



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

(21) PI 0807524-7 A2



* B R P I 0 8 0 7 5 2 4 A 2 *

(22) Data de Depósito: 28/01/2008
(43) Data da Publicação: 03/06/2014
(RPI 2265)

(51) Int.Cl.:
F25J 3/00

(54) Título: PROCESSAMENTO DE GÁS DE
HIDROCARBONETOS

(57) Resumo:

(30) Prioridade Unionista: 09/01/2008 US 11/971,491,
09/02/2007 US 60/900,400

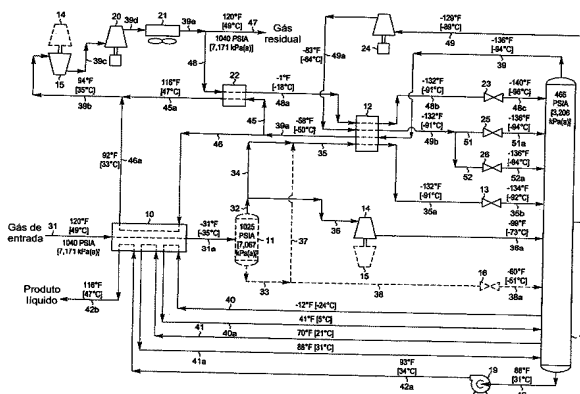
(73) Titular(es): Ortloff Engineers, Ltd.

(72) Inventor(es): Hank M. Hudson, Joe T. Lynch, John D.
Wilkinson, Richard N. Pitman, Tony L. Martinez

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

(86) Pedido Internacional: PCT US2008052154 de
28/01/2008

(87) Publicação Internacional: WO 2008/140836de
20/11/2008



Relatório Descritivo da Patente de Invenção para **"PROCESSAMENTO DE GÁS DE HIDROCARBONETOS"**.

ANTECEDENTES DA INVENÇÃO

A presente invenção refere-se a um processo destinado à separação de um gás contendo hidrocarbonetos. Os requerentes reivindicam os benefícios sob o Título 35, Código dos Estados Unidos, Seção 119(e) do Pedido Provisório anterior U.S. Número 60/900.400 que foi depositado em 9 de fevereiro de 2007.

Podem-se recuperar etileno, etano, propileno, propano e/ou hidrocarbonetos mais pesados a partir de uma variedade de gases, tais como gás natural, gás de refinaria e fluxos de gases sintéticos obtidos a partir de outros materiais de hidrocarbonetos, tais como carvão, petróleo bruto, nafta, xisto petrolífero, areia betuminosa e lignito. Geralmente, o gás natural tem uma proporção maior de metano e etano, isto é, juntos, o metano e o etano compreendem ao menos 50 mols por cento do gás. O gás também contém quantidades relativamente menores de hidrocarbonetos mais pesados, tais como propano, butanos, pentanos, e similares, assim como hidrogênio, nitrogênio, dióxido de carbono, e outros gases.

A presente invenção se refere, em geral, à recuperação de etileno, etano, propileno, propano, e hidrocarbonetos mais pesados a partir desses fluxos de gás. Uma análise típica de um fluxo de gás a ser processado de acordo com a invenção seria, aproximadamente em mols por cento, 92,5% de metano, 4,2% de etano e outros componentes C₂, 1,3% de propano e outros componentes C₃, 0,4% de isobutano, 0,3% de butano normal, 0,5% de pentanos positivos, com o equilíbrio composto por nitrogênio e dióxido de carbono. Ocasionalmente, os gases contendo enxofre também estão presentes.

As flutuações historicamente cíclicas nos preços tanto de gases naturais como de seus constituintes de gás liquefeito natural (NGL) reduziram, algumas vezes, o valor incremental de etano, etileno, propano, propileno, e componentes mais pesados como produtos líquidos. Isto resultou em uma demanda por processos que pudessem oferecer recuperações mais

eficazes desses produtos. Os processos disponíveis destinados à separação desses materiais incluem os processos baseados no resfriamento e refrigeração do gás, absorção de óleo, e absorção de óleo refrigerado. Adicionalmente, os processos criogênicos se tornaram populares devido à disponibilidade de equipamentos econômicos que produzem energia enquanto, simultaneamente, expandem e extraem calor do gás que estiver sendo processado. Dependendo da pressão da fonte de gás, da riqueza (teor de etano, etileno e hidrocarbonetos mais pesados) do gás, e dos produtos finais desejados, pode-se empregar cada um desses processos ou uma combinação dos mesmos.

