

MINISTERIO DE INDUSTRIA Y ENERGIA

Registro de la Propiedad Industrial



ESPAÑA

Concedido el Registro de acuerdo con los datos que figuran en la presente descripción y según el contenido de la Memoria adjunta.

19 ES	21	NUMERO 464.467	20 A1
22		FECHA DE PRESENTACION 25-11-1977	

464,467

PATENTE DE INVENCION

30 PRIORIDADES:	32 FECHA	33 PAIS
31 NUMERO 745.397	26-11-1976	EE.UU.

47 FECHA DE PUBLICIDAD	51 CLASIFICACION INTERNACIONAL B01D	62 PATENTE DE LA QUE ES DIVISIONARIA
------------------------	--	--------------------------------------

54 TITULO DE LA INVENCION

"UN PROCEDIMIENTO MEJORADO PARA DESTILAR UNA MEZCLA OBTENIDA POR EXTRACCION DE MATERIALES DE SEMILLA OLEAGINOSA"

71 SOLICITANTE (S)

DRAVO CORPORATION (File-F/2853.62)

DOMICILIO DEL SOLICITANTE

One Oliver Plaza, Pittsburgh, Pensilvania, EE.UU.

72 INVENTOR (ES)

George B. Karnofsky y John Slovski

73 TITULAR (ES)

74 REPRESENTANTE

DON ALBERTO DE ELZABURU MARQUEZ (P.-67.515)

POOR QUALITY

5 La presente invención se refiere a un procedimiento de rectificación por el que se recupera un disolvente orgánico acuoso en al menos dos fracciones que tienen diferentes concentraciones, y el componente soluble se recupera de la solución como solución acuosa exenta del componente orgánico. Más en particular, la invención trata de la recuperación de soluciones acuosas de alcohol de al menos dos concentraciones de alcohol diferentes, a partir de una solución o mezcla preparada extrayendo hidratos de carbono y otros componentes de habas de soja u otras semillas oleaginosas.

10 Los objetos de la presente invención se consiguen pasando la mezcla en serie por uno o más evaporadores, en los que la formación de espuma se pueda manejar por medios conocidos. El vapor procedente de cada evaporador, exento de los componentes que causan la formación de espuma, se pasa por una columna de rectificación. La mezcla, casi completamente evaporada, se pasa luego por una columna de separación, punto en el que se reduce considerablemente el volumen de líquido, de manera que no es indebidamente caro el proporcionar la columna de separación, demasiado grande, que se requiere para manejar la espuma.

15 Un mejor entendimiento de la presente invención, así como objetos y ventajas adicionales de la misma, serán evidentes por consideración de la exposición detallada de ella, cuando se toma con el dibujo adjunto, que ilustra un diagrama de flujo esquemático de la invención.

20 En los procedimientos de extracción conocidos, la concentración de suero en las mezclas a destilar está comprendida entre 3 y 10%. En general, tal mezcla necesi-

30

27-12-77

ta ser dividida en tres fracciones: una solución de alcohol relativamente concentrada como condensado, una solución de alcohol relativamente diluída como condensado, y una solución acuosa de fracciones de fondo de suero que está prácticamente exento de alcohol.

Aunque se añade algo de agua al disolvente en los procedimientos de extracción y separación de disolvente de las escamas gastadas, ya sea por deshidratación de las escamas de soja o por vapor de agua directo, usado para someter a separación las escamas gastadas, este agua no es generalmente suficiente para satisfacer el requisito de que la concentración de suero no sea excesiva en ningún punto del procedimiento de evaporación. La solución de suero se hace más viscosa a medida que queda concentrada. Un límite posible, pero no obligatorio, para la concentración de suero es aproximadamente 30% en peso de hidratos de carbono. Tenía que añadirse agua a la mezcla en evaporación para satisfacer este requisito, a añadir opcionalmente solo según se requiera. Esto se ilustra en los Ejemplos 1 y 2 siguientes.

La eliminación del suero es un problema. En la mayoría de los métodos de eliminación se desea que la solución de suero exento de alcohol, que sale del procedimiento de destilación, esté lo más concentrada en hidrato de carbono que sea factible, por ejemplo 30%. Cuando en la mezcla hay insuficiente hidrato de carbono para hacer una solución al 30% en las fracciones de fondo, un sistema adecuado ha de proporcionar la recuperación del exceso de agua exenta de alcohol. Esto se ilustra en el Ejemplo 3 siguiente.

El dibujo es un diagrama de flujo esquemático de un procedimiento de múltiple efecto para rectificación y separación, de la presente invención. El flujo de vapor y líquido son en corrientes paralelas, en un modo preferido de operación del procedimiento, dado que condensa agua de punto de ebullición relativamente alto, con poco alcohol, en el extremo de baja presión del sistema, que está preferiblemente bajo vacío. Sin embargo, en algunas circunstancias se puede usar ventajosamente el flujo en contracorriente.

