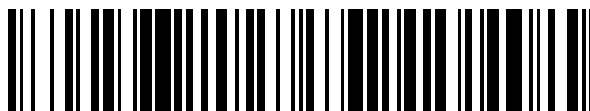


19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 641 363**

51 Int. Cl.:

C11B 3/00 (2006.01)

C11B 3/14 (2006.01)

C11C 1/10 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **15.04.2013** **E 13163784 (5)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **19.07.2017** **EP 2792734**

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

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la traducción de la patente:
08.11.2017

73 Titular/es:

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

72 Inventor/es:

SARUP, BENT

74 Agente/Representante:

ISERN JARA, Jorge

ES 2 641 363 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 proceso de desacidificación de grasas y aceites.

Antecedentes

10 La mayoría de los aceites comestibles se someten a operaciones de refinado que comprenden etapas de pretratamiento conocidas como desgomado y/o neutralización, más frecuentemente seguidas por el tratamiento con un absorbente sólido, por ejemplo, arcilla activada por ácidos, conocido como blanqueo. El pretratamiento de aceites para uso no comestible, tal como la fabricación de biodiesel, puede incluir o no la operación de blanqueo. Seguidamente, se somete el aceite pretratado a una operación de alta temperatura conocida como desodorización.

15 La desodorización se realiza en vacío y consiste, en general, en dos etapas de proceso principales, una etapa de "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 se pueden realizar simultánea o secuencialmente. El pretratamiento del 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 otras sustancias volátiles separándolos con vapor al vacío. Las sustancias volátiles son principalmente las que se encuentran presentes en el aceite pretratado, pero también pueden formarse sustancias volátiles durante la operación de desodorización, por ejemplo, en la etapa de blanqueo por calor. La separación por vapor de los componentes volátiles puede tener lugar antes, durante o después de la etapa de blanqueo por calor, en cualquier combinación de estas posibilidades.

20 En los últimos años algunas refinerías tienen en sus secciones de desodorización incluidas una etapa de condensación adicional, una disposición a menudo denominada "torres de lavado dobles", desvelada en el documento US 6750359, que tiene una torre de lavado adicional a alta temperatura. Mientras que el uso de esta "torre de lavado doble" permite la retirada de un flujo lateral de fracción condensada de la etapa de condensación a alta temperatura enriquecida en micronutrientes, queda una pérdida significativa de micronutrientes en la corriente de cabeza rica en FFA. Una limitación significativa adicional de dicho enfoque es que la eficiencia de separación en la torre de lavado en caliente está estrechamente ligada a las condiciones de funcionamiento del desodorizador, donde la función principal es producir aceite comestible mediante vapor de separación al vacío. Dicha unión impondrá límites bastante bajos para el enriquecimiento obtenible para los micronutrientes en cualquier corriente de fracción destilada extraída de la torre de lavado en caliente. Otros procesos de acuerdo con la técnica anterior se desvelan en los documentos US7598407 y US2010/0200805. Un ejemplo de desodorización realizada mediante separación por vapor en combinación con el blanqueo por calor se desvela por el documento WO 98/00484. En "Proceedings of the World Conference on Palm and Coconut Oils for the 21st Century", pág. 67ff (1999) que tiene por título "Recent Developments and Improvements in Palm Oils Stripping and Fatty Acid Destillation" del autor Peter Fassler, se desvelan desarrollos y mejoras con respecto a las desodorizaciones.

30 El documento EP 2 597 142 A1 desvela un método de tratamiento de aceites y grasas que comprende las etapas de (i) suministrar una corriente de suministro de aceite a una columna de separación de vapor al vacío, separar los ácidos grasos junto con otras sustancias volátiles y aceites neutros; (ii) suministrar la corriente separada a una zona de condensación de alta temperatura, condensar los aceites neutros de la fase de vapor, dejar que el vapor, los ácidos grasos volátiles, los micronutrientes, junto con otras sustancias volátiles, pasen a la zona de condensación en frío en la etapa (iii) o dejar que el vapor, los ácidos grasos volátiles, los micronutrientes, junto con otras sustancias volátiles pasen a una etapa de destilación antes de la zona de condensación en frío en la etapa (iii); e iii) condensar los ácidos grasos volátiles, micronutrientes, junto con otras sustancias volátiles en una zona de condensación en frío, produciendo una fracción condensada y una corriente que comprende vapor y gases no condensables que continúe a un sistema al vacío.

35 El documento EP 2 684 944 A1 desvela un método de desacidificación de grasas y aceites que comprende las siguientes etapas: etapa (i) suministrar una corriente de suministro de aceite a una sección de separación de vapor al vacío, separar las fases volátiles; etapa (ii) suministrar las fases volátiles separadas a una zona de condensación de alta temperatura, obteniéndose 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 en frío; etapa (iii) someter la fase condensada a una operación de destilación al vacío en la destilación (A), obteniéndose una corriente de sustancias volátiles 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 de sustancias volátiles de la destilación A a la zona de condensación en frío, produciéndose una corriente de gases no condensables y una fracción condensada fría, dejar que la corriente de gases no condensables continúe a un sistema de vacío y suministrar la fracción condensada fría a destilación (B); y etapa (v) someter la fracción condensada fría a destilación B, produciéndose una corriente de ácidos grasos, una corriente de micronutrientes y una corriente de gases no condensables, siendo dichos gases no

condensables enviados a un sistema de vacío junto con la corriente de gases no condensables procedente de la zona de condensación en frío, formándose un vapor de todos los gases no condensables.

Los documentos DE 196 52 522 A1 y WO 03/080778 A2 desvelan un método de recuperación de ácidos grasos, tocoferoles y esteroides de fracciones destiladas desodorizantes.

Los documentos WO 03/020860 A2 y WO 00/49116 A1 desvelan un proceso de purificación de tocoferol por destilación.

Simultáneamente a 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), lo que representa una pérdida de producto principal valioso. Las sustancias volátiles se condensan en una zona de condensación en frío, antes de conducirse el vapor de separación junto con gases no condensables (es decir, aire de infiltración) al sistema de vacío. Dicha zona de condensación en frío normalmente funciona en un intervalo de aproximadamente 40 a aproximadamente 60 °C y habitualmente se implementa como un bucle de lavado, en el que la fracción destilada fría se usa para condensar las sustancias volátiles. La fracción destilada fría 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 mismos de la fracción destilada. 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 más cualquier corriente de micronutrientes enriquecida que pueda retirarse del sistema.

Una tendencia actual en la industria del aceite comestible es el uso de 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 hidrosolubles separando un ácido graso del fosfolípido. Sin embargo, un efecto secundario de este proceso es el aumento de la producción de FFA, que diluirá los micronutrientes de los destilados desodorizantes. Otro tipo de enzimas habitualmente conocidas como enzimas de tipo fosfolipasa C ("PLC") también se ha llevado recientemente a uso a gran escala industrial. Estas enzimas proporcionan mayores rendimientos de producto de aceite convirtiendo los fosfolípidos en DAG. Sin embargo, el aumento del nivel de DAG en los aceites tiende a agravar el problema con la pérdida de aceites neutros durante la operación de separación de vapor, ya que la presión de vapor de DAG es superior a la presión de vapor de TAG.

En el pretratamiento del biodiesel, es interesante aplicar condiciones intensas, es decir, alta temperatura de separación, por ejemplo, en el intervalo de 265 a 275 °C, alta cantidad de vapor de separación, por ejemplo, en el intervalo del 1 al 2 % con respecto a la cantidad de suministro de aceite, y vacío profundo, por ejemplo, en el intervalo de 0,15 a 0,2 kPa (1,5 a 2 mbar) para recuperar tantos micronutrientes como sea posible. Sin embargo, dichas condiciones intensas también conducirán a mayores pérdidas de aceite neutro, lo que, además de ser una pérdida valiosa, también tenderá a diluir los micronutrientes.

La invención

Por consiguiente, la presente invención proporciona una solución a los problemas anteriormente mencionados mediante el nuevo proceso de desacidificación de grasas y aceites.

La presente invención se refiere a un proceso de desacidificación de grasas y aceites, para recuperar micronutrientes y ácidos grasos libres (FFA), comprendiendo dicho proceso las etapas de proceso (i) a (v): La etapa (i) comprende suministrar una corriente de suministro de aceite pretratado a una sección de separación por vapor al vacío, separar las fases volátiles, ayudando, opcionalmente, a la separación de las fases volátiles con la adición de vapor de separación e infiltración no intencionada de aire. La etapa (ii) comprende suministrar las fases volátiles separadas a una etapa de condensación a alta temperatura o a una combinación de una etapa de condensación a alta temperatura y una etapa de condensación a temperatura media. Se obtienen una fase condensada y una fase de vapor. La fase condensada es enviada a una operación de destilación al vacío, y la fase de vapor es enviada a una etapa de condensación en frío. La etapa (iii) comprende transferir la fase condensada a una etapa de destilación para someter la fase condensada a una operación de destilación al vacío, y obtener una fracción destilada a alta temperatura y una corriente de sustancias volátiles. La etapa (iv) comprende suministrar la fase de vapor de la etapa de condensación a alta temperatura o la fase de vapor de la combinación de una etapa de condensación a alta temperatura y la etapa de condensación a temperatura media, junto con la corriente de sustancia volátiles de la operación de destilación al vacío a la etapa de condensación en frío. Se obtienen una corriente de gases no condensables y una fracción destilada a temperatura fría de la etapa de condensación en frío, siendo la fracción destilada a temperatura fría una corriente de producto de ácidos grasos. La corriente de gases no condensables se deja continuar a un sistema de vacío. La etapa (v) comprende recuperar de la sección de separación por vapor al vacío una corriente de aceite refinado.

El proceso también puede comprender la adición de una corriente lateral de fracción destilada a temperatura fría a la operación de destilación al vacío.

El proceso también puede comprender ayudar a la operación de destilación al vacío con vapor de separación.

El proceso de acuerdo con una realización de la invención puede comprender que la etapa (ii) del proceso se lleve a cabo en una combinación de una etapa de condensación a alta temperatura y una etapa de condensación a temperatura media, y que el proceso comprenda también retener y enviar todos o parte de los aceites condensados de la etapa de condensación a alta temperatura junto con la corriente de suministro de aceite previamente tratada directamente al punto de suministro de la sección de separación por vapor al vacío o indirectamente a través de una etapa de pretratamiento.

