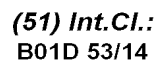




(22) Data de Depósito: 15/12/2006
(43) Data da Publicação: 08/11/2011
(RPI 2131)



(87) Publicação Internacional: WO 2007/075400de
05/07/2007

“MÉTODO PARA RECUPERAR DIÓXIDO DE CARBONO”

Campo da Invenção

Esta invenção se refere geralmente à recuperação de dióxido de carbono de misturas de alimentação gasosa.

5 Fundamento da Invenção

O dióxido de carbono é produzido de correntes de alimentação com alta pureza de CO₂ (cujo termo como usado aqui significa que têm um teor de dióxido de carbono de $\geq 95\%$), onde tais correntes estão disponíveis, usando a tecnologia de destilação. Os exemplos de tais fontes incluem o gás na saída da coluna da planta de amônia e de hidrogênio, fontes de fermentação e gás de ocorrência natural em poços ricos em CO₂. Tipicamente, o CO₂ líquido é produzido em uma planta central e transportado então aos usuários que poderiam estar em centenas de milhas afastados, desse modo, incorrendo em altos custos de transporte. A falta de fontes com concentrações elevadas de dióxido de carbono e suas distâncias dos consumidores fornece a motivação para recuperar o CO₂ das fontes de baixa concentração, que estão geralmente disponíveis mais próximas dos locais dos consumidores. Os exemplos predominantes de tais fontes são os gases de combustão, que contêm tipicamente 3-25% de CO₂ dependendo das quantidades de combustível e de ar adicionais usados para a combustão.

Para produzir correntes do produto de concentração elevada de CO₂ das fontes que têm concentrações relativamente baixas de CO₂, a concentração de CO₂ no gás de alimentação necessita ser melhorada significativamente para criar uma corrente de concentração mais elevada que possa ser enviada a uma unidade de destilação. Uma variedade de tecnologias - incluindo membranas, a separação adsortiva (PSA, VPSA, TSA), absorção física e absorção química, podem ser usadas para melhorar a pureza do CO₂. A economia (capital e custos de operação) do esquema total depende da pureza da alimentação, especificações da pureza do produto e recuperação

obtida. Para as membranas, separações adsorptivas e absorção física, o custo para obter certa pureza elevada do produto é uma função forte da pureza da alimentação. Por outro lado, a absorção química fornece os meios convenientes de diretamente obter um vapor de CO_2 de pureza elevada (cujo termo como usado aqui significa tendo um teor de CO_2 de $\geq 95\%$) em uma única etapa porque os custos desta tecnologia são relativamente insensíveis ao teor de CO_2 da alimentação. Este vapor pode ser usado como é ou ser usado como a alimentação para uma planta de liquefação de CO_2 .

A absorção química pode ser executada através do uso de alcanolaminas assim como sais de carbonato tais como o carbonato de potássio aquecido. Entretanto, ao usar sais de carbonato, é necessário para a pressão parcial de CO_2 ser pelo menos 15 psia (103,4 kPa abs.) para ter qualquer recuperação significativa. Já que os gases de combustão estão tipicamente disponíveis em pressão atmosférica, e a pressão parcial do CO_2 nos gases de combustão varia de cerca de 0,5 a 3 psia (3,4 a 20,7 kPa abs.), o uso da absorção química com sais de carbonato exigiria a compressão do gás de alimentação. Isto é altamente desperdiçador por causa da energia significativa gasta em comprimir o nitrogênio que está igualmente presente. Por outro lado, existem alcanolaminas que podem fornecer níveis adequados de recuperação de CO_2 de fontes pobres em pressão atmosférica. Assim para a recuperação de vapor de CO_2 de pureza elevada ($> 95\%$) de fontes tais como gás de combustão, absorção química com aminas é preferida.

As etapas chaves no processo da absorção química são a absorção de CO_2 do gás de combustão em uma solução de amina em uma temperatura relativamente baixa (em torno de $37,7^\circ\text{C}$), aquecendo a solução de amina rica em CO_2 resultante em torno de $104,4^\circ\text{C}$, e extraindo subsequente o CO_2 da solução rica em temperaturas em torno de $115,5^\circ\text{C}$ usando o vapor.

Tipicamente, os gases de combustão contêm quantidades

significativas de oxigênio ($> 2\%$), o que pode causar a degradação da amina (s) e de outros componentes absorventes. Os subprodutos da degradação levam a problemas de corrosão assim como causam a deterioração significativa no desempenho total, tal como uma queda na recuperação do CO_2 .

Em adição à degradação oxidativa, aminas aquosas são submetidas a diversos outros mecanismos da degradação, muitos dos quais resultam na formação de compostos tais como sais termo-estáveis e outros subprodutos da degradação. Sais termo-estáveis e outros subprodutos da degradação acumulam durante um período de tempo no absorvente líquido e podem causar problemas severos tais como corrosão, formação de espuma, redução na taxa de produção, e exigências aumentadas de energia. A operação eficiente de processos da amina exige conseqüentemente a remoção periódica ou contínua de sais termo-estáveis e outros compostos de subprodutos da degradação do absorvente do líquido. Processos típicos empregaram no passado técnicas que consumiam quantidades relativamente elevadas de energia por unidade de material tratado.

Assim, permanece uma necessidade de processos que tratam a solução absorvente de amina em uma maneira termicamente mais eficiente.

Breve Sumário da Invenção

A presente invenção compreende um método para recuperar o dióxido de carbono que compreende:

(A) extrair uma solução absorvente que contem dióxido de carbono para obter da mesma um fluido rico em dióxido de carbono e um fluido absorvente pobre em dióxido de carbono, onde dita solução absorvente contendo é obtida pela absorção de dióxido de carbono de um gás de alimentação que compreende o dióxido de carbono em um absorvente pelo menos uma parcela da qual compreende dita solução absorvente pobre em dióxido de carbono;

(B) vaporizar uma parcela de dito líquido absorvente pobre em dióxido de carbono formado por dita extração para obter uma corrente inicial de vapor e um líquido absorvente pobre em dióxido de carbono;

5 (C) alimentar dita etapa de vapor inicial para dita etapa de extração;

(D) vaporizar pelo menos uma parcela de dito líquido absorvente pobre em dióxido de carbono para obter uma primeira corrente de vapor recuperado e uma fração não vaporizada;

10 (E) alimentar dita primeira corrente de vapor recuperado para dita etapa de extração;

(F) vaporizar uma parcela de dita fração não vaporizada em uma pressão inferior do que pressão mais baixa em que na etapa (D) é realizada para obter uma segunda corrente de vapor recuperado e um resíduo não vaporizado; e

15 (G) condensar dita segunda corrente de vapor recuperado e adicionar dita corrente condensada a dito absorvente em que o dióxido de carbono é absorvido na etapa (A).

20 Como usado aqui, o termo “coluna de absorção” significa um dispositivo de transferência de massa que permite um solvente apropriado, isto é, absorvente, absorver seletivamente o absorbato de um fluido que contem um ou mais outros componentes.

Como usado aqui, o termo “coluna de extração” significa um dispositivo de transferência em massa onde um componente tal como o absorbato é separado do absorvente, geralmente com a aplicação de energia.

25 Como usado aqui, o termo “gás de remoção de oxigênio” significa um gás que tem uma concentração de oxigênio menor de 2% em mol, preferivelmente menos de 0,5% em mol, e que pode ser usado para extrair o oxigênio dissolvido de um líquido.

Como usado aqui, os termos “parte superior” e “parte inferior”

significam aquelas seções de uma coluna respectivamente acima e abaixo ponto central da coluna.

Como usado aqui, o termo “troca de calor indireta” significa ligar dois fluidos em uma relação de troca de calor pobre em nenhum contato físico ou mistura de fluidos um com o outro.

Breve Descrição dos Desenhos

Figura 1 é uma representação esquemática de um processo de recuperação de dióxido de carbono, mostrando o contexto em que o processo da presente invenção é realizado.

As figuras 2-7 são representações esquemáticas das modalidades de recuperar seções da presente invenção.

Descrição Detalhada da Invenção

A presente invenção é particularmente útil quando empregada como parte de um processo para recuperar dióxido de carbono de pureza elevada de um corrente de alimentação de dióxido de carbono de pureza relativamente baixa. Um tal processo é ilustrado na figura 1 e descrito abaixo em referência a figura 1 embora nenhuma inferência deva ser extraída que a referência ao processo ilustrado é intencionada para ser limitante do escopo da presente invenção.

