



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

**(11) PI 0817779-1 B1**

**(22) Data do Depósito: 15/10/2008**

**(45) Data de Concessão: 06/02/2018**



---

**(54) Título:** PROCESSO PARA SEPARAÇÃO DE UMA CORRENTE DE GÁS

**(51) Int.Cl.:** C10G 5/06

**(30) Prioridade Unionista:** 04/02/2008 US 61/025,910, 08/09/2008 US 12/206,230, 18/10/2007 US 60/980,833

**(73) Titular(es):** ORTLOFF ENGINEERS, LTD.

**(72) Inventor(es):** JOHN D. WILKINSON; JOE T. LYNCH; HANK M. HUDSON; KYLE T. CUELLAR; TONY L. MARTINEZ

Relatório Descritivo da Patente de Invenção para "**PROCESSO PARA SEPARAÇÃO DE UMA CORRENTE DE GÁS**".

Fundamentos Da Invenção

[001] A presente invenção refere-se a um processo e aparelho para a separação de um gás contendo hidrocarbonetos. Os requerentes reivindicam os benefícios sob o Título 35, Código US, Seção 119(e) dos Pedidos Provisórios US anteriores número 60/98.833 que foi depositado em 18 de outubro de 2007 e número 61/025.910 que foi depositado em 4 de fevereiro de 2008.

[002] Etileno, etano, propileno, propano e os hidrocarbonetos mais pesados podem ser recuperados de uma variedade de gases, tal como gás natural, gás de refinaria, e correntes de gás sintético obtidas de outros materiais de hidrocarboneto tal como carvão, óleo bruto, nafta, óleo de folhelho, areias de alcatrão, e lignita. O gás natural usualmente tem uma proporção principal de metano e etano, isto é, metano e etano juntos compreendem pelo menos 50 por cento molares do gás. O gás também contém quantidades relativamente menores de hidrocarbonetos mais pesados tal como propano, butanos, pentanos, e outros, bem como hidrogênio, nitrogênio, dióxido de carbono, e outros gases.

[003] A presente invenção geralmente diz respeito à recuperação de etileno, etano, propileno, propano e hidrocarbonetos pesados a partir de tais correntes de gás. Uma análise típica de uma corrente de gás a ser processada de acordo com esta invenção poderia ser, em percentagem em mols aproximada, 80,8% de metano, 9,4% de etano e outros componentes de C<sub>2</sub>, 4,7% de propano e outros componentes de C<sub>3</sub>, 1,2% de iso-butano, 2,1% de butano normal e 1,1% de pentanos+, com o restante composto de nitrogênio e dióxido de carbono. Os gases contendo enxofres também às vezes estão presentes.

[004] As flutuações historicamente cíclicas nos preços tanto de

gás natural como dos constituintes líquidos de gás natural (NGL) têm às vezes o valor reduzido o valor incremental de etano, etileno, propano, propileno, e os componentes pesados como os produtos líquidos. Isto resulta em uma demanda para os processos que podem fornecer recuperações mais eficazes destes produtos, para os processos que podem fornecer recuperações eficazes com investimento de capital mais baixo, e para os processos que podem ser facilmente adaptados ou ajustados para variar a recuperação de um componente específico em uma ampla faixa. Os processos disponíveis para separar estes materiais incluem os baseados no resfriamento e refrigeração de gás, absorção de óleo, e absorção de óleo refrigerada. Adicionalmente, os processos criogênicos vêm se tornando populares devido à disponibilidade de equipamento econômico que produz energia enquanto expandindo e extraindo simultaneamente o calor do gás sendo processado. Dependendo da pressão da fonte de gás, da riqueza (teor de etano, etileno e hidrocarbonetos pesados) do gás, e dos produtos finais desejados, cada um destes processos ou uma combinação dos mesmos pode ser empregado.

[005] O processo de expansão criogênico é agora geralmente preferido para a recuperação de líquidos de gás natural porque ela fornece a simplicidade máxima com facilidade de inicialização, flexibilidade de operação, boa eficácia, segurança e boa confiabilidade. As Patentes US n<sup>os</sup> 3.292.380; 4.061.481; 4.140.504; 4.157.904; 4.171.964; 4.185.978; 4.251.249; 4.278.457; 4.519.824; 4.617.039; 4.687.499; 4.689.063; 4.690.702; 4.854.955; 4.869.740; 4.889.545; 5.275.005; 5.555.748; 5.566.554; 5.568.737; 5.771.712; 5.799.507; 5.881.569; 5.890.378; 5.983.664; 6.182.469; 6.578.379; 6.712.880; 6.915.662; 7.191.617; 7.219.513; Patente US reexpedida n<sup>o</sup> 33.408; e pedidos co-pendentes n<sup>os</sup> 11/430.412; 11/839.693; e 11/971.491 descrevem processos relevantes (embora a descrição da presente inven-

ção, em alguns casos, seja baseada em condições de processamento diferentes do que as descritas nas Patentes US citadas).

[006] Em um processo de recuperação de expansão criogênico, uma corrente de gás de alimentação sob pressão é resfriada pela troca de calor com outras correntes do processo e/ou fontes externas de refrigeração tal como um sistema de refrigeração por compressão de propano. À medida que o gás é resfriado, os líquidos podem ser condensados e coletados em um ou mais separadores como líquidos de alta pressão contendo alguns dos componentes de  $C_2+$  desejados. Dependendo da riqueza do gás e da quantidade de líquidos formados, os líquidos de alta pressão podem ser expandidos para uma pressão mais baixa e fracionados. A vaporização ocorrendo durante a expansão dos líquidos resulta em mais resfriamento da corrente. Sob as mesmas condições, o pré-resfriamento dos líquidos de alta pressão antes da expansão pode ser desejável a fim de ainda diminuir a temperatura resultante da expansão. A corrente expandida, compreendendo uma mistura de líquido e de vapor, é fracionada em uma coluna de destilação (desmetanizador ou de-etanizadora). Na coluna, a(s) corrente(s) resfriada(s) pela expansão é (são) destilada(s) para separar o metano residual, o nitrogênio, e outros gases voláteis como o vapor aéreo dos componentes de  $C_2$ , componentes de  $C_3$  e dos componentes de hidrocarbonetos mais pesados desejados como o produto líquido de fundo, ou para separar o metano residual, os componentes de  $C_2$ , o nitrogênio, e outros gases voláteis como vapor aéreo dos componentes de  $C_3$  desejados e os componentes de hidrocarbonetos mais pesados como o produto líquido de fundo.

[007] Se o gás de alimentação não está totalmente condensado (tipicamente não está), o vapor restante da condensação parcial pode ser dividido em duas correntes. Uma porção do vapor é passada através de um motor ou uma máquina de expansão de trabalho, ou uma

válvula de expansão, para uma pressão mais baixa em que os líquidos adicionais são condensados como um resultado de mais resfriamento da corrente. A pressão após a expansão é essencialmente a mesma como a pressão em que a coluna de destilação é operada. As fases de vapor-líquido combinadas resultantes da expansão são supridas como a alimentação na coluna.

[008] A porção restante de vapor é resfriada para condensação substancial pela troca de calor com outras correntes de processo, por exemplo, a torre de fracionamento aérea. Algum ou todo o líquido de alta pressão pode ser combinado com esta porção de vapor antes do resfriamento. A corrente de vapor resultante é então expandida através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como uma válvula de expansão, na pressão em que o desmetanizador é operado. Durante a expansão, uma porção do líquido vaporizará, resultando no resfriamento da corrente total. A corrente expandida instantaneamente é então suprida como a alimentação de topo para o desmetanizador. Tipicamente, a porção de vapor da corrente expandida instantânea e o vapor aéreo do desmetanizador combinam em uma seção separadora superior na torre de fracionamento como um gás de produto de metano residual. Alternativamente, a corrente resfriada e expandida pode ser suprida a um separador para fornecer as correntes de vapor e de líquido. O vapor é combinado com a torre aérea e o líquido é suprido à coluna como a alimentação de coluna de topo.

[009] Na operação ideal de tal processo de separação, o gás residual deixando o processo conterá substancialmente todo o metano no gás de alimentação com essencialmente nenhum dos componentes de hidrocarbonetos mais pesados, e a fração de fundo deixando o desmetanizador conterá substancialmente todos os componentes de hidrocarbonetos mais pesados com essencialmente nenhum metano ou componentes mais voláteis. Na prática, no entanto, esta situação

ideal não é obtida porque o desmetanizador convencional é grandemente operado como uma coluna de extração. O produto de metano do processo, portanto, compreende tipicamente os vapores deixando o estágio de fracionamento de topo da coluna, junto com os vapores não submetidos a qualquer etapa de retificação. Perdas consideráveis de componentes de  $C_2$ ,  $C_3$  e  $C_4+$  ocorrem porque a alimentação de líquido no topo contém quantidades substanciais destes componentes e dos componentes de hidrocarbonetos mais pesados, resultando em quantidades de equilíbrio correspondentes dos componentes de  $C_2$ , componentes de  $C_3$ , componentes de  $C_4$  e dos componentes de hidrocarbonetos mais pesados nos vapores deixando o estágio de fracionamento de topo do desmetanizador. A perda destes componentes desejáveis poderia ser significativamente reduzida se os vapores em elevação pudessem entrar em contato com uma quantidade significativa de líquido (refluxo) capaz de absorver os componentes de  $C_2$ , componentes de  $C_3$ , componentes de  $C_4$  e os componentes de hidrocarbonetos mais pesados a partir dos vapores.

[0010] Nos últimos anos, os processos preferidos para a separação de hidrocarbonetos usam uma seção de absorção superior para fornecer a retificação adicional dos vapores em elevação. A fonte de corrente de refluxo para a seção de retificação superior é tipicamente uma corrente reciclada de gás residual suprida sob pressão. A corrente de gás residual reciclada é usualmente resfriada para condensação substancial pela troca de calor com outras correntes de processo, por exemplo, a torre de fracionamento aérea. A corrente substancialmente condensada resultante é então expandida através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como uma válvula de expansão, para uma pressão em que o desmetanizador é operado. Durante a expansão, uma porção do líquido usualmente vaporizará, resultando no resfriamento da corrente total. A corrente expandida instantânea é então su-

prida como a alimentação de topo para o desmetanizador. Tipicamente, a porção de vapor da corrente expandida e o vapor aéreo do desmetanizador combinam em uma seção separadora superior na torre de fracionamento como um gás do produto de metano residual. Alternativamente, a corrente resfriada e expandida pode ser suprida a um separador para fornecer as correntes de vapor e de líquido, de modo que depois disto o vapor é combinado com uma torre aérea e o líquido é suprido à coluna como uma alimentação de coluna de topo. Os esquemas do processo típicos deste tipo são descritos nas Patentes US n<sup>os</sup> 4.889.545; 5.568.737 e 5.881.569, e em Mowrey, E. Ross, "Efficient, High Recovery of Liquids from Natural Gas Utilizing a High Pressure Absorber", Proceedings of the Eighty-First Annual Convention of the Gas Processors Association, Dallas, Texas, 11-13 de março de 2002. Infelizmente, estes processos requerem o uso de um compressor para fornecer a força motiva para reciclar a corrente de refluxo no desmetanizador, adicionando a ambos o custo de capital e o custo de operação das instalações usando estes processos.

[0011] A presente invenção também emprega uma seção de retificação superior (ou uma coluna de retificação separada se o tamanho da fábrica ou outros fatores favorecerem o uso das colunas de extração e de retificação separada). No entanto, a corrente de refluxo para esta seção de retificação é fornecida usando uma remoção lateral dos vapores em elevação em uma parte inferior da torre. Devido à concentração relativamente alta dos componentes de C<sub>2</sub> nos vapores em posição mais baixa na torre, uma quantidade significativa de líquido pode ser condensada nesta corrente de remoção lateral sem elevar sua pressão, com frequência usando somente a refrigeração disponível no vapor frio deixando a seção de retificação superior. Este líquido condensado, que é predominantemente metano líquido, pode então ser usado para absorver os componentes de C<sub>2</sub>, componentes de C<sub>3</sub>,

componentes de  $C_4$  e dos componentes de hidrocarbonetos mais pesados a partir dos vapores em elevação através da seção de retificação superior e deste modo a captura destes componentes voláteis no produto líquido de fundo do desmetanizador.

[0012] Até agora, tal verificação de remoção lateral foi empregada nos sistemas de recuperação de  $C_{3+}$ , como ilustrado na Patente US nº 5.799.507 do cessionário, bem como nos sistemas de recuperação  $C_{2+}$ , como ilustrado na Patente US nº 7.191.617 do cessionário. Surpreendentemente, os requerentes verificaram que a alteração do local da retirada da característica de remoção lateral da Patente US nº 7.191.617 do cessionário da invenção melhora as recuperações de  $C_{2+}$  e a eficácia do sistema com nenhum aumento do capital ou do custo operacional.

[0013] De acordo com a presente invenção, verificou-se que a recuperação de  $C_2$  em excesso de 87% e as recuperações de  $C_3$  e de  $C_{4+}$  em excesso de 99 por cento podem ser obtidas sem a necessidade de compressão da corrente de refluxo para o desmetanizador. A presente invenção fornece a outra vantagem de ser capaz de manter a recuperação em excesso de 99 por cento dos componentes de  $C_3$  e de  $C_{4+}$  uma vez que a recuperação dos componentes de  $C_2$  é ajustada de valores altos para baixos. Além disso, a presente invenção torna possível essencialmente 100 por cento de separação de metano e de componentes mais leves dos componentes de  $C_2$  e dos componentes mais pesados nos mesmos requisitos de energia comparados à técnica anterior enquanto aumentando os níveis de recuperação. A presente invenção, embora aplicável em pressão mais baixa e em temperaturas mais quentes, é particularmente vantajosa quando processando os gases de alimentação na faixa de 2.758 a 10.342 kpa(a)[400 a 1500 psia] ou mais alta sob as condições requerendo as temperaturas aéreas da coluna de recuperação de NGL de  $-46^{\circ}\text{C}$  [ $-50^{\circ}\text{F}$ ] ou mais frias.

[0014] Para uma melhor compreensão da presente invenção, referência é feita aos seguintes exemplos e desenhos. Referindo-se aos desenhos:

A figura 1 é um diagrama de fluxo de uma fábrica de processamento de gás natural da técnica anterior de acordo com a Patente US nº 4.278.457;

a figura 2 é um diagrama defluxo de uma fábrica de processamento de gás natural da técnica anterior de acordo com a Patente US nº 7.191.617;

a figura 3 é um diagrama de fluxo de uma fábrica de processamento de gás natural de acordo com a presente invenção; e

as figuras 4 a 8 são diagramas de fluxo ilustrando um meio alternativo de aplicação da presente invenção a uma corrente de gás natural.

[0015] Na seguinte explicação das figuras acima, são fornecidas tabelas resumindo as taxas de fluxo calculadas para as condições representativas do processo. Nas tabelas que aparecem presentemente, os valores para as taxas de fluxo (em moles por hora) são arredondados para o número mais próximo total para conveniência. As taxas de corrente totais mostradas nas tabelas incluem os componentes não hidrocarbonetos e, portanto, são geralmente maiores do que a soma das taxas de fluxo de corrente para os componentes de hidrocarbonetos. As temperaturas indicadas são valores aproximados arredondados para o grau mais próximo. Deve ser notado que os cálculos para o projeto do processo, efetuados para o fim de comparar os processos representados nas figuras, são baseados presumindo-se que nenhum vazamento de calor a partir (ou para) das imediações para (ou a partir do) o processo. A qualidade dos materiais de isolamento comercialmente disponíveis torna esta uma presunção muito razoável e a que é tipicamente feita pelos versados na técnica.

[0016] Por conveniência, os parâmetros do processo são relatados em ambas as unidades britânicas convencionais e nas unidades do Sistema Internacional de Unidades (SI). As taxas de fluxo molares dadas nas tabelas podem ser interpretadas tanto como moles em libras por hora como moles em quilogramas por hora. Os consumos de energia relatados como cavalo-vapor (HP) e/ou milhares de Unidades Térmicas Britânicas por hora (MBTU/h) correspondem às taxas de fluxo molares especificadas em moles em libras por hora. Os consumos de energia representados como kilowatts (kW) correspondem às taxas de fluxo molares especificadas em moles em quilograma por hora.

