



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

(11) PI 0820031-9 B1

(22) Data do Depósito: 03/12/2008

(45) Data de Concessão: 30/05/2017



(54) Título: MÉTODO E APARELHO PARA REDUZIR CO₂ EM UMA CORRENTE POR CONVERSÃO A UM GÁS DE SÍNTESE PARA PRODUÇÃO DE ENERGIA

(51) Int.Cl.: C07C 27/00

(30) Prioridade Unionista: 13/12/2007 US 11/956,107, 14/11/2008 US 12/271,227

(73) Titular(es): GYCO, INC.

(72) Inventor(es): P.E. GARY C. YOUNG

**MÉTODO E APARELHO PARA REDUZIR CO₂ EM UMA CORRENTE POR
CONVERSÃO A UM GÁS DE SÍNTESE PARA PRODUÇÃO DE ENERGIA**

Este pedido reivindica o benefício do Pedido de Patente US N°. de Série 11/956.107, depositado em 13 de dezembro de 2007, intitulado "Method and Apparatus for Reducing CO₂ in a Stream by Conversion to a gás de síntese for Production of Energy" e Pedido de Patente continuação em parte N°. de Série 12/271.227, depositado em 14 de novembro de 2008, e intitulado "Method and Apparatus for Reducing CO₂ in a Stream by Conversion to a gás de síntese for Production of Energy" os pedidos são incorporados aqui por referência.

CAMPO TÉCNICO

A presente invenção relaciona-se geralmente ao campo de redução da presença de dióxido de carbono (CO₂), e em modalidades específicas, para reduzir dióxido de carbono em uma corrente de exaustão gasosa das centrais energéticas e outros tipos de indústrias, e formar um gás de síntese (CO + H₂) que possa, por sua vez, ser usado na produção de energia, tais como combustíveis líquidos; por exemplo, etanol.

FUNDAMENTO

A preocupação com o aquecimento global eventualmente conduz às discussões sobre a necessidade de reduzir a quantidade de dióxido de carbono que vai para atmosfera terrestre em uma base diária das centrais energéticas e outras fábricas industriais. Ao mesmo tempo, preocupações com fontes minguantes de combustíveis fósseis incentivaram o desenvolvimento de combustíveis líquidos, tais como etanol como substituições futuras de combustíveis fósseis.

Infelizmente, a maioria dos presentes métodos de produção de um combustível líquido, tal como etanol resulta na mesma quantidade ou mais de dióxido de carbono sendo introduzido na atmosfera quanto a queima de combustíveis fósseis.

5 Portanto, um método para produzir um gás de síntese, (facilmente convertido ao etanol) das correntes gasosas esgotadas por instalações industriais ofereceria muitas vantagens em custo, bem como, uma redução total no dióxido de carbono despejado na atmosfera.

10 SUMÁRIO DA INVENÇÃO

A presente invenção divulga métodos e aparelho para reduzir o dióxido de carbono que está frequentemente presente em correntes gasosas esgotadas ou emitidas de várias centrais energéticas e tipos de instalações industriais, tais como uma instalação de cimento. Por exemplo, a corrente de exaustão gasosa típica de aproximadamente 181.437 kg/h total de uma instalação de cimento conterá aproximadamente 30% - 40% (aproximadamente 72.575 kg/h) de dióxido de carbono (CO₂). Entretanto, em vez de ser expelido à atmosfera, de acordo com a invenção, esta corrente gasosa é fornecida a uma câmara de reação, tal como, por exemplo, uma câmara de pirólise. As reações ocorrem na câmara de pirólise tal que a corrente gasosa é convertida para conter gás de síntese (CO + H₂) e uma quantidade reduzida de dióxido de carbono (isto é, aproximadamente 34.108 kg/h). A redução em dióxido de carbono é aproximadamente 53%, e o gás de síntese pode então ser limpo e usado como uma matéria-prima para a produção de etanol. Por exemplo, um processo biocatalítico, tal como um processo de Fischer-Tropsch poderia ser usado

15

20

25

30

para produzir o etanol.

Mais especificamente, o processo para reduzir o dióxido de carbono e formar o gás de síntese compreende manutenção de uma câmara de reação, tal como uma câmara de
5 pirólise, em uma temperatura entre aproximadamente 400°C e 5000°C (tipicamente entre 400°C e 2000°C) e em uma pressão de aproximadamente 101,3 kPa ou maior. Note, ao usar uma câmara de Gaseificação de Arco de Plasma, as temperaturas na zona de arco de plasma podem alcançar entre 3000°C e
10 7000°C. O calor é adicionado quanto necessário já que algumas reações desejadas são endotérmicas. Embora uma câmara de pirólise seja usada em uma modalidade preferida, um reator gaseificador convencional, um reator de gaseificação ou um reator de arco de plasma são acreditados
15 também serem apropriados. Um material de carbono, tal como carvão mineral (coal), coque, resíduo sólido, etc., é também fornecido ao reator tal que uma reação de Boudouard (isto é, $C + CO_2 \leftrightarrow 2CO$) ocorre.