Referindo-se a figura 1, a mistura de gás de alimentação 1, que tipicamente foi resfriada e tratada para a redução dos particulados e outras impurezas tais como os óxidos de enxofre (SOx) e óxidos de nitrogênio (NOx), é passada no compressor ou soprador 2 onde é comprimida a uma pressão geralmente dentro da faixa de 14,7 a 30 libras por polegada quadrada (psia) (101,4 a 206,8 kPa abs.). A mistura do gás de alimentação 1 contém geralmente de 2 a 50% em mol de dióxido de carbono como o absorbato, e tem tipicamente uma concentração de dióxido de carbono dentro da faixa de 3 a 25% em mol. A mistura do gás de alimentação 1 igualmente contém o oxigênio em uma concentração geralmente dentro da faixa de menos de 1 a

cerca de 18% em mol. A mistura do gás de alimentação 1 pode igualmente conter um ou mais outros componentes tais como hidrocarbonetos traço, nitrogênio, monóxido de carbono, vapor de água, óxidos de enxofre, óxidos de nitrogênio e particulados. Uma mistura do gás de alimentação preferida é o gás de combustão, pelo qual significa o gás obtido sob a combustão completa ou parcial de hidrocarboneto ou material de carboidrato com ar ou com qualquer outra alimentação gasosa que contem oxigênio.

A mistura do gás de alimentação comprimido 3 é passada do soprador 2 na parte inferior de coluna de absorção 4 que está operando em uma temperatura geralmente dentro da faixa de 40 a 45°C na parte superior da coluna e em uma temperatura geralmente dentro da faixa de 50 a 60°C no fundo da coluna. A coluna de absorção tipicamente opera em uma pressão atmosférica a 1,5 atmosferas.

O absorvente 6 é passado na parte superior do absorvente 6 da coluna de absorção 4. Absorvente 6 compreende água e pelo menos uma alcanolamina. O absorvente 6 opcionalmente, mas preferivelmente também contem um componente orgânico, como descrito abaixo.

Alcanolaminas úteis na invenção incluem compostos individuais, e misturas de compostos, que se conformam à fórmula $NR^1R^2R^3$ onde R^1 é hidroxietila, hidroxiisopropila, ou hidroxi-n-propila, R^2 é hidrogênio, hidroxietila, hidroxiisopropila, ou hidroxi-n-propila, e R^3 é hidrogênio, metila, etila, hidroxietila, hidroxiisopropila, ou hidroxi-n-propila. Os exemplos preferidos de alcanolaminas que podem ser empregados no fluido absorvente 6 na prática desta invenção são monoetanolamina (igualmente referido como "MEA"), dietanolamina, diisopropanolamina, metidietanolamina (também referida como "MDEA") e trietanolamina.

As concentrações das alcanolamina(s) no absorvente 6 estão tipicamente na faixa de 5 a 80%, e preferivelmente de 10 a 50%. Por exemplo, uma concentração preferida de monoetanolamina para uso no fluido

absorvente na prática dessa invenção é de 5 a 25%, mais preferivelmente de 10 a 15%.

Opcionalmente, o absorvente 6 pode igualmente conter um componente orgânico em adição ao componente de amina. O componente orgânico é um ou mais de: alcanóis C_1 a C_3 , etileno glicol, etileno glicol monometil éter, dietileno glicol, propileno glicol, dipropileno glicol, polietileno glicol ou éter de polietileno glicol da fórmula $R^4-O-(C_2H_4O)_n-R^5$ onde n é 3 a 12, R^4 é hidrogênio ou metila, R^5 é hidrogênio ou metila, ou R^4 é fenila e R^5 é hidrogênio, um éter de polipropileno glicol ou polipropileno glicol da fórmula $R^6-O-(C_3H_6O)_p-R^7$ onde n é 3 a 6, R^6 é hidrogênio ou metila, R^7 é hidrogênio ou metila, ou R^6 é fenila e R^7 é hidrogênio, acetamida que é não substituída ou N-substituída com um ou dois grupos alquila contendo 1 ou 2 átomos de carbono, glicerol, sulfolano, dimetilsulfóxido, e misturas dos mesmos. O componente orgânico é solúvel em água, e líquido em condições padrão de 25°C em pressão atmosférica.

Os exemplos de componentes orgânicos apropriados incluem o metanol, o álcool etílico, etileno de monometila de etileno glicol, o éter do monofenila de dietileno glicol, a acetamida de dimetila, e a acetamida de N-etila. Outros componentes orgânicos preferidos incluem glicóis, éteres de glicol, polietileno glicol e os éteres e polietilenos glicóis acima mencionados, os éteres e polipropilenos glicóis dos mesmos, o glicerol e o sulfolano.

O componente orgânico e a quantidade do mesmo são escolhidos de modo a satisfazer diversos fatores. Um fator preliminar é reduzir as contribuições da solução absorvente de calor sensível e latente para as exigências totais de vapor na seção de regeneração. O calor latente é reduzido através redução da quantidade relativa de água que necessita ser vaporizada na coluna de extração. Um fator relacionado é diminuir a capacidade de aquecimento da solução absorvente. Preferivelmente, a capacidade de aquecimento deve ser diminuída pelo menos em 10%,

determinado comparando a capacidade de aquecimento de uma solução que compreende água mais uma ou mais aminas, mas nenhum componente orgânico como definido aqui, para a capacidade de aquecimento de uma solução idêntica que contem a mesma quantidade das mesmas uma ou mais aminas exceto que a parte da água é substituída com o componente orgânico. O componente orgânico é escolhido tipicamente de modo que a capacidade de aquecimento da solução absorvente diminui cerca de $0,9 - 1 \text{ cal/g}^\circ\text{C}$ para o absorvente compreendendo amina (s) e água, mas pobre no componente orgânico, a cerca de $0,65 - 0,9 \text{ cal/g}^\circ\text{C}$ para o absorvente compreendendo amina (s), água e o componente orgânico.

A escolha do componente orgânico particular deve levar em consideração diversos outros fatores. Um fator é a inflamabilidade, que é importante onde o absorvente contata um gás de combustão que contem quantidades significativas de oxigênio no absorvente. Por exemplo, os álcoois não são componentes orgânicos preferidos onde o gás de alimentação de qual o CO_2 deve ser recuperado contem bastante oxigênio para apresentar um ambiente altamente oxidante. Um outro fator é considerações ambientais, onde a corrente de gás que deixa a parte superior do absorvente 4 é exalada para a atmosfera pobre em tratamento adicional para remover o componente orgânico ou para modificá-lo quimicamente, por exemplo, por combustão. Em tais situações, os componentes orgânicos devem ser evitados porque podem gerar riscos a saúde ou podem causar odor ou degradação atmosférica. Contudo um outro fator é que o componente orgânico deve ser quimicamente compatível com a amina (s) assim como com os materiais empregados no sistema com que o componente orgânico pode entrar em contato, incluindo não somente recipientes, bombas e linhas, mas igualmente cestas, selantes, válvulas e outras peças.

Também importantes na seleção do componente orgânico e sua quantidade (s) são a) manter a pressão de vapor da solução absorvente nos

valores que minimizariam perdas de vento do absorvente, b) manter ou aumentar a taxa de reação da solução absorvente com CO_2 no absorvente, e c) reduzir qualquer tendência da solução absorvente em formar espuma no absorvente.

5 Quando o componente orgânico acima mencionado está presente na solução absorvente, a solução absorvente pode ter uma capacidade de aquecimento menor o que pode conduzir a uma temperatura aumentada dentro do absorvente 4. É conseqüentemente necessário ajustar a composição da solução de modo a não deixar a temperatura no absorvente 4
10 exceder 85°C e preferivelmente 75°C . Também, a solução absorvente com o componente orgânico deve ser formulada de modo que seu ponto de ebulição não se torne tão elevado que o agente de extração precise ser operado em temperaturas acima de 130°C em qualquer ponto, para evitar termicamente degradar o absorvente de amina no agente de extração.

15 Levar em conta todos os fatores anteriores, quando um componente orgânico está igualmente presente a amina total deve compreender 20 a 60% em peso, e preferivelmente 25 a 50% em peso, o total do componente orgânico deve compreender 10 a 50% em peso e preferivelmente 25 a 40% em peso, e água deve compreender 10 a 50% em
20 peso e preferivelmente 20 a 40% em peso da solução absorvente.

Alguns exemplos das composições das soluções absorventes típicas que igualmente incluem o componente orgânico de acordo com a presente invenção são:

25 30% em peso de MEA, 30% em peso de etileno glicol, 40% em peso de água

30% em peso de MEA, 40% em peso do dietileno glicol, 30% de água

25% em peso de MEA, 25% em peso de MDEA, 30% em peso de dietileno glicol, 20% em peso de água

30% em peso de MEA, 20% em peso de MDEA, 30% de dietileno glicol, 20% em peso de água.

