

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

(21) **PI0806747-3 A2**

(22) Data de Depósito: 16/01/2008
(43) Data da Publicação: 13/09/2011
(RPI 2123)



(51) *Int.Cl.:*
C01B 31/20
B01D 53/14

(54) **Título:** MÉTODO PARA A RECUPERAÇÃO DE DIÓXIDO DE CARBONO DE ALTA PUREZA

(30) **Prioridade Unionista:** 17/01/2007 DK PA200700071

(73) **Titular(es):** Union Engineering A/S

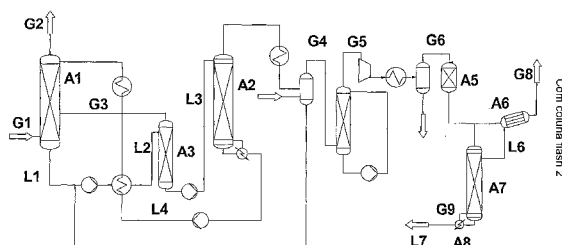
(72) **Inventor(es):** Maj Toft Andersen, Rasmus Find, Svend Geleff

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

(86) **Pedido Internacional:** PCT DK2008050008 de 16/01/2008

(87) **Publicação Internacional:** WO 2008/086812 de 24/07/2008

(57) **Resumo:** MÉTODO PARA A RECUPERAÇÃO DE DIÓXIDO DE CARBONO DE ALTA PUREZA. A presente invenção refere-se a um método para a recuperação de dióxido de carbono de alta pureza, que é substancialmente isento de óxidos de nitrogênio. Este dióxido de carbono de alta pureza é obtido pela introdução no método de uma etapa na qual o dióxido de carbono absorvido em um agente absorvente é queimado. A presente invenção também refere-se a uma instalação para a recuperação do dito dióxido de carbono de alta pureza compreendendo uma coluna de absorção, uma coluna flash, uma coluna de extrator e uma unidade de purificação a jusante que compreende uma coluna de lavagem, um desidratador, um condensador e uma unidade de destilação.





PI0806747-3

Relatório Descritivo da Patente de Invenção para "MÉTODO PARA A RECUPERAÇÃO DE DIÓXIDO DE CARBONO DE ALTA PUREZA".

A presente invenção refere-se a um método para a recuperação de dióxido de carbono de alta pureza de uma fonte gasosa e seus usos. Mais especificamente, a presente invenção refere-se à produção de dióxido de carbono de alta pureza, que é substancialmente isento de óxidos de nitrogênio, compostos sulfurosos e contaminantes orgânicos voláteis. A presente invenção também refere-se a uma instalação para a recuperação de dióxido de carbono de alta pureza a partir de um gás e ao uso do dito dióxido de carbono de alta pureza em produtos alimentícios.

ANTECEDENTES DA INVENÇÃO

O dióxido de carbono é um gás bem-conhecido, que está presente na atmosfera. Este é liberado para a atmosfera em grandes quantidades pelos processos de fermentação, calcinações da pedra calcária e todas as formas de processos de combustão do carbono e compostos de carbono. Nas décadas recentes, a atenção em relação à dita emissão é crescente, por causa do problema ambiental devido à mudança futura do clima através do efeito estufa. Consequentemente, um trabalho extensivo tem sido executado através dos anos de modo a desenvolver processos para a remoção do dióxido de carbono dos gases de combustão. Se possível, uma recuperação subsequente do dióxido de carbono pode tornar esses processos economicamente praticáveis.

Um tipo de método convencional para a recuperação de dióxido de carbono de uma fonte gasosa é o método de absorção, no qual o dióxido de carbono é absorvido em um agente absorvente. Se outros gases, tal como oxigênio, estiverem presentes na fonte gasosa, os ditos outros gases podem também ser absorvidos quimicamente e/ou fisicamente. Esse será o caso se um agente baseado em amina for usado como o agente absorvente.

É bem-conhecido da técnica anterior que quando O_2 está presente na fonte gasosa contendo dióxido de carbono e quando a alcanolamina é usada como o agente absorvente, o dito O_2 será transferido para o a-

gente absorvente que contém alcanolamina durante o procedimento de absorção. Como uma consequência, uma degradação indesejada da alcanolamina, bem como problemas de corrosão, ocorrerão devido à presença de O_2 .

5 Muitos documentos da técnica anterior se referem a esse problema. A EP 1 059 110 descreve um sistema para recuperar o absorvido tal como dióxido de carbono usando um fluido absorvente de alcanolamina, onde o absorvente carregado é aquecido em um procedimento de aquecimento de duas etapas antes da separação do absorvido do absorvente, e onde o
10 absorvente carregado é desoxigenado depois da primeira etapa de aquecimento e antes da segunda etapa de aquecimento. A desoxigenação acontece por meio de despressurização.

Na EP 1 061 045, um sistema para recuperar absorvido tal como dióxido de carbono de uma mistura contendo oxigênio é descrito, onde o
15 dióxido de carbono fica concentrado em um fluido de absorção contendo alcanolamina, o oxigênio é separado do fluido de absorção, e o dióxido de carbono é extraído por vapor do fluido de absorção e recuperado. Nesse sistema, o oxigênio é separado do fluido de absorção passando o absorvente carregado com dióxido de carbono compreendendo o oxigênio dissolvido
20 em contato de transferência de massa de contracorrente com o gás de purificação do oxigênio.

Em outros casos, óxidos de nitrogênio (também chamados NO_x), compostos sulfurosos e orgânicos voláteis podem estar presentes como contaminantes além do O_2 na fonte gasosa. Esses contaminantes
25 também serão absorvidos quimicamente e/ou fisicamente no agente absorvente, quando um agente à base de amina é usado como o agente absorvente.

Em uma instalação convencional para a produção de dióxido de carbono de alta pureza o dióxido de carbono é primeiramente absorvido em
30 um agente absorvente e posteriormente o dióxido de carbono e o agente absorvente são separados em uma coluna de extração. No entanto, parte dos contaminantes presentes no gás de alimentação é absorvida juntamente

com o dióxido de carbono durante a etapa de absorção. Quando separando o dióxido de carbono do agente absorvente em um processo de extração subsequente, parte dos contaminantes absorvidos será também liberada no gás extrator juntamente com o dióxido de carbono. O gás extrator conterà
5 adicionalmente N_2 e O_2 em algumas quantidades.

Quando produzindo o dióxido de carbono de categoria alimentícia ou outras aplicações de dióxido de carbono, onde uma alta pureza é requerida, estes contaminantes devem ser removidos do gás extrator em um equipamento a jusante de modo a obter a pureza requerida. A tecnologia
10 convencional disponível para remover tais contaminantes inclui purificação, oxidação, adsorção e destilação.

A primeira etapa da purificação a jusante do gás extrator é mais frequentemente um processo de oxidação. Nesta etapa de oxidação qualquer NO_x presente é oxidado para nitrato, que subsequentemente pode ser
15 removido como uma fase líquida. Mais ainda, se o enxofre estiver presente como sulfeto de hidrogênio, este composto é oxidado para enxofre livre. Infelizmente esta oxidação requer uma grande demanda de produtos químicos. Vários agentes de oxidação podem ser usados. Especificamente, o permanganato de potássio é largamente usado. No entanto, este produto químico
20 específico é altamente perigoso e, adicionalmente, como o permanganato de potássio pode ser usado para a produção de explosivos, deve ser esperado que o uso comercial deste produto químico em algum momento pode ser proibido.

Na etapa seguinte da purificação a jusante o gás que contém dióxido de carbono é passado para um desidratador. Neste desidratador, qualquer água presente no gás é absorvida e por meio disto removida do
25 fluxo de gás. No entanto, se quaisquer resíduos de acetaldeído e/ou oxigenados voláteis estiverem presentes no gás, estes compostos são também removidos no desidratador.

30 Na última etapa da purificação a jusante, o dióxido de carbono é liquefeito em um condensador. No condensador é possível remover quaisquer resíduos de NO , os quais podem ainda estar presentes. Isto, no entan-

to, não é o caso para quaisquer resíduos de NO₂. De fato se qualquer NO₂ estiver presente quando o gás atinge o condensador, ou se qualquer NO₂ for produzido dentro do condensador como por exemplo devido à oxidação de NO, o dito NO₂ será transferido para a fase líquida dentro do condensador e
5 será subsequentemente quase impossível de remover.

