

19



OFICINA ESPAÑOLA DE
PATENTES Y MARCAS

ESPAÑA



11 Número de publicación: **2 986 312**

51 Int. Cl.:

C12M 1/06 (2006.01)
C12P 7/649 (2012.01)
A23L 7/104 (2006.01)
A23L 29/30 (2006.01)
C12P 19/02 (2006.01)
C12P 19/14 (2006.01)
C13K 1/06 (2006.01)
C12M 1/00 (2006.01)

12

TRADUCCIÓN DE PATENTE EUROPEA

T3

96 Fecha de presentación y número de la solicitud europea: **11.03.2019** **E 19161936 (0)**

97 Fecha y número de publicación de la concesión europea: **12.06.2024** **EP 3539393**

54 Título: **Sistema y método para producir una corriente de azúcar usando filtración por membrana**

30 Prioridad:

15.03.2018 US 201815922053

45 Fecha de publicación y mención en BOPI de la
traducción de la patente:
11.11.2024

73 Titular/es:

FLUID QUIP TECHNOLOGIES, LLC (100.0%)
1940 S. Yellow Springs Street
Springfield, OH 45506, US

72 Inventor/es:

JAKEL, NEAL y
POLLMEIER, ALBERT

74 Agente/Representante:

ARIAS SANZ, Juan

ES 2 986 312 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

Sistema y método para producir una corriente de azúcar usando filtración por membrana

5 **Campo técnico**

La presente invención se refiere en general a sistemas y métodos para usar en la industria bioquímica (por ejemplo, biocombustible), de alimentos, piensos, nutrición, enzimas, aminoácidos, proteínas, y/o farmacéutica y, más específicamente, a mejores sistemas y métodos de trituración en seco para producir una corriente de azúcar, tal como por ejemplo para la producción de productos bioquímicos, usando filtración por membrana.

Antecedentes

Los procesos convencionales para producir diversos tipos de productos bioquímicos, tales como biocombustibles (por ejemplo, alcohol) y otros productos químicos, a partir de cereales generalmente siguen procedimientos similares. Plantas de procesamiento de molienda en húmedo convierten, por ejemplo, grano de maíz, en varios coproductos diferentes, tales como germen (para extracción de aceite), pienso con gluten (pienso para animales con alto contenido de fibra), harina con gluten (pienso para animales con alto contenido de proteína) y productos a base de almidón tales como alcohol (por ejemplo, etanol o butanol), jarabe de maíz de alto contenido en fructosa o almidón alimentario e industrial. Las plantas de trituración en seco generalmente convierten los granos, tal como maíz, en dos productos, a saber, alcohol (por ejemplo, etanol o butanol) y granos de destilería con solubles. Si se venden como pienso para animales húmedo, los granos húmedos de destilería con solubles se denominan DWGS. Si se secan para obtener pienso animal, los granos secos de destilería con solubles se denominan DDGS. Este coproducto proporciona un flujo de ingresos secundario que compensa una parte del coste total de producción de alcohol.

Con respecto al proceso de molienda en húmedo, la figura 1 es un diagrama de flujo de un proceso 10 típico de producción de alcohol (por ejemplo, etanol) de molienda en húmedo. El proceso 10 comienza con una etapa de maceración 12 en la que el grano (por ejemplo, maíz) se remoja durante 24 a 48 horas en una solución de agua y dióxido de azufre para ablandar los granos para su trituración, lixiviar los componentes solubles en el agua de maceración y aflojar la matriz proteica con el endospermo. Los granos de maíz contienen principalmente almidón, fibra, proteína y aceite. La mezcla de maíz macerado y agua se alimenta a continuación a una etapa de molienda de desgerminación (primera trituración) 14 en la que el maíz se tritura de una manera que abre los granos y libera el germen para obtener una suspensión de densidad pesada (8,5 a 9,5 Be) de los componentes triturados, principalmente una suspensión de almidón. A esto le sigue una etapa de separación de germen 16 que se produce mediante flotación y uso de hidrociclón(es) para separar el germen del resto de la suspensión. El germen es la parte del grano que contiene el aceite que se encuentra en el maíz. La corriente de germen separada, que contiene una porción del almidón, proteína y fibra, pasa al lavado de germen para eliminar el almidón y las proteínas, y a continuación a una secadora para producir aproximadamente de 34,7 a 41,2 kg (en base seca) de germen por m³ de maíz (kg/m³) (2,7 a 3,2 libras (base seca) de germen por Bushel de maíz (lb/bu)). El germen seco tiene aproximadamente un 50 % de contenido de aceite en base seca.

La suspensión restante, que ahora está desprovista de germen, pero contiene fibra, gluten (es decir, proteína) y almidón, se somete a continuación a una etapa de trituración fina (segunda trituración) 20 en la que hay una rotura total del endospermo y la liberación de los componentes del endospermo, a saber, gluten y almidón, a partir de la fibra. A esto le sigue una etapa de separación de fibra 22 en la que la suspensión se hace pasar a través de una serie de tamices para separar la fibra del almidón y el gluten y lavar la fibra para limpiarla de gluten y almidón. La fase de separación de fibra 22 normalmente emplea tamices de presión estática o paletas giratorias montadas en un tamiz cilíndrico (es decir, tamices de paletas). Incluso después del lavado, la fibra procedente de un molino de trituración en húmedo típico contiene entre un 15 y un 20 % de almidón. Este almidón se vende junto con la fibra como pienso para animales. La suspensión restante, que ahora generalmente está desprovista de fibra, se somete a una etapa de separación de gluten 24 en la que la centrifugación o los hidrociclones separan el almidón del gluten. La corriente de gluten pasa a un filtro de vacío y a una secadora para producir harina de gluten (proteína).

El coproducto de almidón purificado resultante puede someterse a continuación a una etapa de cocción por chorro 26 para iniciar el proceso de convertir el almidón en azúcar. La cocción por chorro se refiere a un proceso de cocción realizado a temperaturas y presiones elevadas, aunque las temperaturas y presiones específicas pueden variar ampliamente. Normalmente, la cocción por chorro se produce a una temperatura de aproximadamente 93 a 110 °C (aproximadamente 200 a 230 °F) y una presión de aproximadamente 0,20 a 0,34 MPa (30 a 50 psi). A esto le sigue la licuefacción 28, sacarificación 30, fermentación 32, reciclaje de levadura 34 y destilación/deshidratación 36 para un sistema bioquímico de molienda en húmedo típico. La licuefacción se produce cuando la mezcla o "puré" se mantiene a una temperatura de 90 a 95 °C para que la alfa-amilasa hidrolice el almidón gelatinizado a maltodextrinas y oligosacáridos (cadenas de moléculas de azúcar glucosa) para producir un puré o una suspensión licuada. En la etapa de sacarificación 30, el puré licuado se enfría a aproximadamente 50 °C y se añade una enzima comercial conocida como glucoamilasa. La glucoamilasa hidroliza las maltodextrinas y los oligosacáridos de cadena corta a moléculas individuales de azúcar glucosa para producir un puré licuado. En la etapa de fermentación 32, se añade una cepa común de levadura (*Saccharomyces cerevisiae*) para metabolizar los azúcares de la glucosa a etanol y CO₂.

Tras la finalización, el puré de fermentación ("cerveza") contendrá aproximadamente del 15 % al 18 % de etanol (en base volumen/volumen), además de sólidos solubles e insolubles de todos los componentes del grano restantes. Los sólidos y algo de líquido que queda después de la fermentación pasan a una fase de evaporación donde la levadura se puede recuperar como subproducto. Opcionalmente, la levadura se puede reciclar en una etapa de reciclaje de levadura 34. En algunos casos, el CO₂ se recupera y se vende como producto básico. Después de la etapa de fermentación 32 está la etapa de destilación y deshidratación 36 en la que la cerveza se bombea a columnas de destilación donde se hierva para vaporizar el etanol. El vapor de etanol se separa de la solución de agua/suspensión en las columnas de destilación y el vapor de alcohol (en este caso, etanol) sale por la parte superior de las columnas de destilación con aproximadamente un 95 % de pureza (190 grados). A continuación, el etanol de 190 grados pasa a través de una columna de deshidratación de tamiz molecular, que elimina el agua residual restante del etanol, para producir un producto final de esencialmente 100 % etanol (199,5 grados). Este etanol anhidro ya está listo para ser utilizado como combustible para motores. Un procesamiento adicional dentro del sistema de destilación puede producir alcohol de calidad alimentaria o industrial.

No es necesaria ninguna etapa de centrifugación al final del proceso de producción de etanol de molienda en húmedo 10 dado que el germen, la fibra y el gluten ya se han eliminado en las etapas de separación anteriores 16, 22, 24. La "vinaza" producida después de la destilación y deshidratación 36 en el proceso de molienda en húmedo 10 a menudo se denomina "vinaza completa", aunque técnicamente tampoco es el mismo tipo de vinaza entera producida con un proceso tradicional de trituración en seco descrito en la figura 2 a continuación, ya que no hay sólidos insolubles presentes. Otros productores de molienda en húmedo pueden referirse a este tipo de vinaza como vinaza "diluida".

El proceso de trituración en húmedo 10 puede producir un producto de almidón de alta calidad para su conversión en alcohol, así como corrientes separadas de germen, fibra y proteína, que pueden venderse como coproductos para generar flujos de ingresos adicionales. Sin embargo, los rendimientos globales de diversos coproductos pueden ser inferiores a los deseables y el proceso de trituración en húmedo es complicado y costoso, requiriendo una alta inversión de capital, así como altos costes de energía para funcionamiento.

Debido a que el coste de capital de los molinos de trituración en húmedo puede ser tan prohibitivo, algunas plantas de alcohol prefieren utilizar un proceso de trituración en seco más simple. La figura 2 es un diagrama de flujo de un proceso 100 típico de producción de alcohol (por ejemplo, etanol) de trituración en seco. Como punto de referencia general, el método de trituración en seco 100 se puede dividir en un extremo inicial y un extremo final. La parte del método 100 que se produce antes de la destilación 110 se considera el "extremo inicial", y la parte del método 100 que se produce después de la destilación 110 se considera el "extremo final". Con este fin, el extremo inicial del proceso de trituración en seco 100 comienza con una etapa de trituración 102 en la que se pueden pasar granos de maíz enteros secos a través de molinos de martillos para triturarlos a harina o un polvo fino. Las aberturas de los tamices en los molinos de martillos o dispositivos similares normalmente tienen un tamaño de aproximadamente 2,38 mm a 3,57 mm (6/64 a 9/64 pulgadas), pero algunas plantas pueden funcionar con tamaños menores o mayores que estos tamaños de tamiz. La distribución de partículas resultante da una dispersión muy amplia, una curva de tipo campana, que incluye tamaños de partículas tan pequeños como 45 micrómetros y tan grandes como 2 mm a 3 mm. La mayoría de las partículas están en el intervalo de 500 a 1200 micrómetros, que es el "pico" de la curva de campana.

Después de la etapa de trituración 102, la harina triturada se mezcla con agua de cocción para crear una suspensión en la etapa de suspensión 103 y normalmente se añade una enzima comercial llamada alfa-amilasa (no mostrada). La etapa de suspensión 103 va seguida de una etapa de licuefacción 104 donde el pH se ajusta a aproximadamente 5,2 a 5,8 y la temperatura se mantiene entre aproximadamente 50 °C y 105 °C para convertir el almidón insoluble de la suspensión en almidón soluble. Diversos procesos típicos de licuefacción, que ocurren en esta etapa de licuefacción 104, se analizan con mayor detalle posteriormente. La corriente después de la etapa de licuefacción 104 tiene aproximadamente un 30 % de contenido de sólidos secos (DS), pero puede variar entre aproximadamente el 29-36 %, con todos los componentes contenidos en los granos de maíz, incluyendo almidón/azúcares, proteína, fibra, almidón, germen, sémola, aceite y sales, por ejemplo. Se pueden lograr niveles más altos de sólidos, pero esto requiere una gran cantidad de enzima alfa amilasa para descomponer rápidamente la viscosidad en la etapa de licuefacción inicial. En general, hay varios tipos de sólidos en la corriente de licuefacción: fibra, germen y sémola.

La licuefacción puede ir seguida de etapas separadas de sacarificación y fermentación, 106 y 108, respectivamente, aunque en la mayoría de los procesos comerciales de etanol de trituración en seco, la sacarificación y la fermentación pueden ocurrir simultáneamente. Esta etapa única se conoce en la industria como "sacarificación y fermentación simultáneas" (SSF). Tanto la sacarificación como la SSF pueden tardar entre 50 y 60 horas. La fermentación convierte el azúcar en alcohol. Opcionalmente, la levadura se puede reciclar en una etapa de reciclaje de levadura (no mostrada) ya sea durante el proceso de fermentación o al final del proceso de fermentación. Después de la etapa 108 de fermentación está la etapa 110 de destilación (y deshidratación), que utiliza un alambique para recuperar el alcohol.

Por último, una etapa de centrifugación 112 implica centrifugar los residuos producidos con la etapa de destilación y deshidratación 110, es decir, la "vinaza completa", para separar los sólidos insolubles ("torta húmeda") del líquido ("vinaza diluida"). El líquido de la centrifuga contiene aproximadamente del 5 % al 12 % de DS. La "torta húmeda" incluye fibra, de la cual generalmente hay tres tipos: (1) pericarpio, con tamaños de partícula promedio normalmente

de aproximadamente 1 mm a 3 mm; (2) pedicelo, con tamaños de partícula promedio de aproximadamente 500 micrómetros; (3) y fibra fina, con tamaños de partícula promedio de aproximadamente 250 micrómetros. También puede haber proteínas con un tamaño de partícula de aproximadamente 45 a aproximadamente 300 micrómetros.