En el dibujo, la mezcla a destilar, de la tubería 10, se introduce en un primer evaporador, indicado en general como 11, constituido por un separador 12 de vapor-líquido, una bomba 13 de recirculación, y un calentador 14, conocido en general como sistema de evaporador con circulación forzada. El vapor de agua para calentar el primer evaporador 11 se introduce por la tubería 15, y se condensa en el calentador 14. El vapor separado del líquido en el separador 12 de vapor-líquido se pasa por la tubería 16 a una columna 17 de rectificación, adyacente al fondo de la misma. Se hace que el vapor pase en contacto en contracorriente con reflujo líquido, generado condensando el vapor retirado de la columna 17 de rectificación por la tubería 18, en un calentador 19 de un segundo evaporador, indicado en general como 20, que también comprende una bomba 21 de recirculación y un separador 22 de vapor-líquido. En la columna 17 de rectificación los vapores de alcohol diluido se rectifican, para producir en la tubería 23 alcohol concentrado (usualmente 92% en peso); el resto del condensado se lleva como reflujo a la columna

17 de rectificación, por la tubería 24. Por la tubería 26 se puede llevar como reflujo al separador 12 de vapor-líquido todo, parte o nada del líquido que sale del fondo de la columna 17 de rectificación por la tubería 24. Todo, parte o nada del líquido que sale del fondo de la columna 17 de rectificación se puede introducir, por la tubería 27, en una columna 28 de rectificación en una posición elegida apropiadamente, como se ha discutido antes.

La mezcla parcialmente concentrada procedente del separador 12 de vapor-líquido se pasa por la tubería 29 al segundo evaporador 20. Se puede añadir agua por la tubería 30 a la mezcla de la tubería 29. Parte del vapor separado en el separador 22 de vapor-líquido se pasa por la tubería 31 a la columna 28 de rectificación, en un punto por debajo del punto de entrada de la tubería 27. El resto, si lo hay, del vapor procedente del separador 22 de vapor-líquido fluye en secuencia por las tuberías 37 y 38, al calderín 55 de la columna 39 de separación, donde se condensa el vapor. Cuando es necesario, se puede llevar líquido como reflujo por la tubería 32 al segundo evaporador 20, desde un punto de la columna 28 de rectificación adyacente a la entrada de la tubería 31. El vapor asciende por la columna 28 de rectificación en contracorriente con el reflujo de la tubería 33 generado condensando vapor de la tubería 34, procedente de la columna de rectificación, en el condensador 35. El resto del condensado procedente del condensador 35 se retira del sistema como alcohol concentrado, por la tubería 36. El condensado retirado del calderín por la tubería 40 es una porción del alcohol diluido producido. Alternativamente, todo el vapor procedente

5 del separador 22 de vapor-líquido se puede pasar por la tubería 31 a la columna 28 de rectificación, y una porción del vapor que sale de la columna 28 de rectificación se puede desviar por la tubería 41, y desde ella por la tubería 38 al calderín 55.

10 El líquido retirado del fondo de la columna 28 de rectificación, por la tubería 42, se vuelve a hacer hervir en el calderín 43, si se requiere. El hervidor se calienta mediante vapor de agua condensante procedente de la tubería 44. El flujo neto de líquido procedente del fondo de la columna 28 de rectificación, que sale del procedimiento por la tubería 45, es parte del alcohol diluido producido.

15 El líquido procedente del separador 22 de vapor-líquido fluye por la tubería 46 hasta un punto próximo a la parte superior de la columna 39 de separación, en la que fluye descendentemente en contracorriente con los vapores generados por el calderín 55. El suero sometido a separación se retira de la columna 39 por la tubería 48, mediante la bomba 49. El vapor de la tubería 50 procedente de la columna 39 de separación se condensa en el condensador 51 del separador. El condensado que sale del procedimiento por la tubería 52 es parte del alcohol diluido producido. Todo o nada del condensado puede fluir a la columna 28 de rectificación por la tubería 53, en un punto adyacente a la tubería 32. La solución de suero sometido a separación se retira del procedimiento como colas netas, por la tubería 54, de la columna 39 de separación.

25
30 La situación de los puntos de adición de agua que se requieran para evitar concentraciones excesivas de

hidrato de carbono dependerá del caso concreto. La situación apropiada de los puntos de adición de agua se pondrá en evidencia en los ejemplos que siguen.

5 El alcohol concentrado producido es la suma de los condensados netos procedentes del calentador 19 por la tubería 23, del condensador 35 por la tubería 36, y opcionalmente el condensado del calderín 38 del separador, por la tubería 40. El alcohol diluido producido es la suma del líquido neto procedente del fondo de la columna 28 de rec-

10 tificación o su calderín, por la tubería 45, el condensado del separador por la tubería 52, y opcionalmente el condensado del calderín 38 por la tubería 40.