Com isto, um objetivo da presente invenção é prover um método para a recuperação de dióxido de carbono de alta pureza, que é substancialmente isento de contaminantes, em que a etapa de oxidação na purificação a jusante não é requerida.

10 No Pedido de Patente Internacional PCT/DK2006/000417 presentemente pendente, os presentes inventores descobriram que pela introdução de uma coluna flash entre a coluna de absorção e a coluna de extrator, o conteúdo de NO_x no gás extrator pode ser notavelmente reduzido, quando uma alcanolamina é usada como o agente de absorção.

15 Surpreendentemente, foi agora descoberto que além do NO_x também os componentes sulfurosos e os contaminantes orgânicos voláteis podem ser eficientemente removidos na coluna flash independentemente do tipo de agente de absorção escolhido para o desempenho da absorção de dióxido de carbono na coluna de absorção.

20 Com isto, pela introdução desta coluna flash diversos efeitos benéficos são obtidos.

Primeiro de tudo, o conteúdo de contaminantes no gás extrator é tão baixo que a oxidação subsequente não é mais requerida. Com isto, o consumo de produtos químicos é reduzido e nenhum descarte subsequente
25 destes produtos químicos usados é necessário.

Em segundo lugar substancialmente nenhum NO₂ está presente na fase de dióxido de carbono líquida que deixa o condensador. Isto é devido ao fato que como quase todo o O₂ foi removido na coluna flash, o equilíbrio químico: $\text{NO} + \frac{1}{2} \text{O}_2 \rightleftharpoons \text{NO}_2$ desviará para a esquerda para formar
30 principalmente NO. Portanto, nenhum NO₂ está presente no gás, quando o gás posteriormente entra no condensador. Mais ainda, nenhum NO₂ é produzido no condensador devido ao conteúdo muito baixo de O₂ no gás. Com

isto, substancialmente nenhum NO_2 pode ser encontrado no produto de dióxido de carbono líquido.

Em terceiro lugar, foi descoberto que o consumo de energia para operar o condensador é notadamente reduzido. Este efeito é considerado ser devido ao fato que o conteúdo muito baixo de contaminantes na fase de gás aumentará o coeficiente de transferência de calor total assim como a temperatura de ponto de orvalho comparada com as instalações convencionais. Isto leva a uma pressão de sucção mais alta para os compressores de refrigeração para o processo de condensação, o que leva a uma necessidade de energia reduzida para a condensação.

Em quarto lugar, a produção de produto é aumentada porque a perda de dióxido de carbono gasoso no condensador é notadamente diminuída se comparada com as instalações convencionais para a produção de dióxido de carbono de alta pureza.

15 DESCRIÇÃO DA INVENÇÃO

Em um aspecto, a presente invenção se refere a um método para a recuperação de dióxido de carbono de alta pureza de uma fonte gasosa, onde o dito dióxido de carbono de alta pureza é substancialmente isento de contaminantes, por exemplo, os compostos sulfurosos de óxidos de nitrogênio e compostos orgânicos voláteis.

O método de acordo com a presente invenção compreende as etapas de:

- a. alimentar um gás compreendendo dióxido de carbono, oxigênio, N_2 , óxidos de nitrogênio e opcionalmente compostos sulfurosos e contaminantes orgânicos voláteis para dentro de uma coluna de absorção,
- b. absorver o gás em um agente absorvente, pelo qual o gás é separado em um gás pobre em dióxido de carbono e um líquido rico em dióxido de carbono,
- c. pressurizar e aquecer o líquido obtido na etapa b,
- d. separar por meio de flash o líquido obtido na etapa c em um gás rico em N_2 , NO_x e oxigênio e um líquido exaurido de N_2 , NO_x e oxigênio que deixa a coluna flash,

e. pressurizar o líquido que deixa a coluna flash na etapa d,
f. separar o líquido obtido na etapa e em um gás extrator rico em dióxido de carbono e um líquido exaurido de dióxido de carbono por meio de extração em uma coluna extratora,

5 g. resfriar o gás extrator obtido na etapa f.

Em outro aspecto, a presente invenção se refere a um método para a recuperação de dióxido de carbono de alta pureza de uma fonte gasosa, onde o dito dióxido de carbono de alta pureza é substancialmente isento de óxidos de nitrogênio.

10 O método de acordo com o segundo aspecto da presente invenção compreende as etapas de:

a. alimentar um gás compreendendo dióxido de carbono, oxigênio, N_2 , óxidos de nitrogênio,

15 b. absorver o gás em um agente absorvente, pelo qual o gás é separado em um gás pobre em dióxido de carbono e um líquido rico em dióxido de carbono,

c. pressurizar e aquecer o líquido obtido na etapa b,

20 d. separar por meio de flash o líquido obtido na etapa c em um gás rico em N_2 , NO_x e oxigênio e um líquido exaurido de N_2 , NO_x e oxigênio que deixa a coluna flash,

e. pressurizar o líquido que deixa a coluna flash na etapa d,

f. separar o líquido obtido na etapa e em um gás extrator rico em dióxido de carbono e um líquido exaurido de dióxido de carbono por meio de extração em uma coluna extratora,

25 g. resfriar o gás extrator obtido na etapa f,

i. pressurizar e resfriar o gás obtido na etapa g,

j. desidratar o gás obtido na etapa i por meio de um desidratador e por meio disto provendo um gás seco substancialmente isento de água, e

30 A descrição detalhada seguinte se aplica igualmente aos diferentes aspectos da presente invenção. As modalidades específicas também se aplicam igualmente a cada um dos aspectos da invenção.

Em princípio, qualquer tipo de gás compreendendo dióxido de

carbono, oxigênio, N₂, óxidos de nitrogênio e opcionalmente compostos sulfurosos e contaminantes orgânicos pode ser aplicado no processo. Em uma modalidade preferida, entretanto, o gás de alimentação é gás de combustão.

Nas etapas de absorção (etapa b), qualquer agente absorvente capaz de absorver o dióxido de carbono, quaisquer agentes absorventes químicos ou físicos podem ser aplicados. Como exemplos de agentes absorventes físicos, o selexol, o metanol, o purisol, o genosorb ou o morphysorb podem ser mencionados. Como exemplos de agentes absorventes químicos qualquer agente absorvente baseado em amina pode ser mencionado. O termo agente absorvente "baseado em amina" pretende significar qualquer agente, no qual um grupo de amina está incorporado tal como por exemplo as alcanolaminas, tais como a monoetanolamina, a dietanolamina, a di-isopropanolamina, a metildietanolamina e a trietanolamina, os aminoálcoois, tal como o amino-dietileno-glicol, e os aminoácidos e sais de aminoácidos e seus derivados. De preferência, um agente absorvente baseado em amina é usado. Outros agentes absorventes adequados são aqueles mencionados na WO 2005087349 e WO 2005087350.

Mais frequentemente, o agente absorvente é uma solução aquosa de um dos agentes baseados em amina acima mencionados. Entretanto, misturas compreendendo dois ou mais dos agentes listados em qualquer razão de mistura podem também ser usadas no método de acordo com a presente invenção. Está dentro das perícias de um especialista determinar a quantidade ótima e a composição do agente absorvente de modo a realizar um procedimento de absorção adequado.

O líquido que deixa a coluna de absorção é então aquecido e pressurizado para uma pressão mais alta do que ou igual à pressão do líquido que deixa o absorsor. O propósito da pressurização é primariamente facilitar o transporte do líquido. Está dentro do conhecimento de uma pessoa versada executar tais processos.

Como explicado acima, a introdução das etapas de flash (etapas d) no método da presente invenção torna possível produzir um gás extrator, que é substancialmente isento de oxigênio, e contém somente traços de óxi-

dos de nitrogênio. Entretanto, de modo a atingir esse efeito benéfico, a coluna flash deve operar em uma temperatura e uma pressão mais altas, que são mais altas do que ou próximas das condições de equilíbrio da corrente de líquido que deixa a coluna de absorção. Sob tais condições, o líquido que

5 entra na coluna flash será insaturado e a liberação dos componentes não saturados é possível. Portanto, devido às novas condições de equilíbrio, substancialmente todo o O_2 e a parte principal do NO_x serão removidos da coluna flash na corrente de gás, e, portanto, nunca alcançarão a coluna de extrator.

