



República Federativa do Brasil
Ministério do Desenvolvimento, Indústria
e Comércio Exterior
Instituto Nacional de Propriedade Industrial

(21) **PI0707942-7 A2**

(22) Data de Depósito: 16/02/2007
(43) Data da Publicação: 17/05/2011
(RPI 2106)



(51) *Int.Cl.:*
C11B 1/10

(54) Título: **MÉTODO E SISTEMA PARA RECUPERAR ÓLEO DE RESÍDUOS DE DESTILAÇÃO**

(30) Prioridade Unionista: 16/02/2006 US 60/773,947

(73) Titular(es): GS Industrial Design, Inc.

(72) Inventor(es): David Fred Cantrell, David J. Winsness, Gregory Paul Barlage, John W. Davis

(74) Procurador(es): Momsen, Leonardos & CIA.

(86) Pedido Internacional: PCT US2007062301 de 16/02/2007

(87) Publicação Internacional: WO 2007/098396 de 30/08/2007

(57) Resumo: MÉTODO E SISTEMA PARA RECUPERAR ÓLEO DE RESÍDUOS DE DESTILAÇÃO. É previsto um método para recuperar óleo de resíduos de destilação incluindo óleo resultando de um processo usado para produzir etanol. Em uma modalidade, o método inclui aquecer os resíduos de destilação a uma temperatura suficiente para separar pelo menos parcialmente o óleo dos mesmos. O método inclui ainda recuperar o óleo dos resíduos de destilação.

“MÉTODO E SISTEMA PARA RECUPERAR ÓLEO DE RESÍDUOS DE DESTILAÇÃO”

Este pedido reivindica o benefício do Pedido de Patente Provisório U.S. no. de série 60/773.947, depositado em 16 de fevereiro de 5 2006, cuja divulgação é incorporada por referência

Declaração dos Direitos Autorais

Uma parte da divulgação deste documento contém material sujeito à proteção dos direitos autorais. Nenhuma objeção é feita à reprodução por fac-símile do documento de patente desta divulgação quando aparece nos 10 depósitos ou registros do Escritório de Marcas e Patentes, mas qualquer um e todos os direitos na(s) propriedade(s) literária(s) ou artística(s) são de outra maneira reservados.

Campo Técnico

A presente invenção diz respeito de uma forma geral à 15 recuperação de óleo de milho e, mais particularmente, à recuperação de óleo mediante a libertação do óleo combinado presente em subprodutos de um processo usado para produzir etanol.

Fundamentos da Invenção

Durante os últimos trinta anos, atenção significativa foi dada à 20 produção de álcool etílico, ou “etanol”, para uso como um combustível alternativo. O etanol não apenas queima mais limpamente do que os combustíveis fósseis, mas também pode ser produzido usando milho, um recurso renovável. No momento, mais do que sessenta e nove usinas de “moagem seca” nos Estados Unidos produzem bilhões de galões de etanol por 25 ano. As usinas adicionais atualmente sob construção são esperadas de adicionar centenas de milhões de galões a este total em um esforço para ir ao encontro da alta demanda corrente.

Como observado na argumentação anterior, um método popular de produção de etanol a partir do milho é conhecido com “moagem

seca”. Como é bem conhecido na indústria, o processo de moagem seca utiliza o amido do milho para produzir o etanol através da fermentação, e cria uma corrente de resíduos compreendida de subprodutos denominados “resíduos de destilação integrais” (que podem ser ainda separados em produtos comumente referidos como “destiladores de grãos unidos” e “resíduos de destilação finos”). A despeito de conter óleo valioso, estes subprodutos têm sido tratados em geral como resíduo e usados principalmente para suplementar a alimentação animal. Esta alimentação é na maior parte distribuída na forma de destiladores de grãos secos com solúveis, que é criado pela evaporação dos resíduos de destilação finos, que recombina o concentrado ou xarope resultante com os grãos úmidos destilados, e secagem do produto para ter um teor de umidade de menos do que cerca de 10% em peso.

Esforços para recuperar o óleo valioso destes subprodutos não foram bem-sucedidos em termos de eficiência ou economia. Por exemplo, um método envolve a tentativa de separar o óleo dos resíduos de destilação finos antes do estágio de evaporação, tal como o uso de uma centrífuga. No entanto, o movimento giratório dos resíduos de destilação finos neste estágio não produz óleo utilizável, mas antes simplesmente cria uma fase de emulsão indesejável que requer outro processamento. Além do mais, o volume de resíduos de destilação finos é geralmente de 2 a 10 vezes maior do que o xarope, e assim envolve uma necessidade capital considerável para adquirir o número de centrífugas requeridas. Conjuntamente, estes obstáculos tornam as tentativas de recuperar o óleo a partir de resíduos de destilação finos do milho antes da evaporação altamente ineficientes e não econômicas.

A Patente U.S. nº 5.250.182 (cuja divulgação é aqui incorporada por referência) descreve o uso de filtros para a remoção de substancialmente todos os sólidos e recuperação de ácido láctico e glicerol dos resíduos de destilação finos sem a necessidade de evaporação. A despeito

da eliminação de uma etapa no processo convencional, a proposta resulta em uma disposição mais complicada que requer múltiplas etapas de filtração. A eliminação indiscriminada do evaporador na vasta maioria das usinas existentes é da mesma forma improvável e de outra maneira não econômica.

5 Os filtros, e especialmente os tipos de microfiltração e ultrafiltração propostos para uso nesta patente, são também suscetíveis de freqüentes obstruções e assim nocivamente aumentam o custo de operação. Por estas razões, o processo de filtração proposto nesta patente não ganhou aceitação comercial muito difundida.

10 Conseqüentemente, uma necessidade existe para condutas mais eficientes e econômicas de recuperação de óleo a partir de subprodutos criados durante a produção de etanol.

Sumário da Invenção

15 Em um aspecto da invenção, um método de recuperação de óleo a partir dos resíduos de destilação incluindo óleo resultante de um processo usado para a produção de etanol é fornecido. O método compreende o aquecimento dos resíduos de destilação a uma temperatura suficiente para separar pelo menos parcialmente o óleo destes. O método ainda compreende a recuperação do óleo dos resíduos de destilação.

20 Em uma forma de realização, a etapa de aquecimento compreende o aquecimento para uma temperatura acima de 212°F (100°C) e o método ainda inclui a etapa de pressurização dos resíduos de destilação aquecidos para impedir a ebulição. Mais preferivelmente, a etapa de aquecimento compreende o aquecimento para uma temperatura de cerca de
25 230 °F (110°C), mas menos do que cerca de 250°F (121°C). Em qualquer caso, a etapa de pressurização preferivelmente inclui a manutenção de uma pressão sobre os resíduos de destilação de pelo menos uma pressão de vapor necessária para permitir os resíduos de destilação alcançar a temperatura desejada para a separação de pelo menos parte do óleo sem ebulição dos

resíduos de destilação. Mais preferivelmente, o método inclui a etapa de deixar os resíduos de destilação retornar à pressão atmosférica após as etapas de aquecimento e pressurização, mas antes da etapa de recuperação.

5 Na precedente ou outras formas de realização, a etapa de recuperação compreende separar o óleo dos resíduos de destilação usando a separação por gravidade. Preferivelmente, a etapa de uso da separação por gravidade inclui passar os resíduos de destilação através de uma centrífuga ou liberação dos resíduos de destilação em um tanque de sedimentação.

10 Em mais outras formas de realização, a etapa de aquecimento compreende passar os resíduos de destilação através de pelo menos dois trocadores de calor em série. O método pode ainda incluir a etapa de esfriamento dos resíduos de destilação após a etapa de aquecimento e antes da etapa de recuperação. Preferivelmente, a etapa de esfriamento compreende o esfriamento dos resíduos de destilação para uma temperatura de menos do que 15 212°F (100°C). É também preferível para o método incluir a etapa de elevação da pressão dos resíduos de destilação acima da pressão atmosférica antes da etapa de aquecimento. Em qualquer caso, o método pode ainda incluir a etapa de esfriamento dos resíduos de destilação e deixar os resíduos de destilação retornar para a pressão atmosférica antes da etapa de recuperação. 20 Alternativamente, o método pode ainda incluir a etapa de elevação da pressão dos resíduos de destilação acima da pressão atmosférica antes da etapa de aquecimento e recuperação do óleo a partir dos resíduos de destilação na pressão elevada.

25 De acordo com um outro aspecto da invenção, um sistema é fornecido para a recuperação do óleo a partir dos resíduos de destilação pressurizados resultantes de um processo para a produção de etanol. O sistema compreende um primeiro aquecedor para receber e superaquecer os resíduos de destilação pressurizados. O sistema ainda compreende um separador a jusante do primeiro aquecedor para a recuperação de óleo a partir

dos resíduos de destilação.

Em uma forma de realização preferida, um segundo aquecedor pré-aquece os resíduos de destilação pressurizados antes da liberação para o primeiro trocador de calor. Mais preferivelmente, pelo menos um dos
5 primeiro e segundo aquecedores compreende um trocador de calor de placa e estrutura de amplo intervalo e o outro é um trocador de calor de estrutura e tubo de superfície com ranhuras. O primeiro aquecedor pode compreender pelo menos dois trocadores de calor.

Nesta ou outra forma de realização, o separador compreende
10 um separador de gravidade. Preferivelmente, o separador de gravidade compreende uma centrífuga ou um tanque de sedimentação. O separador pode também compreender uma centrífuga hermeticamente lacrada.

De acordo com um outro aspecto da invenção, é divulgado um sistema para a recuperação de óleo a partir dos resíduos de destilação finos
15 resultantes de um processo usado para a produção de etanol. O sistema compreende um evaporador para a concentração dos resíduos de destilação finos para formar um xarope. Uma bomba é também fornecida para a elevação da pressão do xarope acima da pressão atmosférica. Um primeiro aquecedor recebe e pré-aquece o xarope pressurizado, e um segundo
20 aquecedor recebe e superaquece o xarope pressurizado pré-aquecido. Um separador a jusante do segundo aquecedor recupera o óleo do xarope.

Preferivelmente, o primeiro aquecedor compreende um trocador de calor de placa e estrutura de amplo intervalo e o segundo aquecedor é um trocador de calor de estrutura e tubo de superfície com
25 ranhuras. Da mesma maneira preferível é com relação ao segundo aquecedor para compreender pelo menos dois trocadores de calor. O separador preferivelmente é um separador de gravidade, tal como uma centrífuga ou um tanque de sedimentação. O separador pode da mesma forma compreender uma centrífuga hermeticamente lacrada.

Mais um outro aspecto da invenção é um método de recuperação de óleo dos resíduos de destilação concentrados incluindo o óleo resultante de um processo usado para a produção de etanol. O método compreende pressão que cozinha os resíduos de destilação para desprender o óleo, e depois recuperação do óleo despreendido. Preferivelmente, o método ainda inclui a concentração dos resíduos de destilação antes da etapa de cozimento por pressão.

Mais um outro aspecto da invenção é um método de recuperação de óleo a partir dos resíduos de destilação incluindo o óleo resultante de um processo usado para a produção de etanol. O método compreende a hidrolisação de sólidos nos resíduos de destilação, concentração dos resíduos de destilação, e recuperação do óleo dos resíduos de destilação. A etapa de hidrolisação torna o óleo disponível para a recuperação e reduz a viscosidade durante a etapa de concentração.

Em uma forma de realização, a etapa de hidrolisação de sólidos nos resíduos de destilação inclui o aquecimento dos resíduos de destilação. Preferivelmente, o aquecimento é em uma temperatura maior do que 212°F (100°C) e é executada sob uma pressão maior do que a pressão atmosférica. Mais preferivelmente, o método inclui o esfriamento dos resíduos de destilação antes da recuperação de óleo.

Nesta ou outras formas de realização, a etapa de concentração compreende a evaporação dos resíduos de destilação após a etapa de hidrolisação, tal como mediante o uso de um trocador de calor de superfície com ranhuras. A etapa de recuperação pode compreender o uso de separação por gravidade.