El proceso de acuerdo con otra realización de la invención puede comprender que las fases volátiles separadas de la sección de separación por vapor al vacío se suministren primero a una etapa de condensación a alta temperatura, obteniéndose una fase condensada y una fase de vapor. La fase condensada puede enviarse a una etapa de destilación al vacío para la operación de destilación al vacío, y la fase de vapor puede enviarse a una etapa de condensación en frío. En la etapa de destilación al vacío se obtiene una corriente de sustancias volátiles, corriente de sustancias volátiles que puede transferirse junto con la fase de vapor a la etapa de temperatura fría.

El proceso de acuerdo con una realización adicional de la invención también puede comprender que las fases volátiles separadas de la sección de separación por vapor al vacío se suministren primero a una etapa de condensación a alta temperatura y luego a una etapa de condensación a temperatura media. El proceso también comprende la obtención de una fase condensada y una fase de vapor en la etapa de condensación a temperatura media. La fase condensada puede enviarse a una etapa de destilación al vacío para la operación de destilación al vacío, y la fase de vapor puede enviarse a una etapa de condensación en frío, obteniéndose en la etapa de destilación al vacío una corriente de sustancias volátiles. La corriente de sustancias volátiles se puede transferir junto con la fase de vapor a la etapa de temperatura fría.

El proceso de acuerdo con la invención también puede comprender someter la fase condensada a una etapa de destilación al vacío para una operación de destilación al vacío junto con una corriente lateral de fracción destilada a temperatura fría. La destilación se puede ayudar del vapor de separación y la obtención de una fracción destilada a alta temperatura y una corriente de sustancias volátiles. La corriente de sustancias volátiles se puede transferir junto con la fase de vapor a la etapa de temperatura fría.

El proceso de acuerdo con la invención puede transferir la corriente de sustancias volátiles junto con la fase de vapor a la etapa de temperatura fría. Se obtiene una corriente de gases no condensables, cuya corriente de gases no condensables se puede enviar al sistema de vacío. También se puede obtener una fracción destilada a temperatura fría y la fracción destilada a temperatura fría puede ser una corriente de producto de ácidos grasos.

En el proceso, la fracción destilada a alta temperatura puede ser una corriente enriquecida en micronutrientes tales como tocoferoles, esteroides y escualeno, y la corriente de aceite refinado puede contener tri-, di- y mono-acilglicéridos.

En el proceso, la sección de separación por vapor al vacío en la etapa (i) puede funcionar a una presión en el intervalo de 0,1 a 1 kPa (de 1 a 10 mbar), preferentemente en un intervalo de 0,15 a 0,5 kPa (1,5 a 5 mbar) de nivel de vacío.

En el proceso, la temperatura en la etapa de condensación a alta temperatura puede estar en el intervalo de 130 a 220 °C, preferentemente en el intervalo de 130 a 170 °C, más preferentemente en el intervalo de 140 a 150 °C.

En el proceso, la unidad de destilación puede funcionar de acuerdo con el principio de contracorriente que comprende una sección de separación y una sección de rectificación, y que funciona a un nivel de vacío en el intervalo de 0,1 a 0,5 kPa (de 1 a 5 mbar) y temperatura en el intervalo de 240 a 260 °C.

En el proceso, la temperatura en la etapa de condensación a temperatura media puede estar en el intervalo de 130 a 170 °C, preferentemente en el intervalo de 140 a 150 °C.

En el proceso, la etapa (i) puede comprender suministrar una corriente (1) de suministro de aceite 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 a presión, y la etapa del proceso (i) comprende también separar los ácidos grasos junto con otras sustancias volátiles y aceites neutros.

El proceso de acuerdo con la invención puede tener cualquier combinación de las alternativas mencionadas anteriormente y, por lo tanto, no se limita a ninguna de las alternativas mencionadas. Otros aspectos y realizaciones de la invención están definidos por las subreivindicaciones. La invención se ilustrará además mediante los dibujos adjuntos, y se presentará en la siguiente descripción detallada de las realizaciones de la invención. La invención

también se ilustrará mediante los siguientes ejemplos. Las siguientes figuras y ejemplos pretenden ilustrar la invención sin limitarla el alcance de la invención. Si no se indica de otro modo en los ejemplos y en las tablas, el porcentaje se da mediante el porcentaje en peso (% en peso).

5 Breve descripción de los dibujos

- La Figura 1 muestra un diagrama de flujo simplificado de la técnica anterior.
 La Figura 2 muestra otro diagrama de flujo simplificado de la técnica anterior.
 La Figura 3 muestra un esbozo de la presente invención de acuerdo con una realización, véase el Ejemplo 2.
 10 La Figura 4 muestra un esbozo de la presente invención de acuerdo con otra realización, véase el Ejemplo 3.
 La Figura 5 muestra un gráfico de recuperación de tocoferol en función de la temperatura de condensación para una planta de la técnica anterior de acuerdo con el Ejemplo 1.
 La Figura 6 muestra un gráfico de FFA en una fracción destilada a alta temperatura para una planta de la técnica anterior de acuerdo con el Ejemplo 1.
 15 La Figura 7 muestra un gráfico de la concentración de tocoferol en una fracción destilada a alta temperatura para una planta de la técnica anterior de acuerdo con el Ejemplo 1.
 La Figura 8 muestra un gráfico del valor de la fracción destilada, 1.200 toneladas/día y 340 días de funcionamiento/año, para una planta de la técnica anterior de acuerdo con el Ejemplo 1.
 La Figura 9 muestra gráficos comparativos de recuperaciones de tocoferol en función de la temperatura de condensación de acuerdo con el Ejemplo 2.
 20 La Figura 10 muestra gráficos comparativos de FFA en una fracción destilada a alta temperatura de acuerdo con el Ejemplo 2.
 La Figura 11 muestra gráficos comparativos de la concentración de tocoferol en una fracción destilada a alta temperatura de acuerdo con el Ejemplo 2.
 25 La Figura 12 muestra gráficos comparativos del valor de la fracción destilada, 1.200 toneladas/día y 340 días de funcionamiento/año, de acuerdo con el Ejemplo 1.

Descripción detallada de los dibujos

- 30 La Figura 1 ilustra una realización de la técnica anterior en un diagrama de flujo simplificado en el que se suministra una corriente 1 de suministro de aceite a una sección de separación por vapor al vacío junto con vapor de separación 2 e infiltración de aire 3. Se separan los ácidos grasos, los micronutrientes junto con otras sustancias volátiles y los aceites neutros, y se transfieren a una etapa de condensación a alta temperatura. En la etapa de condensación a alta temperatura, se condensa una corriente 6 enriquecida en micronutrientes, y se separa del suministro. Posteriormente, se transfieren las sustancias volátiles restantes no condensadas en la etapa de condensación a alta temperatura a una etapa de condensación en frío, produciéndose una corriente 5 de producto de ácidos grasos 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 hacia el sistema de vacío. A partir de la sección de separación por vapor al vacío, se recupera un producto de la corriente 7 de aceite neutro refinado.
 40

- La Figura 2 desvela otro proceso de la técnica anterior para tratar aceites vegetales y/o grasas animales en otro diagrama de flujo simplificado; de acuerdo con este diagrama de flujo, el proceso también comprende una etapa de recuperación de aceite neutro. Se coloca una etapa de condensación a temperatura media entre la etapa de condensación a alta temperatura y la etapa de condensación a baja temperatura. La Figura 2 muestra que una corriente 1 de suministro de aceite, pretratado, se suministra a una columna de separación de vapor al vacío junto con el vapor de separación 2 e infiltración de aire 3. En la columna de separación por vapor al vacío, se separan los ácidos grasos, micronutrientes junto con otras sustancias volátiles y aceites neutros, y se transfieren a una etapa de condensación a alta temperatura. En la etapa de condensación a alta temperatura, se condensan los aceites neutros de la fase de vapor. Una corriente de fase vapor E que contiene micronutrientes, ácidos grasos, residuos de aceites neutros y otras sustancias volátiles se envía a la etapa de condensación a temperatura media para el procesamiento adicional. La totalidad o parte de los aceites condensados F se conservan desde la etapa de condensación a alta temperatura y se envían junto con la corriente 1 de suministro de aceite pretratado directamente al punto de suministro de la sección de separación con vapor al vacío (columna de separación) o indirectamente a través de una o más etapas de pretratamiento, tales como operaciones aguas arriba, es decir, a una etapa de operación de blanqueo y/o a una etapa de operación de desgomado/neutralización. De la columna de separación por vapor al vacío, se recuperó como producto una corriente 7 de aceite neutro, refinado.
 45
 50
 55

- La Figura 3 muestra un diagrama de flujo simplificado de la presente invención. De acuerdo con la invención, se suministra una corriente 1 de suministro de aceite pretratado a la columna de separación al vacío. La corriente 1 de suministro pretratada, de aceite, que contiene, entre otros componentes, ácidos grasos libres y micronutrientes, se suministra a una columna de separación por vapor al vacío junto con el vapor de separación 2 y la infiltración de aire 3. La corriente de suministro se suministra a una columna de separación que funciona a un nivel de vacío en el intervalo de 0,10 a 1 kPa (de 1 a 10 mbar), preferentemente en un intervalo de 0,15 a 0,5 kPa (1,5 a 5 mbar). Los ácidos grasos se separan en la columna de separación al vacío junto con otras sustancias volátiles tales como algunos de los micronutrientes, cierto "aceite neutro", es decir, mezclas de tri-, di- y mono-acilglicéridos. El vapor
 60
 65

junto con componentes volátiles se transfiere a una etapa de condensación a alta temperatura. En la etapa de condensación a alta temperatura, la fracción menos volátil se condensa a temperatura elevada. La temperatura en la etapa de condensación a alta temperatura está adecuadamente en el intervalo de 130 a 170 °C, preferentemente en el intervalo de 140 a 150 °C, para condensar la mayoría de los micronutrientes, es decir, tocoferoles, esteroides, etc., y aceite neutro junto con algunos ácidos grasos libres de la fase de vapor. La etapa de condensación se puede implementar de una serie de maneras bien conocidas, tales como el lavado con la corriente de fracción condensada u otra corriente oleosa más fría, es decir, aceite pretratado o aceite separado, simplemente usando un condensador indirecto de baja caída de presión. Las sustancias volátiles restantes no condensados en la etapa de condensación a alta temperatura, es decir, la fase de vapor E, se transfieren además a una etapa de condensación en frío.