- 5 La vinaza diluida normalmente entra en los evaporadores en una etapa de evaporación 114 para hervir o evaporar instantáneamente la humedad, quedando un jarabe espeso que contiene los sólidos solubles (disueltos) (principalmente proteína y almidones/azúcares) de la fermentación (25 a 40 % de sólidos secos) junto con el aceite residual y la fibra fina. La suspensión concentrada se puede enviar a una centrífuga para separar el aceite del jarabe en una etapa de recuperación de aceite 116. El aceite se puede vender como un producto separado de alto valor. El
10 rendimiento de aceite es normalmente de aproximadamente 7,7 kg/m³ (aproximadamente 0,6 lb/bu) de maíz con alto contenido de ácidos grasos libres. Este rendimiento de aceite recupera sólo aproximadamente 1/3 del aceite en el maíz, con parte del aceite pasando con la corriente de jarabe y el resto perdiéndose con la corriente de fibra/torta húmeda. Aproximadamente la mitad del aceite dentro del grano de maíz permanece dentro del germen después de la etapa de destilación 110, que no se puede separar en el típico proceso de trituración en seco utilizando centrífugas.
15 El contenido de ácidos grasos libres, que se crea cuando el aceite se calienta y se expone al oxígeno durante todo el proceso inicial y final, reduce el valor del aceite. La centrífuga (desaceite) solo elimina menos del 50 % porque la proteína y el aceite forman una emulsión, que no se puede separar satisfactoriamente.

- El jarabe, que tiene más del 10 % de aceite, se puede mezclar con la torta húmeda centrifugada y la mezcla se puede
20 vender a corrales de engorde de vacas lecheras y de carne como grano húmedo de destilería con solubles (DWGS). Como alternativa, la torta húmeda y la mezcla de jarabe concentrado se pueden secar en una etapa de secado 118 y venderse como grano seco de destilería con soluble (DDGS) a corrales de engorde de vacas lecheras y de carne. Este DDGS tiene toda la proteína de maíz y levadura y aproximadamente el 67 % del aceite en el material de maíz inicial. Pero el valor de los DDGS es bajo debido al alto porcentaje de fibra y, en algunos casos, el aceite es un
25 obstáculo para la digestión de los animales y la calidad de la leche de vaca en periodo de lactancia.

- Además, con respecto a la etapa de licuefacción 104, la figura 3 es un diagrama de flujo de diversos procesos típicos de licuefacción que definen la etapa de licuefacción 104 en el proceso de trituración en seco 100. De nuevo, el proceso de
30 trituración en seco 100 comienza con una etapa de trituración 102 en la que los granos de maíz enteros secos se pasan a través de molinos de martillos o sistemas de molienda similares tales como molinos de rodillos, molinos de escamas, molino impactado o molinos de púas para trituración a harina o polvo fino. La etapa de trituración 102 va seguida de la etapa de licuefacción 104, que a su vez incluye varias etapas, como se explica a continuación.

- Cada uno de los diversos procesos de licuefacción generalmente comienza mezclando el grano triturado o material
35 similar con agua de cocción y/o de retorno, que se puede enviar desde la etapa de evaporación 114 (figura 2), para crear una suspensión en el tanque de suspensión 130 donde se añade normalmente una enzima comercial denominada alfa-amilasa (no mostrada). El pH se ajusta aquí, como se conoce en la técnica, a aproximadamente 5,2 a 5,8 y la temperatura se mantiene entre aproximadamente 50 °C y 105 °C para permitir que la actividad enzimática comience a convertir el almidón insoluble en la suspensión en almidón líquido soluble. Otros intervalos de pH, tales
40 como por ejemplo de pH 3,5-7,0, pueden utilizarse y un sistema de tratamiento ácido que utiliza ácido sulfúrico, por ejemplo, también se puede utilizar para el control del pH y la conversión de los almidones en azúcares.

- Después del tanque de suspensión 130, normalmente hay tres etapas opcionales para el tanque de pre-retención, identificados en la figura 3 como sistemas A, B y C, que pueden seleccionarse dependiendo generalmente de la
45 temperatura deseada y el tiempo de retención de la suspensión. Con el sistema A, la suspensión del tanque de suspensión 130 se somete a una etapa de cocción por chorro 132 donde la suspensión se alimenta a un recipiente de cocción por chorro, calentado a aproximadamente 120 °C, retenido en un tubo en U o recipiente de retención similar durante aproximadamente 2 minutos a aproximadamente 30 minutos, a continuación se envía a un tanque de evaporación instantánea. En el tanque de evaporación instantánea, el vapor inyectado se evapora instantáneamente de la corriente líquida, creando otra reducción del tamaño de partículas y proporcionando un medio para recuperar la
50 corriente inyectada. El recipiente de cocción por chorro crea una fuerza cortante que rompe los gránulos de almidón para ayudar a la enzima a reaccionar con el almidón dentro del gránulo y permite una rápida hidratación de los gránulos de almidón. Cabe señalar aquí que el sistema A puede reemplazarse con un sistema de trituración en húmedo. Con el sistema B, la suspensión se somete a una etapa de tanque de suspensión secundaria 134 donde la suspensión se mantiene a una temperatura de aproximadamente 90 °C a 100 °C durante aproximadamente 10 minutos a
55 aproximadamente 1 hora. Con el sistema C, la suspensión del tanque de suspensión 130 se somete a un tanque de suspensión secundaria - sin etapa de vapor 136, donde la suspensión del tanque de suspensión 130 se envía a un tanque de suspensión secundaria, sin inyección de vapor y se mantiene a una temperatura de aproximadamente 80 °C a 90 °C durante aproximadamente 1 a 2 horas. Después de eso, la suspensión de cada uno de los sistemas A, B, y C se reenvía, en serie, al primer y segundo tanques de retención 140 y 142 para un tiempo total de retención de
60 aproximadamente 60 minutos a aproximadamente 4 horas a temperaturas de aproximadamente 80 °C a 90 °C para completar la etapa de licuefacción 104, que va seguida después de las etapas de sacarificación y fermentación 106 y 108, junto con el resto del proceso 100 de la figura 2. Si bien aquí se muestran dos tanques de retención, debe entenderse que se pueden utilizar un tanque de retención, más de dos tanques de retención o ningún tanque de
65 retención.

En las típicas plantas bioquímicas de hoy en día (por ejemplo, las plantas de maíz a alcohol), muchos sistemas, particularmente sistemas de trituración en seco, procesan todo el grano de maíz mediante fermentación y destilación. Estos diseños requieren aproximadamente un 30 % más de capacidad del sistema inicial porque el maíz sólo contiene aproximadamente un 70 % de almidón, con menos para otros granos y/o materiales de biomasa. Adicionalmente, se necesitan grandes costes operativos y de capital para procesar los componentes no fermentables restantes dentro del proceso. Al eliminar componentes no fermentables indeseable antes de la fermentación (u otro proceso de reacción), más bioquímico, biocombustible y otros procesos se vuelven económicamente deseables.

El documento EP 3 121 258 A1 divulga un sistema de trituración en seco y un método para producir una corriente de azúcar a partir de granos o fuentes y/o residuos de carbohidratos similares, tales como para la producción de biocombustibles.

El documento WO 2014/182807 A1 divulga una planta procesadora combinada de maíz y caña de azúcar y sistemas y procesos para producir alcohol en la misma.

El documento US 2012/244590 A1 divulga un proceso y un sistema de producción de etanol triturado en seco con molienda en extremo inicial.

El documento WO 2012/075481 A1 divulga sistemas y métodos para separar subproductos de alto valor, tales como aceite y/o germen, de granos utilizados para la producción de alcohol.

Por tanto, sería beneficioso proporcionar un sistema y un método de molienda en seco mejorados que produzcan una corriente de azúcar, tal como por ejemplo para la producción de productos bioquímicos, que puede ser similar a la corriente de azúcar producida por los sistemas convencionales de molienda húmeda de maíz, pero a una fracción del coste y generar ingresos adicionales a partir de subproductos de alto valor, tales como aceite, proteína y/o fibra, por ejemplo, con rendimientos deseables.

Sumario de la invención

La presente invención proporciona un sistema y un método de molienda en seco como se define en las reivindicaciones. En particular, la presente invención proporciona un sistema y método de molienda en seco que produce una corriente de azúcar, tal como por ejemplo para la producción de productos bioquímicos, usando filtración por membrana, por ejemplo, microfiltración, que puede ser similar a la corriente de azúcar producida por los sistemas convencionales de molienda húmeda de maíz, pero a una fracción del coste, y generar ingresos adicionales a partir de subproductos de alto valor, tales como aceite, proteína y/o fibra, por ejemplo, con rendimientos deseables.

En una realización, se proporciona un método de molienda en seco para producir una corriente de azúcar, estando definido el método en las reivindicaciones. El método de molienda en seco incluye triturar en seco el grano y/o los componentes del grano hasta obtener partículas de grano para liberar aceite a partir de los granos, a continuación mezclar las partículas de grano con un líquido para producir una suspensión que incluye almidón y el aceite liberado que define un aceite libre en la suspensión. Seguidamente, la suspensión se somete a licuefacción seguida de sacarificación para convertir el almidón en azúcares simples y producir una corriente que incluya los azúcares simples y el aceite libre. Después de la sacarificación pero antes del procesamiento adicional de los azúcares simples, la corriente se separa en una primera porción de sólidos y una porción líquida que incluye los azúcares simples y el aceite libre, a continuación la porción líquida se separa en una porción de aceite que incluye el aceite libre, una segunda porción de sólidos y una porción de azúcar que incluye los azúcares simples. A continuación, la segunda porción de sólidos se combina con la primera porción de sólidos y, por separado, la porción de azúcar se somete a una primera etapa de separación que define la filtración por membrana para producir una tercera porción de sólidos y una porción de azúcar filtrada que define una corriente de azúcar que tiene un equivalente de dextrosa de al menos 20 D.E. y una fracción total de sólidos no fermentables inferior o igual al 30 % del contenido total de sólidos.

En otra realización, se proporciona un método de molienda en seco para producir un biocombustible y/o un producto bioquímico, en donde el método es como se define en las reivindicaciones.

En otra realización, se proporciona un sistema de molienda en seco para producir una corriente de azúcar, siendo el sistema descrito en las reivindicaciones. El sistema de molienda en seco incluye un dispositivo de trituración en seco que está configurado para moler en seco grano y/o componentes del grano a partículas de grano para liberar aceite a partir de los granos. Además, incluye un tanque de suspensión en el que partículas de grano triturado se mezclan con un líquido para producir una suspensión que incluye almidón y el aceite liberado que define un aceite libre, y un sistema de licuefacción y sacarificación que recibe la suspensión y donde el almidón se convierte en azúcares simples produciendo de este modo una corriente que incluye los azúcares simples y el aceite libre. El sistema incluye además un primer dispositivo de separación que recibe y separa la corriente procedente del sistema de sacarificación en una primera porción de sólidos y una porción líquida que incluye los azúcares simples y el aceite libre, y un dispositivo de separación de aceite que está situado después del primer dispositivo de separación y que recibe y separa la porción líquida en una porción de aceite que incluye el aceite libre, una segunda porción de sólidos y una porción de azúcar que incluye los azúcares simples. El sistema también incluye un dispositivo de filtración por membrana que está situado

directamente después del dispositivo de separación de aceite y que recibe y separa la porción de azúcar en una tercera porción de sólidos y una porción de azúcar filtrada que define una corriente de azúcar que tiene un equivalente de dextrosa de al menos 20 D.E. y una fracción total de sólidos no fermentables inferior o igual al 30 % del contenido total de sólidos.

5 Además, se proporciona un sistema de molienda en seco para producir un biocombustible y/o un producto bioquímico, describiéndose el sistema de molienda en seco en las reivindicaciones.

10 Las características y objetivos de la presente invención resultarán más evidentes a partir de la siguiente descripción detallada tomada junto con los dibujos adjuntos.

Breve descripción de los dibujos

15 Los dibujos adjuntos, que se incorporan y constituyen parte de esta memoria descriptiva, ilustran realizaciones de la invención y, con una descripción detallada de las realizaciones que se dan a continuación, sirven para explicar los principios de la invención.

La figura 1 es un diagrama de flujo de un proceso típico de producción de alcohol por molienda en húmedo;
 La figura 2 es un diagrama de flujo de un proceso típico de producción de alcohol por trituración en seco;
 20 La figura 3 es un diagrama de flujo de diversos procesos de licuación típicos en un proceso típico de producción de alcohol por trituración en seco;
 La figura 4 es un diagrama de flujo que muestra un sistema y método de trituración en seco para producir una corriente de azúcar usando filtración por membrana de acuerdo con una realización de la invención; y
 La figura 5 es un diagrama de flujo que muestra un sistema y método de trituración en seco para producir una
 25 corriente de azúcar usando filtración por membrana de acuerdo con otra realización de la invención.

Descripción detallada de realizaciones específicas

30 Las figuras 1 y 2 se han analizado anteriormente y representan diagramas de flujo de un proceso típico de producción de alcohol por molienda en húmedo y trituración en seco, respectivamente. La figura 3, asimismo, se ha analizado anteriormente y representa diversos procesos de licuefacción típicos en un proceso típico de producción de alcohol por trituración en seco.