Preferivelmente, os resíduos de destilação compreendem resíduos de destilação integrais, e o método ainda inclui a etapa de obter resíduos de destilação finos a partir dos resíduos de destilação integrais após a etapa de hidrolisação de sólidos. Ainda mais preferivelmente, o método inclui

a etapa de obter resíduos de destilação finos a partir dos resíduos de destilação integrais, e a etapa de hidrolisação de sólidos é executada sobre os resíduos de destilação finos. Mais preferivelmente, o método ainda inclui a etapa de obter resíduos de destilação finos a partir dos resíduos de destilação integrais e a
5 etapa de concentração dos resíduos de destilação finos antes da etapa de hidrolisação de sólidos.

De acordo com mais um outro aspecto da invenção, é fornecido um sistema para a recuperação de óleo a partir de resíduos de destilação integrais pressurizados resultantes de um processo usado para a
10 produção de etanol. O sistema compreende um primeiro aquecedor para receber e superaquecer os resíduos de destilação integrais pressurizados, um decantador para obter resíduos de destilação finos dos resíduos de destilação integrais, um evaporador para a concentração dos resíduos de destilação finos, e um separador a jusante do primeiro aquecedor para a recuperação de óleo
15 dos resíduos de destilação finos. O sistema pode ainda incluir um segundo aquecedor a montante do evaporador para receber e superaquecer os resíduos de destilação finos pressurizados, assim como um trocador de calor a jusante do evaporador para outra concentração dos resíduos de destilação finos. Um secador pode também ser fornecido a jusante do separador para receber uma
20 sobra de subproduto após a recuperação e óleo dos resíduos de destilação finos.

Breve Descrição dos Desenhos

A Figura 1 é um diagrama de fluxo parcialmente esquemático que ilustra o processamento dos co-produtos formados durante o processo de
25 extração de etanol.

A Figura 2 é um diagrama de fluxo parcialmente esquemático que ilustra a recuperação de óleo a partir de um xarope formado pela evaporação dos resíduos de destilação finos.

A Figura 3 é uma vista esquemática similar à Figura 1.

A Figura 4 é uma vista esquemática similar à Figura 2.

A Figura 5 é um diagrama de fluxo esquemático que ilustra o posicionamento estratégico de um separador em relação à evaporação dos resíduos de destilação finos.

5 A Figura 6 é um diagrama de fluxo esquemático que ilustra uma técnica e sistema para a lavagem de resíduos de destilação integrais para maximizar a recuperação de óleo.

10 A Figura 7 é um diagrama de fluxo esquemático que ilustra uma outra técnica e sistema para a lavagem de resíduos de destilação integrais para maximizar a recuperação de óleo.

A Figura 8 é um diagrama de fluxo esquemático que ilustra mais uma outra técnica e sistema para a lavagem de resíduos de destilação integrais para maximizar a recuperação de óleo.

15 A Figura 9 é um diagrama de fluxo esquemático que ilustra uma técnica e sistema para o outro processamento de resíduos de destilação, tal como por superaquecimento ou “cozimento com pressão” para maximizar a recuperação de óleo.

20 A Figura 10 é um diagrama esquemático que ilustra uma técnica e um sistema globais para maximizar a recuperação de óleo dos resíduos de destilação.

Descrição Detalhada da Invenção

25 Um aspecto da invenção se refere a um método de recuperação de óleo a partir de um subproduto resultante da produção de etanol de milho, tal com mediante o uso de uma técnica de moagem seca (que é extensivamente descrita na patente ‘182 acima referida). Este subproduto, conhecido como “resíduos de destilação finos”, é recuperado pela separação dos destiladores de grão úmido da sobre de “resíduos de destilação integrais” após a fermentação estar completa. Como é sabido na técnica, esta separação mecânica pode ser executada usando uma prensa/extrusor, uma centrífuga

decantadora (também simplesmente conhecida como um “decantador”), em uma centrífuga de triagem. A umidade é depois removida dos resíduos de destilação finos não filtrados para criar um concentrado ou xarope, tal como através de evaporação. O óleo utilizável é depois facilmente recuperado deste concentrado através do processamento mecânico, sem a necessidade anterior de múltiplos estágios de filtração ou outras formas caras e complicadas de processamento.

Em uma forma de realização, o óleo é recuperado do concentrado mediante a sua passagem através de uma centrífuga e, em particular, uma centrífuga de empilhamento de disco (e, mais preferivelmente, um tipo de tigela auto-limpante). Preferivelmente, o concentrado liberado na centrífuga de empilhamento de disco está em uma temperatura entre cerca de 150 e 212°F (66 e 100°C) (e de forma ideal 180°F (82°C)), um pH entre cerca de 3 e 6 (de forma ideal entre cerca de 3,5 e 4,5) e, como um resultado da etapa de evaporação precedente, possui um teor de umidade de menos do que cerca de 90% (de forma ideal de cerca de 60 a 85%). Sob estas condições de processo, a centrífuga de empilhamento de disco é capaz de separar o óleo na forma utilizável do concentrado em uma maneira eficiente e eficaz, a despeito do nível relativamente elevado de sólidos presentes (que podem ser recuperados da centrífuga em uma maneira contínua e intermitente, dependendo das condições particulares do processo).

Além de criar óleo utilizável, o concentrado ou xarope recuperado da centrífuga de empilhamento de disco é considerado mais valioso. Isto é porque o processamento pós-evaporação para remover o óleo melhora a eficiência do processo de secagem usado no xarope concentrado combinado e nos grãos úmidos destilados. Um produto circulável estável para a suplementação da alimentação animal se origina, o qual desta maneira ainda complementa o valor do óleo recuperado.

Para ilustrar os benefícios potenciais que podem ser obtidos

por este aspecto da invenção, os seguintes exemplos são apresentados.

Exemplo 1

Referência é feita às Figuras 1 e 2 para ilustrar esquematicamente um primeiro exemplo que demonstra a eficácia do presente método. A Figura 1 representa uma técnica para o processamento de resíduos de destilação integrais para criar destiladores de grãos secos com solúveis. A sobre de resíduos de destilação integrais após a derivação do etanol é mecanicamente separada nos destiladores de grãos secos (aproximadamente 35% de sólidos) e nos resíduos de destilação finos (aproximadamente 8% de sólidos) usando um decantador de centrífuga. Os resíduos de destilação finos são depois introduzidos em um evaporador para criar um concentrado, ou xarope, tendo um teor de umidade de aproximadamente 80% e cerca de 17% de sólidos. Este xarope é depois re combinado com os destiladores de grãos secos, introduzido em um secador de tambor, e secado para reduzir o teor de umidade total para aproximadamente 10%. No momento, um valor total estimado dos grãos secados por destiladores resultantes com solúveis é \$600,36 per hora.

A Figura 2 representa o método da invenção e um subsistema relacionado 10 para a sua implementação. O processamento inicial dos resíduos de destilação integrais é feito da mesma maneira, e os resíduos de destilação finos mecanicamente separados são liberados no evaporador 12 formando parte do subsistema 10. O concentrado ou xarope resultante tendo um teor de umidade de aproximadamente 80% e um teor de sólidos de aproximadamente 17% é liberado em uma centrífuga de empilhamento de disco 14, tal como um Alfa Laval Model No. 510, 513 ou 617 ou dispositivo equivalente. Em uma taxa de alimentação de aproximadamente 35 galões per minuto, esta centrífuga 14 recupera o óleo utilizável em uma taxa de 538 libras per hora e produz xarope tendo um teor de umidade de 82,5%, mas com muito menos óleo em vista da etapa de recuperação precedente.

A recombinação do xarope (que é substancialmente livre de óleo) a partir da centrífuga 14 com os grãos úmidos destilados e secagem em um secador de tambor para um teor de umidade de 10% resulta em um produto tendo um valor de \$576,46 per hora. No entanto, as 538 libras per hora de óleo recuperado possuem um valor de produto de aproximadamente \$102 per hora. Conseqüentemente, o valor do produto total usando o método da invenção é de \$678,46 per hora, que é aproximadamente 12% maior do que os \$600,36 per hora de valor do produto resultante do uso da instalação convencional na Figura 1. Além do mais, a remoção da maioria do óleo antes da etapa de secagem torna o processo mais eficiente, e resulta em uma energia estimada que economiza aproximadamente 10%, ou \$26,27 per hora. Como um resultado, o valor do produto per hora (\$678,46) menos o custo de operação com secador estimado (\$236,46 per hora com os 10% de economias) e menos o custo de operação do evaporador estimado (\$50,98 per hora) é de cerca de \$391,02 per hora.

Exemplo 2

Referência é feita às Figura 3 e 4, que ilustram uma comparação profética entre um método de processamento e o método da invenção. A instalação é essencialmente a mesma como mostrada nas Figuras 1 e 2, mas um decantador de centrífuga mais eficaz é usado do que aquele usado no Exemplo 1. Como um resultado, o xarope introduzido na centrífuga de empilhamento de disco deve ter um teor de umidade estimado em 60%. Embora isto não impacta os números de valor do produto, o xarope liberado da centrífuga de empilhamento de disco 14 possui um teor de umidade de apenas 66,6%, quando comparado com 82,5% no Exemplo 1. Como um resultado, o custo per hora de secagem deste xarope quando combinado com os grãos úmidos destilados para obter um produto final tendo um teor de umidade de menos do que 10% é apenas de \$158,92, ou aproximadamente 40% menor. Adotando uma economia na eficiência do secador de 10%, o

valor do produto per hora (\$678,46) menos o custo de operação com secador estimado (\$143,03 per hora) e menos o custo de operação do evaporador estimado (\$74,96 per hora) é \$460,46 per hora. Isto representa um aumento aproximado de 15% sobre o valor correspondente calculado no Exemplo 1.

5 De acordo com um outro aspecto da invenção, outro método de recuperação de óleo a partir dos resíduos de destilação finos é divulgado. Como mostrado na Figura 5, esta forma de realização é similar a aquela descrita acima em que os resíduos de destilação finos são passados através de uma centrífuga 14 e, em particular, uma centrífuga de empilhamento de disco
10 (tal como, por exemplo, um Alfa Laval AFPX 513 ou AFPX 617) para recuperar o óleo de milho valioso. As condições de processo usadas podem ser similares ou idênticas àquelas anteriormente descritas.

Além de produzir óleo de milho, a centrífuga de empilhamento de disco 14 também produz subprodutos, incluindo os sólidos colocados em
15 suspensão (ou “lama”) e xarope (que foram coletivamente referidos acima como “xarope” para propósitos de conveniência). Este subproduto de xarope pode ser ainda concentrado, tal como mediante o uso de um evaporador, para desta maneira minimizar a quantidade de umidade (no exemplo, ao redor de 50%). Os “resíduos de destilação concentrados” podem então ser liberados ao
20 secador junto dos grãos úmidos destilados e os sólidos colocados em suspensão obtidos da centrífuga 14. Visto que um evaporador 12 é geralmente considerado mais eficiente do que um secador de tambor, a eficiência total do processo melhora como um resultado (possivelmente tanto quanto 25%, dependendo do desempenho da centrífuga 14 e evaporador 12).

25 Um aspecto relacionado envolve o posicionamento estratégico da centrífuga 14 em relação ao evaporador 12, que pode ser compreendido de múltiplos estágios. Em particular, um evaporador de múltiplos estágios típico 12 usado em uma usina de etanol inclui oito (8) estágios sucessivos, com cada estágio ainda concentrando o xarope mediante a remoção da umidade. A

instalação da centrífuga 14 antes do último estágio (por exemplo, no sétimo estágio ou mais no princípio) pode ainda intensificar a eficiência do processo (que é considerado um benefício auxiliar, visto que o benefício primário de alcançar a recuperação de óleo é executado independente deste aspecto). O
5 concentrado remanescente (xarope) pode então ser ainda concentrado, tal como utilizando os estágios remanescentes do evaporador ou um evaporador diferente.