La corriente de fracción condensada a alta temperatura A se suministra a una unidad de destilación que, opcionalmente, puede usar vapor B para ayudar a la separación. La unidad de destilación separa ácidos grasos libres y otras sustancias volátiles con presiones de vapor elevadas similares de los micronutrientes y de algunos aceites neutros con menores presiones de vapor. Estas sustancias volátiles se llevan, opcionalmente, junto con el vapor, a la etapa de condensación a baja temperatura como corriente C de sustancias volátiles junto con la fase de vapor E. El producto de fondo de la unidad de destilación, es decir, el vapor 6 de fracción condensada a alta temperatura se enriquece con micronutrientes. Opcionalmente, la condensación en el sistema superior de la columna de destilación puede realizarse usando una pequeña corriente lateral D de la fracción destilada 5 a baja temperatura, pero también es posible usar un condensador superior separado convencional que no se muestra en la Figura 3.

La unidad de destilación se puede implementar de una serie de maneras bien conocidas, incluyendo la destilación de trayecto corto y las columnas de varias etapas de contracorriente. De acuerdo con la invención, se puede usar el principio de contracorriente, principio de contracorriente que comprende una sección de separación y una sección de rectificación. Las secciones de separación y de rectificación pueden funcionar a un nivel de vacío típico para secciones desodorizantes, es decir, en el intervalo de 0,1 a 0,5 kPa (de 1 a 5 mbar), y las temperaturas usadas normalmente para la separación por vapor en desodorizantes, es decir, en el intervalo de 240 a 260 °C.

De este modo, la invención prevé que los micronutrientes se puedan retener en la fracción destilada durante la etapa de condensación a alta temperatura, mientras que la unidad de destilación retira los ácidos grasos libres condensados conjuntamente, FFA que, de otro modo, diluirían los micronutrientes en un grado en que se perdería la utilidad comercial.

La Figura 4 muestra un diagrama de flujo simplificado de la presente invención de acuerdo con otra realización. De acuerdo con dicha realización, la invención también proporciona una mejor recuperación 7 del aceite neutro. La figura muestra el suministro de una corriente 1 de suministro pretratada, oleosa, a una columna de separación por vapor al vacío junto con el vapor de separación 2 y la infiltración de aire 3. En la columna de separación por vapor al vacío, se separan los ácidos grasos, los micronutrientes junto con otras sustancias volátiles y aceites neutros, y se transfieren a una etapa de condensación a alta temperatura. En la etapa de condensación a alta temperatura, se condensan los aceites neutros de la fase de vapor. La totalidad o parte de los aceites condensados F se conservan desde la etapa de condensación a alta temperatura y se envían junto con la corriente 1 de suministro de aceite pretratado directamente al punto de suministro de la sección de separación con vapor al vacío (columna de separación) o indirectamente a través de una o más etapas de pretratamiento, tales como operaciones aguas arriba, es decir, a una etapa de operación de blanqueo y/o a una etapa de operación de desgomado/neutralización. De la columna de separación por vapor al vacío, se recoge como producto una corriente 7 de aceite neutro.

Desde la etapa de condensación a alta temperatura, se transfiere la fase de vapor a la etapa de condensación de temperatura media. De acuerdo con la presente invención, la etapa de condensación a temperatura media se coloca entre la etapa de condensación a alta temperatura y la etapa de condensación a baja temperatura. En la etapa de condensación a temperatura media, la fase de vapor se separa en una fracción condensada de temperatura media y una fracción menos volátil. La fracción menos volátil de la fase de vapor se condensa a temperatura elevada. Para condensar la mayoría de los micronutrientes, es decir, tocoferoles, esteroides, etc. y el aceite neutro junto con algunos ácidos grasos libres de la fase de vapor, la temperatura en la etapa de condensación de temperatura media está adecuadamente dentro del intervalo de 130 a 170 °C, preferentemente en el intervalo de 140 a 150 °C. La etapa de condensación se puede implementar de una serie de maneras bien conocidas, tales como el lavado con la corriente de fracción condensada u otra corriente oleosa más fría, es decir, aceite pretratado o aceite separado, simplemente usando un condensador indirecto de baja caída de presión. Las sustancias volátiles restantes no condensadas en la etapa de condensación a temperatura media se transfieren además a la etapa de condensación en frío.

De la fracción condensada a temperatura media, se suministra una corriente A a una unidad de destilación que, opcionalmente, puede usar vapor B para ayudar a la separación. La unidad de destilación separa ácidos grasos libres y otras sustancias volátiles con presiones de vapor similares de los micronutrientes y de algunos aceites neutros con menores presiones de vapor. Estas sustancias volátiles se llevan, opcionalmente, junto con el vapor, a la etapa de condensación a baja temperatura como una corriente C de sustancias volátiles junto con las sustancias volátiles no condensadas en la etapa de condensación a temperatura media, es decir, la fase de vapor E. El

producto de fondo de la unidad de destilación, es decir, el vapor 6 de fracción condensada a alta temperatura se enriquece con micronutrientes. Opcionalmente, la condensación en el sistema superior de la columna de destilación puede realizarse usando una pequeña corriente lateral D de la fracción destilada 5 a baja temperatura, pero también es posible usar un condensador superior separado convencional que no se muestra en la Figura 4.

La presente invención muestra una diferencia significativa con la técnica anterior, en la medida en que la fracción condensada de la etapa de condensación a alta temperatura (como en la Figura 3) o la etapa de condensación a temperatura media (como en la Figura 4) no se extrae como una corriente de producto. En su lugar, la fracción condensada de acuerdo con la presente invención se somete a una operación de destilación. En la operación de destilación la fracción condensada a alta temperatura se separa en una fracción volátil que consiste principalmente en ácidos grasos, y como vapor de producto condensado enriquecido en micronutrientes y que también contiene algo de aceite neutro, que consiste principalmente en TAG y DAG. Opcionalmente, se puede añadir vapor de separación a la operación de destilación para mejorar la eliminación de ácidos grasos libres de la fracción condensada a alta (media) temperatura.

La etapa de condensación a baja temperatura puede implementarse mediante una serie de procesos bien conocidos, tales como el lavado del gas con fracción condensada fría o mediante el intercambio de calor indirecto a través de un enfriador de superficie. La etapa de condensación a temperatura fría produce una fracción condensada a baja temperatura.

Ejemplos

Ejemplo 1, documento US 6750359

El presente ensayo comparativo se realizó de acuerdo con el diagrama de flujo simplificado de la Figura 1 y el balance de masas mostrado a continuación en la Tabla 1. El balance de masas representa un caso de procesamiento de 1.200 toneladas de aceite/día, típico de un caso de la denominada "refinación física", en la que se eliminan los ácidos grasos libres del aceite mediante separación con vapor al vacío. La composición de aceite usada es típica para el aceite de soja. En el Ejemplo 1, se suministra el aceite a la columna de separación a 260 °C y se aplica el 1 % del vapor de separación con respecto a la cantidad de aceites pretratados para la separación. La condensación a alta temperatura tiene lugar a 160 °C y la condensación a baja temperatura, a 55 °C, teniendo lugar en ambos casos mediante el lavado de los vapores con una fracción condensada oleosa generada a partir de los vapores a esos niveles de temperatura. El nivel de vacío en la parte superior de la etapa de condensación en frío, en este ejemplo, se ajustó a 0,25 kPa (2,5 mbar). El balance de masas se estableció usando un simulador de proceso (PRO/II versión 9.1 de SimSci-Esscor) combinado con una base de datos propiedad de Alfa Laval para los lípidos. Los resultados se muestran en la Tabla 1

Tabla 1

N.º de corriente	1	2	3	4	5	6	7
Nombre de la corriente	Aceite pretratado	Vapor	Aire de infiltr.	No condens.	Fracción dest. a baja temp.	Fracción dest. a alta temp.	Aceite separado
Caudal [kg/h]	50.000,0	500,0	10,0	516,1	496,8	95,5	49.401,6
Composición [% en peso]							
TAG	97,1775	-	-	-	0,0001	14,1499	98,3272
DAG	1,0000	-	-	-	0,0205	16,9213	0,9792
MAG	0,0500	-	-	0,0001	2,5460	5,8072	0,0137
FFA	1,0000	-	-	0,0307	95,8199	23,1861	0,0035
Tocoferoles	0,1200	-	-	-	0,3697	17,3617	0,0842
Esteroles	0,6000	-	-	0,0001	1,0089	21,9542	0,5546
Escualeno	0,0025	-	-	-	0,0538	0,6146	0,0008
Agua	0,0500	100,00	-	98,0316	0,1810	0,0051	0,0367
Aire	-	-	100,00	1,9376	-	-	-
Σ	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

Uno de los principales objetivos de la etapa de condensación a alta temperatura es permitir la retirada de una corriente lateral enriquecida en micronutrientes, en especial, tocoferoles o tocotrienoles en el caso del aceite de palma. Los tocoferoles en corrientes enriquecidas, por ejemplo, en el intervalo de entre el 8 y 20 % de tocoferoles, se valoran hoy en aproximadamente 35.000 dólar estadounidense/ton frente a aproximadamente 1.000 dólar estadounidense/ton del aceite. Por lo tanto, existe un valor comercial considerable en la recuperación máxima de los tocoferoles en corrientes enriquecidas de fracciones destiladas desodorizantes. Como es natural, el valor de los tocoferoles aumentará a medida que la concentración aumente, ya que los costes de transporte a una planta de micronutrientes disminuyen y los ácidos grasos libres (FFA) pueden ser vendidos como tales en lugar de ser un producto de desecho de una planta de procesamiento de micronutrientes, es decir, acabando como jabón. Sin embargo, el balance de masas de la Tabla 1 muestra un inconveniente significativo de la técnica anterior, es decir, la fracción condensada a baja temperatura tiene una concentración de tocoferol del 0,37 % al 10 % de tocoferol en las sustancias volátiles que se separan con el aceite y, por lo tanto, los tocoferoles se pierden a la fracción destilada a baja temperatura. Dicho inconveniente se hará aún más pronunciado con la aplicación de las denominadas enzimas PLA en el pretratamiento, lo que puede llevar el contenido de FFA en el aceite pretratado dentro del intervalo del 1,2 al 1,5 %.