Atualmente, o processo de expansão criogênica é genericamente preferencial para recuperação de gases liquefeitos naturais, porque o mesmo oferece uma máxima simplicidade com facilidade de partida, flexibilidade operacional, boa eficiência, segurança e boa confiabilidade. As Patentes U.S. N^os 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; a renovação de Patente U.S. N^o 33.408; e os pedidos copendentes nos. 11/430.412 e 11/839.693 descrevem processos relevantes (embora a descrição da presente invenção, em certos casos, seja baseada em condições de processamento diferentes daquelas descritas nas Patentes U.S. citadas).

Em um processo de recuperação por expansão criogênica típico, resfria-se um fluxo de gás de alimentação sob pressão por troca de calor com outros fluxos do processo e/ou fontes externas de refrigeração, tais como um sistema de refrigeração por compressão de propano. À medida que o gás se resfria, os líquidos podem ser condensados e coletados em um ou mais separadores como líquidos de alta pressão contendo alguns dos componentes C₂+ ou C₃+ desejados. Dependendo da riqueza do gás e da quantidade de líquidos formados, os líquidos de alta pressão podem ser expandi-

dos em uma baixa pressão e fracionados. A vaporização que ocorre durante a expansão dos líquidos resulta em um resfriamento adicional do fluxo. Sob determinadas condições, um pré-resfriamento dos líquidos de alta pressão antes da expansão pode ser desejável para que se reduza adicionalmente a temperatura resultante da expansão. O fluxo expandido, que compreende uma mistura de líquido e vapor, é fracionado em uma coluna de destilação (desmetanizadora ou desetanizadora). Na coluna, o(s) fluxo(s) resfriado(s) por expansão é(são) destilado(s) de modo a separar o metano residual, nitrogênio, e outros gases voláteis como vapor suspenso dos componentes C₂ desejados, componentes C₃, e componentes de hidrocarbonetos mais pesados como um produto líquido de fundo, ou de modo a separar o metano residual, componentes C₂, nitrogênio, e outros gases voláteis como vapor suspenso dos componentes C₃ desejados e componentes de hidrocarbonetos mais pesados como um produto líquido de fundo.

Se o gás de alimentação não for totalmente condensado (tipicamente não é), o vapor remanescente da condensação parcial pode ser dividido em dois fluxos. Uma porção do vapor é passada através de uma máquina ou motor de trabalho de expansão, ou por uma válvula de expansão, em uma pressão baixa na qual os líquidos adicionais são condensados como resultado de um resfriamento adicional do fluxo. A pressão após a expansão é essencialmente igual à pressão na qual a coluna de destilação é operada. As fases combinadas de vapor-líquido resultantes da expansão são fornecidas como alimentação à coluna.

A porção remanescente do vapor é resfriada até uma condensação substancial por troca de calor com outros fluxos de processo, por exemplo, a torre de fracionamento a frio suspensa. Parte ou todo o líquido de alta pressão pode ser combinado com esta porção de vapor antes do resfriamento. O fluxo resfriado resultante é, então, expandido através de um dispositivo apropriado de expansão, tal como uma válvula de expansão, até a pressão na qual a desmetanizadora é operada. Durante a expansão, geralmente, uma porção do líquido se vaporizará, resultando no resfriamento do fluxo total. O fluxo expandido instantaneamente é, então, fornecido como uma

alimentação superior à desmetanizadora. Tipicamente, a porção de vapor do fluxo expandido instantaneamente e o vapor suspenso da desmetanizadora se combinam em uma seção separadora superior na torre de fracionamento como um gás de produto de metano residual. Alternativamente, o fluxo resfriado e expandido pode ser fornecido a um separador com a finalidade de fornecer fluxos de vapor e líquido. O vapor é combinado com a torre suspensa e o líquido fornecido à coluna como uma alimentação de coluna superior.