Dentro da coluna de absorção 4 a mistura do gás de alimentação eleva-se no fluxo contracorrente contra o absorvente de fluxo descendente. A coluna de absorção 4 contém elementos de transferência em massa ou internos na coluna tais como bandejas ou empacotamento aleatório ou estruturado. Enquanto o gás de alimentação eleva-se, a maioria do dióxido de carbono dentro do gás de alimentação, pequenas quantidades de oxigênio e outras espécies tal como o nitrogênio, são absorvidos no líquido absorvente de fluxo descendente tendo por resultado vapor na parte superior pobre em dióxido de carbono na parte superior da coluna 4, e no absorvente carregado com dióxido de carbono contendo oxigênio dissolvido no fundo da coluna 4. O vapor na parte superior é retirado da parte superior da coluna 4 na corrente 5 e o absorvente carregado com dióxido de carbono é retirado na parte inferior da coluna 4 na corrente 7.

Um eliminador de névoa pode ser fornecido no topo do absorvente para capturar a amina e/ou o componente orgânico que é arrastado no gás de exaustão do absorvente 5, que é nitrogênio essencialmente enriquecido. Para ajudar na remoção da amina e do componente orgânico, uma água de lavar podia ser usada ou em adição ao eliminador de névoa ou em vez do eliminador de névoa.

Como o oxigênio dissolvido provoca eventualmente a degradação das alcanolaminas e de alguns diluentes orgânicos que conduzem desse modo à corrosão e a outras dificuldades de operação, é opcional, mas preferido reduzir o nível de concentração de oxigênio dissolvido no absorvente carregado com dióxido de carbono em seguida transportando a corrente absorvente contendo dióxido de carbono e oxigênio 7 para um estágio em que o oxigênio é removido da corrente.

A eliminação completa do oxigênio é ideal, mas não

necessária. A redução da concentração de oxigênio para menos de 2 ppm de oxigênio e preferivelmente menos de 0,5 ppm de oxigênio deve ser obtida. Uma técnica preferida para a remoção de oxigênio é uma vaporização a vácuo como mostrado na figura 1. Nesta técnica, solução absorvente que contém dióxido de carbono e oxigênio é alimentada para um tanque 102 em que a pressão no espaço vazio sobre a solução absorvente é mantida subatmosférica, geralmente dentro da faixa de 2 a 12 psia (13,8 a 82,3 kPa abs.) e preferivelmente dentro da faixa de 2,5 a 6 psia (17,2 a 41,4 kPa abs.), pela operação da bomba de vácuo 104. Esta condição retira o oxigênio e outros gases dissolvidos da solução e fora da parte superior do tanque 102 através da linha 103.

O oxigênio pode igualmente ser removido contatando a solução com um gás de remoção de oxigênio em um dispositivo apropriado de transferência de massa tal como uma coluna empacotada, dispositivo de pulverização ou agente de contato de membrana no lugar de ou em adição ao tanque 102, mas preferivelmente localizado no esquema do processo onde o tanque 102 está localizado. O equipamento e a metodologia úteis em empregar um gás de remover o oxigênio são descritos na patente U.S no. 6.174.506. Os exemplos de gás de remoção de oxigênio úteis incluem gás com nenhum ou muito pouco oxigênio, por exemplo, nitrogênio, vapor de dióxido de carbono que deixa a seção de regeneração, ou dióxido de carbono do tanque de armazenamento.

É um aspecto importante desta invenção que a corrente que compreende fluido 7 não se submeta a nenhum aquecimento entre sua retirada da coluna de absorção 4 e seu tratamento para remover o oxigênio, ou seja, aquecida (no auxílio da técnica de remoção de oxigênio), mas não tanto que a temperatura da corrente 7 exceda 71°C.

O absorvente pobre em oxigênio contendo dióxido de carbono resultante tipicamente contendo menos de 2 ppm de oxigênio e

preferivelmente menos de 0,5 ppm de oxigênio, é retirado da parte inferior do tanque 102 na corrente 105, passado para a bomba de líquido 8 e de lá na corrente 9 para e através do trocador de calor 10 onde é aquecido pela troca de calor indireta para uma temperatura geralmente dentro da faixa de 90 a 120°C, preferivelmente de 100 a 110°C.

O absorvente contendo dióxido de carbono aquecido é passado do trocador de calor 10 na corrente 11 na parte superior de coluna de extração 12, a qual opera em uma temperatura tipicamente dentro da faixa de 100 a 110°C no topo da coluna e em uma temperatura tipicamente dentro da faixa de 119 a 125°C no fundo da coluna. Como o absorvente carregado com dióxido de carbono aquecido flui para baixo através da coluna de extração 12 sobre os elementos de transferência de massa que podem ser bandejas ou empacotamento aleatório ou estruturado, o dióxido de carbono dentro do absorvente é extraído do absorvente no vapor de fluxo ascendente, que é geralmente vapor, para produzir uma corrente de vapor de topo rica em dióxido de carbono 13 e uma corrente de líquido absorvente pobre em dióxido de carbono 20.

A corrente de vapor de topo rica em dióxido de carbono 13 é retirada da parte superior da coluna de extração 12 e passada através do condensador de refluxo 47 onde é condensada parcialmente. A corrente de duas fases resultante 14 é passada em um tambor de refluxo ou separador de fase 15 segundo o qual ela é separada no gás rico em dióxido de carbono e no condensado.

O gás rico em dióxido de carbono é removido do separador de fase 15 na corrente 16 e recuperado como o fluido do produto de dióxido de carbono que tem uma concentração de dióxido de carbono geralmente dentro da faixa de 95 a 99,9% em mol em uma base seca. Por “recuperado” como usado aqui significa recuperado como o produto final ou separado para qualquer razão tais como descarte, posterior uso, posterior processamento ou

seqüestro. O produto de dióxido de carbono (corrente 16 na figura 1) é geralmente de pureza elevada ($> 98\%$). Dependendo de como ele será usado, ele pode ser usado como vapor pobre em CO_2 posteriormente a purificação, ou com purificação adicional como seria o caso se ele é para ser usado como um ingrediente em uma bebida ou no outro produto comestível. Alternativamente, esta corrente pode ser alimentada para uma unidade de liquefação para a produção de CO_2 líquido.

O condensado, que compreende primeiramente água, amina (s) e o componente orgânico, é retirado do separador de fase 15 na corrente 17. Preferivelmente, esta corrente é passada através da bomba de líquido 18 e alimentada como a corrente 19 na parte superior da coluna de extração 12. Entretanto, a bomba 18 é desnecessária se o condensado pode fluir pela gravidade para o agente de extração. Alternativamente, esta corrente pode ser reintroduzida no processo em outra parte, como na corrente 20.

O absorvente pobre em dióxido de carbono remanescente contendo alcanolamina (s), água, e o componente orgânico (se o componente orgânico é empregado) é retirado da parte inferior da coluna de extração 12 na corrente 20. Preferivelmente, este absorvente é reciclado para compreender pelo menos uma parte da corrente 6 alimentada para a coluna de absorção 4. Antes que, preferivelmente, a corrente 20 seja passada para o refeedor 21 onde é aquecida pelo trocador de calor indireto, para uma temperatura tipicamente dentro da faixa de 119 a 125°C. Na modalidade da invenção ilustrada na figura 1, o refeedor 21 é conduzido pelo vapor saturado 48 em uma pressão de 28 libras por polegada quadrada (psig) (193,1 kPa man.) ou mais, o qual é retirado do refeedor 21 na corrente 49.

O aquecimento do absorvente pobre em dióxido de carbono no refeedor 21 vaporiza uma parte daquele absorvente para produzir a corrente de vapor inicial 22 que compreende o vapor e possivelmente alguma alcanolamina (s) e o componente orgânico. A corrente de vapor inicial 22 é

passada do refulvedor 21 na parte inferior da coluna de extração 12 onde serve como o vapor de fluxo ascendente dito acima. O líquido absorvente pobre em dióxido de carbono (o qual pode conter a alcanolamina e o componente orgânico se tal é empregado) é retirado do refulvedor 21 na corrente 23.

A corrente 23 é dividida nas correntes 201 e 24. A corrente 201 é alimentada para uma máquina de recuperação 200 para um posterior tratamento como o descrito aqui abaixo no que diz respeito às figuras 2-7.

A parte restante 24 do absorvente pobre em dióxido de carbono aquecido 23 é passada para a bomba solvente 35 e de lá na corrente 29 para e através do trocador de calor 10 onde serve para realizar o aquecimento dito acima do absorvente contendo dióxido de carbono e do qual ele emerge como o absorvente resfriado 34. A corrente 34 é resfriada pela passagem através do refrigerador 37 a uma temperatura de cerca de 40°C para formar posteriormente corrente absorvente resfriada 38. Uma parte 40 da corrente 38 é separada e passada através do filtro mecânico 41, de lá como a corrente 42 através do filtro 43 de leito de carbono, e de lá como a corrente 44 através do filtro mecânico 45, para a remoção das impurezas, sólidos, subprodutos da degradação e sais de amina termo-estáveis. A corrente purificada resultante 46 é recombinada com a corrente 39 que é o remanescente da corrente 38 para formar a corrente 55.