35 Las figuras 4 y 5 ilustran realizaciones de un sistema y método de trituración en seco 200, 300 para producir una corriente de azúcar a partir de granos o fuentes de carbohidratos y/o residuos similares, tal como por ejemplo para la producción de productos bioquímicos, usando filtración por membrana (por ejemplo, microfiltración), de acuerdo con la presente invención. Como se analiza adicionalmente en detalle a continuación, una corriente de
 40 azúcar/carbohidrato, que incluye un equivalente de dextrosa (DE) deseado, donde DE describe el grado de conversión de almidón en dextrosa (también conocida como glucosa) y/o se le ha eliminado una cantidad indeseable de componentes no fermentables, se puede producir después de la sacarificación y antes de la fermentación (u otro proceso de conversión de azúcar), con dicha corriente de azúcar disponible para la producción de productos bioquímicos, por ejemplo, producción de alcohol u otros procesos. De manera adicional, los presentes sistemas y métodos 200, 300 también pueden implicar la eliminación de ciertos componentes del grano, por ejemplo,
 45 componentes del grano de maíz, incluyendo proteína, aceite y/o fibra, antes de la fermentación u otros sistemas de conversión, como se analiza además más adelante. Dicho de otro modo, la producción de la corriente de azúcar y/o la separación de los componentes del grano se produce en el extremo inicial de los sistemas y métodos 200, 300.

A efectos del presente documento, en un ejemplo, la corriente de azúcar resultante que puede ser deseable después de la sacarificación, pero antes de la fermentación, tal como para usar en la producción de productos bioquímicos,
 50 puede ser una corriente donde el almidón/azúcares en esa corriente definen al menos un 90 DE y/o donde la fracción total de sólidos insolubles (no fermentables) de la corriente es menor o igual al 7 % del contenido total de sólidos en la corriente. Dicho de otro modo, al menos el 90 % del almidón/azúcar total en esa corriente es dextrosa y/o no más del 7 % del total de sólidos en esa corriente incluye componentes no fermentables. En otro ejemplo, la corriente de azúcar puede definir al menos 95 DE. En otro ejemplo, la corriente de azúcar resultante puede definir al menos 98 DE.
 55 En otro ejemplo más, el almidón/azúcares en la corriente pueden definir al menos un 20, 30, 40, 50, 60, 70 u 80 DE. En otro ejemplo, la fracción total de sólidos insolubles (no fermentables) de la corriente es menor o igual al 3 % del contenido total de sólidos en la corriente. En otro ejemplo, la fracción total de sólidos insolubles (no fermentables) de la corriente es menor o igual al 1 %. En aún otro ejemplo, la fracción total de sólidos insolubles (no fermentables) de la corriente es menor o igual al 10 %, 15 %, 20 %, 25 % o 30 %. Dicho de otro modo, el contenido total fermentable
 60 (fracción de sólidos fermentables) de la corriente no puede ser más del 30, 40, 50, 60, 70, 75, 80, 85, 90, 95, 97 o 99 % del contenido total de sólidos en la corriente. En otro ejemplo, sobre una base de masa seca, el % en peso de material fermentable en la corriente de azúcar que se puede desear es mayor o igual al 80 %. En otro ejemplo, sobre una base de masa seca, el % en peso de material fermentable en una corriente de azúcar es mayor o igual al 85 %, 90 %, 95 %, 98 % o 99 %.

65 De manera adicional, aunque los sistemas y métodos 200, 300 descritos en el presente documento generalmente se

centrarán en componentes de maíz o grano, prácticamente cualquier tipo de grano, ya sea entero y fraccionado o cualquier fuente de carbohidratos, incluyendo, pero sin limitación, trigo, cebada, sorgo, centeno, arroz, avena, caña de azúcar, tapioca, mandioca, guisante o similar, así como otros productos de biomasa, se puede usar. Y en términos generales, debe entenderse que el grano entero o la biomasa o menos que el grano entero, por ejemplo, maíz y/o sémola y/o endospermo o biomasa, puede triturarse y/o usarse en los sistemas y métodos 200, 300.

Con referencia adicional ahora a la figura 4, en este sistema y método de trituración en seco 200, granos tales como maíz y/o partículas de maíz, por ejemplo, pueden someterse a una primera etapa de trituración opcional 202, que implica el uso de un molino de martillos, molino de rodillos, molino de agujas, molino de impacto, molino de escamas o similar, ya sea en serie o en paralelo, para triturar el maíz y/o las partículas de maíz a tamaños de partículas de menos de aproximadamente 2,78 mm (aproximadamente 7/64 de pulgada) o, en otro ejemplo, menos de aproximadamente 3,97 mm (aproximadamente 10/64 pulgadas) y permitir la liberación de aceite del mismo para definir el aceite libre. En un ejemplo, el tamaño de tamiz para separar las partículas puede variar desde aproximadamente 9,52 mm (aproximadamente 24/64 pulgadas) hasta aproximadamente 0,79 mm (aproximadamente 2/64 pulgadas). En otro ejemplo, los tamaños de partícula resultantes son de aproximadamente 50 micrómetros a aproximadamente 3 mm. La trituración también ayuda a romper los enlaces entre la fibra, la proteína, el almidón y el germen. En un ejemplo, el tamaño del tamiz o el tamaño de las partículas resultantes pueden tener poco o ningún impacto en la capacidad de separar el azúcar del grano restante o de componente(s) similar(es) de materia prima. Si la fuente de carbohidratos está pretriturada o inicialmente en forma de partículas, la etapa de trituración opcional 202 puede excluirse del sistema y método 200.

Seguidamente, la harina de maíz triturada se mezcla con líquido de retorno en el tanque de suspensión 204 para crear una suspensión. Opcionalmente, se puede añadir agua dulce para limitar la cantidad de retorno necesario aquí. El líquido de retorno incluye el rebosamiento de una segunda etapa de separación 230, que es una etapa posterior en el método 200 y se analiza adicionalmente más adelante. Una(s) enzima(s), tal(es) como alfa amilasa, opcionalmente se puede añadir al tanque de suspensión 204 o en un mezclador de suspensión (no mostrado) entre la primera etapa de trituración 202 y el tanque de suspensión 204. La suspensión se puede calentar en el tanque de suspensión 204 desde aproximadamente 66 °C (150 °F) hasta aproximadamente 93 °C (200 °F) durante aproximadamente 10 minutos a aproximadamente 120 minutos. La corriente del tanque de suspensión 204 contiene aproximadamente 6,4 kg/m³ (aproximadamente 0,5 lb/bu) de aceite libre, aproximadamente 19,3 kg/m³ (aproximadamente 1,5 lb/bu) de germen (el tamaño de partícula varía entre aproximadamente 50 micrómetros y aproximadamente 3 mm), aproximadamente 23,2 kg/m³ (aproximadamente 1,8 lb/bu) de sémola (el tamaño de partícula varía entre aproximadamente 50 micrómetros y aproximadamente 3 mm), que puede incluir almidón, y aproximadamente 54,7 kg/m³ (aproximadamente 4,25 lb/bu) de fibra (el tamaño de partícula varía entre aproximadamente 50 micrómetros y aproximadamente 3 mm).

La corriente del tanque de suspensión 204 puede someterse a continuación a una segunda etapa opcional de trituración/reducción del tamaño de partícula 206, que puede implicar el uso de un molino de discos, un molino de martillos, un molino de púas o de impacto, un molino de rodillos, un molino de muelas o similares, para triturar aún más las partículas de maíz hasta tamaños de partícula de menos de aproximadamente 850 micrómetros y permitir la liberación adicional de complejos de aceite y proteína/almidón de las mismas. En otro ejemplo, los tamaños de partícula son de aproximadamente 300 micrómetros a aproximadamente 650 mm. La trituración además ayuda a seguir rompiendo los enlaces entre la fibra, la proteína y el almidón y facilita la liberación de aceite libre a partir de las partículas de germen. Antes de someter la corriente del tanque de suspensión a la segunda etapa de trituración/reducción del tamaño de partícula 206, la suspensión se puede someter a una etapa de deshidratación opcional, que utiliza equipos de deshidratación, por ejemplo, un tamiz de paletas, un tamiz vibratorio, una centrífuga decantadora de tamiz o una centrífuga cónica de tamiz, un tamiz de presión, un preconcentrador, un filtro de prensa o similar, para eliminar una cantidad deseada de líquidos de la misma. La corriente de la segunda etapa de trituración/reducción del tamaño de partícula 206 contiene aproximadamente 1,3 kg/m³ (aproximadamente 0,1 lb/bu) a aproximadamente 12,9 kg/m³ (aproximadamente 1,0 lb/bu) de aceite libre.

La suspensión de harina de maíz triturada adicionalmente o la corriente procedente del tanque de suspensión 204, si no se proporciona la segunda etapa de trituración 206, a continuación se somete a una etapa de licuefacción 208, que a su vez puede incluir múltiples etapas como se analizó anteriormente y se muestra en la figura 3. En una realización, el pH se puede ajustar aquí a aproximadamente 5,2 a aproximadamente 5,8 y la temperatura se mantiene entre aproximadamente 50 °C y aproximadamente 105 °C para convertir el almidón insoluble en la suspensión en almidón soluble o líquido. Otros intervalos de pH, tales como por ejemplo de pH 3,5-7,0, pueden utilizarse y un sistema de tratamiento ácido que utiliza ácido sulfúrico, por ejemplo, también se puede utilizar para el control del pH y para la conversión de almidones en azúcares. La suspensión se puede someter además a cocción por chorro, donde la suspensión se alimenta a un recipiente de cocción por chorro, calentado a aproximadamente 120 °C, mantenido durante aproximadamente 2 minutos a aproximadamente 30 minutos, a continuación se envía a un tanque de evaporación instantánea. El recipiente de cocción por chorro crea una fuerza cortante que rompe los gránulos de almidón para ayudar a la enzima a reaccionar con el almidón dentro del gránulo y para hidratar las moléculas de almidón. En otra realización, la suspensión se puede someter a un tanque de suspensión secundaria donde se inyecta vapor directamente al tanque de suspensión secundaria y la suspensión se mantiene a una temperatura de aproximadamente 80 °C a aproximadamente 100 °C durante aproximadamente 30 minutos a aproximadamente 1 hora. En otra realización más, la suspensión se puede someter a un tanque de suspensión secundaria sin vapor. En

particular, la suspensión se envía a un tanque de suspensión secundaria sin ninguna inyección de vapor y se mantiene a una temperatura de aproximadamente 80 °C a aproximadamente 90 °C durante 1 hora a 2 horas. Después de eso, la suspensión licuada puede enviarse a un tanque de retención durante un tiempo total de retención de aproximadamente 1 a aproximadamente 4 horas a temperaturas de aproximadamente 80 °C a aproximadamente 90 °C para completar la etapa de licuefacción 208. Con respecto a la etapa de licuefacción 208, el pH, la temperatura y/o el tiempo de retención se pueden ajustar según se desee.

La corriente de suspensión después de la etapa de licuefacción 208 tiene aproximadamente un 28 a aproximadamente un 36 % de contenido de sólidos secos (DS) con todos los componentes contenidos en los granos de maíz, incluyendo almidones/azúcares, proteína, fibra, germen, sémola, aceite y sales, por ejemplo. En general, hay tres tipos de sólidos en la corriente de licuefacción: fibra, germen y sémola, que pueden incluir almidón y proteína, teniendo los tres sólidos aproximadamente la misma distribución de tamaño de partícula. La corriente de la etapa de licuefacción 208 contiene aproximadamente 12,9 kg/m³ (aproximadamente 1 lb/bu) de aceite libre, aproximadamente 19,3 kg/m³ (aproximadamente 1,5 lb/bu) de partícula de germen (el tamaño varía entre menos de aproximadamente 50 micrómetros y aproximadamente 1 mm), aproximadamente 57,9 kg/m³ (aproximadamente 4,5 lb/bu) de proteína (el tamaño varía entre aproximadamente 50 micrómetros y aproximadamente 1 mm) y aproximadamente 54,7 kg/m³ (aproximadamente 4,25 lb/bu) de fibra (el tamaño de partícula varía entre aproximadamente 50 micrómetros y aproximadamente 3 mm). A continuación, esta corriente se envía a una etapa de sacarificación opcional 210 donde los carbohidratos complejos y los oligosacáridos se descomponen aún más en azúcares simples, particularmente moléculas individuales de azúcar glucosa (es decir, dextrosa) para producir un puré licuado.

En particular, en la etapa de sacarificación 210, la corriente de suspensión puede someterse a un proceso de conversión de dos etapas. La primera parte del proceso de cocción, en un ejemplo, incluye ajustar el pH a de aproximadamente 3,5 a aproximadamente 7,0, manteniéndose la temperatura entre aproximadamente 30 °C y aproximadamente 100 °C durante 1 a 6 horas para convertir adicionalmente el almidón insoluble en la suspensión en almidón soluble, particularmente dextrosa. En otro ejemplo, el pH puede ser de 5,2 a 5,8 o 5,5, por ejemplo. En otro ejemplo, la temperatura se puede mantener a 80 °C durante aproximadamente 5 horas. También, una enzima, tal como alfa-amilasa se pueden añadir aquí. En un ejemplo, la cantidad de alfa-amilasa puede ser de aproximadamente el 0,0035 % en peso a aproximadamente el 0,04 % en peso de la corriente de suspensión. En otro ejemplo, la cantidad de alfa-amilasa puede ser de aproximadamente el 0,02 a aproximadamente el 0,1 % en peso de la corriente total.