BREVE DESCRIÇÃO DOS DESENHOS

20 Para uma compreensão mais completa da presente invenção, e as vantagens da mesma, referência é feita agora às seguintes descrições feitas conjuntamente com o desenho acompanhante, em que:

A Figura 1 é um diagrama de bloco ilustra os processos
25 da presente invenção;

A Figura 2 é similar à Figura 1, mas inclui um processo disponível para converter resíduo sólido municipal para gás de síntese que, por sua vez, usa o gás de síntese para fornecer a energia necessária (por exemplo,
30 eletricidade, vapor e/ou calor) ao reator de pirólise da

presente invenção;

A Figura 3 ilustra o processo das Figuras 1 ou 2 combinados com outro processo para a produção de etanol; e

Figura 4, que inclui as Figuras 4a e 4b, é um exemplo
5 detalhado da Figura 3 ilustrando o uso de um primeiro e um segundo reator biocatalítico.

DESCRIÇÃO DETALHADA DE MODALIDADES ILUSTRATIVAS

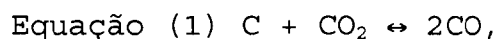
A fabricação e utilização das modalidades presentemente preferidas são discutidas em detalhe abaixo.

10 Deve ser apreciado, entretanto, que a presente invenção fornece muitos conceitos inventivos aplicáveis que podem ser incorporados em uma grande variedade de contextos específicos. As modalidades específicas discutidas são meramente ilustrativas de maneiras específicas para fazer e
15 usar a invenção, e não limitam o escopo da invenção.

Referindo-se agora à Figura 1, é ilustrado um diagrama de bloco do presente processo inventivo. Como mostrado, uma câmara de reação 10 recebe uma corrente gasosa ou gases de exaustão, como indicado pela linha 12, de uma central
20 energética ou instalação industrial 14, tal como, por exemplo somente, uma instalação de cimento com um forno rotatório. A corrente gasosa de um forno rotatório tipicamente compreenderá entre aproximadamente 55% a aproximadamente 70% de nitrogênio (N_2) e aproximadamente
25 45% a aproximadamente 30% de dióxido de carbono (CO_2) mais quantidades mínimas de oxigênio (O_2) e outras impurezas. A câmara de reação 10 é preferivelmente um reator de pirólise, mas poderia também incluir um gaseificador convencional ou um gaseificador de arco de plasma. Também é
30 fornecido ao reator 10 um material de carbono como indicado

pela linha 16, tal como coque, carvão mineral, ou outra fonte de hidrocarboneto 18, tal como materiais de biomassa ou resíduo sólido municipal. Além disso, como será apreciado por aqueles hábeis na técnica, já que uma reação
 5 de pirólise (isto é, a decomposição térmica de material orgânico aquecendo na ausência de oxigênio e outros reagentes, exceto possivelmente vapor) ocorre em uma temperatura relativamente alta. Uma fonte de energia calorífica 20, incluindo eletricidade e/ou vapor, é
 10 fornecida como indicado na linha 22.

A reação na câmara de pirólise tipicamente ocorrerá em aproximadamente 1 atm ou 1 bar (100kPa) e em uma temperatura entre aproximadamente 400°C e 2000°C, e preferivelmente em aproximadamente 1330°C. A reação química
 15 primária que ocorre no reator de pirólise é a reação do material carbonáceo, tal como carbono (c) com dióxido de carbono (CO₂) de acordo com:

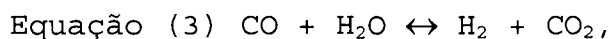


que é também referido às vezes como a reação de
 20 Boudouard.

Outras reações que podem ocorrer na câmara de reação são:

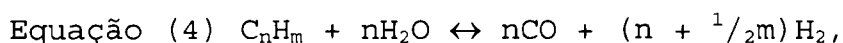


frequentemente referido como uma gaseificação com
 25 vapor;



referido como uma reação de deslocamento de água-gás;

e



30 para reforma de vapor.

De forma importante, como visto da Equação (1), o carbono (C) fornecido pela fonte 18 se combina com um átomo de oxigênio (O) das moléculas de dióxido de carbono (CO_2) para formar duas moléculas de monóxido de carbono (2CO) que, naturalmente, reduzem a quantidade de dióxido de carbono (CO_2) na câmara de reação. Além disso, como indicado pela Equação (2), se a água (isto é, vapor) está disponível no reator de pirólise, o carbono (C) também reagirá com a água (H_2O) para produzir monóxido de carbono e hidrogênio livre (H_2). Também será apreciado que todo o dióxido de carbono (CO_2) não será convertido a 2CO (isto é, monóxido de carbono). Além disso, o vapor (H_2O) pode também reagir com algum monóxido de carbono (CO) para reformar algum dióxido de carbono (CO_2) e algum hidrogênio (H_2) como indicado por Equação (3). Conseqüentemente, o reator de pirólise descarrega gás de síntese como indicado na linha 24 compreendido de monóxido de carbono (CO), hidrogênio (H_2) e uma quantidade reduzida de dióxido de carbono (CO_2), como indicado pelo bloco 26. Também, como mostrado, este tipicamente será uma escória vitrificada ou produto de cinza 28 produzido pelo processo dependendo da temperatura do reator de pirólise. O conteúdo químico da escória vitrificada ou cinza, naturalmente, variará dependendo da fonte carbonácea e temperatura do reator de pirólise.