#### Descrição da Técnica Anterior

[0017] A figura 1 é um diagrama de fluxo do processo mostrando o projeto de uma planta de processamento para recuperar os componentes de C<sub>2</sub>+ de gás natural usando a técnica anterior de acordo com a Patente US nº 4.278.457. Nesta simulação do processo, o gás de entrada entra na fábrica a 29°C [85°F] e 6.688 kPa(a) (970 psia) como a corrente 31. Se o gás de entrada contiver uma concentração de compostos de enxofre que pode prevenir as correntes do produto de reunir as especificações, os compostos de enxofre são removidos por pré-tratamento apropriado do gás de alimentação (não ilustrado). Além disso, a corrente de alimentação é usualmente desidratada para prevenir a formação de hidrato (gelo) sob as condições criogênicas. O dessecante sólido é tipicamente usado para este fim.

[0018] A corrente de alimentação 31 é resfriada no trocador de calor 10 pela troca de calor com o gás residual frio a -21°C [-6°F] (corrente 38b), os líquidos do refeedor lateral inferior do desmetanizador a -1°C [30°F] (corrente 40), e no refrigerante de propano. Notar que em todos os casos o trocador 10 é representativo tanto de uma pluralidade de trocadores de calor individuais como de um trocador de calor de múltiplas passagens único, ou qualquer combinação dos mesmos. (S

decisão de como se usar mais do que um trocador de calor para os sérvios de resfriamento indicados dependerá de um número de fatores incluindo, mas não limitados a, taxa de fluxo do gás de entrada, tamanho do trocador de calor, temperaturas da corrente, etc.). A corrente 31a resfriada entra no separador 11 a  $-18^{\circ}\text{C}$  [ $0^{\circ}\text{F}$ ] e 6.584 kPa(a) [955 psia] onde o vapor (corrente 32) é separado do líquido condensado (corrente 33). O líquido no separador (corrente 33) é expandido para a pressão de operação (aproximadamente 3.068 kPa(a) [455 psia]) da torre de fracionamento 20 pela válvula de expansão 12, a corrente de resfriamento 33a a  $-33^{\circ}\text{C}$  [ $-27^{\circ}\text{F}$ ] antes de ser suprida à torre de fracionamento 20 em um ponto inferior de alimentação da coluna central.

[0019] O vapor (corrente 32) do separador 11 é ainda resfriado no trocador de calor 13 pela troca de calor com o gás residual frio a  $-37^{\circ}\text{C}$  [ $-34^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 38a) e nos líquidos do refervedor lateral inferior do desmetanizador a  $-39^{\circ}\text{C}$  [ $-38^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 39). A corrente resfriada 32a entra no separador 14 a  $-33^{\circ}\text{C}$  [ $-27^{\circ}\text{F}$ ] e 6.550 kPa(a) [950 psia] onde o vapor (corrente 34) é separado do líquido condensado (corrente 37). O líquido no separador (corrente 37) é expandido para a pressão de operação da torre pela válvula de expansão 19, corrente de resfriamento 37a a  $-52^{\circ}\text{C}$  [ $-61^{\circ}\text{F}$ ] antes de ser suprido à torre de fracionamento 20 em um segundo ponto inferior de alimentação da coluna central.

[0020] O vapor (corrente 34) do separador 14 é dividido em duas correntes, 35 e 36. A corrente 35, contendo cerca de 38% do vapor total, passa através do trocador de calor 15 na relação da troca de calor com o gás residual frio a  $-87^{\circ}\text{C}$  [ $-124^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 38) onde é resfriada para condensação substancial. A corrente 35a substancialmente condensada resultante a  $-84^{\circ}\text{C}$  [ $-119^{\circ}\text{F}$ ] é então expandida instantaneamente através da válvula de expansão 16 para a pressão de operação da torre de fracionamento 20. Durante a expansão, uma porção da corrente é vaporizada, resultando no resfriamento da corrente total. No

processo ilustrado na figura 1, a corrente expandida 35b deixando a válvula de expansão 16 alcança uma temperatura de  $-90^{\circ}\text{C}$  [ $-130^{\circ}\text{F}$ ] e é suprida à seção separadora 20a na região superior da torre de fracionamento 20. Os líquidos separados na mesma tornam-se a alimentação de topo para a seção de desmetanização 20b.

[0021] Os restantes 62% do vapor a partir do separador 14 (corrente 36) entram em uma máquina de expansão de trabalho 17 em que a energia mecânica é extraída desta porção de alimentação em alta pressão. A máquina 17 expande o vapor substancialmente isentropicamente para a pressão de operação da torre, com a expansão de trabalho resfriando a corrente expandida 36a para uma temperatura de aproximadamente  $-64^{\circ}\text{C}$  [ $-83^{\circ}\text{F}$ ]. Os expansores comercialmente disponíveis típicos são capazes de recuperar na ordem de 80-85% do trabalho teoricamente disponível em uma expansão isentrópica ideal. O trabalho recuperado é com frequência usado para acionar um compressor centrífugo (tal como o item 18) que pode ser usado para recomprimir o gás residual (corrente 38c), por exemplo. A corrente 36a expandida parcialmente condensada é depois suprida como a alimentação à torre de fracionamento 20 em um ponto superior de alimentação da coluna central.

[0022] O desmetanizador na torre 20 é uma coluna de destilação convencional contendo uma pluralidade de bandejas espaçadas verticalmente, um ou mais leitos fixos, ou alguma combinação de bandejas e leitos. Como é com frequência o caso nas fábricas de processamento de gás natural, a torre de fracionamento pode consistir de duas seções. A seção superior 20a é um separador sendo que a alimentação de topo parcialmente vaporizada é dividida em suas respectivas porções de líquido e vapor, e sendo que o vapor em elevação a partir da destilação inferior ou seção de desmetanização 20b é combinado com a porção de vapor da alimentação de topo para formar o vapor aéreo

do desmetanizador frio (corrente 38) que existe no topo da torre a  $-87^{\circ}\text{C}$  [ $-124^{\circ}\text{F}$ ]. A seção de desmetanização 20b inferior contém as bandejas e/ou embalagens e fornece o contato necessário entre os líquidos caindo descendentemente e os vapores em elevação ascendente. A seção 20b de desmetanização também inclui refeedores (tal como o refeedor 21 e os refeedores laterais descritos anteriormente) que aquecem e vaporizam uma porção dos líquidos fluindo para baixo da coluna para fornecer os vapores de extração que fluem para cima da coluna para extraírem o produto líquido, corrente 41, dos componentes de metal e mais leves.

[0023] A corrente 41 de produto líquido sai do fundo da torre a  $45^{\circ}\text{C}$  [ $113^{\circ}\text{F}$ ], baseada em uma especificação típica de uma relação de metal para etano de 0,025:1 em uma base molar no produto de fundo. O gás residual (a corrente 38 de vapor aéreo do desmetanizador) passa em contracorrente ao gás de alimentação entrando no trocador de calor 15 onde é aquecido para  $-37^{\circ}\text{C}$  [ $-34^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 38a), no trocador de calor 13 onde é aquecido para  $-21^{\circ}\text{C}$  [ $-6^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 38b) e no trocador de calor 10 onde é aquecido para  $27^{\circ}\text{C}$  [ $80^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 38c). O gás residual é então re-comprimido em dois estágios. O primeiro estágio é o compressor 19 acionado pela máquina de expansão 17. O segundo estágio é o compressor 25 acionado por uma fonte de energia suplementar que comprime o gás residual (corrente 38d) para a pressão da linha comercial. Após resfriar a  $49^{\circ}\text{C}$  [ $120^{\circ}\text{F}$ ] no resfriador de descarga 26, o produto do gás residual (corrente 38f) flui para a tubulação de gás comercial a 6.998 kpa(a) [1015 psia], suficiente para reunir os requisitos (usualmente na ordem da pressão de entrada).

[0024] Um resumo das taxas de fluxo de corrente e do consumo de energia para o processo ilustrado na figura 1 é descrito na seguinte tabela:

TABELA I

(Figura 1)

Resumo do Fluxo de Corrente – kg moles/h (Lb. Moles/h)

Corrente	Metano	Etano	Propano	Butanos+	Total
31	53.228	6.192	3.070	2.912	65.876
32	49.244	4.670	1.650	815	56.795
33	3.984	1.522	1.420	2.097	9.081
34	47.675	4.148	1.246	445	53.908
37	1.569	522	404	370	2.887
35	18.117	1.576	473	169	20.485
36	29.558	2.572	773	276	33.423
38	53.098	978	44	4	54.460
41	130	5.214	3.026	2.908	11.416

Recuperações\*

Etano 84,20%

Propano 98,58%

Butanos+ 99,88%

Energia

Compressão do gás residual 23.635 HP [38.855 kW]

Compressão do refrigerante 7.535 HP [12.388 kW]

Compressão Total 31.170 HP [51.243 kW]

\*(Baseadas nas taxas de fluxo não arredondadas)

[0025] A figura 2 representa um processo da técnica anterior alternativo de acordo com a Patente US nº 7.191.617. O processo da figura 2 foi aplicado à mesma composição de gás de alimentação e nas condições como descritas acima para a figura 1. Na simulação deste processo, como na simulação para o processo da figura 1, as condições de operação foram selecionadas para minimizar o consumo de energia para um dado nível de recuperação.

[0026] Na simulação do processo da figura 2, o gás de entrada

entra na fábrica como a corrente 31 e é resfriado no trocador de calor 10 pela troca de calor com o gás residual frio a  $-20^{\circ}\text{C}$  [ $-5^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 45b), nos líquidos do refeedor lateral inferior do desmetanizador a  $0^{\circ}\text{C}$  [ $33^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 40) e no refrigerante de propano. A corrente resfriada 31a entra no separador 11 a  $-18^{\circ}\text{C}$  [ $0^{\circ}\text{F}$ ] e 6.584 kPa(a) [955 psia] onde o vapor (corrente 32) é separado do líquido condensado (corrente 33). O líquido no separador (corrente 33) é expandido para a pressão de operação (aproximadamente 3.103 kpa(a) [450 psia] da torre de fracionamento 20 pela válvula de expansão 12, a corrente de resfriamento 33a a  $-33^{\circ}\text{C}$  [ $-27^{\circ}\text{F}$ ] antes de ser suprido à torre de fracionamento 20 em um ponto inferior da coluna central.

[0027] O vapor (corrente 32) do separador 11 é ainda resfriado no trocador de calor 13 pela troca de calor com o gás residual frio a  $-38^{\circ}\text{C}$  [ $-36^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 45a) e os líquidos do refeedor lateral superior do desmetanizador a  $-39^{\circ}\text{C}$  [ $-38^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 39). A corrente 32a resfriada entra no separador 14 a  $-34^{\circ}\text{C}$  [ $-29^{\circ}\text{F}$ ] e 6.550 kpa(a) [950 psia] onde o vapor (corrente 34) é separado do líquido condensado (corrente 37). O líquido no separador (corrente 37) é expandido para a pressão de operação da torre pela válvula de expansão 19, resfriando a corrente 37a a  $-53^{\circ}\text{C}$  [ $64^{\circ}\text{F}$ ] antes de ser suprida à torre de fracionamento 20 em um segundo ponto inferior de alimentação da coluna central.

[0028] O vapor (corrente 34) do separador 14 é dividido em duas correntes, 35 e 36. A corrente 35, contendo cerca de 37% do vapor total, passa através do trocador de calor 15 na relação do trocador de calor com o gás residual frio a  $-84^{\circ}\text{C}$  [ $120^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 45) onde é resfriada para condensação substancial. A corrente substancialmente condensada resultante 35a a  $-82^{\circ}\text{C}$  [ $115^{\circ}\text{F}$ ] então se expande instantaneamente através da válvula de expansão 16 para a pressão de operação da torre de fracionamento 20. Durante a expansão, uma porção da corrente é evaporada, resultando no resfriamento da corrente

35b a  $-89^{\circ}\text{C}$  [ $-129^{\circ}\text{F}$ ] antes de ser suprida à torre de fracionamento 20 em um ponto superior de alimentação da coluna central.

[0029] Os restantes 63% do vapor a partir do separador 64 (corrente 36) entram em uma máquina de expansão de trabalho 17 em que a energia mecânica é extraída desta porção de alimentação em alta pressão. A máquina 17 expande o vapor substancialmente isentropicamente para a pressão de operação da torre, com a expansão de trabalho resfriando a corrente expandida 36a em uma temperatura de aproximadamente  $-65^{\circ}\text{C}$  [ $-84^{\circ}\text{F}$ ]. A corrente expandida parcialmente controlada 36a é depois suprida como a alimentação à torre de fracionamento 20 em um terceiro ponto inferior de alimentação da coluna central.

[0030] O desmetanizador na torre 20 consiste de duas seções: uma seção de absorção (retificação) superior 20a que contém as bandejas e/ou os embalagens para fornecer o contato necessário entre a porção de vapor das correntes expandidas 35b e 36a em elevação ascendente e o líquido frio caindo descendentemente para condensar e absorver o etano, propano e os componentes mais pesados dos vapores em elevação ascendente; e uma seção de extração 20b inferior que contém as bandejas e/ou os embalagens para fornecer o contato necessário entre os líquidos caindo descendentemente e os vapores em elevação ascendente. A seção de desmetanização 20 também inclui os refervedores (tal como o refervedor 21 e os refervedores laterais descritos anteriormente) que aquece e vaporiza uma porção dos líquidos fluindo para baixo da coluna para fornecer os vapores de extração que fluem para baixo da coluna para extrair o produto líquido, corrente 41, de metano e os componentes mais leves. A corrente 36a entra no desmetanizador 20 em uma posição de alimentação intermediária localizada na região inferior da seção de absorção 20a do desmetanizador 20. A porção de líquido da corrente expandida misturan-

do-se com os líquidos caindo descendemente a partir da seção de absorção 20a e o líquido combinado continua descendemente dentro da seção de extração 20b do desmetanizador 20. A porção de vapor da corrente expandida eleva-se ascendemente através da seção de absorção 20a e é contatada com o líquido frio caindo descendemente para condensar e absorver o etano, o propano e os componentes mais pesados.

[0031] Uma parte do vapor de destilação (corrente 42) é retirada da região superior da seção de extração 20b. Esta corrente é então resfriada a partir de  $-68^{\circ}\text{C}$  [ $-91^{\circ}\text{F}$ ] para  $-86^{\circ}\text{C}$  [ $-122^{\circ}\text{F}$ ] e parcialmente condensada (corrente 42a) no trocador de calor 22 pela troca de calor com a corrente 38 aérea do desmetanizador frio saindo do topo do desmetanizador 20 a  $-88^{\circ}\text{C}$  [ $-127^{\circ}\text{F}$ ]. A corrente aérea do desmetanizador frio é ligeiramente aquecida a  $-84^{\circ}\text{C}$  [ $-120^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 38a) à medida que resfria e condensa pelo menos uma porção da corrente 42.

[0032] A pressão de operação no separador de refluxo 23 (3.079 kPa(a) [447 psia]) é mantida ligeiramente abaixo da pressão de operação do desmetanizador 20. Isto fornece a força de acionamento que leva a corrente 42 do valor de destilação a fluir através do trocador de calor 22 e daí no separador de refluxo 23 sendo que o líquido condensado (corrente 44) é separado de qualquer vapor não condensado (corrente 43). A corrente 43 então combina com a corrente 38a aérea do desmetanizador aquecido a partir do trocador de calor 22 para formar a corrente 45 de gás residual a  $-84^{\circ}\text{C}$  [ $-120^{\circ}\text{C}$ ].

[0033] A corrente de líquido 44 do separador de refluxo 23 é bombeada pela bomba 24 em uma pressão ligeiramente acima da pressão de operação do desmetanizador 20, e a corrente 44a é então suprida como a alimentação da coluna de topo fria (refluxo) ao desmetanizador 20. Este refluxo de líquido frio absorve e condensa o propano e os

componentes mais pesados em elevação na região de retificação superior da seção de absorção 20a do desmetanizador 20.

