



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

(21) **PI0710578-9 A2**



(22) Data de Depósito: 05/04/2007
(43) Data da Publicação: 16/08/2011
(RPI 2119)

(51) Int.Cl.:

C07C 29/151 2006.01
C07C 29/149 2006.01
C07C 29/92 2006.01
C07C 29/136 2006.01
C07C 31/08 2006.01
C07C 51/12 2006.01
C07C 53/08 2006.01
C07C 67/36 2006.01
C07C 69/14 2006.01

(54) Título: **SISTEMA E PROCESSO PARA
CONVERSÃO DE BIOMASSA EM ETANOL POR GÁS
DE SÍNTESE**

(30) Prioridade Unionista: 05/04/2006 US 60/789,067,
19/01/2007 US 60/881,189

(73) Titular(es): Woodland Biofuels Inc.

(72) Inventor(es): Karen Venita Kelly, Larry Jack Melnichuk,
Robert S. Davis

(74) Procurador(es): Dannemann, Siemsen, Bigler &
Ipanema Moreira

(86) Pedido Internacional: PCT US2007008560 de 05/04/2007

(87) Publicação Internacional: WO WO2007/117590de
18/10/2007

(57) Resumo: SISTEMA E PROCESSO PARA CONVERSÃO DE BIOMASSA EM ETANOL POR GÁS DE SÍNTESE. A presente invenção refere-se a um processo e um aparelho para sintetizar etanol, usando rotas sintéticas por meio de gás de síntese, são descritos. Um processo e um aparelho para gaseificar biomassa, tal como biomassa, em um gaseificador de vapor que emprega um leito fluidizado e aquecimento, usando gases de combustão quentes da combustão de gás de síntese, são descritos. Os processos e o aparelho para converter gás de síntese em etanol são também descritos, usando reações catalíticas escalonadas para converter o monóxido de carbono e hidrogênio em etanol, usando catalisadores incluindo acetato de irídio.

Relatório Descritivo da Patente de Invenção para "**SISTEMA E PROCESSO PARA CONVERSÃO DE BIOMASSA EM ETANOL POR GÁS DE SÍNTESE**".

Referência Cruzada a Pedidos de Patentes Relacionados

5 Este pedido de patente reivindica prioridade do pedido de patente provisório 60/789.067, depositado em 5 de abril de 2006, e do pedido de patente provisório 60/881.189, depositado em 19 de janeiro de 2007.

Campo Técnico

10 A presente invenção refere-se a processos para gás de síntese e, em particular, a um processo de produção de etanol a partir de biomassa. Este processo refere-se à produção de etanol (álcool etílico) a partir de materiais de biomassa. O rendimento de etanol é maximizado pela seleção de etapas catalíticas eficientes.

Antecedentes

15 O gás de síntese ou "syngas" é o nome dado a uma mistura gasosa que contém proporções variáveis de óxidos de carbono (tal como monóxido de carbono) e hidrogênio. O nome se origina do uso deles como intermediários na criação de gás natural sintético, amônia, álcool metílico (metanol), ou combustíveis.

20 O gás de síntese pode ser gerado de muitos modos, por exemplo, por gaseificação de um combustível contendo carbono a um produto gasoso com um valor de aquecimento, por exemplo, gaseificação de combustível, biomassa ou materiais de resíduos municipais. Outros exemplos incluem a reforma por vapor de gás natural, metano de várias fontes, ou hidrocarbonetos líquidos. O gás de síntese é combustível e, freqüentemente, usado como uma fonte de combustível ou como um intermediário para a produção de outros produtos químicos. O gás de síntese é também usado como um intermediário na produção de petróleo sintético, para uso como um combustível ou lubrificante, por meio de catálise usando um catalisador Fisher-Tropsch. O gás de síntese para uso como um combustível é produzido, mais freqüentemente, por gaseificação de carvão ou resíduos municipais.

Quando usado como um intermediário na síntese industrial em

grande escala de hidrogênio e amônia, é também produzido de gás natural (por meio de reação de reforma com vapor). O gás de síntese, produzido em grandes instalações de gaseificação de aproveitamento de energia de resíduos, é usado como combustível para geração de eletricidade. Os processos

5 de gaseificação de carvão são razoavelmente eficientes e foram usados por muitos anos para manufaturar o que era conhecido por gás "de iluminação", ou gás de carvão, para iluminação de ruas e lares, antes da eletricidade estar amplamente disponível.

O gás de síntese é amplamente usado para a produção de metanol. O gás de síntese de carvão é também usado para produzir um grupo

10 de produtos químicos. Pode ser catalisado para produzir uma classe de combustível diesel chamada de "combustíveis Fisher-Tropsch".

Recentemente, bactérias especiais foram desenvolvidas para a conversão de gás de síntese em uma mistura de etanol e ácido acético. A

15 rota química para etanol não é eficiente nesses processos de etapa única.

Foram descritos também vários processos para a síntese de etanol diretamente de biomassa, usando processos de fermentação ou outros biológicos. Ainda que esses processos tenham sido usados para a produção

20 de etanol a partir de celulose contida em biomassa, esses processos são bastante limitados por, entre outras coisas, as suas incapacidades de converter as ligninas, contidas em biomassa lignocelulósica, em produtos úteis.

Descreve-se um processo por meio do qual o gás de síntese é convertido eficientemente em etanol, requerendo pouca purificação e remoção de água. Esse etanol é adequado como um combustível alternativo, para

25 uso industrial, como um precursor químico, ou como um aditivo em produtos farmacêuticos ou bebidas.

O álcool etílico (etanol) é um produto global, que é usado em bebidas, processos industriais e, mais recentemente, como um combustível para motores de combustão, que é de queima mais limpa do que a gasolina.

30 Em virtude da demanda mundial para etanol ser tão grande e que está crescendo incrivelmente com o esforço de usá-lo como um aditivo de combustível em grande escala aqui na América do Norte, um processo

que utilize biomassa integral aumentaria a capacidade global de etanol.

A presente invenção descreve um processo por meio do qual o gás de síntese, que é produzido de material de biomassa, pode ser convertido eficientemente em etanol.

5 Sumário da Invenção

A presente invenção é um processo de produção de etanol a partir de gás de síntese, compreendendo as etapas de:

proporcionar gás de síntese;

10 converter o gás de síntese em metanol para produzir metanol e monóxido de carbono e hidrogênio;

reagir um catalisador e um promotor com metanol, monóxido de carbono e hidrogênio, para produzir uma mistura compreendendo acetato de metila, hidrogênio, metanol, ácido acético e água;

15 separar a mistura para isolar o promotor, uma mistura de acetato de metila e metanol, e uma mistura de ácido acético e água; e

adicionar hidrogênio à mistura de acetato de metila e metanol, e reagir a mistura com um catalisador de hidrogenação, para produzir etanol.

Outro processo é descrito, que converte gás de síntese em etanol. O gás de síntese é convertido em uma mistura de metanol, monóxido de carbono e hidrogênio; a mistura de metanol e monóxido de carbono é reagida por uso de um catalisador, para produzir ácido acético e monóxido de carbono, ácido acético é reagido com etanol, na presença de um catalisador, para produzir um mistura compreendendo acetato de metila e água; e o acetato de metila é reagido com hidrogênio, usando um catalisador de hidrogenação, para produzir etanol.

20

25

Um processo é descrito que converte gás de síntese ("syngas"), produzido de material de biomassa, em álcool etílico. A biomassa é gaseificada em um gaseificador a vapor, o gás de síntese é comprimido e reagido com um ou mais catalisadores, para produzir etanol. O gaseificador de biomassa nesta invenção é um recipiente em forma de caixa, tendo um fundo que é uma chapa de distribuição, e tubos, em que os tubos conduzem gases quentes, de modo a aquecer o leito fluidizado. Cada etapa catalítica vai ser

30

conduzida por uso do melhor processo disponível, e é uma etapa catalítica requerendo um catalisador, um recipiente, e calor e pressão adequados.

Um processo para a produção de gás de síntese a partir de biomassa seca, usando gaseificação com vapor, é descrito. O leito é um recipiente em forma de caixa com uma chapa distribuidora para a base, os gases quentes sendo transmitidos pelos tubos, e a biomassa é injetada para gaseificar em gás de síntese. Em uma outra concretização desta invenção, o processo de gaseificação é de aquecimento por queima de gás de síntese de baixa capacidade térmica, produzido em um segundo gaseificador a sopro de ar.

Um aparelho para a produção de etanol a partir de gás de síntese é também descrito, em que esse aparelho inclui um reator de metanol, um reator de acetato de metila com um catalisador metálico, um aparelho de destilação para separar acetato de metila, hidrogênio e iodeto de metila, e um reator de etanol que produz metanol. Em uma outra concretização desta invenção, o aparelho para produção de etanol recebe o gás de síntese de um gaseificador de vapor com um leito fluidizado tendo biomassa seca como um combustível.

Um processo para a produção de etanol a partir de biomassa é também descrito, esse processo incluindo proporcionar gás de síntese, converter o gás de síntese em uma mistura contendo metanol, reagir a mistura compreendendo metanol para obter uma mistura contendo acetato de metila e metanol com hidrogênio, para a produção de etanol.

Breve Descrição dos Desenhos

Os aspectos apresentados abaixo da invenção vão ser entendidos mais facilmente por referência à descrição detalhada apresentada a seguir, considerada com referência aos desenhos em anexo, nos quais:

a Figura 1A é uma vista esquemática de uma concretização preferida do processo para a produção de gás de síntese a partir de biomassa, um processo da presente invenção;

a Figura 1B é uma vista esquemática de uma concretização preferida do processo para compressão e reforma de gás de síntese, um pro-

cesso da presente invenção;

a Figura 1C é uma vista esquemática de uma concretização preferida do processo para a produção de etanol a partir de gás de síntese comprimido e reformado, um processo da presente invenção;

5 a Figura 2 é um desenho mostrando uma vista pela extremidade do gaseificador a vapor, um aparelho da presente invenção;

a Figura 2A é um desenho mostrando uma vista lateral do gaseificador a vapor, um aparelho da presente invenção;

10 a Figura 3 é um desenho mostrando uma vista do gaseificador a sopro de ar, um aparelho da presente invenção;

a Figura 4 é um desenho de uma chapa distribuidora usada nos gaseificadores a sopro de ar e a vapor, usados em um processo da invenção;

15 a Figura 5 é um desenho de um cilindro tampado na chapa distribuidora, usada nos gaseificadores a sopro de ar e a vapor desta invenção;

a Figura 6 é uma vista esquemática de uma concretização preferida para a produção de etanol a partir de gás de síntese, um processo da presente invenção; e

20 a Figura 7 é uma vista em corte de um tubo de aquecimento de um gaseificador a vapor.

A Figura 8 é uma vista esquemática mostrando o uso de meio de transferência térmica para distribuir fluxos de calor durante o processo.

Descrição Detalhada das Concretizações Específicas

Definições

25 Como usados nesta descrição e nas reivindicações em anexo, os termos mostrados abaixo apresentam os significados indicados, a menos que o contexto indique de forma diferente.

30 Como usado no presente relatório descritivo, os termos "compreende" e "compreendendo" devem ser considerados como inclusivos e abertos em vez de exclusivos. Especificamente, quando usados neste relatório descritivo incluindo as reivindicações, os termos "compreende" e "compreendendo" e suas variações significam que os aspectos, as etapas ou os

componentes específicos são incluídos. Os termos não devem ser interpretados como excluindo a presença de outros aspectos, etapas ou componentes.

5 Como uma primeira concretização preferida, a biomassa é convertida em etanol. Com referência à Figura 1A, o equipamento de manuseio de biomassa 101 e os secadores 102 são as primeiras etapas no processo. O equipamento de manuseio de biomassa 101, por exemplo, um moinho, pega a biomassa bruta e a processa em um tamanho adequado para gaseificação. Na maior parte dos casos, a biomassa deve ser cortada, moída, cor-
10 tada profundamente ou quebrada em cubos medindo 5,1 centímetros (2 polegadas) ou menos.

Essa biomassa pode ser seca a uma umidade de 30 a 1% (de preferência, igual ou inferior a 20%), usando um secador a vapor pressurizado 102, por exemplo, um secador a vapor fornecido pela BMA (Niro). O se-
15 cador 102 proporciona vapor a uma pressão de aproximadamente 275 kPa (com uma faixa entre 225 e 325 kPa). A biomassa seca, com umidade abaixo de 30%, é então descarregada por um transportador no silo de carga de alimentação seca (não mostrado).

O vapor de água 104, da biomassa úmida, é recuperado do se-
20 cador a vapor 102 a 275 kPa, e esse é superaquecido para fornecer vapor de fluidização 105 ao gaseificador a vapor 106. Isso pode ser feito por passagem dele por um gaseificador a vapor de recuperação térmica 103, no qual é aquecido pelos gases de combustão quentes 110, que saem do gaseificador a vapor 106.

25 Uma parte da biomassa é alimentada ao gaseificador a sopro de ar 107 e um gás de síntese de baixa capacidade térmica 107a é produzido. Esse gás de síntese de baixa capacidade térmica 107a pode ser limpo em dois ciclones 108a e 108b, para remover qualquer matéria particulada. O gás de síntese de baixa capacidade térmica limpo 107b é então queimado em
30 um queimador a gás de baixa capacidade térmica 109, para produzir gás de combustão de alta temperatura 110. Esse gás de combustão, que sai do queimador a cerca de 1.090°C (em uma faixa de 1.000 a 1.200°C), propor-

ciona aquecimento para o gaseificador a vapor 106 por um trocador de calor interno 202. Como uma concretização alternativa, o queimador 109 pode queimar outros tipos de combustíveis para produzir gás de combustão, incluindo metano, gás de aterro, gás natural, ou metano e outros hidrocarbonetos leves produzidos por digestão anaeróbica de estrume ou biossólidos.

Uma concretização de um gaseificador a sopro de ar utilizado na presente invenção, como ilustrado na Figura 3, provou ser um sucesso comercial em uma planta de gaseificação de 1.000 toneladas por dia em Quincy, Flórida. O gaseificador a sopro de ar pode ser um recipiente 301, construído com uma parte externa de um metal, tal como aço-carbono, com uma parte interna de revestimento refratário suficiente para suportar as temperaturas no seu interior. Em uma concretização, o recipiente 301 é de forma cilíndrica com paredes verticais 310 e uma cobertura em forma de cúpula. Um recipiente típico é uma cobertura em forma de cúpula. Um recipiente típico vai ter aproximadamente 2,44 m (8 pés) de diâmetro e 12,19 m (40 pés) de altura, apesar do projeto seja capaz de ser escalonado para acima ou baixo.

Na concretização preferida, o recipiente 301 tem uma chapa distribuidora 305 como a sua base e uma saída 304, colocada na cobertura ou em uma parte superior da parede vertical 310. O reator tem um leito 303 de areia de sílica ou mineral similar no fundo, a areia de sílica tendo, tipicamente, um tamanho de partícula de 300 a 400 microns. A câmara do gaseificador é carregada com material de leito deixando um espaço livre a bordo 307 entre a parte de topo da pilha de combustível e a cobertura.

A chapa distribuidora 305 tem uma série de furos feitos nela, todos tendo presos (por enroscamento, soldagem ou alguma outra técnica de montagem segura) cilindros metálicos tampados 309. Cada um desses cilindros é vazado no fundo, de modo a arrastar ar pressurizado 308a de um duto cheio 308 abaixo da chapa 305.

O duto cheio 308 é uma câmara na qual o ar pressurizado é alimentado sob a chapa distribuidora 305. Em uma concretização típica, essa vai ser uma câmara em uma forma de cúpula invertida, que abrange toda a

chapa distribuidora e tem uma entrada para ar.

O ar pressurizado 308a é dirigido para o duto cheio abaixo da chapa distribuidora e é forçado pelos cilindros tampados 309 no leito, provocando fluidização dele. A disposição dos cilindros na chapa distribuidora 305
5 é projetada de modo a fluidizar uniformemente o material pelo leito. Há várias configurações que podem ser usadas para alcançar isso. Um modo é instalar cilindros 309 em um modelo em forma de grade, que pode ser retilíneo, triangular ou outro modelo da chapa 305.

O gaseificador a sopro de ar pode também apresentar queimadores de partida 302a, 302b e 302c, que aquecem o recipiente a aproximadamente 750 a 900°C, a faixa operacional do ar do gaseificador a sopro de ar. Os queimadores de partida 302a e 302b podem ser orientados para fora das paredes do gaseificador, enquanto o queimador 302c pode ser localizado diretamente no leito. Esses queimadores de partida são desligados,
10 quando o leito atinge a sua temperatura operacional, e a temperatura do leito é mantida por adição de biomassa seca e ar ao recipiente. O gaseificador a sopro de ar é operado preferivelmente na ou em torno da pressão atmosférica, na faixa de 100 a 175 kPa.
15

A biomassa pode ser alimentada ao recipiente de gaseificação de ar 301 por um alimentador de rosca cuneiforme 303, que alimenta biomassa seca na parte intermediária do leito 302, quando o leito é fluidizado, e na parte de topo do leito, quando o leito não está fluidizado. O alimentador de rosca cuneiforme 311 é projetado de modo que a biomassa é compactada na medida em que progride pela rosca, resultando em um tampão de
20 madeira 311a próximo à sua abertura para o recipiente, que impede contra-pressão para o recipiente.
25

O leito 303, quando fluidizado, é mantido a um nível abaixo da cobertura 306, para manter espaço livre a bordo suficiente 307, de modo que nenhum material do leito, como areia de sílica, escape com o gás de síntese
30 de baixa capacidade térmica pela saída 304. Idealmente, as condições do recipiente são mantidas de modo que os gases efluentes produzidos tenham um tempo de residência de dois segundos no espaço livre a bordo, antes

que saiam pela saída, com uma faixa entre 1 e 5 segundos. Em uma concretização típica, quando o diâmetro é de 2,44 m (8 pés) e a altura é de 12,19 m (40 pés), o leito vai ter uma altura inferior a 4,57 m (15 pés), quando fluidizado, e inferior a 1,83 m (6 pés), quando estático.