O gás de síntese pode então ser fornecido a um sistema de controle de emissão 30 para remover impurezas e limpar o gás de síntese. O sistema de controle e limpeza de gás de síntese removerá impurezas no gás de síntese do reator de pirólise. Dependendo da alimentação ao reator de pirólise, as impurezas no gás de síntese poderiam ser aproximadamente

0,5% de peso de cloro e 0,8% de peso de enxofre baseado em uma análise elementar da alimentação, como um exemplo. A maioria do enxofre é convertido ao sulfeto de hidrogênio (H_2S), mas algum é convertido ao sulfeto de carbonila (COS). O cloro é convertido ao cloreto de hidrogênio (HCl). Os elementos traço de mercúrio e arsênico podem ser encontrados nos gás de síntese antes da limpeza. Alguns transportes de particulado ocorrem com o gás de síntese do reator de pirólise. A seleção da tecnologia para a limpeza de gás depende das exigências de pureza de processos a jusante usando o gás de síntese.

O controle de particulado é tipicamente um filtro de Vela de Metal ou um purificador de água em combinação com um ciclone. A recuperação de enxofre é tipicamente uma instalação de Claus. Os gases ácidos, tal como cloreto de hidrogênio, são recuperados por processos à base de solvente, tais como Selexol ou Rectisol.

Também como mostrado, o dióxido de carbono (CO_2) no gás de síntese é removido e pode ser retornado ao reator de pirólise, como indicado pela linha pontilhada 12a. Assim, o gás de síntese compreendido de monóxido de carbono (CO) e hidrogênio (H_2) está disponível para processamento adicional, como indicado no bloco 32.

Um exemplo do processo de redução do dióxido de carbono em uma corrente gasosa de uma central energética ou um forno de cimento rotatório é como segue:

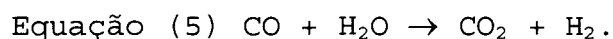
A corrente gasosa de produto total de um forno rotatório de 180.802 kg/h é fornecida a um reator de pirólise. O produto de corrente gasosa total inclui aproximadamente 72.575 kg/h ($\approx 40\%$) de dióxido de carbono

(CO₂). Uma fonte carbonácea de aproximadamente 19.805 kg/h de coque ou carvão mineral e uma quantidade similar de vapor (H₂O) é fornecida. A temperatura do reator é mantida aproximadamente em 1330°C e em aproximadamente uma atmosfera (1 bar ou 100 kPa) de pressão. O produto do reator de pirólise será um gás de síntese bruto ou não limpo compreendido de aproximadamente 70.827 kg/h de monóxido de carbono (CO); 1.154 kg/h de hidrogênio (H₂) e aproximadamente 34.108 kg/h de dióxido de carbono (CO₂). Assim, é visto que neste estágio do processo o dióxido de carbono (CO₂) foi reduzido por aproximadamente 53%. Além disso, o monóxido de carbono (CO) no gás de síntese fornece uma vantagem econômica significativa, já que como será discutido mais tarde; alguns processos biocatalíticos eficazmente usam monóxido de carbono (CO) como matéria-prima para organismos em bioreatores que produzem etanol.

Como será apreciado por aqueles hábeis na técnica, outros processos ecologicamente viáveis conhecidos podem ser combinados com o processo inventivo descrito acima. Como um exemplo e referindo-se à Figura 2, é mostrado o processo da Figura 1 em que a fonte 22 de eletricidade, vapor ou energia calorífica é o produto de um processo de gaseificação de arco de plasma que usa vários produtos residuais, tais como resíduo sólido municipal (MSW) como uma fonte de combustível. Como mostrado, o MSW 34 é fornecido ao gaseificador de arco de plasma 36 junto com uma fonte de oxigênio 38 e um material de carbono 40, tal como coque fornece um gás de síntese sujo ou bruto como indicado pela linha 42a. Outros subprodutos 44 incluem metais e escória vitrificada. O gás de síntese sujo é então

fornecido a um sistema de controle de emissão 44 para remover vários outros subprodutos 46 do gás de síntese, tal como enxofre e ácido clorídrico, etc. Isto deixa um gás de síntese limpo fornecido na linha 42b que é então usado para
5 fornecer o vapor exigido e energia calorífica usada pelo reator de pirólise 10.

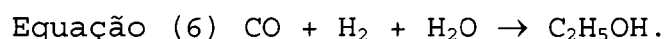
Referindo-se agora à Figura 3, é novamente mostrado o processo da Figura 1. Entretanto, como mostrado, o gás de síntese produzido é agora adicionalmente processado para
10 fornecer etanol. Como mostrado, o gás de síntese 32 é fornecido pela linha 50 a um reator de deslocamento de água-gás 52 e então a um reator biocatalítico 54, tal como um reator de síntese de Fischer-Tropsch. Como conhecido por aqueles hábeis na técnica, o reator de Fischer-Tropsch pode
15 ser usado para converter o gás de síntese ao etanol 56. Mais especificamente, supondo que um fluxo de gás de síntese compreendido de aproximadamente 70.827 kg/h de monóxido de carbono (CO), 1.154 kg/h de hidrogênio (H₂), 34.067 kg/h de dióxido de carbono (CO₂) é fornecido ao
20 reator de deslocamento de água-gás 52, aproximadamente 3.652 kg/h de água (vapor) serão exigidos para ajustar a razão molar de monóxido de carbono (CO) e hidrogênio (H₂) para 3,00 mols de monóxido de carbono (CO) para 1,00 cada mol de hidrogênio (H₂). Este ajuste é de acordo com a
25 reação representada por:



Assim, será apreciado que o reator de deslocamento de água-gás 52 pode ser ajustado para produzir gás de síntese tendo uma ampla faixa de razões molares para cumprir as
30 necessidades de vários processos a jusante que convertem ou

usam gás de síntese. Vários processos a jusante presentemente em uso podem com sucesso funcionar com razões de monóxido de carbono CO para hidrogênio H₂ que variam entre 0,2 a 5,0 mols de monóxido de carbono a 5,0 a 0,2 mols de hidrogênio.

Mais especificamente, uma taxa de fluxo de massa de 70.827 kg/h de monóxido de carbono (CO) representa 2.528,6 kgmol/h, e 1.154 kg/h de hidrogênio (H₂) representa 572,6 kgmol/h de hidrogênio (H₂). Portanto, como um exemplo, o reator de deslocamento de água-gás pode ser ajustado para deslocar ou rearranjar a quantidade de monóxido de carbono (CO) e hidrogênio (H₂) tal que a razão de mistura final compreende 2.325,9 kgmol/h de monóxido de carbono (CO) e 775,3 kgmol/h de hidrogênio (H₂). Este deslocamento é selecionado para facilitar a reação que produz etanol (C₂H₅OH). A reação é mostrada abaixo na Equação (6).



Portanto, similar à discussão acima, esta reação ocorre com uma razão molar de monóxido de carbono (CO) para hidrogênio (H₂) entre 2,0 e 5,0 mols de monóxido de carbono para 5,0 a 0,2 mols de hidrogênio. Por exemplo, com um ajuste entre 3,0 e 0,2 mols de monóxido de carbono para 1,0 mol, a produção de etanol em 100% de seu rendimento experimental real de um reator biocatalítico é 27.277 kg/h de etanol, é aproximadamente 303.287.192,1 l/ano após destilação.

Esta reação não produz dióxido de carbono (CO₂). Portanto, do começo da corrente gasosa industrial contendo 72.575 kg/h de dióxido de carbono (CO₂) à descarga do reator de pirólise 10, a redução em dióxido de carbono

emitido (CO_2) é 34.067 kg/h, ou uma redução de aproximadamente 53%. O deslocamento de água-gás adiciona aproximadamente 8.921 kg/h de dióxido de carbono (CO_2) para um total de 43.029 kg/h de dióxido de carbono (CO_2) ao invés de 72.575 kg/h originais para aproximadamente uma redução de 40% total. Naturalmente, além da redução em CO_2 esgotado, há um bônus de 27.277 kg/h (ou 303.287.192,1 l/ano) de etanol.

Referindo-se à Figura 4, é mostrado um diagrama de fluxo de bloco mais detalhado para produção de etanol que usa dois reatores biocatalíticos em série e que ilustra a taxa de fluxo de gases, vapor, e materiais carbonáceos, etc. Os números de referência de elementos ou sistemas comuns são os mesmos que na Figura 3. Entretanto, como mostrado, ao invés de um único conversor biocatalítico 54, há um primeiro conversor biocatalítico 54a que resulta em 303.267.644,3 l/ano de etanol (bloco 56) após ser destilado como indicado em 58. Como é também mostrado, entretanto, o gás residual do conversor biocatalítico 54a compreende 43029 kg/h de dióxido de carbono (CO_2), bem como 82.196,4 kg/h de monóxido de carbono (CO) e 7.181 kg/h de hidrogênio (H_2) como indicado no bloco 60. Portanto, de acordo com esta modalidade, o gás residual do bloco 60 é fornecido a um segundo conversor biocatalítico 54b, que é suposto operar em um rendimento de 50% ao invés de 100%. Outro deslocamento de água-gás, como discutido acima, é também indicado. O produto do segundo conversor biocatalítico 54b é outro 22.924.071,44 l/ano de etanol, como indicado no bloco 64, após passar o gás através de um segundo processo de destilação 62 para um total de 326.191.715,7 l/ano. Já

que o processo não adiciona dióxido de carbono (CO_2), o gás residual indicado no bloco 66 do segundo bioreator 54b ainda contém 43.001 kg/h de dióxido de carbono (CO_2), mas monóxido de carbono reduzido (CO). Entretanto, se supormos
5 que a descarga do gás residual do segundo reator à atmosfera é realizada com uma queima de chama, 8.908 kg/h adicionais de dióxido de carbono (CO_2) podem ser adicionados às 43.029 kg/h para dar um total de 51.936 kg/h de dióxido de carbono (CO_2). Isto ainda representa uma
10 redução de 28,4% de dióxido de carbono (CO_2) mais o bônus de 326.191.715,7 l/ano de etanol.

Embora a presente invenção e suas vantagens tenham sido descritas em detalhe, deve-se compreender que várias mudanças, substituições e alterações podem ser feitas aqui
15 sem sair do conceito inventivo e escopo da invenção como definido pelas reivindicações adicionadas.