O tanque de armazenamento 30 contém a amina de constituição, que como requerida é retirada do tanque de armazenamento 30 na corrente 31 e bombeada pela bomba de líquido 32 como a corrente 33 na corrente 55. Quando uma segunda amina é usada, o tanque de armazenamento 50 contém a constituição para a segunda amina. A segunda amina é retirada do tanque de armazenamento 50 na corrente 51 e bombeada pela bomba de líquido 52 como a corrente 53 na corrente 55. Alternativamente, os compostos de amina podem ser pré-misturados, e mantida dentro e dispensada de um

tanque de armazenamento. Três aminas e adicionais podem ser armazenadas dentro e dispensadas de três tanques de armazenamento adicionais. O tanque de armazenamento 60 contém a água de constituição, que como requerida é retirada do tanque de armazenamento 60 na corrente 61 e bombeada pela bomba de líquido 62 como a corrente 63 na corrente 55. O tanque de armazenamento 70 contém a composição para o componente orgânico, que como requerido é retirado do tanque de armazenamento 70 na corrente 71 e bombeado pela bomba de líquido 72 como a corrente 73 na corrente 55 para formar o corrente 6.

O processo da presente invenção recupera o composto (ou compostos) aquosos relativamente voláteis desejados e alcanolamina usado no processo de absorção de dióxido de carbono realizando a recuperação sob pelo menos duas pressões diferentes. Fazendo assim reduz assim as exigências de energia totais do processo da recuperação e minimiza os custos de operação. A recuperação é executada vaporizando o material do absorvente pobre em dióxido de carbono, e então da fração não vaporizada resultante, em um aparelho apropriado tais como trocadores de calor.

O primeiro tal estágio da vaporização é realizado preferivelmente na pressão mais ou menos idêntica como a pressão no agente de extração 12, por exemplo, 20 a 65 psia (137,9 kPa abs.). O vapor, denominado aqui primeira corrente de vapor recuperado, que é gerado do primeiro estágio de vaporização é alimentado como a corrente 202 para o agente de extração 12. A energia usada no primeiro estágio de vaporização é recuperada no agente de extração 12 como o calor latente da primeira corrente de vapor recuperado; este calor latente contribui para o calor fornecido pelo refulvedor para o dióxido de carbono do absorvente.

A fração não vaporizada remanescente do primeiro estágio de vaporização, compreendendo o líquido e os sólidos dissolvidos ou suspensos na mesma, é tratada em um segundo estágio de vaporização. A

pressão do segundo estágio de vaporização é menor do que a pressão no primeiro estágio de vaporização, e na maioria dos casos será subambiente. Tipicamente, a pressão neste estágio é 0,5 psia a 5 psia (3,5 34,5 kPa abs.). O vapor, denominado aqui a segunda corrente de vapor recuperado, que é formado em e recuperado do segundo estágio de vaporização pode ser condensado e recombinação com o absorvente pobre em dióxido de carbono.

Para melhorar a recuperação do solvente, um terceiro estágio opcional de vaporização pode ser usado, como é mostrado na figura 3. Ao realizar um terceiro estágio, será freqüentemente útil adicionar tipicamente ao resíduo não vaporizado do segundo estágio de vaporização um a pequena quantidade de água (até cerca de 50% em peso da quantidade do resíduo não vaporizado presente) e o resíduo diluído é vaporizado, em cerca da mesma pressão como empregada no segundo estágio de vaporização. Tipicamente, a pressão neste estágio é 0,5 psia a 5 psia (3,5 34,5 kPa abs.). O vapor do terceiro estágio de vaporização pode ser condensado e adicionado ao absorvente pobre em dióxido de carbono recirculante.

O resíduo do último estágio de vaporização (por exemplo, o segundo estágio de vaporização de um processo que emprega dois estágios de vaporização, ou o terceiro estágio de vaporização de um processo que emprega três estágios de vaporização) não é usado mais no processo de recuperação do dióxido de carbono (a menos que seja submetido à vaporização no quarto ou posterior estágios de vaporização para recuperar quantidades incrementais de alcanolamina (s)) e assim pode ser descartado ou coletado para posterior processamento. Este resíduo compreende tipicamente os sais de amina termo-estáveis e outros produtos formados pela degradação do absorvente de alcanolamina.

Para reduzir a quantidade de equipamento requerida para executar a recuperação, um modo em batelada de operação pode ser usado segundo como mostrado na figura 4.

As figuras 2-7 devem agora ser referidas a seguinte descrição mais detalhada das modalidades da presente invenção.

Alguns aspectos são aplicáveis a todas modalidades deste aspecto da invenção. Um tal aspecto é que a corrente 201 alimentada para a operação de recuperação pode ser tratada com álcali tal como o óxido do sódio ou o hidróxido de sódio para ajudar a amina livre a ser recuperada do sal de amina e para provocar a precipitação dos sais termo-estáveis. Um outro aspecto é que as temperaturas usadas em todas as etapas de vaporização podem ser cerca das mesmas, mas não tem que necessariamente ser a mesma.

A temperatura (s) usada deve ser não maior do que a temperatura de degradação do componente mais facilmente degradado da solução que está sendo submetido às condições de vaporização. Freqüentemente, a temperatura (s) será ajustada pela disponibilidade de uma fonte de calor de baixo valor tal como o vapor de baixa pressão, contanto que sua temperatura seja menor do que a temperatura de degradação descrita acima. Temperaturas mais altas (abaixo do máximo em que a degradação pode começar) irão resultar em uma fração maior da solução absorvente que está sendo vaporizada no estágio (s) de vaporização anterior e irão contribuir para eficiência térmica total de um processo de recuperação de vários estágios. Para as soluções que contêm MEA, uma temperatura típica em que para realizar a vaporização seria cerca de 143,3°C.

Um outro aspecto das operações é que a vaporização é realizada em qualquer aparelho que pode tolerar o líquido absorvente que está sendo vaporizado e nas condições de temperatura e pressão sob as quais a vaporização é realizada. O equipamento apropriado tais como trocadores de calor ou chaleiras pode facilmente ser determinado e obtido. O calor é adicionado a cada uma das unidades de vaporização descritas nas modalidades ilustradas e descritas aqui, para realizar a vaporização. A pressão pode ser estabelecida usando uma bomba de vácuo que estabeleça o vácuo

desejado para permitir que a vaporização prossiga em uma temperatura mais baixa em que a degradação térmica das aminas é reduzida ou evitada.

Figura 2 descreve um modo preferido de operação ao utilizar um equipamento de recuperação de dois estágios operado em uma maneira contínua. A corrente 201 do líquido absorvente pobre em dióxido de carbono é alimentada à primeira unidade 200a de vaporização. A temperatura na unidade 200a é tipicamente 121,1 a 148,8°C. Uma parte, compreendendo primeiramente os componentes mais voláteis deste líquido, é vaporizada na primeira unidade 200a de vaporização. A primeira corrente de vapor recuperada resultante 202 sai da primeira unidade de vaporização. Prefere-se enviar esta corrente à parte do fundo do agente de extração 12, onde o calor latente desta corrente de vapor pode ser usada para diminuir a exigência de calor do refervedor 21.

A fração de líquido absorvente pobre em dióxido de carbono que não vaporizou, 205, é enviada através da válvula 209, onde ela é reduzida em pressão. A pressão é reduzida preferivelmente a um valor na faixa de 0,5 psia a 5 psia (3,4 a 34,5 kPa abs.). A corrente resultante de pressão baixa, 206, é enviada a uma segunda unidade de vaporização 200b. A temperatura na unidade 200b é tipicamente cerca de 121,1°C a 148,8°C e pode ser cerca da temperatura na unidade 200a. Uma parte do líquido é vaporizada na unidade 200b e a segunda corrente de vapor recuperado 207 é condensada em um refrigerador 210. O condensado resultante 208 é bombeado pela bomba 211 enquanto a corrente 204 pode ser empregada para absorver o dióxido de carbono adicional de uma corrente de gás de alimentação de entrada. Como tal, a corrente 204 pode recombinada com a corrente 29 ou em qualquer ponto ao longo do curso da corrente 29 que se torna corrente 6.

A baixa pressão desejada na unidade 200b é fornecida preferivelmente condensando (preferivelmente totalmente condensando) a corrente 207 no condensador 210. Se os gases não condensáveis estão no

processo, tal como podem estar presentes devido aos escoamentos do vácuo, pode ser necessário usar meios adicionais para produzir o vácuo, tal como uma bomba de vácuo pequena.