15 En los ejemplos siguientes, los flujos de las diversas tuberías se eligieron según los siguientes criterios, ya analizados:

1. Consumo de calor lo más bajo que sea práctico.
- 20 2. La concentración de hidrato de carbono no excede de 30% en peso en ningún lugar del procedimiento, y en todos los casos es 30% en la solución de suero que sale por la tubería 54.
- 25 3. La columna de separación es la única columna de destilación por la que fluye la mezcla. El flujo de mezcla parcialmente concentrada a la columna de separación es mínimo, para minimizar la formación de espuma.

30 Como será evidente por los ejemplos que siguen, el consumo de calor por kilogramo de mezcla alimentada al sistema de destilación depende primordialmente de la frac-

ción de la mezcla a recuperar como alcohol concentrado. A medida que la fracción aumenta, se requiere reflujo al separador 12 por la tubería 26; después, reflujo al separador 22 por la tubería 32; y finalmente la adición del calderín 43. Además, a medida que aumenta la fracción aumenta de concentración el vapor de la tubería 38 que se condensa en el calderín 55 del separador.

Los siguientes ejemplos son ilustrativos.

EJEMPLO I

Por cada 45,5 kg de escamas alimentadas entraron en un extractor 77,2 kg de etanol acuoso concentrado (92% en peso), por el extremo de salida de las escamas. De estos 77,2 kg, 26,5 kg salieron con las escamas y 0,8 kg salieron con una fase aceitosa que se retiró por un punto intermedio del extractor. En otro punto intermedio del procedimiento de extracción se añadieron a la corriente de disolvente 104,5 kg de etanol al 45,9%. La mezcla de hidrato de carbono que salía por la entrada de escamas hacia el extractor ascendía a 168,0 kg y consistía en 5% de suero (4,2% de hidratos de carbono más 0,8% de lípidos) disuelto en etanol acuoso al 56% en peso. Esta solución se dividió por el procedimiento de destilación de la invención, recuperando 104,5 kg de etanol al 45,9% en peso, 49,9 kg (77,2 menos 26,5 menos 0,8) de etanol al 92% en peso, y una solución, sustancialmente exenta de alcohol, de suero en agua. El flujo en cada tubería se resume en la Tabla 1.

La mezcla de alimentación solo tenía en ella, 5,0 kg de agua en exceso respecto a la que había en los disol-

ventes de extracción a recuperar. En consecuencia, fue necesario añadir agua por la tubería 30 a la mezcla parcialmente concentrada por la tubería 29, y añadir agua por la tubería 47 a la mezcla, más concentrada, de la tubería 46, para mantener la concentración de hidrato de carbono en un máximo del 30%. Este máximo fue impuesto arbitrariamente para evitar la manipulación de soluciones viscosas. Se puede usar cualquier concentración máxima adecuada; esta exposición no está limitada al 30%.

Dado que en este caso hubo amplia ebullición por la evaporación de la mezcla, para proporcionar el reflujo en las columnas 17 y 28 de rectificación, no fue necesario llevar a reflujo líquido de la columna 17 de rectificación al separador 12 de vapor-líquido. El flujo por la tubería 26 fue cero. Análogamente, el flujo por las tuberías 32, 53 y 41 fue cero; y se omitió el calderín 43.

El alcohol concentrado (92%) se recuperó por las tuberías 23 y 36. La suma de los flujos en esas tuberías fue 49,9 kg (19,3 + 30,6). El alcohol diluido se recuperó por las tuberías 40, 45 y 52. La suma de los flujos en esas tuberías fue 104,5 kg (6,3 + 94,3 + 3,9).

EJEMPLO 2

En el procedimiento de extracción que proporcionó la mezcla para este ejemplo, por cada 45,5 kg de escamas alimentadas entraron en el extractor 68,1 kg de alcohol acuoso concentrado (92% en peso), por el extremo de salida de escamas. De estos 68,1 kg, 26,5 salieron con las escamas y 0,8 kg salieron con una fase de aceite que se retiró por un punto intermedio del extractor. En otro punto

intermedio se añadieron a la corriente de disolvente 22,7 kg de etanol al 8% en peso. La mezcla de hidrato de carbono que salía por la entrada de escamas, al extractor, ascendía a 72,6 kg, y consistía en 8% de suero (6% de hidratos de carbono más 2% de lípidos) disuelto en etanol acuoso al 59% en peso. Esta solución se dividió por el procedimiento de destilación de la presente invención, recuperando 22,7 kg de etanol al 8% en peso, 40,9 kg de etanol al 92% en peso, y una solución, sustancialmente exenta de alcohol, de suero en agua. El flujo de cada tubería se resume en la Tabla 1.

La mezcla de alimentación solo tenía en ella 3,2 kg de agua en exceso respecto a la que había en los disolventes de extracción a recuperar. En consecuencia, fue necesario añadir agua por la tubería 30, a la mezcla parcialmente concentrada de la tubería 29, y añadir agua por la tubería 47 a la mezcla, más concentrada, de la tubería 46, para mantener la concentración de hidratos de carbono en un máximo del 30%.