5 Retornando para a concretização do sistema preferida, mostrada na Figura 1A, o gás de combustão 110, produzido pelo queimador 109, é transferido para o trocador de calor interno 202 do gaseificador a vapor 106.

 Uma concretização preferida de um gaseificador a vapor de biomassa 106 é um sistema de leito fluidizado patenteado, como ilustrado na
10 Figura 2. O projeto do reator é um recipiente em forma de caixa 201, tendo paredes 210 e uma cobertura 206, uma concretização típica tendo um comprimento de 6,10 m (20 pés), uma largura de 3,05 m (10 pés) e uma altura entre 9,14 m e 12,19 m (30 e 40 pés), embora muitas outras configurações e escalas sejam possíveis. Uma chapa distribuidora 205 é a base. Em uma
15 concretização típica, a cobertura 206 é na forma de uma cúpula ou um semicilindro. Na chapa distribuidora 205 ficam furos feitos, nos quais são instalados cilindros tampados 209, capazes de arrastar vapor de um duto cheio 208, abaixo da chapa distribuidora 205, para o leito 203, em uma direção paralela ao plano da chapa distribuidora. Como os gaseificadores a sopro de
20 ar, esses cilindros tampados têm uma entrada vazada comunicando-se com o espaço abaixo da chapa distribuidora, e tem um ou mais furos de saída transversais ao eixo longitudinal do cilindro. Nessa concretização, vapor superaquecido em uma faixa de 500 a 600°C é forçado no duto cheio 208, abaixo da chapa distribuidora e é forçado para fora dos cilindros tampados
25 209 no leito 203, de uma maneira que fluidiza uniformemente o leito. Em outras concretizações, vapor não-superaquecido pode ser usado para fluidizar um leito e promover gaseificação. Os cilindros tampados podem ser aparafusados, soldados ou montados de outro modo firmemente nas aberturas da chapa distribuidora.

30 O duto cheio 308 é uma câmara na qual vapor superaquecido é alimentado sob a chapa distribuidora 305. Em uma concretização típica, essa vai ser uma câmara em uma forma de cúpula invertida, que abrange toda

a chapa distribuidora e tem uma entrada para vapor.

Um exemplo desse cilindro, que pode ser usado em um gaseificador a sopro de ar ou a vapor, pode ser visto na Figura 5, uma seção transversal de uma chapa distribuidora e de um duto cheio. A chapa 503 tem um vão que é enchido por um cilindro 501 montado na chapa. Tipicamente, o cilindro 501 tem um comprimento de cerca de 15,2 cm (6 polegadas), do qual 2,5 e 10,2 cm (1 a 4 polegadas) são montadas acima da chapa distribuidora. A chapa distribuidora é geralmente construída de aço-carbono, com uma espessura de aproximadamente 1,3 centímetro (meia polegada). O cilindro é, nessa concretização, montado por uso de enroscamento 502, ainda que outras montagens, tal como soldagem, possam ser usadas. O cilindro tem uma tampa 506 que é rosqueada no cilindro. Abaixo da chapa 503 fica um duto cheio 508, pelo qual vapor superaquecido ou ar é distribuídos aos cilindros. O vapor ou ar entra na área vazada 505 pelo cilindro. Essa área vazada tem um diâmetro interno na faixa de 0,63 a 2,54 cm (1/4 a 1 polegada), de preferência, 1,3 cm (meia polegada). Essa abertura é dirigida a um ou mais furos de saída 506, feitos transversais ao eixo do cilindro, de modo a permitir a passagem de vapor ou ar para o leito 507, em uma direção paralela ao plano da chapa distribuidora 505. Nessa concretização, a tampa 509 do cilindro, e desse modo os furos de saída 506, se estende a qualquer lugar de 2,5 e 12,7 cm (1 a 5 polegadas) acima da combustível 503. Os furos de saída têm, em uma concretização preferida, um diâmetro interno entre 0,16 e 0,63 cm (1/16 e 1/4 de polegada). Por estreitamento do fluxo de saída de gás, o cilindro proporciona força suficiente para fluidizar o material do leito.

Retornando à Figura 2, o leito 203 consiste em um mineral, por exemplo, areia de sílica granular e/ou dolomita (que inibe a formação de alcatrão) ou olivina, ou uma combinação delas, que pode ter também bolas cerâmicas na parte de topo do leito para reter a sílica no lugar nos recipientes. A carga de alimentação de biomassa é injetada na leito do gaseificador a vapor 203, usando um alimentador de rosca cuneiforme 211. Esse alimentador de rosca cuneiforme, por sua ação de compressão da biomassa, produz um tampão de biomassa 211a na sua saída, o que impede a contra-

pressão dos gases dentro do recipiente. É importante que a biomassa seja substancialmente isenta de ar, para impedir reações químicas indesejáveis envolvendo nitrogênio ao longo do processo. Esse alimentador de rosca é orientado de modo que a biomassa seja injetada na parte intermediária do leito, quando o leito está fluidizado, e na parte de topo do leito 203, quando o leito não está fluidizado.

O leito e a carga de alimentação de madeira são adicionados de modo que o recipiente do gaseificador seja mantido a um nível ótimo. A quantidade de espaço livre a bordo 207, entre o leito 203 e a cobertura 206, é mantida a um nível, de modo que, quando fluidizado, nenhum dos minerais do leito é ejetado para fora do recipiente. Idealmente, o tempo de residência dos gases no espaço livre a bordo é na faixa de um a cinco segundos, de preferência, dois segundos. O longo tempo de residência propicia que reações, tais como deslocamento de gás de água (que converte CO em H₂ e CO₂) e reforma com vapor, ocorram, minimizando, desse modo, a saída de hidrogênio. É importante que a biomassa seja substancialmente livre de ar, para impedir reações químicas indesejáveis envolvendo nitrogênio ao longo do processo.

Vapor superaquecido 105, aquecido a uma temperatura entre 500 e 600°C (de preferência, 550°C), que pode se originar do gerador de vapor de recuperação térmica 103, é injetado no leito do gaseificador a vapor pelo duto cheio 208, sob a chapa distribuidora 250 e pelos cilindros tampados 209. O vapor é injetado a uma pressão suficiente para fluidizar uniformemente o leito. Vapor não-superaquecido pode ser também usado para fluidizar o leito e promover gaseificação.

Um exemplo da orientação dos cilindros tampados 209 na chapa distribuidora 205 pode ser observado na Figura 4, que é uma vista descendente de topo de uma chapa distribuidora 205. Os parafusos 209 são dispostos uniformemente em torno da chapa, em um modelo em forma de grade que pode ser retilíneo, como mostrado, ou triangular, ou alguma outra disposição regular. Tipicamente, os cilindros tampados ficam a uma distância entre 2,5 e 15,2 cm (1 e 6 polegadas) entre si, de preferência 5,1 cm (2 pole-

gadas). Dessa maneira, toda a área do leito fica fluidizada uniformemente. Um modelo similar pode ser usado para a chapa distribuidora 305 do gaseificador a sopro de ar.

Retornando à Figura 2, o leito 203 é aquecido por um trocador de calor interno 202, que consiste em uma pluralidade de tubos de aço inoxidável estendendo-se pelo eito do leito fluidizado, para transferir calor do gás de combustão quente 110, que sai do queimador a uma temperatura de cerca de 1.090°C (em uma faixa de 1.000 a 1.200°C), para o leito fluido 203 do gaseificador a vapor. Dessa maneira, o leito é mantido a uma temperatura de aproximadamente 815°C, com uma faixa de 750 a 900°C. Na Figura 2 (vista lateral), pode-se notar que os tubos do trocador de calor 202 se estendem pelo comprimento do gaseificador e conduzem os gases de combustão quentes do queimador 109.

A Figura 2A, uma vista pela extremidade do gaseificador a vapor, mostra como os tubos são dispostos no leito. Os tubos 202 são dispostos em atados 202a, que se estendem pela largura do recipiente 201. Esses atados são mantidos unidos pelos suportes 202b, que são ancorados nas paredes ou na cobertura e que mantêm os tubos em posição. Os tubos são mantidos unidos com os suportes de uma maneira tal que podem ser facilmente removidos do gaseificador como um grupo, para limpeza e manutenção. Os tubos são tipicamente compostos de aço inoxidável ou materiais similares. Os tubos têm um diâmetro interno entre 1,3 e 10,2 cm (meia e 4 polegadas), de preferência, 3,8 a 7,6 cm (1,5 a 3 polegadas).

Na concretização preferida, os atados 202a dos tubos são compostos de fileiras de tubos, em que as fileiras são alternadas entre si, de modo que, olhando para baixo das extremidades dos tubos, os tubos formam disposições triangulares entre si. Nessa configuração, os tubos auxiliam não apenas no aquecimento do leito fluidizado, mas no escoamento dos gases pelo leito. Isso é feito pelo fato de que os gases ascendentes devem colidir constantemente nas superfícies dos tubos na medida que se deslocam ascendentemente, desse modo, quebrando grandes bolhas de gás e formando outras menores, o que aperfeiçoa a mistura dos gases com os ma-

teriais do leito ao longo do leito.

Em uma concretização preferida, o primeiro atado de tubos é colocada aproximadamente de 0,61 a 1,22 m (dois a quatro pés) do fundo do leito, como marcado pela lona ascendente. Um segundo atado, se necessário, é colocado de 0,61 a 1,22 m (dois a quatro pés) acima do primeiro atado, e um terceiro (se necessário) de 0,61 a 1,22 m (dois a quatro pés) acima do segundo atado. O número de atados necessários depende de muitos fatores, incluindo o tamanho do recipiente, o coeficiente de transferência térmica e a temperatura do gás de combustão. Em uma disposição típica, as fileiras são espaçadas de modo que os centros dos tubos estão aproximadamente a 15,2 cm (seis polegadas) entre si, de modo que um gaseificador de largura de 3,05 m (10 pés) vai ter fileiras de 20 tubos. Os atados de tubos podem ter em qualquer lugar de 2 a 6 dessas fileiras, alternadas entre si, como descrito acima, para maximizar o contato superficial dos gases ascendentes.

O número de tubos necessários é altamente dependente da temperatura de entrada do gás de combustão, bem como a natureza da biomassa, os coeficientes de transferência térmica dos tubos e o material do leito, e a temperatura do leito desejada. O número de tubos necessários pode ser diminuído por inserção de tiras nos tubos, como ilustrado na Figura 7. Nessa figura, pode-se notar que o tubo 701 em corte contém uma tira 702, que é girada em um modelo similar a hélice pelo comprimento do tubo. Essa tira inserida pode ser feita de qualquer material termicamente condutor, e pode aumentar o número de tubos necessários para uma transferência térmica adequada.

O recipiente é mantido a uma pressão aproximadamente atmosférica, com uma faixa entre 100 e 175 kPa. Muitas caldeiras de vapor por queima de carvão fluidizado, tais como aquelas produzidas pela Babcock & Wilcox e a ABB/Combustion Engineering usam tubos de transferência térmica no leito para a produção de vapor. Quaisquer substâncias orgânicas voláteis são convertidas em componentes ambientalmente seguros no gaseificador a vapor. Retornando para a Figura 2, o gás de síntese 114 produzido pelo gaseificador a vapor sai por uma saída 206 na cobertura 206, a 815°C

(faixa de 750 a 900°C).

Retornando à Figura 1, o gás de combustão 110 que deixa o trocador de calor interno 202 do gaseificador a vapor 106, então a aproximadamente 815°C (em uma faixa de 750 a 900°C), é alimentado ao gerador a vapor de recuperação térmica 103, como mostrado na Figura 1A. Esse gerador 103 produz e aquece vapor usando o calor proporcionado pelos gases de combustão. Esse vapor pode ser usado para produzir vapor superaquecido 105 para o gaseificador a vapor, usando o vapor 104 oriundo do secador, ou pode produzir vapor de média pressão 113, para uso no secador 102. Alternativa ou adicionalmente, o vapor formado pode ser usado para uso externo, ou para etapas de síntese posteriores, tal como no reformador de vapor 117 do reator de metanol 120.

O gás de síntese 114 sai do gaseificador a vapor pela saída 206 e passa por dois separadores ciclônicos 111a e 111b, para remover toda a matéria particulada. O gás de síntese purificado de particulado é resfriado em um segundo gerador de vapor de recuperação térmica 112, para produzir vapor de processo adicional. Esse vapor de processo pode ser usado como vapor para o secador 113, para o gaseificador a vapor 106, como vapor de reforma para o reformador de vapor 117, ou como corrente de deslocamento de gás d'água para o reator de metanol 120, ou pode ser usado para processos externos à planta. Em uma concretização preferida, o vapor 112a, produzido pelo segundo gerador 112, é enviado para o primeiro gerador 103, para ser aquecido adicionalmente a vapor superaquecido para o gaseificador a vapor 106.

O gás de síntese quente é depois adicionalmente limpo por um aparelho de lavagem 113. Isso pode ser feito usando um depurador a úmido do tipo Venturi ou um leito protetor, ou alguma combinação deles. A depuração é feita de uma maneira que deixa o gás de síntese purificado de matéria particulada e de compostos potencialmente venenosos para os catalisadores que são utilizados nas seqüências de síntese. Em particular, o gás de síntese deve ser livre de enxofre, metais e compostos de nitrogênio. Também é desejável que a composição de gás de síntese contenha uma alta proporção

de monóxido de carbono e hidrogênio, e a menor proporção possível de dióxido de carbono, metano e outros hidrocarbonetos. Se necessário, o gás de síntese pode também ser seco para a remoção do teor de água. Por fim, o gás de síntese pode ser tratado em um depurador cáustico 113a, para re-

5 mover mais contaminantes.

Quando limpo, o gás de síntese, sendo composto basicamente de monóxido de carbono e hidrogênio, com menores proporções de dióxido de carbono e pequenos hidrocarbonetos, tal como metano, é adequado para uso como um combustível, ou como material de partida para várias rotas de

10 síntese.

O gás de síntese assim produzido pode ser usado para sintetizar etanol usando várias rotas de síntese conhecidas. Em uma concretização, o gás de síntese produzido por esse processo de gaseificação de biomassa é posto em contato com um catalisador do tipo Fisher-Tropsch, para produção

15 de misturas de etanol e produtos de hidrocarbonetos, dos quais o etanol é separado por uso de técnicas conhecidas. Os catalisadores, que podem ser usados nessa concretização, incluem catalisadores de cobalto e ferro, mas também incluem outros compostos, tais como sulfeto de molibdênio, sulfeto de tungstênio, sulfeto de rênio e carboneto de molibdênio.

Em outra concretização, o gás de síntese produzido por esse processo de gaseificação de biomassa é posto em contato com um catalisador, para produzir uma mistura de metanol, monóxido de carbono e hidrogênio. Essa mistura de metanol, monóxido de carbono e hidrogênio é então reagida na presença de um catalisador de homologação de metanol, tal co-

20 mo acetato de rutênio, para produzir uma mistura contendo etanol. As patentes U.S. 4.954.665, 4.133.966, 4.111.837, 4.233.466 e 4.239.924 são incorporadas por referência no presente relatório descritivo.

Alguns exemplos de catalisadores, que podem ser usados nesse processo, são $\text{Ir}_4(\text{CO})_{12}$, IrCl_3 , dicarbonildiiodeto de ródio, RhCl_3 , RhI_3 e

30 $\text{RhI}_2(\text{CO})_2$.

Como uma alternativa para essa concretização adicional, a mistura de metanol, monóxido de carbono e hidrogênio é reagida na presença

de um catalisador de carbonilação, para produzir uma mistura compreendendo, em parte, ácido acético e hidrogênio. O catalisador de carbonilação pode ser um catalisador heterogêneo ou homogêneo à base de metais do grupo VIII. A patente U.S. 5.488.143 é incorporada por referência no presente relatório descritivo. A mistura de ácido acético e hidrogênio é então reagida na presença de um catalisador de hidrogenação, tal como um catalisador Degussa, para produzir etanol.

Em outra alternativa, a mistura de gás de síntese pode ser reagida com um catalisador de halogeneto de ródio, a uma temperatura entre 150 e 300°C e a uma pressão de 6.900 a 17.000 kPa, para produzir acetaldéido, que pode ser depois contatado cataliticamente com um catalisador de hidrogenação para produzir etanol. A patente U.S. 4.482.647 é incorporada por referência no presente relatório descritivo.

Em uma concretização preferida, como ilustrado nas Figuras 1B e 1C, o gás de síntese, produzido pela gaseificação de biomassa, é reformado usando vapor, convertido em metanol, depois convertido por carbonilação em acetato de metila (com uma menor proporção de ácido acético). Esses acetato de metila é reagido com hidrogênio, na presença de um catalisador de hidrogenação, para produzir metanol e etanol.

A corrente de gás de síntese purificada 115 (predominantemente, CO e H₂, com menores proporções de CO₂ e metano) é processada posteriormente para maximizar o rendimento de etanol no processo. O gás de síntese é comprimido usando a unidade de compressor 116, a uma pressão entre 2.400 - 3.500 kPa, de preferência, 3.200 kPa, e aquecido a uma temperatura entre 220 e 450°C (de preferência, 225°C), usando o trocador de calor 116b. Esse compressor é um compressor alternativo de quatro estágios com resfriamento entre os estágios em todos os estágios. Cada estágio é equipado com um separador de água, para remover a água condensada em cada estágio. Dois motores elétricos com potência nominal de 2.240 kW fornecem a energia motriz para os compressores. Esse processo produz líquidos condensados 116a, que são removidos da corrente para reciclagem, processamento posterior, ou descarga.