La segunda parte del proceso de cocción, en un ejemplo, puede incluir ajustar el pH a aproximadamente 3,5 a 5,0, manteniéndose la temperatura entre aproximadamente 30 °C y aproximadamente 100 °C durante aproximadamente 10 minutos a aproximadamente 5 horas para convertir adicionalmente el almidón insoluble en la suspensión en almidón soluble, particularmente dextrosa. En otro ejemplo, el pH puede ser 4,5. En otro ejemplo, la temperatura se puede mantener de aproximadamente 54 °C (130 °F) a aproximadamente 74 °C (165 °F) durante aproximadamente 4 horas o hasta aproximadamente 60 horas. Una enzima, tal como glucoamilasa, también se puede añadir aquí. En un ejemplo, la cantidad de glucoamilasa puede ser de aproximadamente el 0,01 % en peso a aproximadamente el 0,2 % en peso de la corriente de suspensión. En otro ejemplo, la cantidad de glucoamilasa puede ser de aproximadamente el 0,08 a aproximadamente el 0,14 % en peso de la corriente de suspensión. Se pueden añadir otras enzimas o agentes de conversión catalítica similares en esta etapa o en etapas anteriores que pueden mejorar la conversión del almidón en azúcar o producir otros beneficios, tales como liberación de fibra o azúcar celulósico, conversión de proteínas en proteínas solubles o la liberación de aceite a partir del germen.

Aquí puede resultar una corriente de azúcar sacarificada que tiene una densidad de aproximadamente 1,05 a 1,15 gramos/cc. En este punto, la corriente de azúcar sacarificada puede tener no menos de aproximadamente 90 DE. En otro ejemplo, la corriente de azúcar licuada puede tener no menos de 20, 30, 40, 50, 60, 70 u 80 DE. En este ejemplo, la corriente de azúcar sacarificada puede no considerarse deseable o lo suficientemente "limpia", tal como para usar en la producción de productos bioquímicos (por ejemplo, biocombustibles), porque el contenido total fermentable de la corriente no podrá ser superior al 75 % del contenido total de sólidos de la corriente. En este ejemplo, la corriente de azúcar sacarificada puede tener una fracción de sólidos totales de aproximadamente el 25 a aproximadamente el 40 %, tales sólidos incluyendo azúcar, almidón, fibra, proteína, germen, aceite y ceniza, por ejemplo. En otro ejemplo más, el contenido fermentable total de la corriente no supera el 30, 40, 50, 60 o 70 % del contenido total de sólidos en la corriente. Los sólidos restantes son fibra, proteína, aceite y ceniza, por ejemplo. La corriente de la etapa de sacarificación 214 contiene aproximadamente 1,3 kg/m³ (aproximadamente 0,1 lb/bu) a aproximadamente 12,9 kg/m³ (aproximadamente 1,0 lb/bu) de aceite libre.

Después de la etapa de sacarificación opcional 210 (pero antes de cualquier posible fermentación o procesamiento de la corriente de azúcar), para proporcionar una corriente de azúcar más deseable, la corriente de azúcar sacarificada se somete a una primera etapa de separación 212. Si la etapa de sacarificación opcional 210 no se proporciona aquí, la corriente de suspensión de la etapa de licuefacción 208 se envía a la primera etapa de separación 212. La primera etapa de separación 212 filtra una solución generalmente sacarificada (aproximadamente el 60 a aproximadamente el 80 % en volumen), que incluye azúcar, aceite libre, proteína, sólidos finos, fibra, sémola y germen, y que tiene una fracción total de sólidos de aproximadamente del 30 %, con un intervalo del 20 % a aproximadamente el 40 %, pero se pueden producir fracciones de sólidos más altas o más bajas, pero puede que aquí no sea económico. En particular, la primera etapa de separación 212 utiliza equipo de deshidratación, por ejemplo, un tamiz de paletas, un tamiz

vibratorio, una centrífuga decantadora de tamiz o una centrífuga cónica de tamiz, un tamiz de presión, un preconcentrador, un filtro de prensa o similar, para lograr una separación sustancial de la porción de sólidos, principalmente fibra, germen, sémola, que puede incluir proteína, de la porción de azúcar líquida, que incluye principalmente azúcar (por ejemplo, dextrosa), aceite y sólidos finos. La porción de sólidos, que tiene una fracción total de sólidos de aproximadamente el 39 %, puede enviarse a un primer tanque de retención 214 y la porción líquida puede enviarse y someterse a una etapa de separación de aceite 216 para producir una corriente de azúcar más limpia y deseable, como se analiza además más adelante.

En un ejemplo, el equipo de deshidratación en la primera etapa de separación 212 es un tamiz de paletas, que incluye un tamiz de cilindro estacionario con una paleta de alta velocidad con rastrillo. El número de paletas en el tamiz de paletas puede estar en el intervalo de 1 paleta por cada 101,6 a 203,2 mm (4 a 8 pulgadas) de diámetro del tamiz. En otro ejemplo, el equipo de deshidratación es un preconcentrador, que incluye un tamiz cilíndrico estacionario con un transportador de tornillo sin fin de baja velocidad. El paso del transportador en el preconcentrador puede ser aproximadamente de 1/6 a aproximadamente 1/2 del diámetro del tamiz. El número de paletas en el tamiz de paletas y el paso del transportador en el preconcentrador se pueden modificar dependiendo de la cantidad de sólidos en la alimentación. El espacio entre el tamiz de paletas y la paleta puede variar entre aproximadamente 1,01 y aproximadamente 5,08 mm (aproximadamente 0,04 y aproximadamente 0,2 pulgadas). Un espacio más pequeño da una torta más seca con mayor capacidad y fibra más pura, pero pierde más fibra para filtrar. Un espacio más grande da una torta más húmeda con menor capacidad y un líquido más puro (menos sólido insoluble). La velocidad de la paleta puede variar entre aproximadamente 400 y 1200 RPM. En otro ejemplo, la velocidad de la paleta puede variar entre 800 y 900 RPM. Una velocidad más alta proporciona una mayor capacidad, pero consume más energía. Un tipo adecuado de tamiz de paletas es el tamiz de paletas FQ-PS32, que está disponible en Fluid-Quip, Inc. de Springfield, Ohio.

El tamiz para el equipo de deshidratación puede incluir un tamiz de tipo de alambre de cuña con abertura de ranura o de orificio redondo. El tamiz de orificio redondo puede ayudar a evitar que la fibra larga y fina atraviese el tamiz mejor que la abertura de ranura del alambre de cuña, pero la capacidad del orificio redondo es menor, por lo que es posible que se requiera más equipo si se utilizan tamices de orificios redondos. El tamaño de las aberturas del tamiz puede variar entre aproximadamente 25 micrómetros y aproximadamente 500 micrómetros. En otro ejemplo, las aberturas del tamiz pueden variar entre 45 micrómetros y 500 micrómetros. En otro ejemplo, las aberturas del tamiz pueden variar entre 100 micrómetros y 300 micrómetros. En otro ejemplo, las aberturas del tamiz pueden variar entre 200 y 250 micrómetros. Las aberturas del tamiz más pequeñas tienden a aumentar el rendimiento de proteína/aceite/alcohol con un mayor coste de equipo y operación, mientras que las aberturas de tamiz más grandes tienden a reducir el rendimiento de proteína/aceite/alcohol con un menor coste de equipo y operación.

La porción líquida o corriente de azúcar ahora separada procedente de la primera etapa de separación 212 puede someterse a continuación a una etapa de separación de aceite 216, que puede ser opcional y puede utilizar cualquier tipo de dispositivo de separación de aceite, tal como una centrífuga de lodo, un decantador bifásico o trifásico, un decantador de disco, una centrífuga de disco bifásica o trifásica, un tanque de flotación, un tanque/sistema de flotación de aire disuelto y similares, para separar el aceite de la corriente de azúcar aprovechando las diferencias de densidad. En particular, la corriente de azúcar se utiliza como medio líquido pesado para hacer flotar el aceite/emulsión/partículas finas de germen. En este ejemplo, la etapa de separación de aceite 216 puede eliminar una pequeña cantidad de sólidos para reducir la fracción total de sólidos a aproximadamente el 27 %. Se pueden lograr otros intervalos de fracción sólida superiores o inferiores dependiendo de los sólidos de partida que alimentan la etapa de separación de aceite 216.

Puede haber dos o más corrientes descargadas desde la etapa de separación de aceite 216. Como se muestra en la figura 4, hay tres corrientes, siendo la primera una fase o una porción de aceite (más) ligera, que incluye principalmente aceite o una capa de aceite/emulsión. La segunda corriente es una fase intermedia o porción de azúcar, que incluye principalmente azúcares. La tercera corriente es la fase sólida o porción sólida (más pesada), que incluye principalmente fibra fina, partículas de sémola y proteína. La fase intermedia de flujo inferior puede enviarse a un tanque de retención de azúcar 218. La fase sólida más pesada puede enviarse de regreso para reunirse con la porción de sólidos de la primera etapa de separación 212 en el primer tanque de retención 214.

La capa de aceite/emulsión más ligera se puede enviar a una etapa de pulido con aceite opcional 220 donde la capa de aceite/emulsión se puede someter a centrifugación, incluyendo, por ejemplo, un decantador trifásico, una centrífuga de disco multifásica, o similares para separar el aceite puro de la emulsión y cualquier partícula fina de germen. Desde la etapa 220 de pulido con aceite opcional, la emulsión y las partículas finas de germen se pueden descargar como una fase pesada y volver a unirse con la porción de sólidos de la primera etapa de separación 212 en el primer tanque de retención 214. Como otra opción, la emulsión y la partícula fina de germen se pueden descargar como una fase pesada y devolverse a la etapa de separación de aceite 216. Como opción adicional, la emulsión y la partícula fina de germen se pueden unir con la corriente de azúcar licuada de la etapa de sacarificación 210 antes de la primera etapa de separación 212. En la etapa 220 de pulido con aceite, alcohol, tal como alcohol de 200 grados de una torre de destilación de una etapa de destilación posterior (no mostrada), como se conoce en la materia, se puede añadir a la emulsión y las partículas finas de germen para romper la emulsión y extraer el aceite de las partículas finas de germen, que normalmente son inferiores a 100 micrómetros.

El aceite que se recupera en la etapa 220 tiene una calidad mucho más deseable en términos de color y contenido de ácidos grasos libres (menos del 7 % y, en otro ejemplo, menos del 5 %) en comparación con el aceite que se recupera aguas abajo, particularmente el aceite recuperado después de la fermentación, tal como por ejemplo en el extremo final. En particular, el color del aceite recuperado antes de la fermentación es más claro y más bajo en contenido de ácidos grasos libres. El rendimiento de aceite en la etapa 220 puede alcanzar aproximadamente 11,6 kg/m³ (aproximadamente 0,9 lb/bu). El aceite recuperado aquí puede ser de aproximadamente el 95,5 % de aceite y, en otro ejemplo, el aceite puede ser el 99 % de aceite.

Volviendo ahora a la corriente de azúcar en el tanque de retención 218, esta corriente se envía a una etapa de filtración por membrana 222 usando, por ejemplo, un filtro de membrana, un microfiltro, un filtro de precapa/tierra de diatomeas, o similar, para producir una corriente de azúcar más deseable, que puede considerarse una corriente de azúcar purificada o refinada, filtrando aún más cualquier componente sólido/insoluble restante, el color, la ceniza, minerales o similares. En este ejemplo, la corriente enviada a la etapa de filtración por membrana 222 puede tener una fracción de sólidos total del 27 %, tales sólidos incluyendo azúcar, almidón, fibra, proteína y/o germen, por ejemplo. En un ejemplo, el tamaño del tamiz de filtro aquí puede ser de aproximadamente 5 a 100 micrómetros. En otro ejemplo, el tamaño del tamiz de filtro puede ser de aproximadamente 8 a 50 micrómetros. En una realización, la etapa de filtración por membrana 222 incluye un microfiltro. En un ejemplo, el microfiltro puede incluir un tamaño de tamiz de filtro de aproximadamente 0,1 a 50 micrómetros. En otro ejemplo, el microfiltro puede incluir un tamaño de tamiz de filtro de aproximadamente 0,1 a 10 micrómetros. Debido al aporte de agua, la corriente de azúcar puede tener una fracción de sólidos totales del 20-30 %.

En este punto, la corriente de azúcar separada puede tener no menos de aproximadamente 90 DE. En otro ejemplo, la corriente de azúcar licuada puede tener no menos de 20, 30, 40, 50, 60, 70 u 80 DE. En este ejemplo, el flujo de azúcar aquí puede considerarse deseable o lo suficientemente "limpio", tal como para usar en la producción de biocombustibles, porque la fracción total de sólidos insolubles (no fermentables) de la corriente es menor o igual al 5 % del total de sólidos de la corriente. En otro ejemplo, la fracción total de sólidos insolubles (no fermentables) de la corriente es menor o igual al 3 %. En otro ejemplo, la fracción total de sólidos insolubles (no fermentables) de la corriente es menor o igual al 1 %. En aún otro ejemplo, la fracción total de sólidos insolubles (no fermentables) de la corriente es menor o igual al 10 %, 15 %, 20 %, 25 % o 30 %. Debido al bajo contenido de sólidos de la corriente de azúcar aquí, a continuación se puede añadir una etapa de evaporación opcional (no mostrada) para concentrar aún más la fracción de sólidos totales.