10 Em uma modalidade preferida, a temperatura do líquido obtido na etapa c está na faixa de $70^\circ C$ a $140^\circ C$, mais preferido na faixa de $90^\circ C$ a $120^\circ C$, e mais preferido ainda na faixa de $95^\circ C$ a $110^\circ C$, e a pressão do dito líquido fica na faixa de 10 a 300 Kpa (0,1 bar a 3 bar), mais preferido na faixa de 20 a 200 Kpa (0,2 a 2 bar) e mais preferido ainda na faixa de 100 a

15 200 Kpa (1 bar a 2 bar). Operar fora destas faixas normalmente não é economicamente praticável. Uma pessoa versada na técnica saberá como executar tais procedimentos de pressurização e aquecimento.

O gás obtido nas etapas d, que compreende uma quantidade significativa de dióxido de carbono além do oxigênio, N_2 , óxidos de nitrogênio e opcionalmente água, compostos sulfurosos e compostos orgânicos

20 voláteis, pode ser reciclado para a coluna de absorção para um segundo procedimento de recuperação do dióxido de carbono. Alternativamente, o dito gás pode ser descartado.

O líquido que deixa a coluna flash é pressurizado para uma

25 pressão que é mais alta do que ou igual à pressão do líquido que deixa a coluna flash antes de entrar na coluna de extrator. Uma pessoa versada na técnica saberá como executar tal pressurização.

Na coluna de extrator, o líquido pressurizado da coluna flash é separado em um gás rico em dióxido de carbono e um líquido exaurido de

30 dióxido de carbono. Como mencionado acima, devido à remoção do oxigênio e óxidos de nitrogênio na coluna flash, o conteúdo de O_2 e NO_x será reduzido dramaticamente na corrente do gás extrator. Por causa da quantidade

reduzida de NO_x e da quantidade muito limitada de O₂ no gás extrator, a reação de equilíbrio: $\text{NO} + \frac{1}{2} \text{O}_2 \rightleftharpoons \text{NO}_2$ desviará para a esquerda para formar principalmente NO.

5 O líquido obtido nas etapas f, que compreende principalmente o agente absorvente, opcionalmente uma solução aquosa do agente absorvente, pode ser reciclado e misturado com o agente absorvente usado para absorver o gás na etapa b. Entretanto, antes de entrar na coluna de absorção, um ajuste da temperatura e/ou da pressão do dito líquido pode ser requerido.

10 O gás que deixa a coluna de extrator é então sujeito a um tratamento de purificação a jusante. No entanto, em certas circunstâncias o gás extrator pode ser de tal alta pureza que a purificação subsequente não é necessária.

15 Em uma modalidade o gás que deixa o extrator é resfriado e então alimentado para uma coluna de lavagem. Nesta coluna quaisquer contaminantes solúveis no líquido de lavagem podem ser removidos do gás. Um líquido de lavagem preferido é a água, devido à baixa solubilidade de dióxido de carbono na água. Uma pessoa versada na técnica saberia como executar tal etapa de lavagem.

20 Especificamente, quando usando as soluções aquosas como uma parte absorvente do gás a água no gás extrator pode ser condensada na etapa de resfriamento, reciclada e opcionalmente misturada com o líquido que entra na coluna flash ou em outro lugar no processo a montante. Com isto, pela introdução desta recirculação um ajuste do equilíbrio de água é
25 conseguido minimizando a necessidade de um suprimento de água externo.

O gás que deixa a coluna de lavagem está agora substancialmente isento de quaisquer contaminantes solúveis, tal como o absorvente.

O gás é pressurizado e resfriado antes do gás entrar no desidratador. Por meio disto o conteúdo de água é reduzido. Esta pressurização
30 pode ser executada em uma ou mais etapas de pressurização, por exemplo 1, 2 ou 3 ou mesmo mais.

Nos casos onde nenhuma etapa de lavagem está incluída no

método, o gás extrator pode, em uma modalidade, ser resfriado e pressurizado antes de entrar no desidratador. Alternativamente, a desidratação pode ser executada antes da compressão ou durante a compressão. Está dentro do conhecimento de uma pessoa versada executar estas regulações de pressão e de temperatura.

Na unidade de desidratação a água é removida. Especificamente quando usando a adsorção, os oxigenados e os orgânicos voláteis podem efetivamente ser removidos. Exemplos de oxigenados, os quais podem ser removidos, são o acetaldeído e o metanol. Um especialista saberia como uma unidade de desidratação convencional opera.

Em uma modalidade específica o gás que deixa a coluna de extrator é alimentado diretamente para o desidratador sem uma etapa de lavagem. Em outra modalidade o gás é sujeito à etapa de lavagem antes de ser alimentado para o desidratador.

O gás seco então entra no condensador, no qual o gás é separado em um líquido rico em dióxido de carbono e uma mistura gasosa de dióxido de carbono e gases não condensáveis, por exemplo, NO, N₂, O₂. O gás que entra no condensador está substancialmente isento de NO₂. Por causa da introdução da coluna flash entre a coluna de absorção e a coluna de extrator, quase todo o O₂ e uma parte principal de NO_x são removidos da corrente de gás. Consequentemente, o equilíbrio químico: $\text{NO} + \frac{1}{2} \text{O}_2 \rightleftharpoons \text{NO}_2$ é desviado mais para a esquerda, e os traços de qualquer NO_x presentes serão principalmente na forma de NO. Isto é ainda verdadeiro quando o gás entra no condensador. Com isto, praticamente nenhum NO₂ contaminante está presente no gás e nenhum NO₂ pode ser transferido para a fase líquida de dióxido de carbono condensado, da qual este é muito difícil de remover.

Mais ainda, devido ao conteúdo muito baixo de qualquer contaminante foi descoberto que o coeficiente de transferência de calor total é aumentado e a temperatura de ponto de orvalho é aumentada para o gás se comparado com as instalações convencionais para recuperação de dióxido de carbono. Portanto, a necessidade de energia para operar o condensador

é reduzida. Além disso, a pressão de sucção para os compressores de refrigeração para o processo de condensação é aumentada devido ao baixo conteúdo de contaminantes, tornando o modo de operação mais eficiente.

No condensador, parte do dióxido de carbono gasoso é liquefeita. A quantidade de dióxido de carbono condensada é determinada pela temperatura e a pressão de acordo com as regras termodinâmicas. No entanto, no condensador é necessário aliviar continuamente parte do gás de modo a impedir um acúmulo dos contaminantes. Consequentemente, parte do dióxido de carbono gasoso será também descarregada. No entanto, quanto menos contaminantes entrarem no condensador, menor é a necessidade de aliviar os gases do condensador. Como um resultado a produção de produto é aumentada, quando comparando a instalação de acordo com a presente invenção com uma instalação convencional.

Está dentro das perícias de um especialista comum determinar as condições ótimas para operar o condensador.

O líquido que deixa o condensador pode subsequentemente entrar em uma coluna de destilação. Esta etapa de destilação é opcional e se esta etapa é necessária dependerá da pureza do dióxido de carbono obtido no condensador. Durante a destilação quaisquer traços de NO presentes no líquido são destilados. Com isto, o dióxido de carbono líquido produzido é de pureza muito alta.

Opcionalmente, o líquido que deixa a coluna de destilação pode entrar em um refeedor antes do dióxido de carbono líquido ser introduzido em um tanque de armazenamento. Pela introdução de refeedor em conexão com a coluna de destilação um produto de dióxido de carbono de pureza mais alta é obtível.

Em uma modalidade alternativa o gás da unidade de desidratador é alimentado diretamente para o fundo da coluna de destilação assim omitindo o refeedor.

Como projetar e operar tal coluna de destilação opcionalmente junto com um refeedor fica dentro do conhecimento de uma pessoa versada.

Como acima mencionado, uma vantagem adicional de um método de acordo com a presente invenção é que a etapa de oxidar o gás extrator não é necessária. Com isto, o uso de produtos químicos perigosos é evitado.

