



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

(21) **PI1002205-8 A2**



\* B R P I 1 0 0 2 2 0 5 A 2 \*

(22) Data de Depósito: 03/03/2010  
(43) Data da Publicação: 05/07/2011  
(RPI 2113)

(51) *Int.Cl.:*  
C10L 3/10 2006.01  
C10G 5/00 2006.01

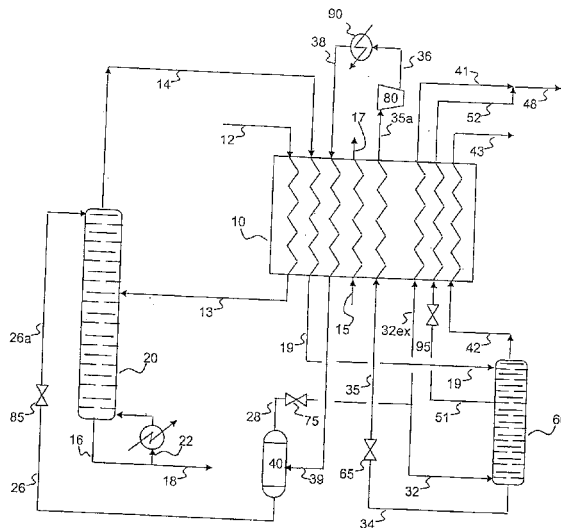
(54) Título: **REMOÇÃO DE NITROGÊNIO COM RECUPERAÇÃO DE LÍQUIDOS DE GÁS NATURAL DE REFRIGERAÇÃO ABERTA DE ISOBÁRICA**

(30) Prioridade Unionista: 04/03/2009 US 12/397,837

(73) Titular(es): Lummus Technology Inc.

(72) Inventor(es): Michael Malsam

(57) **Resumo:** REMOÇÃO DE NITROGÊNIO COM RECUPERAÇÃO DE LÍQUIDOS DE GÁS NATURAL DE REFRIGERAÇÃO ABERTA ISOBÁRICA. Trata-se de um processo para a recuperação de líquidos de gás natural, sendo que o processo inclui: o fracionamento de um fluxo de gás compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano e outros hidrocarbonetos C3+ em pelo menos duas frações, incluindo uma fração leve compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano, e uma fração pesada compreendendo propano e outros hidrocarbonetos C3+; a separação da fração leve em pelo menos duas frações incluindo uma fração rica em nitrogênio e uma fração livre de nitrogênio em um primeiro separador; a separação da fração livre de nitrogênio em uma fração rica em propano e uma fração livre de propano em um segundo separador; a alimentação de pelo menos uma parte da fração rica em propano no fracionamento na forma de um refluxo; a reciclagem de pelo menos uma parte da fração livre de propano no primeiro separador. Em algumas modalidades, a fração rica em nitrogênio pode ser separada em uma unidade de remoção de nitrogênio para produzir um fluxo de gás natural livre de nitrogênio e um fluxo de gás natural rico em nitrogênio.





PI1002205-8

**"REMOÇÃO DE NITROGÊNIO COM RECUPERAÇÃO DE LÍQUIDOS DE GÁS  
NATURAL DE REFRIGERAÇÃO ABERTA ISOBÁRICA"**

Antecedentes da Descrição

Campo da Descrição

As modalidades descritas aqui se referem, genericamente, a processos para a recuperação de líquidos de gás natural a partir de fluxos de alimentação de gás contendo hidrocarbonetos e, em particular, à recuperação de metano e etano a partir de fluxos de alimentação de gás.

10 Antecedentes

O gás natural contém diversos hidrocarbonetos, inclusive metano, etano e propano. O gás natural usualmente tem uma proporção maior de metano e de etano, isto é, o metano e o etano juntos compreendem, tipicamente, ao menos  
15 50 por cento em moles do gás. O gás também contém quantidades relativamente menores de hidrocarbonetos mais pesados, como propano, butanos, pentanos e similares, assim como hidrogênio, nitrogênio, dióxido de carbono e outros gases. Além do gás natural, outros fluxos de gás contendo  
20 hidrocarbonetos podem conter uma mistura de hidrocarbonetos mais leves e mais pesados. Por exemplo, fluxos de gás formados no processo de refinação podem conter misturas de hidrocarbonetos a serem separadas. A separação e a recuperação destes hidrocarbonetos podem fornecer produtos  
25 valiosos que podem ser usados diretamente ou como estoques de alimentação para outros processos. Estes hidrocarbonetos são recuperados tipicamente como líquidos de gás natural (NGL - Natural Gas Liquids).

A recuperação de líquidos de gás natural a partir  
30 de um fluxo de alimentação de gás tem sido realizada com o uso de diversos processos, como resfriamento e refrigeração de gás, absorção de óleo, absorção de óleo refrigerado ou através do uso de múltiplas torres de destilação. Mais

recentemente, processos de expansão criogênica que utilizam válvulas de Joule-Thompson ou turbo-expansores, se tornaram os processos preferidos para recuperação de NGL a partir de gás natural.

Em um típico processo de recuperação por expansão criogênica, um fluxo de gás de alimentação sob pressão é resfriado por meio de troca de calor com outros fluxos do processo e/ou fontes externas de refrigeração, como um sistema de compressão-refrigeração de propano. Conforme o  
10 gás é resfriado, os líquidos podem ser condensados e coletados em um ou mais separadores como líquidos a alta pressão contendo os componentes desejados.

Os líquidos a alta pressão podem ser expandidos até uma pressão mais baixa e fracionados. O fluxo  
15 expandido, que compreende uma mistura de líquido e vapor, é fracionado em uma coluna de destilação. Na coluna de destilação, gases voláteis e hidrocarbonetos mais leves são removidos como vapores suspensos e componentes de hidrocarbonetos mais pesados saem como produto líquido na  
20 parte inferior.

O gás de alimentação, tipicamente, não é totalmente condensado e o vapor remanescente da condensação parcial pode ser passado através de uma válvula de Joule-Thompson ou por um turbo-expansor até uma pressão mais  
25 baixa, em que mais líquidos são condensados como um resultado de resfriamento adicional do fluxo. O fluxo expandido é fornecido como um fluxo de alimentação à coluna de destilação. Uma corrente de refluxo é fornecida à coluna de destilação, tipicamente uma parte do gás de alimentação  
30 parcialmente condensado após o resfriamento, porém antes da expansão. Diversos processos utilizam outras fontes para o refluxo, como fluxo reciclado de gás residual fornecido sob pressão.

Com freqüência é necessário o processamento adicional do gás natural resultante, oriundo das separações criogênicas descritas acima, já que, geralmente, o teor de nitrogênio do gás natural está acima dos níveis aceitáveis para o mercado de tubulação. Tipicamente, apenas 4 por cento de nitrogênio ou de nitrogênio mais outros gases inertes são permitidos no gás devido a normas e especificações de tubulações. Com freqüência, o nitrogênio é removido com separação criogênica, similar à separação do ar em nitrogênio e oxigênio. Alguns processos de remoção de nitrogênio usam adsorção por oscilação de pressão, absorção, membranas e/ou outra tecnologia, onde tais processos são tipicamente colocados em série com a recuperação de líquidos de gás natural criogênica.

Embora tenham sido tentados diversos melhoramentos nos processos de recuperação de gás natural com remoção de nitrogênio descritos acima, permanece a necessidade de um processo aperfeiçoado para a recuperação aprimorada de NGLs a partir de um fluxo de alimentação de gás natural.

#### SUMARIO DA DESCRIÇÃO

Em um aspecto, as modalidades descritas aqui se referem a processos para a recuperação de líquidos de gás natural, incluindo: o fracionamento de um fluxo de gás compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano e outros hidrocarbonetos C3+ em pelo menos duas frações, incluindo uma fração leve compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano e uma fração pesada, compreendendo propano e outros hidrocarbonetos C3+; a separação da fração leve em pelo menos três frações, inclusive uma fração suspensa enriquecida de nitrogênio, uma fração inferior sem nitrogênio e uma fração retirada lateralmente de teor intermediário de nitrogênio, em um primeiro separador; a

separação da fração sem nitrogênio em uma fração rica em propano e uma fração livre de propano em um segundo separador; a alimentação de pelo menos uma parte da fração rica em propano no fracionamento como um refluxo; a  
5 reciclagem de uma parte da fração livre de propano no primeiro separador; e a retirada de uma parte da fração livre de propano como um fluxo de produto de líquidos de gás natural.

Em outro aspecto, as modalidades descritas aqui  
10 se referem a processos para recuperação de líquidos de gás natural a partir de um fluxo de gás que inclui nitrogênio, metano, etano e propano, entre outros componentes. O processo pode incluir: o fracionamento de um fluxo de gás compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano e outros  
15 hidrocarbonetos C3+ em pelo menos duas frações, incluindo uma fração leve compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano e uma fração pesada compreendendo propano e outros hidrocarbonetos C3+; a separação da fração leve em pelo menos duas frações, incluindo uma fração rica em nitrogênio  
20 e uma fração livre de nitrogênio, em um primeiro separador; a separação da fração livre de nitrogênio em uma fração rica em propano e uma fração livre de propano, em um segundo separador; a alimentação de pelo menos uma parte da fração rica em propano no fracionamento como um refluxo; a  
25 reciclagem de pelo menos uma parte da fração livre de propano no primeiro separador; e a separação da fração rica em nitrogênio em uma unidade de remoção de nitrogênio para produzir um fluxo de gás natural livre de nitrogênio e um fluxo de gás natural rico em nitrogênio.

30 Em outro aspecto, as modalidades descritas aqui se referem a processos para a recuperação de líquidos de gás natural, incluindo: fracionamento de um fluxo de gás que compreende nitrogênio, metano, etano e propano e outros

hidrocarbonetos C3+, em pelo menos duas frações incluindo uma fração leve, compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano e uma fração pesada compreendendo propano e outros hidrocarbonetos C3+; a separação da fração leve em pelo menos duas frações incluindo uma fração rica em nitrogênio e uma fração livre de nitrogênio em um primeiro separador; compressão e resfriamento da fração livre de nitrogênio; separação da fração livre de nitrogênio comprimida e resfriada em uma fração rica em propano e uma fração livre de propano em um segundo separador; alimentação de pelo menos uma parte da fração rica em propano no fracionamento na forma de um refluxo; reciclagem de pelo menos uma parte da fração livre de propano no primeiro separador; troca de calor entre dois ou mais do fluxo de gás, fração leve, uma parte da fração livre de propano, da fração rica em nitrogênio, da fração livre de nitrogênio, da fração livre de nitrogênio comprimida e resfriada e um refrigerante; e separação da fração rica em nitrogênio em uma unidade de remoção de nitrogênio compreendendo: separação da fração rica em nitrogênio em um primeiro estágio de separação por membrana para produzir um primeiro fluxo de gás natural livre de nitrogênio e um primeiro fluxo de gás natural rico em nitrogênio; separação da fração rica em nitrogênio em um segundo estágio de separação por membrana para produzir um segundo fluxo de gás natural livre de nitrogênio e um segundo fluxo de gás natural rico em nitrogênio; e reciclagem de pelo menos uma parte do segundo fluxo de gás natural livre de nitrogênio para separar em um primeiro estágio de separação por membrana.

30 Em outro aspecto, as modalidades descritas aqui se referem a processos para a recuperação de líquidos gás natural, incluindo: fracionamento de um fluxo de gás compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano e outros

hidrocarbonetos C3+ em pelo menos duas frações incluindo uma fração leve compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano e uma fração pesada compreendendo propano e outros hidrocarbonetos C3+; separação da fração leve em pelo menos 5 duas frações incluindo uma fração rica em nitrogênio e uma fração livre de nitrogênio em um primeiro separador; compressão e resfriamento da fração livre de nitrogênio; separação da fração livre de nitrogênio comprimida e resfriada em uma fração rica em propano e uma fração livre 10 de propano em um segundo separador; alimentação de pelo menos uma parte da fração rica em propano no fracionamento na forma de um refluxo; reciclagem de pelo menos uma parte da fração livre de propano no primeiro separador; troca de calor entre dois ou mais do fluxo de gás, a fração leve, 15 uma parte da fração livre de propano, a fração rica em nitrogênio, a fração livre de nitrogênio, a fração livre de nitrogênio comprimida e resfriada e um refrigerante; e separação da fração rica em nitrogênio em uma unidade de remoção de nitrogênio compreendendo: separação da fração 20 rica em nitrogênio em um primeiro estágio da membrana de separação para produzir um primeiro fluxo de gás natural livre de nitrogênio e um primeiro fluxo de gás natural rico em nitrogênio; separação da fração rica em nitrogênio em um segundo estágio de separação por membrana para produzir um 25 segundo fluxo de gás natural livre de nitrogênio e um segundo fluxo de gás natural rico em nitrogênio; recuperação do primeiro fluxo de gás natural livre de nitrogênio como um fluxo de produto de gás natural com alta btu; recuperação do segundo fluxo de gás natural livre de 30 nitrogênio na forma de um fluxo de produto de gás natural com btu intermediária; e recuperação do segundo fluxo de gás natural rico em nitrogênio na forma de um fluxo de produto de gás natural com baixa btu.

Em outro aspecto, as modalidades descritas aqui se referem a processos para a recuperação de líquidos de gás natural, incluindo: fracionamento de um fluxo de gás compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano e outros hidrocarbonetos C3+ em pelo menos duas frações incluindo uma fração leve compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano, e uma fração pesada compreendendo propano e outros hidrocarbonetos C3+; separação da fração leve em pelo menos duas frações incluindo uma fração rica em nitrogênio e uma fração livre de nitrogênio em um primeiro separador; compressão e resfriamento da fração livre de nitrogênio; separação da fração livre de nitrogênio comprimida e resfriada em uma fração rica em propano e uma fração livre de propano em um segundo separador; alimentação de pelo menos uma parte da fração rica em propano no fracionamento, na forma de refluxo; alimentação de uma parte da fração livre de propano no primeiro separador; retirada de uma parte da fração livre de propano; troca de calor entre dois ou mais do fluxo de gás, da fração leve, uma parte da fração livre de propano, da fração rica em nitrogênio, da fração livre de nitrogênio, da parte retirada, da fração livre de nitrogênio comprimida e resfriada e um refrigerante; e separação da fração rica em nitrogênio em uma unidade de remoção de nitrogênio compreendendo: separação da fração rica em nitrogênio em um primeiro estágio de separação por membrana para produzir um primeiro fluxo de gás natural livre de nitrogênio e um primeiro fluxo de gás natural rico em nitrogênio; separação da fração rica em nitrogênio em um segundo estágio de separação por membrana para produzir um segundo fluxo de gás natural livre de nitrogênio e um segundo fluxo de gás natural rico em nitrogênio; e reciclagem de pelo menos uma parte do segundo fluxo de gás natural livre de nitrogênio

na separação em um primeiro estágio de separação por membrana; e mistura da parte retirada e do primeiro fluxo de gás natural livre de nitrogênio para formar um fluxo de produto de gás natural.

5           Em outro aspecto, as modalidades descritas aqui se referem a processos para a recuperação de líquidos de gás natural, incluindo: fracionamento de um fluxo de gás compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano e outros hidrocarbonetos C<sub>3</sub>+ em pelo menos duas frações incluindo  
10 uma fração leve compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano e uma fração pesada compreendendo propano e outros hidrocarbonetos C<sub>3</sub>+; separação da fração leve em pelo menos três frações incluindo uma fração rica em nitrogênio, uma fração com teor intermediário de nitrogênio e uma fração  
15 livre de nitrogênio em um primeiro separador; compressão e resfriamento da fração livre de nitrogênio; separação da fração livre de nitrogênio comprimida e resfriada em uma fração rica em propano e uma fração livre de propano em um segundo separador; alimentação de pelo menos uma parte da  
20 fração rica em propano no fracionamento na forma de um refluxo; reciclagem de pelo menos uma parte da fração livre de propano no primeiro separador; troca de calor entre dois ou mais do fluxo de gás, da fração leve, uma parte da fração livre de propano, da fração rica em nitrogênio, da  
25 fração livre de nitrogênio, da fração livre de nitrogênio comprimida e resfriada, da fração com teor intermediário de nitrogênio e um refrigerante; e separação da fração rica em nitrogênio em uma unidade de remoção de nitrogênio compreendendo: separação da fração rica em nitrogênio em um  
30 primeiro estágio de separação por membrana para produzir um primeiro fluxo de gás natural livre de nitrogênio e um primeiro fluxo de gás natural rico em nitrogênio; separação da fração rica em nitrogênio em um segundo estágio de

separação por membrana para produzir um segundo fluxo de gás natural livre de nitrogênio e um segundo fluxo de gás natural rico em nitrogênio; e reciclagem de pelo menos uma parte do segundo fluxo de gás livre de nitrogênio para  
5 separar em um primeiro estágio de separação por membrana; e mistura da fração com teor intermediário de nitrogênio e o primeiro fluxo de gás natural livre de nitrogênio para formar um fluxo de produto de gás natural.

Outros aspectos e vantagens ficarão aparentes a  
10 partir da descrição a seguir e das reivindicações anexas.

#### BREVE DESCRIÇÃO DOS DESENHOS

A Figura 1 é um fluxograma simplificado de um processo de recuperação de líquidos de gás natural por refrigeração aberta isobárica, de acordo com modalidades  
15 descritas aqui.

A Figura 2 é um fluxograma simplificado de um processo de recuperação de líquidos de gás natural com refrigeração aberta isobárica, de acordo com modalidades descritas aqui.

20 A Figura 3 é um fluxograma simplificado de uma unidade de recuperação de nitrogênio de um processo de recuperação de líquidos de gás natural com refrigeração aberta isobárica, de acordo com modalidades descritas aqui.

A Figura 4 é um fluxograma simplificado de uma  
25 unidade de recuperação de nitrogênio de um processo de recuperação de líquidos de gás natural com refrigeração aberta isobárica, de acordo com modalidades descritas aqui.