Los componentes insolubles procedentes de la etapa de filtración por membrana 222 pueden enviarse de regreso para reunirse con la porción de sólidos en el primer tanque de retención 214 u opcionalmente pueden reciclarse nuevamente para reunirse con la porción líquida separada o la corriente de azúcar procedente de la primera etapa de separación 212, tal como antes de la etapa de separación de aceite 216, para ser enviados nuevamente a través de la etapa de filtración por membrana 222. Estos componentes sólidos más pesados o grandes o flujo inferior, pueden estar más concentrados en sólidos totales, a aproximadamente el 28 %.

En otra realización, la etapa de filtración por membrana 222 puede ser reemplazada por, o incluir adicionalmente, eliminación del color en columna de carbono, filtro de prensa, tecnologías de flotación y/o desmineralización (por ejemplo, intercambio iónico). La refinación de resina, que incluye una combinación de filtración de carbono y desmineralización en una etapa, también se puede utilizar para refinar los azúcares.

Continuando con la referencia a la figura 4, la corriente de azúcar procedente de la etapa de filtración por membrana 222 se puede enviar a la etapa de fermentación 224 para convertir, por ejemplo, por medio de un fermentador, los azúcares en alcohol (por ejemplo, etanol o butanol) seguida de destilación y/o separación del (de los) componente(s) deseado(s) (no mostrados), lo que puede recuperar el alcohol o subproducto(s)/compuesto(s) producido(s), como se conoce en la técnica. Debe entenderse que aquí se puede emplear cualquier otro proceso de conversión por fermentación o proceso de conversión de azúcar en lugar de la etapa de fermentación 224. Y si no se proporciona inicialmente después de la etapa de licuefacción 208 anteriormente en el sistema y método 200, tal como se muestra en la figura 4, la etapa de sacarificación opcional 210 puede proporcionarse aquí justo antes de la etapa de fermentación 224, o combinarse con la misma para proporcionar una única etapa de sacarificación y fermentación simultáneas (SSF) (no mostrada), para someter la corriente de azúcar a sacarificación como se ha analizado anteriormente. La corriente de azúcar puede permitir la recuperación de un agente de fermentación a partir de la etapa de fermentación 224. El agente de fermentación se puede recuperar mediante medios conocidos en la técnica y se puede secar como un producto separado o, por ejemplo, se puede enviar a la etapa de separación de proteínas 240 u otras corrientes/etapas, en el método y sistema 200, lo que puede permitir la captura del agente de fermentación y/o su uso para procesamiento posterior. El reciclaje de agentes de fermentación (tal como levaduras o bacterias) puede ocurrir mediante el uso de una fuente de azúcar limpia. Después de la destilación o de una o varias etapas de separación deseadas, el sistema y método 200 pueden incluir cualquier proceso de tipo de extremo final, que puede ser conocido o desconocido en la técnica para procesar, por ejemplo, la vinaza completa. La etapa de fermentación 224 puede ser parte de un sistema de producción de alcohol que recibe una corriente de azúcar que no es tan deseable o limpia, es decir, "más sucia", que la corriente de azúcar que se envía y se somete a la misma etapa de fermentación 224 que la corriente de azúcar sucia. Otras opciones para la corriente de azúcar, además de la fermentación, puede

incluir un procesamiento adicional o refinamiento de la glucosa a fructosa u otros azúcares simples o incluso complejos, procesamiento a aminoácidos, enzimas, biomasa celular, piensos, fermentación basada en microbios (a diferencia de la basada en levadura) y otros diversos procesamiento químicos, farmacéuticos o nutracéuticos (tales como propanol, isobutanol, ácido cítrico, ácido succínico u otras moléculas orgánicas) y similares. Dicho procesamiento puede realizarse por medio de un reactor, incluyendo, por ejemplo, un reactor catalítico o químico. En un ejemplo, el reactor es un fermentador.

Volviendo ahora al primer tanque de retención 214, la porción de sólidos deshidratados de la corriente (aproximadamente el 70 a aproximadamente el 25 % de agua), incluyendo cualquier otra corriente devuelta, tal como la fase sólida más pesada procedente de la etapa de separación de aceite 216, por ejemplo, se puede someter seguidamente a una segunda etapa de separación 230. Y como con la primera etapa de separación 212, la segunda etapa de separación 230 utiliza equipos de deshidratación o filtración, por ejemplo, un tamiz de paletas, un tamiz vibratorio, una filtración, tamiz de desplazamiento, o centrífuga de tamiz cónico, un tamiz de presión, un preconcentrador y similares, para lograr una mayor separación de la porción de sólidos, principalmente fibra, germen y sémola, que puede incluir proteína, de la porción líquida, que incluye principalmente azúcar, aceite y sólidos finos. En un ejemplo, el equipo de deshidratación es un tamiz de paletas, como se ha descrito anteriormente. El tamaño de las aberturas del tamiz puede variar entre aproximadamente 25 micrómetros y aproximadamente 500 micrómetros. En otro ejemplo, las aberturas del tamiz pueden variar entre 45 micrómetros y 500 micrómetros. En otro ejemplo, las aberturas del tamiz pueden variar entre 100 micrómetros y 300 micrómetros. En otro ejemplo, las aberturas del tamiz pueden variar entre 200 y 250 micrómetros. Con la segunda etapa de separación 230, las aberturas reales del tamiz pueden ser de mayor tamaño que las de la primera etapa de separación 212.

La porción de sólidos resultante de la segunda etapa de separación 230 se envía a un segundo tanque de retención 232 y la porción líquida o filtrado, puede unirse con la harina de maíz triturada en el tanque de suspensión 204 como parte de una configuración de lavado a contracorriente. La porción de sólidos resultante tiene una fracción de sólidos total de aproximadamente el 35 %, teniendo el filtrado una fracción de sólidos totales de aproximadamente el 26 %. El filtrado puede contener partículas (germen, sémola, fibra fina y proteína) que tienen tamaños más pequeños que las aberturas del tamaño del tamiz utilizadas en la segunda etapa de separación 230.

Desde el segundo tanque de retención 232, la torta húmeda o la porción de sólidos deshidratados de la corriente se pueden someter a una tercera etapa de separación 234. La tercera etapa de separación 234 utiliza equipo de deshidratación, por ejemplo, un tamiz de paletas, un tamiz vibratorio, una filtración, tamiz de desplazamiento, o centrífuga de tamiz cónico, un tamiz de presión, un preconcentrador, una prensa y similares, para lograr una mayor separación de la porción de sólidos, principalmente fibra, germen y sémola, que puede incluir proteína, de la porción líquida, que incluye principalmente azúcar, aceite y sólidos finos. En un ejemplo, el equipo de deshidratación es un tamiz de paletas, como se ha descrito anteriormente. Con la tercera etapa de separación 234, las aberturas reales del tamiz pueden ser de mayor tamaño que las de la segunda etapa de separación 230. El tamaño de las aberturas del tamiz puede variar entre aproximadamente 25 micrómetros y aproximadamente 500 micrómetros. En otro ejemplo, las aberturas del tamiz pueden variar entre 45 micrómetros y 500 micrómetros. En otro ejemplo, las aberturas del tamiz pueden variar entre 100 micrómetros y 300 micrómetros. En otro ejemplo, las aberturas del tamiz pueden variar entre 200 y 250 micrómetros. Como alternativa, las aberturas reales del tamiz pueden ser de menor tamaño que las de la segunda etapa de separación 230.

La porción de sólidos resultante de la tercera etapa de separación 234 se envía a un tercer tanque de retención 236 y la porción líquida de rebosamiento o filtrado se puede enviar a una etapa de separación de proteína 240, que usa, por ejemplo, un clarificador, centrífuga de filtración, decantador, centrífuga de discos apilables, filtro de tambor rotatorio, filtro de prensa, separación por membrana, o similares, para separar la porción líquida de la corriente de una porción proteica más pesada. Debido a la eliminación de sólidos durante todo el proceso de "lavado", la fracción total de sólidos en la corriente de sólidos en el tercer tanque de retención 236 es aproximadamente el 26 %. El filtrado tiene una fracción total de sólidos de aproximadamente el 22 %. El clarificador, por ejemplo, puede estar provisto de capacidades de lavado de modo que se le pueda suministrar agua de lavado. El agua de lavado adicional permite una separación más fácil de la porción líquida de rebosamiento en una porción proteica más pesada y una porción líquida. La porción de proteína más pesada se separa de la porción líquida de rebosamiento y se elimina como flujo inferior, mientras que la porción líquida más ligera se puede eliminar como rebosamiento. Adicionalmente, para esta etapa se puede utilizar un dispositivo de separación bifásico o trifásico. La porción líquida de rebosamiento contiene aproximadamente un 18 % de sólidos totales y se envía a un tanque de retención de rebosamiento 242. En otra realización, antes de ser enviada a la etapa de separación de proteína 240, la porción líquida de rebosamiento o filtrado de la tercera etapa de separación 234 se puede someter a una etapa de licuefacción opcional en la que carbohidratos adicionales, que incluyen almidones, se pueden convertir en azúcares para que la porción de proteína se pueda concentrar aún más en la etapa de separación de proteína 240. Otras corrientes además de la porción líquida de rebosamiento o filtrado de la tercera etapa de separación 234 pueden enviarse a la etapa de separación de proteína 240, tales como corrientes de la primera etapa de separación 212, la segunda etapa de separación 230, la cuarta etapa de separación 250, y/o la quinta etapa de separación 254.

La porción de proteína de flujo inferior se puede enviar a continuación a una etapa de deshidratación opcional 244 donde la porción de proteína se puede someter a filtración, incluyendo microfiltración o filtración al vacío, tal como a

través de un filtro de vacío giratorio o similar. En una realización alternativa, la porción de proteína se puede deshidratar sometiéndola a una centrifuga decantadora o similar, como se conocen en la técnica. En otra realización, antes de ser enviada a la etapa de deshidratación 244, la porción de proteína de flujo inferior se puede someter a una etapa de licuefacción opcional en la que carbohidratos adicionales, que incluyen almidones, se pueden convertir en azúcares, permitiendo que la porción de proteína de flujo inferior se concentre aún más en la etapa de deshidratación 244. El filtrado de la etapa de deshidratación 244 se puede devolver al tanque de retención de rebosamiento 242 y unirse con la porción líquida de rebosamiento de la etapa de separación de proteína 240. El filtrado combinado en el tanque de retención de rebosamiento 242 se puede enviar de regreso al primer tanque de retención 214 como parte del proceso de lavado a contracorriente. En otra opción, el filtrado combinado en el tanque de retención de rebosamiento 242 se puede unir con la harina de maíz triturada en el tanque de suspensión 204, y la porción líquida o filtrado de la segunda etapa de separación 230 se puede enviar de regreso al primer tanque de retención 214 como parte de la configuración de lavado a contracorriente. Debido a las diversas opciones de deshidratación, la fracción de sólidos totales de la proteína deshidratada final puede variar entre el 20 y el 36 %.

A continuación, la proteína deshidratada puede secarse, tal como enviándola a una secadora (no mostrada), como se conoce en la técnica. El producto de proteína seca final puede definir una harina de maíz rica en proteínas que incluye al menos un 40 % en peso de proteína en base seca y que puede venderse como pienso para cerdos o pollos, por ejemplo. En otra realización, la harina de maíz rica en proteínas incluye al menos un 45 % en peso de proteína en base seca. En otra realización, la harina de maíz rica en proteínas incluye al menos un 50 % en peso de proteína en base seca. En otra realización más, la harina de maíz rica en proteínas incluye al menos un 60 % en peso de proteína en base seca. Aún en otra realización, la harina de maíz rica en proteínas incluye al menos un 62 % en peso de proteína en base seca y se denomina producto de harina de gluten de maíz. De manera adicional, la proteína recuperada se puede utilizar como fuente de pienso para separar las proteínas zeína o se puede refinar aún más para eliminar aminoácidos individuales (tales como lisina u otro aminoácido limitante clave). Un proceso ilustrativo de separación de zeína para la proteína de maíz de fuente de pienso recuperada se muestra y describe en Cheryan, Patente de EE. UU. N.º 6.433.146. Se observa que a medida que aumenta la pureza de la proteína, el rendimiento disminuye de tal manera que el rendimiento es variable según el producto final. En otros ejemplos, la proteína recuperada se puede utilizar como fertilizante y/o herbicida natural o purificarse aún más para utilizarla en aislados de proteínas. Para producir aislados de proteínas, en un ejemplo, la corriente de flujo inferior de proteína se puede hacer pasar a través de un proceso de extracción con disolvente (por ejemplo, alcohol generalmente o etanol y agua) (no mostrado) para eliminar todos los almidones, azúcares y otros componentes. Adicionalmente, las proteínas separadas se pueden utilizar como fuente de pienso, una fuente de alimento, un portador de sabor o complementos para la salud, nutrición y/o belleza.

Desde el tercer tanque de retención 236, la torta húmeda o la porción de sólidos deshidratados de la corriente se pueden someter a continuación a una cuarta etapa de separación 250. La cuarta etapa de separación 250 utiliza equipo de deshidratación, por ejemplo, un tamiz de paletas, un tamiz vibratorio, una filtración, tamiz de desplazamiento, o centrifuga de tamiz cónico, un tamiz de presión, un preconcentrador y similares, para lograr una mayor separación de la porción de sólidos, principalmente fibra, germen, sémola, que puede incluir proteína, de la porción líquida, que incluye principalmente azúcar, aceite y sólidos finos. En un ejemplo, el equipo de deshidratación es un tamiz de paletas, como se ha descrito anteriormente. En un ejemplo, el tamaño de tamiz utilizado en la cuarta etapa de separación 250 puede variar entre 100 micrómetros y 500 micrómetros. En otro ejemplo, las aberturas del tamiz pueden variar entre 150 y 300 micrómetros. En otro ejemplo más, las aberturas del tamiz son de aproximadamente 200 micrómetros. Con la cuarta etapa de separación 250, las aberturas reales del tamiz pueden ser de mayor tamaño que las de la tercera etapa de separación 234.