5 Ainda outro aspecto da presente invenção refere-se ao uso de qualquer um dos métodos de acordo com a invenção para a produção de dióxido de carbono de alta pureza. A pureza do produto do dióxido de carbono é preferivelmente de qualidade de categoria alimentícia ou adequada para uma recuperação de óleo melhorada (EOR) ou sequestração, e assim
10 usável como um componente em qualquer tipo de gênero alimentício ou indústria de óleo. Em uma modalidade preferida específica, o dióxido de carbono produzido de acordo com o método da invenção é usado como um componente em refrescos.

 Em ainda um outro aspecto, uma instalação para a recuperação
15 do dióxido de carbono de alta pureza é provida.

 Tal instalação compreende uma coluna de absorção tendo uma saída de gás e uma saída de líquido, a dita saída de líquido sendo conectada em uma coluna flash tendo uma saída de gás e uma saída de líquido, a dita saída de líquido sendo conectada em uma coluna de extrator tendo uma
20 saída de gás e uma saída de líquido, e onde a dita saída de gás opcionalmente é conectada a uma coluna de lavagem. A coluna de lavagem opcional tem uma saída de gás e uma saída de líquido, a dita saída de gás opcional estando conectada a um desidratador que tem uma saída de gás, a qual está conectada a um condensador que tem uma saída de gás e uma saída de
25 líquido da qual o dióxido de carbono líquido produzido está fluindo para o tanque de armazenamento.

 Em casos onde a coluna de lavagem opcional não está presente, a saída de gás da coluna de extrator está conectada no desidratador.

 Em uma modalidade preferida, a saída do líquido do condensador está conectada a uma coluna de destilação que tem uma saída de líquido da qual o dióxido de carbono líquido produzido está fluindo para o tanque de armazenamento.

30

A coluna de absorção a ser usada pode ser qualquer coluna conhecida na técnica adequada para o desempenho da absorção do dióxido de carbono gasoso em um agente absorvente. Exemplos de colunas de absorção adequadas a serem usadas são colunas, que contêm interiores ou elementos de transferência de massa tais como bandejas ou material de acondicionamento aleatório ou estruturado.

A coluna flash pode ser qualquer tipo de colunas de destilação de flash conhecidas na técnica. Exemplos de colunas flash adequadas são colunas, que contêm interiores ou elementos de transferência de massa tais como bandejas ou acondicionamento aleatório ou estruturado. Uma pessoa versada pode determinar facilmente se uma ou mais coluna(s) de destilação flash de alta pressão ou uma ou mais coluna(s) de destilação de baixa pressão ou uma combinação dessas é requerida de modo a obter um resultado favorável. Também estará dentro do conhecimento da pessoa versada determinar se o resultado desejado é atingido melhor pelo uso somente de uma coluna, ou pelo uso de duas ou mais colunas conectadas em série ou em paralelo.

A coluna de extrator a ser usada na instalação pode ser qualquer coluna acondicionada conhecida na técnica. Exemplos de colunas de extrator adequadas são colunas que contêm interiores ou elementos de transferência de massa tais como bandejas ou acondicionamento aleatório ou estruturado.

A coluna de lavagem pode ser qualquer tipo de coluna de lavagem conhecida na técnica. De preferência, a coluna a ser utilizada contém interiores ou elementos de transferência de massa tais como bandejas ou acondicionamento aleatório ou estruturado de modo a obter uma boa distribuição da água de lavagem e de modo a obter um contato ótimo entre o gás e a água.

O desidratador está incorporado de modo a remover a água e outras impurezas do fluxo gasoso. O processo de desidratar uma corrente gasosa é bem-conhecido na técnica, e um desidratador adequado para executar a desidratação é facilmente selecionado pela pessoa versada. Como

exemplos de unidades de desidratação, um adsorutor TSA com peneiras moleculares e filtros de partículas de carbono ativado podem ser mencionados. Outros tipos de desidratadores incluem as unidades MEG ou TEG.

5 O condensador a ser utilizado na instalação pode ser qualquer tipo de trocador de calor adequado para a condensação. Uma pessoa versada saberia como projetar o condensador levando em conta a temperatura, a pressão e a composição química do gás que entra no condensador.

10 A coluna de destilação pode ser qualquer tipo de coluna conhecida na técnica adequada para destilar o dióxido de carbono líquido. Estará dentro do conhecimento da pessoa versada determinar ser um resultado desejado é melhor conseguido utilizando somente uma coluna, ou utilizando duas ou mais colunas conectadas em série ou em paralelo. A coluna de destilação mais adequada a ser utilizada é normalmente uma coluna acondicionada com uma baixa queda de pressão, mas também colunas com bandejas
15 podem ser empregadas.

Em uma modalidade preferida, a saída do gás da coluna flash é conectada na coluna de absorção. Por essa configuração, o gás que deixa a coluna flash pode ser reciclado para a coluna de absorção. Essa recirculação tem o efeito benéfico de prover uma segunda etapa de recuperação do dióxido de carbono, que foi transferido da fase de líquido para a fase de gás durante a etapa flash e, portanto, de outra forma teria sido perdido.
20

Em outra modalidade preferida, a saída do líquido da coluna de extrator é conectada na coluna de absorção, o que torna possível reciclar o líquido que deixa a coluna de extrator. O efeito benéfico dessa recirculação é a reutilização do agente absorvente, que de outra forma teria que ser descartado.
25

Em ainda outra modalidade preferida a saída de gás do extrator, a qual está conectada na coluna de lavagem está também conectada na coluna flash. Nesta modalidade, a água gasosa é removida do gás extrator quando o gás extrator é resfriado por meio de condensação e a água líquida
30 é então opcionalmente reciclada para a coluna flash. Por este modo de operação é possível ajustar o equilíbrio de água na instalação.

Em ainda outra modalidade preferida a saída de líquido da coluna de destilação está conectada a um refeedor de modo a aperfeiçoar a pureza do produto de dióxido de carbono.

- Está dentro do procedimento padrão de uma pessoa versada
- 5 calcular os números e os tamanhos de cada uma das unidades acima mencionadas da instalação quando o fluxo de massa, a composição química, a temperatura e a pressão de cada corrente são conhecidos de modo a obter o modo mais praticável de operação da instalação.

- Quando selecionando materiais adequados para cada uma das
- 10 ditas unidades, consideração especial deve ser direcionada para a temperatura, a pressão, e as propriedades químicas e físicas dos gases e líquidos a serem tratados. Tais considerações estarão dentro do conhecimento de uma pessoa versada na técnica. No entanto, devido ao baixo conteúdo de contaminantes no gás extrator o equipamento a jusante está menos exposto a
- 15 ataques de produtos químicos críticos (tais como o O_2 em aplicações de EOR) se comparado com as instalações convencionais.

- Além do mais, uma pessoa versada pode facilmente reconhecer que a seleção e o controle dos parâmetros de processo dependerão da composição química do gás que entra na instalação, bem como da composição
- 20 química e condição física dos gases e líquidos em cada etapa do método. Os cálculos para determinar o número e o tamanho dos trocadores de calor de modo a minimizar o consumo de energia para aquecimento e resfriamento são procedimentos padrão para uma pessoa versada na técnica. Também a seleção das unidades para aumentar e diminuir a pressão das
- 25 correntes de gás e líquido se situa dentro da área de trabalho de uma pessoa versada.

- No seguinte a invenção é descrita em mais detalhes com referência à modalidade no momento mais preferida, a qual está mostrada na Figura 1 e com referência a uma instalação convencional, a qual está mostrada na Figura 2. As ditas figuras representam fluxogramas esquemáticos para a recuperação de CO_2 .
- 30

EXEMPLO

Para a modalidade no momento mais preferida, os dados com relação à pressão e temperatura, bem como a composição química do gás de interesse e das correntes de líquido são fornecidos na tabela abaixo. Todas as referências às pressões são para a pressão total. Todas as porcentagens e especificações de ppm são baseadas em frações de mol. Para os dados relativos às correntes de gás, os dados especificados são baseados em gases úmidos.

Tabela 1. Pressão, temperatura e composição química de correntes de gás e de líquido selecionadas para a instalação de acordo com a presente invenção, na qual uma coluna flash está incluída.