A Figura 5 é um fluxograma simplificado de um processo de recuperação de líquidos de gás natural com  
30 refrigeração aberta isobárica, de acordo com modalidades descritas aqui.

A Figura 6 é um fluxograma simplificado de um processo de recuperação de líquidos de gás natural com

refrigeração aberta isobárica, de acordo com modalidades descritas aqui.

A Figura 7 é um fluxograma simplificado de um processo de recuperação de líquidos de gás natural com refrigeração aberta isobárica, de acordo com modalidades descritas aqui.

#### DESCRIÇÃO DETALHADA

Os processos descritos aqui usam separadores, como colunas de destilação, vasos instantâneos, colunas de absorção e similares, para separar uma alimentação mista em frações mais pesadas e mais leves. Por exemplo, em uma coluna de destilação, a alimentação mista pode ser separada em uma fração suspensa (leve/vapor) e em uma fração inferior (pesada/líquida), onde se deseja separar um componente chave de outros componentes na mistura. A coluna de destilação é operada de modo a separar ou destilar o componente chave dos componentes restantes, obtendo frações suspensas e frações de fundo "enriquecidas" ou "livres" no componente chave. Aquele que seja versado na técnica reconhece que os termos "enriquecido" e "livre" referem-se à separação desejada do componente chave a partir das frações leves ou pesadas, e que "livre" pode incluir composições diferentes de zero do componente chave. Quando o fluxo de alimentação é separado em três ou mais frações, como por meio de uma coluna de destilação com uma retirada lateral, uma fração com teor intermediário de componente chave também pode ser formada.

Em um aspecto, as modalidades descritas aqui referem-se à purificação e produção de fluxos de produto de gás natural, incluindo a recuperação de componentes C3+ em fluxos de gás contendo hidrocarbonetos, assim como a separação de nitrogênio a partir dos componentes C1 e C2. Os componentes C3+ podem ser removidos, por exemplo, para

atender a requisitos de temperatura de ponto de orvalho, e a remoção de nitrogênio pode ser realizada para atender a requisitos para componentes inertes em fluxos comerciais de tubulação de gás natural.

5 Os líquidos de gás natural (NGL) podem ser recuperados, de acordo com modalidades descritas aqui, a partir de gás de campo, conforme produzido a partir de um poço, ou fluxos de gás oriundos de diversos processos do petróleo. Uma alimentação típica de gás natural a ser  
10 processado, de acordo as modalidades descritas aqui, pode conter nitrogênio, dióxido de carbono, metano, etano, propano e outros componentes C3+, como isobutano, butanos normais, pentanos e similares. Em algumas modalidades, o fluxo de gás natural pode incluir, em porcentagens molares  
15 aproximadas, 60 a 95% de metano, cerca de até 20% de etano e outros componentes C2, cerca de até 10% de propano e outros componentes C3, cerca de até 5% de componentes C4+, cerca de até 10% ou mais de nitrogênio e cerca de até 1% de dióxido de carbono.

20 A composição do gás natural pode variar, dependendo da fonte e de qualquer processamento a montante. Os processos, de acordo com as modalidades descritas aqui, são particularmente úteis para fontes de gás natural tendo um alto teor de nitrogênio, como mais do que cerca de 4  
25 moles percentuais de nitrogênio em algumas modalidades; mais do que 5 moles percentuais, 6 moles percentuais, 7 moles percentuais, 8 moles percentuais, 9 moles percentuais e 10 moles percentuais em outras modalidades. O processamento a montante pode incluir, por exemplo, remoção  
30 de água, como pelo contato do gás natural com um sistema de peneira molecular, e remoção de dióxido de carbono, como através de um sistema de amina. Os processos, de acordo com as modalidades descritas aqui, podem incluir tanto sistemas

"frios" de remoção de nitrogênio quanto sistemas "mornos" de remoção de nitrogênio, onde os sistemas "mornos" realizam a remoção de nitrogênio a temperaturas acima do ponto de congelamento do dióxido de carbono, e, deste modo, a remoção de dióxido de carbono pode não ser necessária para tais sistemas.

Os fluxos de gás natural que atendem tanto a requisitos de ponto de orvalho quanto de vendas de composição inerte, podem ser produzidos de acordo com as modalidades descritas aqui com o uso de um sistema de refrigeração aberta isobárico. Em outras modalidades, os fluxos de gás nitrogênio que atendam a ambos os requisitos de ponto de orvalho e de composição inerte, podem ser produzidos de acordo com as modalidades descritas usando um sistema de refrigeração aberta isobárico que inclua a remoção de nitrogênio. O processo pode acontecer a pressões aproximadamente constantes sem redução intencional nas pressões de gás nas instalações. Conforme mencionado acima, o gás de campo ou outros fluxos de gás a serem processados, podem ser comprimidos até uma pressão moderada, como cerca de 20 bar a 35 bar (300 a 500 psig) e secos até menos do que cerca de 1 ppm de água, por peso. Então, o gás pode ser processado no sistema de refrigeração aberto isobárico de acordo com as modalidades descritas aqui para remover líquidos de gás natural e gases inertes a partir do gás natural. O processamento de fluxos de gás natural usando o sistema de refrigeração aberta isobárico, de acordo com modalidades descritas aqui, conforme será descrito abaixo, pode proporcionar uma separação altamente eficiente de nitrogênio a partir de fluxos de gás natural, excedendo em muito a eficiência de processamento de gás natural típico, como separações criogênicas em série com uma unidade de remoção de nitrogênio.

A alimentação de gás natural, inclusive nitrogênio, metano, etano e propano e outros hidrocarbonetos C3+, pode ser fracionada, usando um ou mais de destilação e/ou colunas de absorção para formar uma  
5 fração de líquidos de gás natural (principalmente hidrocarbonetos C3+), um refrigerante misto (principalmente hidrocarbonetos C1 e C2) e uma fração rica em nitrogênio. O refrigerante misto gerado pelas separações também pode ser usado como um meio de troca de calor, proporcionando ao  
10 menos uma parte do rendimento da troca de calor para a separação desejada da alimentação de gás natural.

Em algumas modalidades, ao menos uma parte do refrigerante misto pode ser usada como produto de tubulação, contendo 4% ou menos de nitrogênio e outros  
15 componentes inertes. Em outras modalidades, ao menos uma parte do refrigerante misturado pode ser combinada com fluxos de processo tendo um teor de nitrogênio maior que 4% para resultar em um fluxo adequado para produto de tubulação, contendo 4% ou menos de nitrogênio e de outros  
20 componentes inertes.

Em modalidades que incluem um sistema de remoção de nitrogênio, a fração rica em nitrogênio pode ser separada em um sistema de remoção de nitrogênio para recuperar duas frações, incluindo uma fração com alto btu  
25 (menor do que 15% de componentes inertes) e uma fração com btu baixo (maior do que 15% de componentes inertes). Em algumas modalidades, a fração rica em nitrogênio pode ser separada em três frações, incluindo uma fração com alto btu (menos de 15 moles percentuais de componentes inertes), uma  
30 fração com btu intermediário (15 a 30 moles percentuais de componentes inertes) e uma fração com btu baixo (mais de 30 moles percentuais de componentes inertes).

Em algumas modalidades, a fração com alto btu pode conter 4 moles percentuais ou menos de nitrogênio, ou 4% ou menos de nitrogênio e outros componentes inertes, adequados para produtos de tubulação.

5 Em outras modalidades, uma fração com alto btu contendo mais de 4 moles percentuais de nitrogênio ou de nitrogênio e componentes inertes pode ser combinada com uma parte do refrigerante misto para formar uma composição de gás natural adequada para produtos de tubulação. Outros  
10 fluxos com baixo teor de nitrogênio produzidos no processo também podem ser combinados com a fração com alto btu para produzir um gás natural adequado para produtos de tubulação. Por exemplo, as condições do processo podem ser ajustadas tal que o refrigerante misto contenha  
15 essencialmente nenhum nitrogênio, e inclua principalmente metano e etano. Uma quantidade surpreendentemente alta de gás natural, com baixo teor de nitrogênio, pode ser retirada do sistema refrigerante misto a custo de processamento incremental muito baixo. Assim, devido ao  
20 teor extremamente baixo de nitrogênio do gás natural retirado, a fração rica em nitrogênio pode ser processada com um grau mais baixo de separação de nitrogênio. Assim, as modalidades descritas aqui podem requerer consideravelmente menos etapas de processamento em  
25 comparação com o processamento criogênico convencional para remover o nitrogênio. Adicionalmente, as modalidades descritas aqui podem reduzir substancialmente a energia necessária para remover o nitrogênio dos fluxos de gás natural.

30 Em algumas modalidades descritas aqui, uma alimentação de gás natural, por exemplo, incluindo nitrogênio, metano, etano e propano e outros hidrocarbonetos C3+, pode ser fracionada em pelo menos duas

frações, incluindo uma fração leve compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano, e uma fração pesada, incluindo propano e outros hidrocarbonetos C3+. O fracionamento pode ser realizado, por exemplo, em uma  
5 coluna de destilação simples para separar os hidrocarbonetos mais leves e os hidrocarbonetos mais pesados.

A fração leve pode então ser separada em pelo menos duas frações, incluindo uma fração rica em nitrogênio  
10 e uma fração livre de nitrogênio, como em um tambor instantâneo, uma coluna de destilação ou uma coluna absorvedora.

A fração livre de nitrogênio pode então ser separada para recuperar líquidos de gás natural adicionais,  
15 como propano, e para formar um refrigerante misto, incluindo metano e etano, por exemplo. A fração livre de nitrogênio pode ser separada em um tambor instantâneo, em uma coluna de destilação ou em outros dispositivos de separação para formar uma fração rica em propano,  
20 permitindo a recuperação de líquidos de gás natural adicionais, e uma fração livre de propano, que pode ser usada como um refrigerante misto no processo, conforme será descrito abaixo. A fração rica em propano pode então ser reciclada para a coluna de destilação para fracionar os  
25 líquidos de gás natural do gás de alimentação. Em algumas modalidades, a fração rica em propano pode ser usada como refluxo para a coluna de destilação.

A fração rica em nitrogênio, incluindo metano, propano e nitrogênio, pode então ser alimentada em um  
30 sistema de remoção de nitrogênio. Por exemplo, em algumas modalidades, o sistema de remoção de nitrogênio pode incluir um sistema de separação por membrana. Em algumas modalidades, o sistema de separação por membrana é um

sistema morno, compatível com dióxido de carbono. Outros sistemas de remoção de nitrogênio também podem ser usados, inclusive sistemas criogênicos, sistemas de adsorção por oscilação de pressão, sistemas de absorção e outros  
5 processos para a separação do nitrogênio e de hidrocarbonetos leves.

A unidade de remoção de nitrogênio por membrana pode incluir uma membrana de borracha onde o metano e o etano permeiam seletivamente através da membrana, deixando  
10 um fluxo concentrado em nitrogênio no lado de alta pressão. A unidade de remoção de nitrogênio por membrana pode ter diversas configurações diferentes e pode ter requisitos de compressão interna para atingir um alto grau de separação. A unidade de remoção de nitrogênio por membrana pode  
15 separar a alimentação de fração rica em nitrogênio em três fluxos, incluindo um gás com alto btu, que pode ser misturado com uma parte do refrigerante misto para produzir gás, um gás com médio btu, que pode ser usado para combustível ou pode ser reciclado internamente dentro do  
20 sistema de remoção de nitrogênio para processamento adicional e um gás com baixo btu, que tem um alto teor de nitrogênio, tal como mais de 30 ou 40 moles percentuais de nitrogênio. Devido ao fato de o refrigerante misto exceder a especificação de nitrogênio, o fluxo com alto btu oriundo  
25 da unidade de remoção de nitrogênio por membrana pode conter uma quantidade de nitrogênio maior do que a especificação para tubulação, abrandando os requisitos de separação no interior do sistema de remoção de nitrogênio. O refrigerante misto com baixo nitrogênio e o gás com alto  
30 btu da unidade de remoção de nitrogênio por membrana podem ser comprimidos e combinados, atendendo à especificação de 4 moles percentuais de nitrogênio para produtos de tubulação.

Conforme descrito acima, os processos descritos aqui usam um processo de refrigerante misto com circuito aberto para atingir as baixas temperaturas necessárias para altos níveis de recuperação de NGL. Uma única coluna de destilação pode ser utilizada para separar hidrocarbonetos mais pesados dos componentes mais leves. O fluxo superior oriundo da coluna de destilação é resfriado até liquefazer parcialmente o fluxo superior. O fluxo superior parcialmente liquefeito é separado em um fluxo de vapor, compreendendo componentes mais leves, e um componente líquido, que serve como refrigerante misto. O refrigerante misto proporciona resfriamento ao processo e uma parte do refrigerante misto é usada como um escoamento de refluxo para enriquecer a coluna de destilação com componentes chaves. Com o gás na coluna de destilação enriquecido, o fluxo superior da coluna de destilação condensa a temperaturas mais baixas e a coluna de destilação funciona a temperaturas mais mornas do que as tipicamente usadas para altas recuperações de NGLs. O processo atinge alta recuperação de componentes desejados de NGL sem expandir o gás como em uma válvula Joule-Thompson ou uma instalação baseada em turbo expensor, e com apenas uma única coluna de destilação.

Em comparação a usar turbo expansores para a recuperação de líquidos de gás natural e sistemas de remoção de nitrogênio padrão, a refrigeração aberta isobárica com sistema de remoção de nitrogênio, conforme descrito aqui, pode reduzir a área necessária de membrana e o consumo de energia relacionado à remoção de nitrogênio. Em algumas modalidades, a área da membrana pode ser reduzida em até 75 por cento ou mais, e o consumo de energia pode ser reduzido em até 58% ou mais.

Conforme mencionado acima, o refrigerante misto pode proporcionar resfriamento ao processo para atingir as temperaturas necessárias para alta recuperação de gases NGL. O refrigerante misto pode incluir uma mistura dos hidrocarbonetos mais leves e mais pesados no gás de 5 alimentação e, em algumas modalidades, é enriquecido nos hidrocarbonetos mais leves em comparação ao gás de alimentação.

Os processos descritos aqui podem ser usados para 10 obter altos níveis de recuperação de propano. Em algumas modalidades, quase 99 por cento ou mais do propano na alimentação podem ser recuperados no processo, separados do gás natural recuperado para o produto de tubulação (gás). O processo pode ser operado também de uma maneira a recuperar 15 quantidades significativas de etano com o propano ou rejeitar a maior parte do etano com o gás natural recuperado para produtos de tubulação. Alternativamente, o processo pode ser operado para recuperar uma alta porcentagem de componentes C4+ do fluxo de alimentação e 20 descarregar C3 e componentes mais leves com o gás.

Agora, com referência à Figura 1, um fluxograma simplificado de um processo para remoção de nitrogênio com recuperação de líquidos de gás natural com refrigeração aberta isobárica, de acordo com as modalidades descritas 25 aqui, é ilustrado. Deve-se entender que os parâmetros de operação para o processo, como a temperatura, a pressão, as taxas de fluxo e as composições dos diversos fluxos, são estabelecidos para atingir a separação e recuperação desejada dos NGLs. Os parâmetros de operação necessários 30 também dependem da composição do gás de alimentação. Os parâmetros de operação requeridos podem ser imediatamente determinados por aqueles que são versados na técnica com o

uso de técnicas conhecidas, incluindo, por exemplo, simulações em computador.

O gás de alimentação é alimentado através da linha 12 no trocador de calor principal 10. Embora seja  
5 ilustrado um trocador de calor de múltiplos passes, o uso de múltiplos trocadores de calor pode ser feito para atingir resultados similares. O gás de alimentação pode ser gás natural, gás de refinaria ou outro fluxo de gás que requeira separação. O gás de alimentação é tipicamente  
10 filtrado e desidratado antes de ser alimentado na planta para impedir o congelamento na unidade NGL. O gás de alimentação é tipicamente alimentado no trocador de calor principal a uma temperatura entre cerca de 43°C e 54°C (110°F e 130°F) e a uma pressão entre cerca de 7 bar e 31  
15 bar (100 psia e 450 psia). O gás de alimentação é resfriado e parcialmente liquefeito no trocador de calor principal 10 via troca indireta de calor com os fluxos de processo de resfriamento e/ou com um refrigerante que pode ser alimentado no trocador de calor principal via linha 15 em  
20 uma quantidade necessária para proporcionar resfriamento adicional necessário para o processo. Um refrigerante morno como propano, por exemplo, pode ser usado para fornecer o resfriamento necessário ao gás de alimentação. O gás de alimentação pode ser resfriado no trocador de calor  
25 principal até uma temperatura entre cerca de -18°C e -40°C (0°F e -40°F).

O gás de alimentação frio sai do trocador de calor principal 10 e é alimentado na coluna de destilação  
20 via linha de alimentação 13. A coluna de destilação 20 opera a uma pressão ligeiramente abaixo da pressão do gás de alimentação, tipicamente a uma pressão de cerca de 0,3 a 0,7 bar (5 a 10 psi) menor do que a pressão do gás de  
30 alimentação. Na coluna de destilação, os hidrocarbonetos

mais pesados, como propano e outros componentes C3+, são separados dos hidrocarbonetos mais leves, como etano, metano e outros gases. Os componentes de hidrocarboneto mais pesados saem na parte mais baixa da coluna de destilação através da linha 16, enquanto os componentes mais leves saem através da linha superior de vapor 14. Em algumas modalidades, o fluxo mais baixo 16 sai da coluna de destilação a uma temperatura entre cerca de 65°C e 149°C (150°F e 300°F), e o fluxo superior 14 sai da coluna de destilação a uma temperatura entre cerca de -23°C e -62°C (-10°F e -80°F).