Além disso, o escopo do presente pedido não é pretendido ser limitado às modalidades particulares do processo, máquina, manufatura, composição de matéria,
20 meios, métodos e etapas descritos no relatório descritivo. Como um de habilidade ordinária na técnica prontamente apreciará a partir da divulgação da presente invenção, processos, máquinas, manufatura, composições de matéria, meios, métodos, ou etapas, presentemente existindo ou
25 depois desenvolvido, que realizam substancialmente a mesma função ou conseguem substancialmente o mesmo resultado que as modalidades correspondentes descritas aqui podem ser utilizadas de acordo com a presente invenção. Conseqüentemente, as reivindicações adicionadas são
30 pretendidas incluir em seu escopo tais processos, máquinas,

manufatura, composições de matéria, meios, métodos, ou etapas.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para produzir gás de síntese que reduz a quantidade de dióxido de carbono em uma corrente gasosa, o processo caracterizado pelo fato de que compreende:

5 manter uma câmara de reação em uma temperatura entre 400°C e 5000°C e em uma pressão de aproximadamente um bar (100 kPa) ou maior;

fornecer um material carbonáceo na referida câmara de reação;

10 introduzir uma corrente gasosa contendo dióxido de carbono (CO₂) ao referido reator; e

reagir o referido dióxido de carbono (CO₂) e reagentes na referida corrente gasosa para formar um gás compreendendo monóxido de carbono (CO) e hidrogênio (H₂)

15 (isto é, gás de síntese).

2. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a referida câmara de reação é selecionada para ser um de um reator de pirólise, um gaseificador convencional ou um gaseificador de arco de plasma.

3. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a referida câmara de reação é um reator de pirólise.

4. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o referido material carbonáceo é selecionado do grupo consistindo de coque, carvão mineral, um hidrocarboneto, resíduo sólido e biomassa.

5. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que ainda compreende introduzir

vapor como um reagente na referida câmara de reação.

6. Processo, de acordo com a reivindicação 1, **caracterizado** pelo fato de que a câmara de reação é mantida em uma temperatura entre 400°C e 5000°C.

5 7. Processo, de acordo com a reivindicação 6, **caracterizado** pelo fato de que a referida câmara de reação é mantida em uma temperatura de aproximadamente 1330°C.

8. Processo, de acordo com a reivindicação 1, **caracterizado** pelo fato de que uma reação de Boudouard
10 compreende a referida etapa de reação.

9. Processo, de acordo com a reivindicação 1, **caracterizado** pelo fato de que ainda compreende a etapa de fornecer o referido monóxido de carbono (CO) e hidrogênio (H₂) (isto é, gás de síntese) a um sistema de controle de
15 emissão para limpar o referido gás de síntese pela remoção de impurezas.

10. Processo, de acordo com a reivindicação 9, **caracterizado** pelo fato de que o referido gás de síntese limpo é fornecido a um reator de deslocamento de água-gás
20 para ajustar a razão molar de monóxido de carbono e hidrogênio.

11. Processo, de acordo com a reivindicação 9, **caracterizado** pelo fato de que o referido gás de síntese limpo é fornecido a um reator de deslocamento de água-gás
25 para ajustar a razão molar de monóxido de carbono e hidrogênio entre 0,20 e 3,00 moléculas de monóxido de carbono para 1,00 molécula de hidrogênio.

12. Processo, de acordo com a reivindicação 10, **caracterizado** pelo fato de que os referidos monóxido de
30 carbono e hidrogênio molarmente ajustados são fornecidos a

um reator biocatalítico para produzirem etanol.

13. Processo, de acordo com a reivindicação 12, caracterizado pelo fato de que o referido reator biocatalítico é um reator de síntese de Fischer-Tropsch.

5 14. Processo, de acordo com a reivindicação 12, caracterizado pelo fato de que um produto do referido reator biocatalítico é fornecido a outro reator biocatalítico para fornecer etanol adicional.

10 15. Processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que ainda compreende fornecer o referido gás de síntese a um reator de deslocamento de água-gás para ajustar a razão molar de monóxido de carbono e hidrogênio entre 0,2 a 5,0 moléculas de monóxido de carbono (CO) e 5,0 a 0,2 moléculas de hidrogênio (H₂).

15 16. Processo, de acordo com a reivindicação 15, caracterizado pelo fato de que o referido gás de síntese compreendendo monóxido de carbono e hidrogênio é fornecido a um reator biocatalítico para produzir etanol.

20 17. Processo, de acordo com a reivindicação 16, caracterizado pelo fato de que um produto do referido reator biocatalítico é fornecido a outro reator biocatalítico para produzir etanol adicional.

25 18. Processo, de acordo com a reivindicação 16, caracterizado pelo fato de que o referido reator biocatalítico é um reator de síntese de Fischer-Tropsch.

19. Processo para produzir gás de síntese caracterizado pelo fato de que compreende:

30 manter uma câmara de reação em uma temperatura entre 400°C e 5000°C e em uma pressão de aproximadamente um bar (100 kPa) ou maior;

fornecer um material carbonáceo na referida câmara de reação;

introduzir uma corrente gasosa contendo dióxido de carbono (CO_2) ao referido reator;

5 reagir o referido dióxido de carbono (CO_2) e reagentes na referida corrente gasosa para formar um gás de síntese compreendendo monóxido de carbono (CO) e hidrogênio (H_2); e
fornecer o referido gás compreendendo monóxido de carbono (CO) e hidrogênio (H_2) a um reator de deslocamento
10 de água-gás para ajustar a razão molar de monóxido de carbono e hidrogênio entre 0,2 a 5,0 moléculas de monóxido de carbono (CO) e 5,0 a 0,2 moléculas de hidrogênio (H_2).