	Pressão kPa (bar)	Temperatura (°C)	CO ₂ mol	O ₂ mol	NO ₂ mol	NO mol
gás G1 entrando na coluna de absorção	102 (1,02)	47	11%	3,4%	3 ppm	100 ppm
gás G2 deixando a coluna de absorção	102 (1,02)	43	600 ppm	3,8%	< 1 ppm	115 ppm
líquido L1 deixando a coluna de absorção	102 (1,02)	48	1,3%	< 1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm
líquido L2 entrando na coluna flash	300 (3)	95	1,2%	< 1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm
gás G3 deixando a coluna flash	130 (1,3)	94	38%	420 ppm	< 1 ppm	110 ppm
líquido L3 entrando no extrator	300 (3)	94	1,2%	< 1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm
líquido L4 após o extrator	200 (2)	112	0,6%	< 1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm
líquido L5 antes da coluna de absorção	200 (2)	63	0,6%	< 1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm
gás G4 deixando o extrator após resfriamento	120 (1,2)	45	92%	1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm
gás G5 deixando a coluna de lavagem	120 (1,2)	45	92%	1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm

	Pressão kPa (bar)	Tempera- tura (°C)	CO ₂ mol	O ₂ mol	NO ₂ mol	NO mol
gás G6 entrando no desidratador	1700 (17)	20	99,9%	1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm
gás G7 entrando no condensador	1700 (17)	20	~100%	1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm
gás G8 deixando o condensador	1700 (17)	-24	~100%	20 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm
líquido L6 deixan- do o condensador	1700 (17)	-24	~100%	1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm
gás G9 recircula- do do refeedor para a coluna de destilação	1700 (17)	-24	~100%	3 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm
líquido L7 deixan- do o refeedor	1700 (17)	-24	~100%	< 1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm

O gás G1 alimentado para a instalação é um gás de combustão compreendendo 11,6% de CO₂, 3,4% de O₂, 3 ppm de NO₂ e 100 ppm de NO. Esse gás entra na coluna de absorção A1 em uma temperatura de 47°C e uma pressão de 102 Kpa (1,02 bar). Os outros componentes principais do gás de alimentação são 76,6% de N₂ e 7,6% de H₂O.

Na coluna de absorção A1, o gás de alimentação G1 é misturado com o líquido L5, que é reciclado da coluna de extrator A2. Como o agente absorvente, uma solução aquosa de monoetanolamina é usada. A corrente de gás G2 que deixa a coluna de absorção A1 tem uma temperatura de 43°C e uma pressão de 102 Kpa (1,02 bar), e compreende 600 ppm de CO₂, 3,8% de O₂, < 1 ppm de NO₂ e 115 ppm de NO. Um outro componente principal é N₂, que está presente no gás G₂ em 87%.

A corrente de líquido L1 que deixa a coluna de absorção A1 compreende a solução aquosa de monoetanolamina na qual os conteúdos de O₂, NO₂ e NO são < 1 ppm. Quando deixando a coluna de absorção A1, a corrente do líquido L1 tem uma temperatura de 48°C e uma pressão de 102 Kpa (1,02 bar). Entretanto, antes de entrar na coluna flash A3 como o líquido L2, a temperatura é aumentada para 95°C e a pressão é aumentada para 300 Kpa (3 bar).

Na coluna flash A3, o líquido L2 é separado em uma corrente de

gás G3 e uma corrente de líquido, que ambas estão deixando a coluna flash A3 em uma temperatura de 94°C e uma pressão de 130 Kpa (1,3 bar). O gás G3 que deixa a coluna flash A3 compreende 38% de CO₂, 420 ppm de O₂, e 110 ppm de NO. O conteúdo de NO₂ em G3 é < 1 ppm. Outros componentes, tais como H₂O, os oxigenados tais como por exemplo o acetaldeído, os orgânicos voláteis, e o argônio, também estão presentes no gás G3. Na modalidade específica mostrada na Figura 1, a corrente do gás G3 é reciclada para a coluna de absorção A1. O componente principal do líquido que deixa a coluna flash A3 é a solução aquosa de monoetanolamina.

10 A pressão da corrente de líquido que deixa a coluna flash A3 é então aumentada para 300 Kpa (3 bar) um pouco antes de entrar na coluna de extrator A2.

No extrator A2, o líquido L3 é separado em uma corrente de gás e uma corrente de líquido. A corrente de líquido L4 tem uma temperatura de 112°C e uma pressão de 200 Kpa (2 bar), e o conteúdo de CO₂, é de 0,6 ppm, enquanto que os conteúdos de O₂, NO₂ e NO são < 1 ppm. Na modalidade mostrada na Figura 1, a corrente de líquido L4 é reciclada para a coluna de absorção A1 como a corrente de líquido L5. Entretanto, antes de entrar na coluna de absorção A1, a temperatura da corrente de líquido L5 é diminuída para 63°C.

A corrente de gás, a qual deixa o extrator, é então resfriada para uma temperatura de 45°C. Na modalidade mostrada parte do gás (na maior parte água gasosa) é condensada durante a etapa de resfriamento, e o dito líquido condensado é reciclado e misturado com a corrente de líquido, que deve entrar na coluna flash A3. A parte do gás condensado, que não está condensada (isto é, o gás G4), é subsequentemente introduzida na coluna de lavagem A4 a uma temperatura de 45°C e uma pressão de 120 Kpa (1,2 bar). Mais ainda, o conteúdo dos componentes químicos de interesse nesta corrente constitui 92% de CO₂ e 1 ppm de O₂, enquanto que o conteúdo de NO₂ e NO são < 1 ppm.

O gás G5 deixa a coluna de lavagem A4 na mesma temperatura e pressão que quando entrou na dita coluna. Além disso, o conteúdo de CO₂

e de O₂ também permanece inalterado. Posteriormente a pressão deste gás é aumentada para 1700 kPa (17 bar) e a temperatura é diminuída para 20°C antes do gás G6 entrar no desidratador A5. Quando entrando no desidratador A5 o gás G6 contém 99,9% de CO₂ e 1 ppm de O₂. No desidratador A5 os traços de água, os oxigenados e os orgânicos voláteis são removidos. Portanto, quando o gás G7 deixa o desidratador A5, o conteúdo de CO₂ aumentou para ~100%. A temperatura e a pressão do gás não mudam durante a desidratação.

Portanto, o gás G7 entra no condensador A8 a uma temperatura de 20°C, uma pressão de 1700 kPa (17 bar), e um conteúdo de CO₂ e de O₂ de ~100% e 1 ppm, respectivamente. O gás G8, que é descarregado do condensador compreende ~100% de CO₂ e 20 ppm de O₂. O conteúdo de NO₂ e de NO nesta corrente de gás são < 1 ppm.

O líquido L6 que deixa o condensador A6 é então conduzido para uma coluna de destilação A7 a uma temperatura de -24°C e uma pressão de 1700 kPa (17 bar). Na modalidade específica mostrada na Figura 1, a coluna de destilação A7 está conectada com um refeedor A8 de modo a aperfeiçoar a pureza do produto de CO₂ líquido L7. Nesta configuração um gás G9 compreendendo ~100% de CO₂ e 3 ppm de O₂ é reciclado do refeedor A8 para a coluna de destilação A7. O fluxo de produto L7 deixa a instalação a uma temperatura de -24°C e uma pressão de 1700 kPa (17 bar). O conteúdo de CO₂ é expresso como 100% já que esta corrente somente contém traços de O₂ (< 1 ppm) e N₂ (< 1 ppm).

EXEMPLO COMPARATIVO

Em comparação uma instalação tradicional está abaixo descrita. Esta instalação é idêntica à instalação de acordo com a presente invenção com a exceção que nenhuma coluna flash é colocada entre a coluna de absorção e a coluna de extrator. Os dados com relação à pressão e à temperatura assim como quanto à composição química do gás e das correntes de líquido de interesse para uma instalação convencional são fornecidos na tabela abaixo. Todas as referências às pressões são para a pressão total. Todas as percentagens e especificações de ppm são baseadas em frações

de mol. Para os dados relativos às correntes de gás, os dados especificados são baseados em gases úmidos.

Tabela 2. Pressão, temperatura e composição química de correntes de gás e de líquido selecionadas para a instalação convencional, na qual nenhuma coluna flash está incluída.