Dado que en este caso hubo insuficiente ebullición por evaporación de la mezcla, para proporcionar el reflujo en las columnas 17 y 28 de rectificación, fue necesario llevar como reflujo líquido de la columna 17 de rectificación al primer evaporador 11, y de la columna 28 de rectificación al segundo evaporador 20. El flujo por la tubería 26 fue 33,4 kg; el flujo por la tubería 32 solo fue 7,1 kg. Una porción del vapor procedente de la columna 28 de rectificación fluyó por la tubería 41 para condensarse en el calderín 55. El flujo por la tubería 53 fue cero; y el calderín 43 se omitió.

Se recuperó alcohol concentrado (92%) por las tuberías 23, 36 y 40, ascendiendo a 40,9 kg (20,5 + 6,9 + 13,5). Se recuperó alcohol diluido (8,0%) por las tuberías 45 y 52, ascendiendo a 22,7 kg.

5

EJEMPLO 3

La mezcla a destilar fue resultado de un procedimiento en 3 etapas en el que se tratan escamas de habas de soja, en contracorriente, con alcohol concentrado, para producir una harina de soja. En este ejemplo no se usa alcohol diluido alguno; el sistema de destilación solo necesita producir alcohol concentrado como destilado, y una solución acuosa exenta de alcohol, como fracciones de fondo. En consecuencia, este ejemplo pone en evidencia cómo se aplica el procedimiento de la invención cuando el vapor resultante de la evaporación de la mezcla es incluso menos suficiente que lo era en el Ejemplo 2, para proporcionar el reflujo que se requiere para preparar alcohol concentrado.

10

15

20

En el procedimiento de extracción que proporcionó la mezcla para los ejemplos, por cada 45,4 kg de escamas alimentadas entraron en el extractor 56,8 kg de alcohol acuoso concentrado (92% en peso), por el extremo de salida de las escamas. De estos 56,8 kg, 31,8 kg salieron con las escamas y 0,8 kg salieron con una fase de aceite, que se retiró por un punto intermedio del extractor. La mezcla que salía por el extremo de entrada de escamas contenía algo de aceite, algo de hidratos de carbono, los lípidos no aceitosos y el agua extraída de las escamas. La mezcla ascendió a 31,3 kg, y consistía en 8,3% de suero

25

30

(1,5% de hidratos de carbono y 6,8% de lípidos) disuelto en etanol acuoso al 77%. Esta solución se dividió por el procedimiento de destilación de la presente invención, recuperando 24,2 kg de etanol al 92% en peso; 1,4 kg de agua destilada, por la tubería 45; y 5,8 kg de solución de suero, exenta de alcohol, por la tubería 54.

La mezcla de alimentación solo tenía en ella 0,5 kg de hidrato de carbono y 3,6 kg de agua, además del alcohol acuoso disolvente a recuperar. Dado que es difícil eliminar el suero, y pudiera haber que secarlo, es deseable recuperarlo en solución acuosa lo más concentrada posible, por ejemplo al 30% basado en el hidrato de carbono. En consecuencia, en este caso fue necesario sustraer del suero, por el procedimiento, agua sustancialmente exenta de alcohol, en vez de añadirla como en los Ejemplos 1 y 2.

Para proporcionar un reflujo adecuado para rectificar el alcohol, fue necesario no solo llevar como reflujo líquido de la columna 17 de rectificación al primer evaporador 11, por la tubería 26; y llevar como reflujo líquido de la columna 28 de rectificación al segundo evaporador, por la tubería 32; sino también proporcionar el calderín 43. Dado que el único producto era alcohol concentrado, todo el destilado de la columna 39 de separación se hizo pasar por una bomba (que no se muestra) por la tubería 53 a la columna 28 de rectificación.

Se recuperó alcohol concentrado (92% en peso) por las tuberías 23, 36 y 40. La suma de los flujos en estas tuberías era 24,2 kg (11,7 + 6,7 + 5,8).

TABLA I

Designación de tubería o aparato	EJEMPLO 1			EJEMPLO 2			EJEMPLO 3		
	Flujo kg	EtOH % en peso	% en peso de hidra- to de car bono	Flujo kg	EtOH % en peso	% en peso de hidra- to de car bono	Flujo kg	EtOH % en peso	% en peso de hidrato de carbono
10	168,0	56	5,0	72,6	59	6,0	31,3	71,0	3,2
15	48,6	0	-	30,0	0	-	17,1	0	-
16	71,1	74	-	53,9	73	-	34,7	83	-
23	19,3	92	-	20,5	92	-	11,7	92	-
24	91,3	92	-	47,8	92	-	27,2	92	-
26	0	-	-	33,4	61	-	23,0	47	-
27	51,7	67	-	0	-	-	0	-	-
29	96,9	38	8,7	52,2	39	8,5	19,6	58	4,7
30	7,1	0	-	0,7	0	-	0	-	-
31	72,3	45	-	43,6	45	-	32,5	75	-
32	0	-	-	7,1	8	-	18,7	69	-
33	71,4	92	-	47,8	92	-	36,1	92	-
36	30,6	92	-	6,9	92	-	6,7	92	-
37	6,3	45	-	0	-	-	0	-	-
38	6,3	45	-	13,5	92	-	5,8	92	-

