinado que comprenden etapas de pretratamiento conocidas como desgomado y/o neutralización, más comúnmente seguidas de un tratamiento con un adsorbente sólido, por ejemplo arcilla activada, conocido como blanqueado. El pretratamiento de aceites para uso no comestible, tal como la fabricación de biocombustible, puede o puede no incluir la operación de blanqueado. El aceite pretratado se somete posteriormente a una operación de alta temperatura conocida como desodorización. La desodorización se lleva a cabo al vacío y consiste en general en dos etapas de proceso generales, una etapa de
 15 "blanqueado con calor", normalmente llevada a cabo dentro de un intervalo de aproximadamente 240 a aproximadamente 270 °C dentro de un tiempo de retención de 0,5 a 1,5 h y una segunda etapa que consiste en desprender los compuestos volátiles mediante el uso de vapor. El pretratamiento de aceite para su uso no comestible tal como la fabricación de biocombustible normalmente no incluye la etapa de blanqueado con calor. El desprendimiento de vapor, también conocido como des-acidificación, de grasas y aceites, comprende la reducción
 20 del contenido de ácidos grasos libres (FFA por sus siglas en inglés) desprendiendo con vapor al vacío. Los compuestos volátiles son principalmente aquellos presentes en el aceite pretratado, pero los compuestos volátiles pueden formarse también durante la operación de desodorización, por ejemplo en la etapa de blanqueado con calor. El desprendimiento de vapor de componentes compuestos volátiles puede tomar lugar antes, durante o después de la etapa de blanqueado por calor. Un ejemplo de desodorización llevada a cabo por desprendimiento de vapor en
 25 combinación con blanqueado con calor se desvela por el documento WO 98/00484. Simultáneamente con la retirada de FFA, la acción del desprendimiento de vapor también retirará parcialmente componentes valiosos tales como micronutrientes incluyendo tocoferoles, esteroleos, escualeno así como "aceites neutros", es decir, tri-, di- y mono-
 30 acilglicéridos (TAG, DAG, MAG), que representa una pérdida de producto principal valioso. Los compuestos volátiles se condensan en una zona de condensación fría antes del vapor de desprendimiento junto con gases no condensables (por ejemplo, aire de infiltración) se dirijan al sistema de vacío. Una zona de condensación fría tal comúnmente funciona dentro de un intervalo de aproximadamente 40 a aproximadamente 60 °C y se implementa comúnmente como un bucle de depuración, donde el destilado frío se usa para condensar los compuestos volátiles. El destilado frío, además de los FFA, contendrá micronutrientes y "aceites neutros". Debido al alto valor de los
 35 micronutrientes hay un interés particular en recuperarlos del destilado. Sin embargo, los micronutrientes necesitan enriquecerse en su concentración en la planta de tal manera que su procesamiento adicional en las plantas de purificación y el transporte a tales plantas pueda tener lugar de manera económica. La pérdida de "aceites neutros" diluirá adicionalmente cualquier corriente enriquecida de micronutrientes que pueda extraerse del sistema.

40 Una tendencia actual en la industria del aceite comestible es usar ciertas enzimas, comúnmente conocidas como enzimas tipo fosfolipasa A ("PLA"), para permitir la retirada de los componentes que contienen fósforo ("fosfolípidos") del aceite comestible bruto a niveles en ppm muy bajos, actuando produciendo más lisofosfolípidos hidrosolubles cortando un ácido graso del fosfolípido. Sin embargo, un efecto secundario de este proceso es la producción aumentada de FFA, que diluirá los micronutrientes en los destilados desodorizantes. Otro tipo de enzimas comúnmente conocidas como enzimas tipo fosfolipasa C ("PLC") se han tomado recientemente en uso industrial a
 45 gran escala. Estas enzimas dan rendimientos aumentados de producto oleaginoso convirtiendo los fosfolípidos en DAG. Sin embargo, el nivel aumentado de DAG en los aceites tiende a agravar el problema con la pérdida de aceites neutros durante la operación de desprendimiento de vapor ya que la presión de vapor del DAG es mayor que la presión de vapor del TAG.

50 En los últimos años algunos refinadores tienen incluida en sus secciones de desodorización una zona de condensación adicional, una disposición normalmente denominada "depuradores dobles" desvelada en el documento US 6750359, que tiene un depurador adicional a alta temperatura. Aunque el uso de este "depurador doble" permite la extracción de una corriente secundaria de condensado a partir de la etapa de condensación a alta temperatura enriquecida en micronutrientes, se mantiene una pérdida significativa de micronutrientes en la corriente
 55 de cabeza rica en FFA. Una limitación significativa adicional de tal enfoque es que la eficiencia de separación en el depurador caliente está estrechamente conectada a las condiciones de funcionamiento del desodorizador, donde la operación principal es producir aceite comestible desprendiendo vapor al vacío. Tal conexión impondrá límites bastante bajos para el enriquecimiento obtenible de los tocoferoles en cualquier corriente de destilado extraída del depurador caliente. Otros métodos de acuerdo con la técnica anterior se desvelan por el documento US7598407 y el
 60 documento US2010/0200805