5

	Pressão (kPa(bar))	Tempera- tura (°C)	CO ₂ mol	O ₂ mol	NO ₂ mol	NO mol
gás G1 entrando na coluna de absorção	102 (1,02)	47	11%	3,4%	3 ppm	100 ppm
gás G2 deixando a coluna de absorção	102 (1,02)	44	640 ppm	3,8%	< 1 ppm	112 ppm
líquido L1 deixando a coluna de absorção	102 (1,02)	48	1,4%	< 1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm
líquido L2 entrando na coluna de extrator	300 (3)	95	1,3%	< 1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm
líquido L4 após o extrator	200 (2)	112	0,6%	< 1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm
líquido L5 antes da coluna de absorção	200 (2)	63	0,6%	< 1 ppm	< 1 ppm	< 1 ppm
gás G4 deixando o extrator após resfriamento	120 (1,2)	45	92%	65 ppm	< 1 ppm	20 ppm
gás G5 deixando a coluna de lavagem	120 (1,2)	45	92%	65 ppm	< 1 ppm	20 ppm
gás G6 entrando no desidratador	1700 (17)	20	99,8%	70 ppm	< 1 ppm	20 ppm
gás G7 entrando no condensador	1700 (17)	20	99,9%	70 ppm	< 1 ppm	20 ppm
gás G8 deixando o condensador	1700 (17)	-25	98,0%	1250 ppm	< 1 ppm	20 ppm
líquido L6 deixando o condensador	1700 (17)	-25	99,9%	90 ppm	20 ppm	1 ppm

	Pressão (kPa(bar))	Tempera- tura (°C)	CO ₂ mol	O ₂ mol	NO ₂ mol	NO mol
gás G9 recirculado do refeedor para a coluna de desti- lação	1700 (17)	-24	99,9%	180 ppm	< 1 ppm	2 ppm
líquido L7 deixan- do o refeedor	1700 (17)	-24	~100%	12 ppm	20 ppm	< 1 ppm

Na instalação convencional, o gás G1 alimentado para a instalação é um gás de combustão compreendendo 11% de CO₂, 3,4% de O₂, 3 ppm de NO₂ e 100 ppm de NO. Esse gás entra na coluna de absorção A1 em uma temperatura de 47°C e uma pressão de 102 Kpa (1,02 bar). Os outros componentes principais do gás de alimentação são 76,6% de N₂ e 7,6% de H₂O. Com isto, o gás de alimentação é idêntico ao gás de alimentação usado para descrever a instalação de acordo com a presente invenção.

Na coluna de absorção A1, o gás de alimentação G1 é misturado com o líquido L5, que é reciclado da coluna de extrator A2. Como o agente absorvente, uma solução aquosa de monoetanolamina é usada. A corrente de gás G2 que deixa a coluna de absorção A1 tem uma temperatura de 44°C e uma pressão de 102 Kpa (1,02 bar), e compreende 640 ppm de CO₂, 3,8% de O₂, < 1 ppm de NO₂ e 112 ppm de NO.

A corrente de líquido L1 que deixa a coluna de absorção A1 compreende a solução aquosa de monoetanolamina. Os conteúdos de O₂, NO₂ e NO são < 1 ppm. Quando deixando a coluna de absorção A1, a corrente do líquido L1 tem uma temperatura de 48°C e uma pressão de 102 Kpa (1,02 bar). Este líquido é conduzido para a coluna de extrator A2. Entretanto, antes de entrar na coluna de extrator A2 como o líquido L2, a temperatura é aumentada para 95°C e a pressão é aumentada para 300 Kpa (3 bar).

No extrator A2, o líquido L2 é separado em uma corrente de gás e uma corrente de líquido. A corrente de líquido L4 tem uma temperatura de 112°C e uma pressão de 200 Kpa (2 bar), e o conteúdo de CO₂ é de 0,6 ppm, enquanto que os conteúdos de O₂, NO₂ e NO são < 1 ppm. Na modalidade mostrada na Figura 2, a corrente de líquido L4 é reciclada para a coluna de absorção A1 como a corrente de líquido L5. Entretanto, antes de en-

trar na coluna de absorção A1, a temperatura da corrente de líquido L5 é diminuída para 63°C.

A corrente de gás, a qual deixa o extrator, é então resfriada para uma temperatura de 45°C. Na modalidade mostrada parte do gás (na maior
5 parte água gasosa) é condensada durante a etapa de resfriamento, e o dito líquido condensado é reciclado e misturado com a corrente de líquido, que deve entrar na coluna de extrator A2. A parte do gás condensado, que não está condensada (isto é, o gás G4), é subsequentemente introduzida na co-
luna de lavagem A4 a uma temperatura de 45°C e uma pressão de 120 Kpa
10 (1,2 bar). Mais ainda, o conteúdo dos componentes químicos de interesse nesta corrente constitui 92% de CO₂, 65 ppm de O₂, e 20 ppm de NO. O conteúdo de NO₂ é < 1 ppm.

O gás G5 deixa a coluna de lavagem A4 na mesma temperatura e pressão que quando entrou na dita coluna. Além disso, o conteúdo de
15 CO₂, O₂, e NO também permanece inalterado. Posteriormente a pressão deste gás é aumentada para 1700 kPa (17 bar) e a temperatura é diminuída para 20°C antes do gás G6 entrar no desidratador A5. Quando entrando no desidratador A5 o gás G6 contém 99,8% de CO₂, 70 ppm de O₂, e 20 ppm de NO. No desidratador A5 os traços de água, os oxigenados e os orgânicos
20 voláteis são removidos. Quando o gás G7 deixa o desidratador A5, o conteúdo de CO₂ aumentou para 99,9%, enquanto que o conteúdo de O₂ e NO permanece inalterado. A temperatura e a pressão do gás não mudam durante a desidratação.

Portanto, o gás G7 entra no condensador A8 a uma temperatura
25 de 20°C, uma pressão de 1700 kPa (17 bar), e um conteúdo de CO₂, O₂, e NO de 99,9%, 70 ppm e 20 ppm, respectivamente. O gás G8, que é descarregado do condensador compreende 98,0% de CO₂, 1250 ppm de O₂, < 1 ppm de NO₂, e 20 ppm de NO.

O líquido L6 que deixa o condensador A6 é então conduzido pa-
30 ra uma coluna de destilação A7 a uma temperatura de -25°C e uma pressão de 1700 kPa (17 bar). Na modalidade específica mostrada na Figura 2, a coluna de destilação A7 está conectada com um refulvador A8 de modo a

aperfeiçoar a pureza do produto de CO₂ líquido L7. Nesta configuração um gás G9 compreendendo 99,9% de CO₂, 180 ppm de O₂, < 1 ppm de NO₂, e 2 ppm de NO é reciclado do retervedor A8 para a coluna de destilação A7. O fluxo de produto L7 deixa a instalação a uma temperatura de -24°C e uma
5 pressão de 1700 kPa (17 bar). O conteúdo de CO₂ é expresso como ~100% já que esta corrente também contém contaminantes tais como 12 ppm de O₂, 20 ppm de NO₂, e < 1 ppm de NO.

Quando estes dados são comparados com os dados relativos ao método de acordo com a presente invenção fica claro que os conteúdos de
10 contaminantes são notadamente mais altos para a instalação, na qual nenhuma coluna flash é incorporada. Para comparação é bem-conhecido que as especificações de CO₂ de categoria alimentícia tipicamente expressam um máximo de 2,5 ppm de NO e 2,5 ppm de NO₂.

REIVINDICAÇÕES

1. Método para a recuperação de dióxido de carbono de alta pureza de uma fonte gasosa compreendendo as etapas de:

5 a. alimentar um gás (G1) compreendendo dióxido de carbono, oxigênio, N₂, óxidos de nitrogênio, e opcionalmente compostos sulfurosos e contaminantes orgânicos voláteis para dentro de uma coluna de absorção (A1),

10 b. absorver o gás (G1) em um agente absorvente, pelo que o gás (G1) é separado em um gás pobre em dióxido de carbono (G2) e um líquido rico em dióxido de carbono (L1),

c. pressurizar e aquecer o líquido (L1) obtido na etapa b de modo a prover o líquido (L2),

15 d. separar por meio de flash o líquido (L2) obtido na etapa c em um gás rico em N₂, NO_x, e oxigênio (G3) e um líquido exaurido de N₂, NO_x e oxigênio que deixa a coluna flash (A3),

e. pressurizar o líquido que deixa a coluna flash (A3) na etapa d de modo a prover o líquido (L3),

20 f. separar o líquido (L3) obtido na etapa e em um gás de extrator rico em dióxido de carbono e um líquido exaurido de dióxido de carbono (L4) por meio da extração em uma coluna de extrator (A2),

g. resfriar o gás de extrator obtido na etapa f de modo a produzir um gás resfriado (G4).