TABLA I (Continuación)

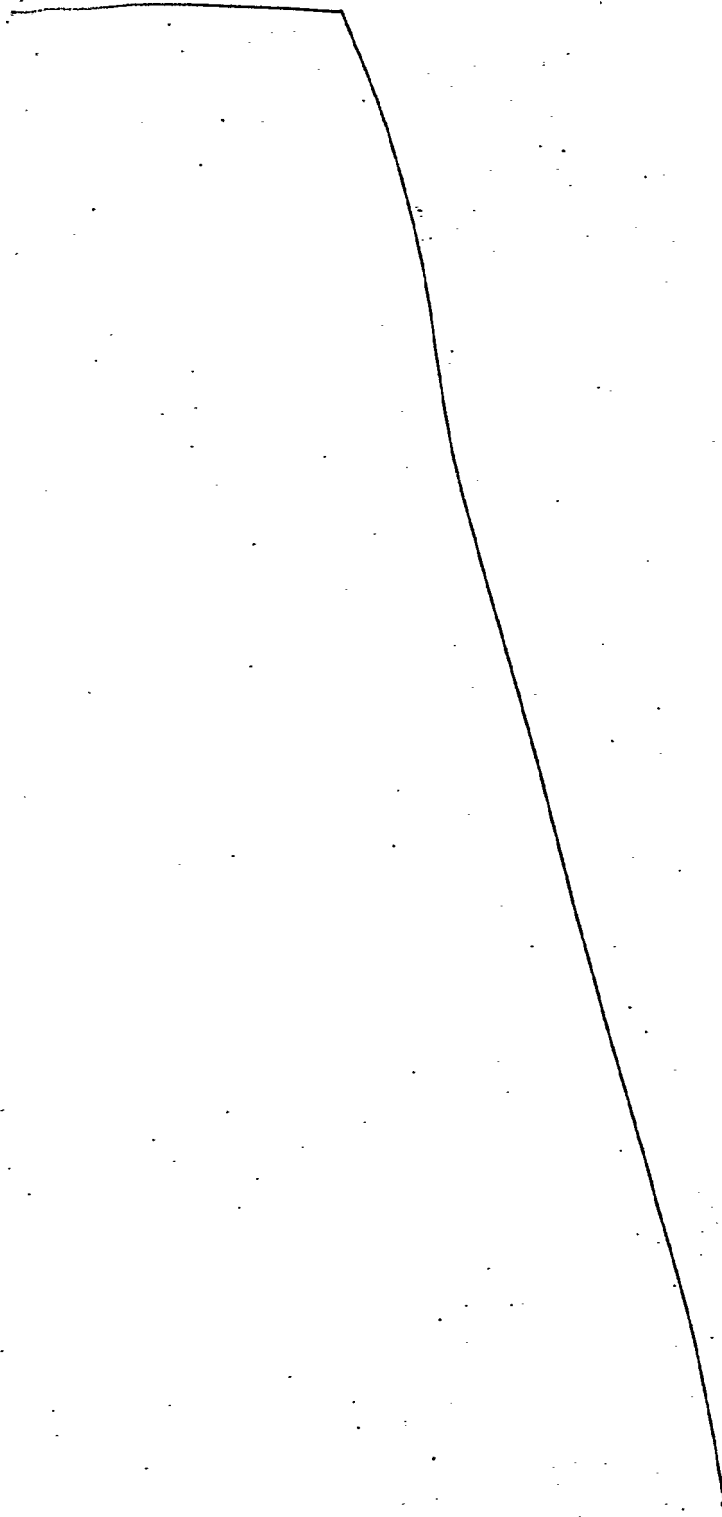
Designación de tubería o aparato	EJEMPLO I			EJEMPLO 2			EJEMPLO 3		
	Flujo kg	EtOH % en peso	% en peso de hidrato de carbono	Flujo kg	EtOH % en peso	% en peso de hidrato de carbono	Flujo kg	EtOH % en peso	% en peso de hidrato de carbono
40	6,3	45	-	13,5	92	-	5,8	92	-
41	0	-	-	13,5	92	-	5,8	92	-
43	No			No			Si		
44	0	-	-	0	-	-	5,7	-	-
45	94,3	45	-	16,1	8	-	1,4	0,001	-
46	26,7	5	30	16,4	7,8	30	10,5	39	12,3
47	3,9	0	-	6,5	0	-	0	-	-
52	3,9	31	-	6,6	8	-	0	-	-
53	0	-	-	0	-	-	4,7	76	-
54	26,7	0,001	30	16,3	0,001	30	57,7	0,001	30