La porción de sólidos resultante de la cuarta etapa de separación 250 se puede enviar a un cuarto tanque de retención opcional 252 y la porción líquida o filtrado, puede enviarse al segundo tanque de retención 232 como parte de la operación de lavado a contracorriente. La porción de sólidos resultante tiene una fracción de sólidos total del 20 %. El filtrado tiene un contenido total de sólidos del 14 %. Como alternativa, el filtrado puede enviarse a la etapa de separación de proteína 240 y el filtrado de la tercera etapa de separación 234 puede enviarse al segundo tanque de retención 232 en una operación de lavado a contracorriente. El filtrado de la cuarta etapa de separación 250 contiene partículas que tienen tamaños más pequeños que las aberturas del tamaño del tamiz utilizadas en la cuarta etapa de separación 250. Aquí se puede suministrar agua de lavado al cuarto tanque de retención 252.

Desde el cuarto tanque de retención 252, la torta húmeda o la porción de sólidos deshidratados de la corriente a continuación, que se puede diluir aún más mediante la adición de agua de lavado, puede someterse a una quinta etapa de separación opcional 254 donde el equipo de deshidratación, por ejemplo, un tamiz de paletas, tamiz vibratorio, centrifuga de filtración, tamiz de presión, decantador de cuenco de tamiz y similares, se utiliza para lograr la separación de la porción sólida, que incluye fibra, de la porción líquida. El agua de lavado adicional aquí permite una separación más fácil de la corriente principalmente en una porción de fibra y una porción líquida de rebosamiento. Un dispositivo de filtración ilustrativo para la quinta etapa de separación 254 se muestra y describe en Lee, Patente de EE. UU. N.º 8.813.973. Las aberturas del tamiz en esta etapa normalmente serán de aproximadamente 500 micrómetros para capturar cantidades de pedicelo, pericarpio, así como fibra fina, pero puede variar entre aproximadamente 400 micrómetros y aproximadamente 1500 micrómetros. El líquido residual de la quinta etapa de separación 254 puede enviarse al tercer tanque de retención 236 como parte del proceso de lavado a contracorriente.

La fibra deshidratada contiene menos del 3 % de almidón (con un intervalo del 0,5 al 9 %) en comparación con el DDG de molienda en seco normal, que tiene aproximadamente del 4 al 6 % de almidón en fibra. El % de proteína en la fibra también disminuye de un 29 % convencional a aproximadamente el 12 %, con un intervalo de aproximadamente el 6 % a aproximadamente el 22 %, y el % de aceite disminuye desde un 9 % convencional a aproximadamente el 2-4 %, con un intervalo de aproximadamente el 1 % a aproximadamente el 5 %.

La porción de fibra de torta húmeda procedente de la quinta etapa de separación 254 se puede secar adicionalmente mediante una secadora, como se conoce en la técnica. Esta porción de fibra de torta húmeda tiene una fracción de sólidos totales de aproximadamente el 38 al 44 %. La porción de fibra de torta húmeda se puede utilizar como materia prima para la producción de alcohol secundario u otros productos químicos o piensos o alimentos. El material celulósico resultante, que incluye el pericarpio y el pedicelo, y tiene más de aproximadamente el 35 % de DS, menos de aproximadamente el 10 % de proteína, menos de aproximadamente el 2 % de aceite, y menos de aproximadamente el 1 % de almidón/azúcar, se puede enviar a un sistema de alcohol secundario, como se conoce en la técnica, como materia prima sin ningún tratamiento adicional. El rendimiento de fibra de celulosa es de aproximadamente 38,6 kg/m³ (aproximadamente 3 lb/bu). La fibra también puede quemarse en un sistema de caldera de biomasa o usarse para producir un producto de tipo DDGS típico, por ejemplo. Adicionalmente, la corriente de fibra separada se puede utilizar para la producción de furfural o para su posterior adicional a otros usos/aplicaciones químicos, alimentarios, farmacéuticos y/o nutracéuticos.

Aunque aquí se muestran y utilizan cinco etapas de separación 212, 230, 234, 250, 254 y cuatro tanques de retención 214, 232, 236, 252, debe entenderse que este sistema y método 200 pueden modificarse para acomodar menos o más de lo mostrado para recuperar la corriente de azúcar, aceite, proteína y/o fibra, con rendimientos y/o pureza deseables. Por ejemplo, el sistema y el método 200 pueden eliminar hasta cuatro de las etapas de separación y hasta tres de los tanques de retención. En otro ejemplo, se utilizan al menos tres de las etapas de separación. En otro ejemplo, se utilizan al menos cuatro de las etapas de separación. Debido a las etapas de separación secuencial 212, 230, 234, 250, 254, azúcares, almidón, la proteína y el aceite se pueden eliminar sistemáticamente de la fibra para que la fibra pueda concentrarse en la última etapa de separación, por ejemplo, la quinta etapa de separación 254, y los otros componentes recuperados y separados, según se desee. En otro ejemplo, múltiples etapas de separación y tanques de retención pueden ser reemplazados por una o más centrífugas de filtración, que incluyen múltiples fases de lavado en una sola centrífuga.

También, se pueden realizar modificaciones adicionales al sistema y método 200 anteriores para mejorar la recuperación de coproducto, tal como la recuperación de aceite utilizando tensioactivos y otros agentes que alteran la emulsión. En un ejemplo, agentes que alteran la emulsión, tales como tensioactivos, se puede añadir antes de las etapas en las que se espera que se formen emulsiones o después de que se forme una emulsión en el método. Por ejemplo, se pueden formar emulsiones durante la centrifugación, de modo que la incorporación de tensioactivos antes o durante la centrifugación puede mejorar la separación de aceite. En un ejemplo, la corriente de jarabe previa a la separación de aceite también puede tener rompedores de emulsión, tensioactivos y/o floculantes añadidos al sistema de evaporación para ayudar a mejorar el rendimiento de aceite. Esto puede dar como resultado un peso adicional de 0,6 a 6,4 kg/m³ (0,05 a 0,5 lb/bu) de aumento en el rendimiento de aceite.

Con referencia ahora a la figura 5, un sistema de trituración en seco y un método 300 para producir una corriente de azúcar a partir de granos o fuentes y/o residuos de carbohidratos similares, tales como para la producción de biocombustibles, se muestra de acuerdo con otra realización de la invención. Como se analiza además más adelante, una corriente de azúcar, que incluye un equivalente de dextrosa deseado y/o del que se ha eliminado una cantidad indeseable de componentes no fermentables, se puede producir después de la sacarificación y antes de la fermentación (u otro proceso de conversión de azúcar), con dicha corriente de azúcar disponible para la producción de biocombustibles, por ejemplo, producción de alcohol u otros procesos.

Como se muestra ahora en la figura 5, el sistema y método 300 es similar en casi todos los aspectos al sistema y método 200 de la figura 4, con la excepción de la etapa de ultrafiltración adicional 260, que se analiza a continuación. La corriente de azúcar de la etapa de filtración por membrana 222 se envía a la etapa de ultrafiltración 260, tal como se muestra en la figura 5, para producir una corriente de azúcar aún más deseable, que puede considerarse una corriente de azúcar purificada o refinada adicional, separando aún más cualquier componente sólido/insoluble restante, el color, la ceniza, minerales o similares. La ultrafiltración es un proceso de flujo transversal generalmente clasificado en el intervalo de 10 angstrom a 0,1 micrómetros y que generalmente opera en el intervalo de 0,07 a 0,69 MPa (10 a 100 psig). Uno de dichos dispositivos de ultrafiltración adecuados es la ultrafiltración de la serie HFK proporcionada por Koch Membrane Systems de Wichita, KS. Los componentes pesados de la etapa de ultrafiltración 260 se pueden combinar con los sólidos o componentes pesados de la etapa de filtración por membrana 222 y enviarse de regreso para reunirse con la porción de sólidos en el primer tanque de retención 214 u opcionalmente pueden reciclarse nuevamente para reunirse con la porción líquida separada o corriente de azúcar de la primera etapa de separación 212, tal como antes de la etapa de separación de aceite 216, para ser enviados nuevamente a través de la etapa de filtración por membrana 222. Estos componentes más pesados o flujo inferior, pueden estar más concentrados en sólidos totales, a aproximadamente el 28 %.

La corriente de azúcar procedente de la etapa de ultrafiltración 260 se puede enviar a la etapa de fermentación 224

para convertir, por ejemplo, por medio de un fermentador, los azúcares en alcohol (por ejemplo, etanol o butanol) seguida de destilación y/o separación del (de los) componente(s) deseado(s) (no mostrados), lo que puede recuperar el alcohol o subproducto(s)/compuesto(s) producido(s), como se conoce en la técnica. Debe entenderse que aquí se puede emplear cualquier otro proceso de conversión por fermentación o proceso de conversión de azúcar en lugar de la etapa de fermentación 224. Y si no se proporciona inicialmente después de la etapa de licuefacción 208 anteriormente en el sistema y método 200, tal como se muestra en la figura 5, la etapa de sacarificación opcional 210 puede proporcionarse aquí justo antes de la etapa de fermentación 224, o combinarse con la misma para proporcionar una única etapa sacarificación y fermentación simultáneas (SSF) (no mostrada), para someter la corriente de azúcar a sacarificación como se ha analizado anteriormente. La corriente de azúcar puede permitir la recuperación de un agente de fermentación a partir de la etapa de fermentación 224. El agente de fermentación se puede recuperar mediante medios conocidos en la técnica y se puede secar como un producto separado o, por ejemplo, se puede enviar a la etapa de separación de proteínas 240 u otras corrientes/etapas, en el método y sistema 300, lo que puede permitir la captura del agente de fermentación y/o su uso para procesamiento posterior. El reciclaje de agentes de fermentación (tal como levaduras o bacterias) puede ocurrir mediante el uso de una fuente de azúcar limpia. Después de la destilación o de una o varias etapas de separación deseadas, el sistema y método 300 pueden incluir cualquier proceso de tipo de extremo final, que puede ser conocido o desconocido en la técnica para procesar, por ejemplo, la vinaza completa. La etapa de fermentación 224 puede ser parte de un sistema de producción de alcohol que recibe una corriente de azúcar que no es tan deseable o limpia, es decir, "más sucia", que la corriente de azúcar que se envía y se somete a la misma etapa de fermentación 224 que la corriente de azúcar sucia. Otras opciones para la corriente de azúcar, además de la fermentación, puede incluir un procesamiento adicional o refinamiento de la glucosa a fructosa u otros azúcares simples o incluso complejos, procesamiento a piensos, fermentación basada en microbios (a diferencia de la basada en levadura) y otros diversos procesamientos químicos, farmacéuticos o nutracéuticos (tal como propanol, isobutanol, ácido cítrico o ácido succínico) y similares. Dicho procesamiento puede realizarse por medio de un reactor, que puede incluir un fermentador. El resto del sistema y método 300 de la figura 5 es como se ha mostrado y descrito anteriormente con respecto a la figura 4.

Diversas enzimas (y tipos de las mismas) tales como amilasa, alfa-amilasa o glucoamilasa, fúngica, celulasa, celobiosa, proteasa, fitasa y similares se pueden añadir opcionalmente, por ejemplo, antes, durante y/o después de cualquier número de etapas en los sistemas y métodos 200, 300, incluyendo el tanque de suspensión 204, la segunda etapa de trituración 206, la etapa de licuefacción 208, y/o la etapa de sacarificación 210, tal como para mejorar la separación de componentes, tal como para ayudar a romper los enlaces entre proteína, almidón y fibra y/o para ayudar a convertir los almidones en azúcares y/o ayudar a liberar aceite libre. De manera adicional, se pueden ajustar ajustes de temperatura, pH, tensoactivo y/o floculante, según sea necesario o deseado, en las diversas etapas a lo largo del sistema y el método 200, 300, incluyendo en el tanque de suspensión 204, etc., tal como optimizar el uso de enzimas o productos químicos. A los expertos en la materia les resultarán evidentes ventajas y modificaciones adicionales.

REIVINDICACIONES

1. Un método de molienda en seco para producir una corriente de azúcar que comprende:

- 5 triturar en seco grano y/o componentes del grano a partículas de grano para liberar el aceite a partir de los granos; mezclar las partículas de grano con un líquido para producir una suspensión que incluye almidón y el aceite liberado que define un aceite libre en la suspensión;
 10 someter la suspensión a licuefacción seguida de sacarificación para convertir el almidón en azúcares simples y producir una corriente que incluya los azúcares simples y el aceite libre;
 10 después de la sacarificación pero antes del procesamiento adicional de los azúcares simples, separar la corriente en una primera porción de sólidos y una porción líquida que incluye los azúcares simples y el aceite libre;
 10 separar la porción líquida en una porción de aceite que incluye el aceite libre, una segunda porción de sólidos y una porción de azúcar que incluye los azúcares simples; y
 15 combinar la segunda porción de sólidos con la primera porción de sólidos y someter por separado la porción de azúcar a una primera etapa de separación que define una filtración por membrana para producir una tercera porción de sólidos y una porción de azúcar filtrada que define una corriente de azúcar que tiene un equivalente de dextrosa de al menos 20 D.E. y una fracción total de sólidos no fermentables que es inferior o igual al 30 % del contenido total de sólidos.