[0034] Na seção de extração 20b do desmetanizador 20, as correntes de alimentação são extraídas de seus componentes de metano e dos componentes mais leves. O produto líquido resultante (corrente 41) sai do fundo da torre 20 a 45°C [114°F]. A corrente de vapor de destilação formando a torre aérea (corrente 38) é aquecida no trocador de calor 22 à medida que fornece resfriamento à corrente de destilação 42 como descrito anteriormente, então combina com a corrente de vapor 43 do separador de refluxo 23 para formar a corrente de gás residual frio 45. O gás residual passa em contracorrente ao gás de alimentação entrando no trocador de calor 15 onde é aquecido para -38°C [-36°F] (corrente 45a), no trocador de calor 13 onde é aquecido para -20°C [-5°F] (corrente 45b), e no trocador de calor 10 onde é aquecido para 27°C [80°F] (corrente 45c) à medida que fornece o resfriamento como descrito anteriormente. O gás residual é então recomprimido em dois estágios, o compressor 18 acionado pela máquina de expansão 17 e o compressor 25 acionado por uma fonte de energia suplementar. Após a corrente 45c ser resfriada para 49°C [120°F] no resfriador de descarga 26, o produto do gás residual (corrente 45f) flui para o tubo de gás comercial a 6.998 kPa(a) ([1015 psia].

[0035] Um resumo das taxas de fluxo de corrente e do consumo de energia para o processo ilustrado na figura 2 é descrito na seguinte tabela:

#### TABELA II

(Figura 2)

Resumo do Fluxo de Corrente – kg moles/h [Lb. Mols/h]

Corrente	Metano	Etano	Propano	Butanos+	Total
31	53.228	6.192	3.070	2.912	65.876
32	49.244	4.670	1.650	815	56.795

33	3.984	1.522	1.420	2.097	9.081
34	47.440	4.081	1.204	420	53.536
37	1.804	589	446	395	3.259
35	17.553	1.510	445	155	19.808
36	29.887	2.571	759	265	33.728
38	48.675	811	23	1	49.805
42	5.555	373	22	2	6.000
43	4.421	113	2	0	4.562
44	1.134	260	20	2	1.438
45	53.096	924	25	1	54.367
41	132	5.268	3.045	2.911	11.509

#### Recuperações\*

Etano 85,08%

Propano 99,20%

Butanos+ 99,98%

#### Energia

Compressão do gás residual 23.636 HP [38.857 kW]

Compressão do refrigerante 7.561 HP [12.430 kW]

Compressão Total 31.197 HP [51.287 kW]

\*(Baseadas nas taxas de fluxo não arredondadas)

[0036] Uma comparação das tabelas I e II mostra que, comparado ao processo da figura 1, o processo da figura 2 melhora a recuperação de etano de 84,20% para 85,08%, a recuperação de propano de 98,58% para 99,20%, e a recuperação de butanos+ de 99,88% para 99,98%. A comparação das tabelas I e II mostra que o aperfeiçoamento nos rendimentos foi obtida usando essencialmente os mesmos requisitos de energia.

#### Descrição da Invenção

##### Exemplo 1

[0037] A figura 3 ilustra um diagrama de fluxo de um processo de

acordo com a presente invenção. A composição do gás de alimentação e as condições consideradas no processo apresentado na figura 3 são as mesmas como as descritas nas figuras 1 e 2. Consequentemente, o processo da figura 3 pode ser comparado com os processos das figuras 1 e 2 para ilustrar as vantagens da presente invenção.

[0038] Na simulação do processo da figura 3, o gás de entrada entra na fábrica como uma corrente 31 e é resfriado no trocador de calor 10 pela troca de calor com o gás residual frio a  $-20^{\circ}\text{C}$  [ $-4^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 45b), nos líquidos do refeedor lateral inferior do desmetanizador a  $2^{\circ}\text{C}$  [ $36^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 40) e no refrigerante de propano. A corrente 31a resfriada entra no separador 11 a  $-17^{\circ}\text{C}$  [ $1^{\circ}\text{F}$ ] e 6.584 kPa(a)[955 psia] onde o vapor (corrente 32) é separado do líquido condensado (corrente 33). O líquido no separador (corrente 33) é expandido para a pressão de operação (aproximadamente 3.116 kPa(a) [451 psia]) da torre de fracionamento 20 pela válvula de expansão 12, resfriando a corrente 33a a  $-32^{\circ}\text{C}$  [ $-25^{\circ}\text{F}$ ] antes de ser suprido à torre de resfriamento 20 em um ponto inferior de alimentação da coluna central.

[0039] O vapor (corrente 32) a partir do separador 11 é ainda resfriado no trocador de calor 13 pela troca de calor com o gás residual frio a  $-39^{\circ}\text{C}$  [ $-38^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 45a) e nos líquidos do refeedor lateral superior do desmetanizador (corrente 39). A corrente 32a resfriada entra no separador 14 a  $-35^{\circ}\text{C}$  [ $-31^{\circ}\text{F}$ ] e 6.550 kPa(a) [950 psia] onde o vapor (corrente 34) é separado do líquido condensado (corrente 37). O líquido no separador (corrente 37) é expandido para a pressão de operação da torre pela expansão da válvula 10, resfriando a corrente 37a a  $-54^{\circ}\text{C}$  [ $65^{\circ}\text{F}$ ] antes de ser suprido à torre de fracionamento 20 em um segundo ponto inferior de alimentação da coluna central.

[0040] O vapor (corrente 34) a partir do separador 14 é dividido em duas correntes, 35 e 36. A corrente 35, contendo cerca de 38% do va-

por total, passa através do trocador de calor 15 pela relação da troca de calor com o gás residual frio a  $-86^{\circ}\text{C}$  [ $-124^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 45) onde é resfriada para condensação substancial. A corrente 35a substancialmente condensada a  $-84^{\circ}\text{C}$  [ $-119^{\circ}\text{F}$ ] é então expandida instantaneamente através da válvula de expansão 16 para a pressão de operação da torre de fracionamento 20. Durante a expansão, uma porção da corrente é vaporizada, resultando no resfriamento da corrente total. No processo ilustrado na figura 3, a corrente 35b expandida deixando a válvula de expansão 16 alcança uma temperatura de  $-89^{\circ}\text{C}$  [ $-129^{\circ}\text{F}$ ] e é suprida à torre de fracionamento 20 em um ponto superior de alimentação da coluna central.

[0041] Os restantes 62% do vapor a partir do separador 14 (corrente 36) entram em uma máquina de expansão de trabalho 17 em que a energia mecânica é extraída desta porção de alimentação em alta pressão. A máquina 17 expande o vapor substancialmente isentropicamente para a pressão de operação da torre, com a expansão de trabalho resfriando a corrente 36a expandida em uma temperatura de aproximadamente  $-65^{\circ}\text{C}$  [ $-85^{\circ}\text{F}$ ]. A corrente 36a expandida parcialmente condensada é depois suprida como a alimentação à torre de fracionamento 20 em um terceiro ponto inferior de alimentação da coluna central.

[0042] O desmetanizador na torre 20 é uma coluna de destilação convencional contendo uma pluralidade de bandejas espaçadas verticalmente, uma ou mais camadas acondicionadas, ou alguma combinação de bandejas e embalagens. A torre do desmetanizador consiste de duas seções: uma seção de absorção superior (retificação) 20a que contém as bandejas e/ou os embalagens para fornecer o contato necessário entre a porção de vapor das correntes 35b e 36a expandidas em elevação ascendente e o líquido frio caindo descendentemente para condensar e absorver os componentes de  $\text{C}_2$ , os componentes de

C<sub>3</sub> e os componentes mais pesados dos vapores em elevação ascendente; e uma seção de extração 20b inferior que contém as bandejas e/ou as embalagens para fornecer o contato necessário entre os líquidos caindo descendente e os vapores em elevação ascendente. A seção de desmetanização 20b também inclui refervedores (tal como o refervedor 21 e os refervedores laterais descritos anteriormente) que aquecem e vaporizam uma porção dos líquidos fluindo para baixo da coluna para fornecer os vapores de extração que fluem para cima da coluna para extrair o produto líquido, corrente 41, de metano e dos componentes mais leves. A corrente 36a entra no desmetanizador 20 em uma posição de alimentação intermediária localizada na região inferior da seção de absorção 20a do desmetanizador 20. A porção de líquido da corrente expandida misturando-se com os líquidos caindo descendente a partir da seção de absorção 20a e o líquido combinado continua descendente na seção de extração 20b do desmetanizador 20. A porção de vapor da corrente expandida eleva-se para cima através da seção de absorção 20a e é contatada com o líquido frio caindo descendente para condensar e absorver os componentes de C<sub>2</sub>, os componentes de C<sub>3</sub> e os componentes mais pesados.

[0043] Uma seção do vapor de destilação (corrente 42) é retirado de uma região intermediária da seção de absorção 20a, acima da posição de alimentação da corrente 36a expandida na região inferior da seção de absorção 20a. A corrente 42 do valor de destilação é então resfriada de -74°C [-101°F] para -86°C [-124°F] e parcialmente condensada (corrente 42a) no trocador de calor 22 pela troca de calor com a corrente 38 aérea do desmetanizador frio saindo do topo do desmetanizador 20 a -89°C [-128°F]. A corrente aérea do desmetanizador frio é ligeiramente aquecida a -86°C [-124°F] (corrente 38a) à medida que esfria e condensa pelo menos uma porção da corrente 42.

[0044] A pressão de operação no separador de refluxo 23 3.090 kPa(a) [448 psia] é mantida ligeiramente abaixo da pressão de operação do desmetanizador 20. Isto fornece a força de acionamento que leva a corrente de vapor de destilação 42 a fluir através do trocador de calor 22 e daí dentro do separador de refluxo 23, sendo que o líquido condensado (corrente 44) é separado de qualquer vapor não condensado (corrente 43). A corrente 43 então combina com a corrente 38a aérea do desmetanizador aquecido a partir do trocador de calor 22 para formar a corrente 45 de gás residual frio a  $-86^{\circ}\text{C}$  [ $-124^{\circ}\text{F}$ ].

[0045] A corrente de líquido 44 do separador de refluxo 23 é bombeada pela bomba 24 em uma pressão ligeiramente acima da pressão de operação do desmetanizador 20, e a corrente 44 a é então suprida como a alimentação da coluna de topo fria (refluxo) ao desmetanizador 20 a  $-86^{\circ}\text{C}$  [ $-123^{\circ}\text{F}$ ]. Este refluxo de líquido frio absorve e condensa os componentes de  $\text{C}_2$ , os componentes de  $\text{C}_3$  e os componentes mais pesados  $\text{E}_1$  elevação na região de retificação superior da seção de absorção 20a do desmetanizador 20.

[0046] Na seção de extração 20b do desmetanizador 20, as correntes de alimentação são extraídas de seus componentes de metano e mais leves. O produto líquido resultante (corrente 41) sai do fundo da torre 20 inferior a  $45^{\circ}\text{C}$  [ $113^{\circ}\text{F}$ ]. A corrente de vapor de destilação formando a torre aérea (corrente 38) é aquecida no trocador de calor 22 à medida que fornece o resfriamento à corrente 42 de destilação como descrito anteriormente, então combina com a corrente de vapor 43 a partir do separador de refluxo 23 para formar a corrente 45 de gás residual frio. O gás residual passa em contracorrente ao gás de alimentação entrando no trocador de calor 15 onde é aquecido a  $-39^{\circ}\text{C}$  [ $-38^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 45a), no trocador de calor 13 onde é aquecido a  $-20^{\circ}\text{C}$  [ $-4^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 45b), e no trocador de calor 10 onde é aquecido a  $27^{\circ}\text{C}$  [ $80^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 45c) à medida que fornece o aquecimento des-

crito anteriormente. O gás residual é então re-comprimido em dois estágios, o compressor 18 é acionado pela máquina de expansão 17 e o compressor 25 é acionado por uma fonte de energia suplementar. Após a corrente 45e ser resfriada a 49°C [120°F] no resfriador de descarga 26. O produto do gás residual (corrente 45f) flui para o tubo de gás comercial a 6.998 kPa(a) [1015 psia].

[0047] Um resumo das taxas de fluxo de corrente e do consumo de energia para o processo ilustrado na figura 3 é descrito na seguinte tabela:

**TABELA III**

(Figura 3)

Resumo do Fluxo de Corrente – kg mols/h [Lb. Mols/h]

Corrente	Metano	Etano	Propano	Butanos+	Total
31	53.228	6.192	3.070	2.912	65.876
32	49.340	4.702	1.672	831	56.962
33	3.888	1.490	1.398	2.081	8.914
34	47.289	4.040	1.179	404	53.301
37	2.051	662	493	427	3.661
35	17.828	1.523	444	152	20.094
36	29.461	2.517	735	252	33.207
38	48.103	691	19	0	50.103
42	4.946	285	8	0	5.300
43	3.990	93	1	0	4.19
44	956	192	7	0	1.181
45	53.093	784	20	0	54.222
41	135	5.408	3.050	2.912	11.654

**Recuperações\***

Etano 87,33%

Propano 99,36%

Butanos+ 99,99%

Energia

Compressão do gás residual	23.518 HP	[38.663 kW]
Compressão do refrigerante	<u>7.554 HP</u>	<u>[12.419 kW]</u>
Compressão Total	31.072 HP	[51.082 kW]

\*(Baseadas nas taxas de fluxo não arredondadas)

[0048] Uma comparação das tabelas I, II e III mostra que, comparada à técnica anterior, a presente invenção melhora a recuperação de etano de 84,20% (para a figura 1) e 85,08% (para a figura 2) para 87,33%, a recuperação de propano de 98,58% (para a figura 1) e 99,20% (para a figura 2) para 99,36%, e a recuperação de butanos+ de 99,88% (para a figura 1) e 99,98% (para a figura 2) para 99,99%. A comparação das tabelas I, II e III mostram ainda que o aperfeiçoamento nos rendimentos foi obtida usando uma energia ligeiramente menor do que a técnica anterior. Em termos de eficácia de recuperação (definida pela quantidade de etano recuperada por unidade de energia), a presente invenção representa um aperfeiçoamento de 4% sobre a técnica anterior do processo da figura 1 e ou aperfeiçoamento de 3% sobre a técnica anterior do processo da figura 2.

[0049] O aperfeiçoamento nas recuperações e na eficácia de recuperação fornecida pela presente sobre a da técnica anterior do processo da figura 1 é devido à retificação suplementar fornecida pela corrente de refluxo 44a, que reduz a quantidade de componentes de C<sub>2</sub>, dos componentes de C<sub>3</sub> e dos componentes de C<sub>4</sub>+ contidos no gás de alimentação de entrada que é perdido no gás residual. Embora a corrente de alimentação 35b expandida substancialmente condensada fornecida para a seção de absorção 20a do desmetanizador 20 forneça a recuperação do volume dos componentes de C<sub>2</sub>, dos componentes de C<sub>3</sub> e dos componentes de hidrocarbonetos mais pesados contidos na alimentação 36a expandida e nos vapores em elevação a partir da seção de extração 20b, ela não pode capturar todos os com-

ponentes de  $C_2$ , os componentes de  $C_3$  e os componentes de hidrocarbonetos mais pesados devido aos efeitos de equilíbrio porque a corrente 35b por si mesma contém os componentes de  $C_2$ , os componentes de  $C_3$  e os componentes de hidrocarbonetos mais pesados. No entanto, a corrente de refluxo 44a da presente invenção é predominantemente metano líquido e contém muito poucos componentes de  $C_2$ , componentes de  $C_3$  e componentes de hidrocarbonetos mais pesados, de modo que somente uma pequena quantidade de refluxo na região de retificação superior na seção de absorção 20a é suficiente para capturar a maior parte dos componentes de  $C_2$  e quase nenhum dos componentes de  $C_3$  e componentes de hidrocarbonetos mais pesados. Como um resultado, além do aperfeiçoamento na recuperação de etano, quase 100% do propano e essencialmente todos os componentes de hidrocarbonetos mais pesados são recuperados no produto líquido 41 deixando o fundo do desmetanizador 20. Devido à recuperação do líquido do volume fornecido pela corrente 35b de alimentação expandida substancialmente condensada, a quantidade de refluxo (corrente 44a) necessária é suficiente pequena que o vapor aéreo do desmetanizador frio (corrente 38) pode fornecer a refrigeração para gerar este refluxo sem impactar significativamente o resfriamento da corrente de alimentação 35 no trocador de calor 15.