Una característica detallada del inconveniente del proceso de acuerdo con la técnica anterior de acuerdo con la Figura 1 se puede describir por el rendimiento a diversas temperaturas de la etapa de condensación a alta temperatura como se muestra en las gráficas de las Figuras 5, 6 y 7. Con el fin de aumentar al máximo la recuperación de tocoferol, se debe reducir la temperatura en la etapa de condensación a alta temperatura, y la recuperación se aproxima entonces al 100 %, por ejemplo, a 140 °C, véase la Figura 5. Sin embargo, al mismo tiempo, el FFA comienza a condensarse junto con el tocoferol, véase la Figura 6, en la medida en que la concentración de tocoferoles cae por debajo de un límite de concentración inferior, por ejemplo, dentro de un intervalo del 8 al 10 %, donde es factible transportar la corriente enriquecida en tocoferol para su posterior procesamiento, véase la Figura 7.

Para ilustrar el impacto económico de esto, se supone que la temperatura baja, es decir, la fracción destilada rica en FFA, se valora a 800 dólar estadounidense/ton, y la corriente enriquecida en tocoferol se valora a 35.000 dólar estadounidense/ton (calculada sobre la base de tocoferol puro, cuando la concentración de tocoferol está por encima del 8 %, de lo contrario se establece a precio bajo). La Figura 8 muestra entonces el efecto económico de la corriente de tocoferol diluida en la recuperación alta de tocoferol a aproximadamente 140 °C y, por supuesto, a temperaturas más altas cuando se pierde tocoferol a la fracción condensada a baja temperatura y al valor de FFA se degrada.

Ejemplo 2, documento US 6750359 comparativo

Se simularon el proceso de la Figura 1 y el de la Figura 3, y se compararon sus balances de masas a una temperatura de 140 °C en la etapa de condensación a alta temperatura. La columna de destilación se simuló con 4 etapas y un cambiador de calor de fondo. Se usaron 10 kg/h de vapor, correspondientes al 3,5 % de la fracción condensada que se suministra a la columna de destilación) para ayudar a separar los ácidos grasos. El cambiador de calor se operó a 260 °C y el nivel de vacío en la parte superior de la columna de destilación fue de 0,32 kPa (3,2 mbar). Se usaron 100 kg/h de fracción destilada a baja temperatura como reflujo para la sección de rectificación de la columna. La etapa de suministro se dispuso de manera que la columna tenía dos etapas para la rectificación y dos etapas para la separación.

El balance de masas de acuerdo con la técnica anterior a 140 °C en la etapa de condensación a alta temperatura se resume en la Tabla 2, balance de masas total de 0,005 kg/h, y el balance de masas de acuerdo con la invención a 140 °C en la etapa de condensación a alta temperatura se resume en la Tabla 3, véase más adelante, balance de masas total de 0,014 kg/h.

Tabla 2

Nombre de la corriente	Aceite de entrada	Vapor	Aire infiltrado	Al vacío	Dest. caliente	Dest. fría	Tras la separación
Caudal [kg/h]	50.000,0	500,0	10,0	516,4	283,6	309,3	49.400,7
TAG	97,1775	-	-	-	4,8154	-	98,3287
DAG	1,0000	-	-	-	5,7908	0,0011	0,9789
MAG	0,0500	-	-	-	5,6060	0,7787	0,0135
FFA	1,0000	-	-	0,0314	67,8128	98,8937	0,0034
Tocoferoles	0,1200	-	-	-	6,5294	0,0237	0,0838
Esteroles	0,6000	-	-	-	9,1391	0,1104	0,5541
Escualeno	0,0025	-	-	-	0,2978	0,0051	0,0008

Nombre de la corriente	Aceite de entrada	Vapor	Aire infiltrado	Al vacío	Dest. caliente	Dest. fría	Tras la separación
Agua	0,0500	100,00	-	98,0322	0,0087	-	-
Aire	-	-	100,00	1,9364	-	-	-
Σ	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

Los balances de masas muestran claramente cómo la invención permite la reducción de FFA en la fracción destilada a alta temperatura del 67,8 % al 0,15 %, llevando de este modo la concentración de tocoferol del 6,5 % al 21,4 %.

5 En las Figuras 9, 10 y 11, se muestra una comparación de la técnica anterior con la invención en un intervalo más amplio de temperaturas. BASE representan la técnica anterior e INV, la invención. La concentración uniformemente baja de FFA en la fracción destilada a alta temperatura es evidente, al igual que la concentración uniformemente más alta de tocoferol.

10 Como en el Ejemplo 1, puede realizarse una evaluación económica del valor de la fracción destilada en un intervalo de temperaturas en la etapa de condensación a alta temperatura, cuyo resultado se muestra en la Figura 12.

Como era de esperar, el valor aumenta usando la invención a temperaturas más bajas en la etapa de condensación a alta temperatura, a aproximadamente 140 °C, garantizando una captura cercana a la cuantitativa de los tocoferoles. El máximo para la técnica anterior es más teórico que práctico, ya que, en el funcionamiento de la planta con las materias primas variables será muy difícil garantizar el funcionamiento en este intervalo óptimo relativamente limitado. Por lo tanto, en este ejemplo, la ventaja anual usando la invención es de aproximadamente 1 milésima de dólar estadounidense/año, sin incluir el valor añadido proporcionado al tener una concentración de tocoferol superior al mínimo, es decir, del 8 % al 10 % requerido.

Ejemplo comparativo 3

La técnica anterior para el Ejemplo 3 es una combinación del ejemplo de zona de condensación 2 descrito en el documento US 6750359 y parte del documento US 8227631, mostrando la parte una zona de condensación a alta temperatura que retiene predominantemente compuestos de baja presión de vapor (aceite neutro).

Se simuló el proceso de la Figura 2 y de la Figura 4, y se compararon sus balances de masa. A partir de la Tabla 3, se puede observar que la composición del producto de tocoferol enriquecido, el contenido de aceite neutro, definido en el presente documento como TAG + DAG + MAG es bastante alto. Aplicando el mismo principio que el usado para la etapa de condensación a alta temperatura, solo usando una temperatura de condensación más alta, es posible extraer la mayoría de los componentes de menor presión de vapor, es decir, los componentes TAG y DAG, como se muestra en los diagramas de flujo de Figura 3 y 4. Con el fin de no perder el valioso tocoferol haciendo esto, y además, para recuperar los aceites neutros, se devuelve la fracción condensada de dicha etapa de condensación, directa o indirectamente, a la columna de separación. El balance de masas de acuerdo con la invención a 140 °C en la etapa de condensación a alta temperatura para un balance de masas total de 0,014 kg/h se resume en la Tabla 3.

Tabla 3

Nombre de la corriente	Aceite de entrada	Vapor	Aire infiltrado	Al vacío	Dest. caliente	Dest. fría	Tras la separación
Caudal [kg/h]	50.000,0	510,0	10,0	526,1	86,4	506,7	49.400,7
TAG	97,1775	-	-	-	15,8052	-	98,3287
DAG	1,0000	-	-	-	19,0070	0,0006	0,9789
MAG	0,0500	-	-	0,0001	12,5804	1,4666	0,0135
FFA	1,0000	-	-	0,0313	0,1507	98,2789	0,0034
Tocoferoles	0,1200	-	-	-	21,4387	0,0130	0,0838
Esteroles	0,6000	-	-	-	30,0556	0,0572	0,5541
Escualeno	0,0025	-	-	-	0,9622	0,0057	0,0008
Agua	0,0500	100,00	-	98,0679	0,0003	0,1779	0,0367
Aire	-	-	100,00	1,9007	-	-	-
Σ	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

En las Tablas 4 y 5, se resumen los balances de masas resultantes para los procesos de acuerdo con la técnica anterior y para la invención con una etapa de recuperación de aceite neutro a una temperatura de funcionamiento de 200 °C. La Tabla 4 es el balance de masas para el proceso de la técnica anterior, teniendo la recuperación de aceite neutro una desviación del balance de masas de 0,036 kg/h.

5

Tabla 4

Número de corriente	1	2	3	4	5	6	7
Nombre de corriente	Aceite pretratado	Vapor	Aire infiltrado	No condens.	Dest. a baja temperatura	Dest. a alta temperatura	Tras la separación
Caudal [kg/h]	50.000,0	500,0	10,0	516,5	317,2	253,1	49.423,2
TAG	97,1775	-	-	-	-	0,0349	98,3114
DAG	1,0000	-	-	-	0,0005	3,1822	0,9952
MAG	0,0500	-	-	-	0,8082	6,3626	0,0127
FFA	1,0000	-	-	0,0313	98,8700	73,0608	0,0032
Tocoferoles	0,1200	-	-	-	0,0237	7,2763	0,0838
Esteroles	0,6000	-	-	-	0,1051	9,7300	0,5563
Escualeno	0,0025	-	-	-	0,0053	0,3441	0,0007
Agua	0,0500	100,00	-	98,0323	0,1871	0,0091	0,0366
Aire	-	-	100,00	1,9363	-	-	-
Σ	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

La Tabla 5 es el balance de masas para el proceso de la invención, teniendo la recuperación de aceite neutro una desviación del balance de masas de 0,048 kg/h.