Principalmente, este posicionamento estratégico é benéfico porque a centrífuga 14 remove os sólidos colocados em suspensão, que são os
10 mais responsáveis pela incrustação dos trocadores de calor correspondentes do evaporador 12. Um benefício lateral é que a centrífuga 14 pode ser ainda capaz de extrair o óleo de milho dos resíduos de destilação finos nas concentrações de sólido inferiores associada com os estágios iniciais do processo de evaporação. A adição da centrífuga 14 antes do último estágio
15 também maximiza o uso do evaporador, que pode resultar em uma redução significativa nos custos de energia (talvez tanto quanto \$500.000 anualmente para uma usina de etanol de 50 mmgy).

Na prática, os evaporadores 12 em muitas usinas de etanol já estão “na capacidade máxima”. Em tais casos, pode ser necessário adicionar
20 capacidade ao evaporador para maximizar o benefício de remover os sólidos colocados em suspensão usando a centrífuga 14 (que, novamente, é um benefício além daquele proporcionado pela recuperação de óleo valioso de um subproduto anteriormente menos valioso: resíduos de destilação finos). Isto pode ser executado por: (1) aumentar o tamanho do(s) estágio(s) final(is); (2)
25 adicionar estágios adicionais; ou (3) adicionar um evaporador “único” separado (que pode incluir trocadores de calor de estrutura e tubo, de placa e estrutura, ou de superfície com ranhuras).

Mais um outro processo útil na conexão com a recuperação de óleo dos subprodutos de milho é agora descrito com referência às Figuras de 6

a 8. Neste aspecto da invenção, a sobra de resíduos de destilação integrais é “lavada” antes de sofrer outro processamento. A “lavagem” de produtos de proteína animal envolve o aquecimento para liberar o óleo neles contidos, misturar em água, e depois recuperar o líquido carregado de óleo (denominado “água de lavagem”), que pode depois passar por outra separação. Os sólidos de proteína desengordurados “úmidos” remanescentes são depois usados nos produtos alimentícios para o consumo animal (incluindo seres humanos).

Em uma forma de realização, como mostrado na Figura 6, este processo envolve o uso de um decantador de três fases 16 que divide a matéria prima em três fases: uma fase de sólidos (pesada), uma fase de água (intermediária) e uma fase de óleo (leve) (tipicamente na forma de uma emulsão). A fase de óleo e a fase intermediária juntas são essencialmente os resíduos de destilação finos, que podem ser evaporados e passados através de uma centrífuga 14 para recuperar óleo valioso, por um lado, e grãos úmidos destilados e xarope por outro.

Uma parte da fase líquida do decantador pode ser usada como a água de lavagem. Se utilizar um decantador de três fases 16 como descrito na Figura 6, esta água de lavagem terá um teor de óleo mais baixo que a água fixa típica e assim pode permitir a remoção de óleo mais elevada durante a lavagem. Se utilizar um decantador de duas fases (como mostrado nas Figuras 7 e 8 e descrito abaixo), uma parte do líquido decantado (resíduos de destilação finos) pode também ser usada como água de lavagem.

O teor de óleo é muito baixo nos resíduos de destilação finos e o seu desengorduramento como é feito no processamento de animal antes da lavagem não é necessário. Por exemplo, no processamento de animal, o líquido decantado possui um teor de óleo de 20% a 50% e assim não pode ser usado como água de lavagem sem primeiro desengordurá-lo em uma centrífuga (ou outra técnica de remoção de óleo). Preferivelmente, a água de

lavagem está com 1,5% de teor de óleo ou abaixo. Como visto na Figura 5, os resíduos de destilação finos de etanol estão com 1,1% de teor de óleo e são adequados para água de lavagem sem qualquer remoção de óleo (ver também as Figuras 7 e 8), onde dois decantadores de fase são usados).

5 Em qualquer caso, esta água de lavagem é recombinada com os grãos úmidos destilados (que ainda contêm aproximadamente dois terços do óleo presente nos resíduos de destilação integrais). Na forma de realização ilustrada, a água de lavagem e os grãos úmidos são depois conjuntamente alimentados a um decantador de duas fases a jusante 18. A saída é de grãos
10 úmidos destilados “lavados” e água de lavagem. A “água” de lavagem carregada de óleo do segundo decantador 18 é depois recombinada com a fase líquida e de óleo do decantador recuperada do decantador de três fases 16. Em conjunto, esta combinação forma os resíduos de destilação finos que são depois concentrados e separados em xarope, sólidos em suspensão e óleo
15 utilizável pela centrífuga 14.

 Como um adjunto a este aspecto da invenção, a “sobra” de xarope obtida da centrífuga 14 pode ser ainda evaporada, como descrito acima, combinada com os grãos úmidos “lavados”, e depois secada. Com relação ao gasto de 200.000 lb/hora (90.718 kg/hora) exemplar proposto na
20 disposição mostrada na Figura 6, o resultado pode ser a produção de 2.664 lbs/hora de óleo de milho com um valor de \$399,59/hora e 37.778 lb/h (17.135 kg/hora) de grãos secos destilados solúveis tendo um teor de umidade de 8,0% e um valor de \$1.322,24/hora. O custo total de operação é de \$815,55/hora, e o valor total do produto é, por conseguinte, \$1.721,83/hora.

25 Comparar estas figuras com aquelas fornecidas na Figura 5, em que uma entrada correspondente de resíduos de destilação integrais produz 1.309 lb/hora (593,7 kg/hora) de óleo de milho tendo um valor de \$196,34/hora e 32.251 lb/h (14628 kg/hora) de grãos secados destilados solúveis tendo um teor de umidade de 8,0% e um valor de 1.373,79/hora. Este

processamento também possui um custo estimado de operação de \$722,22/hora, e um valor de produto de \$1.570,13/hora. Os números líquidos são \$847,91 para a disposição mostrada na Figura 5, e \$906,28 para aquela da Figura 6, que é um ganho de 6% aproximado per hora. Na soma, a recuperação de óleo valioso usando a técnica ilustrada na Figura 6 é mais do que dobrada para cada hora de processamento ($2.664/1.309 = 2,03$), o que é esperado visto que aproximadamente metade do óleo de outra maneira remanescente nos grãos úmidos (que é cerca de dois terços do total) está agora sendo recuperado.

A Figura 7 mostra uma forma de realização alternativa em que um decantador de duas fases 16a é utilizado em lugar daqueles de três fases. A partir da “matéria-prima” (resíduos de destilação integrais), o decantador de duas fases 16a produz grãos úmidos destilados (essencialmente, a fase sólida) e uma fase líquida, que podem novamente ser separados na água de lavagem e no líquido decantado. Se separados, a água de lavagem do decantador 16a pode então ser processada junto dos grãos úmidos destilados como descrito acima, incluindo o uso de um segundo decantador de duas fases 18. A água de lavagem que retorna deste segundo decantador 18 pode ser combinada com a fase líquida do decantador do primeiro decantador 16a para criar os resíduos de destilação finos.

Os resíduos de destilação finos são depois evaporados e separados em óleo valioso e xarope (incluindo os sólidos em suspensão). O xarope é combinado com os grãos úmidos lavados do segundo decantador 18 e secado. Isto produz o mesmo valor total per número de hora como a disposição apresentada na Figura 6, mas em um custo de operação ligeiramente mais baixo porque apenas os decantadores de duas fases 16a, 18 são usados.

A Figura 8 mostra ainda um outro método possível similar a aquele da Figura 6, mas as posições de um decantador de duas fases 16a e um

decantador de três fases 18a são trocadas. A fase de óleo/emulsão e água de lavagem do decantador de três fases 18a é depois misturada com os resíduos de destilação finos antes da evaporação e separação. O xarope resultante é depois misturado com os grãos úmidos “lavados” e secado. Isto produz o mesmo valor total per número de hora como a disposição apresentada nas Figuras 6 e 7 em um custo de operação comparável.

Mais um outro aspecto da invenção é um método e sistema para outra intensificação da recuperação de óleo a partir de subprodutos do processo de moagem seca usado para produzir etanol. Em particular, este aspecto da invenção envolve a libertação do óleo combinado presente nos resíduos de destilação integrais, resíduos de destilação finos, ou resíduos de destilação finos concentrados mediante pelo menos aquecimento, e preferivelmente “cozimento por pressão”, antes de qualquer etapa de separação (mas não necessariamente logo antes disto). Na essência, o método e sistema envolve a elevação da temperatura dos resíduos de destilação particulares para pelo menos o ponto de ebulição da água (212°F (100°C)). Mais preferível é a elevação da temperatura acima de 212°F (100°C), e mais preferivelmente dentro da faixa de cerca de 230°F a 250°F (110°C a 121°C).

Esta temperatura elevada, e particularmente dentro da faixa de cerca de 230°F a 250°F (110°C a 121°C), liberta substancialmente todo o óleo aprisionado dentro dos resíduos de destilação que não pode de outra maneira ser capturado através da separação em uma temperatura mais baixa. Além disso, o subsequente esfriamento dos resíduos de destilação para baixo do ponto de ebulição da água, tal como para 210°F a 190°F (99°C a 88°C) ou mais baixo, não possui nenhum impacto sobre a recuperação, visto que o continua a permanecer livre e solto mesmo após o esfriamento. Esta separação criada pelo processamento em temperatura elevada leva em conta a recuperação do óleo dos resíduos de destilação usando métodos menos dispendiosos e complicados, tais como pela separação por gravidade (tal

como por meio da gravidade forçada (por exemplo, uma centrífuga) ou naturalmente (por exemplo, um tanque de sedimentação para permitir o óleo livre se elevar para a parte de cima para recuperação)).

5 Naturalmente, o processamento em tais temperaturas elevadas com qualquer subproduto contendo qualquer água (por exemplo, resíduos de destilação) requer elevação da pressão para pelo menos a pressão de vapor na temperatura correspondente para mantê-la a partir da ebulição, o que é indesejável. Este aquecimento sem ebulição pode ser executado, por exemplo, usando uma centrífuga hermeticamente lacrada que pode receber e processar
10 o produto sob pressão e operar para aquecer o produto sob uma condição pressurizada enquanto o óleo é simultaneamente solto, separado e recuperado. Entretanto, este tipo de centrífuga é mais caro de possuir e operar, desse modo é preferível em termos de eficiência (mas não necessariamente requerido) manter a temperatura abaixo do ponto de ebulição da água durante a fase de
15 separação.

Uma maneira possível de implementar o método de libertação do óleo combinado nos resíduos de destilação para desse modo intensificar a recuperação usando equipamento menos dispendioso (por exemplo, uma centrífuga regular ou tanque de sedimentação) é aquecer os resíduos de
20 destilação sob pressão antes da fase de separação, e preferivelmente no caso de resíduos de destilação finos após terem sido evaporados e concentrados em um xarope. Isto pode ser feito usando qualquer meio para a pressurização do xarope (tal como uma bomba) em combinação com um aquecedor. Mais preferivelmente, o aquecedor inclui uma série de trocadores de calor para pré-
25 aquecer e depois superaquecer os resíduos de destilação para acima de 212°F (100°C) de modo a libertar o óleo e depois esfriar os resíduos de destilação para a separação e recuperação do óleo usando separadores de gravidade.

Por exemplo, a Figura 9 é um diagrama esquemático que mostra o produto (por exemplo, resíduos de destilação finos, resíduos de

destilação integrais, ou xarope formado pela concentração de resíduos de destilação finos) sendo fornecido a um primeiro aquecedor na forma de um trocador de calor 20 em uma temperatura de entrada de aproximadamente 180°F (82°C). Este primeiro trocador de calor 20 pode ser de qualquer tipo adequado para o pré-aquecimento do produto para uma temperatura acima da temperatura de entrada, mas abaixo do ponto de ebulição da água. Um exemplo é um trocador de calor de “produto sobre produto”, tal como um trocador de calor de placa e estrutura de amplo intervalo produzido pela Alfa Laval.