O fluxo inferior 16 da coluna de destilação é dividido, com um fluxo de produto 18 e um fluxo de re-ebulição 22 direcionado a um re-ebulidor 30. Opcionalmente, o fluxo de produto 18 pode ser resfriado em um resfriador (não mostrado) até uma temperatura entre cerca de 15°C e 54°C (60°F e 130°F). O fluxo de produto 18 é altamente enriquecido nos hidrocarbonetos mais pesados no fluxo de gás de alimentação. Na modalidade mostrada na Figura 1, o fluxo de produto pode ser enriquecido em propano e nos componentes mais pesados, e o etano e os gases mais leves são adicionalmente processados, conforme descrito abaixo. Alternativamente, a planta pode ser operada tal que o fluxo de produto seja pesadamente enriquecido em hidrocarbonetos C4+ e o propano é removido com o etano no gás de vendas produzido. O fluxo de re-ebulição 22 é aquecido no re-ebulidor 30 para fornecer calor à coluna de destilação. Qualquer tipo de re-ebulidor, tipicamente usado para colunas de destilação, pode ser usado.

O fluxo superior da coluna de destilação 14 passa através do trocador de calor principal 10, onde é

resfriado pela troca indireta de calor com os gases do processo até pelo menos liquefazer parcialmente ou liquefazer completamente (100%) o fluxo. O fluxo superior da coluna de destilação sai do trocador de calor principal 10 através da linha 19 e é resfriado o suficiente para produzir o refrigerante misto, conforme descrito abaixo. Em algumas modalidades, o fluxo superior da coluna de destilação é resfriado até entre cerca de  $-34^{\circ}\text{C}$  e  $-90^{\circ}\text{C}$  ( $-30^{\circ}\text{F}$  e  $-130^{\circ}\text{F}$ ) no trocador de calor principal 10.

10 O fluxo resfriado e parcialmente liquefeito 19 e o fluxo superior 29 (fluxo 32 a seguir à válvula de controle 75) do separador de refluxo 40, podem ser alimentados no separador superior da coluna de destilação 60.

15 Os componentes no fluxo superior da coluna de destilação 19 e o fluxo superior do tambor de refluxo 32 são separados em separador superior 60 em um fluxo superior 42, uma fração de retirada lateral 51 e um fluxo inferior 34. O fluxo superior 42 do separador superior da coluna de destilação 60 contém metano, etano, nitrogênio e outros componentes mais leves e é enriquecido em teor de nitrogênio. A fração de retirada lateral 51 pode ter teor intermediário de nitrogênio. O fluxo inferior 34 do separador superior da coluna de destilação 60 é o refrigerante misto líquido usado para resfriamento no trocador de calor principal 10, que pode estar vazio de teor de nitrogênio. A fração de retirada lateral pode ter pressão reduzida através da válvula de fluxo 95, ser alimentada no trocador de calor 10 para uso no sistema de troca de calor integrado e recuperado via linha de fluxo 52.

Os componentes no fluxo superior 42 são alimentados no trocador de calor principal 10 e aquecidos.

Em uma planta típica, a fração superior recuperada via fluxo 42 do separador superior 60 está a uma temperatura entre cerca de  $-40^{\circ}\text{C}$  e  $-84^{\circ}\text{C}$  ( $-40^{\circ}\text{F}$  e  $-120^{\circ}\text{F}$ ) e a uma pressão entre cerca de 5 bar e 30 bar (85 psia e 435 psia).

5 A seguir à troca de calor no trocador de calor principal 10, a fração superior recuperada do trocador de calor 10 via fluxo 43 pode estar a uma temperatura entre cerca de  $37^{\circ}\text{C}$  e  $49^{\circ}\text{C}$  ( $100^{\circ}\text{F}$  e  $120^{\circ}\text{F}$ ). A fração superior é enriquecida com nitrogênio e pode ser recuperada via fluxo 43 como um  
10 fluxo de gás natural com baixo btu.

O refrigerante misto, conforme mencionado acima, é recuperado do separador superior da coluna de destilação 60 via linha inferior 34. A temperatura do refrigerante misto pode ser diminuída reduzindo-se a pressão do  
15 refrigerante que passa pela válvula de controle 65. A temperatura do refrigerante misto é reduzida até uma temperatura baixa o suficiente para proporcionar o resfriamento necessário no trocador de calor principal 10. O refrigerante misto é alimentado no trocador de calor  
20 principal através da linha 35. A temperatura do refrigerante misto que entra no trocador de calor principal está tipicamente entre cerca de  $-51^{\circ}\text{C}$  e  $-115^{\circ}\text{C}$  ( $-60^{\circ}\text{F}$  a  $-175^{\circ}\text{F}$ ). Quando a válvula de controle 65 for usada para reduzir a temperatura do refrigerante misto, a temperatura  
25 é tipicamente reduzida por cerca de  $6^{\circ}\text{C}$  a  $10^{\circ}\text{C}$  ( $20^{\circ}\text{F}$  a  $50^{\circ}\text{F}$ ) e a pressão é reduzida por cerca de 6 bar a 17 bar (90 a 250 psi). O refrigerante misto é evaporado e superaquecido conforme ele passa através do trocador de calor principal 10 e sai através da linha 35a. A  
30 temperatura do refrigerante misto que sai do trocador de calor principal está entre cerca de  $26^{\circ}\text{C}$  e  $38^{\circ}\text{C}$  ( $80^{\circ}\text{F}$  e  $100^{\circ}\text{F}$ ).

Após sair do trocador de calor principal 10, o refrigerante misto é alimentado no compressor 80. O refrigerante misto é comprimido até uma pressão 1 bar a 2 bar (15 psi a 25 psi) maior do que a pressão de operação da coluna de destilação e a uma temperatura entre cerca de 5 110°C a 177°C (230°F a 350°F). Ao comprimir o refrigerante misto até uma pressão maior do que a pressão da coluna de destilação, não existe necessidade de uma bomba de refluxo. O refrigerante misto comprimido flui através da 10 linha 36 até o resfriador 90, onde ele é resfriado até uma temperatura entre cerca de 21°C e 54°C (70°F e 130°F). Opcionalmente, o resfriador 90 pode ser omitido e o refrigerante misto comprimido pode fluir diretamente para o trocador de calor principal 10. O refrigerante misto 15 comprimido então flui via linha 38 através do trocador de calor principal 10 onde é adicionalmente resfriado e parcialmente liquefeito. O refrigerante misto é resfriado no trocador de calor principal 10 até uma temperatura de cerca de -9°C a -57°C (15°F a -70°F). O refrigerante misto 20 parcialmente liquefeito é introduzido através da linha 39 no separador de refluxo 40. Conforme descrito anteriormente, a parte superior 28 do separador de refluxo 40 e a parte superior 14 da coluna de destilação 20 são alimentadas no separador superior da coluna de destilação 25 60. A parte inferior líquida 26 do separador de refluxo 40 é alimentada de volta na coluna de destilação 20 como um escoamento de refluxo 26. As válvulas de controle 75, 85 podem ser usadas para reter a pressão no compressor para promover a condensação.

30 O refrigerante misto usado como refluxo (alimentado via fluxo 26) enriquece a coluna de destilação 20 com componentes da fase gasosa. Com o gás da coluna de destilação enriquecido, o fluxo superior da coluna

condensa a temperaturas mais mornas, e a coluna de destilação funciona a temperaturas mais mornas do que as normalmente requeridas para uma alta recuperação de NGLs.

O refluxo para a coluna de destilação 20 também  
5 reduz os hidrocarbonetos mais pesados na fração superior. Por exemplo, nos processos para recuperação de propano, o refluxo aumenta a fração molar de etano na coluna de destilação, o que torna mais fácil condensar o fluxo superior. O processo usa o líquido condensado no separador  
10 superior da coluna de destilação duas vezes, uma vez como refrigerante a baixa temperatura e a segunda vez, como escoamento de refluxo para a coluna de destilação.

Ao menos uma parte do refrigerante misto na linha de fluxo 28, que tem um teor de nitrogênio muito  
15 baixo, pode ser retirado via escoamento de fluxo 32ex antes do separador 60. Em algumas modalidades, a parte retirada via escoamento de fluxo 32ex pode ser usada para produtos de tubulação. Em outras modalidades, um fluxo de refrigerante misto 32ex, tendo menos de 1 mol percentual  
20 de nitrogênio, pode ser misturado com um fluxo de processo de gás natural com btu alto ou intermediário tendo mais de 4% de nitrogênio, para resultar em um fluxo de produto de tubulação tendo 4% ou menos de nitrogênio. Por exemplo, o fluxo de refrigerante misto 32ex pode ser combinado com  
25 gás natural com btu intermediário no fluxo 52 (retirada lateral) para resultar em um fluxo de gás natural adequado para produtos de tubulação. As taxas de fluxo de fluxos 32ex e 52 podem ser tais que o fluxo de produto resultante 48 tem um teor de nitrogênio (inerte) de menos de 4 moles  
30 percentuais. Em algumas modalidades, o escoamento de fluxo 32ex pode ser alimentado no trocador de calor principal 10 e a seguir à transferência de calor, o refrigerante misto pode ser recuperado a partir do trocador de calor 10 via

linha de fluxo 41 para mistura com o fluxo de btu intermediário 52. Outros fluxos de processo também podem ser misturados com o fluxo de refrigerante misto 32ex em outras modalidades.

5 Os processos, de acordo com as modalidades descritas aqui, permitem flexibilidade substancial do processo, proporcionando a capacidade de processar, de modo eficiente, fluxos de gás de alimentação tendo uma ampla faixa de teor de nitrogênio, conforme mencionado  
10 acima. A modalidade descrita com referência à Figura 1, permite a recuperação de uma grande parte do valor de btu do gás de alimentação como um fluxo de gás natural. Os processos de refrigeração aberta isobáricos, de acordo com a modalidade descrita aqui, podem incluir adicionalmente a  
15 separação do nitrogênio dos fluxos com teor alto ou intermediário de nitrogênio, permitindo a recuperação adicional de valor de btu ou flexibilidade adicional no que diz respeito a condições do processo e teor de nitrogênio do gás de alimentação.

20 Agora, com referência à Figura 2, um fluxograma simplificado de um processo para remoção de nitrogênio com recuperação de líquidos de gás natural com refrigeração aberta isobárica, de acordo com as modalidades descritas aqui, é ilustrado, onde numerais similares representam  
25 partes similares. Deve-se entender que os parâmetros de operação para o processo, como a temperatura, a pressão, as taxas de fluxo e as composições dos diversos fluxos, são estabelecidos para atingir a separação e recuperação desejadas dos NGLs. Os parâmetros de operação requeridos  
30 também dependem da composição do gás de alimentação. Os parâmetros de operação requeridos podem ser determinados imediatamente por aqueles que são versados na técnica, com

o uso de técnicas conhecidas, incluindo, por exemplo, simulações por computador.

O gás de alimentação é alimentado através da linha 12 no trocador de calor principal 10. Embora seja  
5 ilustrado um trocador de calor de múltiplos passes, pode ser feito o uso de múltiplos trocadores de calor para atingir resultados similares. O gás de alimentação pode ser gás natural, gás de refinaria ou outro fluxo de gás que requeira separação. O gás de alimentação é tipicamente  
10 filtrado e desidratado antes de ser alimentado na planta para impedir o congelamento na unidade NGL. O gás de alimentação é tipicamente alimentado no trocador de calor principal a uma temperatura entre cerca de 43°C e 54°C (110°F e 130°F) e a uma pressão entre cerca de 7 bar e 31  
15 bar (100 psia e 450 psia). O gás de alimentação é resfriado e parcialmente liquefeito no trocador de calor principal 10 via troca indireta de calor com os fluxos do processo do resfriador e/ou com um refrigerante que pode ser alimentado no trocador de calor principal via linha 15 em uma  
20 quantidade necessária para proporcionar resfriamento adicional necessário para o processo. Um refrigerante morno, como propano, por exemplo, pode ser usado para proporcionar o resfriamento necessário para o gás de alimentação. O gás de alimentação pode ser resfriado no  
25 trocador de calor principal até uma temperatura entre cerca de -18°C e -40°C (0°F e -40°F).

O gás de alimentação frio sai do trocador de calor principal 10 e é alimentado na coluna de destilação  
20 via linha de alimentação 13. A coluna de destilação 20  
30 opera a uma pressão ligeiramente abaixo da pressão do gás de alimentação, tipicamente a uma pressão cerca de 0,3 a 0,7 bar (5 a 10 psi) menor do que a pressão do gás de alimentação. Na coluna de destilação, os hidrocarbonetos

mais pesados, como propano e outros componentes C3+, são separados dos hidrocarbonetos mais leves, como etano, metano e outros gases. Os componentes de hidrocarboneto mais pesados saem na parte inferior de líquidos da coluna de destilação através da linha 16, enquanto os componentes mais leves saem através da linha superior de vapor 14. Em algumas modalidades, o fluxo inferior 16 sai da coluna de destilação a uma temperatura entre cerca de 65°C e 149°C (150°F e 300°F), e o fluxo superior 14 sai da coluna de destilação a uma temperatura entre cerca de -23°C e -62°C (-10°F e -80°F).

O fluxo inferior 16 da coluna de destilação é dividido, com um fluxo de produto 18 e um fluxo re-ebulido 22 direcionado a um re-ebulidor 30. Opcionalmente, o fluxo de produto 18 pode ser resfriado em um resfriador (não mostrado) até uma temperatura entre cerca de 15°C e 54°C (60°F e 130°F). O fluxo de produto 18 é altamente enriquecido de hidrocarbonetos mais pesados no fluxo de gás de alimentação. Na modalidade mostrada na Figura 2, o fluxo de produto pode ser enriquecido de propano e de componentes mais pesados, e o etano e os gases mais leves são adicionalmente processados, conforme descrito abaixo. Alternativamente, a planta pode ser operada tal que o fluxo de produto seja pesadamente enriquecido em hidrocarbonetos C4+ e o propano é removido com o etano no gás produzido. O fluxo de re-ebulição 22 é aquecido no re-ebulidor 30 para fornecer calor à coluna de destilação. Qualquer tipo de re-ebulidor tipicamente usado para colunas de destilação pode ser usado.

O fluxo superior da coluna de destilação 14 passa através do trocador de calor principal 10, onde é resfriado por troca de calor indireta com os gases do processo para liquefazer parcial ou completamente (100%) o fluxo. O fluxo

superior da coluna de destilação sai do trocador de calor principal 10 através da linha 19 e é resfriado o suficiente para produzir o refrigerante misto, conforme descrito abaixo. Em algumas modalidades, o fluxo superior da coluna de destilação é resfriado até entre cerca de  $-34^{\circ}\text{C}$  e  $-90^{\circ}\text{C}$  ( $-30^{\circ}\text{F}$  e  $-130^{\circ}\text{F}$ ) no trocador de calor principal 10.

O fluxo resfriado e parcialmente liquefeito 19 pode ser combinado com o fluxo superior 28 (fluxo 32 a seguir à válvula de controle 75) do separador de refluxo 40 e alimentado no separador superior da coluna de destilação 60. Alternativamente, o fluxo 19 pode ser alimentado no separador superior da coluna de destilação 60 sem ser combinado com o fluxo superior 28 (32) do separador de refluxo 40, conforme está ilustrado na Figura 2.

Os componentes no fluxo superior da coluna de destilação 19 e fluxo superior do tambor de refluxo 32 são separados no separador superior 60 em um fluxo superior 42 e um fluxo inferior 34. O fluxo superior 42 do separador superior da coluna de destilação 60 contém metano, etano, nitrogênio e outros componentes mais leves. O fluxo inferior 34 do separador superior da coluna de destilação 60 é o refrigerante misto líquido usado para resfriamento no trocador de calor principal 10.

Os componentes no fluxo superior 42 são alimentados no trocador de calor principal 10 e aquecidos. Em uma planta típica, a fração superior recuperada via fluxo 42 do separador superior 60 está a uma temperatura entre cerca de  $-40^{\circ}\text{C}$  e  $-84^{\circ}\text{C}$  ( $-40^{\circ}\text{F}$  e  $-120^{\circ}\text{F}$ ) e a uma pressão entre cerca de 5 bar e 30 bar (85 psia e 435 psia). A seguir à troca de calor no trocador de calor principal 10, a fração superior recuperada do trocador de calor 10 via fluxo 43 pode estar a uma temperatura entre cerca de  $37^{\circ}\text{C}$  e  $49^{\circ}\text{C}$  ( $100^{\circ}\text{F}$  e  $120^{\circ}\text{F}$ ). A fração superior é enviada

para processamento adicional via linha 43 até um sistema de remoção de nitrogênio 100.

O refrigerante misto, conforme mencionado acima, é recuperado do separador superior da coluna de destilação 60 via linha inferior 34. A temperatura do refrigerante misto pode ser diminuída ao se reduzir a pressão do refrigerante através da válvula de controle 65. A temperatura do refrigerante misto é reduzida até uma temperatura fria o suficiente para fornecer o resfriamento necessário no trocador de calor principal 10. O refrigerante misto é alimentado no trocador de calor principal através da linha 35. A temperatura do refrigerante misto que entra no trocador de calor está, tipicamente, entre cerca de  $-51^{\circ}\text{C}$  e  $-115^{\circ}\text{C}$  ( $-60^{\circ}\text{F}$  e  $-175^{\circ}\text{F}$ ). Onde a válvula de controle 65 for usada para reduzir a temperatura do refrigerante misto, a temperatura é tipicamente reduzida por cerca de  $6^{\circ}\text{C}$  a  $10^{\circ}\text{C}$  ( $20^{\circ}\text{F}$  a  $50^{\circ}\text{F}$ ) e a pressão é reduzida por cerca de 6 bar a 17 bar (90 a 250 psi). O refrigerante misto é evaporado e superaquecido conforme ele passa através do trocador de calor principal 10 e sai através da linha 35a. A temperatura do refrigerante misto que sai do trocador de calor principal está entre cerca de  $26^{\circ}\text{C}$  e  $38^{\circ}\text{C}$  ( $80^{\circ}\text{F}$  e  $100^{\circ}\text{F}$ ).