Na operação ideal desse processo de separação, o gás residual que deixa o processo irá conter substancialmente todo o metano no gás de alimentação com essencialmente nenhum dos componentes de hidrocarboneto e as frações de fundo que deixam a desmetanizadora conterão substancialmente todos os componentes de hidrocarboneto mais pesado essencialmente sem metano ou componentes mais voláteis. Na prática, no entanto, não se obtém esta situação ideal devido ao fato de a desmetanizadora convencional ser amplamente operada como uma coluna de dessorção. Portanto, o produto metano do processo compreende, tipicamente, vapores que deixam a estação de fracionamento superior da coluna, junto com vapores não submetidos a nenhuma etapa de retificação. Ocorrem perdas consideráveis de componentes C_2 , C_3 , e C_4+ porque a alimentação líquida superior contém quantidades desses componentes e componentes de hidrocarboneto mais pesado, resultando em quantidades de equilíbrio correspondentes dos componentes C_2 , componentes C_3 , componentes C_4 , e componentes de hidrocarboneto mais pesado nos vapores que deixam o estágio de fracionamento superior da desmetanizadora. A perda desses componentes desejáveis pode ser significativamente reduzida se os vapores ascendentes puderem ser colocados em contato com uma quantidade significativa de líquido (refluxo) capaz de absorver os componentes C_2 , componentes C_3 , componentes C_4 , e componentes de hidrocarboneto mais pesado a partir dos vapores.

Nos últimos anos, os processos preferenciais para separação de hidrocarbonetos utilizam uma seção absorvedora superior de modo a proporcionar uma retificação adicional dos vapores ascendentes. A fonte do

fluxo de refluxo para a seção de retificação superior consiste, tipicamente, em um fluxo reciclado de gás residual fornecido sob pressão. Geralmente, o fluxo de gás residual reciclado é resfriado para condensação substancial por troca de calor com outros fluxos de processo, por exemplo, a suspensão da

5 torre de fracionamento a frio. O fluxo substancialmente resultante é, então, expandido através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como uma válvula de expansão, até a pressão na qual a desmetanizadora é operada. Durante a expansão, uma porção do líquido irá, geralmente, se vaporizar, resultando no resfriamento do fluxo total. O fluxo expandido instantâneamen-

10 te é, então, alimentado como uma alimentação superior à desmetanizadora. Tipicamente, a porção de vapor do fluxo expandido e o vapor suspenso da desmetanizadora se combinam em uma seção separadora superior na torre de fracionamento como um gás de produto de metano residual. Alternativa-

15 mente, o fluxo resfriado e expandido pode ser fornecido a um separador de modo a proporcionar fluxos de vapor e líquidos, de tal modo que o vapor seja posteriormente combinado com a suspensão da torre e o líquido seja fornecido à coluna como uma alimentação de coluna superior. Descrevem-se

20 esquemas de processos típicos deste tipo nas Patentes U.S. Nos. 4.889.545; 5.568.737; e 5.881.569, no pedido copendente no. 11/430.412, 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 a 13 de março de 2002.

A presente invenção também emprega uma seção de retificação

25 superior (ou uma coluna de retificação separada em algumas modalidades). No entanto, proporcionam-se dois fluxos de refluxo para esta seção de retificação. O fluxo de refluxo superior consiste em um fluxo reciclado de gás residual conforme descrito anteriormente. Além disso, no entanto, proporciona-se um fluxo de refluxo suplementar em um ou mais pontos de alimentação

30 inferior utilizando-se uma extração lateral dos vapores ascendentes em uma porção inferior da torre (que pode ser combinada com uma porção do vapor suspenso da torre). Devido ao fato de os fluxos de vapor inferiores na torre

conterem uma concentração modesta de componentes C_2 e componentes mais pesados, este fluxo de extração lateral pode ser substancialmente condensado elevando-se moderadamente sua pressão e utilizando-se apenas a refrigeração disponível no vapor frio que deixa a seção de retificação superior. Este líquido condensado, que consiste, predominantemente, em metano e etano líquido, pode, então, ser usado para absorver componentes C_2 , componentes C_3 , componentes C_4 , e componentes de hidrocarboneto mais pesado a partir dos vapores que surgem através da porção inferior da seção de retificação superior e, desse modo, capturam esses componentes valiosos no produto líquido de fundo a partir da desmetanizadora. Visto que este fluxo de refluxo inferior captura a maioria dos componentes C_2 e, essencialmente, todos os componentes C_3+ , apenas uma taxa de vazão relativamente pequena de líquido no fluxo de refluxo é necessária para absorver os componentes C_2 remanescentes nos vapores ascendentes e, da mesma forma, capturam esses componentes C_2 no produto líquido de fundo a partir da desmetanizadora.