20. Processo, de acordo com a reivindicação 19, caracterizado pelo fato de que a referida câmara de reação
15 é um reator de pirólise.

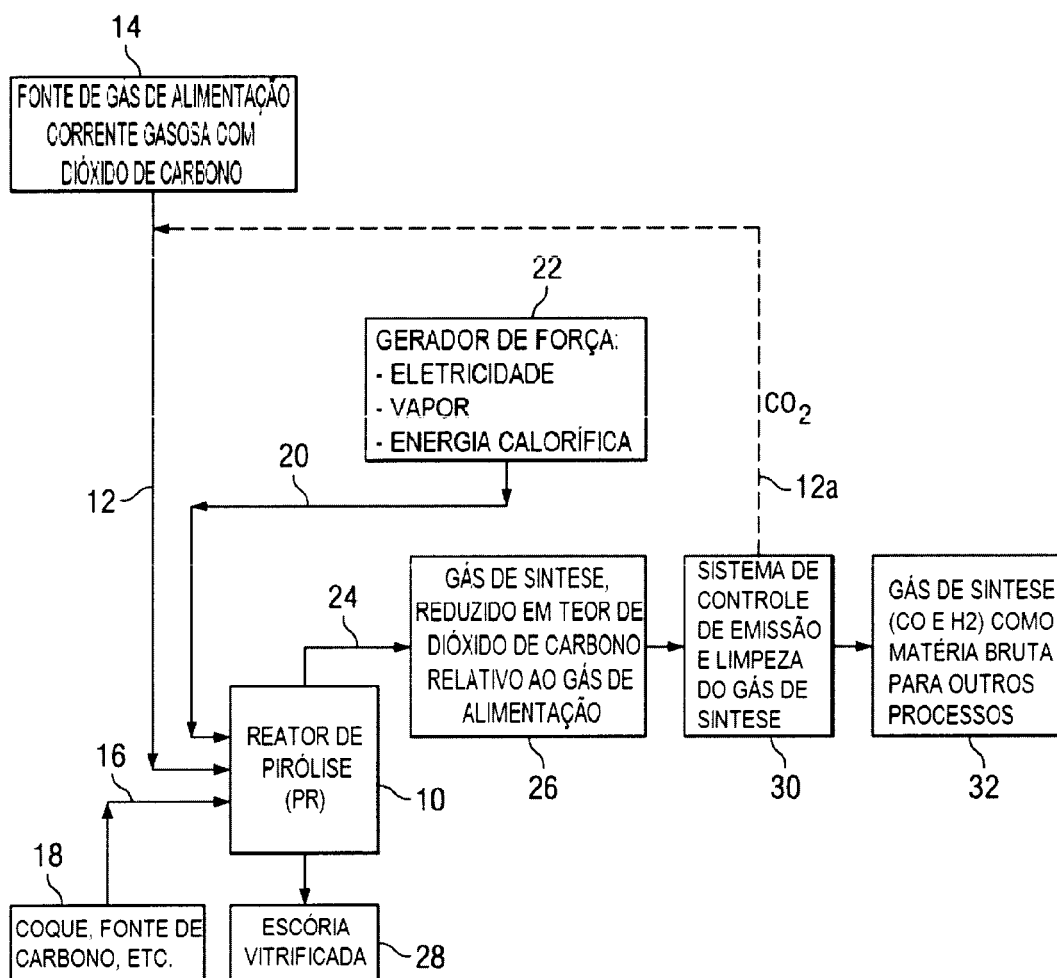


FIG. 1

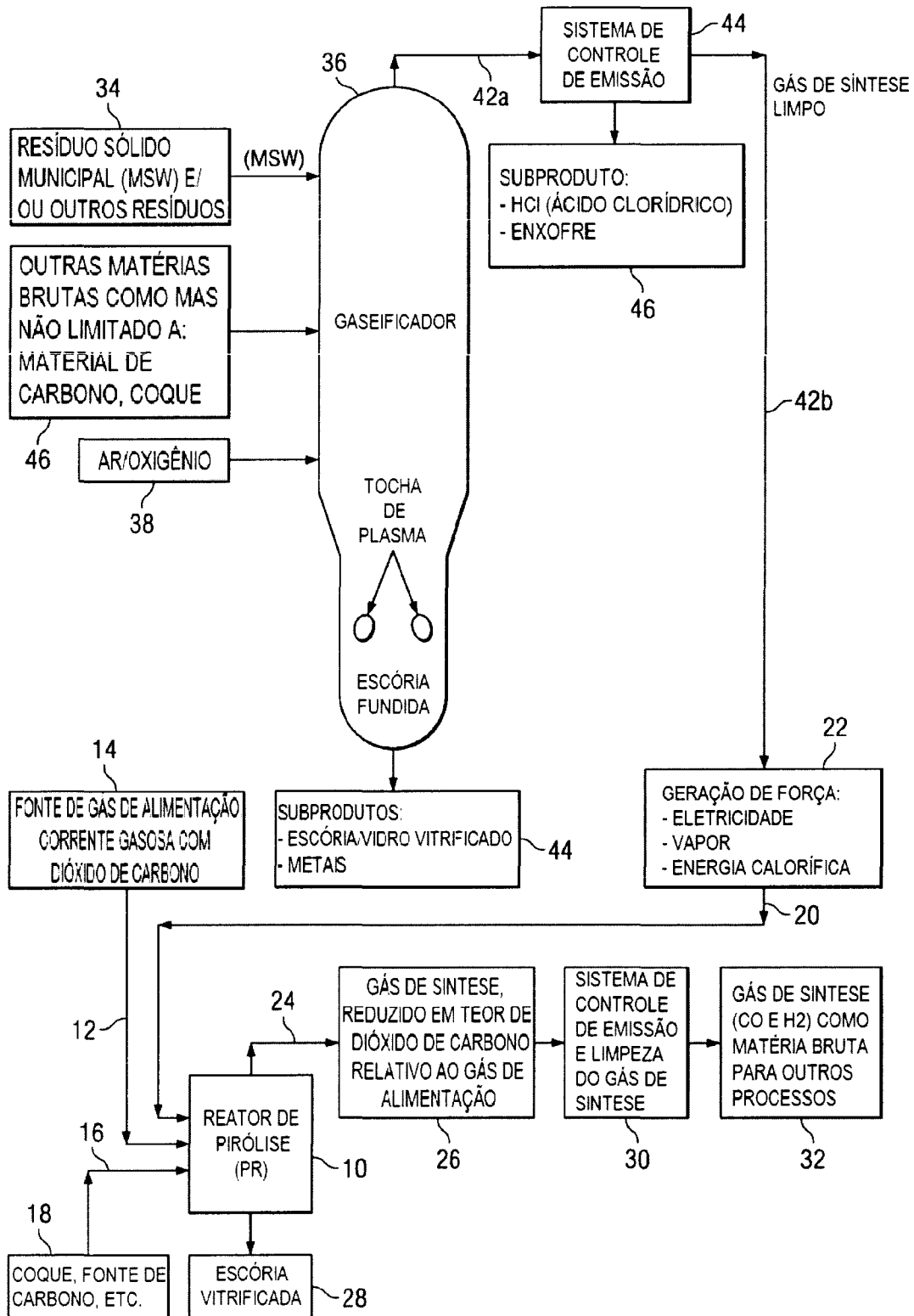


FIG. 2