10 O produto pré-aquecido que sai do primeiro trocador de calor 20 em uma temperatura intermediária elevada (por exemplo, 210°F (99°C), mas preferivelmente abaixo do ponto de ebulição da água, é depois liberado para um segundo trocador de calor 22 formando a série. Este segundo trocador de calor 22 é adaptado e capaz de superaquecer o produto acima do ponto de ebulição da água, tal como para uma temperatura de 240°F (116°C), de modo a libertar o óleo combinado. Embora qualquer trocador de calor capaz de executar esta função irá funcionar (tal como uma placa e estrutura, estrutura e tubo ou mesmo injeção direta de vapor), uma preferência existe para um trocador de calor de estrutura e tubo de superfície com ranhuras (por exemplo, um Alfa Laval, “Dynamic Heat Exchanger”). Em uma tal disposição, os tubos são continuamente arranhados para impedir qualquer formação e impedir a obstrução indesejável. Sobre o lado da estrutura, um fluido de aquecimento tal como vapor é usado para elevar a temperatura dos resíduos de destilação.

25 Antes da recuperação do óleo através da separação usando um tipo menos dispendioso de separador por gravidade (isto é, uma centrífuga não hermeticamente lacrada ou tanque de sedimentação), ele é preferivelmente esfriado. Na disposição ilustrada, isto é executado pelo retorno do produto superaquecido para o primeiro trocador de calor 20. A

passagem do produto superaquecido através do mesmo trocador de calor vantajosamente serve para pré-aquecer o produto fornecido da maneira desejada, enquanto simultaneamente esfria o produto de regresso usando o produto de entrada mais frio.

5 A Figura 10 ilustra um sistema global 24 construído para incorporar a série de trocadores de calor 20, 22 descrito na argumentação anterior para o processamento de resíduos de destilação finos concentrados ou xarope. Uma bomba auxiliar 26 é usada para elevar os resíduos de destilação concentrados que emanam de um evaporador a montante 12 para uma pressão
10 de pelo menos aproximadamente 80 psig (551 kPa man.), que é suficiente para impedir a ebulição em uma temperatura acima de 212°F (100°C). O xarope pressurizado é depois passado para o primeiro trocador de calor 20, e depois para o segundo trocador de calor 22 (que é verdadeiramente compreendido de dois aquecedores em série, mas pode naturalmente ser
15 executado com uma unidade única). Uma válvula associada 28 é estrategicamente posicionada para garantir que a pressão de retorno desejada seja mantida dentro do(s) trocador(es) de calor.

A jusante da válvula 28, o produto de retorno é liberado com pressão atmosférica, visto que não mais entrará em ebulição após o
20 esfriamento. Um tanque pressurizado opcional 30 pode também receber o produto superaquecido, que o permite permanecer em uma temperatura elevada durante um dado período de tempo (no caso de um tanque de 500 galões, durante aproximadamente 5 minutos). Isto ajuda a deixar o óleo no produto a se tornar solto. O produto pode depois ser liberado em um
25 separador adequado para recuperação do óleo solto, tal como uma centrífuga (ver as Figuras 2 e 6) ou tanque de sedimentação.

Quando o sistema de aquecimento 24 for aplicado aos resíduos de destilação finos ou resíduos de destilação finos concentrados, ele hidrolisa alguns dos sólidos em suspensão. Quando alguns dos sólidos se tornam

hidrolisados (convertidos de sólidos em suspensão para sólidos dissolvidos), a viscosidade dos resíduos de destilação reduz. O valor desta redução na viscosidade é o desempenho melhorado de qualquer outro estágio do evaporador a jusante (por exemplo, um evaporador de múltiplos efeitos para
5 melhorar a concentração). Geralmente, a limitação sobre a remoção de água destes dispositivos é a viscosidade. Essencialmente, os evaporadores continuam a ferver a água fora dos resíduos de destilação finos produzindo resíduos de destilação finos concentrados. (ou às vezes referidos como xarope). Os evaporadores são altamente eficientes e eficazes e a limitação é a
10 viscosidade visto que o produto consegue de fato a consistência em que os trocadores de calor se tornam menos eficientes e eficazes (incrustação).

Com a hidrolisação dos sólidos, a viscosidade dos resíduos de destilação finos ou resíduos de destilação finos concentrados reduz os evaporadores altamente eficientes podem remover mais água, assim
15 reduzindo a carga de água sobre o secador final menos eficiente (geralmente um tubo de vapor ou secador de tambor). Além disso, a água pode também ser removida dos resíduos de destilação finos concentrados pós-evaporação através do uso de um trocador de calor de superfície com ranhuras, tal como a unidade Alfa Laval Dynamic acima mencionada. Este dispositivo continuará a
20 ferver fora da água adicional quando as superfícies com ranhuras continuarem a permitir a troca de calor suficiente em viscosidades elevadas.

Quando a técnica de aquecimento for aplicada nos resíduos de destilação integrais (ver, por exemplo, a Figura 5), novamente os sólidos se tornam hidrolisados e assim uma maior quantidade de líquido sai do(s)
25 decantador(es) como resíduos de destilação finos. A concentração reduzida de sólidos colocados em suspensão permite a concentração máxima pelos evaporadores altamente eficientes, ainda minimizando as necessidades de remoção de água do secador final.

A descrição anterior fornece ilustração dos conceitos da

invenção. As descrições não são destinadas a serem exaustivas ou limitar a invenção divulgada na forma exata apresentada. Modificações ou variações também são possíveis na luz dos ensinamentos acima. Por exemplo, o xarope recuperado da centrífuga pode ser evaporado e processado novamente em um
5 outro esforço para recuperar o óleo antes da secagem. Além do mais, além de uma centrífuga tipo tigela auto-limpante como a forma para a recuperação de óleo dos resíduos de destilação finos, uma centrífuga de empilhamento de disco de tigela com esguicho deve operar, como pode uma centrífuga horizontal de “tri-movimento”. O óleo recuperado usando os processos e
10 sistemas divulgados também pode ser usado como “biodiesel” para motores, máquinas providos de energia, ou coisa parecida. Da mesma forma, o sistema de aquecimento para a libertação de óleo combinado pode ser aplicado nos resíduos de destilação integrais ou resíduos de destilação finos, e não necessita necessariamente ser posicionado a jusante de qualquer dispositivo
15 para o processamento dos resíduos de destilação, tais como o evaporador mostrado na Figura 10. De fato, o cozimento por pressão e a hidrolisação resultante dos sólidos podem ser aplicados na entrada de matéria prima antes que qualquer processamento ocorra, nos resíduos de destilação finos antes de sofrer qualquer etapa de concentração, ou nos resíduos de destilação finos
20 concentrados (independente do nível de concentração alcançado). Embora não requerida, a etapa de hidrolisação vantajosamente torna o óleo disponível para recuperação e reduz a viscosidade durante a etapa de concentração. As formas de realização descritas acima foram selecionadas para fornecer a melhora aplicação para desse modo permitir uma pessoa de habilidade usual na técnica
25 utilizar a invenção em várias formas de realização e com várias modificações quando forem adequadas ao uso particular contemplado. Todas tais modificações e variações estão dentro do escopo da invenção.

REIVINDICAÇÕES

1. Método para recuperar óleo de resíduos de destilação, incluindo óleo, resultando de um processo usado para produzir etanol, caracterizado pelo fato de que compreende:

5 aquecer os resíduos de destilação a uma temperatura suficiente para separar pelo menos parcialmente o óleo dos mesmos; e
recuperar o óleo dos resíduos de destilação.

10 2. Método de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a etapa de aquecimento compreende aquecer a uma temperatura acima de 100°C a uma pressão suficiente para impedir ebulição.

3. Método de acordo com a reivindicação 2, caracterizado pelo fato de que a etapa de aquecimento compreende aquecer a uma temperatura de cerca de 110°C.

15 4. Método de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que aquecer compreende aquecer a uma temperatura de menos do que cerca de 121°C

20 5. Método de acordo com a reivindicação 2, caracterizado pelo fato de que a etapa de pressurizar inclui manter uma pressão nos resíduos de destilação de pelo menos uma pressão de vapor necessária para permitir que os resíduos de destilação alcancem a temperatura desejada para separar pelo menos parte do óleo sem ebulição dos resíduos de destilação.

25 6. Método de acordo com a reivindicação 2, caracterizado pelo fato de que inclui ainda a etapa de permitir que os resíduos de destilação retornem a uma pressão mais baixa após a etapa de aquecimento mas antes da etapa de recuperação.

7. Método de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a etapa de recuperação compreende separar o óleo dos resíduos de destilação usando separação por gravidade.

8. Método de acordo com a reivindicação 7, caracterizado pelo

fato de que a etapa de usar separação por gravidade inclui fornecer os resíduos de destilação a uma centrífuga.

5 9. Método de acordo com a reivindicação 7, caracterizado pelo fato de que a etapa de usar separação por gravidade inclui fornecer os resíduos de destilação a um tanque de depósito.

10 10. Método de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a etapa de aquecimento compreende usar pelo menos dois trocadores de calor em série.

10 11. Método de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que inclui ainda a etapa de resfriar os resíduos de destilação após a etapa de aquecimento e antes da etapa de recuperação.

15 12. Método de acordo com a reivindicação 11, caracterizado pelo fato de que a etapa resfriar compreende resfriar os resíduos de destilação a uma temperatura de menos do que 100°C.

15 13. Método de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que inclui ainda a etapa de elevar a pressão dos resíduos de destilação a acima da pressão atmosférica antes da etapa de aquecimento.

20 14. Método de acordo com a reivindicação 13, caracterizado pelo fato de que inclui ainda a etapa de resfriar os resíduos de destilação e permitir que os resíduos de destilação se despressurizem antes da etapa de recuperação.

25 15. Método de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que inclui ainda a etapa de elevar a pressão dos resíduos de destilação a acima de pressão atmosférica antes da etapa de aquecimento e recuperar óleo dos resíduos de destilação na pressão elevada.

16. Método de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que inclui ainda a etapa de concentrar os resíduos de destilação antes da etapa de aquecimento.

17. Método de acordo com a reivindicação 1, caracterizado

pelo fato de que a etapa de aquecimento compreende usar injeção direta de vapor d'água.

18. Sistema para recuperar óleo de resíduos de destilação pressurizados resultando de um processo usado para produzir etanol, caracterizado pelo fato de que compreende:

um primeiro aquecedor para receber e superaquecer os resíduos pressurizados de destilação; e

um separador a jusante do primeiro aquecedor para recuperar óleo dos resíduos de destilação.

19. Sistema de acordo com a reivindicação 18, caracterizado pelo fato de que inclui ainda um segundo aquecedor para pré-aquecer os resíduos de destilação pressurizados antes do fornecimento ao primeiro aquecedor.

20. Sistema de acordo com a reivindicação 19, caracterizado pelo fato de que pelo menos um dentre o primeiro ou o segundo aquecedores compreende um trocador de calor de armação e placa de largo intervalo e o outro é um trocador de calor de casco e tubo de superfície raspada.

21. Sistema de acordo com a reivindicação 18, caracterizado pelo fato de que o primeiro aquecedor compreende pelo menos dois trocadores de calor.

22. Sistema de acordo com a reivindicação 18, caracterizado pelo fato de que o separador compreende um separador por gravidade.

23. Sistema de acordo com a reivindicação 22, caracterizado pelo fato de que o separador por gravidade compreende uma centrífuga.

24. Sistema de acordo com a reivindicação 22, caracterizado pelo fato de que o separador por gravidade compreende um tanque de depósito.

25. Sistema de acordo com a reivindicação 18, caracterizado pelo fato de que o separador compreende uma centrífuga hermeticamente

vedada.

26. Sistema para recuperar óleo de resíduos de destilação finos resultando de um processo usado para produzir etanol, caracterizado pelo fato de que compreende:

5 um evaporador para concentrar os resíduos de destilação finos para formar um xarope;

uma bomba para elevar a pressão do xarope para acima da pressão atmosférica;

10 um primeiro aquecedor para receber e pré-aquecer o xarope pressurizado; um segundo aquecedor para receber e superaquecer o xarope pressurizado; e

um separador a jusante do segundo aquecedor para recuperar óleo do xarope.