De acordo com a presente invenção, descobriu-se que se podem obter recuperações de componente C_2 maiores que 97 por cento. De maneira semelhante, nesses casos em que a recuperação de componentes C_2 não é desejada, podem-se manter as recuperações de C_3 maiores que 98%. Além disso, a presente invenção torna possível, essencialmente, 100 por cento de separação de metano (ou componentes C_2) e componentes mais leves a partir de componentes C_2 (ou componentes C_3) e componentes mais pesados em requisitos energéticos reduzidos comparados à técnica anterior, enquanto se mantém os mesmos níveis de recuperação. A presente invenção, embora aplicável em pressões menores e temperaturas mais quentes, é particularmente vantajosa quando se processa gases de alimentação na faixa de 2.758 a 10.342 kPa(a) (400 a 1500 psia) ou superior, sob condições que exigem temperaturas de suspensão de coluna de recuperação NGL de -46°C (-50°F) ou menores.

Para uma melhor compreensão da presente invenção, faz-se referência aos exemplos e desenhos a seguir. Reportando-se aos desenhos:

A Figura 1 é um fluxograma de uma usina de processamento de gás natural da técnica anterior de acordo com a Patente dos Estados Unidos Nº 5,568,737;

5 A Figura 2 é um fluxograma de uma usina de processamento de gás natural alternativa da técnica anterior de acordo com o pedido copendente no. 11/430.412;

A Figura 3 é um fluxograma de uma usina de processamento de gás natural de acordo com a presente invenção; e

10 As Figuras 4 a 8 são fluxogramas que ilustram meios alternativos de aplicação da presente invenção em um fluxo de gás natural.

Na explicação a seguir das figuras anteriores, proporcionam-se tabelas que resumem as taxas de vazão calculadas em condições representativas de processo. Nas tabelas apresentadas no presente documento, os valores para as taxas de vazão (em moles por hora), por conveniência, foram arredondados para o número inteiro mais próximo. As taxas de vazão totais mostradas nas tabelas incluem todos os componentes que não sejam de hidrocarbonetos e, portanto, são, em geral, maiores que a soma das taxas de vazão de fluxo para os componentes de hidrocarbonetos. As temperaturas indicadas são valores aproximados arredondados para o grau mais próximo. Deve-se notar, também, que os cálculos de projeto do processo realizados por propósitos de comparação com os processos descritos nas figuras são baseados de que nenhum calor vaza a partir (ou até) os arredores ao (ou a partir do) processo. A qualidade dos materiais isolantes comercialmente disponíveis torna esta uma hipótese bastante razoável e uma dessas é tipicamente realizadas pelos versados na técnica.

15
20
25

Por fins de conveniência, os parâmetros de processo são reportados tanto em unidades Britânicas tradicionais como nas unidades do Sistema Internacional (SI). As taxas de vazão molar fornecidas nas tabelas podem ser interpretadas como libra moles por hora ou quilograma moles por hora. Os consumos de energia reportados como cavalo-vapor (HP) e/ou mil Unidades Térmicas Britânicas por hora (MBTU/Hr) correspondem às taxas de vazão molar expressas em libra moles por hora. Os consumos de energia

30

reportados como quilowatts (kW) correspondem às taxas de vazão molar expressas em quilograma moles por hora.