Após sair do trocador de calor principal 10, o refrigerante misto é alimentado no compressor 80. O refrigerante misto é comprimido até uma pressão de 1 bar a 2 bar (15 psi a 25 psi) mais do que a pressão de operação da coluna de destilação e a uma temperatura entre cerca de  $110^{\circ}\text{C}$  e  $177^{\circ}\text{C}$  ( $230^{\circ}\text{F}$  e  $350^{\circ}\text{F}$ ). Ao comprimir o refrigerante misto até uma pressão maior do que a pressão da coluna de destilação, não existe necessidade de uma bomba de refluxo. O refrigerante misto comprimido flui através da linha 36 para o resfriador 90, onde ele é resfriado até uma

temperatura entre cerca de 21°C e 54°C (70°F e 130°F). Opcionalmente, o resfriador 90 pode ser omitido e o refrigerante misto comprimido pode fluir diretamente para o trocador de calor principal 10. Então, o refrigerante misto comprimido flui via linha 38 através do trocador de calor principal 10, onde é adicionalmente resfriado e parcialmente liquefeito. O refrigerante misto é resfriado no trocador de calor principal até uma temperatura de cerca de -9°C a -57°C (15°F a -70°F). O refrigerante misto parcialmente liquefeito é introduzido através da linha 39 no separador de refluxo 40. Conforme descrito anteriormente, a parte superior 28 do separador de refluxo 40 e a parte superior 14 da coluna de destilação 20 são alimentadas no separador superior da coluna de destilação 60. A parte líquida inferior 26 do separador de refluxo 40 é alimentada de volta na coluna de destilação 20 como um escoamento de refluxo 26. As válvulas de controle 75, 85 podem ser usadas para reter a pressão no compressor para promover a condensação.

O refrigerante misto usado como refluxo enriquece a coluna de destilação 20 com componentes da fase gasosa. Com o gás na coluna de destilação enriquecido, o fluxo superior da coluna condensa a temperaturas mais baixas e a coluna de destilação funciona a temperaturas mais baixas do que as que são normalmente necessárias para uma alta recuperação de NGLs.

O refluxo para a coluna de destilação 20 também reduz os hidrocarbonetos mais pesados na fração superior. Por exemplo, no processo para recuperação de propano, o refluxo aumenta a fração molar de etano na coluna de destilação, o que torna mais fácil condensar o fluxo superior. O processo utiliza o líquido condensado no separador superior da coluna de destilação duas vezes, uma

vez como refrigerante a baixa temperatura e a segunda vez, como escoamento de refluxo para a coluna de destilação.

Conforme mencionado acima, a fração superior do separador 60, contendo metano, etano, nitrogênio e outros  
5 componentes mais leves, é alimentada via linha 43 em um sistema de remoção de nitrogênio 100. A unidade de remoção de nitrogênio 100 pode ser usada para concentrar o nitrogênio em uma ou mais frações. Por exemplo, a unidade de remoção de nitrogênio 100, como uma unidade de separação  
10 por membrana, pode ser usada para produzir uma fração de gás natural livre de nitrogênio 47 e uma fração de gás natural rica em nitrogênio 49. Em algumas modalidades, a fração de gás natural livre de nitrogênio pode ter um teor de nitrogênio (inerte) de menos de 4 moles percentuais.

15 Agora, com referência à Figura 3, uma possível modalidade para a unidade de separação de nitrogênio 100 está ilustrada, onde numerais similares representam partes similares. Nesta modalidade, o fluxo que contém nitrogênio 43 é alimentado em um primeiro estágio de compressão, incluindo o compressor 150 e o pós-resfriador 155. Os  
20 componentes comprimidos e resfriados na linha de fluxo 156, inclusive o metano, o etano, o nitrogênio e outros componentes mais leves, podem então entrar em contato com um dispositivo de separação por membrana 158, que inclui  
25 uma membrana de borracha que permite que o metano e o etano permeiem seletivamente através da membrana, concentrando o nitrogênio no lado de alta pressão 158H. Uma fração de gás natural livre de nitrogênio pode ser recuperada do lado de baixa pressão 158L via linha de fluxo 159. A fração de gás  
30 natural livre de nitrogênio pode então ser alimentada via linha de fluxo 159 em um segundo estágio de compressão, que inclui o compressor 160 e o pós-resfriador 165, resultando em uma fração de gás natural livre de nitrogênio resfriada

e comprimida que pode ser recuperada via linha de fluxo 47, conforme mencionado acima.

Uma fração rica em nitrogênio pode ser recuperada do lado de alta pressão 158H e alimentada via linha de  
5 fluxo 166 em um segundo dispositivo de separação por membrana 168, que também inclui uma membrana de borracha que permite que o metano e o etano permeiem seletivamente através da membrana, concentrando o nitrogênio no lado de alta pressão 168H. Uma fração de gás natural, como uma  
10 fração com baixo btu, pode ser recuperada do lado de alta pressão 168H via linha de fluxo 49. Uma fração livre de nitrogênio pode ser recuperada do lado de baixa pressão 168L via linha de fluxo 169 e alimentada em um estágio de compressão, incluindo um compressor 170 e um pós-resfriador  
15 175, o que resulta em uma fração livre de nitrogênio comprimida 413, que pode ser reciclada a montante da primeira unidade de separação por membrana 158 para recuperar hidrocarbonetos leves adicionais.

O grau de separações atingido na unidade de  
20 separação de nitrogênio 100 pode variar, dependendo do esquema de fluxo usado. Por exemplo, um gás de alimentação 43, contendo aproximadamente 8 moles percentuais de nitrogênio, pode ser alimentado na unidade de separação por membrana 158. A seguir à separação, uma fração de gás  
25 natural livre de nitrogênio (uma fração com alto btu), contendo aproximadamente 4 moles percentuais ou menos de nitrogênio, pode ser recuperada via linha de fluxo 47, e uma fração rica em nitrogênio (uma fração com baixo btu), em comparação com o gás de alimentação na linha 43, pode  
30 ser recuperada via linha de fluxo 49, contendo aproximadamente 40 moles percentuais ou mais de nitrogênio. Neste exemplo, a fração de gás natural livre de nitrogênio recuperada via linha de fluxo 47 pode ser usada diretamente

como um gás de vendas, contendo menos de 4 moles percentuais de nitrogênio.

Como outro exemplo, um gás de alimentação 43 contendo aproximadamente 18 moles percentuais de nitrogênio, pode ser alimentado na unidade de separação por membrana 158. A seguir a separação, uma fração de gás natural livre de nitrogênio (uma fração com alto btu) contendo aproximadamente 10 moles percentuais ou menos de nitrogênio, pode ser recuperada via linha de fluxo 47 e uma fração rica em nitrogênio (uma fração com baixo btu), em comparação com o gás de alimentação na Figura 43, pode ser recuperada via linha de fluxo 49, contendo aproximadamente 40 moles percentuais ou mais de nitrogênio. Neste exemplo, a fração de gás natural rica em nitrogênio recuperada via linha de fluxo 47 pode ser diluída com metano e etano, como a partir do fluxo de refrigerante 32, para resultar em um fluxo de produto de gás natural adequado para uso como um gás de venda, contendo menos do que 4 moles percentuais de nitrogênio.

Agora, com referência à Figura 4, onde numerais similares representam partes similares, uma segunda opção para a unidade de separação de nitrogênio por membrana 100 é ilustrada. Nesta modalidade, a fração rica em nitrogênio 413 não é reciclada, resultando na produção de um fluxo de alto btu (fluxo 47), um fluxo de baixo btu (fluxo 49) e um fluxo de btu intermediário (fluxo 413), cada um recuperado da unidade de separação de nitrogênio por membrana 100.

Agora, com referência a Figura 5, é ilustrado um fluxograma simplificado de um processo para remoção de nitrogênio com recuperação de líquidos de gás natural com refrigeração aberta isobárica, de acordo com modalidades descritas aqui, onde numerais similares representam partes similares. Nesta modalidade, uma parte do refrigerante

misto na linha de fluxo 28, que tem um teor de nitrogênio muito baixo, pode ser alimentada via linha de fluxo 32ex e combinada com fluxo de alto btu 47 para resultar em um produto de gás natural que atende aos requisitos de componente de gás inerte. Por exemplo, um fluxo de refrigerante misto 32ex, tendo menos de um mole percentual de nitrogênio, pode ser misturado com um fluxo de produto de gás natural com alto btu 47 oriundo da unidade de remoção de nitrogênio 100, tendo mais de 4% de nitrogênio.

5

10 As taxas de fluxo dos fluxos 32ex e 47 podem ser tais que o fluxo de produto resultante 48 tem um teor de nitrogênio (inerte) de menos de 4 moles percentuais. Em algumas modalidades, o escoamento de fluxo 32ex pode ser alimentado no trocador de calor principal 10; a seguir à transferência de calor, o refrigerante misto pode ser recuperado do trocador de calor 10 via linha de fluxo 41 para mistura com o fluxo de alto btu 47.

15

Agora, com referência à Figura 6, um fluxograma simplificado de um processo para remoção de nitrogênio com recuperação de líquidos de gás natural com refrigeração aberta isobárica, de acordo com as modalidades descritas aqui, é ilustrado, onde numerais similares representam partes similares. Como para a Figura 2, o refrigerante misto 28 tem a pressão reduzida através da válvula de controle 75 e é alimentado no separador 60 via linha de fluxo 32, conforme descrito acima para a Figura 2. Nesta modalidade, o separador 60 pode ser usado para separar a fração superior 14 e o refrigerante misto 28 em três frações. Uma fração superior rica em nitrogênio e livre de propano pode ser recuperada do separador 60 via linha de fluxo 42 para processamento na unidade de separação de nitrogênio 100. Uma fração inferior, livre de nitrogênio e rica em propano pode ser recuperada do separador 60 via

20

25

30

linha de fluxo 34. Como a terceira fração, uma fração com propano e nitrogênio intermediário pode ser recuperada como uma retirada lateral via linha de fluxo 51. A fração de retirada lateral pode então ter a pressão reduzida através da válvula de fluxo 95, ser alimentada no trocador de calor 10 para uso no sistema de troca de calor integrado e alimentada via linha de fluxo 52 para mistura com o fluxo de alto btu 47, o que resulta em um fluxo de produto de gás natural 48 tendo uma composição de nitrogênio (inerte) adequada para uso em produto de tubulação (isto é, menos de 4 moles percentuais de nitrogênio/inertes).

Agora, com referência à Figura 7, é ilustrado um fluxograma simplificado de um processo para remoção de nitrogênio com recuperação de líquidos de gás natural com refrigeração aberta isobárica, de acordo com as modalidades descritas aqui, onde numerais similares representam partes similares. A maior parte do esquema de fluxo é similar ao que se descreveu para as Figuras 1 e 5, incluindo a retirada lateral 51. Adicionalmente, a unidade de separação de nitrogênio 100 é conforme ilustrada e descrita em relação à Figura 4. Nesta modalidade, o fluxo de gás com btu intermediário 413 pode ser reciclado para o separador 60 para separação adicional e recuperação de nitrogênio e hidrocarbonetos leves. Durante a reciclagem, o calor pode ser trocado com o fluxo de gás com btu intermediário 413 no trocador de calor 10 e, se for desejado, calor adicional pode ser trocado com a retirada lateral 51 no trocador de calor 110, resultando em uma reciclagem resfriada 413A alimentada no separador 60.

### 30 EXEMPLOS

Os exemplos a seguir são derivados de técnicas de modelamento. Embora o trabalho tenha sido executado, os

inventores não apresentam estes exemplos no passado para atender às regras aplicáveis.

#### Exemplo 1

Um esquema de fluxo de processo, similar àquele  
5 ilustrado na Figura 1, é simulado. Uma alimentação de gás tendo uma composição conforme mostrada na Tabela 1, é alimentada no processo para remoção de nitrogênio com recuperação de líquidos de gás natural com refrigeração aberta isobárica. A taxa de alimentação do gás de  
10 alimentação é ajustada em 11.022 kg/h (24.300 lb/h) a uma temperatura de 49°C (120°F) e uma pressão de 29 bar (415 psig). Então, a alimentação de gás é processada, conforme está ilustrado na Figura 1, para resultar em um fluxo com alto btu (refrigerante misto), um fluxo com btu  
15 intermediário 52, um fluxo com baixo btu 43. Os resultados da simulação são apresentados na Tabela 1.

Os parâmetros chave são controlados na simulação. Refrigeração primária do fluxo 15 é configurada para resfriar e/ou condensar parcialmente a alimentação e o  
20 refrigerante misto, a temperatura do refrigerante pode ser ajustada para otimizar a transferência de calor e os requisitos de energia. O calor do re-ebulidor é ajustado para controlar a razão entre etano e propano ou outra especificação de produto NGL. A pressão e a temperatura do  
25 fluxo 35 são parâmetros chave. Este é o parâmetro de controle principal para o refrigerante misto a baixa temperatura. Quando a pressão do fluxo 35 é diminuída, a temperatura correspondente diminui, a temperatura do fluxo 19 diminui e a quantidade de refrigerante misto aumenta.  
30 Este parâmetro de pressão do fluxo 35, conseqüentemente, varia o refluxo para a coluna de destilação 20, mudando a pureza do fluxo superior. A pressão, a temperatura e o fluxo do escoamento 35 também são ajustados para satisfazer

os requisitos de troca de calor no trocador de calor principal 10.

Tabela 1

Fluxo	12	13	15	17	14	18	19	34	35
Temperatura	48,9	-31,7	-34,4	-34,3	-36,3	106,9	-98,1	-90,4	-106,4
Temperatura	120	-25	-30	-29,68	-33,27	224,5	-144,6	-130,8	-159,5
Pressão (bar)	28,6	28,3	1,5	1,4	27,9	28,3	27,6	27,6	15,4
Pressure	415	410	21,88	20,88	405	410	400	400	222,7
Taxa de Fluxo	11022	11022	9834	9834	9761	2816	9761	8782	8782
Taxa de fluxo de massa (lb/h)	24300	24300	21680	21680	21520	6209	21520	19360	19360
Componente (Mole %)									
Metano	0,7597	0,7597	0	0	0,7927	0	0,7927	0,7711	0,7711
Etano	0,0768	0,0768	0,0150	0,0150	0,1126	0,0091	0,1126	0,1566	0,1566
Propano	0,0629	0,0629	0,9800	0,9800	0,0486	0,4575	0,0486	0,0622	0,0622
i-Butano	0,0113	0,0113	0,0050	0,0050	0	0,1094	0	0	0
n-Butano	0,0270	0,0270	0	0	0	0,2613	0	0	0
i-Pentano	0,0065	0,0065	0	0	0	0,0629	0	0	0
n-Pentano	0,0066	0,0066	0	0	0	0,0639	0	0	0
n-Heptano	0,0037	0,0037	0	0	0	0,0358	0	0	0
Dióxido de carbono	0,0025	0,0025	0	0	0,0029	0	0,0029	0,0041	0,0041
Nitrogênio	0,0430	0,0430	0	0	0,0430	0	0,0430	0,0060	0,0060

Fluxo	42	43	39	28	26	32	32ex	51	48
Temperatura (°C)	-98,4	43,3	-41,1	-41,1	-41,1	-45,3	-45,3	-95,8	43,1
Temperatura (°F)	-145,1	110	-42	-42	-42	-49,5	-49,5	-140,5	109,6
Pressão (bar)	27,2	26,9	33,4	33,4	33,4	27,9	27,9	27,5	27,2
Pressão (psia)	395	390	485	485	485	405	405	399,5	394,5
Taxa Fluxo de massa (kg/h)	533	533	8782	7226	1557	1999	5253	2448	7702
Taxa fluxo de massa (lb/h)	1174	1174	19360	15930	3433	4408	11580	5397	16980



## Exemplos 2 a 5

Para cada um dos estudos de simulação nos exemplos 2 a 5, uma alimentação de gás tendo uma composição conforme é mostrada na Tabela 2, é alimentada no processo para remoção de nitrogênio com recuperação de líquidos de gás natural com refrigeração aberta isobárica. A taxa de alimentação do gás de alimentação é ajustada para 11.181 kg/h (24.650 lb/h) a uma temperatura de 49°C (120°F) e uma pressão de 29 bar (415 psig).

10 Tabela 2. Composição de Alimentação de Gás natural contendo nitrogênio

Componente	Fração Molar
Metano	0,7327
Etano	0,0768
Propano	0,0629
i-Butano	0,0113
n-Butano	0,0270
i-Pentano	0,0065
n-Pentano	0,0066
n-Heptano	0,0037
Dióxido de carbono	0,0025
Nitrogênio	0,0700

## Exemplo 2

Um esquema de fluxo de processo similar àquele ilustrado na Figura 2 é simulado, onde a unidade de separação de nitrogênio 100 é conforme está ilustrado na Figura 3. Os parâmetros chave são controlados na simulação. Refrigeração primária oriunda do fluxo 15 é configurada para resfriar e/ou condensar parcialmente o refrigerante misto, sendo que a temperatura do refrigerante pode ser ajustada para otimizar a transferência de calor e os requisitos de energia. O calor do re-ebulidor é ajustado para controlar a razão entre etano e propano ou outra especificação de produto NGL. A pressão e a temperatura do

fluxo 35 é um parâmetro chave. Este é o parâmetro de controle principal para o refrigerante misto a baixa temperatura. Quando a pressão do fluxo 35 é reduzida, a temperatura correspondente diminui, a temperatura do fluxo 5 19 diminui e a quantidade de refrigerante misto aumenta. Este parâmetro de pressão do fluxo 35, conseqüentemente, varia o refluxo para a coluna de destilação 20, mudando a pureza do fluxo superior. A pressão, a temperatura e o fluxo de escoamento 35 também são ajustados para satisfazer 10 os requisitos de transferência de calor no trocador de calor principal 10. A unidade de separação de nitrogênio 100 é controlada para resultar em uma fração livre de nitrogênio (alto btu) 47 tendo um teor de nitrogênio de 4 moles percentuais, enquanto se calcula o tamanho necessário 15 das membranas em cada estágio de separação. Para o dimensionamento da membrana, a seletividade da membrana para permitir que o metano passe em comparação com o nitrogênio, é ajustada em 3 para 1. Os resultados da simulação são apresentados na Tabela 3 e os requisitos de 20 utilidade e dimensionamento da membrana para os Exemplos 2 a 5 são comparados na Tabela 7.