15 27. Sistema de acordo com a reivindicação 26, caracterizado pelo fato de que o primeiro aquecedor compreende um trocador de calor de armação e placa de largo intervalo e o segundo aquecedor é um trocador de calor de casco e tubo de superfície raspada.

20 28. Sistema de acordo com a reivindicação 26, caracterizado pelo fato de que o segundo aquecedor compreende pelo menos dois trocadores de calor.

29. Sistema de acordo com a reivindicação 26, caracterizado pelo fato de que o separador compreende um separador por gravidade.

25 30. Sistema de acordo com a reivindicação 29, caracterizado pelo fato de que o separador por gravidade compreende uma centrífuga ou um tanque de depósito.

31. Sistema de acordo com a reivindicação 26, caracterizado pelo fato de que o separador compreende uma centrífuga hermeticamente vedada.

32. Método para recuperar óleo de resíduos de destilação

concentrados incluindo óleo resultando de um processo usado para produzir etanol, caracterizado pelo fato de que compreende:

cozer sob pressão os resíduos de destilação para liberar o óleo; e recuperar o óleo não liberado.

5 33. Método de acordo com a reivindicação 32, caracterizado pelo fato de que inclui ainda a etapa de concentrar os resíduos de destilação antes da etapa de cozer sob pressão.

10 34. Método para recuperar óleo de resíduos de destilação concentrados incluindo óleo resultando de um processo usado para produzir etanol, caracterizado pelo fato de que compreende:

aquecer os resíduos de destilação concentrados a uma temperatura suficiente para separar o óleo dos mesmos; e recuperar o óleo dos resíduos de destilação por separação por gravidade.

15 35. Método para recuperar óleo de resíduos de destilação incluindo óleo resultando de um processo usado para produzir etanol, caracterizado pelo fato de que compreende:

20 hidrolisar sólidos nos resíduos de destilação; concentrar os resíduos de destilação; e recuperar o óleo dos resíduos de destilação, pelo que a etapa de hidrolisar torna o óleo disponível para recuperação e reduz viscosidade durante a etapa de concentrar.

25 36. Método de acordo com a reivindicação 35, caracterizado pelo fato de que a etapa de hidrolisar sólidos nos resíduos de destilação inclui aquecer os resíduos de destilação.

37. Método de acordo com a reivindicação 36, caracterizado pelo fato de que o aquecer é a uma temperatura maior que 100°C e é feito sob uma pressão maior que a pressão atmosférica.

38. Método de acordo com a reivindicação 36, caracterizado

pelo fato de que inclui resfriar os resíduos de destilação antes recuperar o óleo.

5 39. Método de acordo com a reivindicação 35, caracterizado pelo fato de que a etapa de concentrar compreende evaporar os resíduos de destilação após a etapa de hidrolisar.

40. Método de acordo com a reivindicação 36, caracterizado pelo fato de que a etapa de concentrar compreende usar um trocador de calor de superfície raspada.

10 41. Método de acordo com a reivindicação 35, caracterizado pelo fato de que a etapa de recuperação compreende usar separação por gravidade.

15 42. Método de acordo com a reivindicação 35, caracterizado pelo fato de que os resíduos de destilação compreendem resíduos de destilação inteiros, e o método inclui ainda a etapa de obter resíduos de destilação finos a partir dos resíduos de destilação inteiros após a etapa de hidrolisar sólidos.

20 43. Método de acordo com a reivindicação 35, caracterizado pelo fato de que inclui ainda a etapa de obter resíduos de destilação finos dos resíduos de destilação inteiros, e a etapa de hidrolisar sólidos é executada sobre os resíduos de destilação finos.

44. Método de acordo com a reivindicação 35, caracterizado pelo fato de que inclui ainda a etapa de obter resíduos de destilação finos dos resíduos de destilação inteiros e a etapa de concentrar os resíduos de destilação finos antes da etapa de hidrolisar sólidos.

25 45. Método para recuperar óleo de resíduos de destilação incluindo óleo resultando de um processo usado para produzir etanol, caracterizado pelo fato de que compreende:

hidrolisar sólidos nos resíduos de destilação; e
recuperar o óleo dos resíduos de destilação,

peço que hidrolisar os resíduos de destilação torna o óleo disponível para recuperação e reduz a viscosidade.

5 46. Método de acordo com a reivindicação 45, caracterizado pelo fato de que a etapa de hidrolisar sólidos nos resíduos de destilação inclui aquecer os resíduos de destilação.

47. Método de acordo com a reivindicação 46, caracterizado pelo fato de que o aquecer é a uma temperatura maior do que 100°C e é feito sob uma pressão maior do que a pressão atmosférica.

10 48. Método de acordo com a reivindicação 46, caracterizado pelo fato de que inclui resfriar os resíduos de destilação antes recuperar o óleo.

49. Método de acordo com a reivindicação 45, caracterizado pelo fato de que inclui ainda a etapa de concentrar os resíduos de destilação após a etapa de hidrolisar, pelo que resulta eficiência melhorada.

15 50. Método de acordo com a reivindicação 49, caracterizado pelo fato de que a etapa de concentrar é executada por um trocador de calor de superfície rapada além de um evaporador de múltiplos efeitos.

20 51. Método de acordo com a reivindicação 45, caracterizado pelo fato de que a etapa de recuperação é executada usando separação por gravidade.

25 52. Método de acordo com a reivindicação 45, caracterizado pelo fato de que os resíduos de destilação compreendem resíduos de destilação inteiros, e o método inclui ainda a etapa de obter resíduos de destilação finos a partir dos resíduos de destilação inteiros após a etapa de hidrolisar sólidos ser executada.

53. Método de acordo com a reivindicação 45, caracterizado pelo fato de que os resíduos de destilação compreendem resíduos de destilação inteiros, o método inclui ainda a etapa de obter resíduos de destilação finos a partir dos resíduos de destilação inteiros, e a etapa de

hidrolisar sólidos é executada sobre os resíduos de destilação finos.

54. Método de acordo com a reivindicação 45, caracterizado pelo fato de que os resíduos de destilação compreendem resíduos de destilação inteiros, o método inclui ainda a etapa de obter resíduos de destilação finos a partir dos resíduos de destilação inteiros e a etapa de concentrar os resíduos de destilação finos antes da etapa de hidrolisar sólidos.

55. Sistema para recuperar óleo de resíduos de destilação inteiros pressurizados resultando de um processo usado para produzir etanol, caracterizado pelo fato de que compreende:

10 um primeiro aquecedor para receber e superaquecer os resíduos de destilação inteiros pressurizados;

um decantador para obter resíduos de destilação finos a partir dos resíduos de destilação inteiros;

um evaporador para concentrar os resíduos de destilação finos; e

15 um separador a jusante do primeiro aquecedor para recuperar óleo dos resíduos de destilação finos.

56. Sistema de acordo com a reivindicação 55, caracterizado pelo fato de que inclui ainda um segundo aquecedor a montante do evaporador para receber e superaquecer resíduos de destilação finos pressurizados.

57. Sistema de acordo com a reivindicação 55, caracterizado pelo fato de que inclui ainda um trocador de calor a jusante do evaporador para concentrar ainda mais os resíduos de destilação finos.

25 58. Sistema de acordo com a reivindicação 55, caracterizado pelo fato de que inclui ainda um secador a jusante do separador para receber um sub-produto deixado recuperação de óleo dos resíduos de destilação finos.