5 O resíduo não vaporizado 203, que compreende sais termo-estáveis e outros subprodutos da degradação, pode ser removido da unidade 200b e ser descartado ou posteriormente processado.

Figura 3 descreve um outro modo preferido de operação em que um aparelho de três estágios é operado em uma maneira contínua. Os primeiros dois estágios são análogos à modalidade de dois estágios mostrada na figura 2. O terceiro estágio melhora a recuperação de componentes menos voláteis, mas ainda componentes desejáveis do resíduo não vaporizado 203. A corrente 203 de material não vaporizado da unidade 200b, é misturada preferivelmente com uma pequena quantidade de água líquida alimentada como a corrente 212, tipicamente até 50% em peso de água do resíduo não vaporizado para o qual a água é adicionada. A mistura resultante é tratada na terceira unidade 200c de vaporização para vaporizar componentes relativamente voláteis do resíduo. Esta vaporização pode ser realizada em cerca da mesma temperatura como nas unidades 200a e 200b. A pressão na unidade 200c é tipicamente 0,5 psia a 5 psia (3,5 34,5 kPa abs.). Comparado à pressão na segunda unidade 200b, a pressão na terceira unidade 200c é (durante pelo menos uma parte do tempo que a vaporização está sendo realizada neste estágio) menor do que a pressão mais baixa usada na unidade 200b. Pode ser vantajoso locar a unidade 200c em uma elevação mais baixa do que a unidade 200b, para facilitar o fluxo livre do líquido residual da unidade 200b para unidade 200c enquanto mantém aproximadamente a mesma pressão no espaço do vapor. A terceira corrente de vapor recuperado 213 é formada pela vaporização na terceira unidade 200c de vaporização e pode ser combinada com a segunda corrente de vapor recuperado 212 com as correntes combinadas sendo enviadas ao condensador 210. O resíduo não

volatilizado remanescente na unidade 200c, compreendendo os sais termo-estáveis e outros subprodutos da degradação podem ser removidos como a corrente 214.

Figura 4 descreve ainda uma outra modalidade preferida da invenção em que a recuperação é realizada em uma maneira em batelada. Vaporização em batelada pode ser executada em um único trocador de calor ou outra unidade de vaporização, operada em pressões que diminuem continuamente ou por etapas durante um período de tempo. Conseqüentemente esse modo de operação requer menos equipamento do que os processos contínuos. Entretanto, operação em batelada pode igualmente ser realizada em uma série de unidades de vaporização operadas em pressões decrescentes, como aquelas mostradas nas figuras 2 e 3.

Referindo-se a figura 4, a corrente 201 absorvente líquido pobre em dióxido de carbono é alimentada em bateladas através da válvula 301 para a unidade 200 de vaporização. A posição da válvula 301 pode tipicamente ser controlada por um controlador do nível de líquido sobre a unidade 200. A temperatura na unidade 200 de vaporização é mantida abaixo da temperatura em que alguns dos componentes irão degradar termicamente. Tipicamente, a temperatura nesta etapa da operação é 121,1°C a 148,8°C. A pressão inicial na unidade 200 pode estar na faixa de 20 psia a 65 psia (137,9 a 448,2 kPa abs.). e é preferivelmente aproximadamente igual à pressão no agente de extração 12.

O material que vaporiza na unidade 200 de vaporização deixa a unidade 200 como a corrente 220. Na primeira parte da operação em batelada na unidade 200, a válvula 302 está aberta e as válvulas 303, 304 e 305 são fechadas, permitindo o vapor na corrente 220 deixar a unidade como a primeira corrente de vapor recuperado 202 que é alimentada para o agente de extração 12, onde o calor latente da corrente 202 pode ser usado para reduzir a quantidade de calor exigida do refervedor.

Conforme a operação de vaporização em batelada continua, o líquido no trocador de calor 200 torna-se concentrado em componentes menos voláteis. Eventualmente, menos vapor e talvez pouco ou mesmo nenhum vapor são gerados na temperatura e pressão que prevalecem na unidade 200.

- 5 A recuperação é continuada então em uma segunda etapa realizando a vaporização em pressões mais baixas, enquanto (no aparelho descrito na figura 4) a válvula 302 é fechada e a válvula 303 é aberta.

As pressões em que as vaporizações são realizadas na primeira etapa (isto é vaporização que produz uma corrente de vapor que é alimentada no agente de extração) e na segunda etapa (isto é, vaporização que produz uma corrente de vapor que é condensada e alimentada na etapa de absorção) podem residir nas faixas que sobrepõem ou não, mas a pressão em que a segunda etapa é realizada na mesma unidade se torna mais baixa do que a pressão mais baixa em que a primeira etapa é realizada.

- 15 O vapor da unidade 200 de vaporização que sai em pressão reduzida na corrente 220 se torna a segunda corrente de vapor recuperado 207 e é condensada pelo condensador 210. O condensado é enviado pela bomba 211 como corrente 204 ao líquido absorvente pobre em dióxido de carbono circulante 29. A pressão durante esta parte do ciclo de batelada é diminuída estacionariamente ou em etapas com tempo e torna-se subambiente. Tipicamente, a pressão na unidade 200 nesta parte da vaporização é 0,5 psia (3,4 kPa abs.) até a pressão de operação do agente de extração (20-65 psia) (137,9-448,2 kPa abs).

- 25 Quando a taxa de vaporização diminui, pode-se adicionar pouca água líquida 212 via válvula 305 para auxiliar na vaporização das quantidades restantes de componentes menos voláteis, mas ainda desejáveis do líquido absorvente que está sendo tratado. Este aspecto é análogo à operação do terceiro estágio de vaporização descrito acima em relação à figura 3. O resíduo não vaporizado que permanece na unidade 200

compreende sais termo-estáveis e outros subprodutos da degradação e é removido como a corrente 203 abrindo a válvula 304. Pode ser desejado tratar diversas bateladas de líquido absorvente pobre em dióxido de carbono, cada batelada sendo submetida a uma seqüência de vaporização sob pressão decrescente, antes de remover da unidade 200 o os sais termo-estáveis e subprodutos que são obtidos.

As composições preferidas de líquido absorvente pobre em dióxido de carbono estão geralmente na faixa de 5-30% em peso de MEA, 0-40% em peso de MDEA, e de 30-70% em peso de água. Uma composição mais preferida é 20-30% de MEA, 20-30% de MDEA, e 40-60% de água.

Para reduzir a exigência de energia da operação de recuperação, o melhor modo de operação usa o aparelho de recuperação somente quando necessário, em tão pequena vazão do líquido absorvente pobre em dióxido de carbono quanto possível. Ambos os processos contínuos e em batelada podem ser ligados e desligados conforme desejado.

A eficiência térmica do processo de recuperação empregado nesta invenção pode ainda ser melhorada pela incorporação de trocadores de calor de recuperação térmicos. A incorporação de tais trocadores de calor é mostrada nas figuras 5, 6, e 7.

Figura 5 descreve um processo de recuperação contínuo de dois estágios do tipo descrito na figura 2, para o qual um trocador de calor de recuperação térmico foi adicionado. A corrente 205 de material não vaporizado da unidade 200a de vaporização, após a passagem através da válvula 209 de redução da pressão, é alimentada através do trocador de calor 400 onde é aquecida e então alimentada como a corrente 206 na unidade 200b de vaporização onde, como com a operação descrita na figura 2, o material volátil adicional vaporiza do líquido absorvente alimentado para a unidade 200b e obtido da unidade 200b como segunda corrente de vapor recuperado 207. Corrente 207 passa então através do trocador de calor 400 onde parte do

calor latente é trocado via troca de calor indireta com a corrente 205. A segunda corrente de vapor recuperado emerge do trocador de calor 400 como corrente 401 a qual é então alimentada para o condensador 210 e é então ainda manuseada como corrente 208 na figura 2.

5 Figura 6 apresenta uma operação de recuperação contínua de três estágios do tipo apresentado na figura 3, para o qual um trocador de calor de recuperação térmica foi adicionado. Corrente 205 de material não vaporizado da unidade de vaporização 200a, após passar através da válvula de redução de pressão 209, passa através do trocador de calor 400 onde ela é
10 aquecida e é então alimentada como corrente 206 na unidade de vaporização 200b onde, como a operação apresentada na figura 3, material volátil adicional vaporiza do líquido absorvente alimentado para unidade 200b e é obtido da unidade 200b como segunda corrente de vapor recuperado 207. Corrente 207 então passa através do trocador de calor 400 onde parte de seu
15 calor latente é trocado via troca de calor indireta para corrente 205. A segunda corrente de vapor recuperado emerge do trocador de calor 400 como corrente 401 a qual é então alimentada para o condensador 210 e é então ainda manuseada como corrente 208 na figura 3. Além disso, o resíduo não vaporizado 203 é obtido da unidade de vaporização 200b, água 212 é
20 adicionado ao mesmo, e a mistura resultante é alimentada para outra unidade de vaporização 200c. A terceira corrente de vapor recuperado 213 que é obtida pela realização da vaporização na unidade 200c é combinada com a corrente 207 e a corrente combinada passa através do trocador de calor 400 antes de ser alimentada através do condensador 210 recirculado com a
25 corrente absorvente pobre em dióxido de carbono 29. Alternativamente, corrente 205 pode ser aquecida pela troca de calor indireta com somente corrente 207, com somente corrente 213, ou com uma corrente formada pelas correntes 207 e 213 já tendo sido combinadas.