Tabela 3

Fluxo	12	13	15	17	14	18	19	34
Temperatura (°C)	48,9	-31,7	-34,4	-34,3	-35,2	105,7	-58,3	-53,0
Temperatura (°F)	120	-25	-30	-29,68	-31,29	222,3	-72,95	-63,42
Pressão (bar)	28,6	28,3	15	1,4	27,9	28,3	27,6	27,9
Pressão (psia)	415	410	21,88	20,88	405	410	400	405
Taxa Fluxo de massa (kg/h)	11181	11181	9371	9371	9974	2885	9974	1871
Taxa fluxo de massa (lb/h)	24650	24650	20660	20660	21990	6361	21990	4124
Componente (Mol %)								
Metano	0,7327	0,7327	0	0	0,7589	0	0,7589	0,3267
Etano	0,0768	0,0768	0,0150	0,0150	0,1171	0,0095	0,1171	0,3566
Propano	0,0629	0,0629	0,9800	0,9800	0,0508	0,4730	0,0508	0,3110
i-Butano	0,0113	0,0113	0,0050	0,0050	0	0,1061	0	0
n-Butano	0,0270	0,0270	0	0	0	0,2536	0	0
i-Pentano	0,0065	0,0065	0	0	0	0,0610	0	0
n-Pentano	0,0066	0,0066	0	0	0	0,0620	0	0
n-Heptano	0,0037	0,0037	0	0	0	0,0348	0	0
Dióxido de carbono	0,0025	0,0025	0	0	0,0030	0	0,0030	0,0043
Nitrogênio	0,0700	0,0700	0	0	0,0701	0	0,0701	0,0014
Fluxo	35	42	43	39	28	26	47	49
Temperatura (°C)	-85,3	-58,3	43,3	-34,4	-34,4	-34,4	48,9	21,9
Temperatura (°F)	-121,5	-72,91	110	-30	-30	-30	120	71,34
Pressão (bar)	4,0	27,6	27,2	28,9	28,9	28,9	27,6	25,9
Pressão (psia)	57,65	400	395	420	420	420	400	375
Taxa Fluxo de massa (kg/h)	1871	8296	8296	1871	194	1676	7307	990

Taxa fluxo de massa (lb/h)	4124	18290	18290	4124	427,7	3696	16110	2182
Componente (Mole %)								
Metano	0,32670	82000	82000	32670	77370	24370	8470	5936
Etano	0,35660	08480	08480	35660	17620	39010	09420	0055
Propano	0,31100	01400	01400	31100	03920	36140	01560	0003
i-Butano	0	0	0	0	0	0	0	0
n-Butano	0	0	0	0	0	0	0	0
i-Pentano	0	0	0	0	0	0	0	0
n-Pentano	0	0	0	0	0	0	0	0
n-Heptano	0	0	0	0	0	0	0	0
Dióxido de carbono	0,00430	00290	00290	00430	00500	00420	00320	0001
Nitrogênio	0,00140	07830	07830	00140	00600	00050	04000	4005

## Exemplo 3

É simulado um esquema de fluxo de processo similar àquele ilustrado na Figura 5, onde a unidade de separação de nitrogênio 100 é conforme está ilustrado na

5 Figura 3. Os parâmetros chave são controlados na simulação. A refrigeração primária oriunda do fluxo 15 é configurada para resfriar e/ou condensar parcialmente a alimentação e o refrigerante misto, a temperatura do refrigerante pode ser ajustada para otimizar a transferência de calor e os

10 requisitos de energia. O calor do re-ebulidor é ajustado para controlar a razão entre etano e propano ou outra especificação de produto NGL. A pressão e a temperatura do fluxo 35 é um parâmetro chave. Este é o parâmetro de controle principal para o refrigerante misto a baixa

15 temperatura. Quando a pressão do fluxo 35 for reduzida, a temperatura correspondente diminui, a temperatura do fluxo 19 diminui e a quantidade de refrigerante misto aumenta. este parâmetro de pressão do fluxo 35, conseqüentemente, varia o refluxo para a coluna de destilação 20, mudando a

20 pureza do fluxo superior. A pressão, a temperatura e o fluxo do escoamento 35 também são ajustados para satisfazer aos requisitos de transferência de calor no trocador de calor principal 10. Para aumentar a quantidade de gás natural com baixo nitrogênio disponível para exportar no

25 fluxo 32ex, a temperatura do fluxo 35 é diminuída, fazendo com que o refrigerante misto tenha um aumento no fluxo de massa e no teor de metano, o que permite que o excesso de refrigerante misto deixe o sistema no fluxo 32ex. Embora o fluxo 35 flua mais frio, eventualmente ele pode estar a uma

30 pressão mais alta por causa do maior teor de metano. O fluxo 32 é ajustado para fornecer gás de lavagem no separador 60. O fluxo 32 tem baixo teor de nitrogênio e lava o nitrogênio do fluxo fonte de refrigerante misto 34.

A unidade de separação de nitrogênio 100 é controlada para resultar em uma fração rica em nitrogênio (baixo btu) 49 tendo um teor de nitrogênio de 40 moles percentuais, enquanto se calcula o tamanho necessário das 5 membranas (também tendo uma seletividade de 3:1). O controle do cálculo de planilha geral é ajustado para ter um fluxo de gás natural 48 que tenha um teor de nitrogênio de 4 moles percentuais. Os resultados da simulação são apresentados na Tabela 4 e os requisitos de utilidade e 10 dimensionamento de membrana para os Exemplos 2 a 5 são comparados na Tabela 7.

Tabela 4

Fluxo	12	13	15	17	14	18	19	34	42
Temperatura (°C)	48,9	-28,9	-34,4	-34,3	-36,1	105,7	-100,1	-87,9	-98,2
Temperatura (°F)	120	-20	-30	-29,68	-33,04	222,3	-148,2	-126,3	-144,8
Pressão (bar)	28,6	28,3	1,5	1,4	27,9	28,3	27,6	27,6	27,2
Pressão (psia)	415	410	21,88	20,88	405	410	400	400	395
Taxa Fluxo de massa (kg/h)	11181	11181	10437	10437	10201	2887	10201	8818	3646
Taxa fluxo de massa (lb/h)	24650	24650	23010	23010	22490	6365	22490	19440	8039
Componente (Mol %)									
Metano	0,7327	0,7327	0	0	0,7570	0	0,7570	0,7495	0,8136
Etano	0,0768	0,0768	0,0150	0,0150	0,1245	0,0095	0,1245	0,1836	0,0103
Propano	0,0629	0,0629	0,9800	0,9800	0,0470	0,4734	0,0470	0,0622	0,0006
i-Butano	0,0113	0,0113	0,0050	0,0050	0	0,1061	0	0	0
n-Butano	0,0270	0,0270	0	0	0	0,2534	0	0	0
i-Pentano	0,0065	0,0065	0	0	0	0,0610	0	0	0
n-Pentano	0,0066	0,0066	0	0	0	0,0619	0	0	0
n-Heptano	0,0037	0,0037	0	0	0	0,0347	0	0	0
Dióxido de carbono	0,0025	0,0025	0	0	0,0031	0	0,0031	0,0045	0,0007
Nitrogênio	0,0700	0,0700	0	0	0,0684	0	0,0684	0,0002	0,1748

Tabela 4, continuação.

Fluxo	43	35	28	32	32ex	26	39	47	49	48
Temperatura (°C)	43,3	-106.4	-41,1	-45,4	-45,4	-41,1	-41,1	48,9	30,4	38
Temperatura (°F)	110	-159.5	-42	-49,7	-49.71	-42	-42	120	86,78	100,4
Pressão (bar)	26,9	14.,	33,4	27,9	27,9	33,4	33,4	27,6	25,9	27,6
Pressão (psia)	390	206.0	485	405	405	485	485	400	375	400
Taxa Fluxo de massa (kg/h)	3646	8818	6894	2260	4636	1906	8817	2653	992	7289
Taxa fluxo de massa (lb/h)	8039	19440	15200	4983	10220	4202	19440	5851	2188	16070
Metano	0,81360	74950	82480	82480	82480	32450	74950	88110	59880	8458
Etano	0,01030	18360	14590	14590	14590	39640	18360	0,1290	0,0220	0,0957
Propano	0,00060	0,6220	0,02460	0,02460	0,02460	0,27430	0,6220	0,00070	0,00010	0,0154
i-Butano	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
n-Butano	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
i-Pentano	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
n-Pentano	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
n-Heptano	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Dióxido de carbono	0,00070	0,00450	0,00450	0,00450	0,00450	0,00480	0,00450	0,00090	0,00020	0,0031
Nitrogênio	0,17480	0,00020	0,00020	0,00020	0,00020	0	0,00020	0,10450	0,39880	0,0400

## Exemplo 4

É simulado um esquema de fluxo de processo similar àquele ilustrado na Figura 6, onde a unidade de separação de nitrogênio 100 é conforme está ilustrado na

5 Figura 3. Os parâmetros chave são controlados na simulação. A refrigeração primária oriunda do fluxo 15 é configurada para resfriar e/ou condensar parcialmente a alimentação e o refrigerante misto, a temperatura do refrigerante pode ser ajustada para otimizar a transferência de calor e os

10 requisitos de energia. O calor do re-ebulidor é ajustado para controlar a razão entre etano e propano ou outra especificação de produto NGL. A pressão e a temperatura do fluxo 35 é um parâmetro chave. Este é o parâmetro de controle principal para o refrigerante misto a baixa

15 temperatura. Quando a pressão do fluxo 35 for reduzida, a temperatura correspondente diminui, a temperatura do fluxo 19 diminui e a quantidade de refrigerante misto aumenta. A pressão, a temperatura e o fluxo 35 são ajustados para satisfazer aos requisitos de transferência de calor no

20 trocador de calor principal 10. Para aumentar a quantidade de gás natural com baixo nitrogênio disponível para exportar, a temperatura do fluxo 35 é diminuída, o refrigerante misto tem um aumento no fluxo de massa e no teor de metano, o que permite que o excesso de refrigerante

25 misto deixe o sistema. Embora o fluxo 35 flua mais frio, eventualmente ele pode estar a uma pressão mais alta por causa do maior teor de metano. Como uma alternativa à remoção do gás natural com baixo nitrogênio no fluxo 32ex, o fluxo 51 ou vapor de gás natural frio são retirados do

30 separador 60 em um ponto nesta coluna onde o nitrogênio é adequadamente esgotado. A temperatura e a pressão do fluxo 39 podem ser afinadas para ajustar o fluxo de refluxo em 26. Aumentar o refluxo 26 reduz a quantidade de componente

chave pesado na coluna de destilação 60. A unidade de separação de nitrogênio 100 é controlada para resultar em uma fração rica em nitrogênio (baixo btu) 49 tendo um teor de nitrogênio de 40 moles percentuais, enquanto se calcula o tamanho necessário das membranas (também tendo uma seletividade de 3:1). O controle geral de cálculo da planilha é ajustado para ter um fluxo de gás natural 48 que tenha um teor de nitrogênio de 4 moles percentuais. Os resultados da simulação são apresentados na Tabela 5 e os requisitos de utilidade e dimensionamento de membrana para os Exemplo 2 a 5 são comparados na Tabela 7.

Tabela 5

Fluxo	12	13	15	17	14	18	19	34	42
Temperatura (°C)	4,9	-28,9	-34,4	-34,3	-40,6	105,7	-103,9	-78,3	-97,7
Temperatura (°F)	120	-20	-30	-29,68	-41,03	222,3	-155,0	-109	-143,8
Pressão (bar)	28,6	28,3	1,5	1,4	27,9	28,3	27,6	27,6	27,2
PI=Ire (psia)	415	410	21,88	20,88	405	410	400	400	395
Fluxo de massa (kg/h)	11181	11181	9675	9675	10532	2887	10532	5679	3864
Fluxo de massa (lb/h)	24650	24650	21330	21330	23220	6365	23220	12520	8518
Componente (Mol%)									
Metano	0,7327	0,7327	0	0	0,7363	0	0,7363	0,5829	0,8222
Etano	0,0768	0,0768	0,0150	0,0150	0,1632	0,0095	0,1632	0,3581	0,0125
Propano	0,0629	0,0629	0,0980	0,0980	0,0295	0,4734	0,0295	0,0447	0,0003
i-Butano	0,0113	0,0113	0,0050	0,0050	0	0,1060	0	0	0
n-Butano	0,0270	0,0270	0	0	0	0,2534	0	0	0
i-Pentano	0,0065	0,0065	0	0	0	0,0610	0	0	0
n-Pentano	0,0066	0,0066	0	0	0	0,0619	0	0	0
n-Heptano	0,0037	0,0037	0	0	0	0,0347	0	0	0
Dióxido de carbono	0,0025	0,0025	0	0	0,0045	0	0,0045	0,0143	0,0010
Nitrogênio	0,0700	0,0700	0	0	0,0665	0	0,0665	0	0,1640

Tabela 5, continuação.

Fluxo	43	35	51	39	28	26	47	49	48
Temperatura (°C)	43,3	-110,6	-91,1	-40	-40	-40	48,9	17,4	48,8
Temperatura (°F)	110	-167,0	-131,9	-40	-40	-40	120	63,24	119,8
Pressão (bar)	26,9	7,4	27,5	29,6	29,6	29,6	27,6	64,8	27,6
Pressão (psia)	390	106,8	398,3	430	430	430	400	940	400
Taxa de fluxo de massa (kg/h)	3864	5679	4453	5679	3440	2241	2879	985	7330
Taxa de fluxo de massa (lb/h)	8518	12520	9817	12520	7584	4940	6348	2171	16160
Componente (Mol%)									
Metano	0,82220	0,58290	0,81860	0,58290	0,73060	0,26680	0,88660	0,59760	0,8467
Etano	0,01250	0,35810	0,15010	0,35810	0,24360	0,60330	0,01540	0,00250	0,0944
Propano	0,00030	0,04470	0,02660	0,04470	0,01550	0,11580	0,0004	0	0,0158
i-Butano	0	0	0	0	0	0	0	0	0
n-Butano	0	0	0	0	0	0	0	0	0
i-Pentano	0	0	0	0	0	0	0	0	0
n-Pentano	0	0	0	0	0	0	0	0	0
n-Heptano	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Dióxido de carbono	0,00100	0,01430	0,00440	0,01430	0,01440	0,01410	0,00120	0,00020	0,0031
Nitrogênio	0,1640	0	0,0003	0	0	0	0,09640	0,39960	0,0400

## Exemplo 5

É simulado um esquema de fluxo de processo similar àquele ilustrado na Figura 7, onde a unidade de separação de nitrogênio 100 é conforme está ilustrado na

5 Figura 4. Os parâmetros chave são controlados na simulação. A refrigeração primária oriunda do fluxo 15 é configurada para resfriar e/ou condensar parcialmente a alimentação e o refrigerante misto, a temperatura do refrigerante pode ser ajustada para otimizar a transferência de calor e os

10 requisitos de energia. O calor do re-ebulidor é ajustado para controlar a razão entre etano e propano ou outra especificação de produto NGL. A pressão e a temperatura do fluxo 35 é um parâmetro chave. Este é o parâmetro de controle principal para o refrigerante misto a baixa

15 temperatura. Quando a pressão do fluxo 35 for reduzida, a temperatura correspondente diminui, a temperatura do fluxo 19 diminui e a quantidade de refrigerante misto aumenta. A pressão, a temperatura e o fluxo 35 são ajustados para satisfazer aos requisitos de transferência de calor no

20 trocador de calor principal 10. Para aumentar a quantidade de gás natural com baixo nitrogênio disponível para exportar, a temperatura do fluxo 35 é diminuída, o refrigerante misto tem um aumento no fluxo de massa e no teor de metano, o que permite que o excesso de refrigerante

25 misto deixe o sistema. Embora o fluxo 35 flua mais frio, eventualmente ele pode estar a uma pressão mais alta por causa do maior teor de metano. Gás natural líquido, o fluxo 51 é retirado do separador 60 em um ponto nesta coluna onde o nitrogênio é adequadamente esgotado. O fluxo 51 tem uma

30 alta porcentagem de metano líquido, tornando-o uma excelente fonte de refrigeração a baixa temperatura. Reduzir a pressão do fluxo 51 através da válvula 95 proporciona um recurso de fluxo de refrigeração frio para o

trocador de calor 110, que condensa parte do fluxo com alto teor de nitrogênio 413 que tem origem na unidade de separação de nitrogênio 100. Esta reciclagem consome o fluxo de gás com btu intermediário 413, ao invés de 5 produzir um fluxo de combustível com btu intermediário, mais gás e um fluxo de nitrogênio a baixo btu são produzidos. Adicionar o fluxo de refluxo 413a ao separador 60 aumenta a separação de nitrogênio-metano feita pela destilação. A temperatura e a pressão do fluxo 39 podem ser 10 afinadas para ajustar o fluxo de refluxo em 26. aumentar o refluxo 26 reduz a quantidade de componente chave pesado na coluna de destilação 60. A unidade de separação de nitrogênio 100 é controlada para resultar em uma fração livre de nitrogênio (alto btu) 47 tendo um teor de 15 nitrogênio de 10 moles percentuais, enquanto se calcula o tamanho necessário das membranas (também tendo uma seletividade de 3:1). O controle geral de cálculo da planilha é ajustado para ter um fluxo de gás natural 48 com um teor de nitrogênio de 4 moles percentuais. Os resultados 20 da simulação são apresentados na Tabela 6 e os requisitos de utilidade e dimensionamento de membrana para os exemplos 2 a 5 são comparados na Tabela 7.