DESCRIÇÃO DA TÉCNICA ANTERIOR

5 A Figura 1 é um fluxograma de processo que mostra o desenho de uma usina de processamento para recuperação de componentes C₂+ a partir de gás natural utilizando-se a técnica anterior de acordo com a Patente do cessionário U.S. No. 5.568.737. Nesta simulação do processo, o gás de entrada entra na usina a 49°C (120°F) e 7.171 kPa(a) (1040 psia) como o fluxo **31**. Se o gás de entrada contiver uma concentração de compostos de enxofre que evite que os fluxos de produto satisfaçam as especificações, os compostos de enxofre são removidos através de um pré-tratamento apropriado do gás de alimentação (não-ilustrado). Além disso, o fluxo de alimentação é geralmente desidratado de modo a evitar uma formação de hidrato (gelo) sob condições criogênicas. Tipicamente, utiliza-se um dessecante sólido para este propósito.

15 O fluxo de alimentação **31** é resfriado em um trocador de calor **10** através da troca de calor com uma porção (fluxo **46**) de fluxo de destilação a frio **39a** a -27°C (-17°F), produto líquido de fundo a 26°C (79°F) (fluxo **42a**) proveniente da bomba desmetanizadora de fundo, **19**, líquidos refervidos da desmetanizadora a 14°C (56°F) (fluxo **41**), e líquidos refervidos da desmetanizadora lateral a -28°C (-19°F) (fluxo **40**). Note que em todos os casos, o trocador **10** é representativo de uma grande quantidade de trocadores de calor individuais ou um único trocador de calor de múltiplas passagens, ou qualquer combinação dos mesmos. (A decisão quanto a se utilizar mais de um trocador de calor para os serviços de resfriamento indicados dependerá do número de fatores que incluem, mas não se limitam a, taxa de vazão do gás de entrada, tamanho do trocador de calor, temperaturas do fluxo, etc.) O fluxo resfriado **31a** entra no separador **11** a -14°C (6°F) e 7.067 kPa(a) (1025 psia) onde o vapor (fluxo **32**) é separado do líquido condensado (fluxo **33**).

25 O vapor (fluxo **32**) proveniente do separador **11** é dividido em dois fluxos, **34** e **36**. O fluxo **34**, que contém cerca de 30% do vapor total, é com-

binado com o líquido separador (fluxo **33**). Então, o fluxo combinado **35** passa através do trocador de calor **12** em relação de troca de calor com o fluxo de destilação a frio **39** a -96°C (-142°F) onde o mesmo é resfriado até uma condensação substancial. O fluxo condensado substancialmente resultante **35a** a -94°C (-138°F) é, então, expandido instantaneamente através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como a válvula de expansão **13**, até a pressão operacional (aproximadamente 2.916 kPa(a) (423 psia)) da torre de fracionamento **17**. O fluxo expandido **35b** que deixa a válvula de expansão **13** atinge uma temperatura de -96°C (-140°F) e é fornecido à torre de fracionamento **17** em um ponto de alimentação em coluna intermediária.

Os 70% restantes do vapor provenientes do separador **11** (fluxo **36**) entram em uma máquina de expansão de trabalho **14** onde se extrai energia mecânica a partir desta porção da alimentação de alta pressão. A máquina **14** expande o vapor de maneira substancialmente isentrópica até a pressão operacional da torre, com a expansão de trabalho resfriando o fluxo expandido **36a** até uma temperatura de aproximadamente -60°C (-75°F). Os expansores típicos comercialmente disponíveis são capazes de recuperar na ordem de 80 a 88% do trabalho teoricamente disponível em uma expansão isentrópica ideal. O trabalho recuperado é, geralmente, usado para acionar um compressor centrífugo (tal como o item **15**) que pode ser usado para recomprimir o fluxo de destilação aquecido (fluxo **39b**), por exemplo. Posteriormente, o fluxo expandido parcialmente condensado **36a** é fornecido à torre de fracionamento **17** em um segundo ponto de alimentação em coluna intermediária.