Figura 7 apresenta um aparelho de recuperação em batelada do

tipo apresentado na figura 4, para o qual um trocador de calor de recuperação térmica foi adicionado. Corrente 201 de um líquido absorvente pobre em dióxido de carbono é alimentada através de um trocador de calor 400 onde ela é aquecida e é alimentada então na unidade de vaporização 200. Como é o caso com a operação apresentada na figura 4, uma primeira corrente de vapor recuperado 202 é obtida e alimentada para o agente de extração 12, seguida pela pressão na unidade 200 que é reduzida e a válvula 302 é fechada e a válvula 303 é aberta. A segunda corrente de vapor recuperado que é então obtida é passada através do trocador de calor 400 onde parte de seu calor latente é passado via troca de calor indireta para corrente 201. A segunda corrente de vapor recuperado emerge do trocador de calor 400 como corrente 401 a qual é condensada no condensador 210 e alimentada como corrente 204 para corrente 29.

Em todos os casos, a energia térmica requerida para vaporizar as correntes de líquido absorvente é reduzida usando um trocador de calor 400 para pré-aquecer a corrente de alimentação que é para ser alimentada para unidade de vaporização 200b usada nas modalidades de operação contínua ou para unidade de vaporização 200 usada em operação em batelada. O calor usado para esse pré-aquecimento é fornecido pela corrente de vapor obtida sob vaporização em pressão reduzida, por exemplo, corrente 205 em operação contínua e corrente 207 em operação em batelada.

EXEMPLOS

Condições de desempenho e operacionais, como previstas pela simulação do processo, são mostradas por um sistema de absorção de CO₂ 100 MTPD usando como absorvente uma solução contendo 30% em peso de MEA, 20% em peso de MDEA, 50% em água e contendo cerca de 25% em peso de sais termo-estáveis.

Tipo de aparelho de recuperação: 3 estágios contínuos com adição de água no terceiro estágio.

Taxa de alimentação da corrente absorvente: 10 gpm

Temperatura do primeiro estágio de vaporização: 143,3°C

Pressão do primeiro estágio de vaporização: 25,2 psia (173,5 kPa abs.)

Calor do primeiro estágio de vaporização: 2,331 MMBTUH (recuperável)

5 Temperatura do segundo estágio de vaporização: 143,3°C

Pressão do segundo estágio de vaporização: 1,4 psia (9,7 kPa abs.)

Calor do segundo estágio de vaporização: 0,998 MMBTUH (não recuperável)

Temperatura do terceiro estágio de vaporização: 143,3°C

Pressão do terceiro estágio de vaporização: 1,4 psia (9,7 kPa abs.)

10 Taxa de adição de água para terceiro estágio de vaporização: 14,5 kg/h

Calor do terceiro estágio de vaporização: 0,053 MMBTUH (não recuperável)

Calor de linha de base para refervedor/refervedor desligado: 12,55 MMBTUH

Atividade do vapor de linha de base/refervedor desligado: 3,00 MMBTU/MT CO₂

15 Atividade do vapor/refervedor ligado: 3,25 MMBTU/MT CO₂.

Para a mesma atividade como acima, o desempenho de um aparelho de recuperação a vácuo convencional é previsto por uma simulação do processo como se segue:

Tipo de aparelho de recuperação: único estágio a vácuo

20 Temperatura: 143,3°C

Pressão: 4,6 psia (31,7 kPa abs.)

Calor para o aparelho de recuperação: 3,348 MMBTUH

Atividade do vapor/refervedor desligado: 3,00 MMBTU/MT CO₂

Atividade do vapor/refervedor ligado: 3,80 MMBTU/MT CO₂

25 Nos exemplos acima, a economia prevista na energia térmica é (3,80 a 3,25) = 0,55 MMBTU/MT CO₂.

Para o exemplo acima usando um aparelho de recuperação de 3 estágios com adição de água, a incorporação de um trocador de calor de recuperação térmica com uma temperatura próxima de 4,08°C poderia reduzir

a atividade do vapor de 3,25 para 3,07 MMBTU/MT CO₂. Desse modo pode ser visto que a prática da presente invenção garante uma vantagem significativa no consumo de energia reduzida por unidade de dióxido de carbono recuperado.

REIVINDICAÇÕES

1. Método para recuperar dióxido de carbono, caracterizado pelo fato de que compreende:

5 (A) extrair uma solução absorvente contendo dióxido de carbono para obter da mesma um fluido rico em dióxido de carbono e um dióxido de carbono exaurido de líquido absorvente, segundo o qual dito dióxido de carbono que contém a solução absorvente é obtido pela absorção de dióxido de carbono de um gás de alimentação que compreende o dióxido de carbono em um absorvente pelo menos uma porção de que compreende
10 dita solução absorvente exaurida de dióxido de carbono;

(B) vaporizar uma porção de dito líquido absorvente exaurido de dióxido de carbono formado pela dita extração dito para obter uma corrente inicial de vapor e um líquido absorvente pobre em dióxido de carbono;

15 (C) alimentar dita corrente inicial de vapor para dita etapa de extração;

(D) vaporizar pelo menos uma porção de dita corrente de líquido absorvente pobre em dióxido de carbono para obter uma primeira corrente de vapor recuperado e uma fração não vaporizada;

20 (E) alimentar dita primeira corrente de vapor recuperado para dita etapa de extração;

(F) vaporizar uma porção de dita fração não vaporizada em uma pressão mais baixa do que pressão mais baixa na qual a etapa (D) é realizada para obter uma segunda corrente de vapor recuperado e um resíduo
25 não vaporizado; e

(G) condensar dita segunda corrente de vapor recuperado e adicionar dita corrente condensada a dito absorvente em que o dióxido de carbono é absorvido na etapa (A).

2. Método de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo

fato de que a vaporização da etapa (D) é realizada em uma primeira unidade de vaporização, a fração não vaporizada obtida na etapa (D) é alimentada para uma segunda unidade de vaporização, e a vaporização da etapa (F) é realizada em dita segunda unidade de vaporização.

5 3. Método de acordo com a reivindicação 2, caracterizado pelo fato de que a fração não vaporizada obtida na etapa (D) é aquecida antes da alimentação para a dita segunda unidade de vaporização pela troca de calor indireta com a segunda corrente de vaporização obtida na etapa (F).

10 4. Método de acordo com a reivindicação 2, caracterizado pelo fato de que ainda compreende alimentar o resíduo não vaporizado obtido na etapa (F) para uma terceira unidade de vaporização, e vaporizar uma porção de dito resíduo não vaporizado em dita terceira unidade de vaporização em uma pressão mais baixa do que pressão mais baixa na qual a etapa (F) é realizada, obter uma terceira corrente de vapor recuperado e um resíduo não
15 volatilizado, condensar dita terceira corrente de vapor recuperado, e alimentar dita corrente condensada para a etapa (A) para compreender uma porção de dito absorvente em que o dióxido de carbono é absorvido na etapa (A).

20 5. Método de acordo com a reivindicação 4, caracterizado pelo fato de que a fração não vaporizada obtida na etapa (D) é aquecida antes de ser alimentada à dita segunda unidade de vaporização pela troca de calor indireta com a segunda corrente de vaporização obtida na etapa (F), com a terceira corrente de vapor recuperado, ou com ambas ditas correntes de vapor.

25 6. Método de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que a vaporização na etapa (D) e a vaporização na etapa (F) são realizadas dentro uma unidade de vaporização.

7. Método de acordo com a reivindicação 6, caracterizado pelo fato de que dita porção de dita solução absorvente pobre em dióxido de carbono, antes da vaporização na etapa (D), é aquecida pela troca de calor indireta com dita segunda corrente de vapor recuperado.

8. Método de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o absorvente no qual dióxido de carbono é absorvido na etapa (A) compreende um componente de amina que é selecionada do grupo que consiste em compostos da fórmula $NR^1R^2R^3$ onde R^1 é hidroxietila, hidroxiiisopropila, ou hidroxii-n-propila, R^2 é hidrogênio, hidroxietila, hidroxiiisopropila, ou hidroxii-n-propila, e R^3 é hidrogênio, metila, etila, hidroxietila, hidroxiiisopropila, ou hidroxii-n-propila, e misturas dos mesmos.