20 2. El método de la reivindicación 1, en donde someter la porción de azúcar a filtración por membrana para producir una tercera porción de sólidos y una porción de azúcar filtrada comprende someter la porción de azúcar a microfiltración para producir una tercera porción de sólidos y una porción de azúcar filtrada.

25 3. El método de la reivindicación 1 o 2, que comprende además someter la porción de azúcar filtrada a ultrafiltración para producir una porción de azúcar ultrafiltrada y una cuarta porción de sólidos, y preferentemente que comprende además combinar la cuarta porción de sólidos con la primera porción de sólidos para formar una porción de sólidos combinada que incluye componentes no fermentables.

30 4. Un método de molienda en seco para producir un biocombustible y/o un producto bioquímico, que comprende;

- 30 triturar en seco grano y/o componentes del grano a partículas de grano para liberar el aceite a partir de los granos; mezclar las partículas de grano con un líquido para producir una suspensión que incluye almidón y el aceite liberado que define un aceite libre en la suspensión;
 35 someter la suspensión a licuefacción seguida de sacarificación para convertir el almidón en azúcares simples y producir una corriente que incluya los azúcares simples y el aceite libre;
 35 después de la sacarificación pero antes del procesamiento adicional de los azúcares simples, separar la corriente en una primera porción de sólidos y una porción líquida que incluye los azúcares simples y el aceite libre;
 35 separar la porción líquida en una porción de aceite que incluye el aceite libre, una segunda porción de sólidos, y una porción de azúcar que incluye los azúcares simples;
 40 combinar la segunda porción de sólidos con la primera porción de sólidos y someter por separado la porción de azúcar a una primera etapa de separación que define una filtración por membrana para producir una tercera porción de sólidos y una porción de azúcar filtrada que define una corriente de azúcar que tiene un equivalente de dextrosa de al menos 20 D.E. y una fracción total de sólidos no fermentables que es inferior o igual al 30 % del contenido total de sólidos; y
 45 someter la corriente de azúcar a un proceso de conversión de azúcar para producir un biocombustible y/o un producto bioquímico, y/o someter la corriente de azúcar a fermentación para producir un biocombustible y/o un producto bioquímico, y
 45 preferentemente que comprende además recuperar un agente de fermentación usado en la fermentación para producir el biocombustible y/o el producto bioquímico.

50 5. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 4, (i) en donde la primera porción de sólidos incluye componentes no fermentables que incluyen fibra y proteína, y que comprende además recuperar la proteína para dar un coproducto de proteína y/o la fibra para dar un coproducto de fibra, y/o (ii) que comprende además combinar la tercera porción de sólidos con la primera porción de sólidos para formar una porción de sólidos combinada que incluye los componentes no fermentables.

6. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 5, que comprende además recuperar un coproducto de aceite a partir de la porción de aceite, y/o

60 que comprende además separar la porción de aceite en una quinta porción de sólidos y una porción de aceite purificado que define un coproducto de aceite, y preferentemente
 60 que comprende además combinar la quinta porción de sólidos con la primera porción de sólidos para formar una porción de sólidos combinada que incluye componentes no fermentables.

65 7. El método de una cualquiera de las reivindicaciones 1 a 6, (i) que comprende además, después de mezclar las partículas de grano con el líquido para producir la suspensión y antes de someter la suspensión a licuefacción, someter

la suspensión a una trituración adicional, y/o

- (ii) que comprende además separar la primera porción de sólidos en una porción de sólidos separada que incluye componentes no fermentables y una porción líquida separada que incluye azúcares simples, y/o
- (iii) en donde la corriente de azúcar tiene un equivalente de dextrosa de al menos 70 D.E.

8. Un sistema de molienda en seco para producir una corriente de azúcar, comprendiendo el sistema:

- un dispositivo de trituración en seco que está configurado para triturar en seco grano y/o componentes del grano a partículas de grano para liberar aceite a partir de los granos;
- un tanque de suspensión en el que partículas de grano triturado se mezclan con un líquido para producir una suspensión que incluye almidón y el aceite liberado que define un aceite libre;
- un sistema de licuefacción y sacarificación que recibe la suspensión y donde el almidón se convierte en azúcares simples produciendo de este modo una corriente que incluye los azúcares simples y el aceite libre;
- un primer dispositivo de separación que recibe y separa la corriente procedente del sistema de sacarificación en una primera porción de sólidos y una porción líquida que incluye los azúcares simples y el aceite libre,
- un dispositivo de separación de aceite que está situado después del primer dispositivo de separación y que recibe y separa la porción líquida en una porción de aceite que incluye el aceite libre, una segunda porción de sólidos y una porción de azúcar que incluye los azúcares simples; y
- un dispositivo de filtración por membrana que está situado directamente después del dispositivo de separación de aceite y que recibe y separa primero la porción de azúcar en una tercera porción de sólidos y una porción de azúcar filtrada que define una corriente de azúcar que tiene un equivalente de dextrosa de al menos 20 D.E. y una fracción total de sólidos no fermentables inferior o igual al 30 % del contenido total de sólidos.

9. Un sistema de molienda en seco para producir un biocombustible y/o un producto bioquímico, que comprende;

- un dispositivo de trituración en seco que está configurado para triturar en seco grano y/o componentes del grano a partículas de grano para liberar aceite a partir de los granos;
- un tanque de suspensión en el que partículas de grano triturado se mezclan con un líquido para producir una suspensión que incluye almidón y el aceite liberado que define un aceite libre;
- un sistema de licuefacción y sacarificación que recibe la suspensión y donde el almidón se convierte en azúcares simples produciendo de este modo una corriente que incluye los azúcares simples y el aceite libre;
- un primer dispositivo de separación que recibe y separa la corriente procedente del sistema de sacarificación en una primera porción de sólidos y una porción líquida que incluye los azúcares simples y el aceite libre,
- un dispositivo de separación de aceite que está situado después del primer dispositivo de separación y que recibe y separa la porción líquida en una porción de aceite que incluye el aceite libre, una segunda porción de sólidos y una porción de azúcar que incluye los azúcares simples; y
- un dispositivo de filtración por membrana que está situado directamente después del dispositivo de separación de aceite y que recibe y separa primero la porción de azúcar en una tercera porción de sólidos y una porción de azúcar filtrada que define una corriente de azúcar que tiene un equivalente de dextrosa de al menos 20 D.E. y una fracción total de sólidos no fermentables inferior o igual al 30 % del contenido total de sólidos; y
- un dispositivo de biocombustible y/o de producto bioquímico que recibe la corriente de azúcar para producir un biocombustible y/o un producto bioquímico a partir de los azúcares simples.

10. El sistema de la reivindicación 8 o 9, en donde el dispositivo de filtración por membrana define un dispositivo de microfiltración o de ultrafiltración, y/o en donde el dispositivo de filtración por membrana incluye un microfiltro que recibe y separa la porción de azúcar en la tercera porción de sólidos y la porción de azúcar filtrada.

11. El sistema de la reivindicación 9, en donde el dispositivo de biocombustible y/o de producto bioquímico es un reactor que recibe la corriente de azúcar para producir un biocombustible y/o un producto bioquímico a partir de los azúcares simples, y/o en donde el dispositivo de biocombustible y/o de producto bioquímico es un fermentador que recibe la corriente de azúcar para producir un alcohol a partir de los azúcares simples.

12. El sistema de una cualquiera de las reivindicaciones 8 a 11 que comprende además, después del tanque de suspensión y antes del sistema de licuefacción, un dispositivo de trituración que recibe y tritura la suspensión.

13. El sistema de una cualquiera de las reivindicaciones 8 a 12, que comprende además un pulidor de aceite que recibe la porción de aceite y recupera un coproducto de aceite a partir de la porción de aceite.

14. El sistema de una cualquiera de las reivindicaciones 8 a 13, que comprende además un dispositivo de ultrafiltración que recibe y separa la porción de azúcar filtrada en una porción de azúcar ultrafiltrada y una cuarta porción de sólidos.

15. El sistema de una cualquiera de las reivindicaciones 8 a 14, en donde la primera porción de sólidos incluye componentes no fermentables que incluyen fibra y proteína, y que comprende además un dispositivo de separación de proteína que recupera la proteína a partir de los componentes no fermentables para dar un coproducto de proteína

y/o un dispositivo de separación de fibra que recupera la fibra a partir de los componentes no fermentables para dar un coproducto de fibra.

- 5 16. El sistema de una cualquiera de las reivindicaciones 8 a 15, en donde la corriente de azúcar tiene un equivalente de dextrosa de al menos 70 D.E.