2. Método de acordo com a reivindicação 1, no qual a temperatura do líquido (L2) obtido na etapa c está na faixa de 70°C a 140°C, mais preferido na faixa de 90°C a 120°C, e mais preferido ainda na faixa de 95°C a 110°C, e a pressão do dito líquido (L2) está na faixa de 10 a 300 Kpa (0,1 bar a 3 bar), mais preferido na faixa de 20 a 200 Kpa (0,2 a 2 bar) e mais preferido ainda na faixa de 100 a 200 Kpa (1 bar a 2 bar).

3. Método de acordo com a reivindicação 1 ou 2, no qual o gás de alimentação (G1) é um gás de combustão.

4. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 3, no qual o agente absorvente é um agente absorvente baseado em amina.

5. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 4, no qual o líquido (L4) obtido na etapa f é reciclado e misturado com o agente absorvente usado para absorver o gás (G1) na etapa b.

6. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 5, no qual o gás (G3) obtido na etapa d é reciclado para a etapa de absorção b.

7. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 6, no qual parte do gás de extração é liquefeita na etapa g e reciclada para a coluna flash (A3).

8. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 7, no qual o gás G4 obtido na etapa g é sujeito a uma etapa adicional de j desidratar o gás (G4) obtido na etapa g por meio de um desidratador e por meio disto provendo um gás seco (G7) substancialmente isento de água, oxigenados, tal como o acetaldeído e traços de metanol, e orgânicos voláteis.

9. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 8, no qual o gás (G4) obtido na etapa g antes da etapa j é sujeito às etapas adicionais de h lavar o gás (G4) obtido na etapa g por meio de uma coluna de lavagem de modo a produzir um gás (G5) substancialmente isento de contaminantes solúveis e i pressurizar e resfriar o gás (G5) obtido na etapa h de modo a prover o gás (G6).

10. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 9, no qual o gás G4, G5 ou G7 é separado em uma mistura gasosa de um líquido rico em dióxido de carbono (L6) e gases não-condensáveis (G8) por meio de um condensador e é ainda sujeito à etapa de l destilar o líquido rico em dióxido de carbono (L6) em uma coluna de destilação (A7) de modo a produzir um dióxido de carbono de alta pureza líquido (L7), que é substancialmente isento de óxidos de nitrogênio, compostos sulfurosos e compostos orgânicos voláteis.

11. Método de acordo com a reivindicação 10, no qual o líquido (L7) é produzido passando o líquido que deixa a coluna de destilação (A7) através de um refeedor (A8).

12. Método para a recuperação de dióxido de carbono de alta pureza de uma fonte gasosa compreendendo as etapas de:

- a. alimentar um gás compreendendo dióxido de carbono, oxigênio, N₂, óxidos de nitrogênio para dentro de uma coluna de absorção,
- 5 b. absorver o gás em um agente absorvente, pelo qual o gás é separado em um gás pobre em dióxido de carbono e um líquido rico em dióxido de carbono,
- c. pressurizar e aquecer o líquido obtido na etapa b de modo a prover um líquido pressurizado e aquecido,
- 10 d. separar por meio de flash o líquido obtido na etapa c em um gás rico em N₂, NO_x e oxigênio e um líquido exaurido de N₂, NO_x e oxigênio que deixa a coluna flash,
- e. pressurizar o líquido que deixa a coluna flash na etapa d de modo a prover um líquido pressurizado,
- 15 f. separar o líquido obtido na etapa e em um gás extrator rico em dióxido de carbono e um líquido exaurido de dióxido de carbono por meio de extração em uma coluna extratora,
- g. resfriar o gás extrator obtido na etapa f de modo a prover um gás resfriado,
- 20 i. pressurizar e resfriar o gás obtido na etapa g de modo a prover um gás pressurizado e resfriado,
- j. desidratar o gás obtido na etapa i por meio de um desidratador e por meio disto provendo um gás seco substancialmente isento de água, oxigenados, tal como um acetaldeído e traços de metanol, e orgânicos voláteis.
- 25

13. Método de acordo com a reivindicação 12, no qual o gás ainda compreende compostos sulfurosos e contaminantes orgânicos voláteis.

14. Método de acordo com a reivindicação 12 ou 13, no qual a temperatura do líquido (L2) obtido na etapa c está na faixa de 70°C a 140°C, mais preferido na faixa de 90°C a 120°C, e mais preferido ainda na faixa de 95°C a 110°C, e a pressão do dito líquido (L2) está na faixa de 10 a 300 Kpa (0,1 bar a 3 bar), mais preferido na faixa de 20 a 200 Kpa (0,2 a 2 bar) e
- 30

mais preferido ainda na faixa de 100 a 200 Kpa (1 bar a 2 bar).

15. Método de acordo com a reivindicação 12, 13 ou 14, no qual o gás de alimentação (G1) é um gás de combustão.

16. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 12 a 15, no qual o agente absorvente é um agente absorvente baseado em amina.

17. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 12 a 16, no qual o líquido (L4) obtido na etapa f é reciclado e misturado com o agente absorvente usado para absorver o gás (G1) na etapa b.

18. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 12 a 17, no qual o gás (G3) obtido na etapa d é reciclado para a etapa de absorção b.

19. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 12 a 18, no qual parte do gás de extração é liquefeita na etapa g e reciclada para a coluna flash (A3).

20. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 12 a 19, no qual o gás (G4) obtido na etapa g antes da etapa j é sujeito às etapas adicionais de h lavar o gás (G4) obtido na etapa g por meio de uma coluna de lavagem de modo a produzir um gás (G5) substancialmente isento de contaminantes solúveis e i pressurizar e resfriar o gás (G5) obtido na etapa h de modo a prover o gás (G6).

21. Método de acordo com qualquer uma das reivindicações 12 a 20, no qual o gás G4, G5 ou G7 é separado em uma mistura gasosa de um líquido rico em dióxido de carbono (L6) e gases não-condensáveis (G8) por meio de um condensador e é ainda sujeito à etapa de l destilar o líquido rico em dióxido de carbono (L6) em uma coluna de destilação (A7) de modo a produzir um dióxido de carbono de alta pureza líquido (L7), que é substancialmente isento de óxidos de nitrogênio, compostos sulfurosos e compostos orgânicos voláteis.

22. Método de acordo com a reivindicação 21, no qual o líquido (L7) é produzido passando o líquido que deixa a coluna de destilação (A7) através de um refeedor (A8).

23. Método de acordo com a reivindicação 21, no qual o líquido (L7) é produzido alimentando o gás (G7) para o fundo da coluna de destilação.

24. Uso de um método como definido em qualquer uma das reivindicações 1 a 23 para a produção de dióxido de carbono de alta pureza.

25. Uso do gás obtido na etapa j como definida na reivindicação 1 ou 12 como um componente de produto alimentício ou em recuperação de óleo melhorada ou sequestração.

26. Instalação para a recuperação do dióxido de carbono de alta pureza de uma fonte gasosa compreendendo dióxido de carbono, oxigênio, N₂, óxidos de nitrogênio, compostos sulfurosos e contaminantes orgânicos voláteis, a dita instalação compreendendo uma coluna de absorção (A1) tendo uma saída de gás e uma saída de líquido, a dita saída de líquido sendo conectada em uma coluna flash (A3) tendo uma saída de gás e uma saída de líquido, a dita saída de líquido sendo conectada em uma coluna de extrator (A2) tendo uma saída de gás e uma saída de líquido, onde a dita saída de gás é opcionalmente conectada a uma coluna de lavagem (A4) que tem uma saída de gás e uma saída de líquido, a dita saída de gás opcional sendo conectada em um desidratador (A5) que tem uma saída de gás, a qual está conectada em um condensador (A6) que tem uma saída de gás e uma saída de líquido da qual o dióxido de carbono líquido produzido está fluindo para o tanque de armazenamento.

27. Instalação de acordo com a reivindicação 26, na qual a saída do líquido do condensador (A6) está conectada a uma coluna de destilação (A7) que tem uma saída de líquido da qual o dióxido de carbono líquido produzido está fluindo para o tanque de armazenamento.