Una tendencia adicional en la industria es moverse hacia la des-acidificación, es decir, el "refinado físico" para los aceites, tales como el aceite de soja, que tradicionalmente se refinan neutralizando los ácidos grasos libres con sosa cáustica para formar jabones, posteriormente separados lavando con agua. El sub-producto de esta operación, el
 65 almacén de jabón, es de bajo valor y adicionalmente da lugar a pérdidas de aceite. En la vía de refinado físico el contenido de FFA a la columna de des-acidificación aumentará de aproximadamente el 0,05 a aproximadamente el

0,1 por ciento en peso (% p), siendo los contenidos FFA típicos para un aceite neutralizado y blanqueado, a los niveles de FFA en el aceite bruto, por ejemplo, del 0,5 al 1 % en peso en el caso del aceite de soja, o del 3 al 6 % en peso en el caso del aceite de palma. Esto dará lugar al manejo de más FFA en la columna de desprendimiento, también diluyendo direccionalmente las corrientes secundarias enriquecidas en micronutrientes.

5 Los destilados que contienen FFA de la des-acidificación de grasas y aceites se han usado tradicionalmente para la fabricación de jabón, pero se están usando en un grado en aumento como materias primas para oleo-químicos de mayor valor, tales como ácidos grasos de mayor pureza producidos por destilación de ácidos grasos a través de una conversión adicional en ésteres de ácidos grasos, alcoholes grasos, sulfatos de alcohol graso, aminas grasas y otros
10 productos oleo-químicos por ejemplo para la industria de los detergentes o los cosméticos. Es deseable para tal procesamiento de los destilados tener tan alta pureza de FFA como sea posible, lo que significaría reducir el contenido de otros compuestos volátiles tales como los micronutrientes y los aceites neutros.

15 El aceite de palma se refina siempre usando el método de refinado físico debido al alto contenido de FFA en el aceite de palma, normalmente el contenido de FFA está dentro del intervalo de aproximadamente 3 a aproximadamente el 6 % en peso. Adicionalmente, el aceite de palma tiene un alto contenido de MAG y DAG, el contenido de DAG estando normalmente en el intervalo de aproximadamente el 5 a aproximadamente el 7 % en peso. Tal alto contenido de FFA y componentes de aceites neutros compuestos volátiles da lugar a pérdidas muy elevadas de aceites naturales y la dilución de micronutrientes en las corrientes de condensado destiladas.

20 Los cambios principales pueden resumirse de esta manera como sigue

1. Reducción de pérdida de aceite neutro.
2. Recuperación de micronutrientes con pérdidas mínimas y en corrientes enriquecidas.
- 25 3. Aumento de la pureza de la corriente de producto de FFA.

La invención

30 El fin para la presente invención es encontrar una solución a los problemas técnicos anteriormente mencionados y encontrar un método para la reducción de la pérdida de aceite neutro, la recuperación de micronutrientes con pérdidas mínimas de recuperación de micronutrientes en corrientes enriquecidas con micronutrientes y aumentar la pureza de la corriente de producto de FFA. De esta manera, la presente invención se refiere a un método para tratar aceites vegetales y/o grasas animales como se define en las reivindicaciones. La columna de desprendimiento de vapor al vacío en la etapa (i) puede ser una columna envasada o una columna con bandejas o cualquier
35 combinación de envasado y bandejas.

La columna de desprendimiento de vapor al vacío de la etapa (i) puede hacerse funcionar de acuerdo con una alternativa de la invención dentro de un intervalo de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 1 kPa (aproximadamente 1 a aproximadamente 10 mbar), preferentemente un nivel de vacío de aproximadamente 0,2 a aproximadamente 0,5 kPa (aproximadamente 2 a aproximadamente 5 mbar).

45 La zona de condensación de alta temperatura en la etapa (ii) puede estar funcionando de acuerdo con otra alternativa de la invención a una temperatura dentro del intervalo de aproximadamente 150 a aproximadamente 230 °C, preferentemente a una temperatura dentro del intervalo de aproximadamente 170 a aproximadamente 210 °C.

La zona de condensación de baja temperatura en la etapa (iii) funciona a una temperatura dentro del intervalo de aproximadamente 25 a aproximadamente 80 °C, preferentemente de aproximadamente 40 a aproximadamente 60 °C.

50 El método también puede comprender una etapa de destilación (iv) de acuerdo con una alternativa de la invención que comprende destilar el condensado de la etapa (iii) al vacío de al menos 0,0001 kPa (0,001 mbar), logrando la recuperación esencialmente completa de los micronutrientes combinada con un grado de enriquecimiento, ambos de los cuales no son logrables simultáneamente con la técnica anterior. La etapa de destilación producirá una corriente de producto de ácido graso y una corriente enriquecida en micronutrientes. La operación de destilación al vacío en la
55 etapa (iv) puede seleccionarse del grupo que consiste en destilación de camino corto, evaporadores de película limpia, funciones ultrarrápidas al vacío, columnas de destilación multifase contracorriente.