O gás de síntese entra depois em um reformador a vapor 117, que converte metano e outros hidrocarbonetos leves, presentes no gás de síntese, em uma mistura adicional de monóxido de carbono e hidrogênio, com a adição de vapor. A reforma com vapor ocorre na presença de um catalisador de metal de base e opera a uma pressão de 3.200 kPa (faixa de 2.900 a 3.500 kPa) e 225°C (faixa de 220 - 450°C). A reforma com vapor é uma tecnologia conhecida, pode ser selecionada de vários projetos comerciais conhecidos e pode ser comprada de um construtor conhecido dessas unidades, tal como Haldor Topsoe A/S, Lurgi AG ou ICI. Os catalisadores adequados para esse fim compreendem os catalisadores de reforma bem conhecidos do Grupo VIII da Tabela Periódica, incluindo níquel e/ou cobalto, óxidos de manganês - zircônio. As patentes U.S. 7.090.789 e 7.074.347 são incorporadas no presente relatório descritivo por referência. Em outras concretizações, o reformador a vapor não precisa ser usado, dependendo da composição do gás de síntese produzido por uma carga de alimentação de biomassa particular.

Nesse estágio, dependendo da composição do gás de síntese, o gás de síntese pode ser submetido à remoção de dióxido de carbono, usando um sistema de remoção de dióxido de carbono 119, tal como o sistema de remoção de etanolamina. Nesse estágio, o máximo possível de dióxido de carbono 119a pode ser removido, por equipamento do estado da técnica, do gás de síntese, e enviado para armazenamento, utilizado em qualquer ponto no processo, ou ventilado para a atmosfera, dependendo das circunstâncias. Em outra concretização, essa etapa de remoção de dióxido de carbono ocorre após a segunda etapa de compressão 118.

Ao sair do reformador a vapor 117, o gás de síntese é então comprimido a uma pressão entre 4.700 e 5.500 kPa (de preferência, 4.900 kPa) e aquecido a uma temperatura entre 220 e 300°C (de preferência, 225°C), e quaisquer líquidos condensados 118a são removidos para reciclagem, processamento posterior, ou descarga. Como o compressor 116, esse compressor 118 é um compressor alternativo de quatro estágios, com resfriamento entre os estágios em todos os estágios. Cada estágio é equipado

com um separador de água, para remover a água condensada em cada estágio. Dois motores elétricos com potência nominal de 2.240 kW fornecem a energia motriz para os compressores. Um trocador de calor 118a é usado para aquecer o gás à temperatura operacional.

5 Nesse ponto, o gás de síntese comprimido 116a, que sai do compressor 116, está a uma pressão de 4.900 kPa (faixa de 4.700 a 5.500 kPa) e 225°C (faixa de 220 - 300°C), o gás de síntese ficando então a uma temperatura e a uma pressão ótimas para a primeira etapa catalítica. O gás de síntese é então alimentado à primeira etapa na seqüência de reação

10 química, que é a conversão do gás de síntese em metanol 120. A conversão de gás de síntese em metanol é um processo bem-estabelecido, e pode ser atingida por reações em fase gasosa ou fase líquida. O metanol é comumente produzido de gás de síntese, produzido pela reforma com vapor de gás de síntese, e muitas instalações comerciais estão em operação atualmente.

15 Nessa concretização de um reator de metanol, monóxido de carbono e hidrogênio são combinados para formar metanol, a uma razão de 1:2, respectivamente. Na concretização preferida, um reator para lama é usado. Na concretização de lama, o reator de metanol 120 é um reator de metanol comercialmente disponível da Air Products, que pode proporcionar

20 um benefício incorporado de ter um engenheiro de produção comercial e garantir o seu desempenho. O processo do reator da Air Products é extremamente eficiente e é utilizado na maior instalação de produção de metanol a partir de carvão do mundo em Kingsport, Tenn. Na concretização preferida, o reator 120 é um reator vertical com tubos verticais internos. O catalisador no reator de metanol é composto de metais de base, e opera a uma

25 pressão de 4.900 kPa (faixa de 4.700 a 5.500 kPa) e 225°C (faixa de 220 - 300°C). Uma concretização compreende óxidos de cobre e zinco sobre alumina, suspensa em um óleo mineral inerte. O gás de síntese pressurizado é borbulhado pelo recipiente contendo o catalisador de óleo mineral e escapa

30 pela parte de topo do recipiente vertical. Na concretização preferida, o gás de síntese entrando no recipiente vai conter algum metanol. Esse metanol adicional é proporcionado por reciclagem do metanol recuperado do reator

de etanol. As patentes U.S. 3.888.896, 4.031.123, 4.639.470, 4.910.227, 4.628.066, 4.567.204 e 4.628.066 são incorporadas por referência no presente relatório descritivo. Em virtude da reação ser exotérmica, água de resfriamento é proporcionada para geração de vapor nos tubos.

5 As informações publicadas a Air Products descrevem que uma razão de hidrogênio para monóxido de carbono de 0,6 a 4,0 pode ser usada para produzir metanol. O reator de metanol é capaz de converter monóxido de carbono em metanol com rendimentos de 20 a 90% em peso no reator, ainda que fiquem tipicamente em uma faixa de 40 a 70%.

10 Nessa concretização do reator de metanol, durante o tempo no qual o gás de síntese está residente no reator de metanol, a concentração de hidrogênio necessária pode ser ajustada por adição de vapor aos gases que entram no reator de metanol e também por remoção de dióxido de carbono. Essa etapa pode ser desejável, porque a razão de hidrogênio para dióxido de carbono no gás de síntese pode não ser otimizada para a produção com alto rendimento de etanol. Nessa concretização, o catalisador de metanol vai, na presença de vapor, converter monóxido de carbono em hidrogênio e dióxido de carbono, aumentando, desse modo, a razão de hidrogênio para monóxido de carbono. Essa reação ocorre sob condições similares de pressão e temperatura como a conversão de metanol, e é conhecido como sendo capaz de ser completada em um modo de etapa única. A patente U.S. 4.946.477 descreve esse tipo de reação combinada de metanol / deslocamento e é incorporada por referência. A patente U.S. 4.980.145 é também incorporada por referência.

25 Nessa concretização de combinação das reações de formação de metanol e de deslocamento, uma unidade de remoção de dióxido de carbono 121 é interposta na saída do reator de monóxido de carbono 120, para a remoção do dióxido de carbono formado no deslocamento de gás d'água. A concentração de hidrogênio na saída do reator de metanol pode ser controlada por remoção do monóxido de carbono e controle da quantidade de vapor fornecida, bem como por controle da quantidade de metanol e hidrogênio reciclada para a entrada do reator de metanol 127.

Existem outras concretizações para o reator de metanol. Por exemplo, um leito sólido compacto de catalisador em um material inerte pode ser usado, e o gás de síntese passado por esse leito compacto. Os catalisadores de metanol usuais podem ser usados nesse processo.

5 Catalisadores alternativos podem ser usados em outras concretizações. O catalisador de síntese de metanol, usado no processo desta invenção, pode incluir um óxido de pelo menos um elemento selecionado do grupo consistindo em cobre, prata, zinco, boro, magnésio, alumínio, vanádio, cromo, manganês, gálio, paládio, ósmio e zircônio. O catalisador pode ser
10 um catalisador à base de cobre, tal como óxido de cobre. O processo pode usar um catalisador à base de cobre, que também inclui um óxido de pelo menos um elemento selecionado do grupo consistindo em prata, zinco, boro, magnésio, alumínio, vanádio, cromo, manganês, gálio, paládio, ósmio e zircônio.

15 A mistura de metanol, CO e hidrogênio nessa concretização, que pode conter também vapor d'água da reação de deslocamento de gás d'água, passa do reator de metanol para o reator de acetato de metila 122. O reator de acetato de metila nessa concretização é um reator de leito compacto, compreendido de um ou mais tubos verticais de largura de aproximadamente 2,5 cm (1 polegada) (faixa de 1,3 a 5,0 cm - meia a 2 polegadas) e comprimento de 6,10 m (20 pés) (faixa de 4,57 a 9,14 m (15 a 30 pés)). O catalisador usado na concretização preferida do reator 122 é composto de acetato de irídio, adsorvido em carvão ativado, e é compactado nos tubos verticais. O reator opera a uma temperatura entre 200 e 300°C (otimamente, 220°C) e a uma pressão entre 1.000 e 1.200 kPa (otimamente, 1.034 kPa).
25 Iodeto de metila gasoso é adicionado como um promotor para os gases antes que entrem na entrada do reator, e a reação prossegue nos tubos para a produção de uma mistura de, predominantemente, acetato de metila, juntamente com hidrogênio e pequenas quantidade de ácido acético e água na
30 saída. A reação é exotérmica, e o recipiente do reator é resfriado indiretamente por uso de um meio de troca térmica, tal como Dowtherm, que se estende, pelos tubos ou pelo recipiente, ou como uma camisa em torno dos

tubos compactados.

Em outras concretizações, uma ampla gama de catalisadores heterogêneos pode ser usada. Esses catalisadores são úteis na carbonilação de metanol: RhX_3 , $RhX_3 \cdot 3H_2O$, $Rh_2(CO)_4X_2$, $[Rh(CO)X_4]Y$, $Rh_2(CO)_8$,
 5 $Rh(NO_3)$, $[Rh(CO)_2X_2]Y$, Rh_2O_3 , $Rh(CH_3COO)_3$, $[Rh(C.sub.2 H_4)_2 X].sub.2$,
 $Rh[(C_6 H_5)_3 P]_2 (CO)X$, Rh metálico, $RhX[(C_6H_5)_3P]_2 (CH_3 X)_2$, $Rh(SnX_3)[(C_6 H_5)P]_3$,
 $RhX(CO)[(C_6 H_5)_3 Q]_2$, $(R_4 Z)[Rh (CO)_2 X]_2$, $(R_4 Z)_2 Rh(CO)X_4$],
 $RhX[(C_6 H_5)_3 P]_3$, $RhX[(C_6 H_5)_3 P]H_2$, $[(C_6H_5)_3P]_3 Rh(CO)H$ e $Y.sub.4$
 10 $Rh.sub.2 X.sub.2 (SnX.sub.3).sub.4$, em que: X é C1, Br ou I; Y é Na, Li ou K; Z é N, As ou P; Q é As, P ou Sb; e R é um grupo C.sub.1 a C.sub.12 alquila ou arila.

Em outras concretizações, um segundo co-catalisador pode ser também usado. Esses catalisadores secundários podem ser selecionados de
 15 $CoCl.sub.2$, $RuCl.sub.3$, $PdCl.sub.2$, $PtCl.sub.2$, $CuCl.sub.2$, $AgNO.sub.3$,
 $AuCl.sub.3$, $CdCl.sub.2$, $ZnCl.sub.2$, $OsCl.sub.3$, $IrCl.sub.3$, $NiCl.sub.2$, $MnCl.sub.2$,
 $ReCl.sub.5$, $CrCl.sub.3$, $MoCl.sub.3$, $WCl.sub.6$, $VCl.sub.3$, $NbCl.sub.5$,
 $TaCl.sub.5$, $TiCl.sub.4$, $ZrCl.sub.4$, $HfCl.sub.4$, LiI , NaI , KI , $RbCl$,
 $BeCl.sub.2$, $MgCl.sub.2$, $CaCl.sub.2$, $SrCl.sub.2$ e $BaCl.sub.2$. A patente U.S. 5.414.161 é incorporada por referência.

20 Uma ampla gama de promotores, além de iodeto de metila, pode ser usada em outras concretizações. Esses promotores incluem, mas não são limitados a, $CH.sub.3 Br$, $CH.sub.3 Cl$, $I.sub.2$, $Br.sub.2$, $Cl.sub.2$, HI , HBr e HCl .

25 Em outras concretizações alternativas, o reator pode ser um reator para fase líquida. Em uma concretização, um catalisador sólido, tais como aqueles listados acima, pode ser suspenso em um líquido inerte, tal como um óleo mineral. Nessa concretização, os reagentes gasosos podem ser borbulhados pelo líquido inerte.

30 Em outra concretização de uma reação de carbonilação, o catalisador é um catalisador homogêneo, composto de um complexo de um ou mais metais do Grupo VIII, dissolvido em uma solução. Nessa concretização, os reagentes gasosos são dissolvidos na solução contendo o catalisador e

separador adequado, no qual o hidrogênio é removido do restante da mistura. O hidrogênio 123b, compreendendo acetato de metila, metanol, água e ácido acético, é alimentado a uma coluna de destilação 124, na qual uma mistura 124a de iodeto de metila, acetato de metila, hidrogênio e metanol é separada de uma mistura 124b de ácido acético e água. A mistura de iodeto de metila, acetato de metila e metanol 124a é enviada para uma coluna de destilação 125, na qual iodeto de metila 125a é recuperada e separada como uma mistura azeotrópica na fase vapor. O promotor de iodeto de metila 125a é depois reciclado para unir os gases entrando no reator de acetato de metila 122. A mistura de acetato de metila e metanol 125b é enviada para o reator de etanol 127.

Em outra concretização, a mistura oriunda do reator de acetato de metila é alimentada a uma coluna de separação, separando uma parte líquida de água e ácido acético, e uma parte vapor de acetato de metila, iodeto de metila, hidrogênio e metanol. A mistura de acetato de metila, iodeto de metila e metanol é enviada para um segundo aparelho de destilação, separando iodeto de metila na fase vapor e reciclando de volta para o reator de acetato de metila. A mistura de acetato de metila, metanol e hidrogênio remanescente é enviada para o reator de etanol 127.

Na concretização preferida, o ácido acético e a água são enviados para outra coluna de destilação 126, que remove a maior parte da água do ácido acético 126b. O ácido acético 126b é depois alimentado vaporizado ao reator de etanol 127. A água 126a é removida para uso no processo no processo ou descarregado.

O reator de etanol 127 é um reator de leito compacto, que opera a uma faixa de temperaturas de 160 a 300°C (otimamente, em torno de 260°C), e em uma faixa de pressões de 3.500 a 4.500 kPa (otimamente, 4.000 kPa). O catalisador é um catalisador de hidrogenação comercialmente conhecido, composto de cromo, níquel e cobre, disponível da Degussa. O catalisador é carregado em um leito compacto com um material inerte. O recipiente é, nessa concretização, um ou mais tubos verticais, aproximadamente 2,5 a 5,0 cm (meia polegada a duas polegadas) em diâmetro interno e

com um comprimento de (óxido metálico pés) 4,57 a 9,14 m (faixa de 15 a 30 pés). Excesso de hidrogênio é usado na reação, na concretização preferida um excesso de 10:1 de hidrogênio para acetato de metila (esse pode variar de nenhum excesso a um excesso de 15:1). O hidrogênio já está presente na mistura de reagentes. Se houver hidrogênio insuficiente, uma fonte externa pode ser usada. A reação no reator de etanol é exotérmica e o recipiente do reator é resfriado indiretamente por uso de um meio de troca térmica, tal como Dowtherm, que escoia nos tubos pelo recipiente, ou como uma camisa circundando os tubos do recipiente.

Em outras concretizações, podem ser usados vários catalisadores de hidrogenação. O catalisador de hidrogenação, que pode ser empregado na reação de hidrogenação, inclui aqueles compostos contendo cobre, por exemplo, Cu--Co--Zn, Cu--Zn--Fe, Cu--Co--Zn--Fe, Cu--Co--Zn--Fe--Ca, Cu--Co--Zn--Mo--Na e Cu--Co--Zn--Fe. O catalisador pode ser preparado por adição de uma solução de $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ dissolvido em água destilada a uma solução de pelo menos um composto metálico, selecionado do grupo consistindo em $\text{Zn}(\text{OAc})_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, $\text{Co}(\text{OAc})_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$, $\text{Cu}(\text{OAc})_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$, $\text{Fe}(\text{NO}_3)_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$, $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24} \cdot 4\text{H}_2\text{O}$, $\text{Ca}(\text{NO}_3)_2 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$, NaOH, K_2PtCl_6 , PdCl_2 , RhCl_3 , RuCl_3 , NiCl_2 , CrCl_3 , WCl_3 , OsCl_3 e AlCl_3 , secagem da mistura resultante a uma temperatura de cerca de 120°C de um dia para o outro e calcinação do material seco a uma temperatura de cerca de 450°C e por um período de cerca de 16 horas. O composto metálico pode ser empregado em uma proporção variando de 0,01 a 95% em peso, particularmente, de 0,1 a 80% em peso, e, especialmente, de 1 a 50% em peso. Muitos outros catalisadores para esse tipo de reação de éster em ácido são disponíveis e caracterizados. As patentes U.S. 5.414.161, 5.233.099, 5.233.100 e 6.002.054 são incorporadas por referência.

Retornando à Figura 1C, a corrente efluente 127a do reator de hidrogenação consiste em metanol, etanol, hidrogênio e água. O hidrogênio 128a é separado dessa mistura em uma coluna de destilação 128 por

destilação de vaporização rápida ou outro tipo de destilação, e o hidrogênio 128a é reciclado de volta para a entrada do reator de metanol 120. A mistura remanescente 128 de etanol, metanol e água é destilada em um aparelho de destilação 129, e o metanol 129a na fração de vapor é reciclado para a entrada do reator de metanol.

A fração de etanol 129b remanescente, com menos de 20% em peso de água, é então enviada para uma unidade de pervaporação 130, tal como aquela projetada pela Sulzer, para separar a água 130b e produzir etanol de grau de especificação. O álcool anidro 130a da unidade de pervaporação de etanol é então dirigido para os tanques de armazenamento. Dois tanques de armazenamento são proporcionados para armazenamento de etanol, com uma capacidade total de 4.700.000 litros (1,2 milhão de galões norte-americanos) (aproximadamente 21 dias de operação). A gasolina para desnaturação é injetada antes do armazenamento. O tanque de armazenamento de gasolina tem uma capacidade de 235.000 litros (62.500 galões norte-americanos), que é suficiente para aproximadamente 16 dias de operação.

Em outra concretização da invenção, uma rota para etanol por uma carbonilação em quatro reatores pode ser usada, como ilustrado na Figura 6. Nessa concretização, a corrente de gás de síntese 115 é convertida no reator de metanol 120, como descrito previamente. Esses gases são transferidos para um reator para fase líquida 601, no qual são postos em contato com um catalisador, por exemplo, irídio sobre carbono. Ródio também pode ser efetivo para essa reação, bem como outros metais do Grupo VIII sobre suportes sólidos. Alguns catalisadores efetivos conhecidos, que podem ser usados nessa carbonilação, são $\text{Ir}_4(\text{CO})_{12}$, dicarbonildiodeto de ródio, RhCl_3 , RhI_3 , $\text{RhI}_2(\text{CO})_2$. Nessa concretização, os reagentes são reagidos sob pressão entre (965,3 e 1.103,2 kPa - 140 e 160 psi), a uma temperatura entre 215 e 250°C, em uma solução de um promotor, tal como halogeneto de alquila. O iodeto de metila pode ser esse promotor, entre outros, tais como CH_3Br , CH_3Cl , I_2 , Br_2 , Cl_2 , HI , HBr e HCl .