[0050] A característica chave da presente invenção sobre a da técnica anterior do processo da figura 2 é a localização do ponto de retirada para a corrente de vapor de destilação 42. Enquanto o ponto de retirada para o processo da figura 2 está na região superior da seção de extração 20b da torre de fracionamento 20, a presente invenção retira a corrente de vapor de destilação 42 de uma região intermediária da região de absorção 20a, acima da posição de alimentação da corrente 36a expandida. Os vapores nesta região intermediária da seção de absorção 20a já foram submetidos à retificação parcial pelos

líquidos frios encontrados na corrente de refluxo 44a e na corrente 35b expandida substancialmente condensada. Como um resultado, a corrente de vapor de destilação 42 da presente invenção contém concentrações significativamente mais baixas de componentes de  $C_2$ , de componentes de  $C_3$  e de componentes de  $C_4+$  comparadas à corrente 42 correspondentes do processo da figura 2 da técnica anterior, como pode ser visto comparando as tabelas II e III. A corrente de refluxo 44a resultante pode retificar os vapores na seção de absorção 20a mais eficazmente, reduzindo a quantidade de corrente de refluxo 44a requerida e conseqüentemente melhorando a eficácia da presente invenção sobre a técnica anterior.

[0051] A corrente de refluxo 44a poderia ser ainda mais eficaz se contivesse somente metano e componentes mais voláteis, e não contivessem nenhum componente de  $C_2+$ . Infelizmente, não é possível condensar uma quantidade suficiente de tal refluxo da corrente de vapor de destilação 42 usando somente o refrigerante disponível nas correntes de processo sem elevar a pressão da corrente 42 a menos que ela contenha pelo menos algum dos componentes de  $C_4+$ . É necessário selecionar criteriosamente o local de retirada na seção de absorção 20a de modo que a corrente de vapor de destilação 42 resultante contém componentes de  $C_2+$  suficientes para ser prontamente condensada, sem prejudicar a eficácia da corrente de refluxo 44a fazendo com que o mesmo contenha componentes de  $C_2+$  demais. Assim, o local para a retirada da corrente de vapor de destilação 42 da presente invenção precisa ser avaliado para cada aplicação.

[0052] Exemplo 2

[0053] Um meio alternativo para retirar o valor de destilação da coluna é mostrado em outra modalidade da presente invenção como ilustrado na figura 4. A composição do gás de alimentação e as condições consideradas no processo apresentado na figura 4 são as mes-

mas como as das figuras 1 a 3. Conseqüentemente, a figura 4 pode ser comparada com os processos das figuras 1 e 2 para ilustrar as vantagens da presente invenção, e pode do mesmo modo ser comparada à modalidade exibida na figura 3.

[0054] Na simulação do processo da figura 4, o gás de entrada entra na fábrica como a corrente 31 e é resfriado no trocador de calor 10 pela troca de calor com o gás residual frio a  $-20^{\circ}\text{C}$  [ $-4^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 45b), os líquidos no refeedor lateral inferior do desmetanizador a  $2^{\circ}\text{C}$  [ $35^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 40), e o refrigerante de propano. A corrente 31a resfriada entra no separador 11 a  $-17^{\circ}\text{C}$  [ $1^{\circ}\text{F}$ ] e 6.584 kPa(a) [955 psia] onde o vapor (corrente 32) é separado do líquido condensado (corrente 33). O líquido no separador (corrente 33) é expandido para a pressão de operação (aproximadamente 3.107 kPa(a) [451 psia] da torre de fracionamento 20 pela válvula de expansão 12, corrente de resfriamento 33a a  $-32^{\circ}\text{C}$  [ $-25^{\circ}\text{F}$ ] antes de ser suprido à torre de fracionamento 20 em um ponto inferior de alimentação da coluna central.

[0055] O vapor (corrente de vapor) do separador 11 é ainda resfriado no trocador de calor 13 pela troca de calor com o gás residual frio a  $-40^{\circ}\text{C}$  [ $-40^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 45a) e os líquidos no refeedor lateral superior do desmetanizador a  $-39^{\circ}\text{C}$  [ $37^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 39). A corrente 32a resfriada entra no separador 14 a  $-35^{\circ}\text{C}$  [ $-32^{\circ}\text{F}$ ] e 6.550 kPa(a) [950 psia] onde o vapor (corrente 34) é separado do líquido condensado (corrente 37). O líquido no separador (corrente 37) é expandido para a pressão de operação da torre pela válvula de expansão 19, resfriando a corrente 37a a  $-55^{\circ}\text{C}$  [ $-67^{\circ}\text{F}$ ] antes de ser suprido à torre de fracionamento 20 em um segundo ponto inferior de alimentação da coluna central.

[0056] O vapor (corrente 34) do separador 14 é dividido em duas correntes: 35 e 36. A corrente 35, contendo cerca de 37% do vapor total, passa através do trocador de calor 15 na relação do trocador de

calor com o gás residual frio a  $-86^{\circ}\text{C}$  [ $-123^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 45) onde é resfriada para condensação substancial. A corrente 35 substancialmente condensada resultante a  $-83^{\circ}\text{C}$  [ $118^{\circ}\text{F}$ ] é então expandida instantaneamente através da válvula de expansão 16 da pressão de operação da torre de fracionamento 20. Durante a expansão, uma porção da corrente é vaporizada, resultando no resfriamento da corrente total. No processo ilustrado na figura 4, a corrente expandida 35b deixando a válvula de expansão 16 alcança a temperatura de  $-90^{\circ}\text{C}$  [ $-129^{\circ}\text{F}$ ] e é suprida à torre de fracionamento 20 em um ponto superior de alimentação da coluna central.

[0057] Os restantes 63% do vapor do separador 14 (corrente 36) entra em uma máquina de expansão de trabalho 17 em que a energia mecânica é extraída desta porção da alimentação em alta pressão. A máquina 17 expande o vapor substancialmente isentropicamente para a pressão de operação da torre, com a expansão de trabalho resfriando a corrente expandida 36a para uma temperatura de aproximadamente  $-66^{\circ}\text{C}$  [ $-86^{\circ}\text{F}$ ]. A corrente 36a expandida parcialmente condensada é depois disto suprida como alimentação à torre de fracionamento 20 a um terceiro ponto inferior de alimentação da coluna central.

[0058] Uma primeira porção do vapor de destilação (corrente 54) é retirado de uma região intermediária da seção de absorção 20a, acima da posição de alimentação da corrente 36a expandida na região inferior da seção de absorção 20a. Uma segunda porção do vapor de destilação (corrente 55) é retirada da região superior da seção de extração 20b, abaixo da posição de alimentação da corrente 36a expandida. A primeira porção a  $-76^{\circ}\text{C}$  [ $-105^{\circ}\text{F}$ ] é combinada com a segunda porção a  $-69^{\circ}\text{C}$  [ $-92^{\circ}\text{F}$ ] para formar a corrente de vapor 42 combinada. A corrente de vapor 42 combinada é então resfriada de  $-74^{\circ}\text{C}$  [ $-102^{\circ}\text{F}$ ] para  $-87^{\circ}\text{C}$  [ $-124^{\circ}\text{F}$ ] e parcialmente condensada (corrente 42a) no trocador de calor 22 pela troca de calor com a corrente 38 aérea do desmetani-

zador frio saindo do topo do desmetanizador 20 a  $-90^{\circ}\text{C}$  [ $-129^{\circ}\text{F}$ ]. A corrente aérea do desmetanizador frio é ligeiramente aquecida para  $=86^{\circ}\text{C}$  [ $-122^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 38a) à medida que resfria e condensa pelo menos uma porção da corrente 42.

[0059] A pressão de operação no separador de refluxo 23 (3.081 kPa(a) [447 psia]) é mantida ligeiramente abaixo da pressão de operação do desmetanizador 20. Isto fornece a força de acionamento que faz o a corrente de vapor combinado 42 fluir através do trocador de calor 22 e daí dentro do separador de refluxo 23, sendo que o líquido condensado (corrente 44) é separado de qualquer vapor não condensado (corrente 43). A corrente 43 então combina com a corrente 38a aérea do desmetanizador aquecido a partir do trocador de calor 22 para formar a corrente 45 de gás residual frio a  $-86^{\circ}\text{C}$  [ $-123^{\circ}\text{F}$ ].

[0060] A corrente de líquido 44 do separador de refluxo 23 é bombeada pela bomba 24 para uma pressão ligeiramente acima da pressão de operação do desmetanizador 20, e a corrente 44a é então suprida como alimentação da coluna de topo fria (refluxo) ao desmetanizador 20 a  $-86^{\circ}\text{C}$  [ $-124^{\circ}\text{F}$ ]. Este refluxo de líquido frio absorve e condensa os componentes de  $\text{C}_2$ , os componentes de  $\text{C}_3$  e os componentes mais pesados em elevação na região de retificação superior da seção de absorção 20a do desmetanizador 20.

[0061] Na seção de extração 20b do desmetanizador 20, as correntes de alimentação são extraídas de seus componentes de metano e mais leves. O produto líquido resultante (corrente 41) sai do fundo da torre 2- a  $44^{\circ}\text{C}$  [ $112^{\circ}\text{F}$ ]. A corrente do vapor de destilação formando a torre aérea (corrente 38) é aquecida no trocador de calor 22 à medida que fornece o resfriamento à corrente de destilação 42 como descrito anteriormente, então combina com a corrente de vapor 32 do separador de refluxo 23 para formar a corrente 45 de gás residual frio. O gás residual passa em contracorrente ao gás de alimentação entrando no

trocador de calor 15 onde é aquecido a  $-40^{\circ}\text{C}$  [ $-40^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 45a), no trocador de calor 13 onde é aquecido a  $-20^{\circ}\text{C}$  [ $-4^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 45b), e no trocador de calor 10 onde é aquecido a  $27^{\circ}\text{C}$  [ $80^{\circ}\text{F}$ ] (corrente 45c) à medida que fornece o resfriamento como descrito anteriormente. O gás residual é então re-comprimido em dois estágios, o compressor 18 acionado pela máquina de expansão 17 e o compressor 25 acionado por uma fonte de energia suplementar. Após a corrente 45e é resfriada a  $49^{\circ}\text{C}$  [ $120^{\circ}\text{F}$ ] no resfriador de descarga 26, o produto do gás residual (corrente 45f) flui para o tubo de gás comercial a 6.998 kPa(a) [1015 psia].

[0062] Um resumo das taxas de fluxo de corrente e do consumo de energia para o processo ilustrado na figura 4 é descrito na seguinte tabela:

TABELA IV

(Figura 4)

Resumo do Fluxo de Corrente – kg mols/h [Lb. Mols/h]

Corrente	Metano	Etano	Propano	Butanos+	Total
31	53.228	6.192	3.070	2.912	65.876
32	49.418	4.715	1.678	834	57.064
33	3.810	1.477	1.392	2.078	8.812
34	47.253	4.016	1.162	393	53.213
37	2.165	699	516	441	3.851
35	17.436	1.482	429	145	19.636
36	29.817	2.534	733	248	33.577
38	47.821	652	16	0	48.759
54	4.888	241	7	0	5.200
55	1.576	104	6	1	1.700
42	6.464	345	13	1	6.900
43	5.271	116	1	0	5.434
44	1.193	229	12	1	1.466

45	53.092	768	17	0	54.193
41	136	5.424	3.053	2.912	11.683

Recuperações\*

Etano 87,59%

Propano 99,43%

Butanos+ 99,99%

Energia

Compressão do gás residual 23.612 HP [38.818 kW]

Compressão do refrigerante 7.470 HP [12.281 kW]

Compressão Total 31.082 HP [51.099 kW]

\*(Baseadas nas taxas de fluxo não arredondadas)

[0063] Uma comparação das tabelas III e IV mostra que, comparada à modalidade da figura 3 da presente invenção, a modalidade da figura 4 melhora a recuperação de etano de 87,33% para 87,59% e a recuperação de propano de 99,36% para 99,43%. A comparação das tabelas III e IV ainda mostra que o aperfeiçoamento nos rendimentos foi obtida usando essencialmente a mesma quantidade de energia. Em termos de eficácia de recuperação (definida pela quantidade de etano recuperado pela unidade de energia), a modalidade da figura 4 da presente invenção mantém o aperfeiçoamento de 4% sobre a técnica anterior do processo da figura 1 e o aperfeiçoamento de 3% sobre a técnica anterior do processo da figura 2.

[0064] O aperfeiçoamento nas recuperações para a modalidade da figura 4 da presente invenção sobre a da modalidade da figura 3 é devido ao aumento na quantidade da corrente de refluxo 44a para a modalidade da figura 4. Como pode ser visto comparando as tabelas III e IV, a taxa de fluxo da corrente de refluxo 44a é 24% mais alta para a modalidade da figura 4. A taxa de refluxo mais alto aperfeiçoamento a retificação suplementar na região superior da seção de absorção 20a, que reduz a quantidade dos componentes de C<sub>2</sub>, dos componentes de

$C_3$  e dos componentes de  $C_4+$  contidos no gás de alimentação de entrada que é perdido no gás residual.

[0065] Esta taxa de refluxo mais alta é possível porque a corrente de vapor combinado 42 da modalidade da figura 4 é mais facilmente condensada do que a corrente 42 do vapor de destilação na modalidade da figura 3. Deve ser notado que uma porção (corrente 55) da corrente de vapor combinado 42 é retirada da coluna de destilação 20 abaixo da posição de alimentação da coluna central da corrente 36a expandida. Como tal, a corrente 55 foi submetida a retificação menor do que a outra porção (corrente 54) que é retirada acima da posição de alimentação da coluna central da corrente 36a expandida, e assim tem concentrações mais altas de componentes de  $C_2+$ . Como um resultado, a corrente de vapor 42 combinada da modalidade da figura 4 tem concentrações ligeiramente mais altas de componentes de  $C_3+$  do que a corrente de vapor de destilação 42 da modalidade da figura 3, permitindo que mais da corrente seja condensado à medida que ela é resfriada pela corrente aérea 38 da coluna.

[0066] Em essência, as porções retiradas do vapor de destilação em locais diferentes na coluna de destilação permitem adaptar a composição da corrente de vapor combinado 42 para aperfeiçoar a produção de refluxo para um dado conjunto de condições de operação. É necessário selecionar criteriosamente os locais de retirada na seção de absorção 20a e na seção de extração 20b, bem como as quantidades relativas retiradas em cada local, de modo que a corrente de vapor combinado 42 resultante contém componentes de  $C_2+$  suficientes para ser prontamente condensada, sem prejudicar a eficácia da corrente de refluxo 44a fazendo com que ela contenha componentes  $C_2+$  demais. O aumento nas recuperações para esta modalidade acima do da modalidade da figura 3 precisa ser avaliado para cada aplicação relativa ao leve aumento no custo de capital esperado para a modalidade da

figura 4 comprado à modalidade da figura 3.

#### Outras Modalidades

[0067] De acordo com esta invenção, é geralmente vantajoso projetar a seção de absorção (retificação) do desmetanizador para conter múltiplos estágios teóricos de separação. No entanto, os benefícios da presente invenção podem ser obtidos com tanto quanto dois estágios teóricos. Por exemplo, todo ou parte do líquido condensado bombeado (corrente 44a) deixando o separador de refluxo 23 e toda ou parte da corrente 35b expandida substancialmente condensada a partir da válvula de expansão 16 pode ser combinada (tal como na tubulação unindo a válvula de expansão ao desmetanizador) e se misturado a fundo, os vapores e líquidos misturarão juntos e separarão de acordo com as volatilidades relativas dos vários componentes das correntes combinadas totais. Tal mistura das duas correntes, combinadas com o contato a pelo menos uma porção da corrente expandida 36a, será considerado para os fins desta invenção como constituindo uma seção de absorção.

[0068] As figuras 3 a 6 representam as torres de fracionamento construídas em um vaso único. As figuras 7 e 8 representam as torres de fracionamento construídas em dois vasos, coluna de absorção 27 (retificador) (um dispositivo de contato e de separação) e coluna 20 de extração (destilação). Em tais casos, uma porção do vapor de destilação (corrente 54) é retirada da seção inferior da coluna de absorção 27 e encaminhada para o condensador de refluxo 22 (opcionalmente combinada com uma porção, corrente 55, da corrente de vapor aéreo 50 a partir da coluna de extração 20) para gerar o refluxo à coluna de absorção 27. A porção restante (corrente 51) da corrente de vapor aérea 50 a partir da coluna de extração 20 flui para a seção inferior da coluna de absorção 27 a ser contactada pela corrente de refluxo 52 e a corrente 35b expandida substancialmente condensada. A bomba 28 é

usada para encaminhar os líquidos (corrente 47) do fundo da coluna de absorção 27 para o topo da coluna de extração 20 de modo que as duas torres funcionem eficazmente como um sistema de destilação. A decisão de se para construir a torre de fracionamento como um vaso único (tal como o desmetanizador 20 nas figuras 3 a 6) ou os múltiplos vasos dependerá de um número de fatores tal como o tamanho da fábrica, a distância das instalações de fabricação, etc.