≠ Base exenta de lípido

La invención se ha ilustrado mediante un procedimiento que emplea dos combinaciones de evaporador-almabique, seguidas por un separador. El flujo de vapor de múltiple efecto es en corriente paralela con el flujo de líquido. Las presiones de trabajo disminuyen desde la del primer evaporador 11 y su rectificador 17 a la del segundo evaporador 20 y su rectificador 28 a la de la columna 39 de separación. En los ejemplos anteriores, las presiones en los evaporadores-rectificadores y columna 39 de separación fueron respectivamente 2,3 kg/cm² manométricos, 0,2 kg/cm² manométricos, y 310 mm Hg absolutos. Los expertos en la técnica entenderán que la presión en la columna de separación tenía que ser suficientemente alta para que el vapor procedente de la columna de separación se pudiera condensar con agua de refrigeración, y que las presiones en los evaporadores fueran tales que proporcionasen diferencias de temperatura adecuadas para transmisión de calor en el calderín 19 y en el calderín 38 del separador. También se entenderá que se pueden usar cambiadores de calor, que no se muestran en el dibujo, en la práctica de la presente invención, y que la invención no está limitada a dos evaporadores, dado que se pueden usar uno o más de dos. También se entenderá que el flujo de vapor y líquido en múltiple efecto puede ser en contracorriente.

También se entenderá que el calderín 55 se puede omitir, y que en vez del mismo se puede suministrar vapor de agua vivo al fondo de la columna 39 de separación. Aunque tal sustitución aumentará el consumo de calor en el procedimiento, el aumento no será grande, y

la sustitución puede ser considerada ventajosa en la práctica.



28-12-77

REIVINDICACIONES

5 Los puntos de invención propia y nueva, que se presentan para que sean objeto de esta solicitud de Patente de Invención en España, por VEINTE años, son los que se recogen en las reivindicaciones siguientes:

10 1ª.- Un procedimiento mejorado para destilar una mezcla obtenida por extracción de materiales de semilla oleaginosa, y constituida por componentes solubles en un disolvente orgánico acuoso, para recuperar disolvente orgánico acuoso en dos fracciones de concentraciones relativamente alta y baja, donde la mezcla a tratar se pasa a un procedimiento de evaporación con múltiples efectos, que tiene al menos dos zonas de evaporación, para fomar en él corrientes de líquido y vapor, en el que la mejora consiste en: a) retirar una corriente de una primera zona de evaporación; b) poner en contacto una corriente de vapor, retirada de dicha primera zona de evaporación, con un reflujo líquido en una primera zona de rectificación; c) condensar vapores retirados de dicha primera zona de rectificación, y devolver a dicha zona de rectificación una porción del condensado resultante, como reflujo de líquido, constituyendo la porción restante una parte de dicha fracción de alta concentración; d) retirar una corriente de líquido del fondo de dicha primera zona de rectificación; e) introducir dicha corriente de líquido de la etapa (a) en una segunda zona de evaporación, donde dicha corriente de líquido se divide en corrientes

15
20
25
30

de líquido y vapor; f) retirar dicha corriente de líquido dividida, de dicha segunda zona de evaporación; g) poner en contacto dicha corriente de vapor, retirada de dicha segunda zona de evaporación, con un reflujo de líquido en una segunda zona de rectificación; h) condensar al menos una porción de los vapores retirados de dicha segunda zona de rectificación; y llevar como reflujo a dicha segunda zona de rectificación y una porción del condensado resultante, constituyendo la porción restante de dicho condensado una porción de dicha fracción de alta concentración; i) retirar una corriente de líquido del fondo de dicha segunda zona de rectificación, constituyendo dicha corriente de líquido una porción de dicha fracción de baja concentración; j) poner en contacto dicha corriente de líquido, retirada de dicha segunda zona de evaporación, con vapores en una zona de separación; k) retirar una corriente de líquido, que comprende dichos componente solubles, de dicha zona de separación; y l) condensar vapores retirados de dicha zona de separación, y retirar el condensado resultante de dicho procedimiento, como parte de dicha fracción de baja concentración.

5

10

15

20

25

30

2ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª, donde al menos una porción de dicha corriente de líquido retirada del fondo de dicha primera zona de rectificación se pasa a dicha segunda zona de rectificación.

3ª.- Procedimiento según las reivindicaciones 1ª y 2ª, donde aquella porción de dicha corriente de líquido, retirada del fondo de dicha primera zona de rectificación, que no se pasa a dicha segunda zona de rectificación, se lleva como reflujo a dicha primera zona de eva

poración.