La operación de destilación al vacío en la etapa (iv) puede funcionar de acuerdo con una alternativa adicional de la invención dentro de un intervalo de presión de aproximadamente 0,0001 a aproximadamente 1 kPa (de aproximadamente 0,001 a aproximadamente 10 mbar), preferentemente de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 1 kPa (aproximadamente 1 a aproximadamente 10 mbar), lo más preferido de aproximadamente 0,2 a aproximadamente 0,5 kPa (aproximadamente 2 a aproximadamente 5 mbar).

65 El método de acuerdo con una realización de la invención puede comprender una etapa de destilación al vacío entre la zona de condensación de alta temperatura en la etapa (ii) y la zona de condensación de baja temperatura en la etapa (iii). La etapa de destilación entre vacío puede realizarse dentro de un intervalo de presión de

aproximadamente 0,0001 a aproximadamente 1 kPa (de aproximadamente 0,001 a aproximadamente 10 mbar), preferentemente de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 1 kPa (aproximadamente 1 a aproximadamente 10 mbar), más preferido de aproximadamente 0,2 a aproximadamente 0,5 kPa (aproximadamente 2 a aproximadamente 5 mbar).

5 El nuevo método para tratar aceites vegetales y/o grasas animales proporciona la recuperación mejorada de aceites neutros cambiando la configuración y la filosofía de funcionamiento de la fase de condensación a alta temperatura fundamentalmente de la técnica anterior, que da una posibilidad de recuperar el aceite neutro permitiendo al mismo tiempo que los micronutrientes compuestos volátiles pasen a una operación de recuperación y enriquecimiento. Otra mejora es que los micronutrientes de la zona de condensación de alta temperatura se enfrían rápidamente y se capturan cuantitativamente en la zona de condensación fría, dando lugar a una operación de esencialmente no pérdida de micronutrientes. Alternativamente, los micronutrientes se capturan cuantitativamente en una etapa de destilación antes de la etapa de condensación fría. Una mejora adicional es el enriquecimiento de los micronutrientes recuperados aplicando una operación de destilación al vacío a un nivel de vacío y una eficiencia de separación adecuados, lo que permite el enriquecimiento requerido de los micronutrientes recuperados. Los micronutrientes, especialmente los tocoferoles y los tocotrienoles, son antioxidantes y se sabe que se deterioran durante el almacenamiento extendido y el transporte. El enriquecimiento inmediato en la planta tiene la ventaja de que se vuelve más factible envasar los productos enriquecidos de manera protectora para reducir tal deterioro. Una ventaja adicional de llevar a cabo la destilación al vacío en la planta es que las instalaciones de suministro de servicios públicos tales como vapor, vacío, electricidad, agua de enfriamiento así como la automatización se comparten con la planta principal. Reducir la presencia de aceites neutros ayudará en gran medida a la preparación de la corriente de micronutrientes enriquecida. Adicionalmente, la operación de destilación al vacío en la etapa (iv) y la etapa de destilación al vacío entre la etapa de condensación de alta temperatura (ii) y la etapa de condensación de baja temperatura (iii) puede como un producto de cabeza dar una corriente FFA que tiene una pureza mejorada comparada con las corrientes de FFA producidas de acuerdo con la técnica anterior.

La invención se ilustra por los dibujos y figuras que acompañan. Si no se indica de otra manera en los ejemplos y las tablas el porcentaje se da en porcentaje en peso (% p).

30 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 desvela un método para tratar aceites vegetales y/o grasas animales de acuerdo con una realización de la invención.
 35 La Figura 3 desvela un método para tratar aceites vegetales y/o grasas animales de acuerdo con una realización alternativa de la invención.

Descripción detallada de los dibujos

40 La Figura 1 ilustra una realización de la técnica anterior en la que una corriente de suministro oleaginoso 1 se suministra a una columna de desprendimiento de vapor al vacío 2 y una fuga de aire 3. Los ácidos grasos, los micronutrientes junto con otros compuestos volátiles y los aceites neutros se desprenden y se transfieren a una zona de condensación de alta temperatura. En la zona de condensación de alta temperatura una corriente enriquecida en micronutrientes 6 se condensa y se separa del suministro. El suministro separado se transfiere además a una zona de condensación fría, produciendo una corriente de producto de ácido graso 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. Desde la columna de desprendimiento de vapor de vacío se recupera una corriente de producto de aceite neutro 7.

50 La Figura 2 muestra un método de acuerdo con una realización de la invención. Una corriente de suministro pretratada oleaginoso 1 se suministra a una columna de desprendimiento de vapor al vacío junto con la corriente de desprendimiento 3 y una fuga de aire 3. En la columna de desprendimiento de vapor al vacío los micronutrientes junto con otros compuestos volátiles y los aceites neutros se desprenden y se transfieren a una zona de condensación de alta temperatura (ii). En la zona de condensación de alta temperatura los aceites neutros se condensan desde la fase de vapor. Los aceites neutros condensados se retienen y se envían de vuelta a la columna de desprendimiento bien directa o bien indirectamente a través de funciones aguas arriba, tales como una operación de blanqueado y/o una operación de desgomado/neutralización. Opcionalmente puede tomarse una corriente de purga del condensado desde el bucle de condensación de alta temperatura como se indica con la línea discontinua. Desde la columna de desprendimiento de vapor de vacío se recupera como producto una corriente de aceite neutro 7.