**Processamento de Co-Produtos de Etanol
Efeitos do Desempenho da Separação Mecânica**

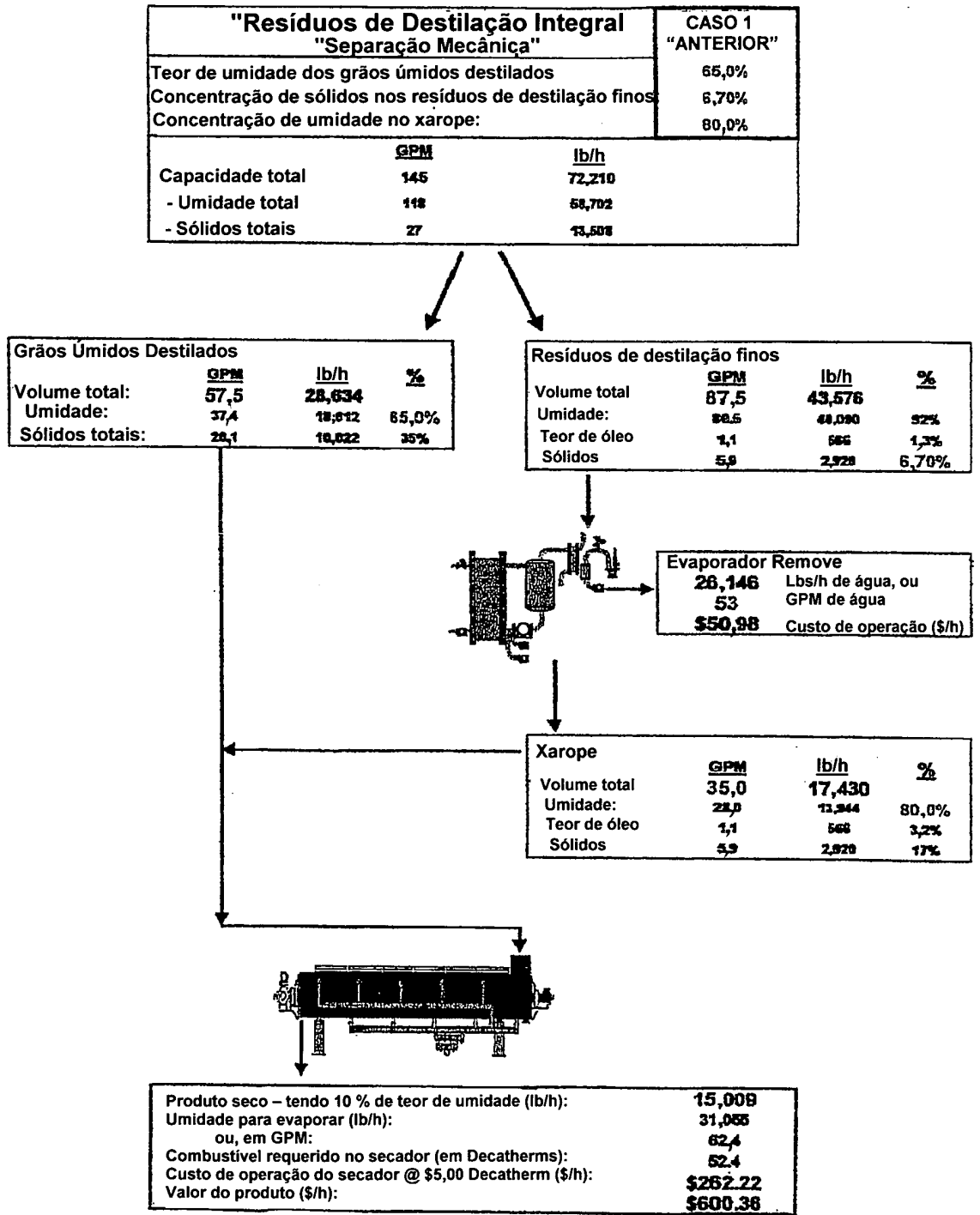


Fig. 1

**Processamento de co-produtos de etanol
Recuperação de óleo de xarope**

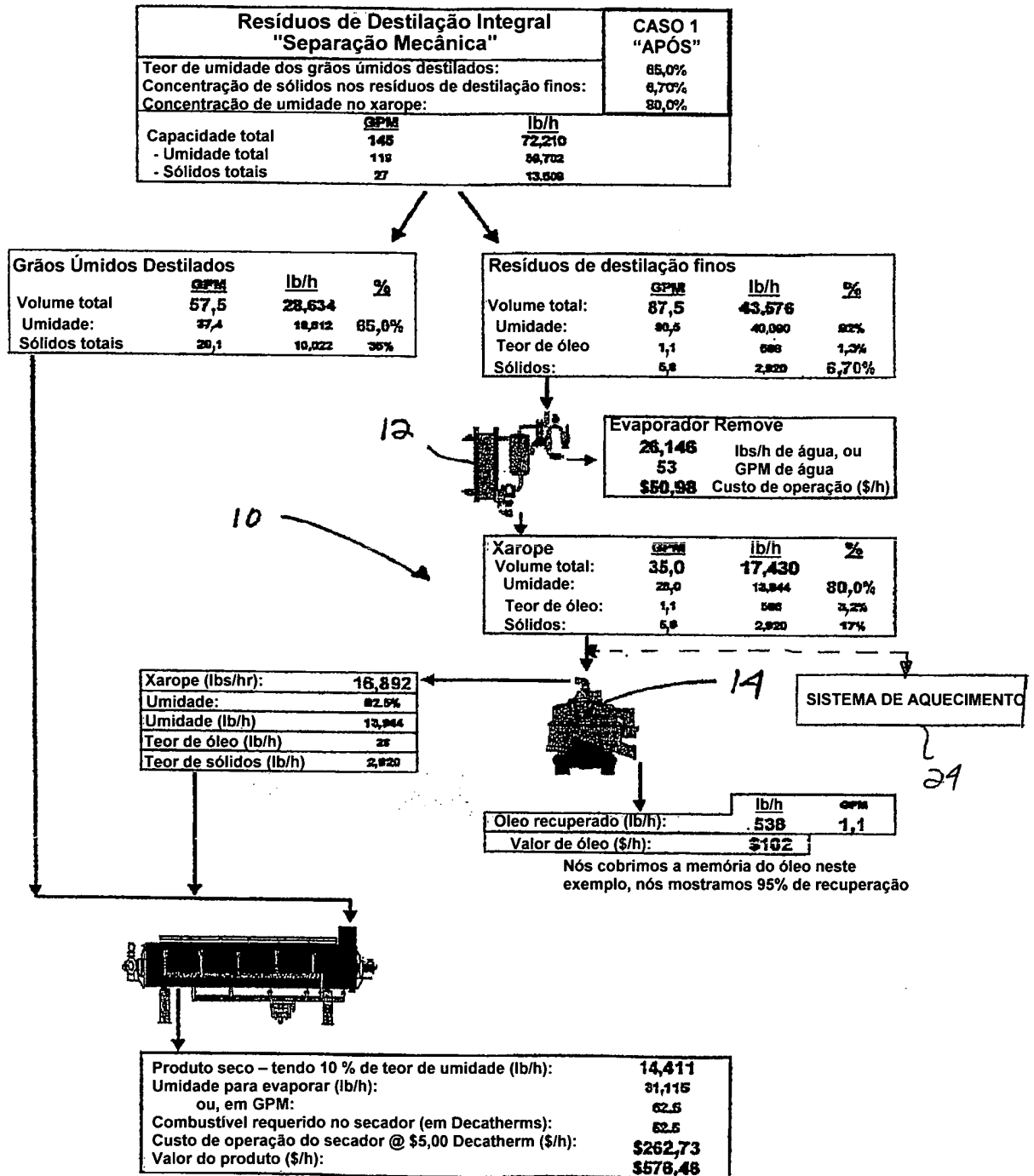


Fig. 2

Processamento de co-produtos de etanol
Efeitos de desempenho de separação mecânica.

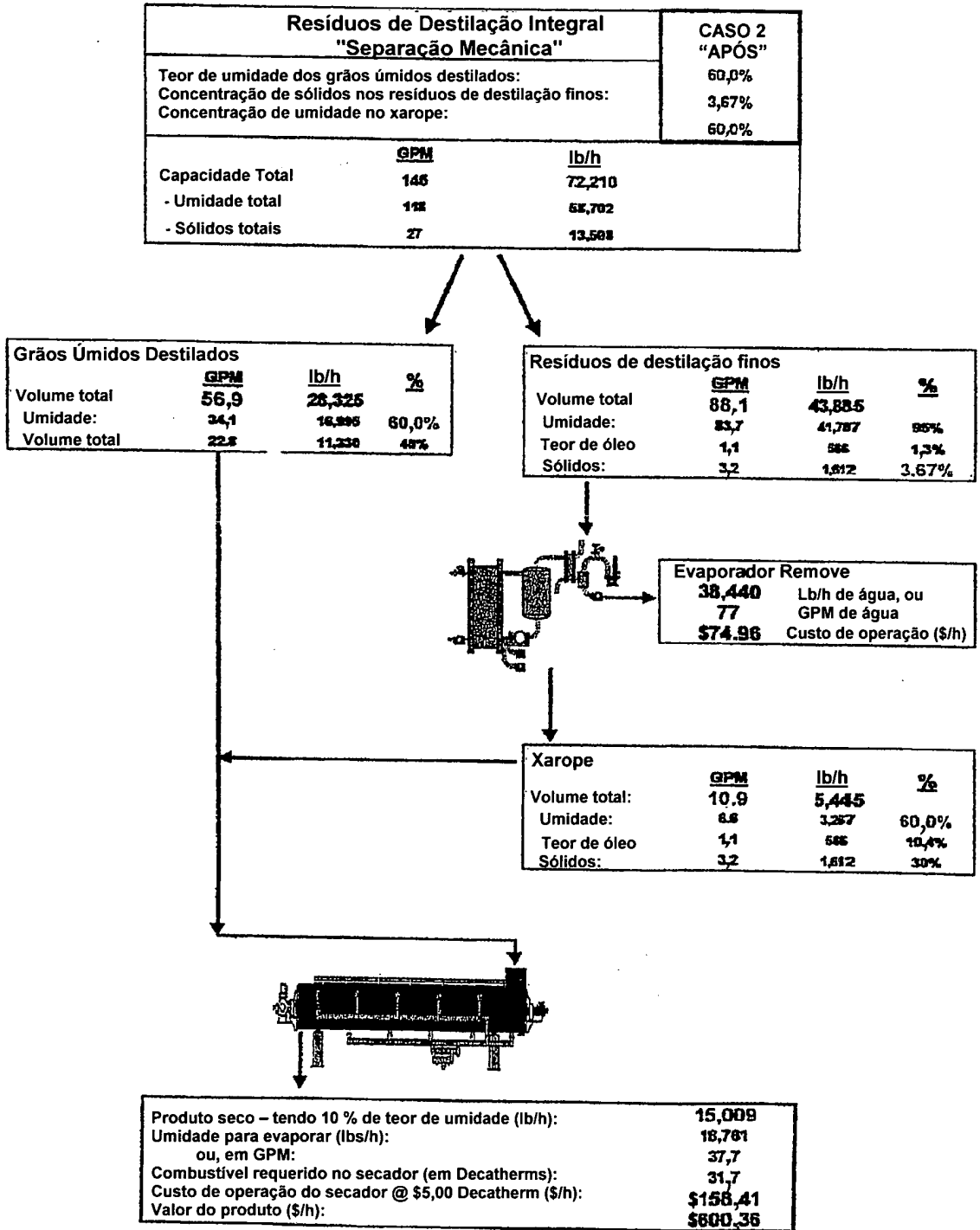
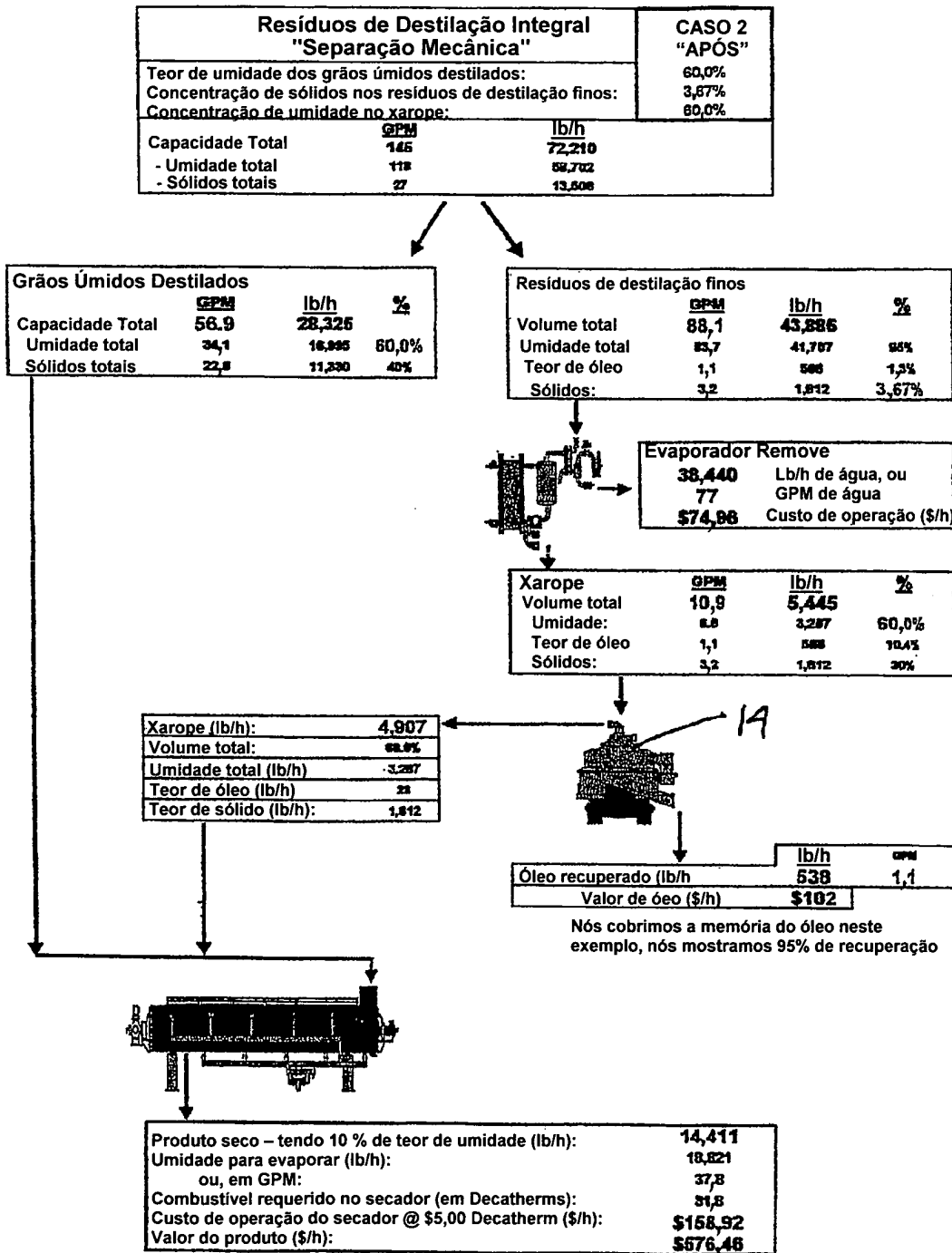