5 4ª.- Procedimiento según las reivindicaciones 1ª a 3ª, donde una porción de la corriente de vapor retirada de dicha segunda zona de evaporación se condensa, para proporcionar calor para generar dichos vapores en dicha zona de separación, constituyendo el condensado resultante una parte de dicha fracción de baja concentración.

10 5ª.- Procedimiento según las reivindicaciones 1ª a 4ª, donde se añade agua a dichas corrientes de líquido retiradas de cualquiera o de ambas de dichas zonas de evaporación.

15 6ª.- Procedimiento según las reivindicaciones 1ª a 5ª, donde se retira una corriente de líquido de dicha segunda zona de rectificación, y se pasa a dicha segunda zona de evaporación.

20 7ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª, donde el componente orgánico de dicho disolvente orgánico acuoso es un alcohol.

20 8ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª, donde dicho material de semilla oleaginoso es habas de soja.

25 9ª.- Procedimiento según la reivindicación 8ª, donde la concentración de componentes solubles no lípidos en dicha corriente de líquido retirada de dicha zona de separación, no es mayor de aproximadamente 30% en peso.

30 10ª.- Procedimiento según la reivindicación 1ª, donde una corriente de líquido se retira de dicha segunda zona de rectificación, y una parte o todo se calienta para proporcionar una porción de los vapores para dicha zona

de rectificación.

5 11ª.- Procedimiento según las reivindicaciones 1ª y 10ª, donde la parte que no se calienta de dicha corriente de líquido retirada de dicha zona de rectificación se retira del procedimiento, como agua sustancialmente exenta de componente orgánico.

10 12ª.- Procedimiento según las reivindicaciones 1ª, 10ª y 11ª, donde dicha porción restante de dicha corriente de vapor, retirada de dicha zona de rectificación, se condensa para proporcionar calor para generar dichos vapores en dicha zona de separación, constituyendo el condensado resultante una parte de dicho disolvente orgánico acuoso.

15 13ª.- Procedimiento según las reivindicaciones 1ª y 10ª a 12ª, donde el componente orgánico de dicho disolvente orgánico acuoso es un alcohol.

14ª.- Procedimiento según las reivindicaciones 1ª y 10ª a 13ª, donde dicho material de semilla oleaginosa es habas de soja.

20 15ª.- Procedimiento según las reivindicaciones 1ª y 10ª a 14ª, donde la concentración del componente soluble no lípido, en dicha corriente de líquido retirada de dicha zona de separación, no es mayor de aproximadamente 30% en peso.

25 16ª.- Un procedimiento mejorado para destilar una mezcla obtenida por extracción de materiales de semilla oleaginosa.

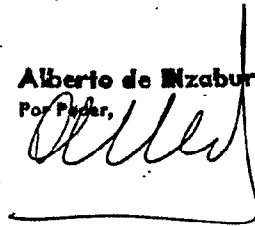
30 Tal y como se ha descrito en la Memoria que antecede, representado en los dibujos que se acompañan y para los fines que se han especificado.

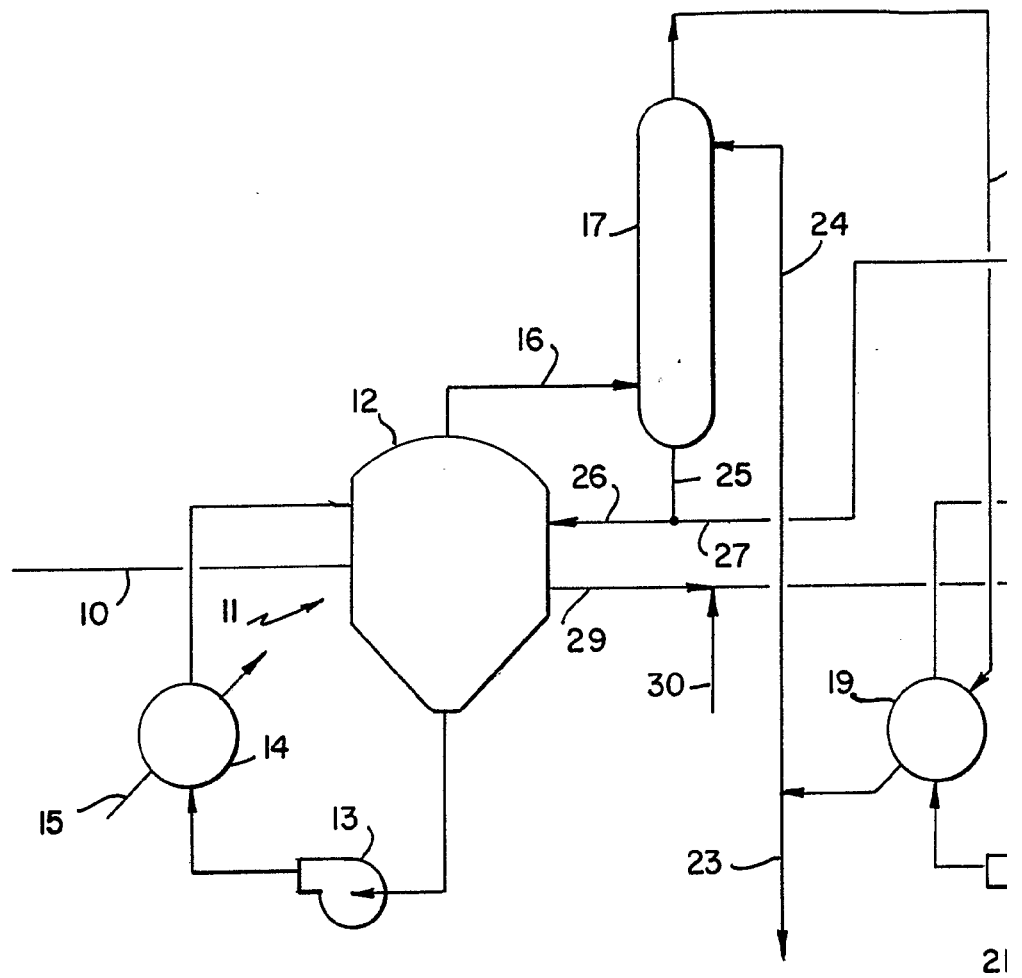
Esta Memoria consta de veinte hojas escritas a máquina por una sola cara.