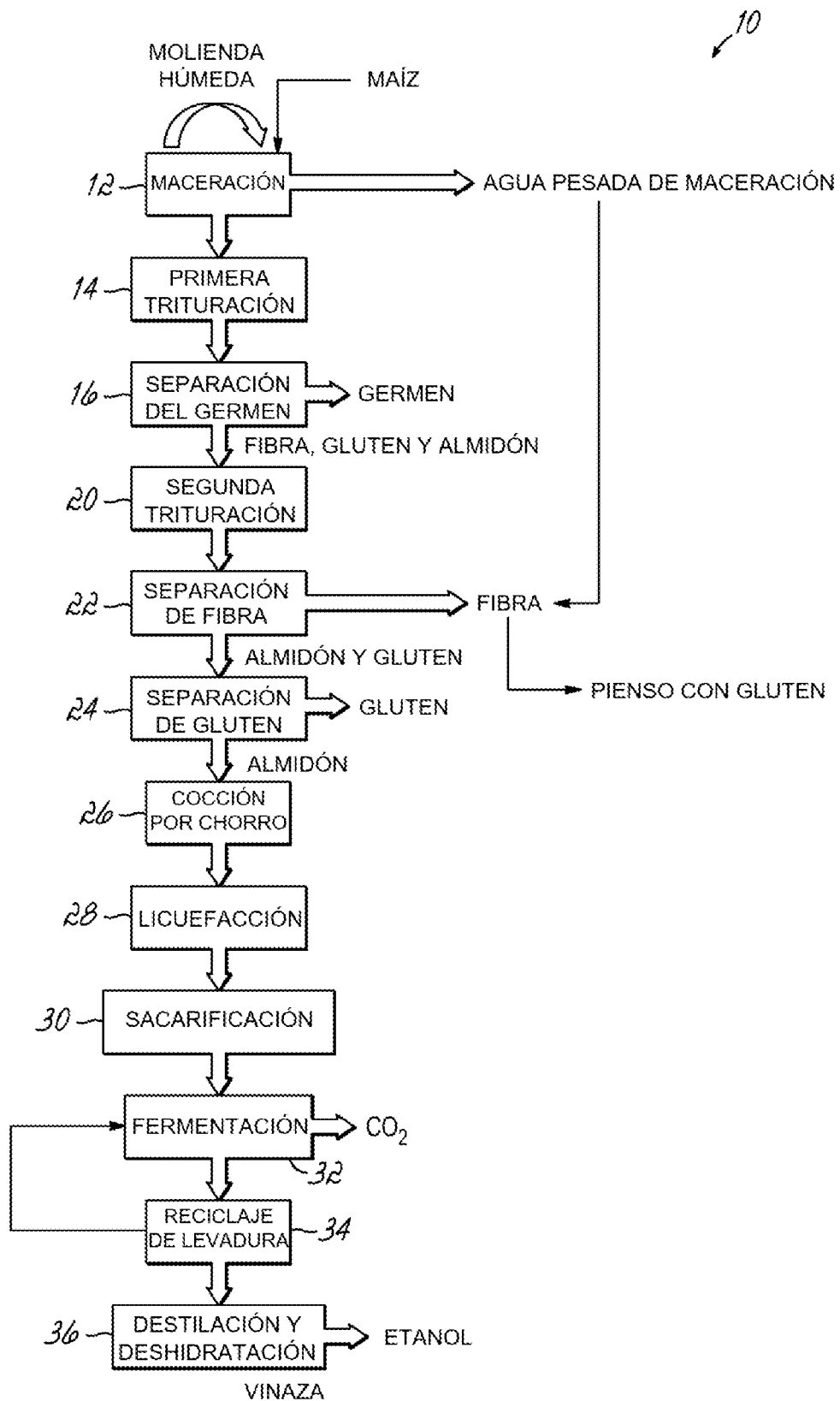


FIG. 1
TÉCNICA ANTERIOR

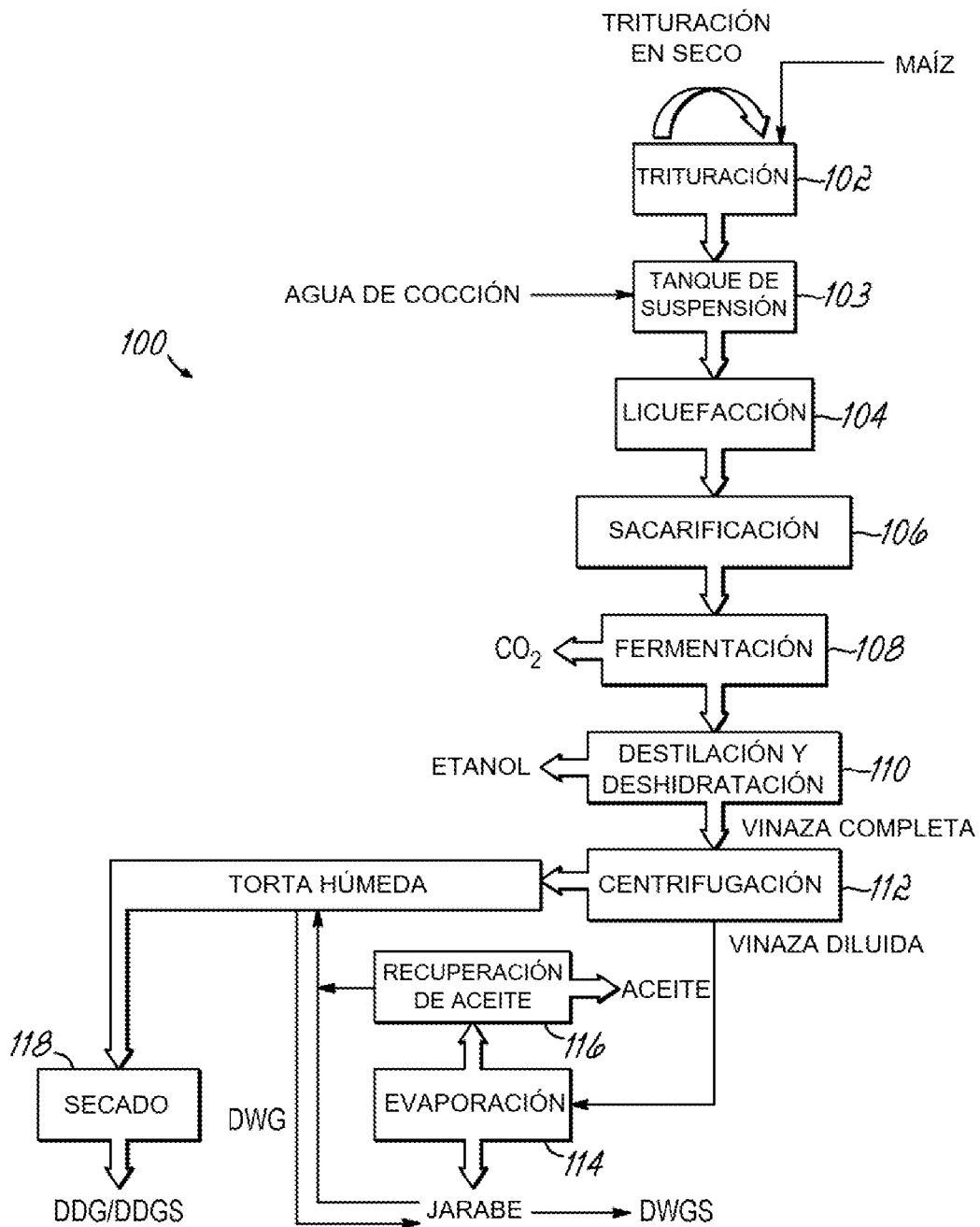


FIG. 2
TÉCNICA ANTERIOR

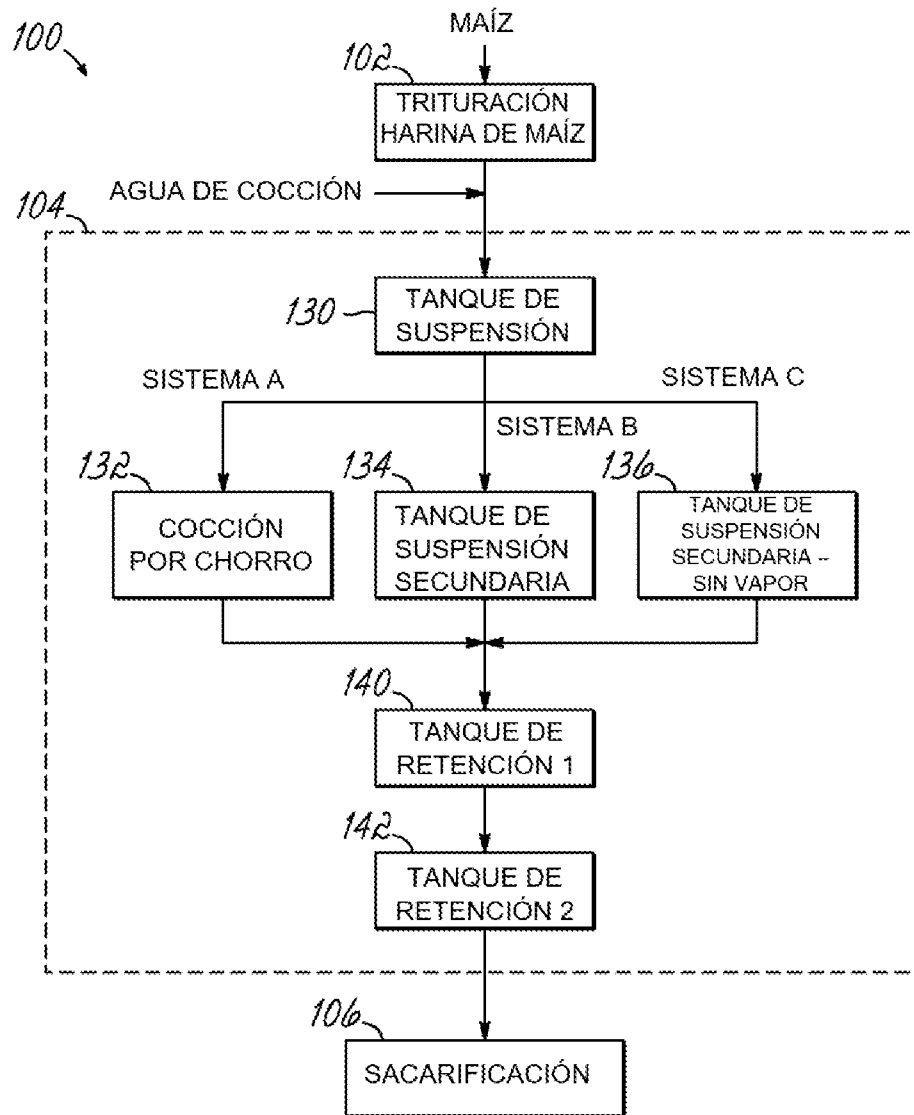


FIG. 3
TÉCNICA ANTERIOR

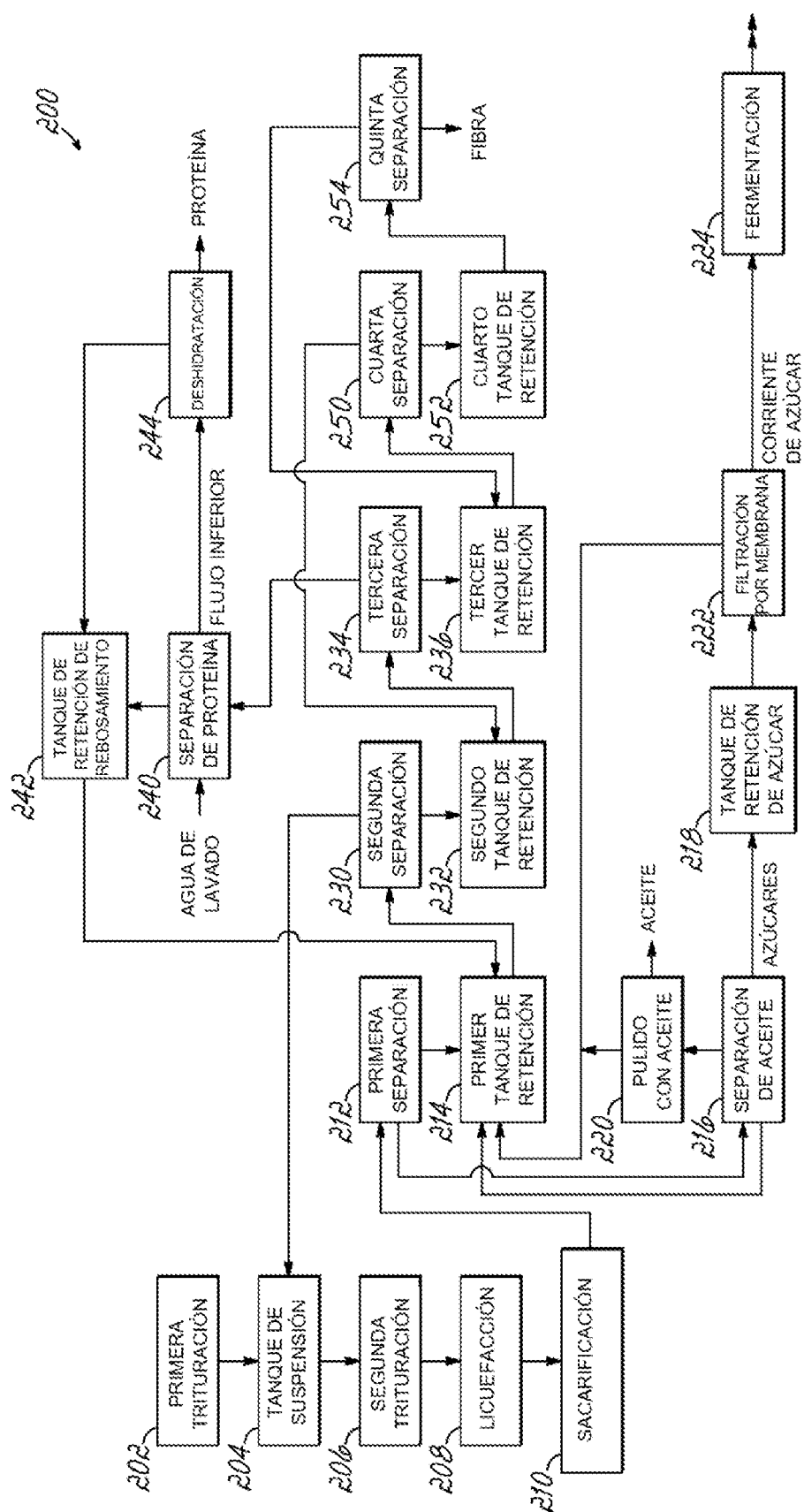


FIG. 4

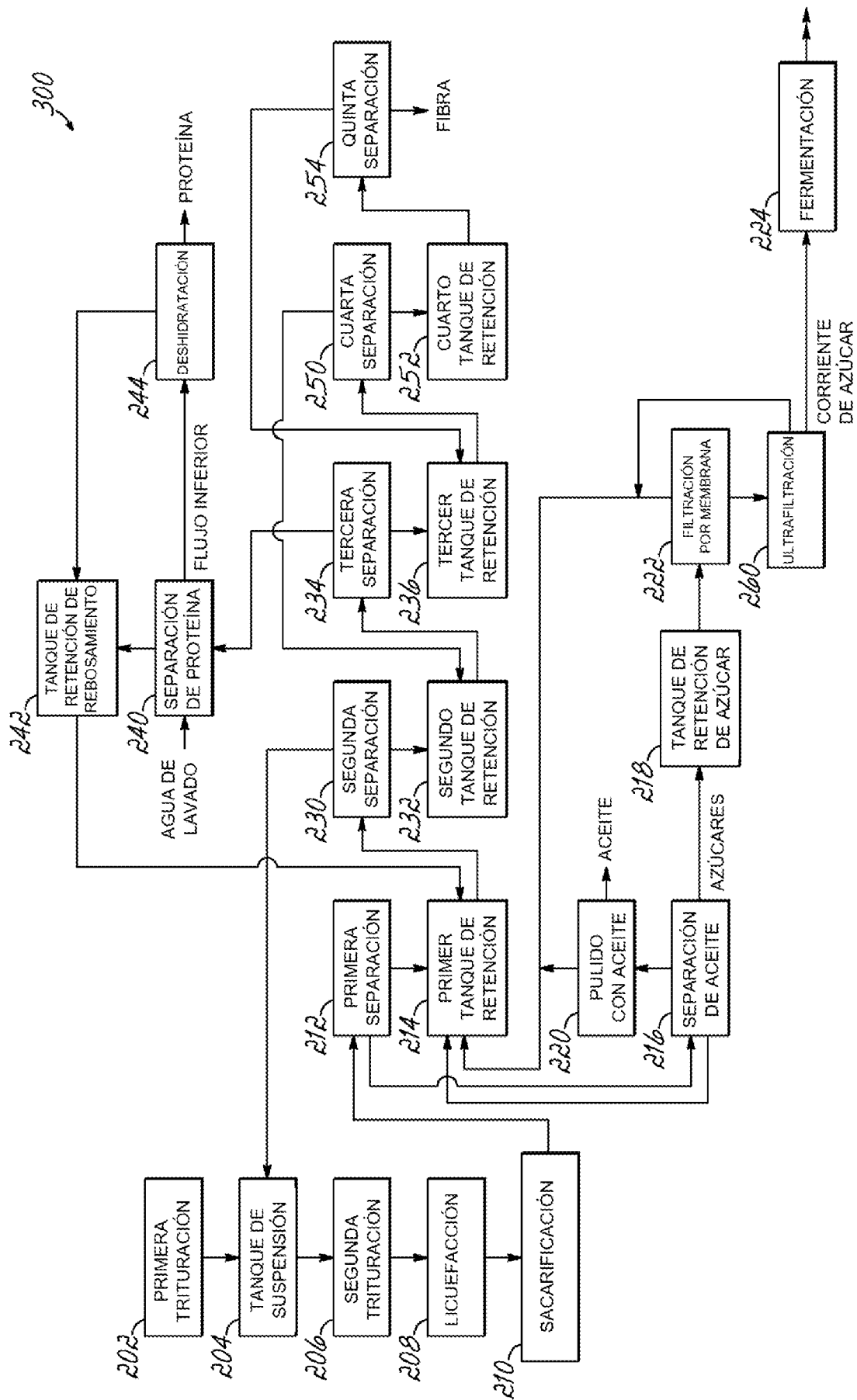


FIG. 5