65 La corriente de desprendimiento, los ácidos grasos volátiles, los micronutrientes junto con los otros compuestos volátiles se dejan pasar a la zona de condensación fría. En la zona de condensación fría los ácidos grasos volátiles, los micronutrientes junto con los otros volátiles se condensan. Una corriente 4 de vapor, gases no condensables junto con trazas de ácidos grasos y otros vapores de hidrocarburos más ligeros se permite continuar al sistema de vacío.

El condensado de ácidos grasos volátiles, los micronutrientes junto con otros compuestos volátiles se transfiere a una sección de destilado en la etapa (iv) para separar el condensado en una corriente de producto de ácidos grasos 5, una corriente residual 4 de vapor, gases no condensables junto con trazas de ácidos grasos y otros vapores de hidrocarburos más ligeros y una corriente enriquecida en micronutrientes 6. La corriente residual 4 de vapor, gases no condensables junto con trazas de ácidos grasos y otros vapores de hidrocarburos más ligeros se permite continuar al sistema de vacío. La operación de destilación al vacío se selecciona del grupo que consiste en destilación de camino corto, evaporadores de película limpia, funciones ultrarrápidas al vacío, columnas de destilación multifase contracorriente.

La Figura 3 muestra una realización alternativa de la invención. De acuerdo con esta realización una operación de destilación se coloca entre la zona de condensación de alta temperatura en la etapa (ii) y la zona de condensación de baja temperatura en la etapa (iii). Un suministro pretratado de corriente de aceite 1 se suministra a una columna de desprendimiento de vapor de vacío junto con la corriente de desprendimiento 2 y una fuga de aire 3. Los ácidos grasos, los micronutrientes junto con los otros compuestos volátiles y los aceites neutros se desprenden en la columna de desprendimiento y se transfieren a la zona de condensación de alta temperatura. En la zona de condensación de alta temperatura los aceites neutros se condensan a partir de la fase de vapor. Los aceites neutros condensados se retienen y se envían de vuelta a la columna de desprendimiento bien directa o indirectamente a través de funciones aguas arriba, tales como una operación de blanqueado y/o una operación de desgomado/neutralización. Opcionalmente puede tomarse una corriente de purga del condensado desde el bucle de condensación de alta temperatura como se indica con la línea discontinua. Desde la columna de desprendimiento de vapor de vacío se recupera como producto una corriente de aceite neutro 7.

El vapor de desprendimiento, los ácidos grasos volátiles, los micronutrientes junto con otros compuestos volátiles de la zona de condensado de alta temperatura en la etapa (ii) se suministra a la columna de destilación. En la columna de destilación esta corriente de componentes volátiles se encuentra con una corriente de destilado que se devuelve desde la etapa de condensación de temperatura fría, dando lugar a la formación de un reflujo de condensado. La columna de destilado junto con la fase de condensación en frío separará de esta manera la corriente de desprendimiento y los compuestos volátiles de la zona de condensación de alta temperatura en una corriente de producto de ácidos grasos 5 junto con una corriente 4 de vapor, gases no condensables junto con trazas de ácidos grasos y otros vapores de hidrocarburos más ligeros y una corriente enriquecida en micronutrientes 6. La corriente enriquecida en micronutrientes 6 se recoge de la columna de destilación de vacío. La operación de destilación de vacío se selecciona del grupo que consiste en destilación de camino corto, evaporadores de película limpia, funciones ultrarrápidas al vacío, columnas de destilación multifase contracorriente. El condensador de cabeza para la columna de destilación y la etapa de condensación en frío (iii) pueden de esta manera combinarse en una única operación en esta realización. De acuerdo con esta realización la corriente de desprendimiento puede forzarse a través de una sección de rectificación superior en una columna de destilación contracorriente y esto puede dar lugar a una caída de presión añadida y el requerimiento de diámetros aumentados en las secciones de desprendimiento, rectificación y condensación para compensarlo y/o el requerimiento de un sistema de vacío más caro que proporcione una presión de succión más profunda. Por lo tanto, la elección entre las realizaciones de la invención, dependerá de las circunstancias en un caso de diseño específico tal como el tipo de aceite a tratarse, ya sea una nueva instalación de retroadaptación a una instalación existente.

Ejemplos

Ejemplo comparativo

En este ensayo comparativo los aceites se suministraron a la columna de desprendimiento a 260 °C y se aplica vapor al 1 % para el desprendimiento, de acuerdo con el método mostrado en la Figura 1. La condensación a alta temperatura tiene lugar a 170 °C y la condensación a baja temperatura a 55 °C, en ambos casos estimulada depurando los vapores con un condensado a aquellos niveles de temperatura. El nivel de vacío en la parte superior de la fase de condensación en frío fue 0,23 kPa (2,3 mbar). El equilibrio de masas se estableció usando un simulador de proceso (PRO/II de SimSci-Esscor) combinado con una base de datos de propietario Alfa Laval para lípidos. Los resultados se muestran en la Tabla 1.