9. Método de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que o absorvente no qual dióxido de carbono é absorvido na etapa (A) compreende um componente orgânico selecionado do grupo que consiste de alcanóis C_1-C_3 , etileno glicol, monometil éter, dietileno glicol, propileno glicol, dipropileno glicol, polietileno glicóis e éteres de polietileno glicol da fórmula $R^4-O-(C_2H_4O)_n-R^5$ segundo o qual n é 3 a 12, R^4 é hidrogênio ou metila, R^5 é hidrogênio ou metila, ou R^4 é fenila e R^5 é hidrogênio, polipropileno glicóis e éteres de polipropileno glicol da fórmula $R^6-O-(C_3H_6O)_p-R^7$ onde n é 3 a 6, R^6 é hidrogênio ou metila, R^7 é hidrogênio ou metila, ou R^6 é fenila e R^7 é hidrogênio, acetamida que é não substituída ou N-substituída com um ou dois grupos alquila que contêm 1 ou 2 átomos de carbono, glicerol, sulfolano, dimetilsulfóxido, e misturas dos mesmos.

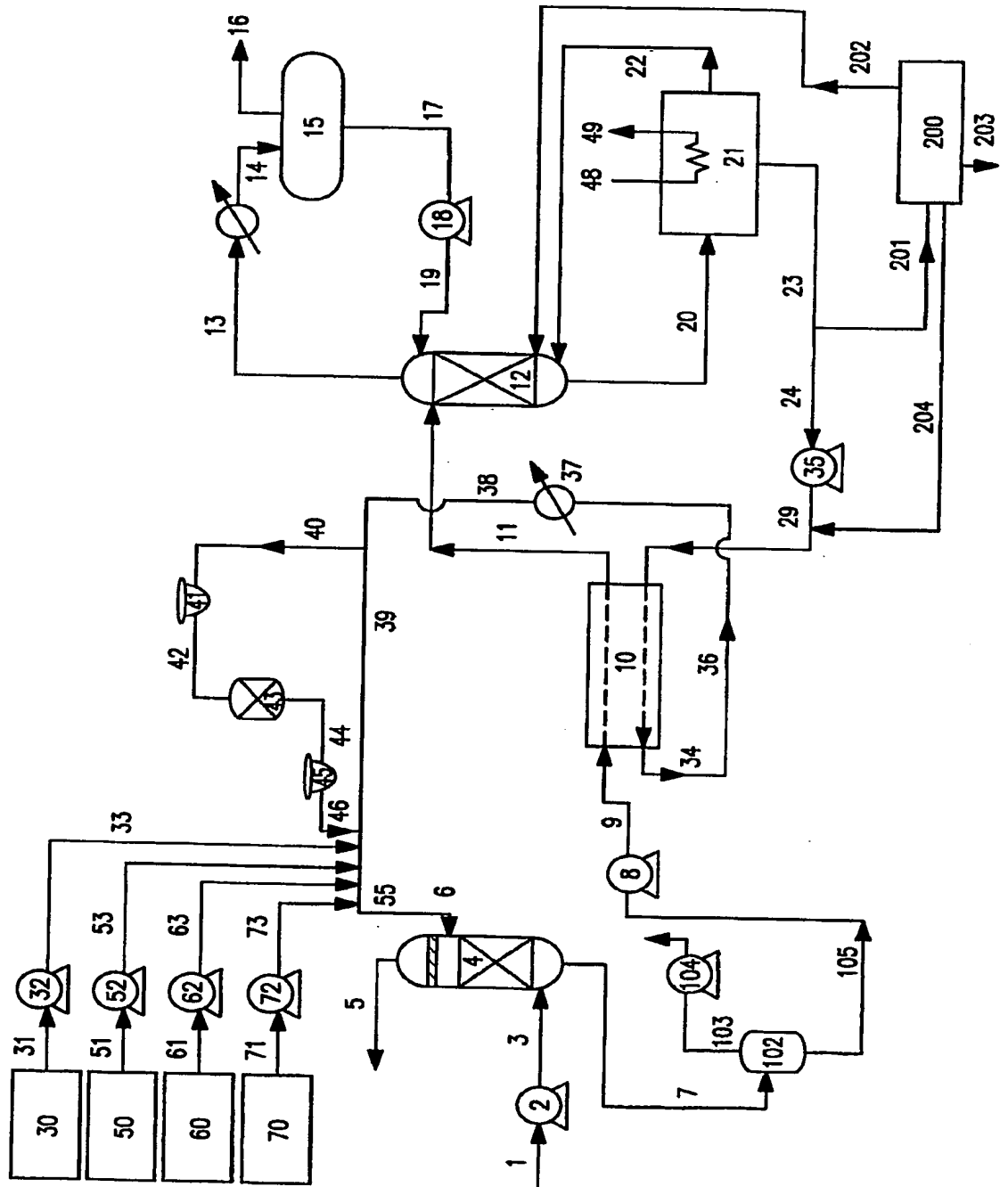


FIG. 1

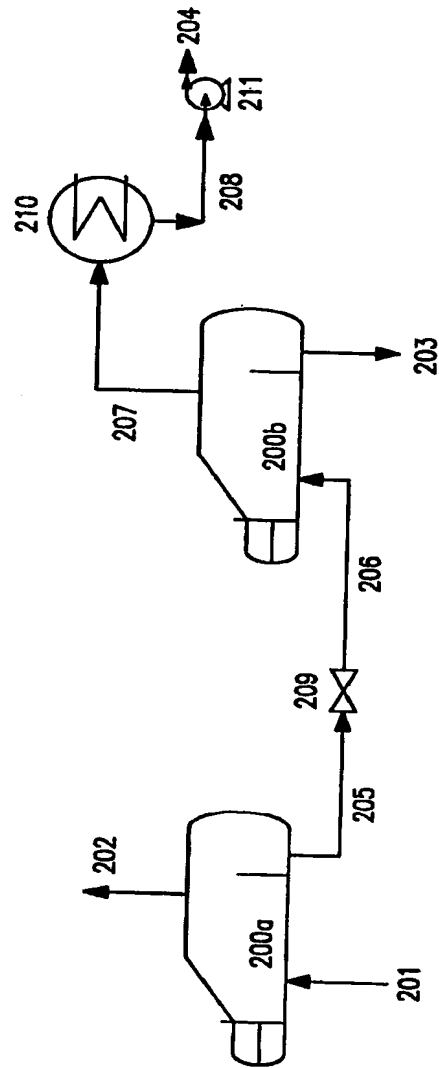


FIG. 2

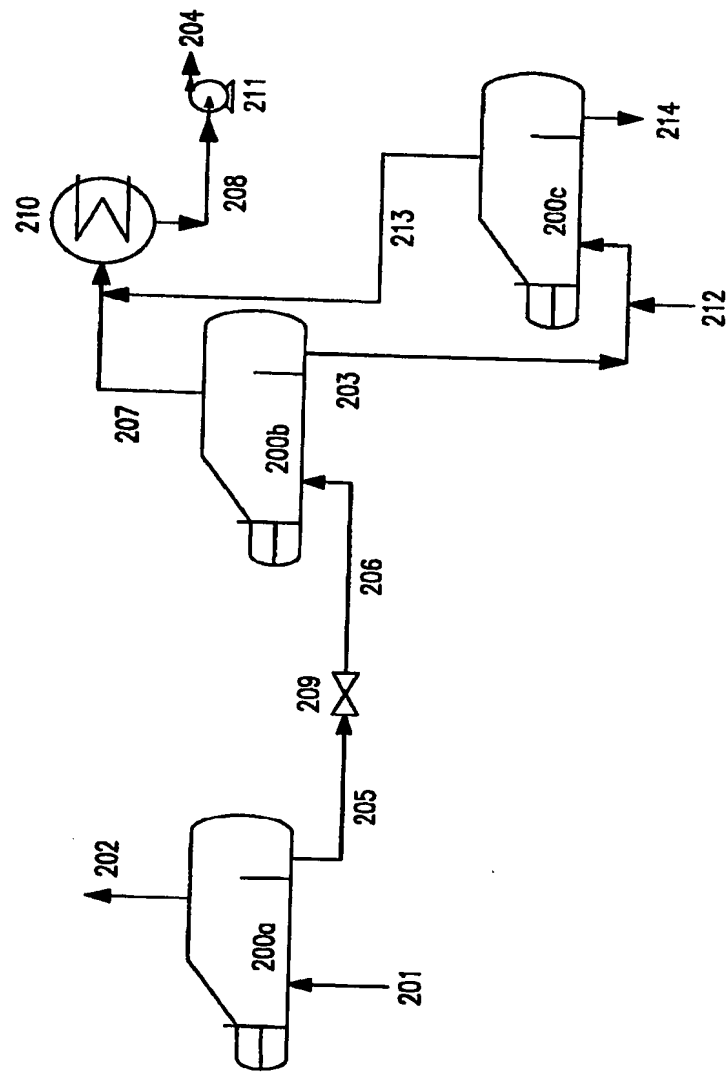


FIG. 3

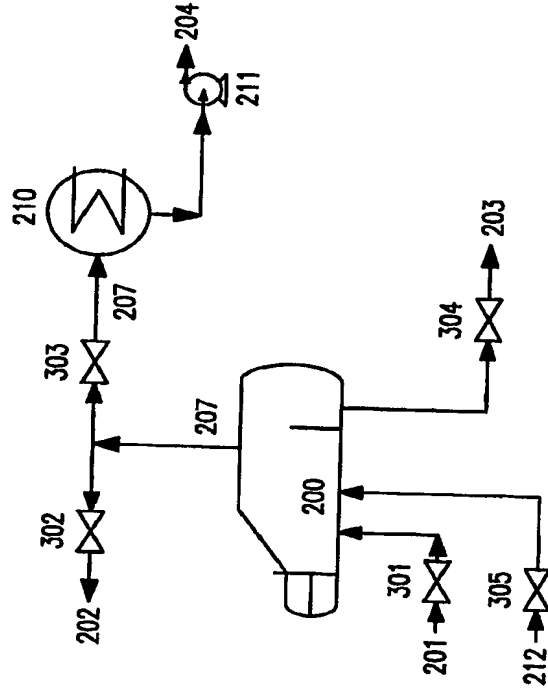


FIG. 4

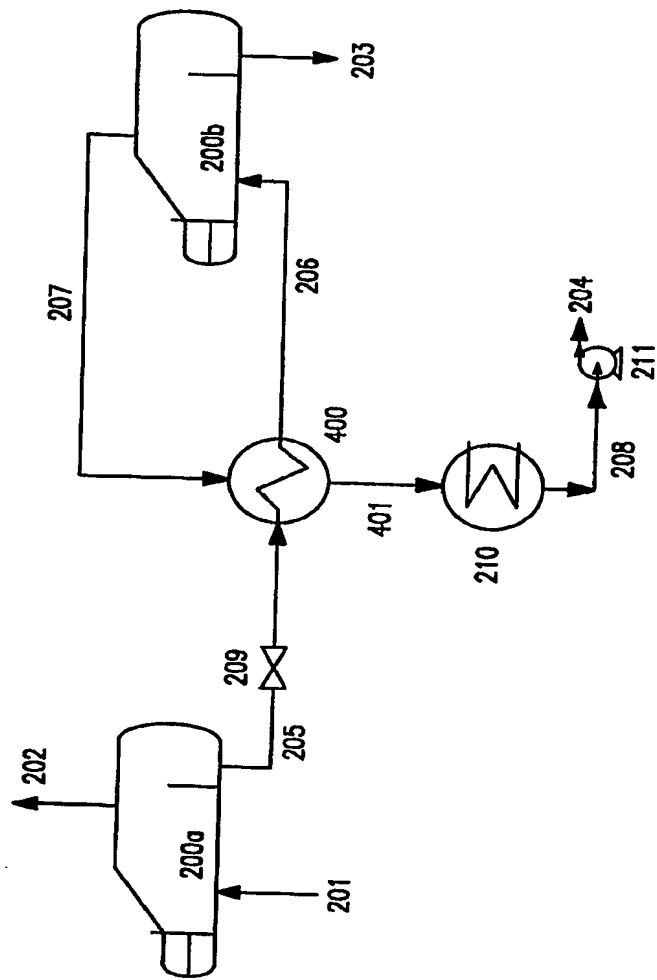


FIG. 5

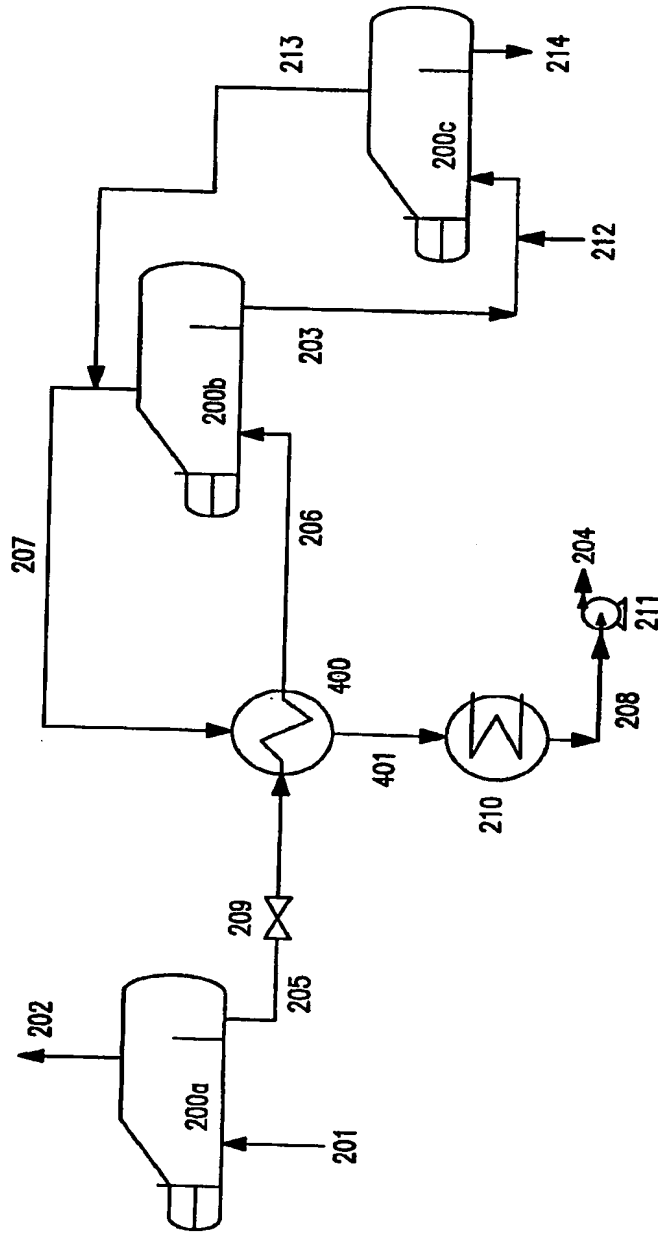


FIG. 6

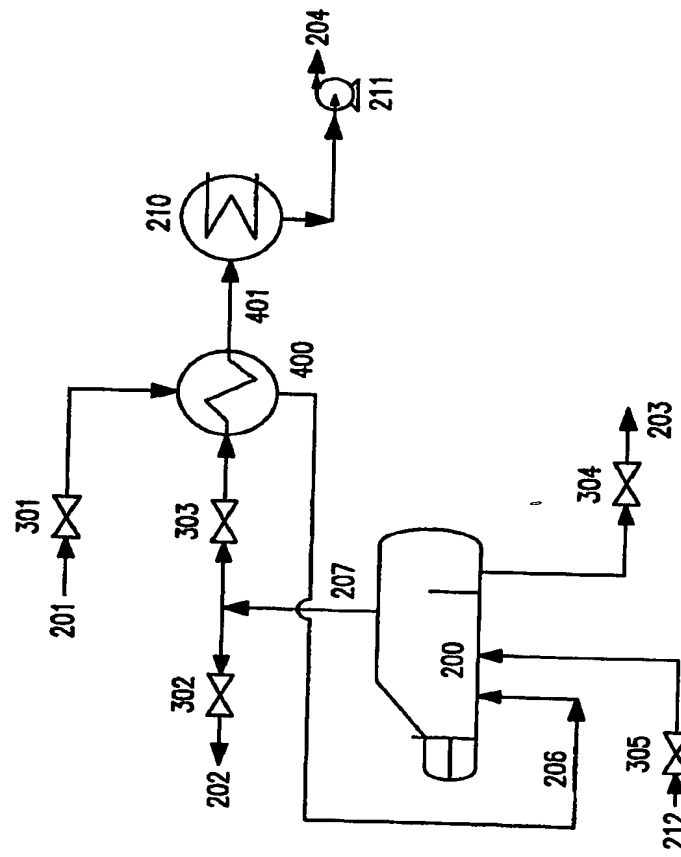


FIG. 7

RESUMO“MÉTODO PARA RECUPERAR DIÓXIDO DE CARBONO”

Solução absorvente de alcanolamina útil na recuperação de dióxido de carbono de correntes de gás de alimentação é recuperado submetendo-a a vaporização em dois ou mais estágios sob pressões decrescentes.