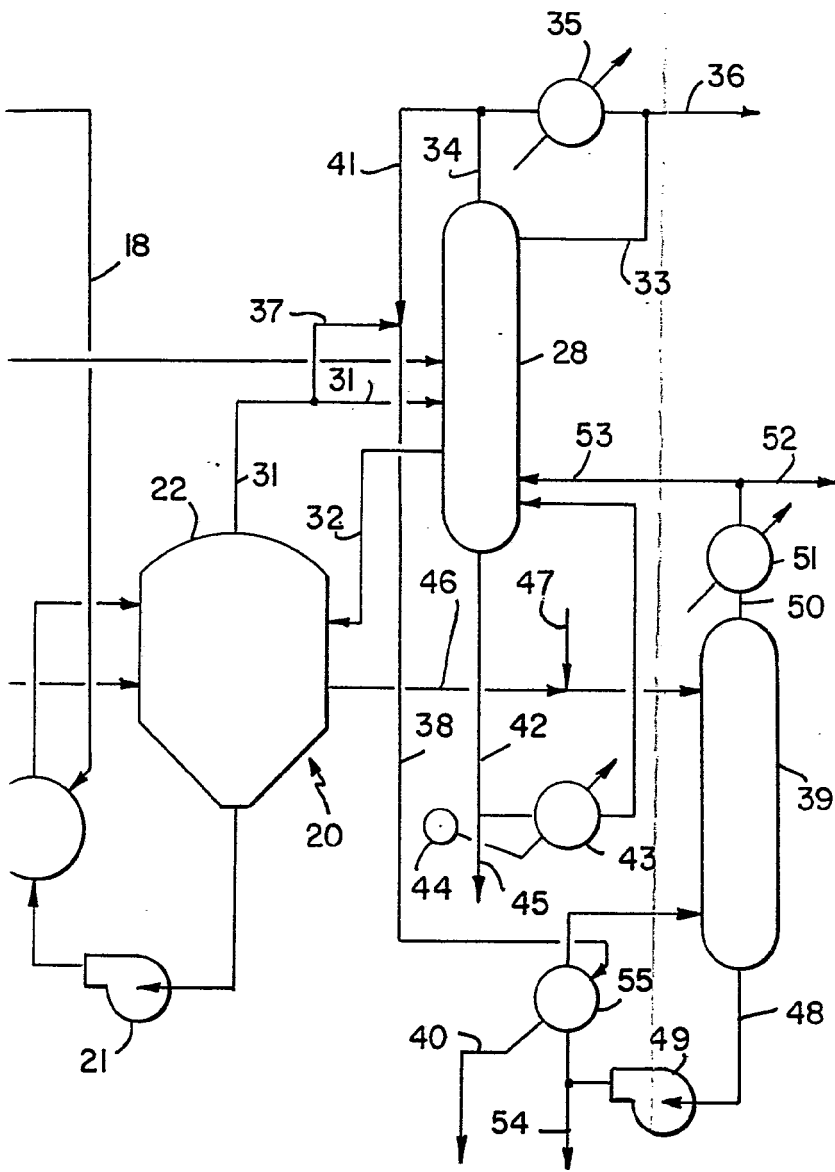
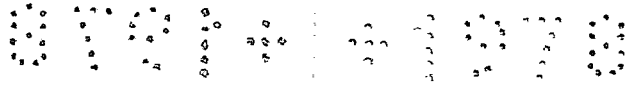
Madrid, 12.DIC.1978

P.A.

Alberto de Ezaburu
Por Poder,







Alberfo de Eizaburg
Por Poder,