Os produtos dessa reação são ácido acético, hidrogênio e água. O hidrogênio deve ser removido da solução por destilação em um destilador 602. O hidrogênio 602a é enviado para o reator de etanol 127. Na etapa seguinte, a mistura de ácido acético e água é enviada para um reator 603, no qual etanol é adicionado na presença de um catalisador oxidante, tal como 5 óxido de enxofre. Essa reação ocorre em fase líquida, aproximadamente na pressão atmosférica (103,4 a 172,4 kPa - 15 a 25 psi) e uma temperatura entre 90 e 110°C (de preferência, 100°C). A última etapa pode ocorrer após os produtos, acetato de etila e água, terem as suas temperaturas aumenta- 10 das no aquecedor 604 entre 250 e 270°C, e comprimidos em um compressor 605 a uma pressão entre (4,0 e 4,2 MPa - 580 e 610 psi), que são as condições do reator de etanol 606. O hidrogênio 602a é adicionado aos reagentes, acetato de etila e água, para produzir etanol e água. Os catalisadores de hidrogenação similares àqueles usados para o processo de acetato de metila 15 podem ser usados nesse caso, tal como Cu - Cr - Ni em um catalisador de leito compacto.

A corrente resultante de etanol e água é dividida em duas correntes, em que 606a é transferida para o reator de acetato de etila 603, e o resto 606b é pervaporado em uma unidade de pervaporação Sulzer 130, 20 para separar a água remanescente do etanol. Dessa maneira, o etanol é formado a partir de gás de síntese.

Notou-se previamente que o reator de etanol 127, o reator de acetato de metila 122 e o reator de metanol 120 da Figura 1C são exotérmicos, e que os reatores de acetato de metila e etanol empregam um meio de 25 transferência líquido, tal como Dowtherm, para resfriar as misturas reacionais. Um meio de troca térmica líquido pode ser assim usado para transferir esse calor para outros processos que requerem calor. Desse modo, é possível elaborar um circuito fechado de meio de troca térmica, que pode transferir calor pela planta. Esse esquema é ilustrado na Figura 8. Essa ilustração 30 mostra um fluxo de meio de troca térmica líquido 801 pela planta. Os vários equipamentos de processo ao longo desse circuito fechado, tais como destiladores ou reatores, são engenheirados de modo a ter superfícies de troca

térmica capazes de contatar o meio reacional líquido e transferir calor para o ou do meio. Em uma etapa, o meio líquido aplica calor ao secador 102 da Figura 1A. O secador, por resfriamento da sua corrente de descarga, pode proporcionar calor ao meio líquido por contato dos gases de descarga com o meio líquido. O secador requer, ao mesmo tempo, calor para produzir a corrente usada para secar biomassa, e pode usar meio líquido para esse fim.

Nessa concretização, o circuito fechado, que pode ser criado pelas linhas conduzindo o meio líquido entre os componentes da planta, pode ser dirigido para as unidades de compressão entre os estágios 116 e 118 da Figura 1B, que geram calor, que pode ser transferido para o meio. Ao longo da mesma rota, o meio 801 transfere calor por contato dos trocadores de calor 116a e 118a da Figura 1B. O meio pode ainda transferir calor para o sistema de remoção de CO₂ 119.

Em uma outra elaboração, o meio de transferência líquido pode receber calor por entrada em contato com os gases de combustão do gaseificador a vapor 106, reator de metanol 120, reator de acetato de metila 122 e reator de etanol 127 da Figura 1C. De maneira similar, o meio pode transferir calor para os aparelhos de destilação 124, 125, 126, 129 e 130 da Figura 1C.

Em outras concretizações, o meio líquido pode ser usado para aquecer vapor em um trocador 802, para uso em processos externos. Esse exemplo é meramente ilustrativo, e não esgota a possibilidade para uso do meio de transferência térmica líquido. O processo de destilação emprega uma etapa de resfriamento para tornar a composição de reação líquida, e essa etapa de resfriamento pode ser usada para transferir calor para o meio. O uso desse meio vai ser, naturalmente altamente dependente da planta específica, e deve ser ajustado para melhor equilibrar os fluxos de calor pelo sistema.

Dessa maneira, juntamente com a recuperação térmica dos gases de combustão e do gás de síntese, pode-se notar que o processo de biomassa em etanol continua, usando mais o calor disponível e, desse modo, minimizando a quantidade de combustíveis externos para operação no

processo.

Vários sistemas de utilidades são necessários ao longo da planta. Esses incluem vapor de alta pressão, vapor de média pressão, vapor de baixa pressão, água de resfriamento, ar instrumental, sistema de controle, 5 eletricidade, gás combustível e chama auxiliar, condicionamento de água de produto e condicionamento de água de alimentação de caldeira. A água de resfriamento é necessária no sistema de destilação de etanol. "Dowtherm" (marca de fluido térmico) é usado para fornecer calor para as colunas de destilação, bem como remoção de calor dos reatores de metanol, acetato de 10 metila e etanol. Dois compressores a ar de rosca a 100%, operando a uma pressão manométrica de 760 kPag proporcionam ar de instrumentação. Os secadores de ar de instrumentação, baseados em tecnologia de desidratação de sílica-gel, vão fornecer ar de instrumentação a um ponto de orvalho mínimo de 50°C (@ 700 kPag). Uma fonte de ar de instrumentação de 60 15 minutos vai ser acumulada no receptor de ar seco entre as pressões normal e mínima. O controle de processo vai ser feito pelo sistema de controle distribuído (DCS), com base em instrumentos (transmissores / transdutores) localizados ao longo da instalação industrial, montado em equipamento de processamento. O controle de alarme e parada vai ser feito por sinais de 20 campo enviados para e de um DCS na sala de controle e vai ser rastreado por um registrador de dados de eventos em seqüência, para análise subsequente. Os dispositivos de dosagem de fluxo vão enviar informações ao PLC para exibição local de fluxo atuais e fluxos totalizados. As entradas e saídas da instrumentação e do equipamento de processo, mostradas nos P&IDs, 25 são monitoradas e controladas pelo PLC localizado na sala de controle da instalação. Todos os pontos de processo das cabines de controle no campo têm I/O (entradas / saídas) adequadas para a área. Todas as ligações no campo vão ser intrinsecamente seguras por uso de dispositivos limitadores de corrente na cabine de controle local. Os sinais digitais e analógicos para 30 e dos dispositivos em campo vão ser I/O intrinsecamente seguras. O sistema de controle vai usar um circuito fechado de controle de 24 V de corrente contínua para os instrumentos no campo. A reserva de bateria vai ser propor-

5 cionada em um sistema de energia interruptível (a carga está sempre conectada ao inversor) em linha real, capaz de manter a operação do sistema por uma hora. A qualidade do processo vai ser por meio de analisadores instalados, que vão proporcionar informações em linha dos dados de processo necessários. Os dados vão ser arquivados para análise em uma data posterior. Todo o sistema de controle e todas as variáveis de processo vão ser também capazes de monitoramento remoto pelo operador, para garantir que sejam mantidas as eficiências mecânica e de processo.

10 Vai-se considerar a descrição acima relacionada com a invenção por meio apenas de exemplo. Muitas variações da invenção vão ser óbvias para aqueles versados na técnica, essas variações óbvias estão dentro do âmbito da invenção, como indicado no presente relatório descritivo, se ou não descrito expressamente.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo de produção de etanol a partir de gás de síntese, compreendendo:

proporcionar gás de síntese;

5 converter o gás de síntese, na presença de um catalisador, para produzir uma mistura compreendendo metanol e monóxido de carbono e hidrogênio;

10 produzir uma mistura compreendendo acetato de metila, hidrogênio, metanol, ácido acético e água, por reação de metanol, monóxido de carbono e hidrogênio, na presença de um promotor e um catalisador metálico compreendendo um metal selecionado do grupo consistindo em irídio, ferro, cobalto, níquel, rutênio, paládio, ósmio e platina, e o promotor;

15 separar a mistura compreendendo acetato de metila, hidrogênio, metanol, ácido acético e água, para produzir uma mistura de acetato de metila e metanol e uma fração selecionado do grupo consistindo em uma fração de hidrogênio, uma fração de promotor, uma fração de ácido acético e uma fração de água; e

20 produzir uma mistura compreendendo etanol por reação do acetato de metila e da mistura de metanol com hidrogênio, na presença de um catalisador de hidrogenação.

2. Processo de produção de etanol de acordo com a reivindicação 1, no qual o catalisador compreendendo um metal é um catalisador de irídio.

25 3. Processo de produção de etanol de acordo com a reivindicação 1 ou 2, no qual o catalisador compreendendo um metal é acetato de irídio.

4. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 3, no qual o promotor é um halogeneto de alquila.

30 5. Processo de produção de etanol de acordo com a reivindicação 4, no qual o promotor é iodeto de metila.

6. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 5, no qual a conversão do gás de síntese compre-

ende ainda:

comprimir o gás de síntese para produzir gás de síntese comprimido;

5 aquecer o gás de síntese comprimido para produzir gás de síntese comprimido aquecido;

reformatar por vapor o gás de síntese comprimido aquecido para produzir gás de síntese reformado;

recomprimir o gás de síntese reformado para produzir gás de síntese reformado comprimido; e

10 converter o gás de síntese reformado comprimido em uma mistura compreendendo metanol, monóxido de carbono, dióxido de carbono e hidrogênio.

7. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 6, no qual a conversão do gás de síntese compreende ainda a remoção do dióxido de carbono da mistura.

8. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 7, no qual na remoção do dióxido de carbono da mistura, esta é pelo menos parcialmente aquecida usando calor de um meio de troca térmica, em que o dito meio recebe calor gerado da produção de uma mistura compreendendo acetato de metila, hidrogênio, metanol, ácido acético e água, ou da produção de uma mistura compreendendo etanol.

9. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 6 a 8, no qual a pressão do gás de síntese comprimido aquecido é de 2.400 a 3.500 kPa, e em que a temperatura do gás de síntese comprimido aquecido é de 220 a 450°C.

10. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 6 a 9, no qual a reforma com vapor do gás de síntese comprimido é conduzida a uma pressão de 2.400 - 3.500 kPa, e a uma temperatura de 220 a 300°C.

30 11. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 6 a 10, no qual a pressão do gás de síntese reformado comprimido é entre 4.700 e 5.500 kPa, e a temperatura do gás de

síntese reformado comprimido é entre 220 e 300°C.

12. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 6 a 11, no qual a conversão do gás de síntese reformado comprimido na mistura compreendendo metanol compreende ainda borbulhar o gás de síntese reformado comprimido por uma polpa para produzir metanol, em que a dita polpa contém um catalisador metálico suspenso em um líquido inerte.

13. Processo de produção de etanol de acordo com a reivindicação 12, no qual a conversão do gás de síntese reformado comprimido na mistura compreendendo metanol compreende ainda adicionar vapor ao gás de síntese reformado comprimido, para produzir hidrogênio, que é adicionado ao gás de síntese reformado comprimido.

14. Processo de produção de etanol de acordo com a reivindicação 13, no qual a conversão do gás de síntese reformado comprimido na mistura compreendendo metanol compreende ainda remover dióxido de carbono.

15. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 6 a 14, no qual a conversão do gás de síntese reformado comprimido em metanol é conduzida a uma pressão de 4.700 a 5.500 kPa e a uma temperatura de 220 a 300°C.

16. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 15, compreendendo ainda uma fração de promotor, que é reciclada para a mistura compreendendo acetato de metila, hidrogênio, metanol, ácido acético e água.

17. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 16, compreendendo ainda uma fração de ácido acético, que é reciclada para a mistura compreendendo etanol.

18. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 17, no qual um reator de leito adensado é usado para a produção da mistura compreendendo etanol.

19. Processo de produção de etanol de acordo com a reivindicação 18, no qual o dito reator de leito adensado contém um catalisador, com-

preendido de cobre, níquel, cromo ou uma combinação deles, adsorvido em um material inerte.

20. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 19, no qual a produção da mistura compreendendo etanol é conduzida em fase gasosa, a uma temperatura de 160 a 300°C e a uma pressão de 3.500 a 4.500 kPa.

21. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 19, no qual a produção da mistura compreendendo etanol é conduzida com uma razão de hidrogênio para acetato de metila de 0:1 a 15:1.

22. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 20, no qual a produção da mistura compreendendo etanol é conduzida com uma razão de hidrogênio para acetato de metila de aproximadamente 10:1.

23. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 22, no qual a produção da mistura, compreendendo acetato de metila, hidrogênio, metanol, ácido acético e água, é conduzida em um reator de carbonilação de leito adensado.

24. Processo de produção de etanol de acordo com a reivindicação 23, no qual o dito reator de carbonilação de leito adensado é adensado com um material de carvão ativado, no qual é adsorvido o catalisador metálico.

25. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 24, no qual a produção da mistura compreendendo acetato de metila, hidrogênio, metanol, ácido acético e água é conduzida em fase gasosa, a uma pressão de 1.000 a 1.500 kPa e a uma temperatura de 200 a 300°C.

26. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 25, no qual a dita separação compreende destilar a mistura compreendendo acetato de metila, hidrogênio, metanol, ácido acético e água, para separar e reciclar os componentes e o promotor não reagidos.

27. Processo de acordo com a reivindicação 26, no qual a destilação compreende ainda destilar a mistura compreendendo acetato de metila, hidrogênio, metanol, ácido acético e água, para produzir uma fração de hidrogênio e uma mistura compreendendo ácido acético, acetato de metila, iodeto de metila, metanol e água.

28. Processo de acordo com a reivindicação 27, compreendendo ainda destilar a mistura compreendendo ácido acético, acetato de metila, iodeto de metila, metanol e água, para produzir uma mistura compreendendo acetato de metila e iodeto de metila, e uma mistura compreendendo ácido acético e água.

29. Processo de acordo com a reivindicação 28, compreendendo ainda:

destilar a mistura compreendendo acetato de metila e iodeto de metila, para produzir uma fração de acetato de metila e uma fração de iodeto de metila; e

remover água da mistura compreendendo ácido acético e água, para produzir uma fração de ácido acético.

30. Processo de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 29, no qual a separação da mistura compreendendo acetato de metila, hidrogênio, metanol, ácido acético e água é pelo menos parcialmente aquecida usando calor de um meio de troca térmica, em que o dito meio recebe calor gerado da produção de uma mistura compreendendo acetato de metila, hidrogênio, metanol, ácido acético e água, ou da produção de uma mistura compreendendo etanol.

31. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 30, compreendendo ainda:

separar a mistura compreendendo etanol, para produzir uma fração de etanol, uma fração de metanol e uma segunda fração de hidrogênio; e

reciclar a corrente de metanol e a segunda fração de hidrogênio, para converter o gás de síntese na mistura compreendendo metanol.

32. Processo de produção de etanol de acordo com a reivindica-

ção 31, no qual a separação da mistura compreendendo é pelo menos parcialmente aquecida usando calor de um meio de troca térmica, em que o dito meio recebe o calor gerado da produção de uma mistura compreendendo acetato de metila, hidrogênio, metanol, ácido acético e água, ou da produção de uma mistura compreendendo etanol.

33. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 1 a 32, no qual a provisão de gás de síntese compreende ainda gasificar a biomassa em um gaseificador de vapor tendo um leito fluidizado, para produzir uma corrente de gás de síntese.

34. Processo de produção de etanol de acordo com a reivindicação 33, no qual a provisão de gás de síntese compreende ainda secar a biomassa em um secador de vapor, a um teor de umidade de 1 a 30%, antes da gaseificação da biomassa.

35. Processo de produção de etanol de acordo com a reivindicação 34, no qual a secagem da biomassa é conduzida em um secador a vapor pelo menos parcialmente aquecido usando calor de um meio de troca térmica, em que o dito meio recebe calor gerado da produção de uma mistura compreendendo acetato de metila, hidrogênio, metanol, ácido acético e água, ou da produção de uma mistura compreendendo etanol.

36. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 33 a 35, no qual a gaseificação de biomassa em um gaseificador de vapor é conduzida a uma temperatura de 750 a 900°C e a uma pressão de 100 a 175 kPa.

37. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 33 a 36, no qual a provisão do gás de síntese compreende ainda remover matéria particulada da corrente de gás de síntese.

38. Processo de produção de etanol de acordo com a reivindicação 37, no qual a provisão do gás de síntese compreende resfriar o gás de síntese em um gerador de vapor de recuperação de calor de gás de síntese, para gerar vapor.

39. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer

uma das reivindicações de 33 a 38, no qual a provisão do gás de síntese compreende ainda purificar a corrente de gás de síntese, para remover os compostos contendo nitrogênio ou enxofre.

5 40. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 33 a 39, no qual a gaseificação da biomassa em um gaseificador de vapor compreende ainda:

produzir gases de combustão quentes por queima de um combustível; e

10 transferir os gases de combustão quentes a uma série de tubos embutida no leito fluidizado do gaseificador de vapor, para aquecer o leito fluidizado.

15 41. Processo de produção de etanol de acordo com a reivindicação 40, no qual o dito combustível é gás de síntese de baixa capacidade térmica, produzido por gaseificação de biomassa em um gaseificador de sopro de ar.

42. Processo de produção de etanol de acordo com a reivindicação 33 ou 41, no qual os ditos tubos têm um ou mais insertos metálicos dentro de cada tubo e estendendo-se pelo comprimento dele.