O fluxo de destilação recomprimido e resfriado **39e** é dividido em dois fluxos. Uma porção, o fluxo **47**, é o produto de gás residual volátil. A outra porção, o fluxo de reciclagem **48**, flui até o trocador de calor **22** onde o mesmo é resfriado a -21°C (-6°F) (fluxo **48a**) por troca de calor com uma porção (fluxo **45**) do fluxo de destilação a frio **39a**. Então, o fluxo de reciclagem resfriado flui até o trocador **12** onde o mesmo é resfriado até -94°C (-138°F) e substancialmente condensado por troca de calor com o fluxo de destilação a frio **39** a -96°C (-142°F). O fluxo substancialmente condensado

48b é, então, expandido através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como uma válvula de expansão **23**, até a pressão operacional desmetanizadora, resultando no resfriamento do fluxo total a -98°C (-144°F). O fluxo expandido **48c** é, então, fornecido à torre de fracionamento **17** como a alimentação de coluna superior. A porção de vapor (se existir) do fluxo **48c** se combina com os vapores que surgem a partir do estágio de fracionamento superior da coluna que serve para formar um fluxo de destilação **39**, que é extraído a partir de uma região superior da torre.

A desmetanizadora na torre **17** consiste em uma coluna de destilação convencional que contém uma pluralidade de bandejas verticalmente espaçadas, um ou mais leitos embalados, ou alguma combinação de bandejas e embalagem. Conforme geralmente é o caso em usinas de processamento de gás natural, a torre de fracionamento pode consistir em duas seções. A seção superior **17a** consiste em um separador, sendo que a alimentação superior parcialmente vaporizada é dividida em suas respectivas porções de vapor e líquida, e em que o vapor que surge a partir da destilação inferior ou seção de desmetanização **17b** é combinado com a porção de vapor (se existir) da alimentação superior, de modo a formar o valor suspenso da desmetanizadora a frio (fluxo **39**) que sai pelo topo da torre a -96°C (-142°F). A seção de desmetanização inferior **17b** contém as bandejas e/ou embalagem e fornece o contato necessário entre os líquidos que caem e os vapores que surgem por cima. A seção de desmetanização **17b** inclui, também, refervedores (tais como o refervedor e o refervedor lateral descritos anteriormente) que aquecem e vaporizam uma porção dos líquidos que fluem para baixo na coluna de modo a proporcionar os vapores de dessorção que fluem para cima na coluna de modo a remover o produto líquido, fluxo **42**, de metano e componentes mais leves.

O fluxo de produto líquido **42** sai pelo fundo da torre a 24°C (75°F), com base na especificação típica de uma razão entre metano e etano de 0,025:1 em uma base molar no produto de fundo. O mesmo é bombeado até uma pressão de aproximadamente 4.482 kPa(a) (650 psia) na bomba desmetanizadora de fundo **19**, e o produto líquido bombeado é, então, aque-

cido até 47°C (116°F) desde que o mesmo proporcione um resfriamento do fluxo **31** no trocador **10** antes de fluir para o armazenamento.

O vapor suspenso da desmetanizadora (fluxo **39**) passa em contracorrente até o gás de alimentação de entrada e fluxo de reciclagem no trocador de calor **12** onde o mesmo é aquecido até -27°C (-17°F) (fluxo **39a**), e no trocador de calor **22** e trocador de calor **10** onde o mesmo é aquecido até 29°C (84°F) (fluxo **39b**). O fluxo de destilação é, então, recomprimido em dois estágios. O primeiro estágio é acionado pelo compressor **15** através da máquina de expansão **14**. O segundo estágio é acionado pelo compressor **20** através de uma fonte de energia suplementar que comprime o fluxo **39c** até a pressão na linha de fornecimento (fluxo **39d**). Após o resfriamento até 49°C (120°F) no resfriador de descarga **21**, o fluxo **39e** é dividido em produto de gás residual (fluxo **47**) e em fluxo de reciclagem **48**, conforme descrito anteriormente. O fluxo de gás residual **47** flui até a tubulação de gás de fornecimento em 7.171 kPa(a) (1040 psia), suficiente para satisfazer as exigências lineares (geralmente na ordem da pressão de entrada).