Tabla 1

Corriente	1	2	3	4	5	6	7
Caudal [kg/h]	41666,7	437,0	10,0	467,1	272,4	128,1	41260,0
Composición [% en peso]							
TAG	96,7625	-	-	-	0,0011	11,9955	97,7122
DAG	1,8000	-	-	-	0,2169	25,4838	1,7378
MAG	0,0500	-	-	0,0001	4,9954	3,9431	0,0053
FFA	0,6000	-	-	0,0381	89,0850	5,3519	0,0006
Tocoferoles	0,1350	-	-	-	2,4985	20,1158	0,0574
Esteroles	0,6000	-	-	-	2,9684	32,9213	0,4843

ES 2 638 468 T3

Escualeno	0,0025	-	-	-	0,0955	0,1851	0,0013
Agua	0,0500	100,00	-	97,8210	0,1392	0,0036	0,0012
Aire	-	-	100,00	2,1408	-	-	-
Σ	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

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

Ejemplo de la invención

5 En este ejemplo se hizo funcionar la fase de condensación de alta temperatura a 185 °C, de acuerdo con el método mostrado en la Figura 2. Se usó una columna de destilación multifase para producir la corriente de micronutriente enriquecido 6. La columna de destilación tiene 3 fases de equilibrio, se estimularon un recalentador y un condensador con una presión de condensador de 0,2 kPa (2 mbar). La temperatura del recalentador fue 204 °C y el condensador funcionó al punto de ebullición de 42 °C. La pureza diana del producto micronutriente se ajustó al 20 % en peso de tocoferol en este ejemplo.

10 El resto de condiciones se mantuvo como en el ejemplo anterior de la técnica antecedente, excepto que las columnas de desprendimiento de vapor se ajustaron ligeramente para marcar como diana la misma concentración de tocoferol en la corriente de aceite producto 7.

15 Es evidente del ejemplo la prácticamente ausencia de tri-acilglicéridos, es decir, TAG y el contenido muy bajo de di-acilglicéridos, es decir, DAG, en el producto de micronutrientes 6. El producto FFA tuvo ausencia completa de TAG y DAG y solamente trazas de mono-acilglicéridos, es decir, MAG. El efecto de la nueva configuración de la fase de condensación en caliente ha reducido la pérdida de aceite neutro de 67 kg/h a solamente 23 kg/h.

20 La nueva configuración muestra prácticamente no pérdida de tocoferoles u otros micronutrientes a la corriente de producto de FFA, siendo la pérdida de tocoferoles menos del 0,03 % en peso de los tocoferoles en la corriente de suministro, que es aproximadamente 16 gramos por hora. Los resultados de los ensayos globales se muestran en la Tabla 2.

Tabla 2

Corriente	1	2	3	4	5	6	7
Caudal [kg/h]	41666,7	437,0	10,0	467,1	272,4	128,1	41260,0
Composición [% en peso]							
TAG	96,7625	-	-	-	0,0011	11,9955	97,7122
DAG	1,8000	-	-	-	0,2169	25,4838	1,7378
MAG	0,0500	-	-	0,0001	4,9954	3,9431	0,0053
FFA	0,6000	-	-	0,0381	89,0850	5,3519	0,0006
Tocoferoles	0,1350	-	-	-	2,4985	20,1158	0,0574
Esteroles	0,6000	-	-	-	2,9684	32,9213	0,4843
Escualeno	0,0025	-	-	-	0,0955	0,1851	0,0013
Agua	0,0500	100,00	-	97,8210	0,1392	0,0036	0,0012
Aire	-	-	100,00	2,1408	-	-	-
Σ	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

30 La desviación del equilibrio de masas fue 0,002 kg/h.

35 Recalculado a las pérdidas anuales (a 330 días de funcionamiento por año) esto corresponde a una pérdida de 126 kg/ de tocoferoles y 183 toneladas/año de aceite neutro. En términos monetarios estas pérdidas se traducen por lo tanto a un valor de 4300 \$/año de tocoferol y pérdidas de 0,22 millones de \$/año de aceite neutro, un total de aproximadamente 0,22 millones de \$ perdidos por año. En comparación con la pérdida de 2,5 millones de \$/año aplicando la técnica anterior los presentes inventores descubrieron que la invención recupera aproximadamente el 90 % del valor de estas pérdidas.