[0069] Algumas circunstâncias podem favorecer a mistura da porção de vapor restante da coluna de destilação 42 a com a corrente aérea 38a partir da coluna de fracionamento 20 (figura 6) ou a coluna de absorção 27 (figura 8), então suprindo a corrente misturada ao trocador de calor 22 para fornecer o resfriamento da corrente de destilação 42 ou corrente de vapor 42 combinada. Como mostrado nas figuras 6 e 8, a corrente misturada 45 resultante de combinar o vapor do separador de refluxo (corrente 43) com a corrente aérea 38 é encaminhada ao trocador de calor 22.

[0070] Como descrito anteriormente, a corrente de vapor de destilação 42 ou a corrente de vapor combinado 42 é parcialmente condensada e o condensado resultante é usado para absorver os componentes de  $C_2$ , os componentes de  $C_3$  e os componentes mais pesados valiosos a partir dos vapores em elevação através da seção de absorção 20a do desmetanizador 20 ou através da coluna de absorção 27. No entanto, a presente invenção não está limitada a esta modalidade. Pode ser vantajoso, por exemplo, tratar somente uma porção destes vapores deste modo, ou usar somente uma porção do condensado como um absorvente, nos casos onde outras considerações projetadas indiquem as porções de vapores ou de condensados que devem desviar a seção de absorção 20a do desmetanizador 20 ou coluna de absorção 27. Algumas circunstâncias podem favorecer a condensação total, em vez da condensação parcial, da corrente de vapor de destilação 42 ou

a corrente de vapor combinado 42 no trocador de calor 22. Outras circunstâncias podem favorecer que corrente de vapor de destilação 42 seja uma remoção lateral de vapor total da coluna de fracionamento 30 do que uma remoção lateral de vapor parcial. Também deve ser notado que, dependendo da composição da corrente de gás de alimentação, pode ser vantajoso usar a refrigeração externa para fornecer o resfriamento parcial da corrente de vapor de destilação 42 ou a corrente de vapor combinado 42 no trocador de calor 22.

[0071] As condições de gás de alimentação, tamanho da fábrica, equipamento disponível, ou outros fatores podem indicar que a eliminação da máquina de expansão de trabalho 17, ou a substituição com um dispositivo de expansão alternativo (tal como uma válvula de expansão), é viável. Embora a expansão da corrente individual seja representada nos dispositivos de expansão particulares, meio de expansão alternativo pode ser empregado onde apropriado. Por exemplo, as condições podem justificar a expansão de trabalho da porção substancialmente condensada da corrente de alimentação (corrente 35a).

[0072] Quando o gás de entrada é mais enxuto, o separador 11 nas figuras 3 e 4 não pode ser justificado. Em tais casos, o resfriamento do gás de alimentação executado nos trocadores de calor 10 e 13 nas figuras 3 e 4 pode ser executado sem um separador interveniente como mostrado nas figuras 5 a 8. A decisão de se ou não resfriar e separar o gás de alimentação em múltiplas etapas dependerá da riqueza do gás de alimentação, do tamanho da fábrica, do equipamento disponível, etc. Dependendo da quantidade de hidrocarbonetos mais pesados no gás de alimentação e da pressão do gás de alimentação, a corrente de alimentação resfriada 31a deixando o trocador de calor 10 nas figuras 3 a 8 e/ou a corrente resfriada 32a deixando o trocador de calor 13 nas figuras 3 e 4 não pode conter qualquer líquido (porque ele está acima de seu ponto de orvalho, ou porque ele está acima de

seu ***cricondenbar***), de modo que o separador 11 mostrado nas figuras 3 a 8 e/ou o separador 14 mostrado nas figuras 3 e 4 não são requeridos.

[0073] O líquido em alta pressão (corrente 37 nas figuras 3 e 4 e corrente 33 nas figuras 5 a 8) não precisa ser expandido e alimentado a um ponto de alimentação da coluna central sobre a coluna de destilação. Ao contrário, toda ou uma porção do mesmo combinada com a porção do vapor do separador (coluna 35 nas figuras 3 e 4 e corrente 34 nas figuras 5 a 8) fluindo para o trocador de calor 1. (Isto é mostrado pela corrente tracejada 46 nas figuras 5 a 8). Qualquer porção restante do líquido pode ser expandida através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como uma válvula de expansão ou uma máquina de expansão, e alimentada a um ponto de alimentação da coluna central sobre a coluna de destilação (corrente 37a nas figuras 5 a 8). A corrente 33 nas figuras 3 e 4 e corrente 37 nas figuras 3 a 8 também pode ser usada para o resfriamento do gás de entrada ou outros serviços de trocador de calor antes ou depois da etapa de expansão anterior para fluir para o desmetanizador.

[0074] De acordo com a presente invenção, o uso de refrigeração externa para suplementar o resfriamento disponível para o gás de entrada a partir das outras correntes de processo pode ser empregado, particularmente no caso de um gás de entrada rico. O uso e a distribuição de líquidos no separador e de líquidos da remoção lateral do desmetanizador para a troca de calor do processo, e o arranjo particular dos trocadores de calor para o resfriamento do gás de entrada precisam ser avaliados para cada aplicação particular, bem como a escolha das correntes de processo para os serviços de troca de calor específicos.

[0075] Algumas circunstâncias podem favorecer o uso de uma porção do líquido de destilação frio deixando a seção 20a ou a coluna

de absorção 27 para troca de calor, tal como a corrente tracejada 49 nas figuras 5 a 8. Embora somente uma porção do líquido da seção de absorção 20a ou da coluna de absorção 27 possa ser usada para a troca de calor do processo sem reduzir a recuperação de etano no desmetanizador 20 ou na coluna de extração 20, é possível, às vezes, obter mais atividade destes líquidos do que com os líquidos da seção de extração 20b ou da coluna de extração 20. Isto é porque os líquidos na seção de absorção 20a do desmetanizador 20 (ou coluna de absorção 27) estão disponíveis em um nível de temperatura mais frio do que os na seção de extração 20b (ou coluna de extração 20).

[0076] Como mostrado pela corrente tracejada 53 nas figuras 5 a 8, em alguns casos pode ser vantajoso dividir a corrente de líquido da bomba de refluxo 24 (corrente 44a) em pelo menos duas correntes. Uma porção (corrente 53) pode então ser suprida à seção de extração da torre de fracionamento 20 (figuras 5 e 6) ou ao topo da coluna de extração 20 (figuras 7 e 8) para aumentar o fluxo de líquido naquela parte do sistema de destilação e melhorar a retificação, deste modo reduzindo a concentração de componentes de C<sub>2</sub>+ na corrente 42. Em tais casos, a porção restante (corrente 52) é suprida ao topo da seção de absorção 20a (figuras 5 e 6) ou da coluna de absorção 27 (figuras 7 e 8).

[0077] De acordo com a presente invenção, a divisão da alimentação de vapor pode ser executada de vários modos. Nos processos das figuras 3 a 8, a divisão de vapor ocorre após o resfriamento e separação de quaisquer líquidos que possam ter sido formados. O gás em alta pressão pode ser dividido, no entanto, antes de qualquer resfriamento do gás de entrada ou após o resfriamento do gás e antes de quaisquer estágios de separação. Em algumas modalidades, a divisão de vapor pode ser efetuada em um separador.

[0078] Também será reconhecido que a quantidade relativa de

alimentação encontrada em cada ramal da alimentação de vapor dividida dependerá de vários fatores, incluindo a pressão de gás, a composição do gás de alimentação, a quantidade de calor que pode ser economicamente extraída da alimentação, e a quantidade de cavalo-vapor disponível. Mais alimentação no topo da coluna pode aumentar a recuperação enquanto diminuindo a energia recuperada a partir do expensor, deste modo aumentando a re-compressão dos requisitos de cavalo-vapor. O aumento na alimentação inferior na coluna reduz o consumo de cavalo-vapor, mas pode reduzir a recuperação do produto. Os locais disponíveis das alimentações nas alimentações da coluna central podem variar dependendo da composição de entrada ou de outros fatores tal como os níveis de recuperação desejados e a quantidade de líquido formada durante o resfriamento do gás de entrada. Além disso, duas ou mais das correntes de alimentação, ou porções das mesmas, podem ser combinadas dependendo das temperaturas relativas e das quantidades de correntes individuais, e a corrente combinada então alimentada a uma posição de alimentação da coluna central.

[0079] A presente invenção fornece a recuperação melhorada de componentes de  $C_2$ , de componentes de  $C_3$  e de componentes de hidrocarbonetos mais pesados por quantidade do consumo de utilidade requerido para operar o processo. Um aperfeiçoamento no consumo de utilidade requerido para operar o processo do desmetanizador pode aparecer na forma de requisitos de energia reduzidos para a compressão ou re-compressão, requisitos de energia reduzidos para a refrigeração externa, requisitos de energia reduzidos para os refeedores da torre, ou uma combinação dos mesmos.

[0080] Embora tenha sido descrito o que se acredita ser as modalidades preferidas da invenção, os versados na técnica reconhecerão que outras e mais modificações podem ser feitas à mesma, por exem-

plo, adaptar a invenção a várias condições, tipos de alimentação, ou outros requisitos sem sair do espírito da presente invenção como definido pelas reivindicações anexas.

## REIVINDICAÇÕES

1. Processo para a separação de uma corrente de gás (31) contendo metano, componentes de C<sub>2</sub>, componentes de C<sub>3</sub> e componentes de hidrocarbonetos mais pesados em uma fração de gás residual volátil (45e) e em uma fração relativamente menos volátil (41) contendo uma porção principal dos componentes de C<sub>2</sub>, componentes de C<sub>3</sub> e componentes de hidrocarbonetos mais pesados ou os ditos componentes C<sub>3</sub> e os componentes de hidrocarbonetos mais pesados, em cujo processo:

(a) a dita corrente de gás (31) é resfriada (10) sob pressão para proporcionar uma corrente resfriada (31a);

(b) a dita corrente resfriada (31a) é expandida (17) até uma pressão mais baixa em que é uma corrente resfriada adicional, e

(c) a dita corrente resfriada adicional é dirigida para uma coluna de destilação (20) e fracionada na dita pressão mais baixa, em que os componentes da dita fração relativamente menos volátil (41) são recuperados;

**caracterizado pelo fato de que** em seguida ao resfriamento (10), a dita corrente resfriada (31a, 32) é dividida em primeira (34) e segunda (36) correntes; e

(1) a dita primeira corrente (34, 35) é resfriada (15) para que toda ela seja condensada (35a) e ser depois disto expandida (16) até a dita pressão mais baixa em que é ainda resfriada (35b);

(2) a dita primeira corrente resfriada expandida (35b) é depois disto fornecida à dita coluna de destilação (20) em uma primeira posição de alimentação da coluna central;

(3) a dita segunda corrente (36) é expandida (17) até a dita pressão mais baixa (36a) e é fornecida à dita coluna de destilação (20) em uma segunda posição de alimentação da coluna central;

(4) uma corrente de destilação de vapor (42, 54) é extraída

a partir de uma região da dita coluna de destilação (20) acima da dita segunda corrente expandida (36a) e é suficientemente resfriada (22) para condensar pelo menos uma parte da mesma (42a), formando uma corrente de vapor residual (43) e uma corrente condensada (44);

(5) pelo menos uma porção (52) da dita corrente condensada (44, 44a) é fornecida à dita coluna de destilação (20) em uma posição de alimentação de topo;

(6) uma corrente de vapor aérea (38) é extraída a partir de uma região superior da dita coluna de destilação (20) e é dirigida para a relação da troca de calor (22) com a dita corrente de destilação de vapor (42, 54) e aquecida, para fornecer pelo menos uma porção do resfriamento (22) da etapa (4), e depois disto descarregar pelo menos uma porção da dita corrente de vapor aérea aquecida como a dita fração de gás residual volátil (45e); e

(7) as quantidades e temperaturas das ditas correntes de alimentação (35b, 36a, 52) para dita coluna de destilação (20) são eficazes para manter a temperatura aérea da dita coluna de destilação (20) a uma temperatura em que as porções principais dos componentes na dita fração relativamente menos volátil (41) são recuperadas.

2. Processo para a separação de uma corrente de gás (31) contendo metano, componentes de  $C_2$ , componentes de  $C_3$  e componentes de hidrocarbonetos mais pesados em uma fração de gás residual volátil (45e) e em uma fração relativamente menos volátil (41) contendo uma porção principal de ditos componentes de  $C_2$  e os componentes de hidrocarbonetos mais pesados ou os ditos componentes de  $C_3$  e os componentes de hidrocarbonetos mais pesados, em cujo processo

(a) a dita corrente de gás (31) é resfriada (10) sob pressão para proporcionar uma corrente resfriada (31a);

(b) a dita corrente resfriada (31a) é expandida (17) até uma

pressão mais baixa em que é uma corrente resfriada adicional, e

(c) a dita corrente resfriada adicional é dirigida para uma coluna de destilação (20) e fracionada em dita pressão mais baixa em que os componentes da dita fração relativamente menos volátil (41) são recuperados;

**caracterizado pelo fato de que** a dita corrente de gás (31) é suficientemente resfriada (10) para condensar parcialmente (31a); e

(1) a dita corrente de gás parcialmente condensada (31a) é separada (11) para proporcionar uma corrente de vapor (32) e pelo menos uma corrente de líquido (33);

(2) a dita corrente de vapor (32) é depois disto dividida em primeira (34) e segunda (36) correntes;

(3) a dita primeira corrente (34, 35) é resfriada (15) para que toda ela seja condensada (35a) é depois disto expandida (16) até a dita pressão mais baixa em que ela é ainda resfriada (35b);

(4) a dita primeira corrente resfriada expandida (35b) é depois disto fornecida à dita coluna de destilação (20) em uma primeira posição de alimentação da coluna central;

(5) a dita segunda corrente (36) é expandida (17) até a dita pressão mais baixa (36a) e é fornecida à dita coluna de destilação (20) em uma segunda posição de alimentação da coluna central;

(6) pelo menos uma porção (37) da dita pelo menos uma corrente de líquido (33) é expandida (12) até a dita pressão mais baixa (37a) e é fornecida à dita coluna de destilação (20) em uma terceira posição de alimentação da coluna central;

(7) uma corrente de destilação de vapor (42, 54) é extraída de uma região da dita coluna de destilação (20) acima da dita segunda corrente expandida (36a) e é suficientemente resfriada (22) para condensar pelo menos uma parte da mesma (42a), formando uma corrente de vapor residual (43) e uma corrente condensada (44);

(8) pelo menos uma porção (52) da dita corrente condensada (44, 44a) é fornecida à dita coluna de destilação (20) em uma posição de alimentação de topo;

(9) uma corrente de vapor aérea (38) é extraída de uma região superior da dita coluna de destilação (20) e é dirigida para relação de troca de calor (22) com a dita corrente de destilação de vapor (42, 54) e aquecida, para suprir pelo menos uma porção do resfriamento (22) da etapa (7) e depois disto descarregar pelo menos uma porção da dita corrente de vapor aérea aquecida como a dita fração de gás residual volátil (45e); e

(10) as quantidades e temperaturas das ditas correntes de alimentação (35b, 36a, 52) para a dita coluna de destilação (20) são eficazes para manter a temperatura aérea da dita coluna de destilação (20) em uma temperatura em que as porções principais dos componentes na dita fração relativamente menos volátil (41) são recuperadas.