20 43. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 33 a 42, no qual a gaseificação da biomassa em um gaseificador de vapor compreende ainda:

soprar os gases de combustão quentes para um gerador de vapor de recuperação de calor de gases de combustão;

25 converter o vapor do gerador de vapor de recuperação de calor de gás de síntese em vapor no gerador de vapor de recuperação de calor de gases de combustão; e

transferir o dito vapor para gaseificar a biomassa em um gaseificador de vapor.

30 44. Processo de produção de etanol de acordo com a reivindicação 43, no qual a provisão do gás de síntese compreende ainda:

secar a biomassa em um secador de vapor a um teor de umidade de 1 a 30% ou menos, antes de gaseificar a dita biomassa em um gasei-

ficador de vapor;

transferir o condensado do secador de vapor para o gerador de vapor de recuperação de calor de gases de combustão, para gerar vapor; e

transferir o vapor gerado pelo gerador de vapor de recuperação de calor de gases de combustão para secar a biomassa em um secador de vapor.

45. Processo de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 33 a 44, no qual o dito combustível é selecionado do grupo consistindo em metanol, gás de síntese, gás de aterro ou gás obtido por digestão anaeróbica de estrume ou biossólidos.

46. Processo de produção de etanol de acordo com a reivindicação 1, compreendendo ainda:

converter o gás de síntese em metanol por borbulhamento de gás de síntese por um líquido inerte, a uma pressão de 4.700 a 5.500 kPa e a uma temperatura de 220 a 300°C;

produzir a mistura de acetato de etila, hidrogênio, metanol, ácido acético e água em um reator de leito adensado, na presença de um promotor, em que o catalisador metálico é acetato de irídio adsorvido em carvão ativado, e em que essa reação é conduzida a uma pressão de 900 a 1.500 kPa e a uma temperatura de 220 a 300°C;

produzir a mistura compreendendo etanol em um reator de leito adensado, em que o catalisador de hidrogenação é compreendido de cobre, níquel e cromo adsorvido em um material inerte, em que a produção da mistura compreendendo etanol é conduzida a uma temperatura de 160 a 300°C e a uma pressão de 3.500 a 4.500 kPa;

separar a mistura compreendendo acetato de metila, hidrogênio, metanol, ácido acético e água, para produzir uma fração de ácido acético; e

adicionar a fração de ácido acético ao reator para produzir etanol,

em que a provisão de gás de síntese compreende ainda:

secar a biomassa em um secador de vapor a um teor de umidade de 1 a 30%;

gaseificar a biomassa em um gaseificador de vapor para produzir gás de síntese, em que o dito gaseificador é um recipiente em forma de caixa tendo paredes verticais e uma cobertura; um leito fluidizado compreende areia de sílica, dolomita ou olivina, ou uma combinação delas; um fundo composto de uma chapa distribuidora tendo uma superfície interna e uma pluralidade de furos atravessantes, nos quais são montados cilindros tendo tampas, em que os ditos cilindros tampados são vazados, de modo a terem um canal estendendo-se de uma câmara de pressão abaixo da chapa distribuidora, que transporta vapor e no qual o dito canal se estende e se estreita a um ou mais furos de saída feitos nas ditas tampas, os furos de saída sendo transversais a um eixo longitudinal dos ditos cilindros, em que o vapor é injetado da câmara de pressão pelos tubos atravessantes no leito, de modo a fluidizar uniformemente o leito pelos furos de saída, em uma direção paralela a um plano definido pela superfície interna da chapa distribuidora; e em que o dito recipiente tem uma pluralidade de tubos embutida no leito, que transmite os gases de combustão quentes, de modo a aquecer o leito, e em que os ditos tubos são paralelos ao plano da chapa distribuidora e são dispostos em conjuntos, em que os tubos nos ditos conjuntos são paralelos entre si e têm uma orientação triangular entre si, e em que a dita gaseificação é conduzida a uma temperatura de 750 a 900°C e a uma pressão de 100 a 175 kPa; e em que os ditos gases de combustão quentes são produzidos por gaseificação de biomassa em um gaseificador por sopro de ar, para produzir gás de síntese de baixa capacidade térmica, e combustão do dito gás de síntese de baixa capacidade térmica.

25 47. Processo de produção de etanol a partir de gás de síntese, o dito processo compreendendo:

proporcionar gás de síntese;

30 converter o gás de síntese, na presença de um catalisador, para produzir uma mistura compreendendo metanol, monóxido de carbono e hidrogênio;

 produzir uma mistura compreendendo ácido acético, monóxido de carbono e hidrogênio por reação de metanol, monóxido de carbono e hi-

drogênio na presença de um ou mais catalisadores;

produzir uma mistura compreendendo acetato de etila por reação de ácido acético, etanol e monóxido de carbono, na presença de um ou mais catalisadores; e

5 produzir uma mistura compreendendo etanol por reação de acetato de etila com hidrogênio, na presença de um catalisador de hidrogenação.

48. Processo de produção de etanol a partir de gás de síntese de acordo com a reivindicação 47, no qual a produção de uma mistura compreendendo ácido acético, monóxido de carbono e hidrogênio é conduzida em fase gasosa, a uma temperatura de 215 a 250°C e a uma pressão de 965,3 e 1.103,2 kPa (140 e 160 psi).

49. Processo de produção de etanol a partir de gás de síntese de acordo com a reivindicação 47 ou 48, no qual a produção de uma mistura compreendendo ácido acético, monóxido de carbono e hidrogênio é conduzida usando catalisador compreendendo um metal do Grupo VIII.

50. Processo de produção de etanol a partir de gás de síntese de acordo com a reivindicação 49, no qual o dito catalisador é irídio, e em que o dito catalisador é adsorvido em um substrato de carbono sólido.

20 51. Processo de produção de etanol a partir de gás de síntese de acordo com qualquer uma das reivindicações de 47 a 50, no qual a produção de uma mistura compreendendo acetato de etila é conduzida em fase líquida, a uma temperatura de 90 a 110°C e de 103,4 a 172,4 kPa (15 a 25 psi).

25 52. Processo de produção de etanol a partir de gás de síntese de acordo com qualquer uma das reivindicações de 47 a 51, no qual a produção de uma mistura compreendendo acetato de etila é conduzida usando um catalisador compreendendo óxido de enxofre.

30 53. Processo de produção de etanol a partir de gás de síntese de acordo com qualquer uma das reivindicações de 47 a 52, no qual a produção de uma mistura compreendendo etanol, por reação de acetato de etila com hidrogênio, é conduzida em fase gasosa, a uma temperatura de 250 a

270°C e a uma pressão de 4,0 a 4,2 MPa (580 a 610 psi).

54. Processo de produção de etanol a partir de gás de síntese de acordo com qualquer uma das reivindicações de 47 a 53, no qual a produção de etanol, por reação de acetato de etila com hidrogênio, é conduzida na presença de catalisador compreendendo cobre, níquel, cromo ou qualquer combinação deles.

55. Processo de produção de etanol a partir de gás de síntese de acordo com qualquer uma das reivindicações de 47 a 54, no qual a produção de etanol, por reação de acetato de etila com hidrogênio, para produção de uma mistura compreendendo acetato de etila.

56. Processo de produção de etanol a partir de gás de síntese de acordo com qualquer uma das reivindicações de 47 a 55, incluindo ainda a separação de hidrogênio, após a produção de uma mistura compreendendo ácido acético, monóxido de carbono e hidrogênio, e a adição do dito hidrogênio, para a produção de etanol por reação de acetato de etila com hidrogênio.

57. Processo de produção de etanol a partir de biomassa, o dito processo compreendendo:

gaseificar biomassa, na presença de vapor e na ausência de ar, em um gaseificador de vapor, para produzir gás de síntese, em que o dito gaseificador de vapor é um recipiente em forma de caixa, incluindo uma pluralidade de tubos e um fundo que é uma chapa distribuidora; e

reagir o gás de síntese na presença de um ou mais catalisadores, para produzir etanol, em que a gaseificação da biomassa inclui:

transmitir os gases quentes pelos tubos;
colocar a biomassa no gaseificador de vapor; e
fluidizar o leito por injeção de vapor pela chapa distribuidora no leito.

58. Processo de produção de etanol a partir de biomassa de acordo com a reivindicação 57, no qual a reação do gás de síntese compreende:

produzir uma mistura de metanol, monóxido de carbono e hidro-

gênio por reação do gás de síntese, na presença de um ou mais catalisadores;

5 produzir uma mistura compreendendo ácido acético, hidrogênio e monóxido de carbono por reação de metanol, monóxido de carbono e hidrogênio na presença de um ou mais catalisadores;

separar hidrogênio da mistura compreendendo ácido acético, hidrogênio e água;

10 produzir uma mistura compreendendo acetato de etila e água por reação de ácido acético com etanol, na presença de um ou mais catalisadores; e

produzir uma mistura compreendendo etanol por reação de acetato de etila e hidrogênio na presença de um ou mais catalisadores.

15 59. Processo de produção de etanol a partir de biomassa de acordo com a reivindicação 57, no qual a reação do gás de síntese compreende:

produzir uma mistura compreendendo metanol, monóxido de carbono e hidrogênio por reação do gás de síntese na presença de um ou mais catalisadores;

20 produzir uma mistura compreendendo ácido acético, hidrogênio e monóxido de carbono por reação de metanol, monóxido de carbono e hidrogênio na presença de um ou mais catalisadores; e

produzir uma mistura compreendendo etanol por reação de ácido acético e hidrogênio na presença de um ou mais catalisadores.

25 60. Processo de produção de etanol a partir de biomassa de acordo com a reivindicação 57, no qual a reação do gás de síntese compreende:

produzir uma mistura compreendendo metanol, monóxido de carbono e hidrogênio por reação do gás de síntese em metanol, na presença de um catalisador;

30 produzir uma mistura compreendendo acetato de metila e hidrogênio por reação de metanol e monóxido de carbono na presença de um catalisador; e

produzir uma mistura compreendendo etanol e metanol por reação de acetato de metila e hidrogênio na presença de um ou mais catalisadores.

5 61. Processo de produção de etanol a partir de biomassa de acordo com a reivindicação 57, no qual a reação do gás de síntese compreende:

produzir uma mistura compreendendo metanol, monóxido de carbono e hidrogênio por reação do gás de síntese em metanol, na presença de um catalisador; e

10 produzir uma mistura compreendendo etanol por reação de metanol, monóxido de carbono e hidrogênio na presença de um ou mais catalisadores.

15 62. Processo de produção de etanol a partir de biomassa de acordo com a reivindicação 57, no qual a dita reação do gás de síntese compreende produzir uma mistura compreendendo etanol por reação do gás de síntese na presença de um ou mais catalisadores de Fischer - Tropsch.

63. Processo de produção de etanol a partir de biomassa de acordo com a reivindicação 57, no qual a dita reação do gás de síntese compreende:

20 produzir uma mistura compreendendo acetaldeído por reação do gás de síntese na presença de um catalisador; e

produzir uma mistura compreendendo etanol por reação de acetaldeído com hidrogênio, na presença de um catalisador de hidrogenação.

25 64. Processo de produção de etanol a partir de biomassa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 57 a 63, no qual a gaseificação da biomassa é conduzida a uma pressão de 100 a 175 kPa e a uma temperatura de 750 a 900°C.

30 65. Processo de produção de etanol a partir de biomassa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 57 a 64, no qual os ditos gases de combustão quentes são proporcionados por gaseificação da biomassa em um gaseificador de sopro de ar, para produzir um gás de síntese de baixa capacidade térmica, e queima do dito gás de síntese de baixa capaci-

dade térmica para produzir gases de combustão quentes.

5 66. Processo de produção de etanol a partir de biomassa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 57 a 66, no qual a gaseificação de uma biomassa em um gaseificador de sopro de ar é conduzida a uma pressão de 100 a 175 kPa e a uma temperatura de 750 a 900°C.

10 67. Processo de produção de etanol a partir de biomassa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 57 a 66, no qual o dito gaseificador de vapor compreende paredes e uma cobertura curva, com uma saída na cobertura ou em uma parte superior de uma parede para a dita corrente de gás efluente, e o dito leito fluidizado é mantido a uma altura suficientemente abaixo da cobertura, de modo que nenhuma parte do leito fluidizado pode escapar pela saída, e de modo que o gás de síntese resida no espaço abaixo da cobertura por um período de um a cinco segundos.

15 68. Processo de produção de etanol a partir de biomassa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 57 a 67, no qual os ditos tubos são dispostos em atados de tubos, estendendo-se paralelos ao plano da chapa.

20 69. Processo de produção de etanol a partir de biomassa de acordo com a reivindicação 68, no qual os tubos nos ditos atados, quando vistos de uma extremidade, formam um modelo triangular entre si.

25 70. Processo de produção de etanol a partir de biomassa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 57 a 69, no qual a dita chapa distribuidora tem uma pluralidade de cilindros tampados montados em furos na dita chapa distribuidora, e cada cilindro tampado é vazado para formar um canal levando de uma câmara de pressão abaixo da chapa distribuidora que conduz vapor, e para fora do leito por um ou mais furos de saída dirigidos paralelos ao plano da chapa distribuidora.

30 71. Processo de produção de etanol a partir de biomassa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 57 a 70, no qual as partes vazadas dos cilindros tampados têm um diâmetro interno de 0,63 a 2,5 centímetros (1/4 a uma polegada) e os ditos cilindros tampados se estendem para cima da chapa distribuidora, a uma distância de 2,5 a 10,2 centímetros

(uma a quatro polegadas).

72. Processo de produção de etanol a partir de biomassa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 57 a 71, no qual os furos de saída dos cilindros tampados têm um diâmetro de 0,16 a 0,63 centímetro
5 (1/16 a 1/4 de polegada).

73. Processo de produção de etanol a partir de biomassa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 57 a 72, no qual os ditos tubos têm um diâmetro interno de 1,3 a 10,2 centímetros (meia a quatro polegadas).

10 74. Processo de produção de etanol a partir de biomassa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 57 a 73, no qual os gases de combustão quentes entram nos tubos no gaseificador de vapor, a uma temperatura de 1.000 a 1.200°C, e deixam o gaseificador de vapor, a uma temperatura de 750 a 900°C.

15 75. Processo de produção de gás de síntese a partir de biomassa, compreendendo as etapas de:

proporcionar um leito tendo uma pluralidade de tubos e compreendendo um material mineral, em que o dito leito fica contido em um recipiente em forma de caixa, tendo um fundo que é uma chapa distribuidora;

20 fluidizar o leito por injeção de vapor no leito pela chapa distribuidora, de uma maneira tal a fluidizar uniformemente o leito;

aquecer o leito por transmissão de gases quentes pelos tubos, em que os ditos gases de combustão quentes são produzidos por combustão de um combustível; e

25 injetar biomassa no leito, de modo a gaseificar a biomassa para produzir gás de síntese.

76. Processo de produção de gás de síntese a partir de biomassa de acordo com a reivindicação 75, no qual o dito recipiente tem paredes verticais, uma cobertura e uma saída posta na cobertura ou em uma parte
30 superior da parede.

77. Processo de produção de gás de síntese a partir de biomassa de acordo com a reivindicação 75, ou 76, no qual a injeção de biomassa é

conduzida de tal maneira que o leito fluido com a biomassa é mantido a uma altura na qual nada do material do leito pode escapar pela saída, e em que os ditos gases residem no espaço entre o leito e a cobertura, por um período de 1 a 5 segundos.

5 78. Processo de produção de gás de síntese a partir de biomassa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 75 a 77, no qual o dito aquecimento do leito, por transmissão dos gases quentes pelo conjunto de tubos, é conduzido de modo que os gases quentes entram nos tubos a uma temperatura de 900 a 1.200°C, e os ditos gases quentes saem dos tubos a uma temperatura de 750 a 900°C.

10 79. Processo de produção de gás de síntese a partir de biomassa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 75 a 78, no qual os ditos tubos têm um ou mais insertos metálicos dentro de cada tubo, e em que os ditos insertos se estendem pelo comprimento dos tubos.

15 80. Processo de produção de gás de síntese a partir de biomassa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 75 a 79 no qual os ditos tubos são dispostos em atados de tubos, estendendo-se paralelos ao plano da chapa.

20 81. Processo de produção de gás de síntese a partir de biomassa de acordo com a reivindicação 80, no qual os tubos nos ditos atados, quando vistos de uma extremidade, formam um modelo triangular entre si.

25 82. Processo de produção de gás de síntese a partir de biomassa de acordo com a reivindicação 80 ou 81, no qual o leito contém um a quatro atados de tubos, com um espaçamento entre os ditos tubos de 60,7 a 121,9 centímetros (dois a quatro pés), e em que o atado de tubos mais baixo é de 60,7 a 121,9 centímetros (dois a quatro pés) acima da chapa distribuidora.

30 83. Processo de produção de gás de síntese a partir de biomassa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 75 a 82, no qual a gaseificação da biomassa é conduzida a uma pressão de 100 a 175 kPa e a uma temperatura de 750 a 900°C.

84. Processo de produção de gás de síntese a partir de biomassa

sa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 75 a 83, no qual a dita chapa distribuidora tem uma pluralidade de furos e uma pluralidade de cilindros tampados montados nos ditos furos, e em que os ditos cilindros tampados são vazados de modo a terem um canal estendendo-se de uma câmara de pressão abaixo da chapa distribuidora, que conduz vapor, e em que o dito canal se estende para um ou mais furos de saída feitos nas ditas tampas transversais ao eixo longitudinal dos ditos cilindros, de modo que vapor é injetado da câmara de pressão para o leito, de modo a fluidizar o leito pelos furos de saída em uma direção paralela ao plano da chapa distribuidora.

85. Aparelho para produzir gás de síntese a partir de biomassa de acordo com a reivindicação 84, no qual os ditos cilindros tampados são dispostos na chapa distribuidora, de modo a fluidizar uniformemente o leito.

86. Aparelho para produzir gás de síntese a partir de biomassa de acordo com a reivindicação 84 ou 85, no qual os ditos cilindros tampados são dispostos na chapa distribuidora, de modo a formar um modelo retilíneo ou triangular repetitivo.