REIVINDICACIONES

1. Un método para tratar aceites vegetales y/o grasas animales que comprende las siguientes etapas:

- 5 (i) suministrar una corriente de suministro oleaginoso (1) a una columna de desprendimiento de vapor de vacío que funciona a un nivel de vacío de al menos 0,1 kPa (1 mbar), dicha corriente de suministro oleaginoso (1) comprende compuestos volátiles tales como ácidos grasos libres, micronutrientes y aceites neutros tales como mezclas de tri-, di- y mono-acilglicéridos, desprendiendo ácidos grasos, micronutrientes junto con otros compuestos volátiles y aceites neutros;
- 10 (ii) suministrar los ácidos grasos, los micronutrientes junto con otros compuestos volátiles y aceites neutros desprendidos a una zona de condensación de alta temperatura, condensar los aceites neutros a partir de la fase de vapor a una temperatura elevada de al menos 150 °C, obtener aceites neutros condensados, retener y mandar de vuelta todos o alguna porción de los aceites neutros a la columna de desprendimiento en la etapa (i) bien directa o indirectamente a través de funciones aguas arriba, tales como operación de blanqueado y/o
- 15 operación de desgomado/neutralización, permitiendo que el vapor, los ácidos grasos volátiles, los micronutrientes junto con otros compuestos volátiles pasen a la zona de condensación fría en la etapa (iii) o permitiendo que el vapor, los ácidos grasos volátiles, los micronutrientes junto con otros compuestos volátiles se suministren a una columna de destilación en una etapa de destilación antes de la zona de condensación fría en la etapa (iii);
- 20 (iii) condensar los ácidos grasos volátiles, los micronutrientes junto con otros compuestos volátiles en una zona de condensación fría que funciona a una temperatura dentro del intervalo de aproximadamente 25 °C a aproximadamente 80 °C, obtener un condensado que comprende ácidos grasos volátiles, micronutrientes junto con otros compuestos volátiles y una corriente (4) que comprende vapor, gases no condensables, trazas de ácidos grasos y otros vapores de hidrocarburos más ligeros, permitiendo que la corriente (4) continúe al sistema
- 25 de vapor; y

que el método también comprende obtener una corriente de aceites neutros (7), una corriente de producto de ácidos grasos (5) y una corriente enriquecida en micronutrientes (6).

- 30 2. El método de acuerdo con la reivindicación 1, en donde el método también comprende una etapa de destilación (iv) que comprende suministrar el condensado de la zona de condensación fría a una columna de destilación y destilar a un vacío de al menos 0,0001 kPa (0,001 mbar), obteniendo una corriente de producto de ácidos grasos (5) y una corriente enriquecida en micronutrientes (6).
- 35 3. El método de acuerdo con la reivindicación 2, en el que la columna de destilación se selecciona del grupo que consiste en destilación de camino corto, evaporadores de película limpia, una o más operaciones posteriores ultrarrápidas al vacío, columnas de destilación multifase contracorriente.
- 40 4. El método de acuerdo con las reivindicaciones 2 o 3, en el que la operación de destilación al vacío en la etapa (iv) está funcionando dentro de un intervalo de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 1 kPa (aproximadamente 1 a aproximadamente 10 mbar), preferentemente de aproximadamente 0,2 a aproximadamente 0,5 kPa (aproximadamente 2 a aproximadamente 5 mbar).
- 45 5. El método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la columna de desprendimiento de vapor de vacío en la etapa (i) está funcionando dentro de un intervalo de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 1 kPa (aproximadamente 1 a aproximadamente 10 mbar), preferentemente un nivel de vacío de aproximadamente 0,2 a aproximadamente 0,5 kPa (aproximadamente 2 a aproximadamente 5 mbar).
- 50 6. El método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la zona de condensación de alta temperatura en la etapa (ii) está funcionando a una temperatura dentro del intervalo de aproximadamente 150 a aproximadamente 230 °C, preferentemente a una temperatura dentro del intervalo de aproximadamente 170 a aproximadamente 210 °C.
- 55 7. El método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la zona de condensación de baja temperatura en la etapa (iii) funciona a una temperatura dentro del intervalo de aproximadamente 40 a aproximadamente 60 °C.
- 60 8. El método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que una corriente de aceites neutros (7) se recoge de la columna de desprendimiento de vapor de vacío en la etapa (i).
- 65 9. El método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que una zona de condensación fría en la etapa (iii) proporciona una corriente de reflujo fría que se envía a la columna de destilación.
10. El método de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el método también comprende que el vapor de desprendimiento, los ácidos grasos volátiles, los micronutrientes junto con otros compuestos volátiles de la zona de condensado de alta temperatura se suministran a una columna de destilación, en

la columna de destilación la corriente de vapor de desprendimiento, los ácidos grasos volátiles, los micronutrientes junto con otros compuestos volátiles se encuentra con una corriente de la zona de condensación de temperatura fría, dando lugar a la formación de un reflujo de condensado, obteniendo una corriente de producto de ácidos grasos (5).