Fig. 3

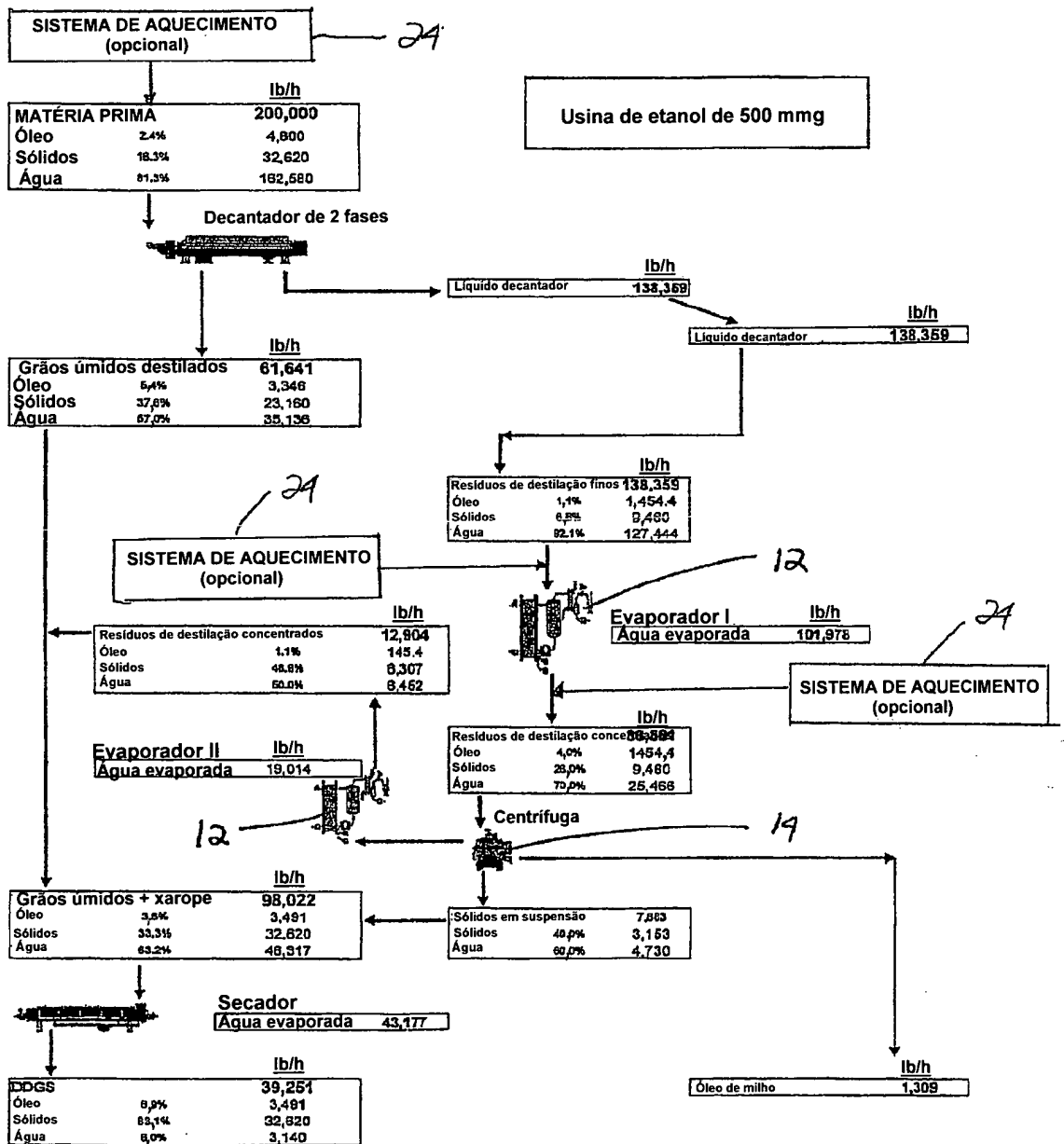
**Processamento de co-produtos de etanol
Recuperação do óleo de xarope**



Nota: Nós antecipamos um aumento na eficiência da secagem após o óleo ser removido
Economias estimadas = 10% ou em \$/h= \$18,89

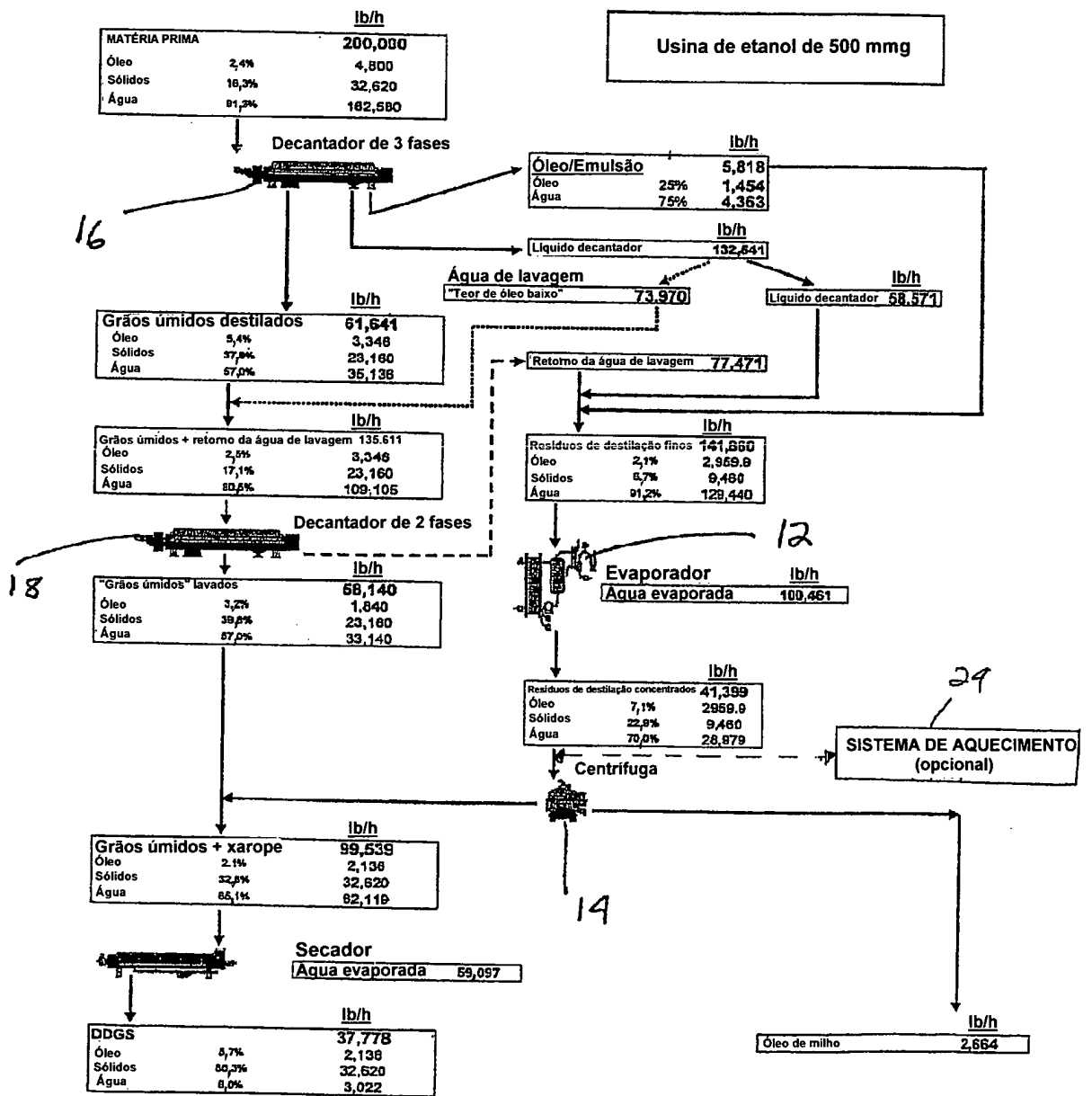
Fig. 4

Fig. 5



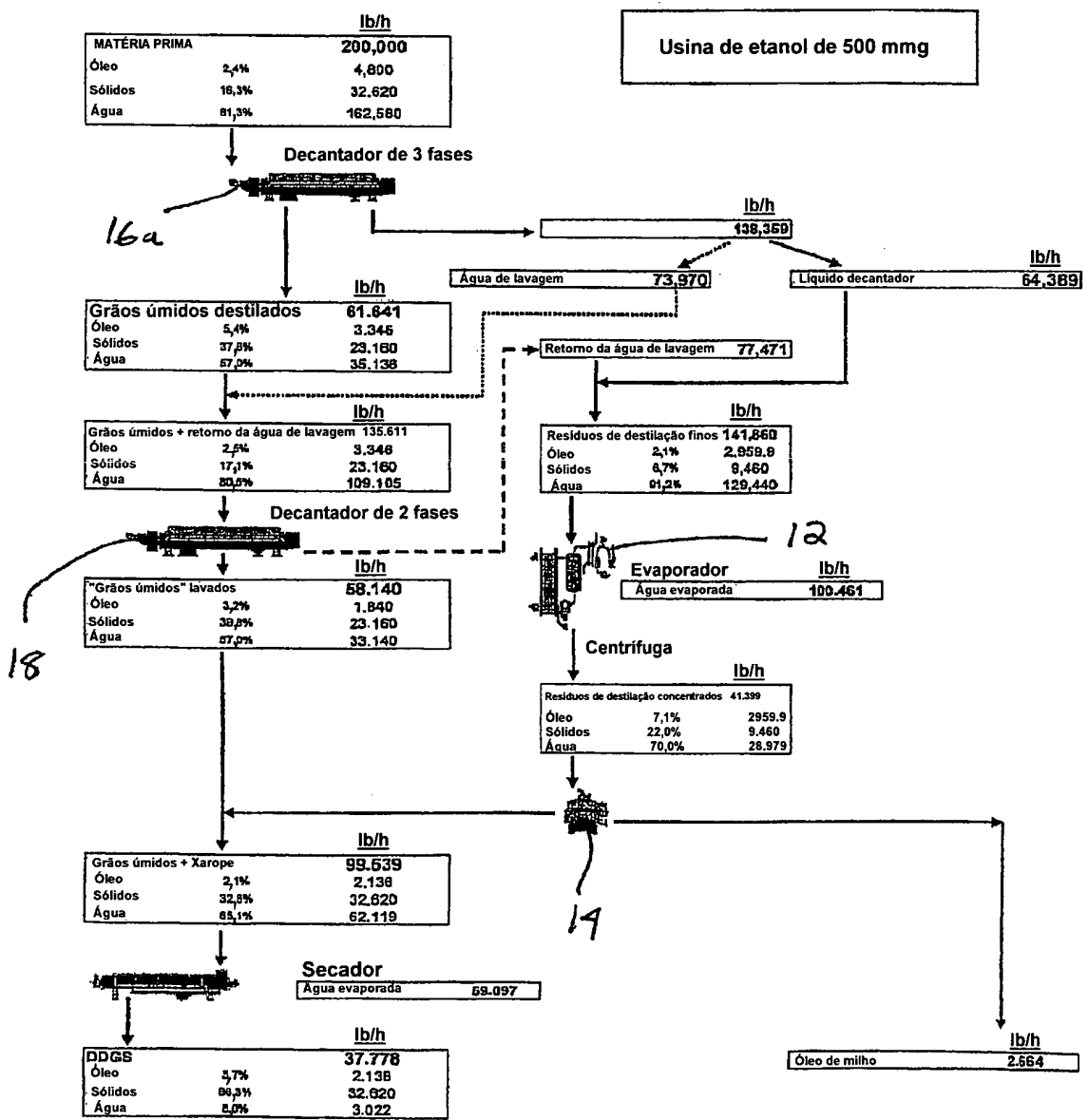
CUSTO DE OPERAÇÃO		lb/h	Valor do produto	lb/h	\$/h
Combustível requerido por secador (Decatherm)	73,0		DOGS (capacidade)	39251.1	
Custo operacional por hora a \$5,5/Decatherm		\$364,73	Valorizado a \$70/ton		\$1,373,79
KWH requerido por decantador I e centrífuga	341,0	\$17,05	Óleo de milho (capacidade)	1309,0	
Custo operacional por hora a \$5,05/KWH			Valorizado a \$300/ton		\$392,70
Combustível requerido por evaporador (Decatherm)	05,1	\$340,38			
Custo operacional por hora a \$5,5/Decatherm		\$722,22			
Custo operacional total (\$/h)			Valor total (\$/h)		\$1,870,19