3. Processo para a separação de uma corrente de gás (31) contendo metano, componentes de  $C_2$ , componentes de  $C_3$  e componentes de hidrocarbonetos mais pesados em uma fração de gás residual volátil (45e) e em uma fração relativamente menos volátil (41) contendo uma porção principal de ditos componentes de  $C_3$  e dos componentes de hidrocarbonetos mais pesados ou ditos componentes de  $C_3$  e os componentes de hidrocarbonetos mais pesados, em cujo processo

(a) a dita corrente de gás (31) é resfriada (10) sob pressão para fornecer uma corrente resfriada (31a);

(b) a dita corrente resfriada (31a) é expandida (17) até uma pressão mais baixa em que é uma corrente resfriada adicional; e

(c) a dita corrente resfriada adicional é dirigida para uma coluna de destilação (20) e fracionada em dita pressão mais baixa em

que os componentes da dita fração relativamente menos volátil (41) são recuperados;

**caracterizado pelo fato de que** a dita corrente de gás (31) é suficientemente resfriada (10) para condensar parcialmente (31a); e

(1) a dita corrente de gás parcialmente condensada (31a) é separada (11) para proporcionar uma corrente de vapor (32) e pelo menos uma corrente de líquido (33);

(2) a dita corrente de vapor (32) é depois disto dividida em primeira (34) e segunda (36) correntes;

(3) a dita primeira corrente (34) é combinada com pelo menos uma porção (46) da dita pelo menos uma corrente de líquido (33) para formar uma corrente combinada (35), e a dita corrente combinada (35) é resfriada (15) para que toda ela seja condensada (35a) e é depois disto expandida (16) até a dita pressão mais baixa e com isto é ainda mais resfriada (35b);

(4) a dita corrente combinada resfriada expandida (35b) é depois disto fornecida a uma primeira posição de alimentação da coluna central para a dita coluna de destilação (20);

(5) a dita segunda corrente (36) é expandida (17) até a dita pressão mais baixa (36a) e é fornecida à dita coluna de destilação (20) em uma segunda posição de alimentação da coluna central;

(6) qualquer porção restante (37) da dita pelo menos uma corrente de líquido (33) é expandida (12) até a dita pressão mais baixa (37a) e é fornecida à dita coluna de destilação (20) em uma terceira posição de alimentação da coluna central;

(7) uma corrente de destilação de vapor (42, 54) é extraída de uma região da dita coluna de destilação (20) acima da dita segunda corrente expandida (36a) e é resfriada (22) suficientemente para condensar pelo menos uma parte da mesma (42a), formando uma corrente de vapor residual (43) e uma corrente condensada (44);

(8) pelo menos uma porção (52) da dita corrente condensada (44, 44a) é fornecida à dita coluna de destilação (20) em uma posição de alimentação de topo;

(9) uma corrente de vapor aérea (38) é extraída de uma região superior da dita coluna de destilação (20) e é dirigida para uma relação de troca de calor (22) com a dita corrente de destilação de vapor (42, 54) e aquecida, para suprir pelo menos uma porção do resfriamento (22) da etapa (7), e depois disto descarregar pelo menos uma porção da dita corrente de vapor aéreo aquecida como a dita fração de gás residual volátil (45e); e

(10) as quantidades e temperaturas das ditas correntes de alimentação (35b, 36a, 52) para a dita coluna de destilação (20) são eficazes para manter a temperatura aérea da dita coluna de destilação (20) em uma temperatura em que as porções principais dos componentes na dita fração relativamente menos volátil (41) são recuperadas.

4. Processo para a separação de uma corrente de gás (31) contendo metano, componentes de  $C_2$ , componentes de  $C_3$  e componentes de hidrocarbonetos mais pesados em uma fração de gás residual volátil (45e) e em uma fração relativamente menos volátil (41) contendo uma porção principal de ditos componentes de  $C_2$ , componentes de  $C_3$  e componentes de hidrocarbonetos mais pesados ou os ditos componentes de  $C_3$  e os componentes de hidrocarbonetos mais pesados, em cujo processo

(a) a dita corrente de gás (31) é resfriada (10) sob pressão para proporcionar uma corrente resfriada (31a);

(b) a dita corrente resfriada (31a) é expandida (17) até uma pressão mais baixa em que é uma corrente resfriada adicional; e

(c) a dita corrente resfriada adicional é dirigida para uma coluna de destilação (20) e fracionada em dita pressão mais baixa em

que os componentes da dita fração relativamente menos volátil (41) são recuperados;

**caracterizado pelo fato de que** em seguida ao resfriamento (10), a dita corrente resfriada (31a, 32) é dividida em primeira (34) e segunda (36) correntes; e

(1) a dita primeira corrente (34, 35) é resfriada (15) para que toda ela seja condensada (35a) e depois disto ser expandida (16) para a pressão mais baixa em que é ainda resfriada (35b);

(2) a dita primeira corrente resfriada expandida (35b) é depois disto fornecida em uma posição de alimentação na coluna central a um dispositivo de contato e de separação (27) que produz uma primeira corrente de vapor aérea (38) e uma corrente de líquido de fundo (47), onde a dita corrente de líquido de fundo (47, 47a, 48) é fornecida à dita coluna de destilação (20);

(3) a dita segunda corrente (36) é expandida (17) até a dita pressão mais baixa (36a) e é fornecida ao dito dispositivo de contato e de separação (27) em uma primeira posição de alimentação da coluna inferior;

(4) uma segunda corrente de vapor aérea (50, 51) é extraída de uma região superior da dita coluna de destilação (20) e é fornecida ao dito dispositivo de contato e de separação (27) em uma segunda posição de alimentação da coluna inferior;

(5) uma corrente de destilação de vapor (54) é extraída de uma região do dito dispositivo de contato e de separação (27) acima da dita segunda corrente expandida (36a) e é suficientemente resfriada (22) para condensar pelo menos uma parte da mesma, formando uma corrente de vapor residual (43) e uma corrente condensada (44);

(6) pelo menos uma porção (52) da dita corrente condensada (44, 44a) é fornecida ao dito dispositivo de contato e de separação (27) em uma posição de alimentação de topo;

(7) a dita primeira corrente de vapor aérea (38) é dirigida para uma relação de troca de calor (22) com a dita corrente de destilação de vapor (42, 54) e aquecida, para suprir pelo menos uma porção do resfriamento (22) da etapa (5), e depois disto descarregar pelo menos uma porção da dita primeira corrente de vapor aérea aquecida como a dita fração de gás residual volátil (45e); e

(8) as quantidades e temperaturas da ditas correntes de alimentação (35b, 36a, 52) para o dito dispositivo de contato e de separação (27) são eficazes para manter a temperatura aérea do dito dispositivo de contato e de separação (27) em uma temperatura em que as porções principais dos componentes na dita fração relativamente menos volátil (41) são recuperadas.

5. Processo para a separação de uma corrente de gás (31) contendo metano, componentes de  $C_2$ , componentes de  $C_3$  e componentes de hidrocarbonetos mais pesados em uma fração de gás residual volátil (45e) e em uma fração relativamente menos volátil (41) contendo uma porção principal de ditos componentes de  $C_2$ , componentes de  $C_3$  e de componentes de hidrocarbonetos mais pesados ou os ditos componentes de  $C_3$  e os componentes de hidrocarbonetos mais pesados, em cujo processo

(a) a dita corrente de gás (31) é resfriada (10) sob pressão para proporcionar uma corrente resfriada (31a);

(b) a dita corrente resfriada (31a) é expandida até uma pressão mais baixa em que é uma corrente resfriada adicional; e

(c) a dita corrente resfriada adicional é dirigida para uma coluna de destilação (20) e fracionada em dita pressão mais baixa em que os componentes da dita fração relativamente mais volátil (41) são recuperados;

**caracterizado pelo fato de que** a dita corrente de gás (31) é suficientemente resfriada (10) para condensar parcialmente (31a);

(1) a dita corrente de gás parcialmente condensada (31a) é separada (11) proporcionar uma corrente de vapor (32) e pelo menos uma corrente de líquido (33);

(2) a dita corrente de vapor (32) é depois disto dividida em primeira (34) e segunda (36) correntes;

(3) a dita primeira corrente (34, 35) é resfriada (15) para que toda ela seja condensada (35a) e é depois disto expandida (16) até a dita pressão mais baixa em que é ainda resfriada (35b);

(4) a dita primeira corrente resfriada expandida (35b) é depois disto fornecida em uma posição de alimentação da coluna central a um dispositivo de contato e de separação (27) que produz uma primeira corrente de vapor aérea (38) e uma corrente de líquido de fundo (47), onde a dita corrente de líquido de fundo (47, 47a, 48) é fornecida à dita coluna de destilação (20);

(5) a dita segunda corrente (36) é expandida (17) até a dita pressão mais baixa e é fornecida ao dito dispositivo de contato e de separação (27) em uma primeira posição de alimentação da coluna inferior;

(6) pelo menos uma porção (37) da dita pelo menos uma corrente de líquido (33) é expandida (12) até a dita pressão mais baixa (37a) e é fornecida à dita coluna de destilação (20) em uma posição de alimentação da coluna central;

(7) uma segunda corrente de vapor aérea (50, 51) é extraída de uma região superior da dita coluna de destilação (20) e é fornecida ao dito dispositivo de contato e de separação (27) em uma segunda posição de alimentação da coluna inferior;

(8) uma corrente de destilação de vapor (42, 54) é extraída de uma região do dito dispositivo de contato e de separação (27) acima da segunda corrente expandida (36a) e é suficientemente resfriada (22) para condensar pelo menos uma parte da mesma (42a), formando

uma corrente de vapor residual (43) e uma corrente condensada (44);

(9) pelo menos uma porção (52) da dita corrente condensada (44, 44a) é fornecida ao dito dispositivo de contato e de separação (27) em uma posição de alimentação de topo;

(10) a dita primeira corrente de vapor aérea (38) é dirigida para uma relação da troca de calor (22) com a dita corrente de destilação de vapor (42, 54) e aquecida, para suprir pelo menos uma porção do resfriamento (22) da etapa (8), e depois disto descarregar pelo menos uma porção da dita primeira corrente de vapor aéreo aquecida como a dita fração de gás residual volátil (45e); e

(11) as quantidades e temperaturas da ditas correntes de alimentação (35b, 36a, 52) em dito dispositivo de contato e de separação (27) são eficazes para manter a temperatura aérea de dito dispositivo de contato e de separação (27) em uma temperatura em que as porções principais dos componentes na dita fração relativamente menos volátil (41) são recuperadas.

6. Processo para a separação de uma corrente de gás (31) contendo metano, componentes de  $C_2$ , componentes de  $C_3$  e componentes de hidrocarbonetos mais pesados em uma fração de gás residual volátil (45e) e em uma fração relativamente menos volátil (41) contendo uma porção principal de ditos componentes de  $C_2$ , componentes de  $C_3$  e componentes de hidrocarbonetos mais pesados ou de ditos componentes de  $C_3$  e dos componentes de hidrocarboneto mais pesados, em cujo processo

(a) a dita corrente de gás (31) é resfriada (10) sob pressão para proporcionar uma corrente resfriada (31a);

(b) a dita corrente de gás resfriada (31a) é expandida (17) até uma pressão mais baixa em que é uma corrente resfriada adicional; e

(c) a dita corrente resfriada adicional é dirigida para uma

coluna de destilação (20) e fracionada em dita pressão mais baixa em que os componentes da dita fração relativamente menos volátil (41) são recuperados;

**caracterizado pelo fato de que** a dita corrente de gás (31) é suficientemente resfriada (10) para condensar parcialmente (31a); e

(1) a dita corrente de gás parcialmente condensada (31a) é separada (11) para proporcionar uma corrente de vapor (32) e pelo menos uma corrente de líquido (33);

(2) a dita corrente de vapor (32) é depois disto dividida em primeira (34) e segunda (36) correntes;

(3) a dita primeira corrente (34) é combinada com pelo menos uma porção (46) da dita pelo menos uma corrente de líquido (33) para formar uma corrente combinada (35), e a dita corrente combinada (35) é resfriada (15) para que toda ela seja condensada (35a) e é depois disto expandida (16) até a dita pressão mais baixa em que é ainda resfriada (35b);

(4) a dita corrente combinada resfriada expandida (35b) é depois disto fornecida em uma posição de alimentação da coluna central a um dispositivo de contato e de separação (27) que produz uma primeira corrente de vapor aérea (38) e uma corrente de líquido de fundo (47), onde a dita corrente de líquido de fundo (47, 47a, 48) é fornecida à dita coluna de destilação (20);

(5) a dita segunda corrente (36) é expandida (17) até a dita pressão mais baixa (36a) e é fornecida ao dito dispositivo de contato e de separação (27) em uma primeira posição de alimentação da coluna inferior;

(6) qualquer porção restante (37) da dita pelo menos uma corrente de líquido (33) é expandida (12) até a dita pressão mais baixa e é fornecida à dita coluna de destilação (20) em uma posição de alimentação da coluna central;

(7) uma segunda corrente de vapor aérea (50, 51) é extraída de uma região superior da dita coluna de destilação (20) e é fornecida ao dito dispositivo de contato e de separação (27) em uma segunda posição de alimentação da coluna inferior;

(8) uma corrente de destilação de vapor (42, 54) é extraída de uma região do dito dispositivo de contato e de separação (27) acima da dita segunda corrente expandida (36a) e é suficientemente resfriada (22) para condensar pelo menos parte da mesma (42a), formando uma corrente de vapor residual (43) e uma corrente condensada (44);

(9) pelo menos uma porção (52) da dita corrente condensada (44, 44a) é fornecida ao dito dispositivo de contato e de separação (27) em uma posição de alimentação de topo;

(10) a dita primeira corrente de vapor aérea (38) é dirigida para uma relação da troca de calor (22) com a dita corrente de destilação de vapor (42, 54) e aquecida, para suprir pelo menos uma porção do resfriamento (22) da etapa (8), e depois disto descarregar pelo menos uma porção da dita primeira corrente de vapor aérea aquecida como a fração de gás residual volátil (45e); e

(11) as quantidades e temperaturas da ditas correntes de alimentação (35b, 36a, 52) para o dito dispositivo de contato e de separação (27) são eficazes para manter a temperatura aérea do dito dispositivo de contato e de separação (27) em uma temperatura em que as porções principais dos componentes na dita fração relativamente menos volátil (41) são recuperadas.

7. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 1, 2 ou 3, **caracterizado pelo fato de que**

(1) a dita corrente de vapor aérea (38) é combinada com a dita corrente de vapor residual (43) para formar uma corrente de vapor combinada (45); e

(2) a dita corrente de vapor combinada (45) é dirigida para uma relação da troca de calor (22) com a dita corrente de destilação de vapor (42, 54) e aquecida, para suprir pelo menos uma porção do dito resfriamento (22) da dita corrente de destilação de vapor (42, 54), e depois disto descarregar pelo menos uma porção da dita corrente de vapor combinada aquecida como a fração de gás residual volátil (45f).

8. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 4, 5 ou 6, **caracterizado pelo fato de que**

(1) a dita primeira corrente de vapor aérea (38) é combinada com a dita corrente de vapor residual (43) para formar uma corrente de vapor combinada (45); e

(2) a dita corrente de vapor combinada (45) é dirigida para uma relação de troca de calor (22) com a dita corrente de destilação de vapor (42, 54) e aquecida, para suprir pelo menos uma porção do dito resfriamento (22) da dita corrente de destilação de vapor (42, 54), e depois disto descarregar pelo menos uma porção da dita corrente de vapor combinada aquecida como a fração de gás residual volátil (45f).

9. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 1, 2 ou 3, **caracterizado pelo fato de que**

(1) uma segunda corrente de destilação de vapor (55) é extraída de uma região da dita coluna de destilação (20) abaixo da dita segunda corrente expandida (36a);

(2) a dita corrente de destilação de vapor (54) é combinada com a dita segunda corrente de destilação de vapor (55) para formar uma corrente de destilação combinada (42);

(3) a dita corrente de destilação combinada (42) é suficientemente resfriada (22) para condensar uma parte da mesma (42a), formando a dita corrente de vapor residual (43) e a dita corrente combinada (44); e

(4) a dita corrente de vapor aérea (38) é dirigida para uma

relação de troca de calor (22) com a dita corrente de destilação combinada (42) e aquecida, para suprir pelo menos uma porção do resfriamento (22) da etapa (3), e depois disto descarregar pelo menos uma porção da dita corrente de vapor aérea aquecida como a dita fração de gás residual volátil (45e).

10. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 1, 2 ou 3, **caracterizado pelo fato de que**

(1) uma segunda corrente de destilação de vapor (55) é extraída de uma região da dita coluna de destilação (20) abaixo da dita segunda corrente expandida (36a);

(2) a dita corrente de destilação de vapor (54) é combinada com a dita segunda corrente de destilação de vapor (55) para formar uma corrente de destilação combinada (42);

(3) a dita corrente de destilação combinada (42) é suficientemente resfriada (22) para condensar pelo menos uma parte da mesma (42a), formando a dita corrente de vapor residual (43) e a dita corrente condensada (44);

(4) a dita corrente de vapor aérea (38) é combinada com a dita corrente de vapor residual (43) para formar uma corrente de vapor combinada (45); e

(5) a dita corrente de vapor combinada (45) é dirigida para uma relação da troca de calor (22) com a dita corrente de destilação combinada (42) e aquecida, para suprir pelo menos uma porção do resfriamento (22) da etapa (3) e depois disto descarregar pelo menos uma porção da dita corrente de vapor combinada aquecida como a dita fração de gás residual volátil (45f).

11. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 4, 5 ou 6, **caracterizado pelo fato de que**

(1) a dita segunda corrente aérea (50) é dividida em uma segunda corrente de destilação de vapor (55) e uma terceira corrente

de destilação de vapor (51), onde a dita terceira corrente de destilação de vapor (51) é fornecida ao dito dispositivo de contato e de separação (27) em dita segunda posição de alimentação da coluna inferior;

(2) a dita corrente de destilação de vapor (54) é combinada com a dita segunda corrente de destilação de vapor (55) para formar uma corrente de destilação combinada (42);

(3) a dita corrente de destilação combinada (42) é suficientemente resfriada (22) para condensar pelo menos uma parte da mesma (42a), formando a dita corrente de vapor residual (43) e a dita corrente condensada (44); e

(4) a dita primeira corrente de vapor aérea (38) é dirigida para uma relação de troca de calor (22) com a dita corrente de destilação combinada (42) e aquecida, para suprir pelo menos uma porção do resfriamento (22) da etapa (3), e depois disto descarregar pelo menos uma porção da dita primeira corrente de vapor aérea aquecida como a dita fração de gás residual volátil (45e).

12. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 4, 5 ou 6, **caracterizado pelo fato de que**

(1) a dita segunda corrente aérea (50) é dividida em uma segunda corrente de destilação de vapor (55) e uma terceira corrente de destilação de vapor (51), onde a dita terceira corrente de destilação de vapor (51) é fornecida ao dito dispositivo de contato e de separação (27) em uma dita segunda posição de alimentação da coluna inferior.

(2) a dita corrente de vapor de destilação (54) é combinada com a dita segunda corrente de destilação de vapor (55) para formar uma corrente de destilação combinada (42);

(3) a dita corrente de destilação combinada (42) é suficientemente resfriada (22) para condensar pelo menos uma parte da mesma (42a), formando a dita corrente de vapor residual (43) e a dita corrente condensada (44);

(4) a dita primeira corrente de vapor aérea (38) é combinada com a dita corrente de vapor residual (43) para formar uma corrente de vapor combinada (45); e

(5) a dita corrente de vapor combinada (45) é dirigida para uma relação da troca de calor (22) com a dita corrente de destilação combinada (42) e aquecida, para suprir pelo menos uma porção do resfriamento (22) da etapa (3), e depois disto descarregar pelo menos uma porção da dita corrente de vapor combinada aquecida como a dita fração de gás residual volátil (45f).

13. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações, 1, 2 ou 3, **caracterizado pelo fato de que**

(1) a dita corrente condensada (44, 44a) é dividida em pelo menos uma primeira porção (52) e uma segunda porção (53);

(2) a dita primeira porção (52) é fornecida à dita coluna de destilação (20) em uma dita posição de alimentação de topo; e

(3) a dita segunda porção (53) é fornecida à dita coluna de destilação (20) em uma posição de alimentação da coluna central abaixo da dita segunda corrente expandida (36a).

14. Processo, de acordo com a reivindicação 7, **caracterizado pelo fato de que**

(1) a dita corrente condensada (44, 44a) é dividida em pelo menos uma primeira porção (52) e uma segunda porção (53);

(2) a dita primeira porção (52) é fornecida à dita coluna de destilação (20) em uma dita posição de alimentação de topo; e

(3) a dita segunda porção (53) é fornecida à dita coluna de destilação (20) em uma posição de alimentação da coluna central abaixo da dita corrente expandida (36a).

15. Processo, de acordo com a reivindicação 9 ou 10, **caracterizado pelo fato de que**

(1) a dita corrente condensada (44, 44a) é dividida em pelo

menos uma primeira porção (52) e uma segunda porção (53);

(2) a dita primeira porção (52) é fornecida à dita coluna de destilação (20) em uma dita posição de alimentação de topo; e

(3) a dita segunda porção (53) é fornecida à dita coluna de destilação (20) em uma posição de alimentação da coluna central, a dita posição de alimentação da coluna central estando na mesma região onde a dita segunda corrente de destilação de vapor (55) é retirada.

16. Processo, de acordo com a reivindicação 4, 5, 6, 8, 11 ou 12, **caracterizado pelo fato de que**

(1) a dita corrente condensada (44, 44a) é dividida em pelo menos uma primeira porção (52) e uma segunda porção (53);

(2) a dita primeira porção (52) é fornecida ao dito dispositivo de contato e de separação (27) em uma dita posição de alimentação de topo; e

(3) a dita segunda porção (53) é fornecida à dita coluna de destilação (20) em uma posição de alimentação de topo.

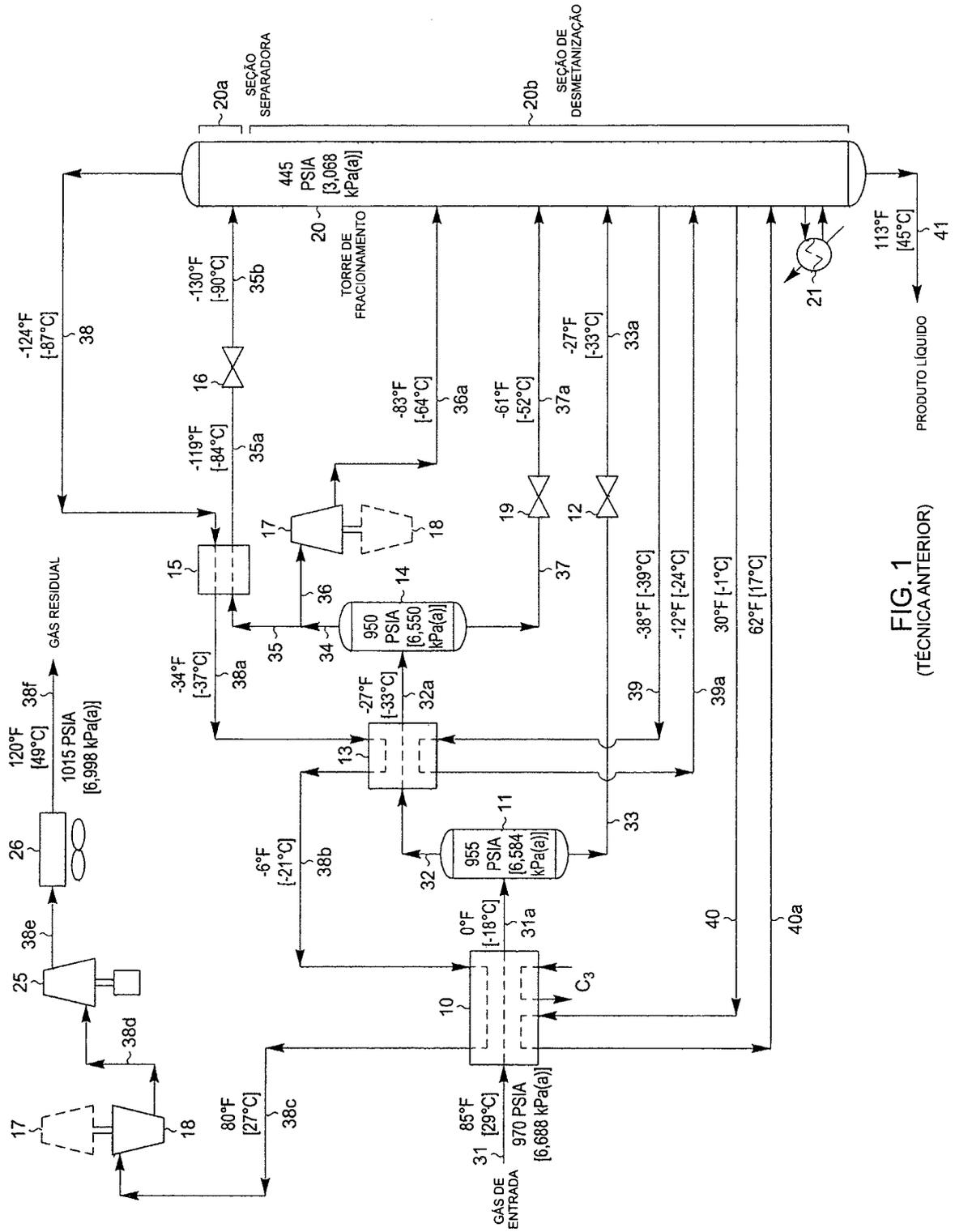


FIG. 1  
(TÉCNICA ANTERIOR)

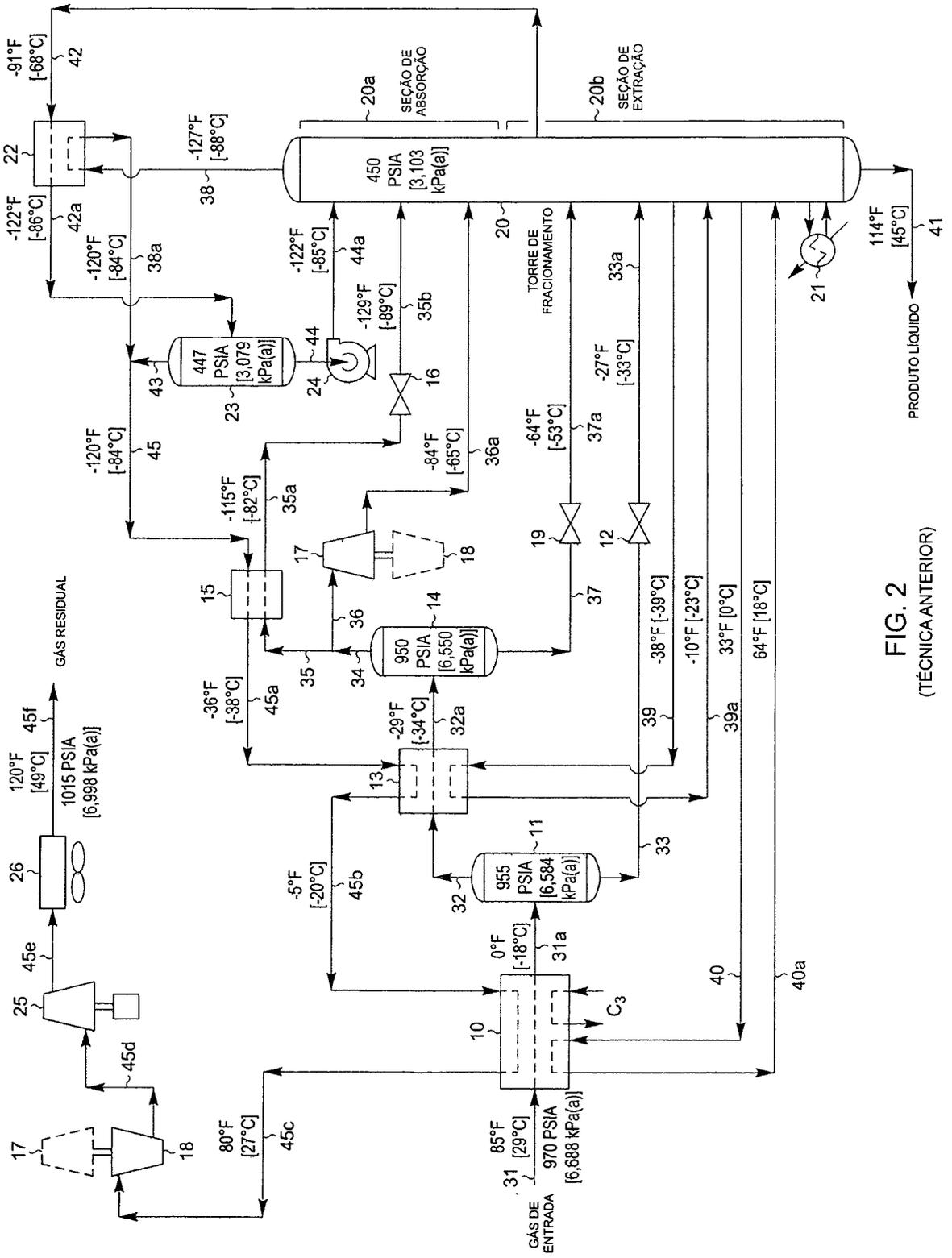


FIG. 2  
(TÉCNICA ANTERIOR)