5

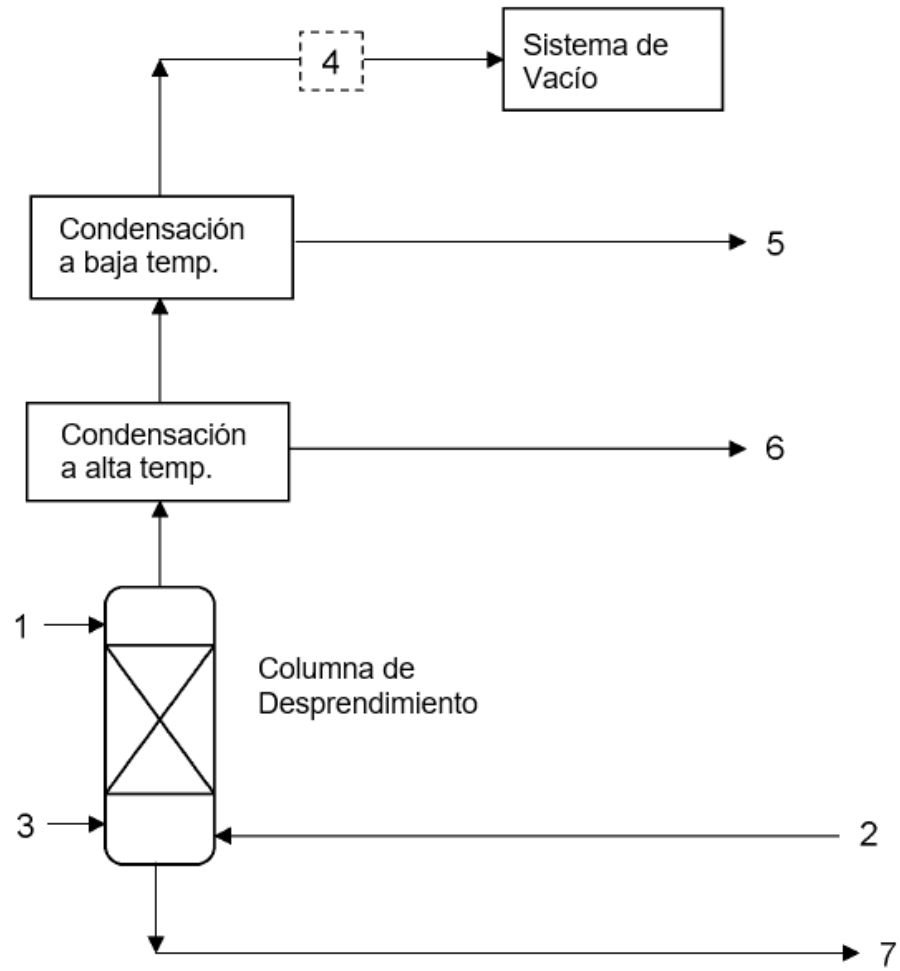


Figura 1

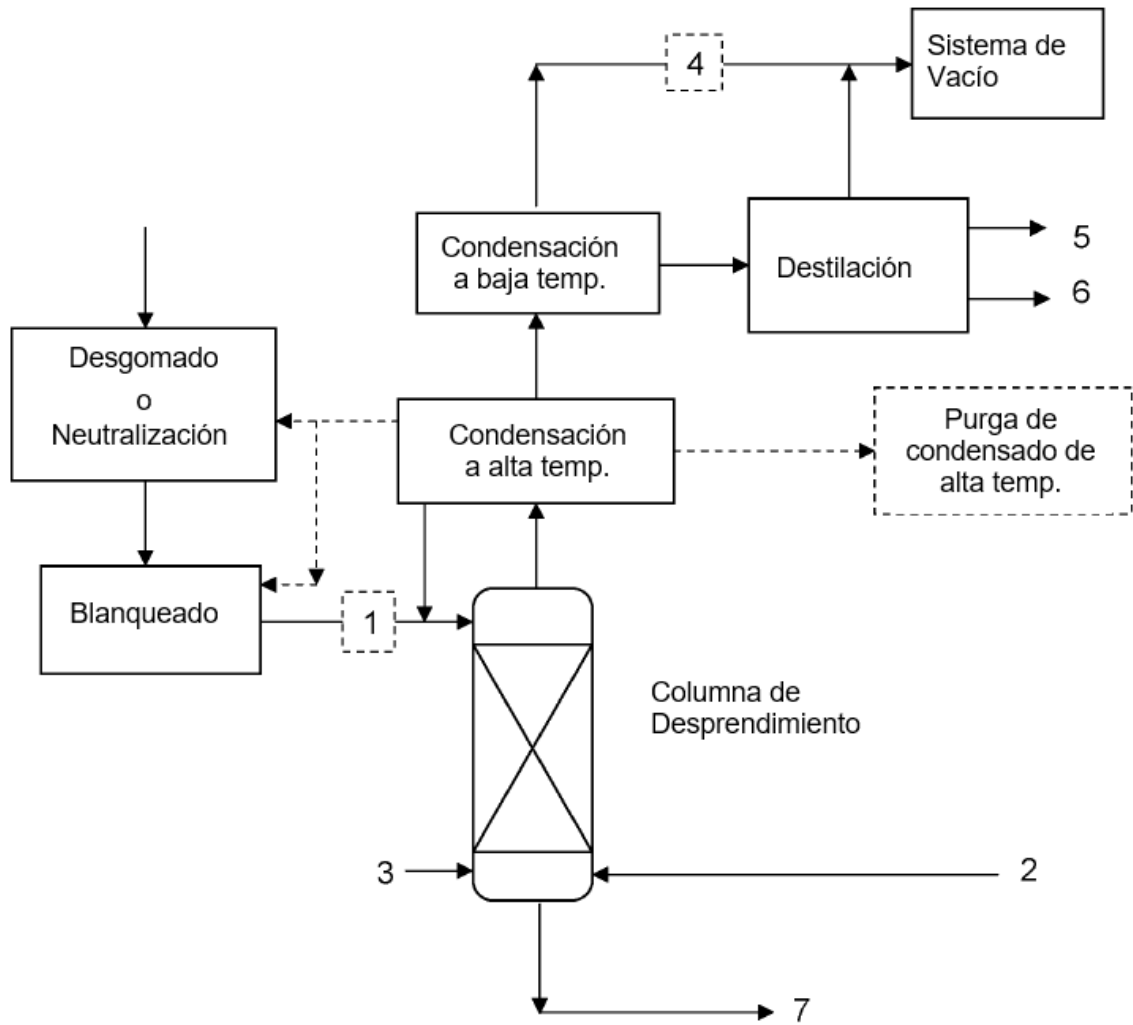