Apresenta-se, na tabela a seguir, um resumo das taxas de vazão de fluxo e consumo de energia para o processo ilustrado na Figura 1:

Tabela I

(Figura 1)

Resumo da Vazão de Fluxo - Lb. Moles/Hr (kg moles/Hr)

<u>Fluxo</u>	<u>Metano</u>	<u>Etano</u>	<u>Propano</u>	<u>Butanos+</u>	<u>Total</u>
31	25.384	1.161	362	332	27.451
32	25.313	1.147	349	255	27.275
33	71	14	13	77	176
34	7.594	344	105	76	8.182
35	7.665	358	118	153	8.358
36	17.719	803	244	179	19.093
39	29.957	38	0	0	30.147
48	4.601	6	0	0	4.630
47	25.356	32	0	0	25.517
42	28	1.129	362	332	1.934

Recuperações*

Etano	97,21%
Propano	100,00%
Butanos+	100,00%

Energia

Compressão do Gás Residual 13.857 HP (22.781 kW)

* (Com base em taxas de vazão não-arredondadas)

A Figura 2 representa um processo alternativo da técnica anterior de acordo com o pedido copendente no. 11/430.412. O processo da Figura 2 foi aplicado à mesma composição e condições do gás de alimentação, conforme descrito anteriormente para a Figura 1. Na simulação deste processo, como na simulação para o processo da Figura 1, as condições de operação foram selecionadas de modo a minimizar o consumo de energia para um determinado nível de recuperação.

O fluxo de alimentação **31** é resfriado no trocador de calor **10** através de troca de calor com uma porção do fluxo suspenso da coluna de destilação a frio (fluxo **46**) a -60°C (-76°F), líquido de fundo da desmetanizadora (fluxo **42a**) a 31°C (87°F), líquidos refervidos da desmetanizadora a 17°C (62°F) (fluxo **41**), e líquidos refervidos laterais da desmetanizadora a -41°C (-42°F) (fluxo **40**). O fluxo resfriado **31a** entra no separador **11** a -43°C (-46°F) e 7.067 kPa(a) (1025 psia) onde o vapor (fluxo **32**) é separado do líquido condensado (fluxo **33**).

O vapor do separador (fluxo **32**) entra em uma máquina de expansão de trabalho **14** na qual se extrai energia mecânica a partir dessa porção da alimentação de alta pressão. A máquina **14** expande o vapor de modo substancialmente isentrópico até a pressão operacional da torre de 3.178 kPa(a) (461 psia), com a expansão de trabalho que resfria o fluxo expandido **32a** até uma temperatura de aproximadamente -79°C (-111°F). O fluxo expandido parcialmente condensado **32a** é, posteriormente, fornecido à torre de fracionamento **17** em um ponto de alimentação em coluna intermediária.

O fluxo de destilação recomprimido e resfriado **39e** é dividido em

dois fluxos. Uma porção, o fluxo **47**, é o produto de gás residual volátil. A outra porção, o fluxo de reciclagem **48**, flui até o trocador de calor **22** onde o mesmo é resfriado até -57°C (-70°F) (fluxo **48a**) através de troca de calor com uma porção (fluxo **45**) do fluxo de destilação a frio **39a** a -60°C (-76°F).

5 Então, o fluxo de reciclagem resfriado flui até o trocador **12** onde o mesmo é resfriado até -92°C (-133°F) e substancialmente condensado através de troca de calor com o fluxo suspenso da coluna de destilação a frio **39**. O fluxo substancialmente condensado **48b** é, então, expandido através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como a válvula de expansão **23**, até a

10 pressão operacional da desmetanizadora, resultando no resfriamento do fluxo total até -96°C (-141°F). O fluxo expandido **48c** é, então, fornecido à torre de fracionamento como a alimentação de coluna de topo. A porção (se existir) do fluxo **48c** se combina com os vapores que surgem a partir do estágio de fracionamento de topo da coluna de modo a formar o fluxo de destilação

15 **39**, que é extraído a partir de uma região superior da torre.