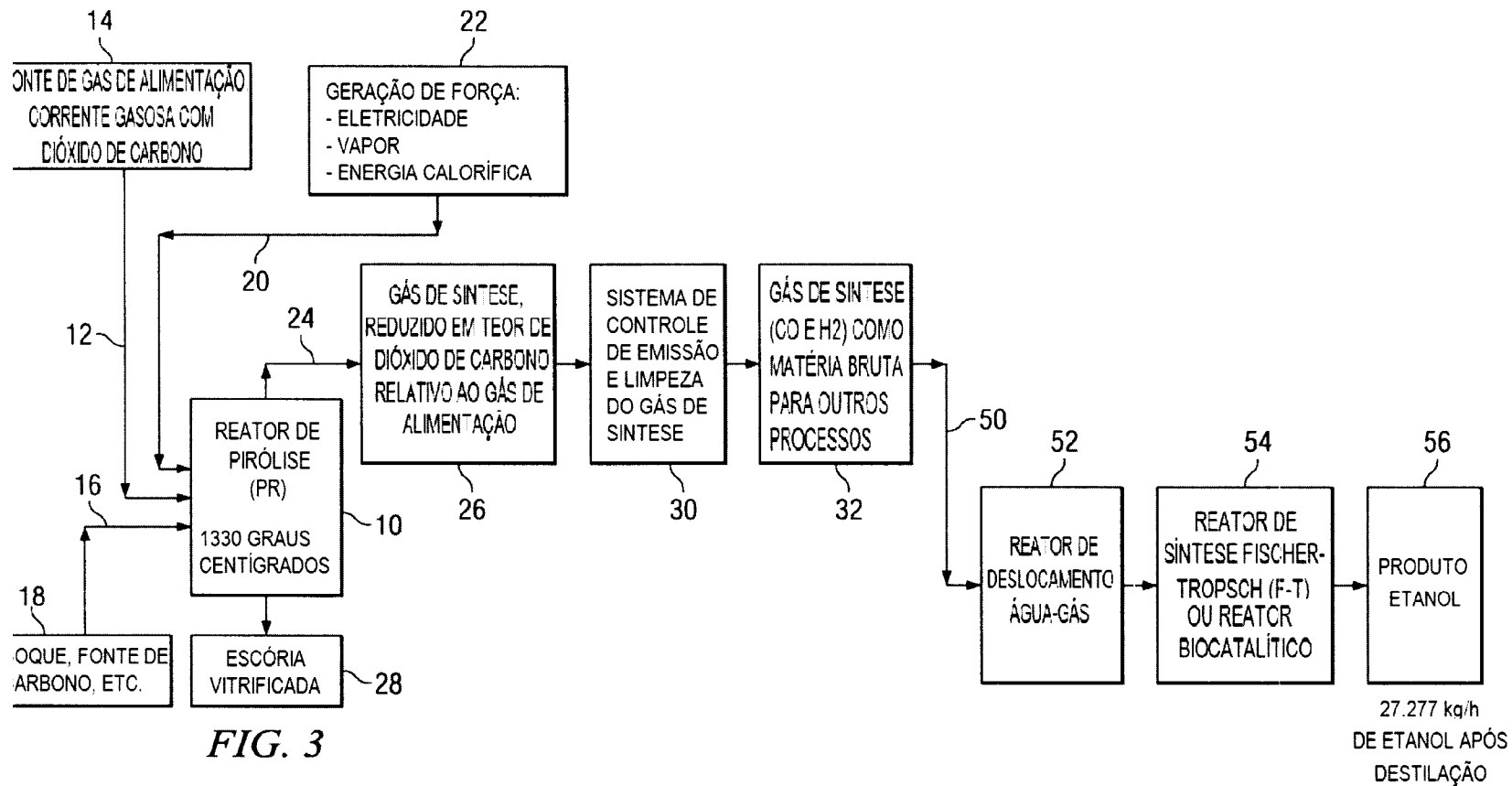


FIG. 4A FIG. 4B

FIG. 4

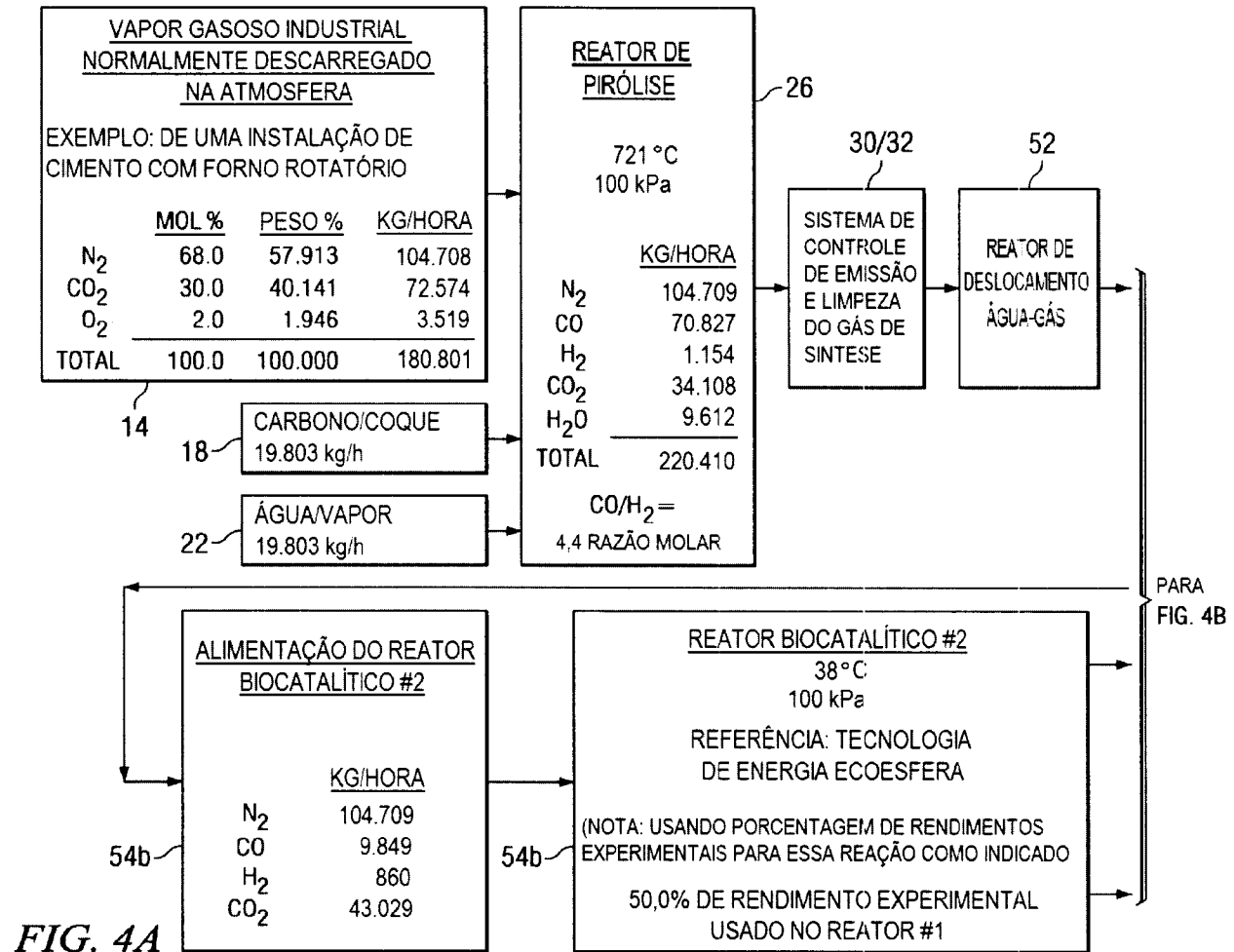


FIG. 4A