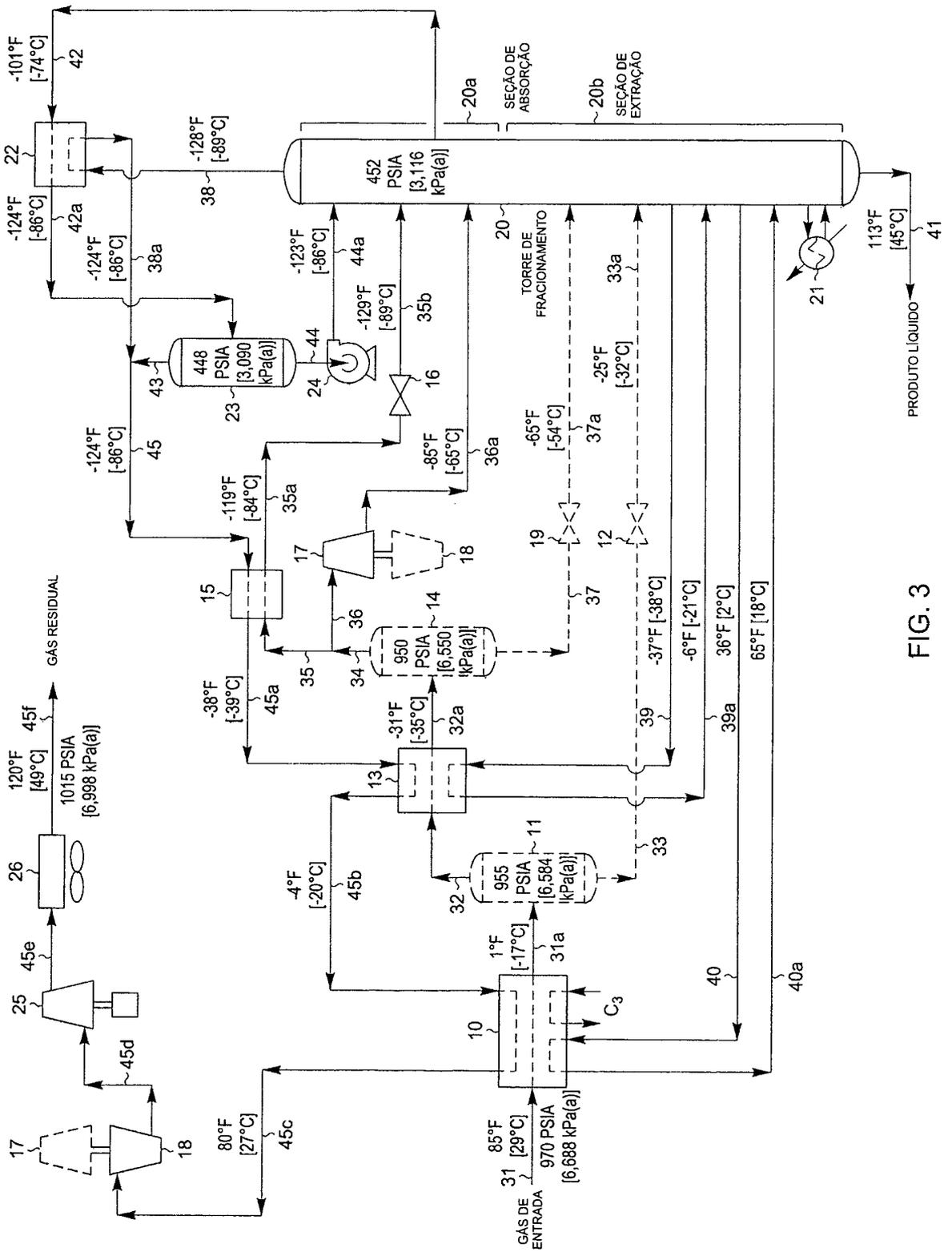


FIG. 3

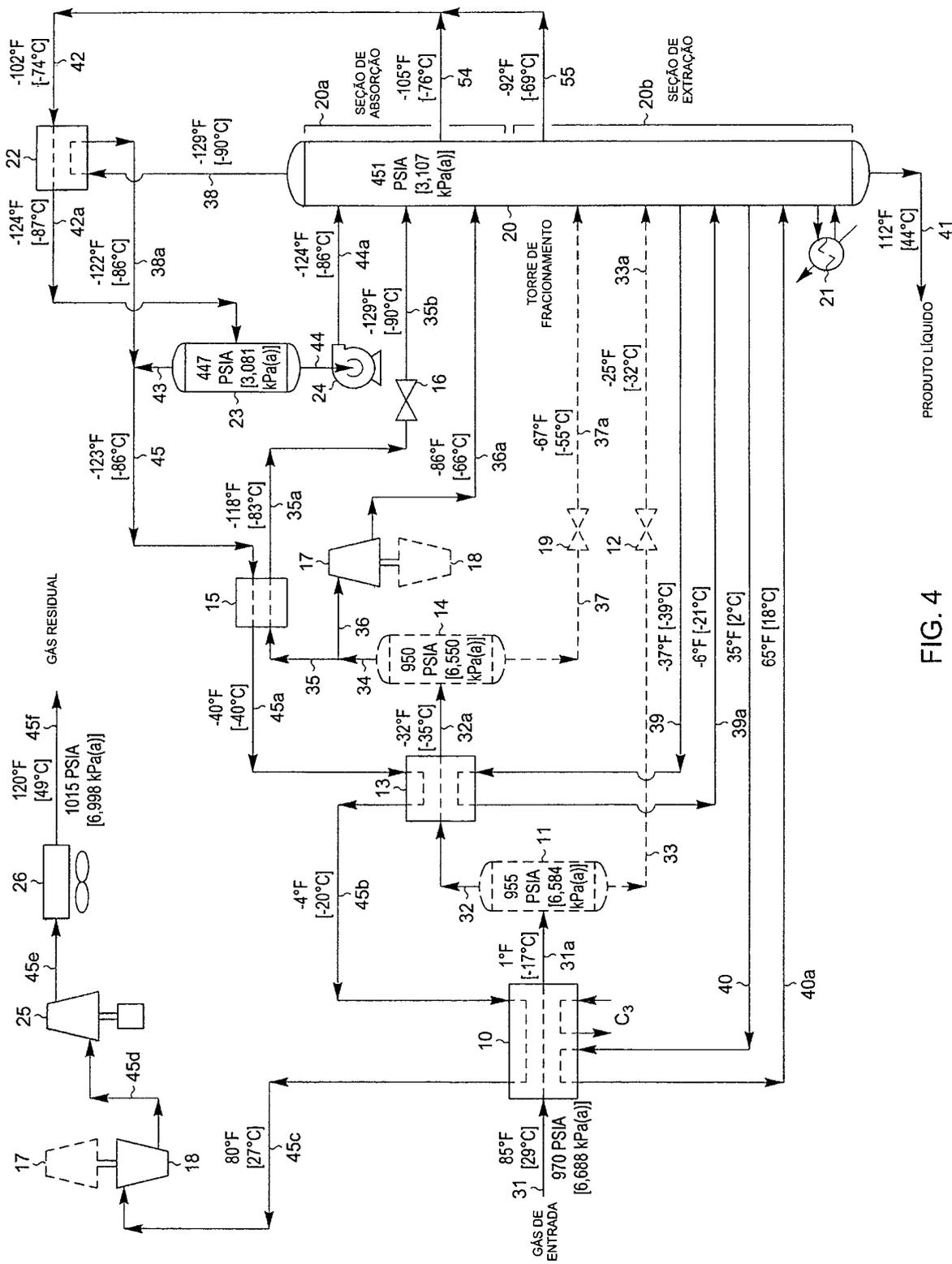


FIG. 4

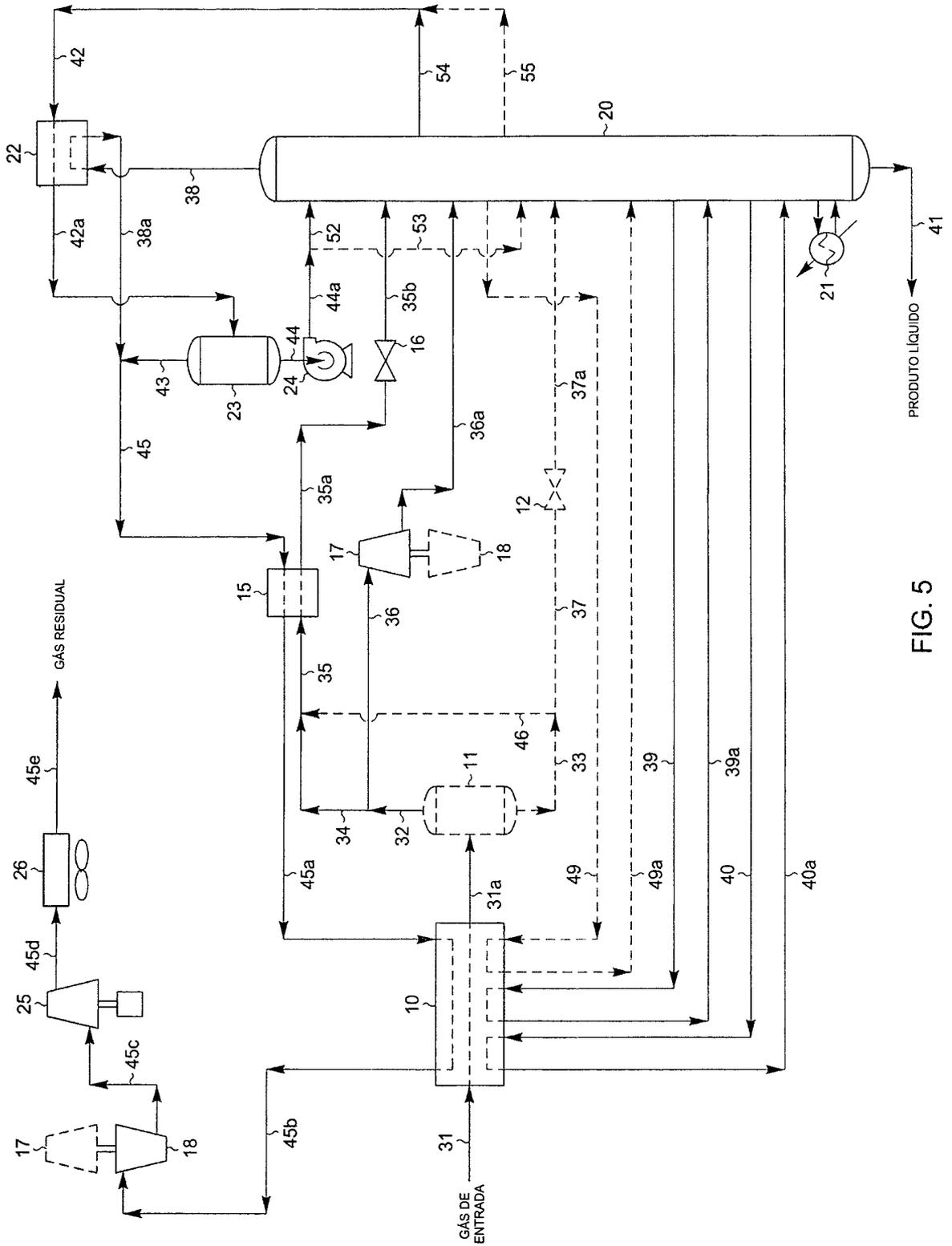


FIG. 5

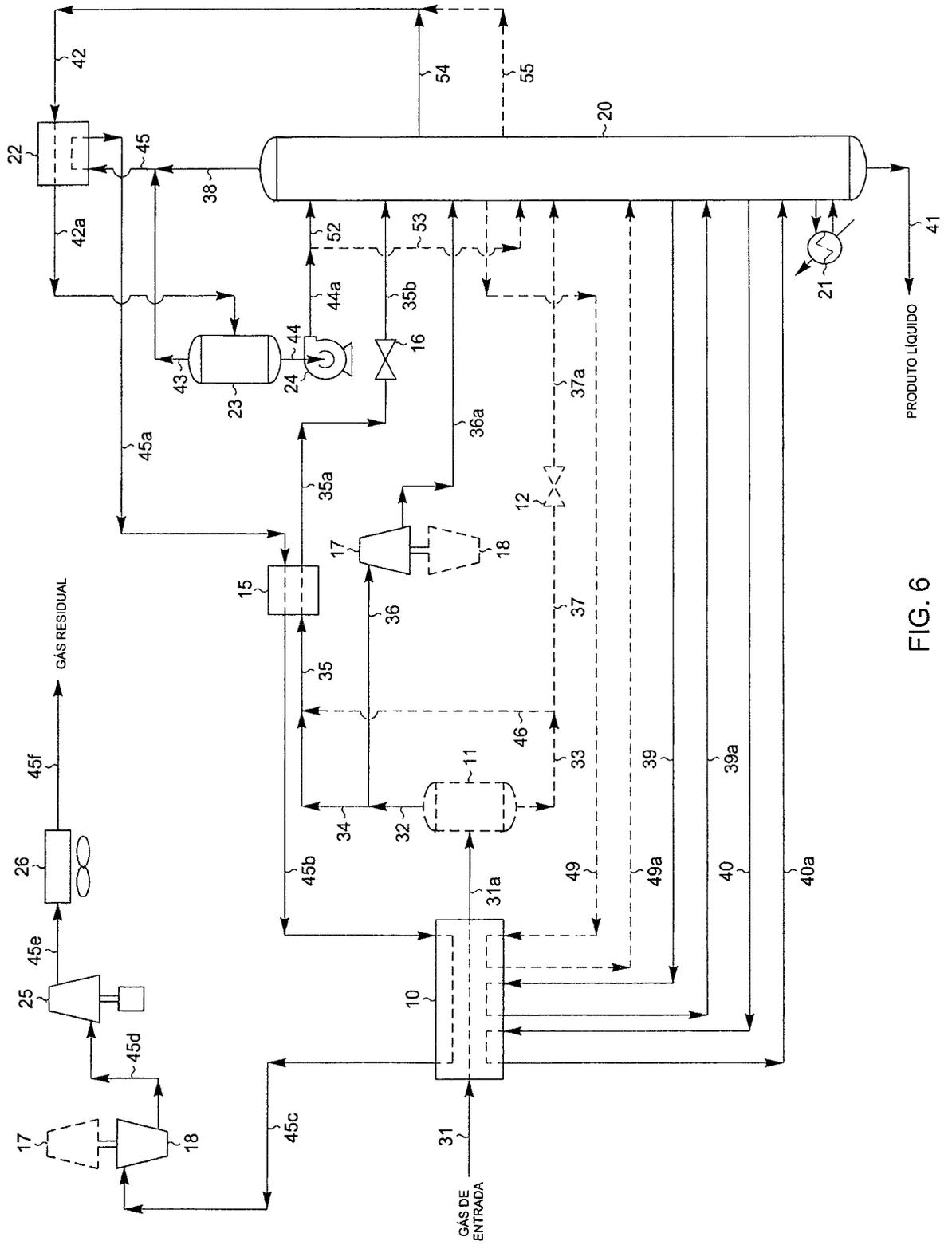


FIG. 6



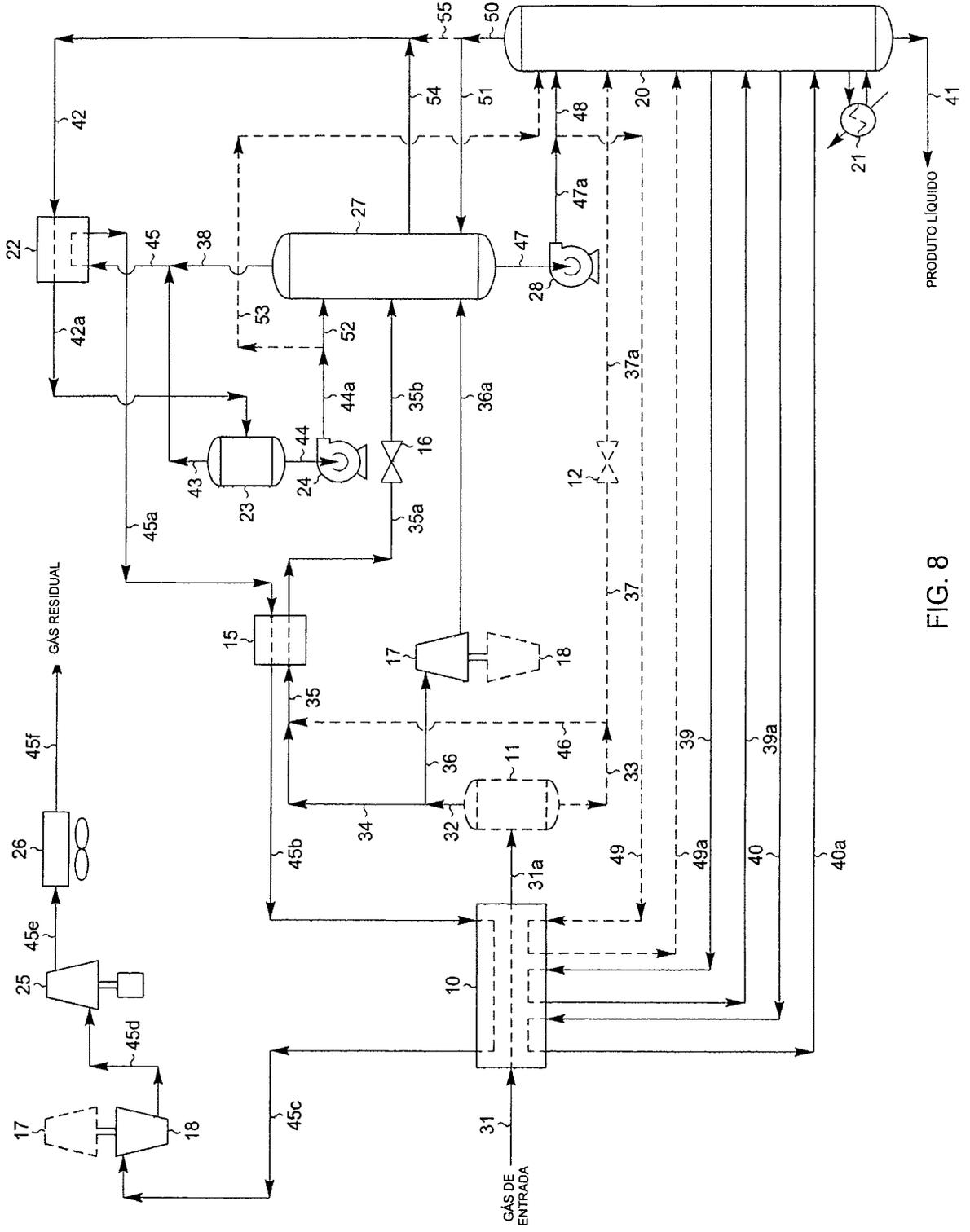


FIG. 8

## RESUMO

Patente de Invenção: **"PROCESSO PARA SEPARAÇÃO DE UMA CORRENTE DE GÁS"**.

A presente invenção refere-se a um processo para recuperar os componentes de etano, etileno, propano, propileno e de hidrocarbonetos mais pesados a partir de uma corrente de gás de hidrocarbonetos. A corrente é resfriada e dividida em primeira e segunda correntes. A primeira corrente é ainda resfriada para que toda ela seja substancialmente condensada e é depois disto expandida para a pressão mais baixa de fracionamento e fornecida à torre de fracionamento em uma primeira posição de alimentação da coluna central. A segunda corrente é expandida para a pressão mais baixa e é então fornecida à coluna em uma segunda posição de alimentação da coluna central. Uma corrente de destilação de vapor é retirada da coluna acima do ponto de alimentação da segunda corrente e é então dirigida para uma relação da troca de calor com a corrente de vapor aérea da torre para resfriar a corrente de destilação de vapor e condensar pelo menos uma parte da mesma, formando uma corrente condensada. Pelo menos uma porção da corrente condensada é dirigida à torre de fracionamento como sua alimentação de topo. As quantidades e as temperaturas das alimentações na torre de fracionamento são eficazes para manter a temperatura aérea da torre de fracionamento a uma temperatura onde a porção principal dos componentes desejados é recuperada da coluna central, e a dita posição de alimentação da coluna central estando substancialmente na mesma região onde a dita segunda corrente de destilação de vapor é retirada.