10

Tabla 5

Número de corriente	1	2	3	4	5	6	7
Nombre de corriente	Aceite pretratado	Vapor	Aire infiltrado	No condens.	Dest. a baja temperatura	Dest. a alta temperatura	Tras la separación
Caudal [kg/h]	50.000,0	510,0	10,0	526,2	510,1	60,5	49.423,2
TAG	97,1775	-	-	-	-	0,1445	98,3114
DAG	1,0000	-	-	-	0,0003	13,3590	0,9952
MAG	0,0500	-	-	0,0001	2,0334	13,4697	0,0127
FFA	1,0000	-	-	0,0312	97,7071	0,1218	0,0032
Tocoferoles	0,1200	-	-	-	0,0145	30,5953	0,0838
Esteroles	0,6000	-	-	-	0,0567	40,9231	0,5563
Escualeno	0,0025	-	-	-	0,0099	1,3863	0,0007
Agua	0,0500	100,00	-	98,0682	0,1781	0,0003	0,0366
Aire	-	-	100,00	1,9005	-	-	-
Σ	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00

Las tablas muestran la eliminación casi cuantitativa de TAG y una reducción considerable en el contenido de DAG de la corriente 6 enriquecida en tocoferol. Sin embargo, para el proceso de la técnica anterior, la reducción del aceite neutro no basta para llevar la concentración de tocoferol por encima de la concentración mínima del 8 % al 10 %. Por el contrario, para la invención, la concentración de tocoferol aumenta significativamente hasta del 21,4 al 30,6 %.

15

El inconveniente de tener dicha etapa de recuperación de aceite neutro es la caída de presión añadida a través de la columna que, junto con el reciclaje del tocoferol con el aceite neutro capturado, fuerza un aumento en la temperatura de separación de 260 a 262,9 °C para lograr la misma eliminación de tocoferol del aceite pretratado. Sin embargo, en los casos en los que se valore una concentración muy alta de tocoferol y las condiciones de separación de mayor

20

intensidad para el aceite pretratado no planteen problemas para la desodorización, esto debería representar una opción de procesamiento muy interesante.

REIVINDICACIONES

1. Un proceso de desacidificación de grasas y aceites, para recuperar micronutrientes y ácidos grasos libres (FFA), que comprende las etapas:

etapa (i): suministrar una corriente (1) de suministro de aceite pretratado a una sección de separación por vapor al vacío, separar las fases volátiles, ayudando, opcionalmente, a la separación de las fases volátiles con la adición de vapor de separación (2) e infiltración no intencionada de aire (3);

etapa (ii): suministrar las fases volátiles separadas a una etapa de condensación a alta temperatura o a una combinación de una etapa de condensación a alta temperatura y una etapa de condensación a temperatura media, obteniéndose una fase condensada (A) y una fase de vapor (E), enviar la fase condensada (A) a una operación de destilación al vacío y enviar la fase de vapor (E) a una fase de condensación en frío;

etapa (iii): transferir la fase condensada (A) a una etapa de destilación para someter la fase condensada (A) a una operación de destilación al vacío, y obtener una fracción destilada a alta temperatura (6) y una corriente (C) de sustancias volátiles;

etapa (iv): suministrar la fase de vapor (E) de la etapa de condensación a alta temperatura o la fase de vapor (E) de la combinación de una etapa de condensación a alta temperatura y la etapa de condensación a temperatura media, junto con la corriente (C) de sustancias volátiles de la operación de destilación al vacío, a la etapa de condensación en frío, obteniéndose una corriente de gases no condensables y una fracción destilada a temperatura fría (5), en la que la fracción destilada a temperatura fría (5) es una corriente (5) de producto de ácidos grasos, y dejar que la corriente (4) de gases no condensables continúe hasta un sistema de vacío; y

etapa (v): recuperar de la sección de separación por vapor al vacío una corriente (7) de aceites refinados.

2. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, en el que el proceso comprende también la adición de una corriente lateral (D) de fracción destilada a temperatura fría (5) a la operación de destilación al vacío.

3. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1 o 2, en el que el proceso también comprende ayudar a la operación de destilación al vacío con vapor de separación (B).

4. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, 2 o 3, en el que la etapa (ii) del proceso se lleva a cabo en una combinación de una etapa de condensación a alta temperatura y una etapa de condensación a temperatura media, y que el proceso también comprende retener y enviar todos o parte de los aceites condensados (F) de la etapa de condensación a alta temperatura junto con la corriente (1) de suministro de aceite pretratado directamente al punto de suministro de la sección de separación por vapor al vacío o indirectamente a través de una etapa de pretratamiento.

5. El proceso de acuerdo con la reivindicación 1, 2 o 3, en el que las fases volátiles separadas de la sección de separación de vapor al vacío se suministran primero a una etapa de condensación a alta temperatura, obteniéndose una fase condensada (A) y una fase de vapor (E), enviar la fase condensada (A) a una etapa de destilación al vacío para la operación de destilación al vacío, y enviar la fase de vapor (E) a una fase de condensación en frío, obteniéndose en la etapa de destilación al vacío la corriente (C) de sustancias volátiles, corriente (C) de sustancias volátiles que se transfiere junto con la fase de vapor (E) a la fase de temperatura fría.

6. El proceso de acuerdo con la reivindicación 4, en el que el proceso también comprende que las fases volátiles separadas de la sección de separación por vapor al vacío se suministren primero a una etapa de condensación a alta temperatura y luego a una etapa de condensación a temperatura media, y proceso que también comprende la obtención de una fase condensada (A) y una fase de vapor (E) en la etapa de condensación a temperatura media, enviar la fase condensada (A) a una etapa de destilación al vacío para la operación de destilación al vacío, y enviar la fase de vapor (E) a una fase de condensación en frío, obteniéndose en la etapa de destilación al vacío la corriente (C) de sustancias volátiles, corriente (C) de sustancias volátiles que se transfiere junto con la fase de vapor (E) a la fase de temperatura fría.

7. El proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que el proceso también comprende someter la fase condensada (A) a una etapa de destilación al vacío para una operación de destilación al vacío junto con una corriente lateral (D) de fracción destilada a temperatura fría (5), ayudando a la destilación con el vapor de separación (B) y obtener una fracción destilada a alta temperatura (6) y una corriente (C) de sustancias volátiles, corriente (C) de sustancias volátiles que se transfiere junto con la fase de vapor (E) a la etapa de temperatura fría.

8. El proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la fracción destilada a alta temperatura (6) es una corriente (6) enriquecida en micronutrientes tales como tocoferoles, esteroides y escualeno, y la corriente (7) de aceite refinado contiene tri-, di- y mono-acilglicéridos.

9. Un proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la sección de separación por vapor al vacío de la etapa (i) funciona a una presión en el intervalo de 0,10 a 1 kPa (de 1 a 10 mbar), preferentemente en un intervalo de 0,15 a 0,5 kPa (1,5 a 5 mbar) de nivel de vacío.

10. Un proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la temperatura en la etapa de condensación a alta temperatura está en el intervalo de 130 a 220 °C, preferentemente en el intervalo de 130 a 170 °C, más preferentemente en el intervalo de 140 a 150 °C.
- 5 11. Un proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la unidad de destilación funciona de acuerdo con el principio de contracorriente que comprende una sección de separación y una sección de rectificación, y que funciona a un nivel de vacío en el intervalo de 0,1 a 0,5 kPa (de 1 a 5 mbar) y temperatura en el intervalo de 240 a 260 °C.
- 10 12. Un proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la temperatura en la etapa de condensación a temperatura media está en el intervalo de 130 a 170 °C, preferentemente en el intervalo de 140 a 150 °C.
- 15 13. Un proceso de acuerdo con una cualquiera de las reivindicaciones anteriores, en el que la etapa (i) del proceso comprende suministrar una corriente (1) de suministro de aceite 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, y la etapa (i) del proceso también comprende separar los ácidos grasos junto con otras sustancias volátiles y aceites neutros.