Tabela 6

Fluxo	12	13	15	17	14	18	19	34	42
Temperatura (°C)	48,9	-28,9	-34,4	-34,3	-40,8	105,7	-99,4	-79,5	-106,7
Temperatura (°F)	120	-20	-30	-29,68	-41,5	222,3	-147,0	-111,1	-160,1
Pressão (bar)	28,6	28,3	1,5	1,4	27,9	28,3	27,6	26,9	26,5
Pressão (psia)	415	410	21,88	20,88	405	410	400	390	385
Taxa fluxo massa (kg/h)	11181	11181	9652	9652	10542	2888	10542	6060	6672
Taxa Fluxo Massa (lb/h)	24650	24650	21280	21280	23240	6366	23240	13360	14710
Componente (Mol %)									
Metano	0,7327	0,7327	0	0	0,7350	0	0,7350	0,5860	0,8068
Etano	0,0768	0,0768	0,0150	0,0150	0,1656	0,0095	0,1656	0,3592	0,0005
Propano	0,0629	0,0629	0,9800	0,9800	0,0285	0,4735	0,0285	0,0408	0
i-Butano	0,0113	0,0113	0,0050	0,0050	0	0,1060	0	0	0
n-Butano	0,0270	0,0270	0	0	0	0,2533	0	0	0
i-Pentano	0,0065	0,0065	0	0	0	0,0611	0	0	0
n-Pentano	0,0066	0,0066	0	0	0	0,0619	0	0	0
n-Heptano	0,0037	0,0037	0	0	0	0,0347	0	0	0
Dióxido de carbono	0,0025	0,0025	0	0	0,0045	0	0,0045	0,0139	0,0002
Nitrogênio	0,0700	0,0700	0	0	0,0664	0	0,0664	0	0,1926

Tabela 6, continuação.

Fluxo	43	35	51	39	28	26	413	47	49	48
Temperatura (°C)	43,3	-113,9	-92,1	-40	-40	-40	48,9	48,9	8,5	48,8
Temperatura (°F)	110	-173,0	-133,8	-40	-40	-40	120	120	47,27	119,8
Pressão (bar)	26,2	6,4	26,8	29,1	291	29,1	28,3	27,6	64,8	27,6
Pressão (psia)	380	92,72	388,9	422	422	422	410	400	940	400
Taxa fluxo massa (kg/h)	6672	6060	4808	6060	3807	2252	3202	2791	681	7598
Taxa Fluxo Massa (lb/h)	14710	13360	10600	13360	8394	4964	7060	6152	1501	16750
Componente (Mol%)										
Metano	0,8068	0,5860	0,8234	0,5860	0,7246	0,2604	0,7960	0,8970	0,3678	0,8520
Etano	0,0005	0,3592	0,1474	0,3592	0,2503	0,6152	0,0003	0,0007	0	0,0904
Propano	0	0,0408	0,0240	0,0408	0,0110	0,1108	0	0	0	0,0147
i-Butano	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
n-Butano	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
i-Pentano	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
n-Pentano	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
n-Heptano	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Dióxido de carbono	0,0002	0,0139	0,0047	0,0139	0,0140	0,0136	0,0001	0,0003	0	0,0030
Nitrogênio	0,1926	0	0,0005	0	0	0	0,2035	0,1020	0,6322	0,0400

Os resultados das simulações acima, inclusive a área superficial da membrana necessária e os requisitos de energia da unidade de recuperação de nitrogênio (NRU) estão resumidos na Tabela 7.

5

Tabela 7

Exemplo	2	3	4	5
Energia necessária para NRU (kW)	1467	342	371	579
Energia necessária para NRU (hp)	1967	459	497	776
Estágio 1 Área da Membrana (m <sup>2</sup> )	1010	456	207	206
Estágio 2 Área da Membrana (m <sup>2</sup> )	1105	74	57	260

Em comparação com o Exemplo 2, o Exemplo 3 mostra as mudanças nos requisitos de membrana e de compressão que podem ser conseguidas, de acordo com as modalidades descritas aqui, onde o refrigerante misto é dividido antes de ir para o absorvedor. A necessidade de energia da unidade de recuperação de nitrogênio é reduzida de cerca de 197 para 82 hp por milhão de pé cúbico padrão de gás do campo, junto com a redução na área da membrana para cerca de 25 por cento daquela necessária no Exemplo 2. Esta é uma redução drástica, excedendo e muito o que alguém que seja versado na técnica pode esperar ao puxar um fluxo de gás da unidade de refrigeração aberta isobárica para misturar e melhorando bastante a economia do processamento de NGL, onde tal economia pode permitir que mesmo pequenos campos com gás com alto teor de nitrogênio, sejam colocados em produção. O exemplo 4 inclui uma retirada lateral do absorvedor para remover gás com baixo teor de nitrogênio do sistema de refrigeração aberto isobárico, e utiliza uma membrana de alta pressão, NRU, resultando em uma redução adicional na área necessária da membrana, em comparação com o Exemplo 3.

O exemplo 5 ilustra os benefícios de integrar a unidade de remoção de nitrogênio ao sistema de refrigeração aberta isobárico. Conforme é mostrado pelo exemplo 5, o equilíbrio total da instalação de processamento de gás pode ser alterado, fornecendo mais produtos vendáveis, ao mesmo tempo em que já menor consumo de energia e requerendo uma área de membrana significativamente menor, em comparação com o exemplo 2. No exemplo 5, a reciclagem de um gás com btu médio pode proporcionar uma alta recuperação de metano.

5

No exemplo 5, apenas cerca de 3% do metano que entra é perdido como gás com baixo btu em um fluxo de purga de nitrogênio. O consumo de energia também fica bem abaixo daquele do exemplo 2. Em comparação com o exemplo 2, o exemplo 4 recupera 4,7% mais metano, enquanto reduz o cavalo-de-força líquido da unidade de recuperação de nitrogênio.

10

15

Conforme é mostrado pelos exemplos acima, a resposta do sistema refrigerante misto proporcionado pelas modalidades descritas aqui, melhora bastante a separação de nitrogênio e proporciona um sistema adaptável para o processamento de NGLs. O sistema de refrigeração aberto isobárico permite temperaturas menores de refrigeração sem aumentar a razão de pressão de compressão de refrigeração. Adicionalmente, o sistema de refrigeração aberto isobárico pode ser explorado, proporcionando tanto a recuperação de NGL quanto a separação de nitrogênio, melhorando muito a economia para o processamento de NGL, em comparação com as operações da técnica anterior, tendo uma recuperação de NGL convencional em serie com a remoção de nitrogênio.

20

25

Os processos de acordo com as modalidades descritas aqui permitem temperaturas mais baixas a pressões de sucção mais altas. Na maioria dos sistemas de refrigeração, é necessária uma pressão de sucção inferior

30

para atingir temperaturas mais frias. No entanto, comparando o fluxo 35, o refrigerante misto, no Exemplo 2, o refrigerante misto está a uma temperatura de  $-85,3^{\circ}\text{C}$  ( $-121,5^{\circ}\text{F}$ ) e uma pressão de 4 bar (57,65 psia), e tendo uma taxa de fluxo de 1871 kg/h (4124 lb/h); no entanto, no exemplo 3, o refrigerante misto está a uma temperatura de  $-106,4^{\circ}\text{C}$  ( $-159,5^{\circ}\text{F}$ ) e a uma pressão de 14,2 bar (206 psia), e tem uma taxa de fluxo de 3646 kg/h (8039 lb/h). Ao manipular vantajosamente as composições do fluxo, os processos descritos aqui permitem que refrigerante misto adicional seja produzido tendo um teor mais alto de metano, o que resulta em temperaturas mais baixas a pressões de sucção mais altas. Tal processamento vantajoso proporcionado pelas modalidades descritas aqui permite a produção de um gás natural essencialmente livre de nitrogênio que pode ser exportado e misturado com gás com alto teor de nitrogênio, onde tal processamento proporciona unidades de recuperação de nitrogênio que têm menor área superficial de membrana e menor custo geral de processamento.

Conforme descrito acima, as modalidades descritas aqui se referem a um sistema para a separação eficiente entre o gás natural e o nitrogênio. Mais especificamente, as modalidades descritas aqui permitem a separação eficiente entre o gás natural e o nitrogênio usando refrigeração em circuito aberto isobárico.

Entre as vantagens dos processos descritos aqui, está aquela em que o refluxo para a coluna de destilação é enriquecido, por exemplo, de etano, o que reduz a perda de propano pela coluna de destilação. O refluxo também aumenta a fração molar de hidrocarbonetos mais leves, como etano, na coluna de destilação, o que torna mais fácil condensar o fluxo superior. Adicionalmente, os processos descritos aqui

usam o líquido condensado na coluna de destilação duas vezes, uma vez como refrigerante a baixa temperatura e uma segunda vez, como um refluxo para a coluna de destilação.

Vantajosamente, as modalidades descritas aqui  
5 podem proporcionar a produção de fluxos vendáveis de gás natural a partir de fluxos de gás produzidos contendo de 4 moles percentuais de componentes inertes, usando um sistema de refrigeração de circuito aberto integrado a uma unidade de recuperação de nitrogênio. A integração de fluxos de gás  
10 natural com alta pureza, de acordo com as modalidades descritas aqui, pode proporcionar menor necessidade de energia e de área superficial da membrana, em comparação com os processos típicos de separação de gás natural. Mais especificamente, descobriu-se que, por meio da utilização  
15 apropriada de fluxos de processo, é possível produzir um fluxo de produto de gás natural que atende aos requisitos de composição, com excepcional eficiência do processo usando as modalidades descritas aqui. A integração de refrigeração aberta isobárica e recuperação de nitrogênio,  
20 de acordo com as modalidades descritas aqui, permite o uso vantajoso de fluxos com baixo teor de nitrogênio, resultando em separações eficientes que têm baixa necessidade de instalações, de área superficial de membrana, flexibilidade do processo e outras vantagens,  
25 conforme descrito acima. A integração da refrigeração aberta isobárica e remoção de nitrogênio proporciona sinergias surpreendentes no processamento de gás natural em série com a remoção de nitrogênio. Os processos descritos podem, deste modo, permitir não apenas a separação  
30 eficiente de fluxos de gás natural com baixo teor de nitrogênio, como também fluxos de gás natural com alto teor de nitrogênio, o que não era economicamente possível anteriormente.

Embora a declaração inclua um número limitado de modalidades, aqueles que são versados na técnica, tendo o benefício deste relatório, irão apreciar que outras modalidades podem ser previstas, sem que se afaste do

5 escopo do presente relatório. Sendo assim, o escopo deve ser limitado apenas pelas reivindicações anexas.

## REIVINDICAÇÕES

1. Processo para a recuperação de líquidos de gás natural compreendendo:

5           fracionar um fluxo de gás que compreende nitrogênio, metano, etano e propano e outros hidrocarbonetos C<sub>3</sub>+, em pelo menos duas frações que incluem uma fração leve, compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano, e uma fração pesada, compreendendo propano e outros hidrocarbonetos C<sub>3</sub>+

10           separar a fração leve em pelo menos três frações, incluindo um fluxo superior rica em nitrogênio, uma fração inferior livre de nitrogênio e uma fração lateral, com teor intermediário de nitrogênio, em um primeiro separador;

15           a separação da fração livre de nitrogênio em uma fração rica em propano e uma fração livre de propano em um segundo separador;

          alimentar pelo menos uma parte da fração rica em propano no fracionamento como um refluxo;

20           reciclar uma parte da fração livre de propano para o primeiro separador; e a retirada de uma parte da fração livre de propano como um fluxo de produto de líquidos de gás natural.

25           2. Processo, de acordo com a reivindicação 1, em que o fluxo de produto de líquidos de gás natural compreende 4 moles percentuais ou menos de nitrogênio.

30           3. Processo, de acordo com a reivindicação 1, compreendendo adicionalmente mesclar pelo menos uma parte da fração lateral com teor intermediário de nitrogênio com a parte retirada para formar o fluxo de produto de líquidos de gás natural.

          4. Processo, de acordo com a reivindicação 3, em que a mistura compreende 4 moles percentuais ou menos de nitrogênio.

5. Processo, de acordo com a reivindicação 1, compreendendo adicionalmente a troca de calor entre dois ou mais do fluxo de gás, da fração leve, da parte retirada, da fração rica em nitrogênio, da fração livre de nitrogênio, da fração com teor intermediário de nitrogênio e um refrigerante.

6. Processo, de acordo com a reivindicação 1, compreendendo adicionalmente a separação de pelo menos uma dentre a fração rica em nitrogênio e a fração com teor intermediário de nitrogênio em uma unidade de remoção de nitrogênio para produzir um fluxo de gás natural livre de nitrogênio e um fluxo de gás natural rico em nitrogênio.

7. Processo, de acordo com a reivindicação 6, compreendendo adicionalmente mesclar a parte retirada com pelo menos uma parte de pelo menos uma dentre a fração lateral, o fluxo de gás natural livre de nitrogênio e o fluxo de gás natural rico em nitrogênio para formar o fluxo de produto de líquidos de gás natural.

8. Processo, de acordo com a reivindicação 7, em que a mistura compreende 4 moles percentuais ou menos de nitrogênio.

9. Processo para a recuperação de líquidos de gás natural compreendendo:

fracionar um fluxo de gás compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano e outros hidrocarbonetos C<sub>3</sub>+ em pelo menos duas frações, incluindo uma fração leve compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano, e uma fração pesada compreendendo propano e outros hidrocarbonetos C<sub>3</sub>+

separar a fração leve em pelo menos duas frações incluindo uma fração rica em nitrogênio e uma fração livre de nitrogênio em um primeiro separador;

separar a fração livre de nitrogênio em uma fração rica em propano e uma fração livre de propano em um segundo separador;

5 alimentar pelo menos uma parte da fração rica em propano no fracionamento na forma de um refluxo;

reciclar pelo menos uma parte da fração livre de propano no primeiro separador; separar a fração rica em nitrogênio em uma unidade de remoção de nitrogênio para produzir um fluxo de gás natural livre de nitrogênio e um  
10 fluxo de gás natural rico em nitrogênio.

10. Processo, de acordo com a reivindicação 9, em que o fluxo de gás compreende adicionalmente dióxido de carbono.

11. Processo, de acordo com a reivindicação 9,  
15 compreendendo adicionalmente a troca de calor entre dois ou mais entre o fluxo de gás, a fração leve, uma parte da fração livre de propano, a fração rica em nitrogênio, a fração livre de nitrogênio e um refrigerante.

12. Processo, de acordo com a reivindicação 9, em  
20 que o fluxo de gás compreende mais do que cerca de 4 moles percentuais de nitrogênio.

13. Processo, de acordo com a reivindicação 9, em que o fluxo de gás natural livre de nitrogênio compreende 4 moles percentuais ou menos de nitrogênio.

25 14. Processo, de acordo com a reivindicação 9, compreendendo adicionalmente a combinação de pelo menos uma parte da fração livre de propano e do fluxo de gás natural livre de nitrogênio para formar um fluxo de produto de gás natural tendo 4 moles percentuais ou menos de nitrogênio.

30 15. Processo, de acordo com a reivindicação 9, em que a separação da fração leve compreende a separação da fração leve em pelo menos três frações incluindo uma fração superior rica em nitrogênio e livre de propano, uma fração

inferior livre de nitrogênio e rica em propano e uma fração lateral com teor intermediário de propano e nitrogênio.

5 16. Processo, de acordo com a reivindicação 15, compreendendo adicionalmente a combinação de pelo menos uma parte da fração lateral com o fluxo de gás natural livre de nitrogênio para formar um fluxo de produto de gás natural tendo 4 moles percentuais ou menos de nitrogênio.

10 17. Processo, de acordo com a reivindicação 9, em que a separação da fração rica em nitrogênio compreende adicionalmente a produção de um fluxo de gás natural com teor intermediário de nitrogênio.

15 18. Processo, de acordo com a reivindicação 17, compreendendo adicionalmente a reciclagem de pelo menos uma parte do fluxo de gás com teor intermediário de nitrogênio no primeiro separador.

19. Processo, de acordo com a reivindicação 14, em que a separação da fração rica em nitrogênio compreende adicionalmente a produção de um fluxo de gás natural com teor intermediário de nitrogênio.

20 20. Processo, de acordo com a reivindicação 19, compreendendo adicionalmente a reciclagem de pelo menos uma parte do fluxo de gás com teor intermediário de nitrogênio para o primeiro separador.

25 21. Processo, de acordo com a reivindicação 20, compreendendo adicionalmente a troca de calor entre a fração lateral e o fluxo de gás natural com teor intermediário de nitrogênio reciclado.

22. Processo, de acordo com a reivindicação 9, em que o primeiro separador é uma coluna de absorção.

30 23. Processo, de acordo com a reivindicação 9, em que a unidade de remoção de nitrogênio de nitrogênio compreende pelo menos um estágio de separação por membrana.

24. Processo, de acordo com a reivindicação 9, em que o fluxo de gás natural livre de nitrogênio compreende até 15 moles percentuais de nitrogênio e em que o fluxo de gás com alto teor de nitrogênio compreende ao menos 20 moles percentuais de nitrogênio.

25. Processo, de acordo com a reivindicação 17, em que o fluxo de gás natural livre de nitrogênio compreende até 15 moles percentuais de nitrogênio, o fluxo de gás natural com teor intermediário de nitrogênio compreende de cerca de 15 a cerca de 30 moles percentuais de nitrogênio e em que o fluxo de gás conforme é mostrado alto teor de nitrogênio compreende ao menos 30 moles percentuais de nitrogênio.