87. Aparelho para produzir gás de síntese a partir de biomassa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 84 a 86, no qual os ditos cilindros tampados se estendem da chapa distribuidora a uma distância entre (uma e quatro polegadas), e em que os ditos furos de saída têm um diâmetro de 0,16 a 0,63 centímetro (1/16 a 1/4 de polegada), e em que o canal dos ditos cilindros tampados têm um diâmetro de 0,63 a 2,5 centímetros (1/4 a uma polegada).

88. Processo de produção de gás de síntese a partir de biomassa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 75 a 87, no qual a injeção da biomassa no leito é conduzida usando um alimentador de rosca afilado disposto em uma parte do recipiente, de modo que a biomassa seja injetada na parte intermediária do leito, quando o leito é fluidizado, e na parte de topo do leito, quando não fluidizado, e de modo que um tarugo de biomassa seja formado próximo a um ponto onde a biomassa entra no recipiente, de tal modo a evitar a entrada de ar no leito.

89. Processo de produção de gás de síntese a partir de biomassa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 75 a 88, no qual os ditos tubos têm um diâmetro interno de 1,3 a 10,2 centímetros (meia a 4 polegadas).

5 90. Processo de produção de gás de síntese a partir de biomassa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 75 a 89, no qual o dito leito compreende um material mineral tendo um tamanho de partícula de 300 a 400 microns.

10 91. Processo de produção de gás de síntese a partir de biomassa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 75 a 90, no qual o dito leito compreende areia de sílica, dolomita ou olivina, ou uma combinação deles.

15 92. Processo de produção de gás de síntese a partir de biomassa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 71 a 85, incluindo ainda secar a biomassa em um secador de vapor pressurizado a um teor de umidade de 30% ou menos, antes de gaseificação da biomassa.

20 93. Processo de produção de gás de síntese a partir de biomassa de acordo com a reivindicação 92, compreendendo ainda descarregar os gases de combustão quentes dos tubos a um gerador de vapor de recuperação de calor, descarregar o condensado e o vapor produzidos pelo secador para o gerador de vapor de recuperação de calor, gerar vapor no gerador de vapor de recuperação de calor, e usar o vapor na secagem ou na fluidização do leito.

25 94. Processo de produção de gás de síntese a partir de biomassa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 75 a 93, compreendendo ainda descarregar os gases de combustão quentes dos tubos para um gerador de vapor de recuperação de calor, gerando vapor de uma fonte de vapor, e usando o vapor gerado pelo gerador de vapor de recuperação de calor na fluidização do leito.

30 95. Processo de produção de gás de síntese a partir de biomassa de acordo com a reivindicação 94, no qual a geração de vapor é conduzida por uso de vapor produzido por passagem do gás de síntese, produzido

por gaseificação por um gerador de vapor de recuperação de calor de gás de síntese.

5 96. Processo de produção de gás de síntese a partir de biomassa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 75 a 95, no qual os ditos gases são gases de combustão aquecidos, produzidos por queima de um combustível.

10 97. Processo de produção de gás de síntese a partir de biomassa de acordo com a reivindicação 96, no qual o dito combustível é selecionado do grupo consistindo em gás de aterro, gás natural, metano, combustíveis líquidos derivados de petróleo, óleos de aquecimento, óleos diesel, combustíveis derivados de biomassa, biodiesel, líquidos de Fischer - Tropsch, ou gases produzidos por digestão anaeróbica de estrume ou biossólidos.

15 98. Processo de produção de gás de síntese a partir de biomassa de acordo com a reivindicação 96, no qual o combustível é um gás de síntese de baixa capacidade térmica, produzido por gaseificação de biomassa em um gaseificador de sopro de ar.

99. Processo para produzir gás de síntese de biomassa de acordo com a reivindicação 98, no qual a gaseificação de biomassa em um gaseificador de sopro de ar inclui:

20 proporcionar um recipiente contendo um leito de areia de sílica;
fluidizar o dito leito por injeção de ar no leito;
colocar biomassa no leito; e
gaseificar a biomassa para produzir gás de síntese de baixa capacidade térmica.

25 100. Processo para produzir gás de síntese de biomassa de acordo com a reivindicação 93, no qual a dita areia de sílica tem um tamanho de partícula de 300 a 400 microns.

30 101. Processo para produzir gás de síntese de biomassa de acordo com a reivindicação 99 ou 100, no qual a injeção de ar no leito compreende:

proporcionar uma chapa distribuidora como um fundo do recipiente, tendo uma pluralidade de furos, cada furo tendo um cilindro tampado

montado nele, cada cilindro tampado sendo vazado de modo a ter um canal estendendo-se de uma câmara de pressão abaixo da chapa distribuidora, que conduz ar, estendendo-se a um ou mais furos de saída feitos nas ditas tampas, transversais ao eixo longitudinal dos ditos cilindros; e

5 transmitir ar pelos ditos cilindros e para o leito em uma direção paralela à chapa distribuidora, para fluidizar o leito.

102. Processo para produzir gás de síntese de biomassa de acordo com a reivindicação 101, no qual os ditos cilindros tampados são dispostos na chapa distribuidora, de modo a formar um modelo retilíneo ou triangular repetitivo.

103. Processo para produzir gás de síntese de biomassa de acordo com a reivindicação 101 ou 102, no qual os ditos cilindros tampados se estendem da chapa distribuidora a uma distância entre (1/4 e uma polegada), e em que os ditos furos de saída têm um diâmetro de 0,16 a 0,63 centímetro (1/16 a 1/4 de polegada), e em que o canal dos ditos cilindros tampados têm um diâmetro de 1,3 a 2,5 centímetros (meia a uma polegada).

104. Processo para produzir gás de síntese de biomassa de acordo com qualquer uma das reivindicações de 99 a 103, no qual a gaseificação da biomassa, para produzir um gás de síntese de baixa capacidade térmica, compreende:

aquecer o leito à temperatura operacional usando um queimador de partida;

manter a dita temperatura por injeção de ar e biomassa no leito.

105. Aparelho de produção de etanol, tal usina compreendendo:
25 um reator de metanol tendo uma entrada de gás de síntese, e tendo uma saída compreendendo metanol, monóxido de carbono e hidrogênio;

 um reator de acetato de metila tendo um catalisador compreendendo um metal selecionado do grupo consistindo em irídio, ferro, cobalto, níquel, rutênio, paládio, ósmio e platina, e usando um promotor, e tendo como uma saída uma mistura compreendendo acetato de metila, ácido acético, hidrogênio, hidrogênio e metanol;

um destilador que separa os componentes da mistura compreendendo acetato de metila, ácido acético, hidrogênio, hidrogênio e metanol; e

5 um reator de etanol tendo uma entrada compreendendo hidrogênio, acetato de metila e metanol, e tendo uma saída compreendendo etanol.

106. Aparelho de produção de etanol de acordo com a reivindicação 105, no qual o dito destilador separa hidrogênio de uma mistura compreendendo acetato de metila, ácido acético, hidrogênio e metanol, em que a dita fração de hidrogênio é alimentada ao reator de etanol; e tendo um segundo destilador separando os componentes da mistura compreendendo acetato de metila, ácido acético, água e metanol.

107. Aparelho de produção de etanol de acordo com a reivindicação 106, no qual o dito segundo destilador separa uma mistura de acetato de metila e metanol de uma mistura compreendendo ácido acético e água; e tendo um terceiro destilador separando os componentes da mistura compreendendo acetato de metila, metanol e o promotor.

108. Aparelho de produção de etanol de acordo com a reivindicação 107, no qual o dito terceiro destilador separa uma fração de promotor de uma mistura compreendendo acetato de metila e metanol, e em que a dita mistura de acetato de metila e metanol é alimentada ao reator de etanol, e em que a dita fração de promotor é alimentada ao reator de acetato de metila.

109. Aparelho de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 105 a 108, no qual o dito reator de acetato de metila tem um catalisador compreendendo irídio.

110. Aparelho de produção de etanol de acordo com a reivindicação 109, no qual o dito reator de acetato de metila tem um catalisador compreendendo acetato de irídio.

111. Aparelho de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 105 a 110, no qual o dito promotor é um halogeneto de alquila.

112. Aparelho de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 105 a 111, no qual o dito reator de acetato de metila opera em fase gasosa, a uma temperatura de 200 a 300°C e a uma pressão de 1.000 a 1.500 kPa.

5 113. Aparelho de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 105 a 112, no qual o dito o dito reator de acetato de metila é um reator de leito adensado, em que o dito leito adensado contém o catalisador adsorvido em carvão ativado.

10 114. Aparelho de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 105 a 113, no qual o dito reator de etanol emprega um catalisador compreendendo cobre, níquel e cromo, ou uma combinação deles em um material inerte.

15 115. Aparelho de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 105 a 114, no qual o dito reator de etanol opera em fase gasosa, a uma temperatura de 225 a 300°C e a uma pressão de 3.500 a 4.500 kPa.

116. Aparelho de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 105 a 115, no qual o dito reator de etanol opera com uma razão de hidrogênio para acetato de metila de 0:1 a 15:1.

20 117. Aparelho de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 105 a 116, tendo um pervaporador para separar ácido acético e água, em que o dito ácido acético é adicionado ao reator de etanol para produzir etanol.

25 118. Aparelho de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 105 a 117, no qual o dito reator de etanol é um reator de etanol adensado tendo um catalisador heterogêneo.

30 119. Aparelho de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 105 a 118, no qual o dito reator de metanol inclui um catalisador compreendido de compostos metálicos, suspensos em um líquido inerte, e em que os ditos monóxido de carbono, hidrogênio e metanol estão em fase gasosa.

120. Aparelho de produção de etanol de acordo com qualquer

uma das reivindicações de 105 a 119, no qual o dito reator de metanol opera com reagente e produtos em fase gasosa, a uma temperatura de 200 a 300°C e a uma pressão de 4.700 a 5.500 kPa.

5 121. Aparelho de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 105 a 120, no qual o dito reator de metanol é capaz de receber vapor, e o dito reator de metanol é capaz de reagir monóxido de carbono com vapor para produzir dióxido de carbono e hidrogênio.

10 122. Aparelho de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 105 a 121, compreendendo ainda um compressor, que comprime gás de síntese a uma pressão de 2.400 a 3.500 kPa, e um aquecedor, que aquece o gás de síntese a uma temperatura de 220 a 450°C, e passa o dito gás de síntese a um reformador de vapor, que comprime um catalisador de metal de base, e em que o dito reformador de vapor converte os hidrocarbonetos contidos no gás de síntese a monóxido de carbono e hidrogênio.

15 123. Aparelho de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 105 a 122, compreendendo ainda um compressor, que comprime gás de síntese a uma pressão de 4.700 a 5.500 kPa, e um aquecedor, que aquece o gás de síntese a uma temperatura de 200 a 20 300°C, e em que o dito gás de síntese passando por esse compressor é passado para o reator de metanol.

25 124. Aparelho de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 105 a 123, compreendendo ainda um destilador de vaporização rápida recebendo a saída do reator de etanol, e separação de hidrogênio, em que o reator de metanol é capaz de receber hidrogênio do destilador de vaporização rápida, e um destilador de metanol recebendo metanol e etanol do reator de etanol, e separação de metanol, em que o reator de metanol é capaz de receber metanol do destilador de metanol.

30 125. Aparelho de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 105 a 124, compreendendo ainda:

um gaseificador de vapor com um leito fluidizado, que recebe biomassa e vapor e descarrega gás de síntese;

em que o dito gaseificador de vapor tem tubos embutidos no leito, que recebem gases quentes, e ainda em que os ditos tubos aquecem o leito.

5 126. Aparelho de produção de etanol de acordo com a reivindicação 125, no qual o gaseificador de vapor é um recipiente tendo paredes verticais, em que essas paredes formam um retângulo tendo uma chapa distribuidora como um fundo, e em que a dita chapa distribuidora tem uma pluralidade de furos, cada furo sendo ocupado por um cilindro tampado, em que os ditos cilindros tampados são vazados de modo a terem um canal estendendo-se de uma câmara de pressão abaixo da chapa distribuidora, que
10 conduz vapor, e em que o dito canal se estende para um ou mais furos feitos nas ditas tampas, transversais ao eixo longitudinal dos ditos cilindros, em que vapor é injetado da câmara de pressão no leito, em uma direção paralela ao plano da dita chapa distribuidora.

15 127. Aparelho de produção de etanol de acordo com a reivindicação 126, no qual os ditos cilindros tampados são dispostos em um modelo triangular ou retangular repetitivo na chapa distribuidora.

20 128. Aparelho de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 125 a 127, no qual o gaseificador de vapor opera a uma temperatura de 750 a 900°C e a uma pressão de 100 a 175 kPa.

129. Aparelho de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 125 a 128, no qual o gaseificador de vapor tem um leito compreendendo areia de sílica, dolomita ou olivina, ou uma combinação deles.

25 130. Aparelho de produção de etanol de acordo com a reivindicação 128 ou 129, compreendendo ainda um queimador, que queima um combustível para produzir os gases quentes.

30 131. Aparelho de produção de etanol de acordo com a reivindicação 130, no qual o dito combustível é selecionado do grupo consistindo em metano, gás natural, gás de aterro, combustíveis líquidos derivados de petróleo, óleos de aquecimento, óleos diesel, combustíveis derivados de biomassa, biodiesel, líquidos de Fischer - Tropsch, ou gases produzidos por

digestão anaeróbica de estrume ou biossólidos.

132. Aparelho de produção de etanol de acordo com a reivindicação 130, compreendendo ainda um gaseificador de sopro de ar, que recebe biomassa e produz um gás de síntese de baixa capacidade térmica, e em
5 que o gás de síntese de baixa capacidade térmica é o combustível queimado no queimador.

133. Aparelho de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 130 a 132, compreendendo ainda um gerador de vapor de recuperação de calor, que recebe gases quentes do gaseificador
10 de vapor e gera vapor.

134. Aparelho de produção de etanol de acordo com a reivindicação 133, compreendendo ainda um secador de vapor pressurizado, que recebe vapor, do gerador de vapor de recuperação de calor, e biomassa, e descarrega biomassa, vapor resfriado e condensado de água, em que a dita
15 biomassa seca é adicionada ao gaseificador de vapor e ao gaseificador de sopro de ar, e em que o dito condensado é alimentado ao gerador de vapor de recuperação de calor.

135. Aparelho de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 125 a 134, no qual os ditos tubos são configura-
20 dos em atados, em que os atados são configurados de modo que os tubos se estendem paralelos ao plano da chapa distribuidora.

136. Aparelho de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 125 a 135, no qual os tubos nos ditos atados, quando vistos de uma extremidade, formam um modelo triangular.

25 136. Aparelho de produção de etanol de acordo com qualquer uma das reivindicações de 125 a 136, no qual os ditos tubos têm um ou mais insertos metálicos dentro do tubo, em que esses insertos se estendem pelo comprimento dos tubos.

30 138. Aparelho de produção de etanol de acordo com a reivindicação 105, no qual:

o reator de metanol opera a uma pressão de 4.700 a 5.500 kPa e a uma temperatura de 220 a 300°C;

em que o reator de acetato de metila é um reator de leito adensado, tendo um catalisador composto de acetato de irídio adsorvido em carvão ativado, e em que o dito reator opera a uma pressão de 900 a 1.500 kPa, e a uma temperatura de 200 a 300°C;

5 em que o reator de etanol é um reator de leito adensado, tendo um catalisador compreendendo cobre, níquel e cromo adsorvido em um material inerte, e em que o dito reator opera a uma temperatura de 160 a 300°C e a uma pressão de 3.500 a 4.500 kPa, e sendo capaz de reagir o ácido acético do reator de acetato de metila, para produzir etanol; e compreendendo
10 ainda:

um secador de biomassa que seca biomassa a um nível de umidade inferior a 30%;

um gaseificador de vapor que gaseifica biomassa em gás de síntese, em que o dito gaseificador é um recipiente em forma de caixa tendo um
15 leito compreendendo areia de sílica, dolomita ou olivina, ou uma combinação delas, o dito recipiente tendo um fundo, que é uma chapas metálicas tendo uma pluralidade de furos, nos quais são montados cilindros tendo tampas, em que os ditos cilindros tampados são vazados, de modo a terem um canal estendendo-se de uma câmara de pressão abaixo da chapa distribuidora,
20 que conduz vapor, e em que o dito canal se estende para um ou mais furos de saída feitos nas ditas tampas, transversais ao eixo longitudinal dos ditos cilindros, de modo que vapor é injetado da câmara de pressão no leito, de modo a fluidizar o leito pelos furos de saída, em uma direção paralela ao plano da chapa distribuidora; e em que o dito recipiente tem uma pluralidade
25 de tubos embutidos no leito, que conduzem gases quentes de combustão, de modo a aquecer o leito, e em que os ditos tubos se estendem paralelos ao plano da chapa distribuidora, e em que os ditos tubos são dispostos em atados nos quais os ditos tubos, quando vistos da extremidade, têm uma orientação triangular entre si, e que opera a uma temperatura de 750 a
30 900°C e a uma pressão de 100 a 175 kPa;

um gaseificador de sopro de ar que gaseifica biomassa em gás de síntese de baixa capacidade térmica; e

um queimador que queima o dito gás de síntese de baixa capacidade térmica, para proporcionar os gases de combustão quentes ao dito gaseificador de vapor.

139. Processo de produção de etanol, compreendendo:

5 gaseificar biomassa para produzir gás de síntese contendo monóxido de carbono e hidrogênio;

reagir gás de síntese na presença de um catalisador metálico para produzir uma mistura compreendendo metanol e monóxido de carbono;

10 reagir metanol e monóxido de carbono na presença de um segundo catalisador metálico, para produzir uma mistura compreendendo acetato de metila; e

reagir acetato de metila e hidrogênio na presença de um catalisador de hidrogenação, para produzir uma mistura compreendendo etanol.

140. Processo de produção de etanol, compreendendo:

15 gaseificar biomassa em uma câmara de gaseificação de leito fluidizado, com vapor adicionado e na ausência de ar, em que a dita câmara é indiretamente aquecida usando gases quentes formados da combustão de um combustível, para produzir gás de síntese; e

20 reagir gás de síntese em uma reação catalítica escalonada para produzir etanol.