Fig. 6



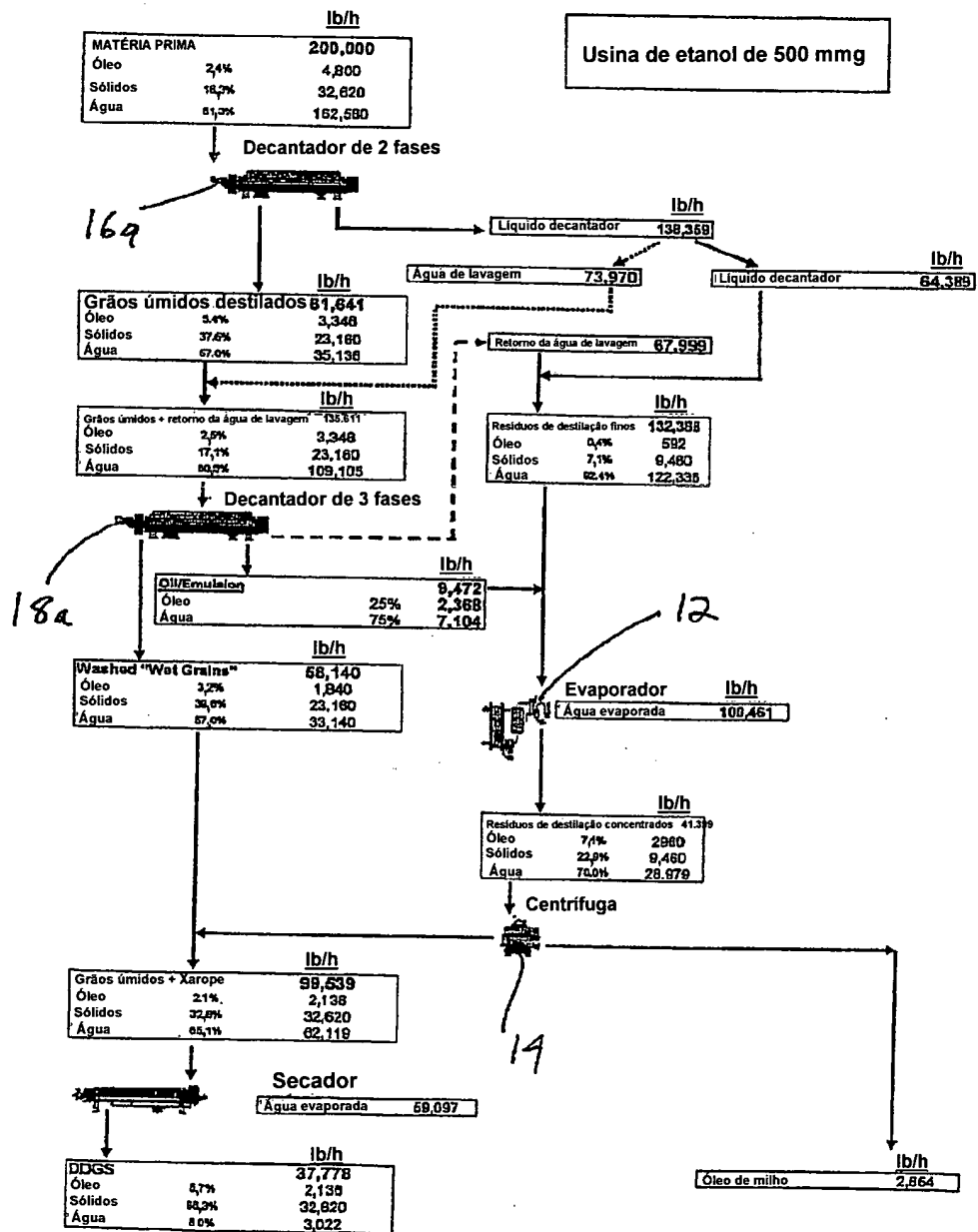
CUSTO DE OPERAÇÃO		lb/h	Valor do produto	lb/h	\$/h
Combustível requerido por secador (Decatherm)	73,0	\$489,27	DOGS (capacidade)	37774,3	
Custo operacional por hora a \$5,5/Decatherm			Valorizado a \$70/ton		\$1,222,24
KWH requerido por decantador I & II e centrífuga	873,0	\$38,65	Óleo de milho (capacidade)	2664,9	\$109,68
Custo operacional por hora a \$5,05/KWH			Valorizado a \$300/ton		
Combustível requerido por evaporador (Decatherm)	56,5	\$282,63			
Custo operacional por hora a \$5/Decatherm		\$616,65			
Custo operacional total (\$/h)			Valor total (\$/hr)		\$1,721,63

Fig. 7



CUSTO DE OPERAÇÃO		lb/h	Valor do produto	lb/h	\$/h
Combustível requerido por secador (Decatherm)	00,0		DOGS (capacidade)	37778,3	
Custo operacional por hora a \$5,5/Decatherm		\$489,27	Valorizado a \$70/ton		\$1.222,24
KWH requerido por decantador I & II e centrifuga	573,0		Óleo de milho (capacidade)	2683,8	
Custo operacional por hora a \$5,05/KWH		\$38,65	Valorizado a \$300/ton		\$809,68
Combustível requerido por evaporador (Decatherm)	56,5				
Custo operacional por hora a \$6/Decatherm		\$282,63			
Custo operacional total (\$/h)		\$808,05	Valor total (\$/hr)		\$1.721,83

Fig. 8



CUSTO DE OPERAÇÃO		lb/h	Valor do produto	lb/h	\$/h
Combustível requerido por secador (Decatherm)	99,0		DOGS (capacidade)	37778,3	
Custo operacional por hora a \$5,5/Decatherm		\$489,27	Valorizado a \$70/ton		\$1,222,24
KWH requerido por decantador I & II e centrifuga	624,7		Óleo de milho (capacidade)	2563,9	
Custo operacional por hora a \$5,05/KWH		\$31,24	Valorizado a \$300/ton		\$309,69
Combustível requerido por evaporador (Decatherm)	56,5		Valor total (\$/h)		\$1,761,83
Custo operacional por hora a \$6/Decatherm		\$282,63			
Custo operacional total (\$/h)		\$313,14			

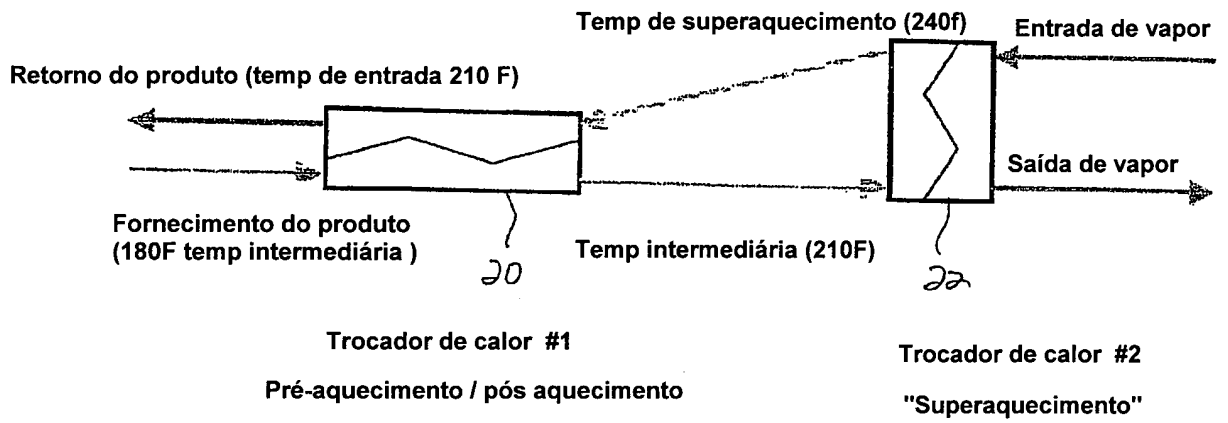


Fig. 9

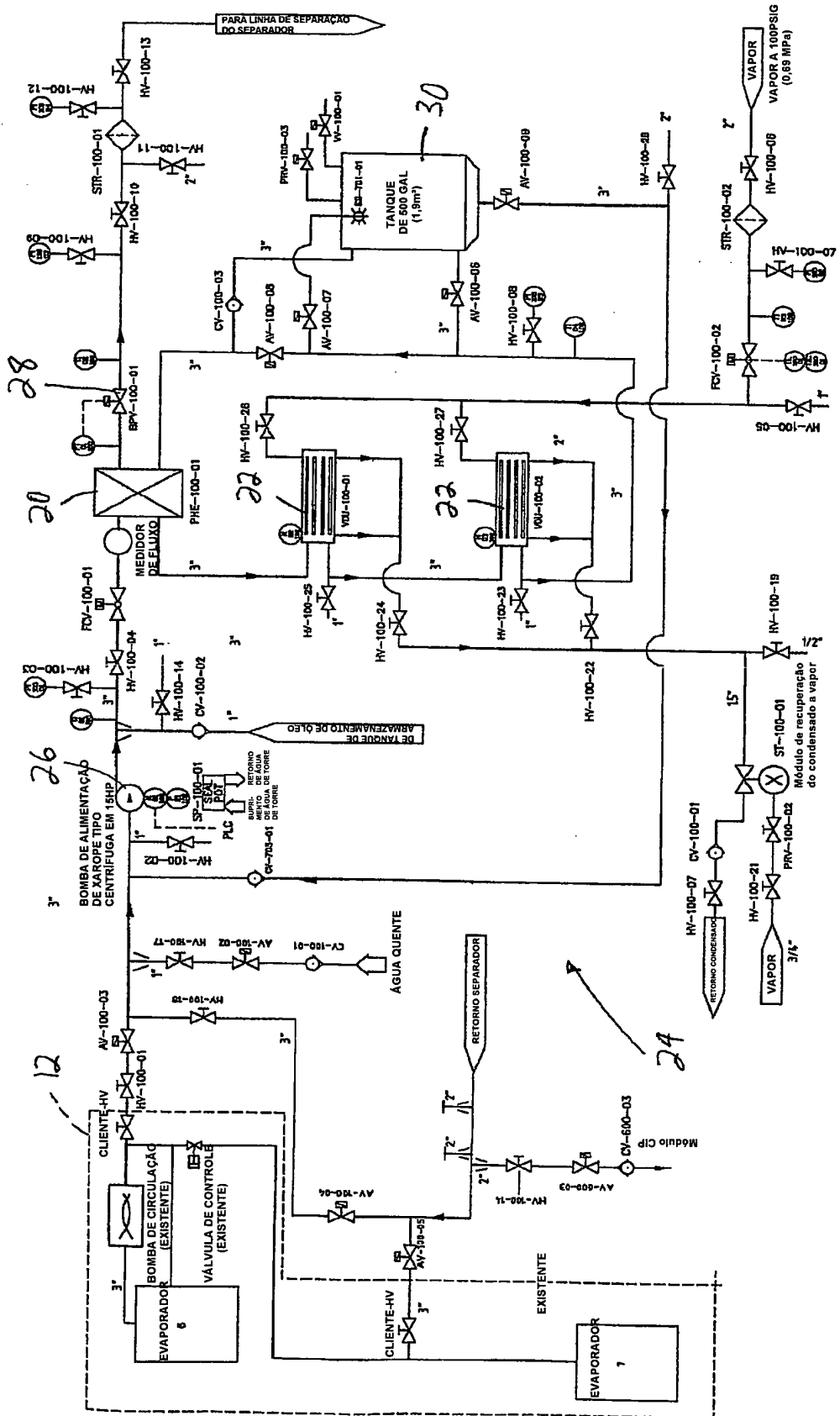


Fig. 10

RESUMO**“MÉTODO E SISTEMA PARA RECUPERAR ÓLEO DE RESÍDUOS DE DESTILAÇÃO”**

5 É previsto um método para recuperar óleo de resíduos de destilação incluindo óleo resultando de um processo usado para produzir etanol. Em uma modalidade, o método inclui aquecer os resíduos de destilação a uma temperatura suficiente para separar pelo menos parcialmente o óleo dos mesmos. O método inclui ainda recuperar o óleo dos resíduos de destilação.