26. (Figura 2 + 3) Processo para a recuperação de líquidos de gás natural compreendendo:

fracionar um fluxo de gás que compreende nitrogênio, metano, etano e propano e outros hidrocarbonetos C<sub>3</sub>+, em pelo menos duas frações que incluem uma fração leve, compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano, e uma fração pesada, compreendendo propano e outros hidrocarbonetos C<sub>3</sub>+

separar a fração leve em pelo menos duas frações, incluindo uma fração rica em nitrogênio e uma fração livre de nitrogênio em um primeiro separador;

comprimir e resfriar a fração livre de nitrogênio;

separar a fração livre de nitrogênio comprimida e resfriada em uma fração rica em propano e uma fração livre de propano em um segundo separador;

alimentar pelo menos uma parte da fração rica em propano para o fracionamento na forma de um refluxo;

reciclar pelo menos uma parte da fração livre de propano para o primeiro separador;

troca de calor entre dois ou mais dentre o fluxo de gás, a fração leve, uma parte da fração livre de propano, a fração rica em nitrogênio, a fração livre de nitrogênio, a fração livre de nitrogênio comprimida e resfriada e um refrigerante; e

separar a fração rica em nitrogênio em uma unidade de remoção de nitrogênio compreendendo:

separar a fração rica em nitrogênio em um primeiro estágio de separação por membrana para produzir um primeiro fluxo de gás natural livre de nitrogênio e um primeiro fluxo de gás natural rico em nitrogênio;

separar a fração rica em nitrogênio em um segundo estágio de separação por membrana para produzir um segundo fluxo de gás natural livre de nitrogênio e um segundo fluxo de gás natural rico em nitrogênio; e

reciclar pelo menos uma parte do segundo fluxo de gás natural livre de nitrogênio para a separação em um primeiro estágio de separação por membrana.

27. Processo, de acordo com a reivindicação 26, em que a separação da fração rica em nitrogênio em uma unidade de remoção de nitrogênio compreende ainda pelo menos um dentre:

comprimir e resfriar a fração rica em nitrogênio antes da separação no primeiro estágio de separação por membrana;

comprimir e resfriar o primeiro fluxo de gás natural livre de nitrogênio até uma pressão de tubulação; e

comprimir e resfriar o segundo fluxo de gás natural livre de nitrogênio antes da reciclagem.

28. (Figura 2 + 4) Processo para a recuperação de líquidos de gás natural compreendendo:

5 fracionar um fluxo de gás que compreende nitrogênio, metano, etano e propano e outros hidrocarbonetos C3+, em pelo menos duas frações que incluem uma fração leve, compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano, e uma fração pesada, compreendendo propano e outros hidrocarbonetos C3+;

10 separar a fração leve em pelo menos duas frações que incluem uma fração rica em nitrogênio e uma fração livre de nitrogênio em um primeiro separador;

comprimir e resfriar a fração livre de nitrogênio;

15 separar a fração livre de nitrogênio comprimida e resfriada em uma fração rica em propano e uma fração livre de propano em um segundo separador;

alimentar pelo menos uma parte da fração rica em propano no fracionamento na forma de um refluxo;

20 reciclar pelo menos uma parte da fração livre de propano para o primeiro separador;

25 trocar calor entre dois ou mais dentre o fluxo de gás, a fração leve, uma parte da fração livre de propano, a fração rica em nitrogênio, a fração livre de nitrogênio, a fração livre de nitrogênio comprimida e resfriada e um refrigerante; e

separar a fração rica em nitrogênio em uma unidade de remoção de nitrogênio compreendendo:

30 separar a fração rica em nitrogênio em um primeiro estágio de separação por membrana para produzir um primeiro fluxo de gás natural livre de nitrogênio e um primeiro fluxo de gás natural rico em nitrogênio;

5                    separar a fração rica em nitrogênio em um segundo estágio de separação por membrana para produzir um segundo fluxo de gás livre de nitrogênio e um segundo fluxo de gás natural rico em nitrogênio;

                  recuperar o primeiro fluxo de gás natural livre de nitrogênio como um fluxo de produto de gás natural com alto btu;

10                    recuperar o segundo fluxo de gás natural livre de nitrogênio como um fluxo de produto de gás natural com btu intermediário; e

                  recuperar o segundo fluxo de gás natural rico em nitrogênio como um fluxo de produto de gás natural com baixo btu.

15                    29. Processo, de acordo com a reivindicação 26, em que a separação da fração rica em nitrogênio em uma unidade de remoção de nitrogênio compreende adicionalmente pelo menos um de:

20                    comprimir e resfriar o primeiro fluxo de gás natural livre de nitrogênio até uma pressão de tubulação antes da recuperação de um fluxo de produto de gás natural com alto btu; e

                  comprimir e resfriar o segundo fluxo de gás natural com btu intermediário.

25                    30. (Figura 5) Processo para a recuperação de líquidos de gás natural compreendendo:

30                    fracionar um fluxo de gás compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano e outros hidrocarbonetos C3+ em pelo menos duas frações, incluindo uma fração leve compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano, e uma fração pesada compreendendo propano e outros hidrocarbonetos C3+;

separar a fração leve em pelo menos duas frações incluindo uma fração rica em nitrogênio e uma fração livre de nitrogênio em um primeiro separador;

5       comprimir e resfriar a fração livre de nitrogênio;

separar a fração livre de nitrogênio comprimida e resfriada em uma fração rica em propano e uma fração livre de propano em um segundo separador;

10       alimentar pelo menos uma parte da fração rica em propano para o fracionamento na forma de um refluxo;

alimentar uma parte da fração livre de propano no primeiro separador;

retirar uma parte da fração livre de propano;

15       realizar a troca de calor entre dois ou mais dentre fluxo de gás, fração leve, uma parte da fração livre de propano, a fração rica em nitrogênio, a fração livre de nitrogênio, a parte retirada, a fração livre de nitrogênio comprimida e resfriada e um refrigerante; e

20       separar a fração rica em nitrogênio em uma unidade de remoção de nitrogênio compreendendo:

25       separar a fração rica em nitrogênio em um primeiro estágio de separação por membrana para produzir um primeiro fluxo de gás natural livre de nitrogênio e um primeiro fluxo de gás natural rico em nitrogênio.

separar a fração rica em nitrogênio em um segundo estágio de separação para produzir um segundo fluxo de gás natural livre de nitrogênio e um segundo fluxo de gás rico em nitrogênio; e

30       reciclar pelo menos uma parte do segundo fluxo de gás livre de nitrogênio para a separação em um primeiro estágio de separação por membrana; e

misturar a parte retirada e o primeiro fluxo de gás natural livre de nitrogênio para formar um fluxo de produto de gás.

5 31. (Figura 6) Processo para a recuperação de líquidos de gás natural compreendendo:

fracionar um fluxo de gás compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano e outros hidrocarbonetos C<sub>3</sub>+ em pelo menos duas frações, incluindo uma fração leve compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano, e uma fração pesada compreendendo propano e outros hidrocarbonetos C<sub>3</sub>+

15 separar a fração leve em pelo menos três frações incluindo uma fração rica em nitrogênio, uma fração com teor intermediário de nitrogênio e uma fração livre de nitrogênio em um primeiro separador;

comprimir e resfriar a fração livre de nitrogênio;

20 separar a fração livre de nitrogênio comprimida e resfriada em uma fração rica em propano e uma fração livre de propano em um segundo separador;

alimentar pelo menos uma parte da fração rica em propano para o fracionamento na forma de um refluxo;

reciclar pelo menos uma parte da fração livre de propano no primeiro separador;

25 efetuar a troca de calor entre dois ou mais dentre o fluxo de gás, a fração leve, uma parte da fração livre de propano, a fração rica em nitrogênio, a fração livre de nitrogênio, a fração livre de nitrogênio comprimida e resfriada, a fração com teor intermediário de nitrogênio e um refrigerante; e

30 separar a fração rica em nitrogênio em uma unidade de remoção de nitrogênio compreendendo:

5                    separar a fração rica em nitrogênio em um primeiro estágio de separação por membrana para produzir um primeiro fluxo de gás natural livre de nitrogênio e um primeiro fluxo de gás natural rico em nitrogênio;

10                    separar a fração rica em nitrogênio em um segundo estágio de separação por membrana para produzir um segundo fluxo de gás natural livre de nitrogênio e um segundo fluxo de gás natural rico em nitrogênio; e

15                    reciclar pelo menos uma parte do segundo fluxo de gás natural livre de nitrogênio para a separação em um primeiro estágio de separação por membrana; e

                      misturar a fração com teor intermediário de nitrogênio e o primeiro fluxo de gás natural livre de nitrogênio para formar um fluxo de produto de gás natural.