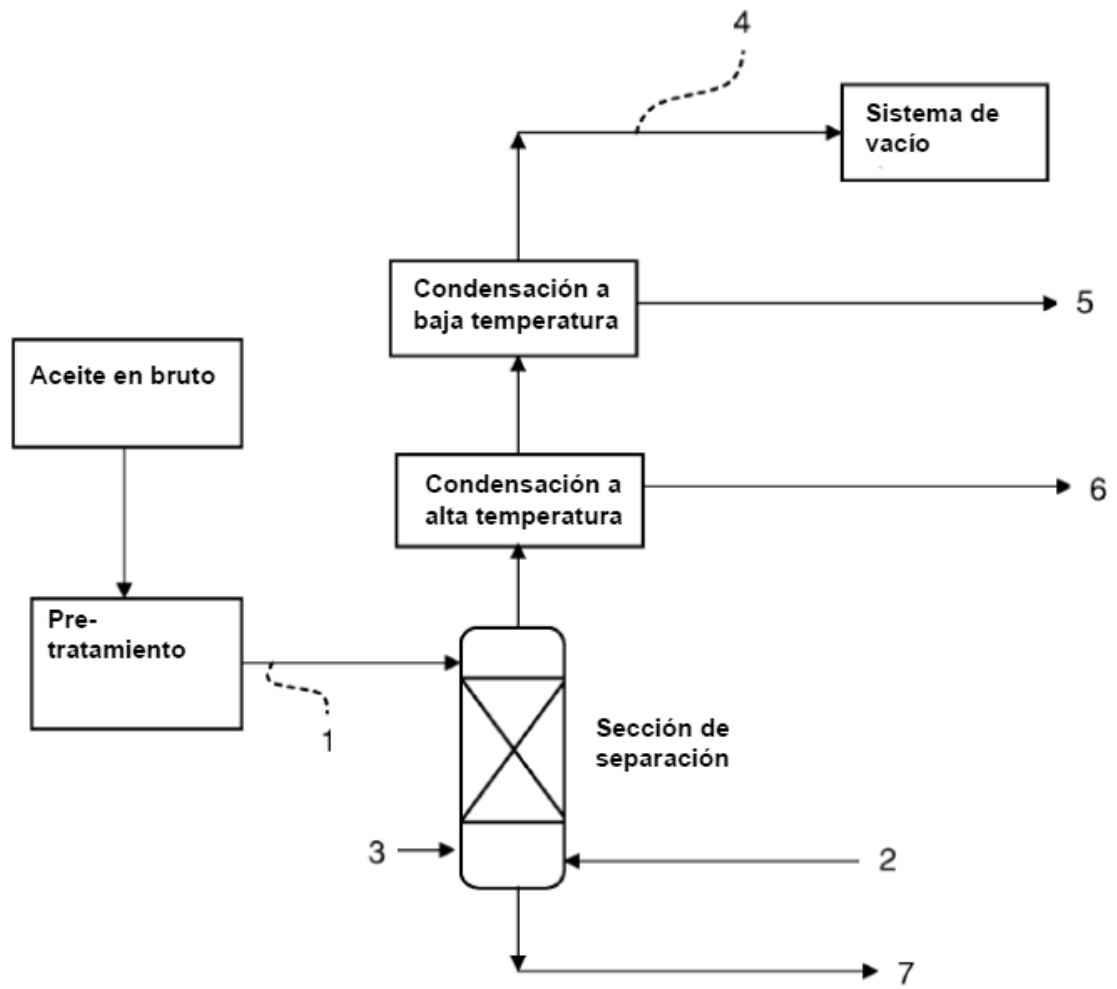


Figura 1

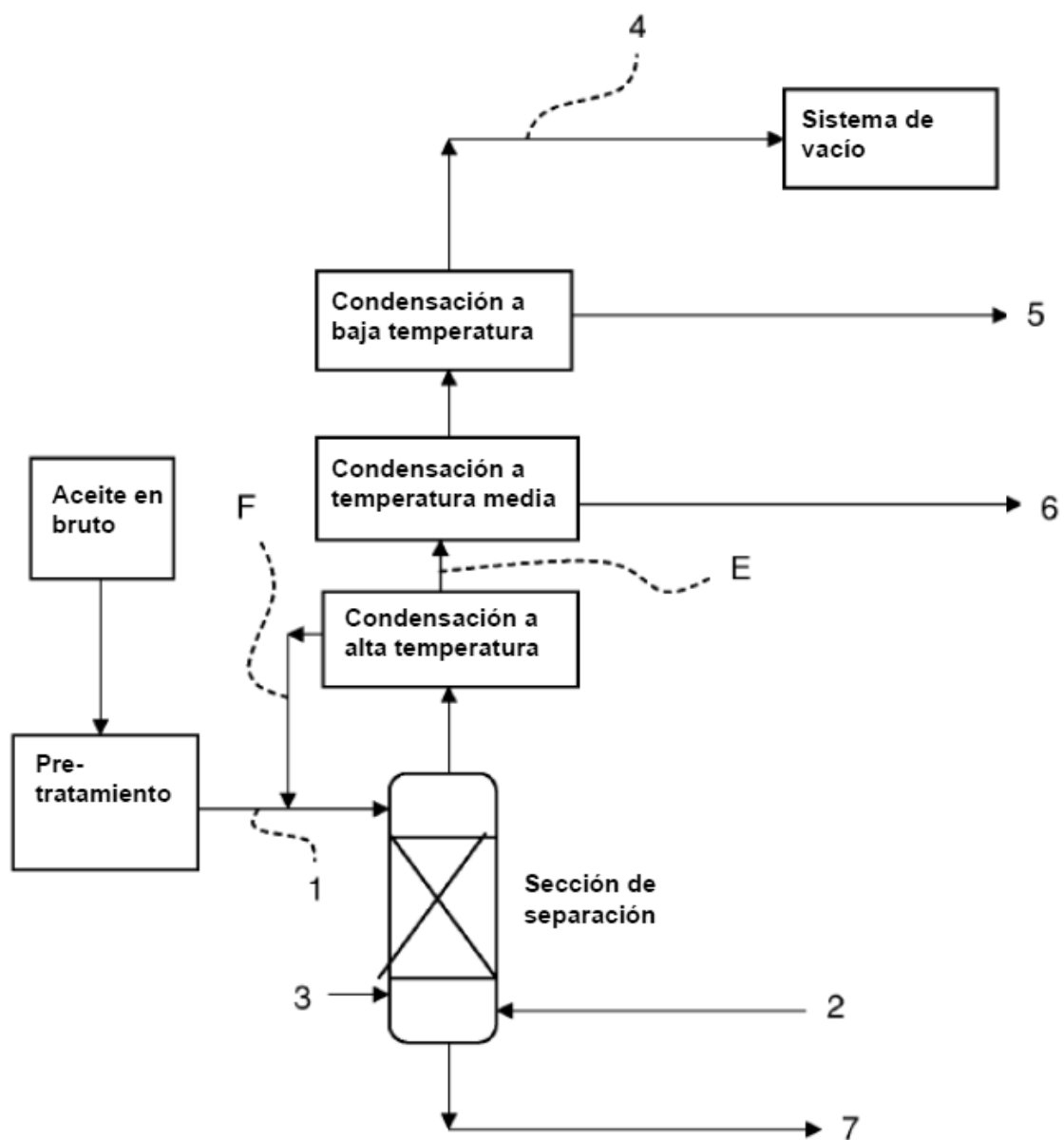


Figura 2

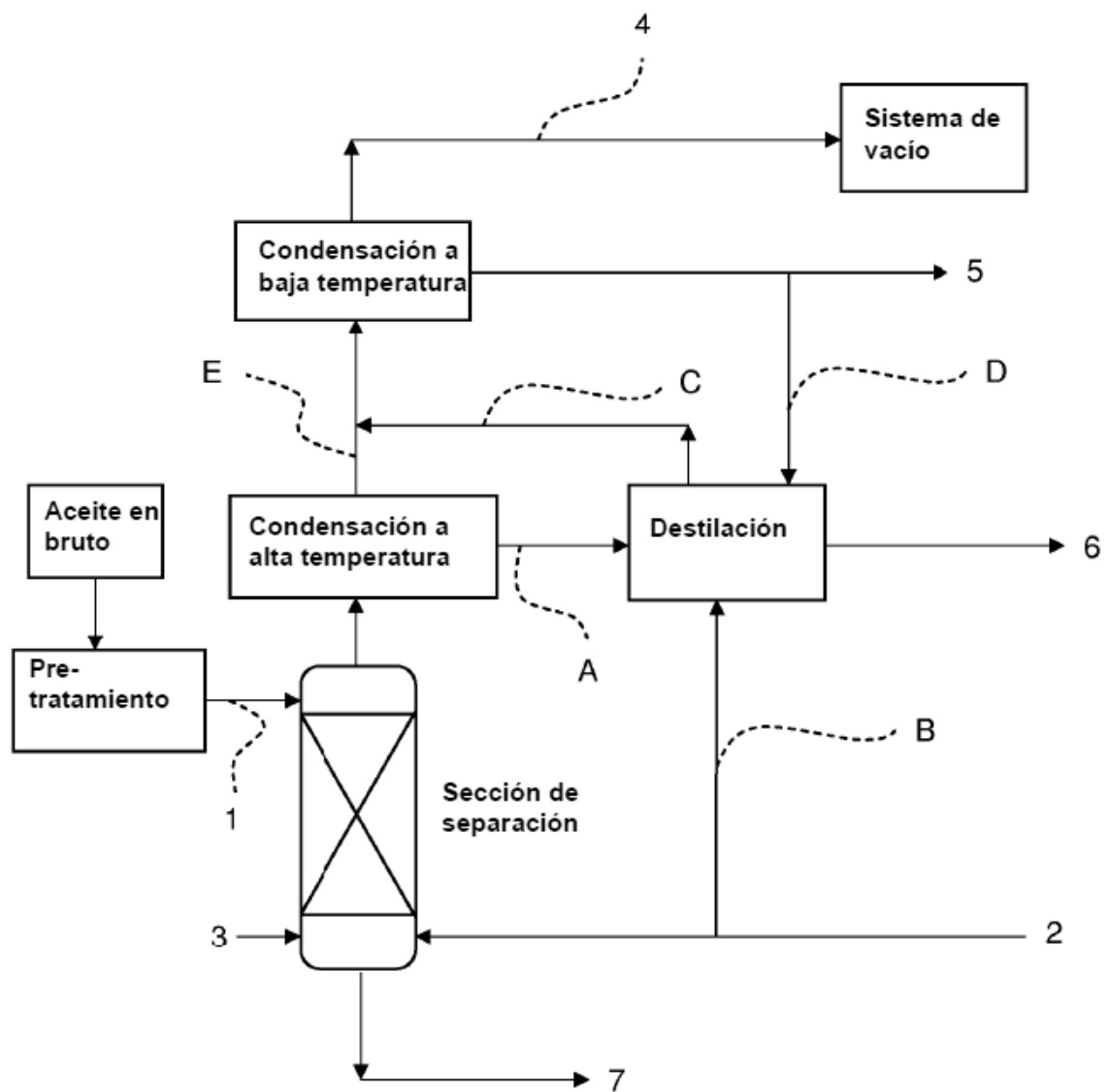


Figura 3

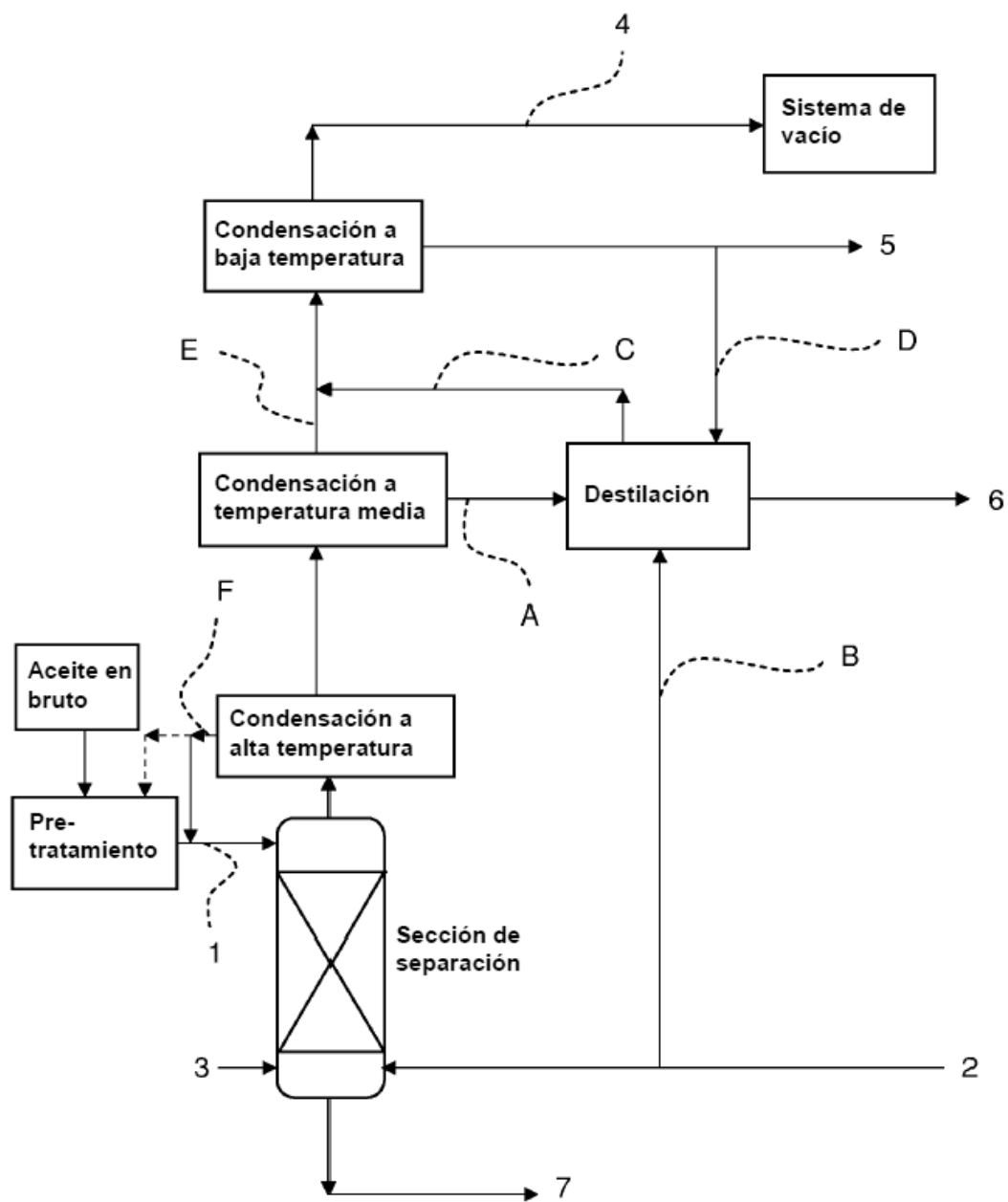


Figura 4