FIG. 1A

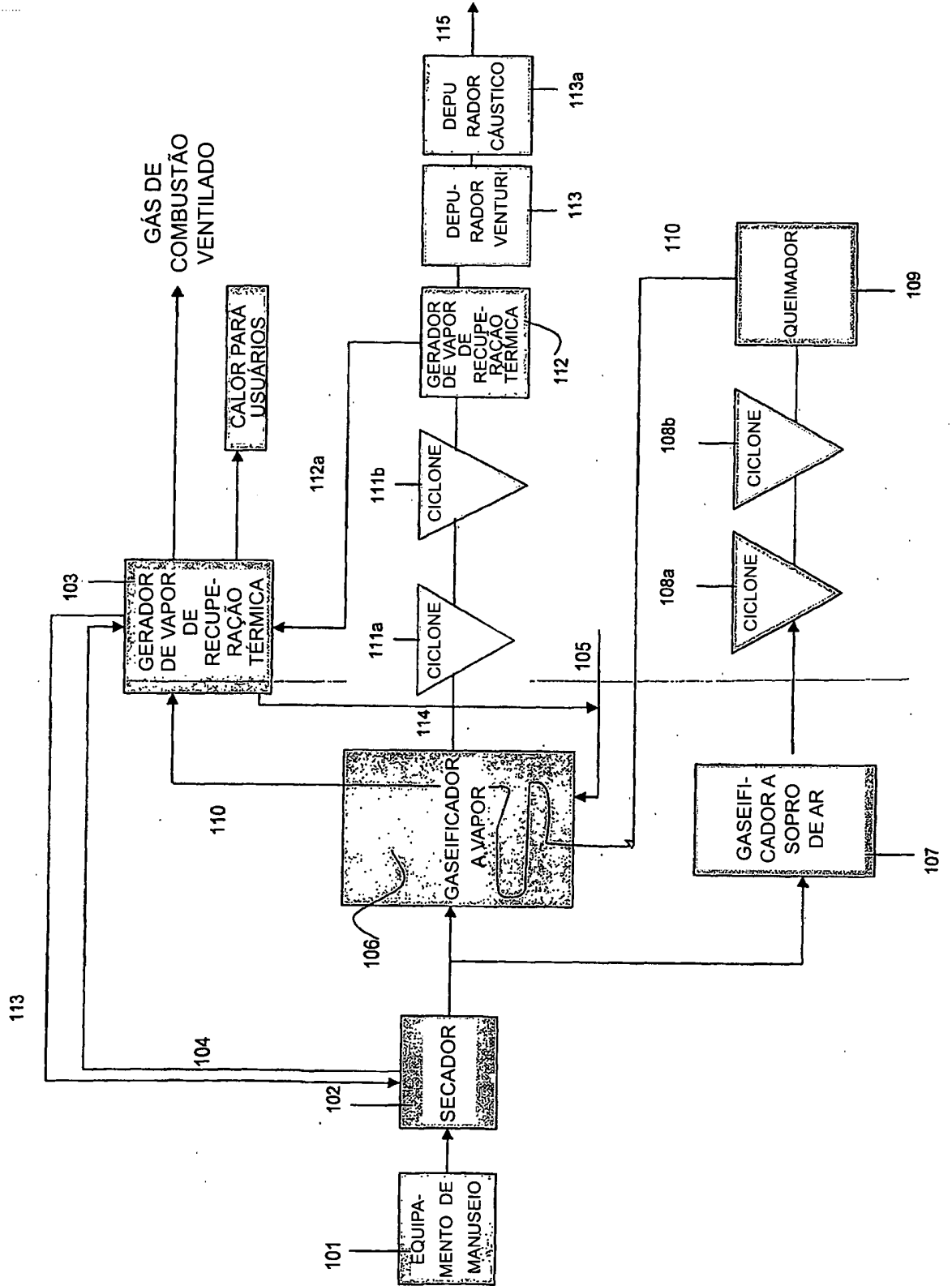


FIG. 1B

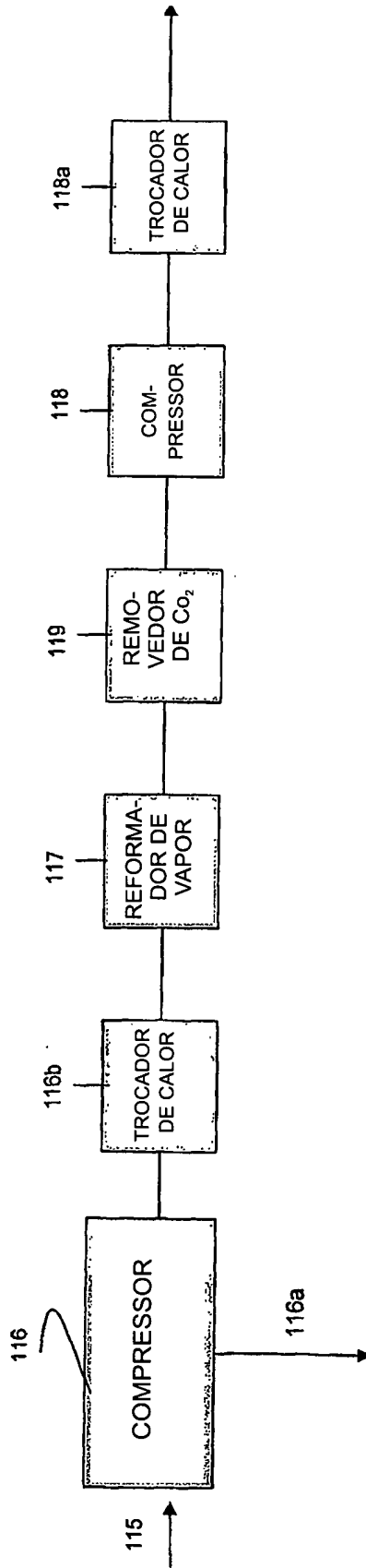


FIG. 1C

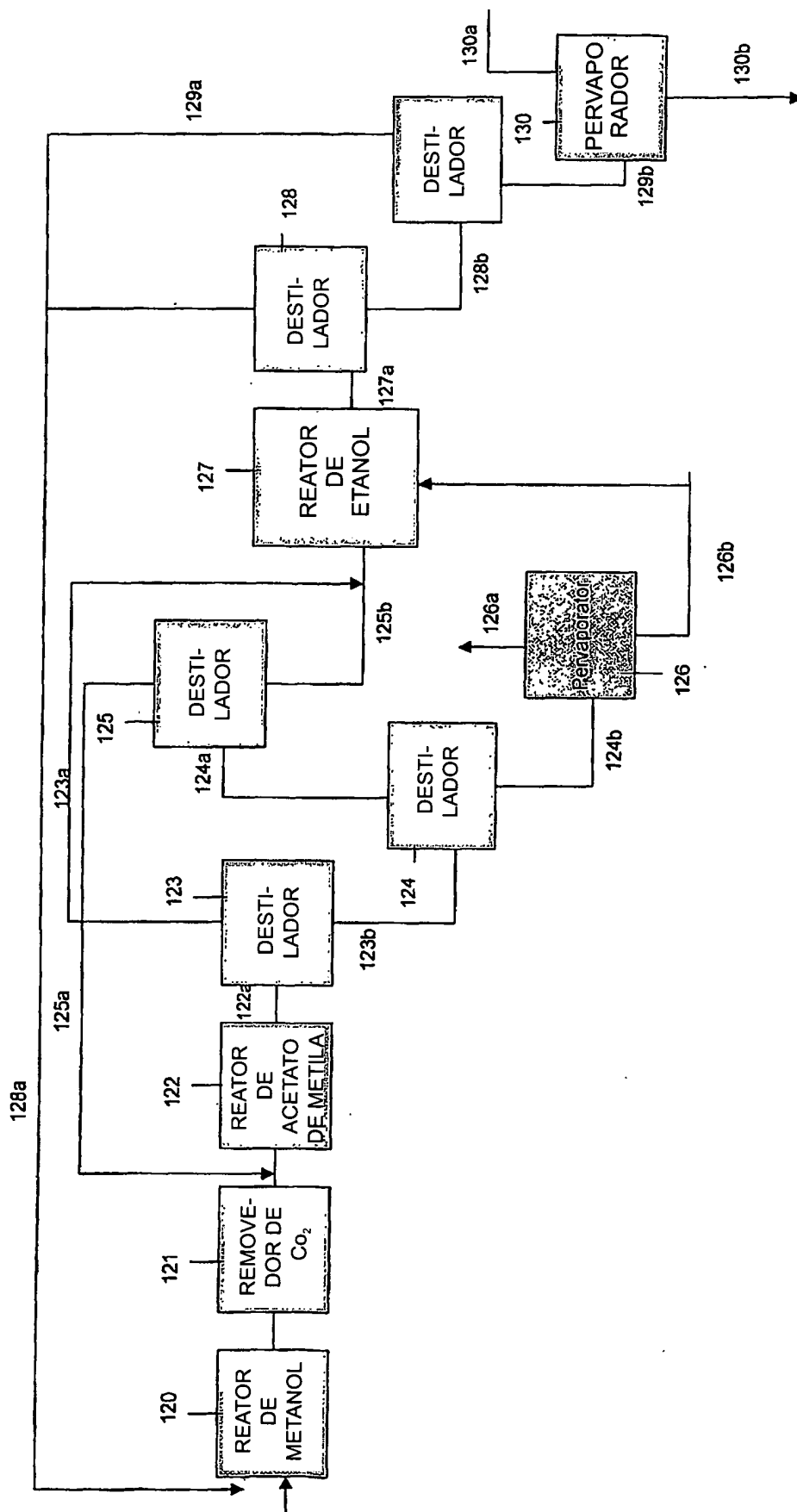


FIG. 2

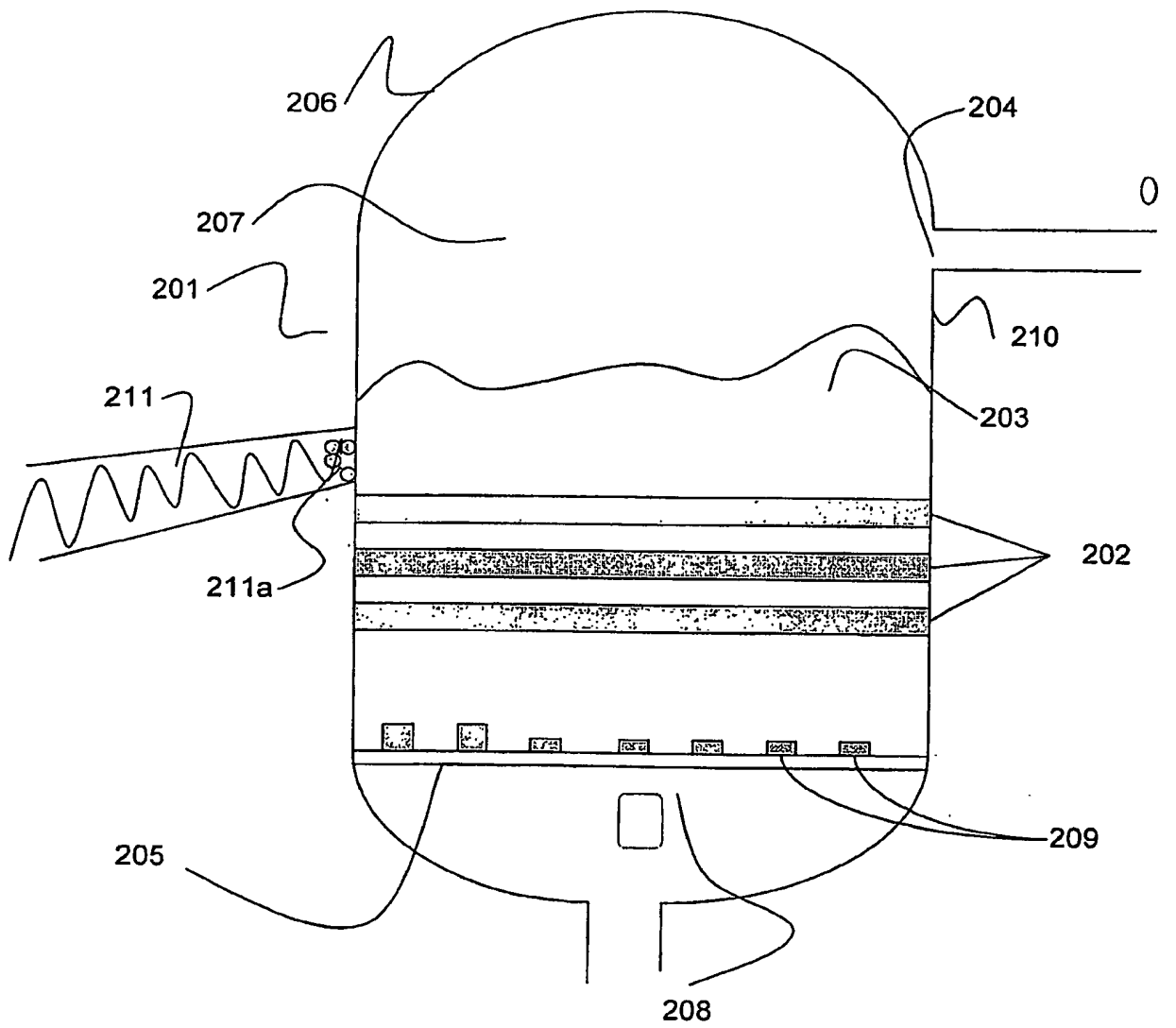


FIG. 2A

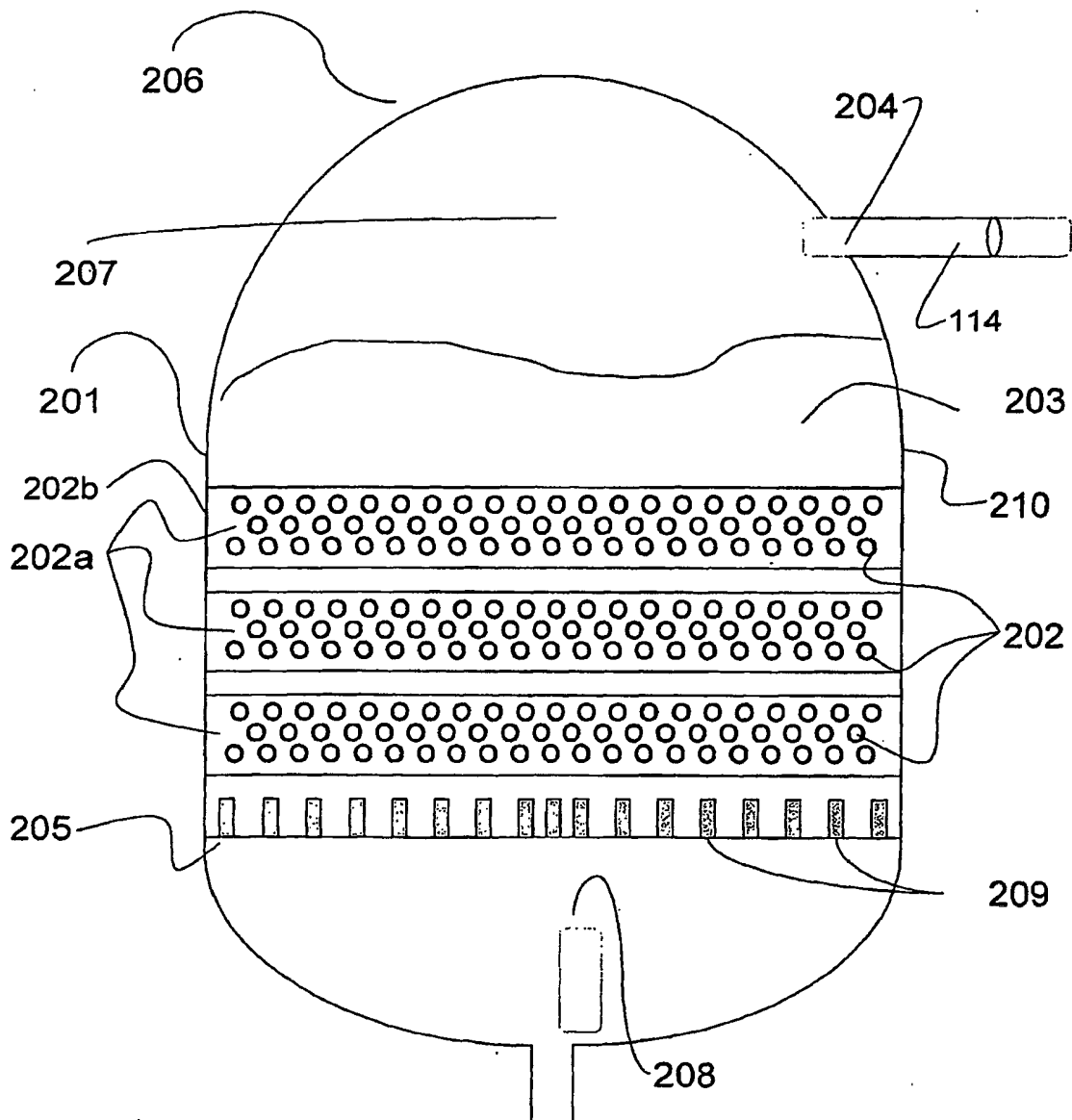


FIG. 3

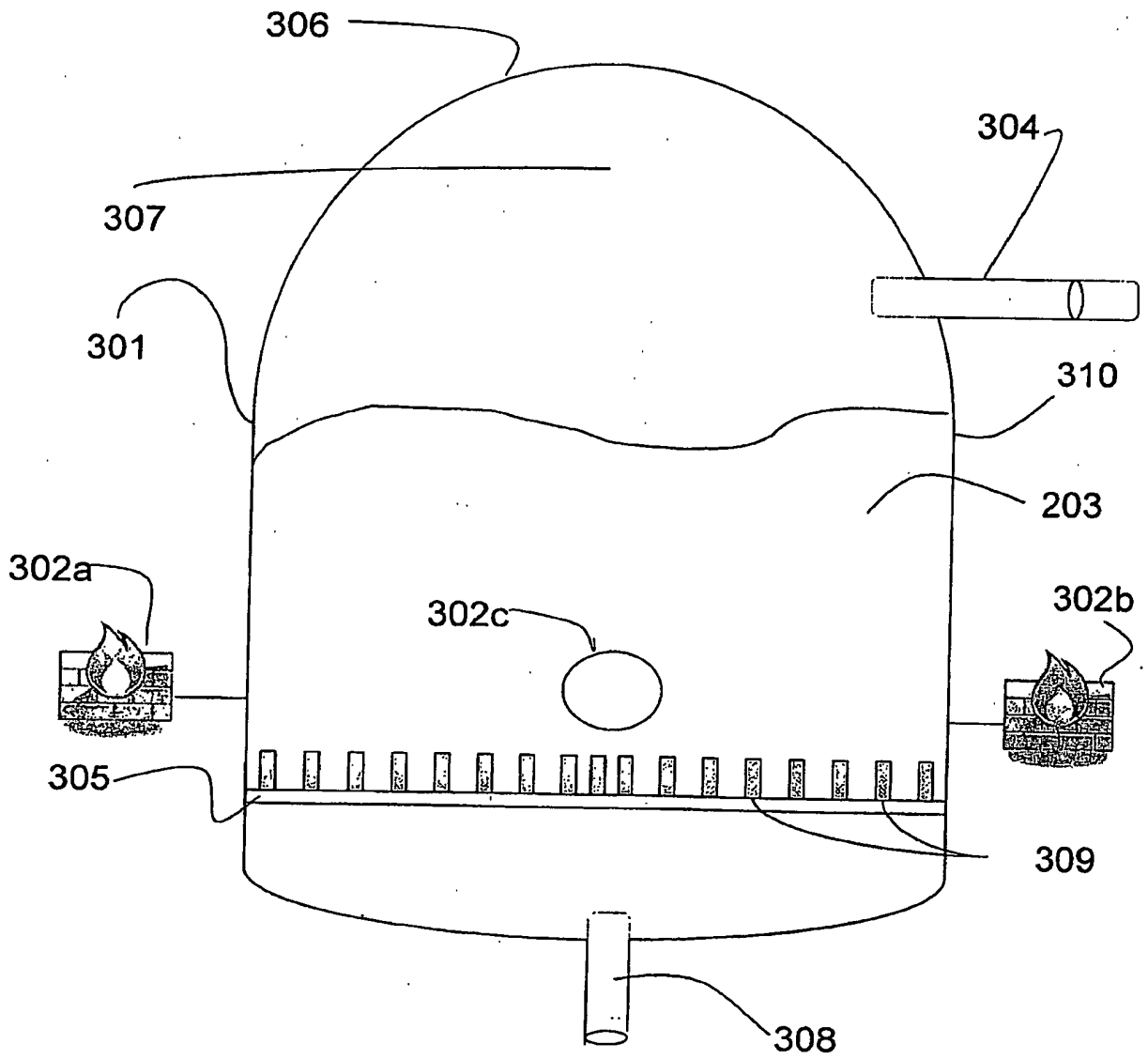


FIG. 4

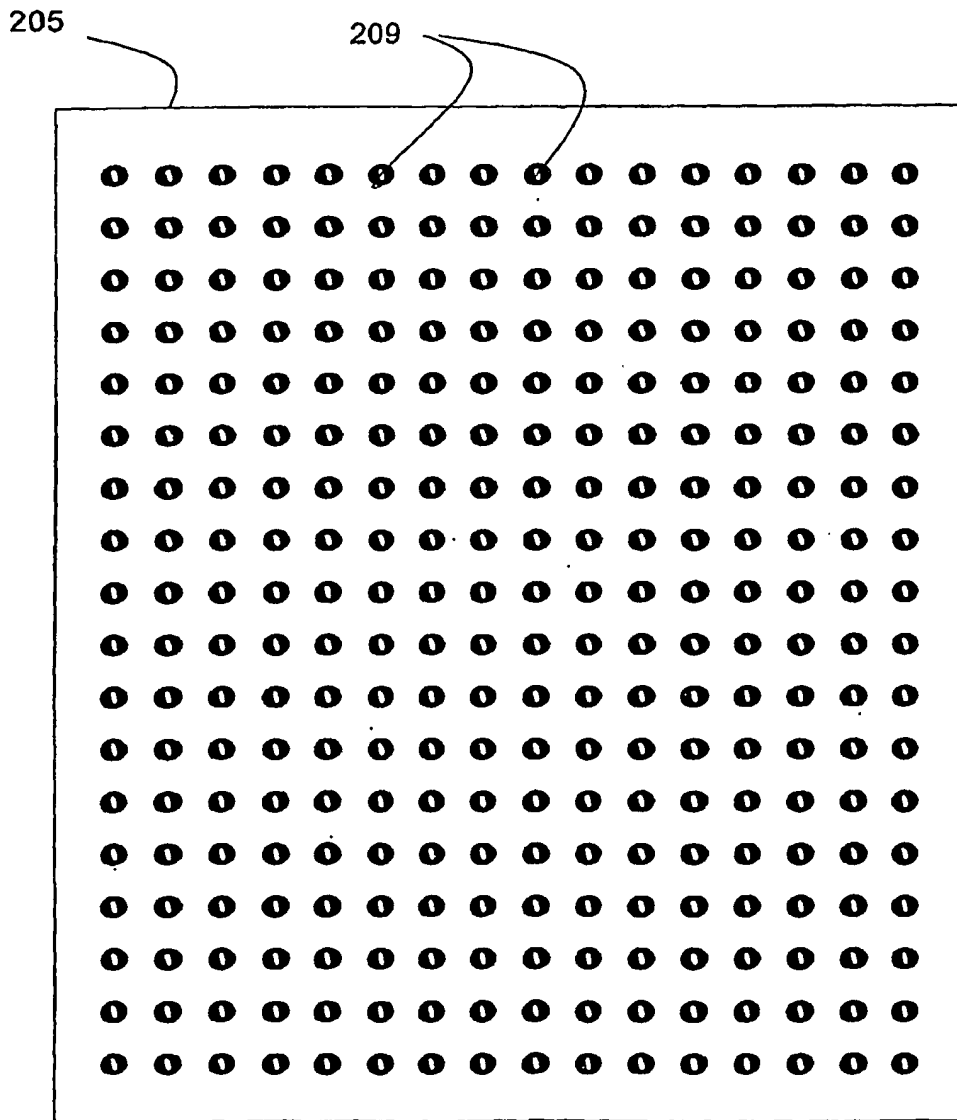


FIG. 5

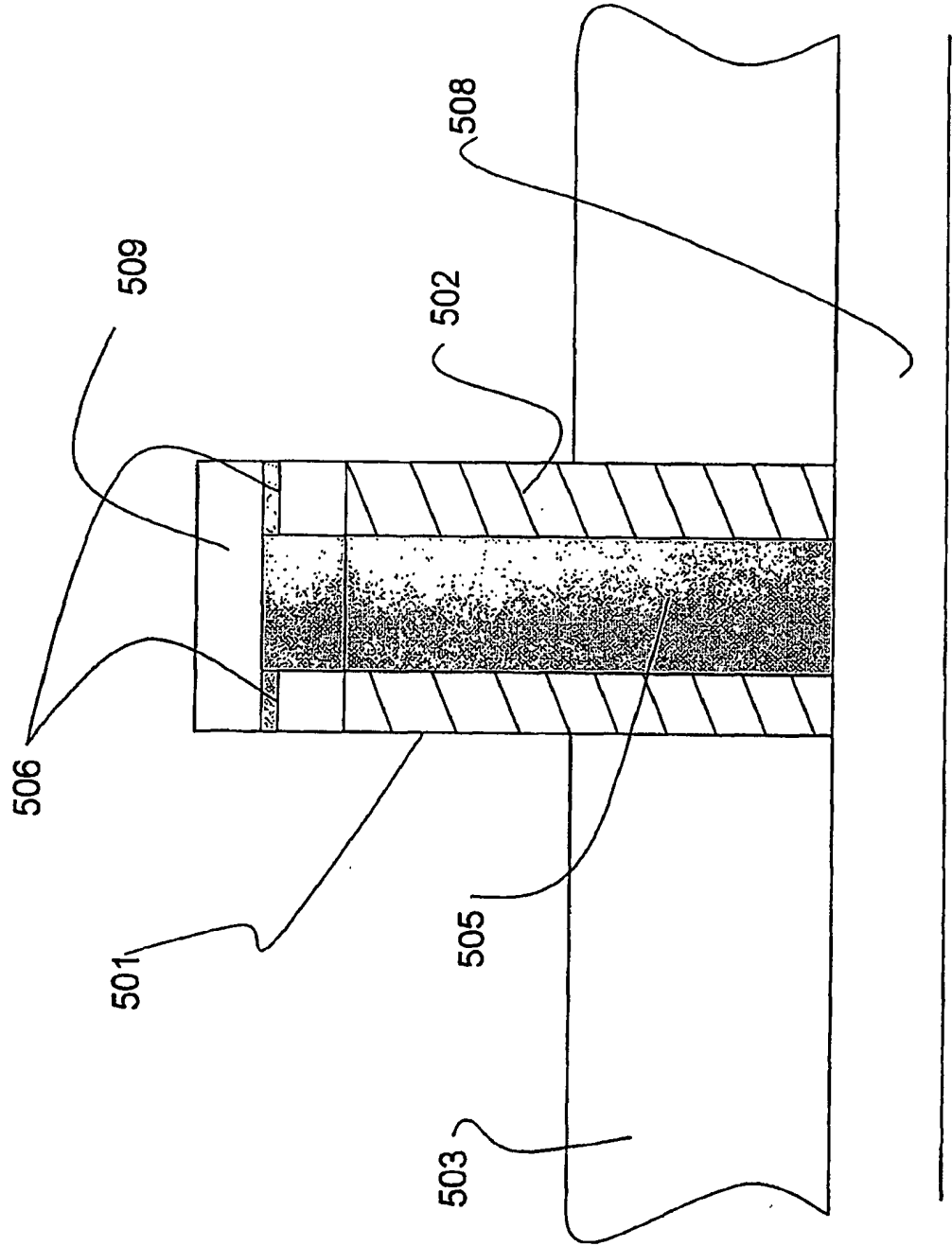


FIG. 6

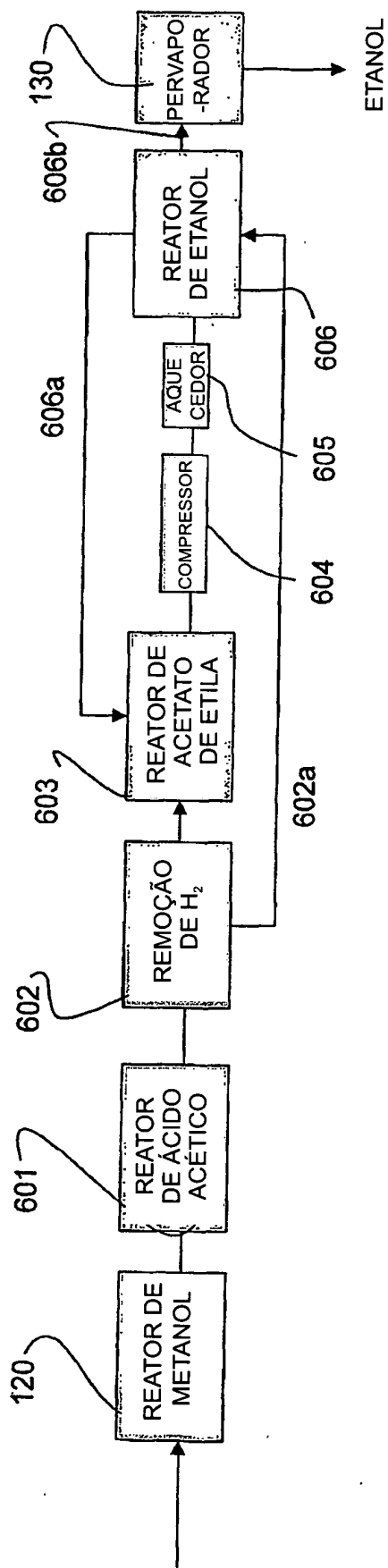


FIG. 7

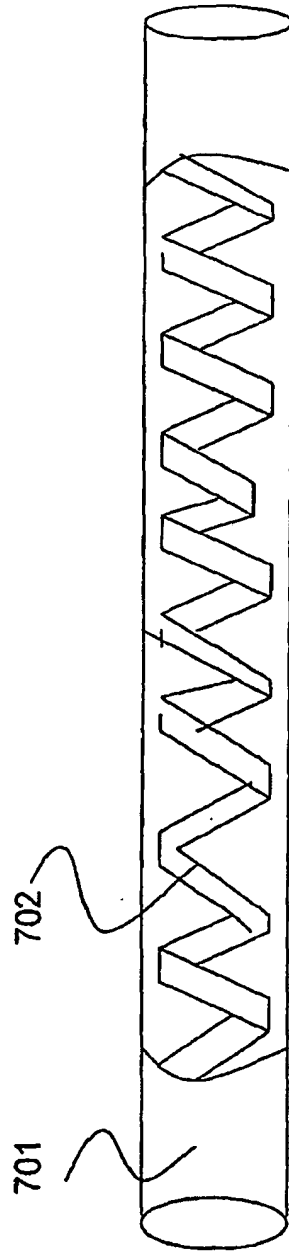
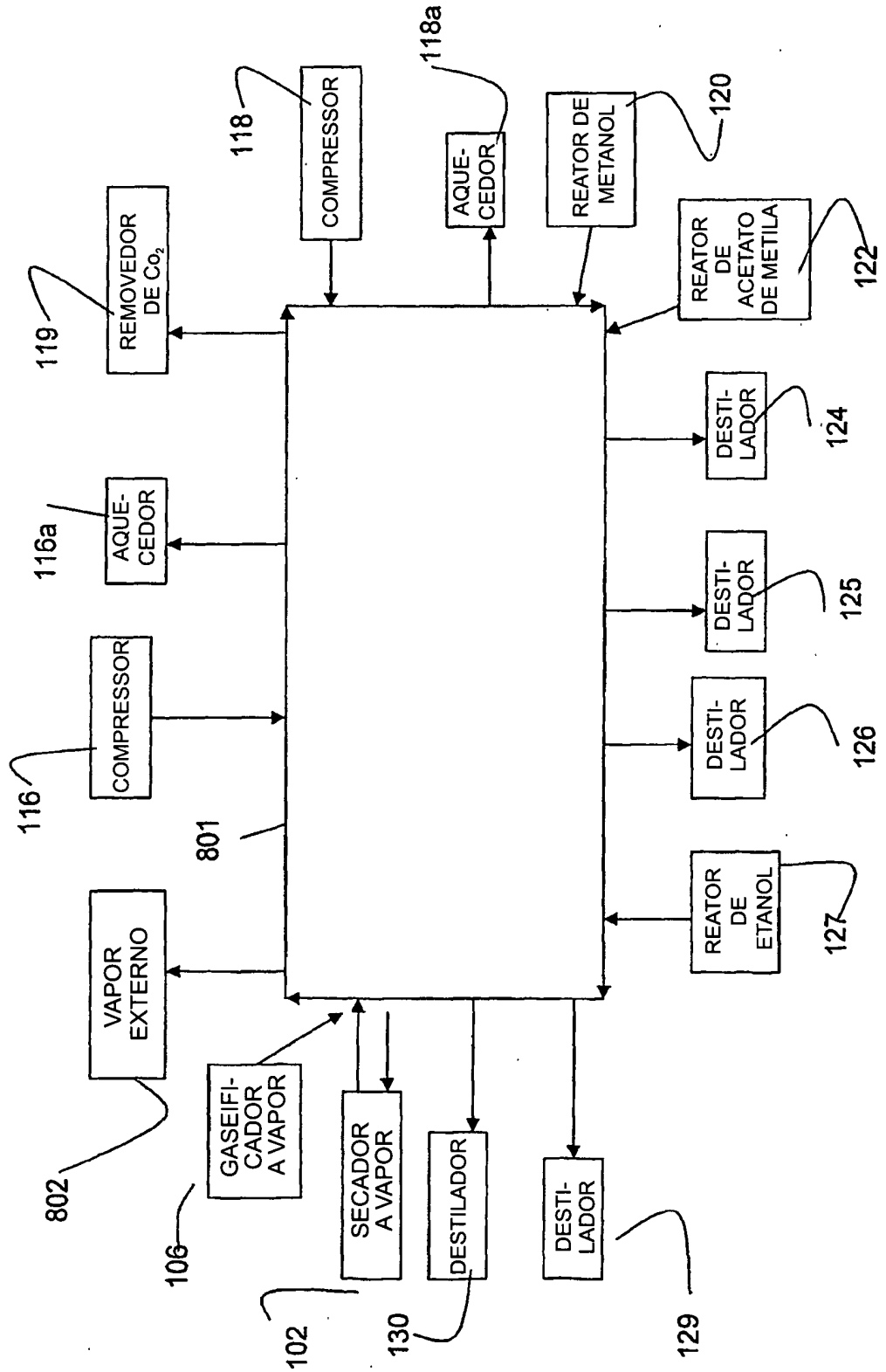


FIG. 8



RESUMO

Patente de Invenção: "SISTEMA E PROCESSO PARA CONVERSÃO DE BIOMASSA EM ETANOL POR GÁS DE SÍNTESE".

5 A presente invenção refere-se a um processo e um aparelho para sintetizar etanol, usando rotas sintéticas por meio de gás de síntese, são descritos. Um processo e um aparelho para gaseificar biomassa, tal como biomassa, em um gaseificador de vapor que emprega um leito fluidizado e aquecimento, usando gases de combustão quentes da combustão de gás de síntese, são descritos. Os processos e o aparelho para converter gás de síntese em etanol são também descritos, usando reações catalíticas escalonadas para converter o monóxido de carbono e hidrogênio em etanol, usando catalisadores incluindo acetato de irídio.

10