Figura 2

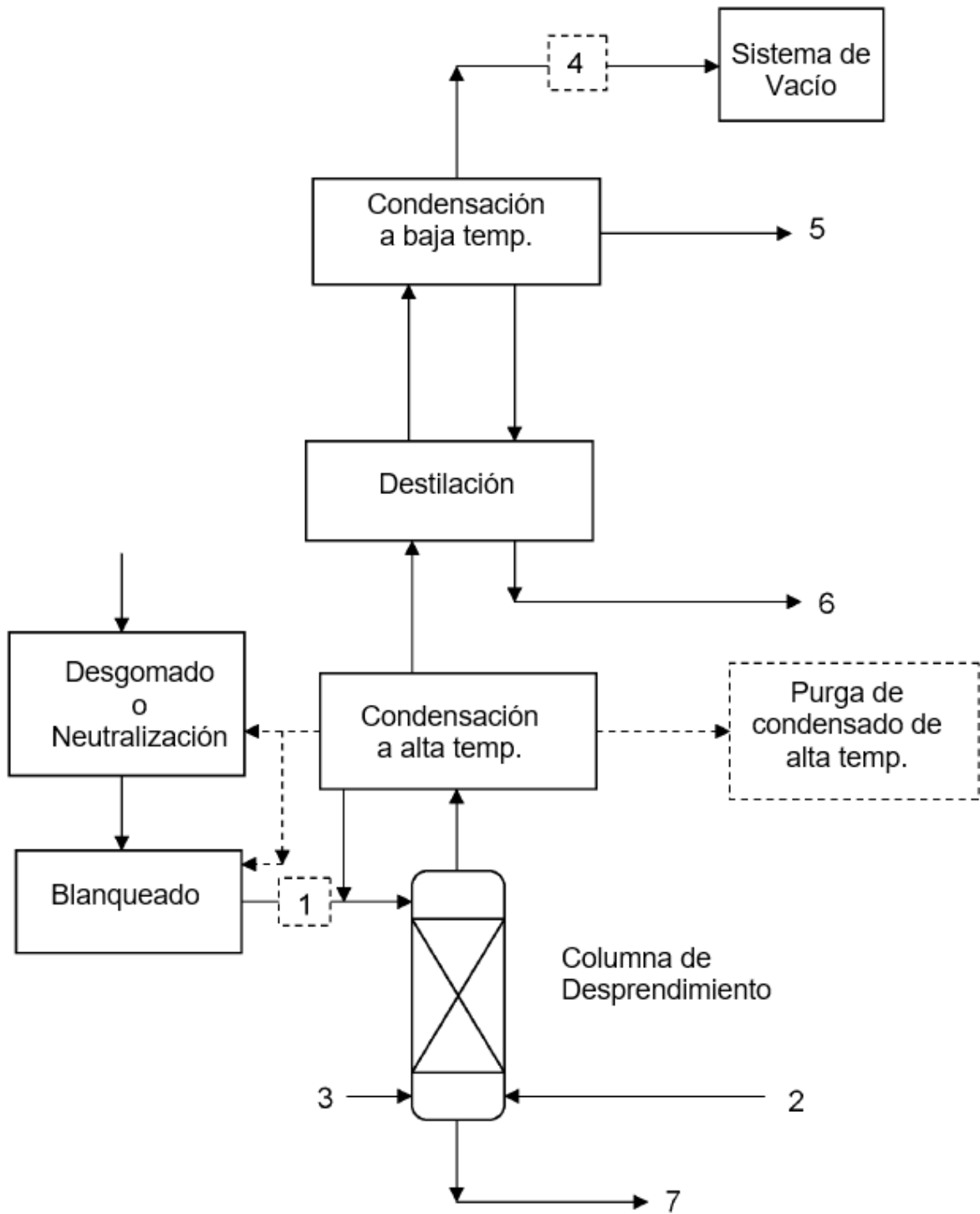


Figura 3