FIGURA 1

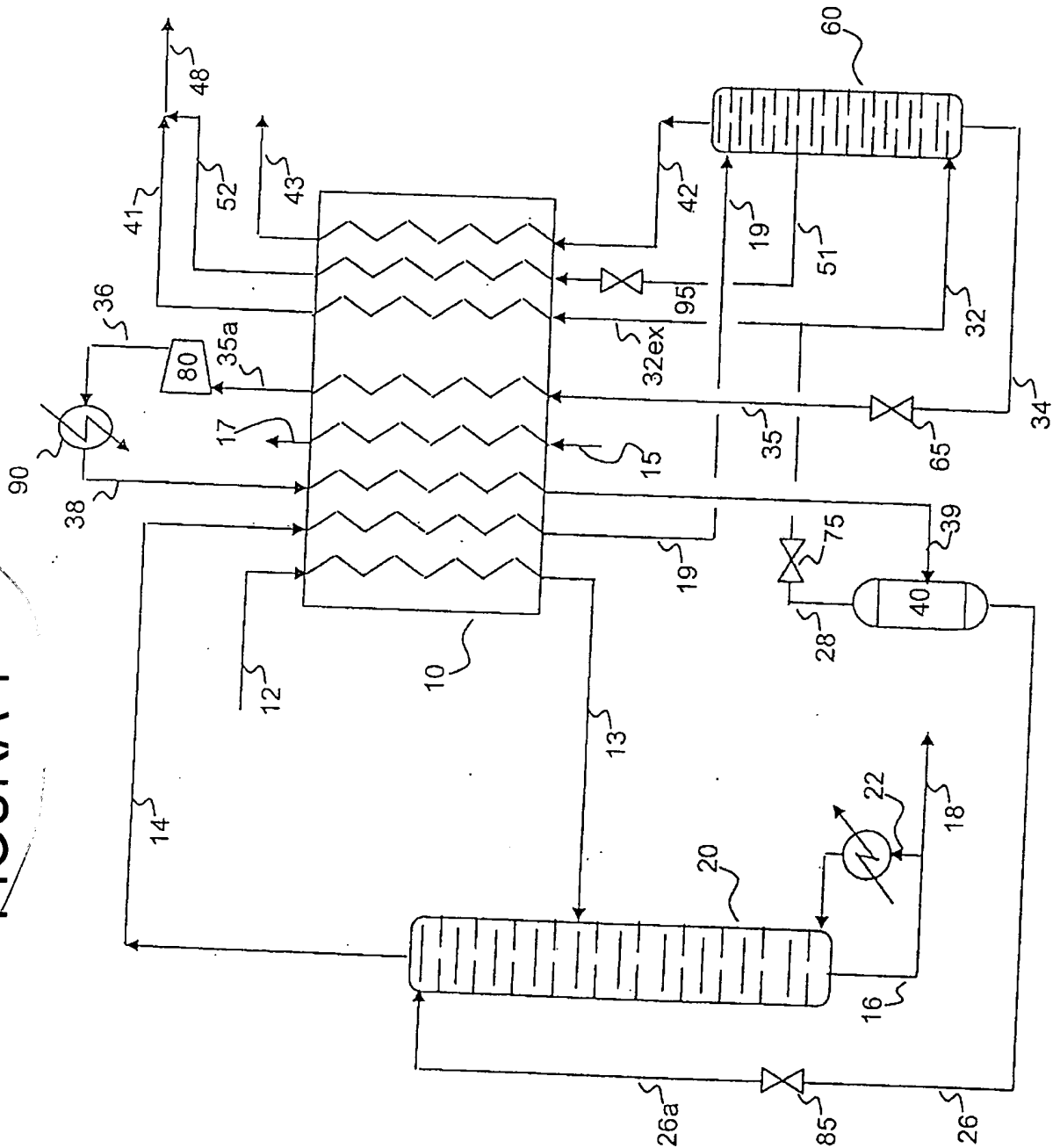


FIGURA 2

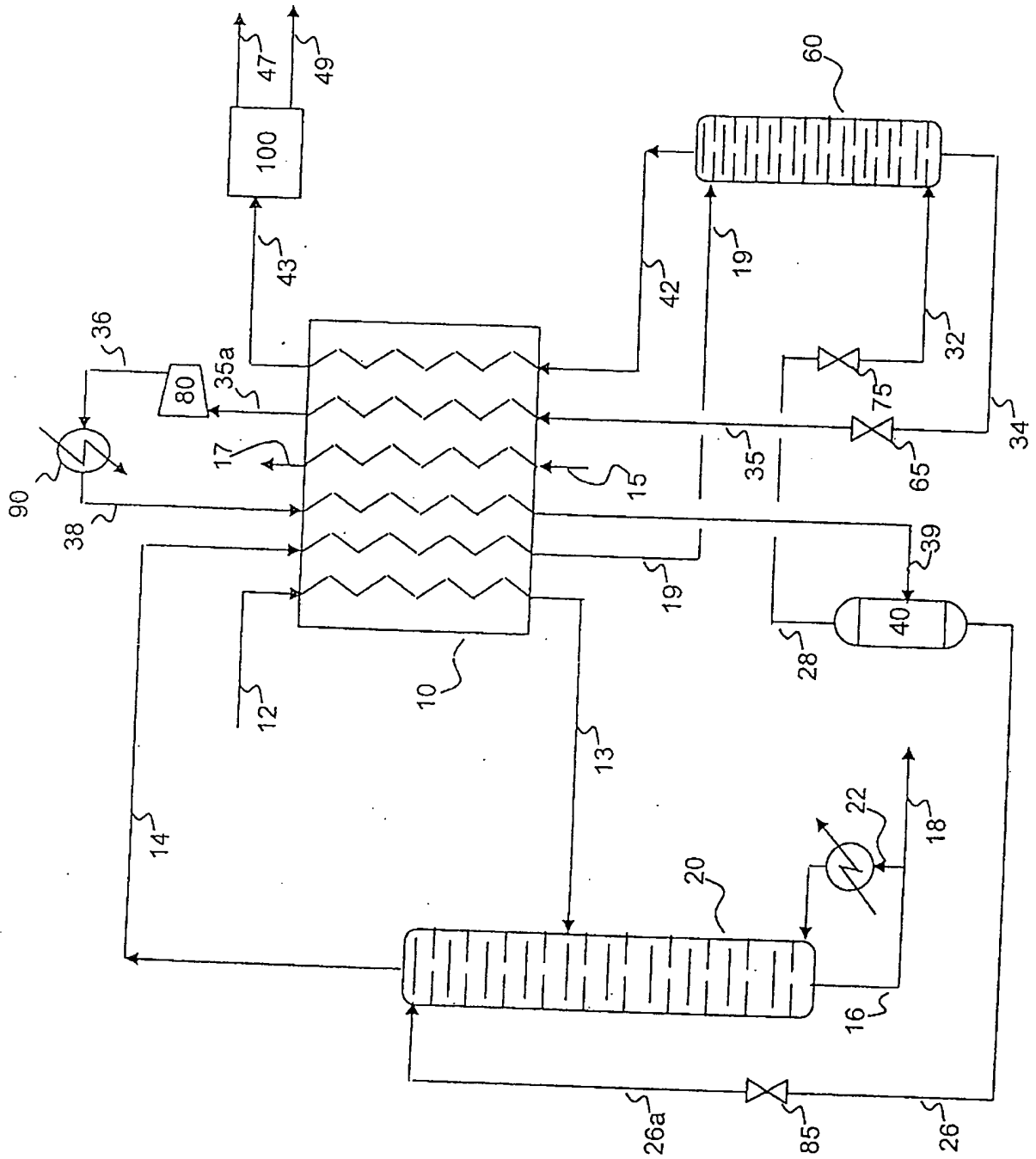


FIGURA 3

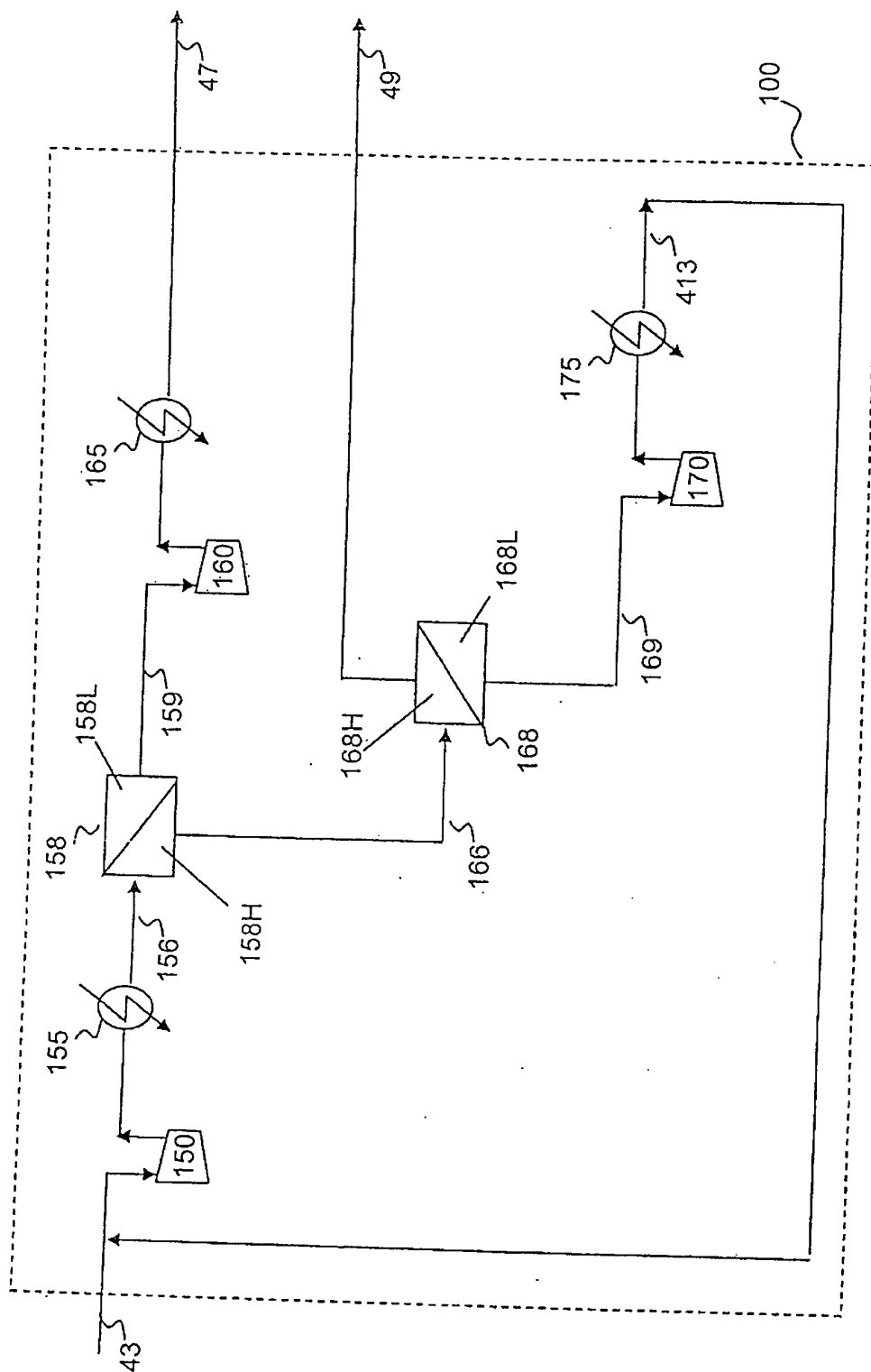


FIGURA 4

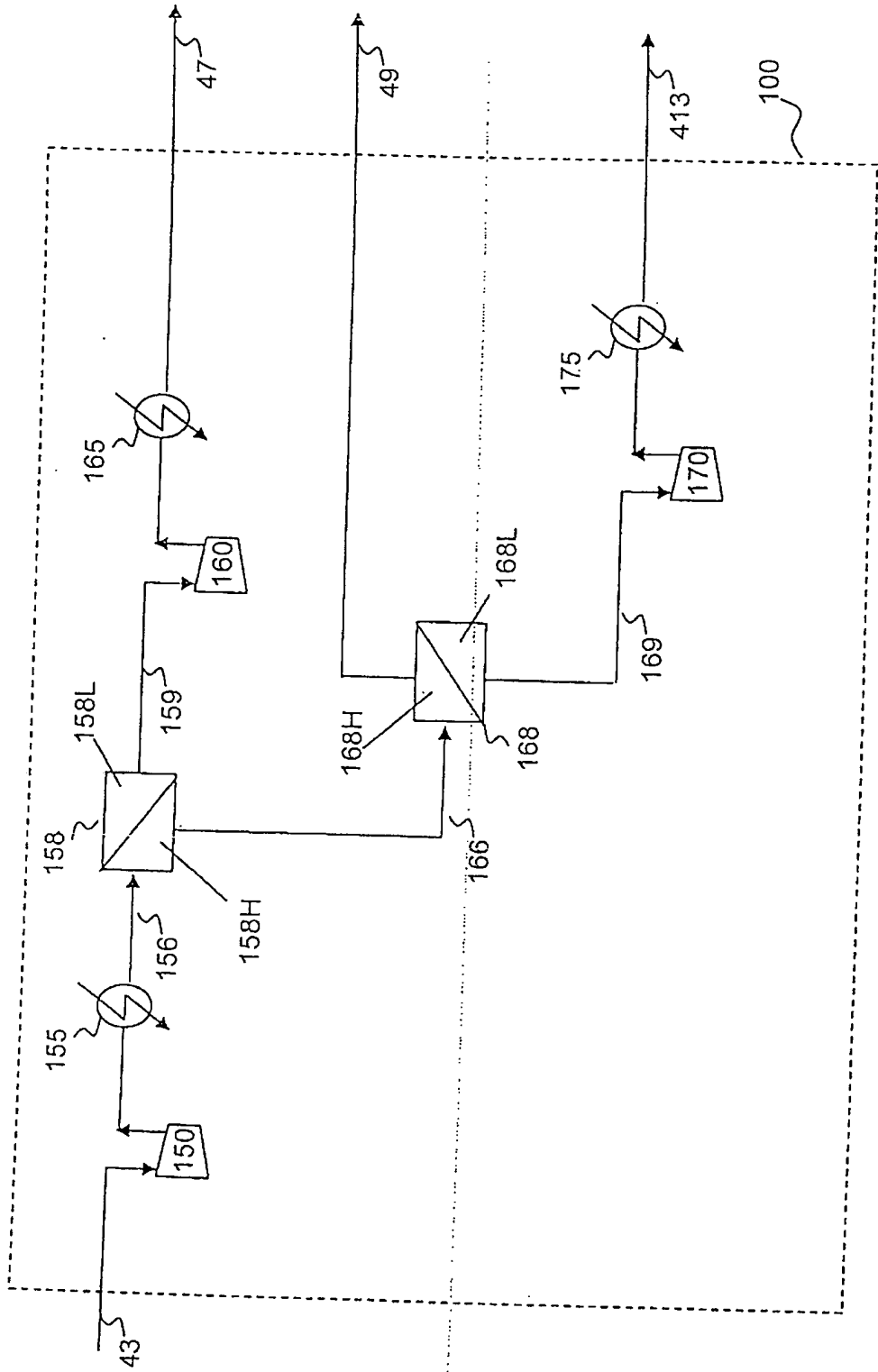


FIGURA 5

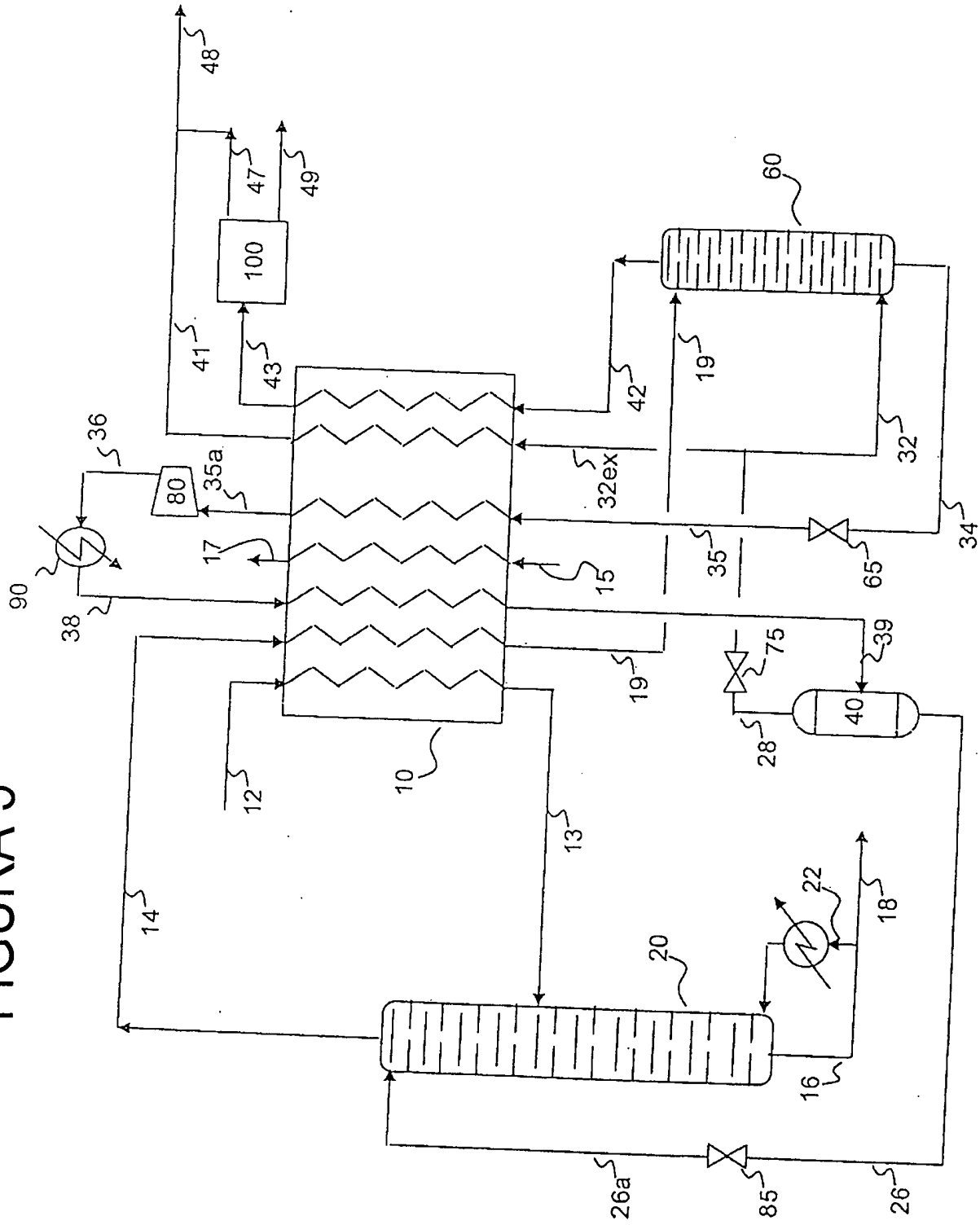


FIGURA 6

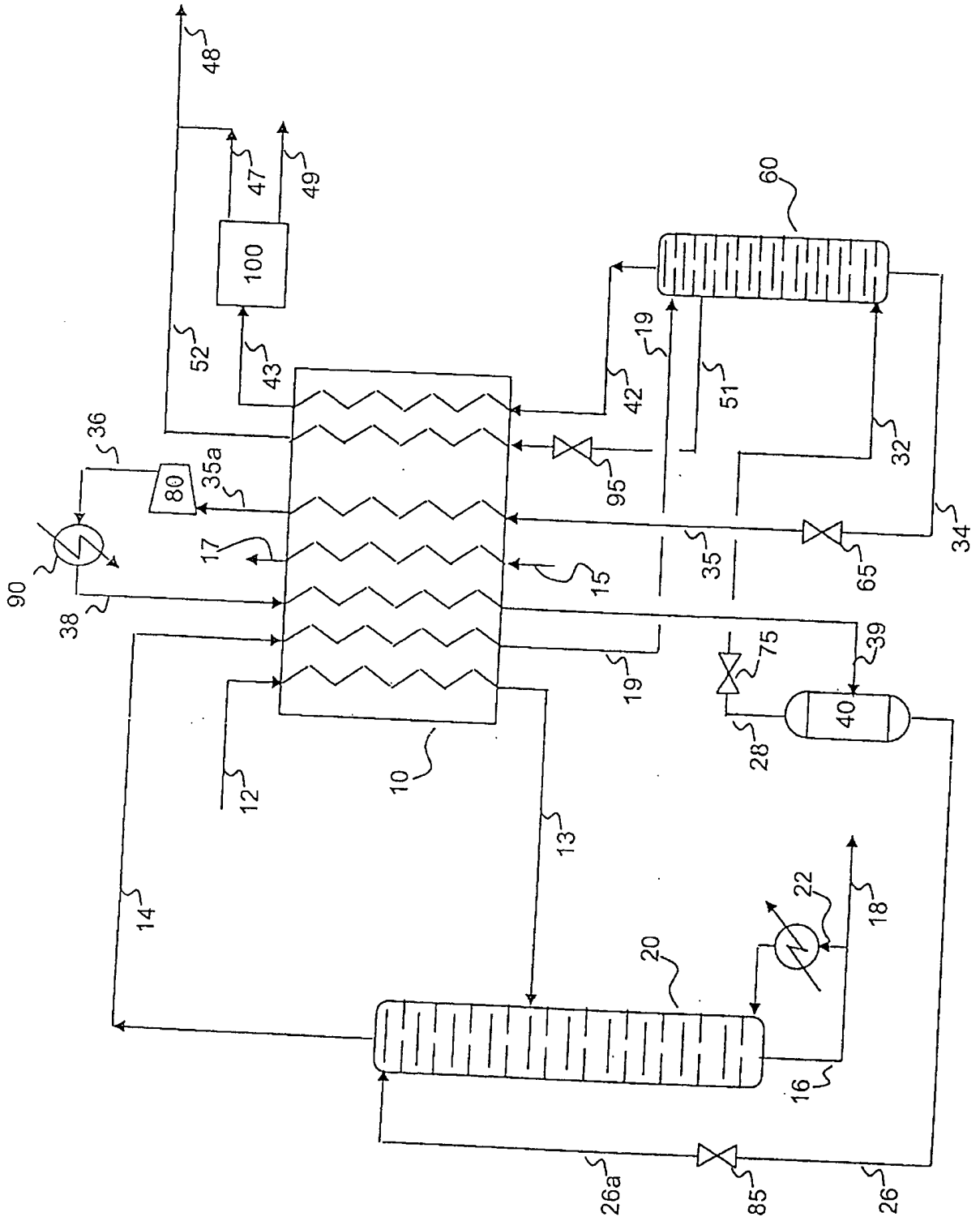
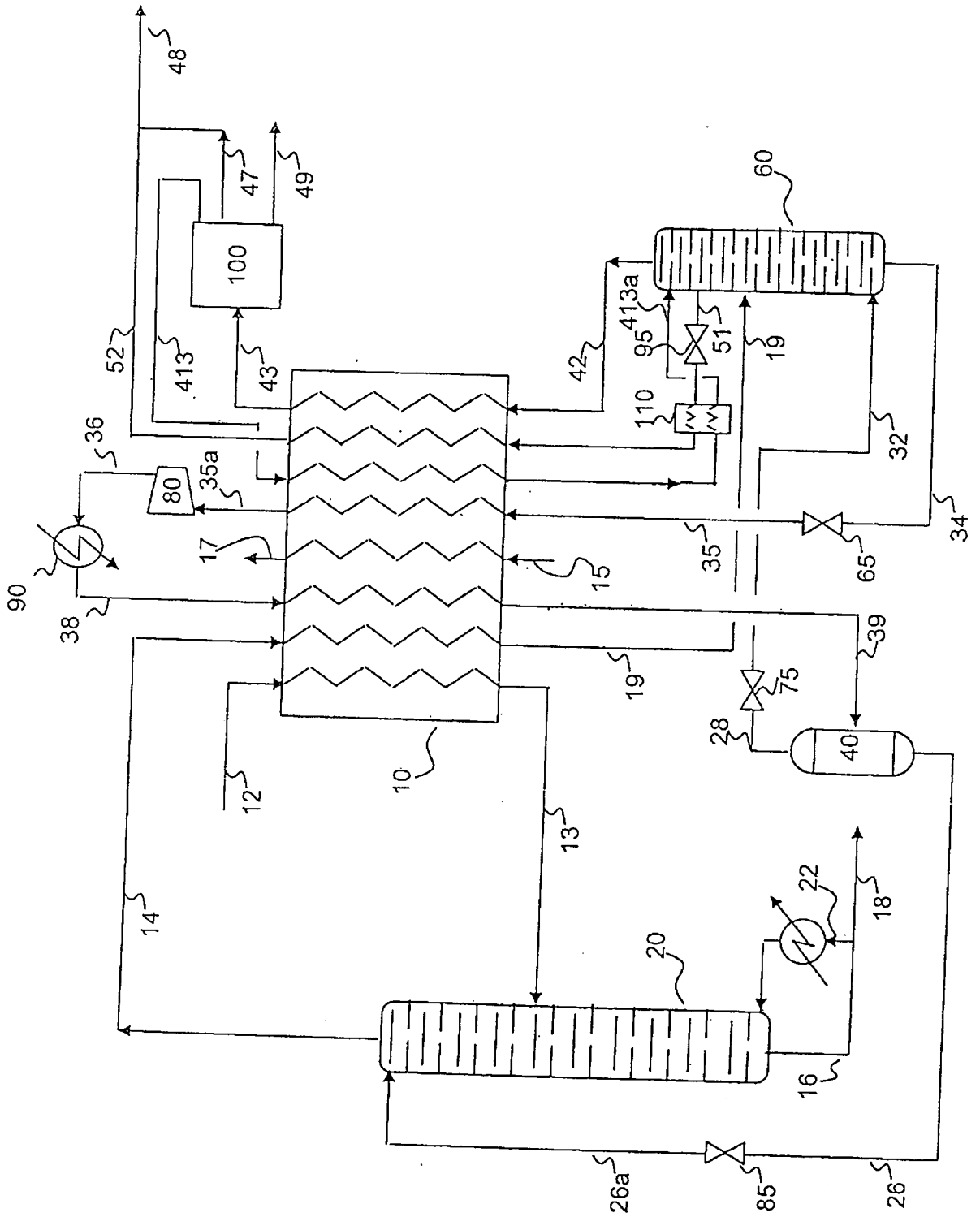


FIGURA 7



PI 1002205-8

RESUMO

**"REMOÇÃO DE NITROGÊNIO COM RECUPERAÇÃO DE LÍQUIDOS DE GÁS  
NATURAL DE REFRIGERAÇÃO ABERTA ISOBÁRICA"**

Trata-se de um processo para a recuperação de  
5 líquidos de gás natural, sendo que o processo inclui: o  
fracionamento de um fluxo de gás compreendendo nitrogênio,  
metano, etano e propano e outros hidrocarbonetos C3+ em  
pelo menos duas frações, incluindo uma fração leve  
compreendendo nitrogênio, metano, etano e propano, e uma  
10 fração pesada compreendendo propano e outros  
hidrocarbonetos C3+; a separação da fração leve em pelo  
menos duas frações incluindo uma fração rica em nitrogênio  
e uma fração livre de nitrogênio em um primeiro separador;  
a separação da fração livre de nitrogênio em uma fração  
15 rica em propano e uma fração livre de propano em um segundo  
separador; a alimentação de pelo menos uma parte da fração  
rica em propano no fracionamento na forma de um refluxo; a  
reciclagem de pelo menos uma parte da fração livre de  
propano no primeiro separador. Em algumas modalidades, a  
20 fração rica em nitrogênio pode ser separada em uma unidade  
de remoção de nitrogênio para produzir um fluxo de gás  
natural livre de nitrogênio e um fluxo de gás natural rico  
em nitrogênio.