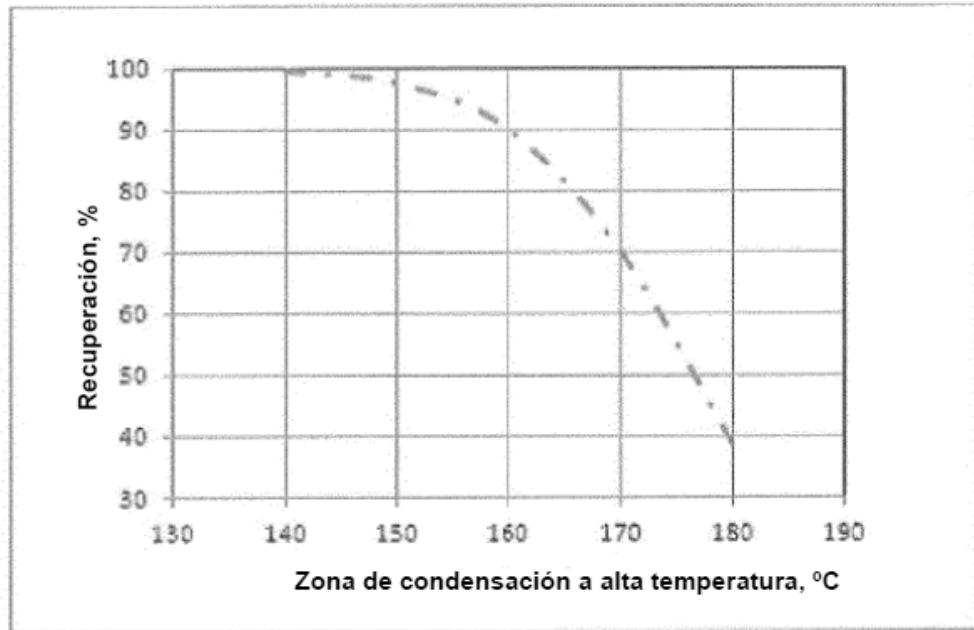


Figura 5

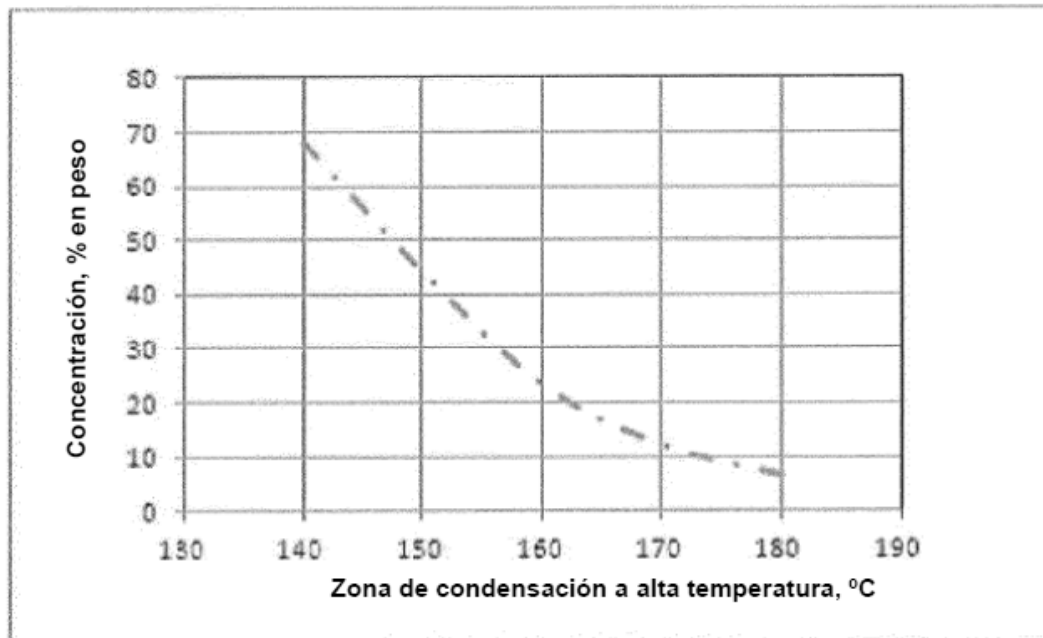


Figura 6

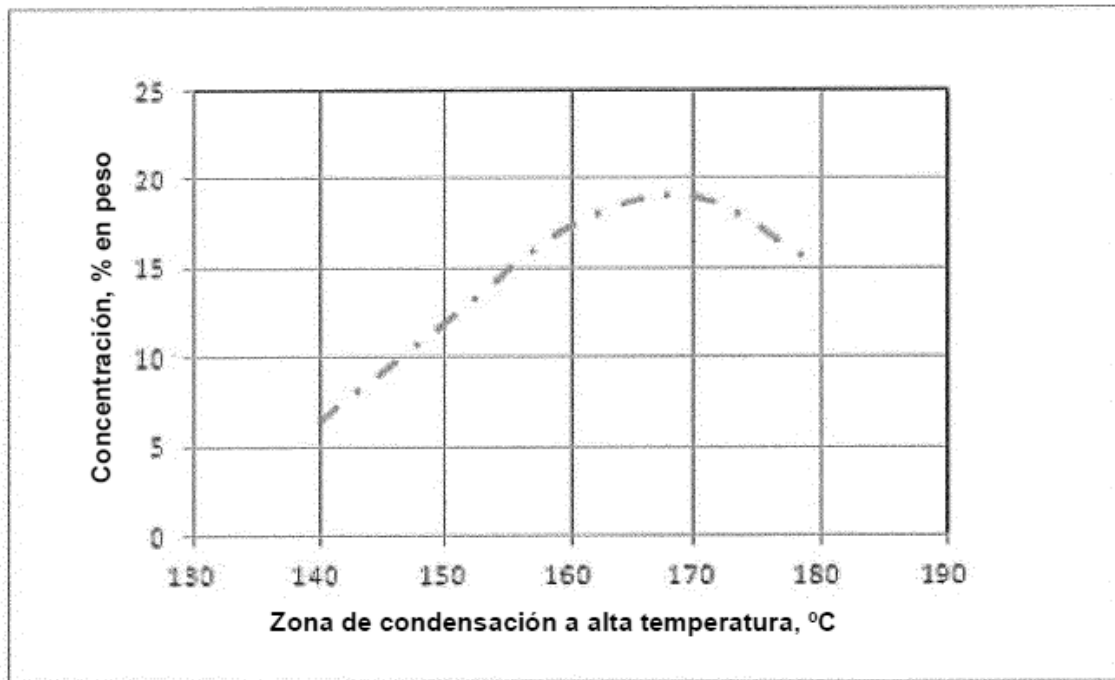


Figura 7

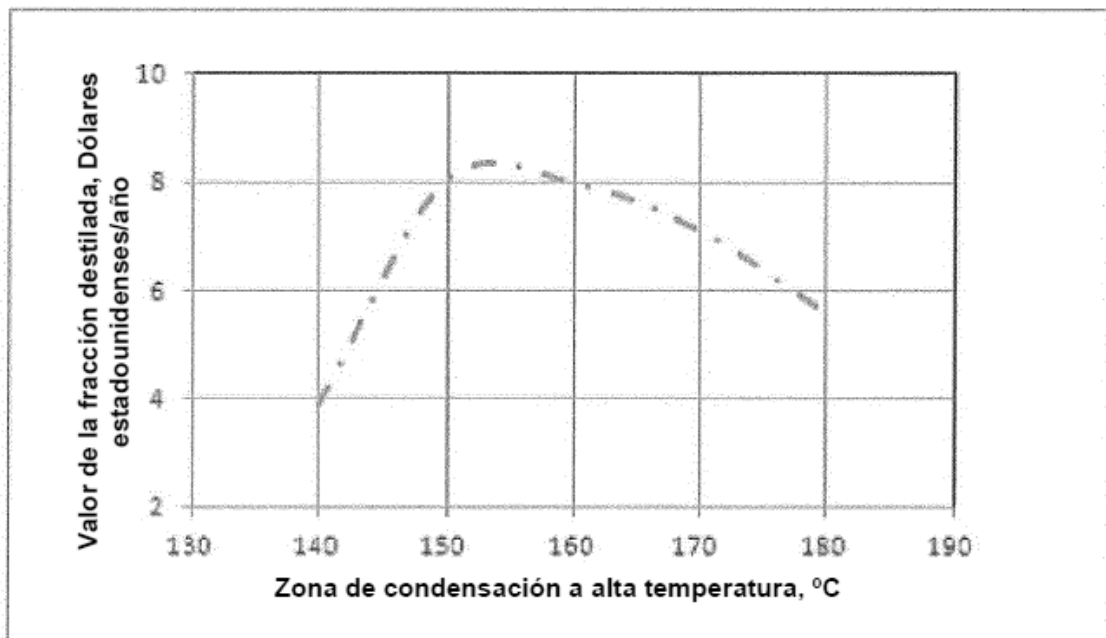


Figura 8