28. Instalação de acordo com a reivindicação 26 ou 27, na qual a saída do gás da coluna flash (A3) é conectada na coluna de absorção (A1).

29. Instalação de acordo com qualquer uma das reivindicações 26 a 28, na qual a saída do líquido da coluna de extrator (A2) é conectada na coluna de absorção (A1).

30. Instalação de acordo com qualquer uma das reivindicações

26 a 29, na qual a saída do gás da coluna de extrator (A2) é conectada na coluna flash (A3) além da coluna de lavagem (A4).

31. Instalação de acordo com qualquer uma das reivindicações 26 a 30, na qual a saída do líquido da coluna de destilação (A7) é conectada a um refulvador (A8) que tem uma saída de gás e uma saída de líquido da qual o dióxido de carbono líquido produzido está fluindo.
- 5

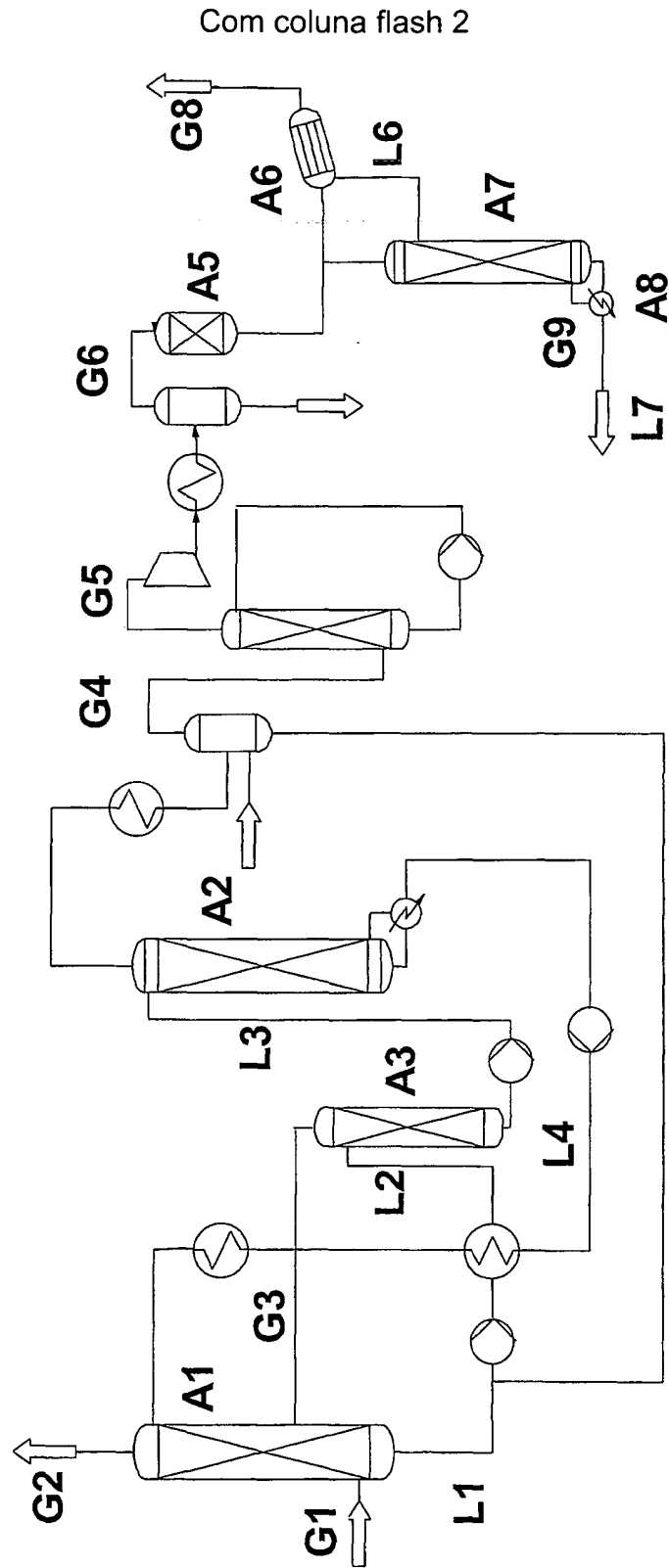


FIG. 1

Sem coluna flash 2

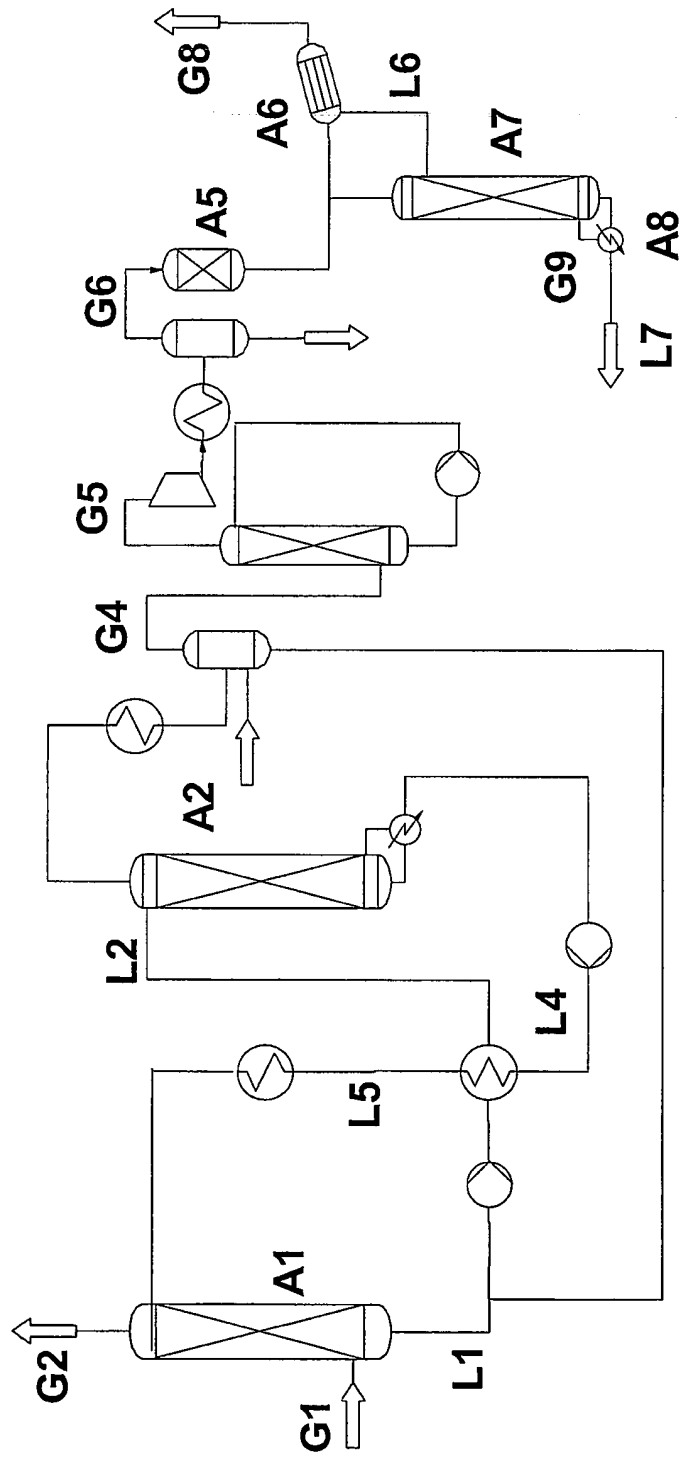


FIG. 2

RESUMO

Patente de Invenção: "MÉTODO PARA A RECUPERAÇÃO DE DIÓXIDO DE CARBONO DE ALTA PUREZA".

A presente invenção refere-se a um método para a recuperação de dióxido de carbono de alta pureza, que é substancialmente isento de óxidos de nitrogênio. Este dióxido de carbono de alta pureza é obtido pela introdução no método de uma etapa na qual o dióxido de carbono absorvido em um agente absorvente é queimado. A presente invenção também refere-se a uma instalação para a recuperação do dito dióxido de carbono de alta pureza compreendendo uma coluna de absorção, uma coluna flash, uma
 5
 10
 coluna de extrator e uma unidade de purificação a jusante que compreende uma coluna de lavagem, um desidratador, um condensador e uma unidade de destilação.