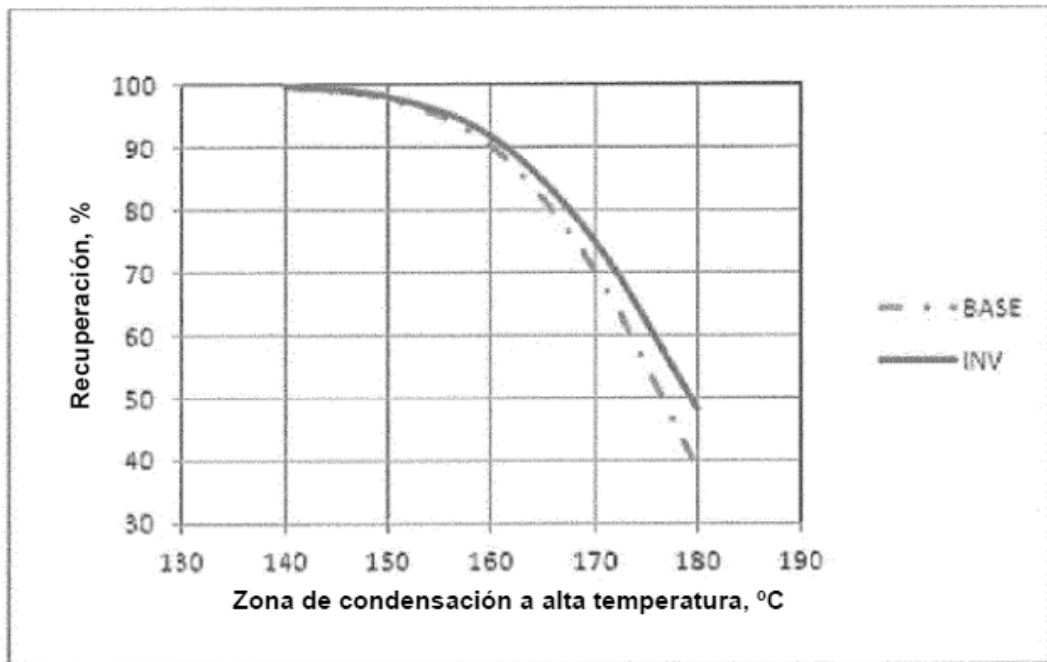


Figura 9

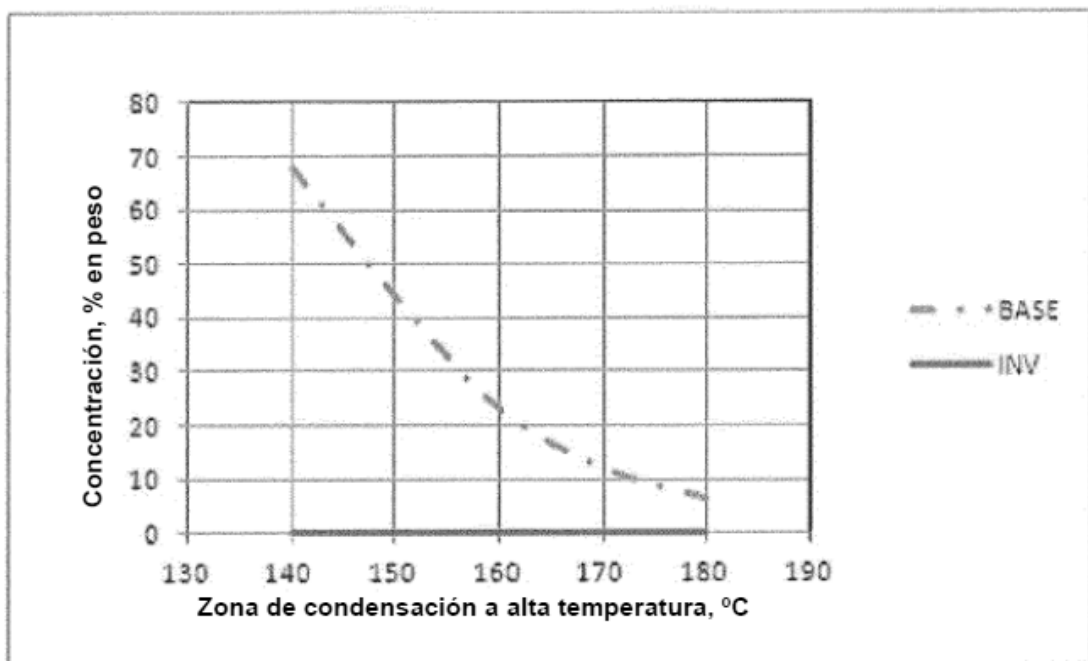


Figura 10

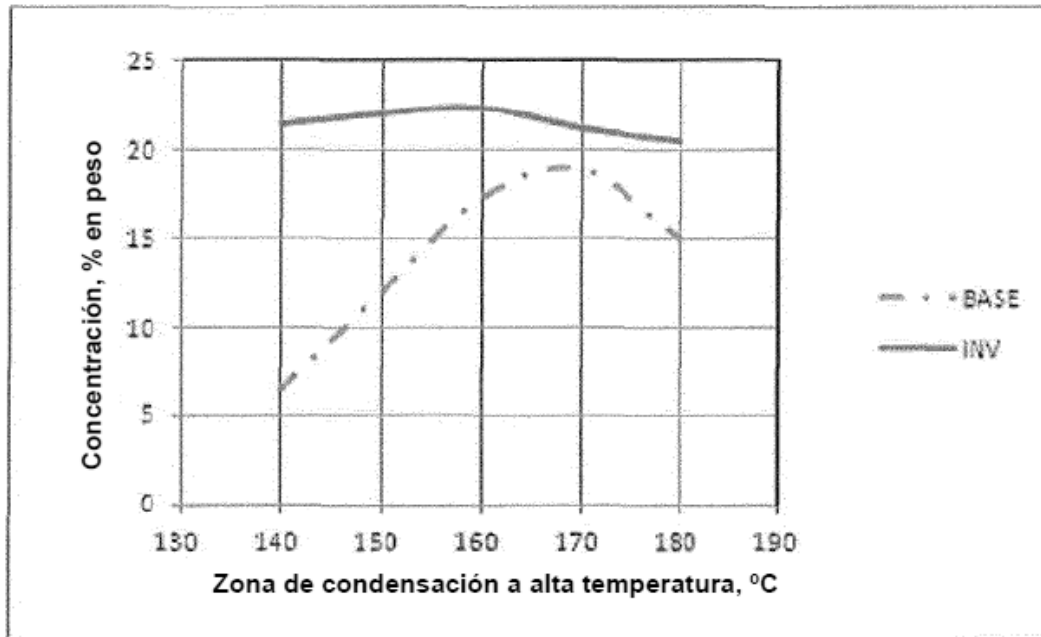


Figura 11

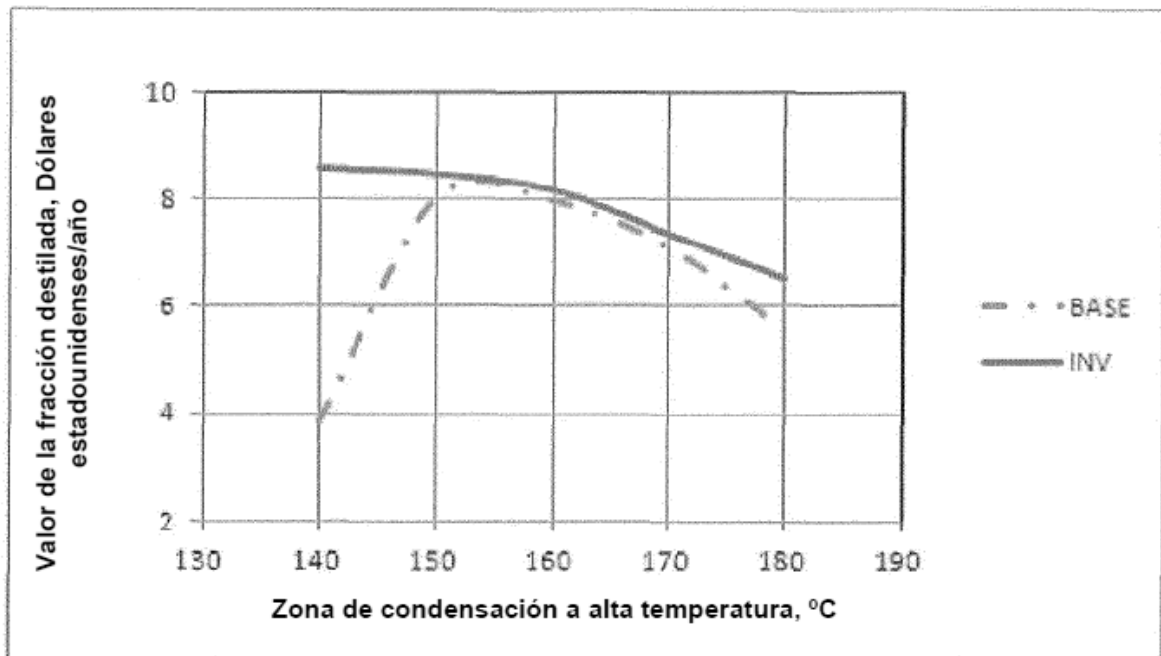


Figura 12