Uma porção do vapor de destilação (fluxo **49**) é retirada da torre de fracionamento **17** a -84°C (-119°F) e comprimida até cerca de 5.015 kPa(a) (727 psia) através do compressor de refluxo **24**. O líquido do separador (fluxo **33**) é expandido até esta pressão através da válvula de expansão

20 **16**, e o fluxo expandido **33a** a -52°C (-62°F) é combinado com o fluxo **49a** a -54°C (-66°F). O fluxo combinado **35** é, então, resfriado a partir de -56°C (-68°F) até -92°C (-133°F) e condensado (fluxo **35a**) no trocador de calor **12** através de troca de calor com o fluxo suspenso da desmetanizadora a frio **39** que sai pelo topo da desmetanizadora **17** a -94°C (-137°F). O fluxo substancialmente condensado **35a** resultante é, então, expandido por instantaneamente através da válvula de expansão **13** até a pressão operacional da torre de fracionamento **17**, resfriando o fluxo **35b** até uma temperatura de -93°C (-135°F) imediatamente após o mesmo é fornecido à torre de fracionamento

25 **17** em um ponto de alimentação em coluna intermediária.

30 O fluxo de produto líquido **42** sai pelo fundo da torre a 28°C (82°F), com base em uma especificação típica de uma razão entre metano e etano de 0,025:1 em uma base molar no produto de fundo. A bomba **19** en-

trega o fluxo **42a** ao trocador de calor **10** conforme descrito anteriormente, onde o mesmo é aquecido a partir de 31°C (87°F) até 47°C (116°F) antes de fluir ao armazenamento.

O fluxo suspenso da desmetanizadora a vapor **39** é aquecido no trocador de calor **12** já que o mesmo proporciona um resfriamento ao fluxo combinado **35** e ao fluxo de reciclagem **48a** conforme descrito anteriormente, e adicionalmente aquecido no trocador de calor **22** e no trocador de calor **10**. O fluxo aquecido **39b** a 36°C (96°F) é, então, recomprimido em dois estágios, acionado pelo compressor **15** através da máquina de expansão **14** e acionado pelo compressor **20** através de uma fonte de energia suplementar. Após o fluxo **39d** ser resfriado até 49°C (120°F) no resfriador de descarga **21** de modo a formar o fluxo **39e**, o fluxo de reciclagem **48** é previamente retirado de modo a formar um fluxo de gás residual **47** que flui até a tubulação de gás de fornecimento a 7.171 kPa(a) (1040 psia).

Apresenta-se, na tabela a seguir, um resumo das taxas de vazão de fluxo e consumo de energia para o processo ilustrado na Figura 2:

Tabela II

(Figura 2)

Resumo da Vazão de Fluxo - Lb. Moles/Hr (kg moles/Hr)

<u>Fluxo</u>	<u>Metano</u>	<u>Etano</u>	<u>Propano</u>	<u>Butanos+</u>	<u>Total</u>
31	25.384	1.161	362	332	27.451
32	24.909	1.076	297	166	26.655
33	475	85	65	166	796
49	5.751	117	6	1	5.910
35	6.226	202	71	167	6.706
39	29.831	38	0	0	30.006
48	4.475	6	0	0	4.501
47	25.356	32	0	0	25.505
42	28	1.129	362	332	1.946

Recuperações*

Etano	97,24%
Propano	100,00%
Butanos+	100,00%

Potência

Compressão do Gás Residual	12,667 HP	(20.825kW)
Compressão de Refluxo	664 HP	(1.092kW)
Compressão Total	13.331 HP	(21.917kW)

* (Com base em taxas de vazão não-arredondadas)

A comparação dos níveis de recuperação exigida nas Tabelas I e II mostra que a recuperação dos líquidos do processo da Figura 2 é essencialmente igual à recuperação dos líquidos do processo da Figura 1. No entanto, o requisito de potência total para o processo da Figura 2 é cerca de 4% menor que o requisito de potência total do processo da Figura 1.

DESCRIÇÃO DA INVENÇÃOExemplo 1

A Figura 3 ilustra um fluxograma de um processo de acordo com a presente invenção. A composição e condições da composição do gás de alimentação consideradas no processo apresentado na Figura 3 são iguais aos mostrados nas Figuras 1 e 2. Conseqüentemente, o processo da Figura 3 pode ser comparado aos processos das Figuras 1 e 2 com a finalidade de ilustrar as vantagens da presente invenção.

Na simulação do processo da Figura 3, o gás de entrada entra na usina como o fluxo **31** e é resfriado no trocador de calor **10** através de troca de calor com uma porção (fluxo **46**) do fluxo de destilação a frio **39a** a -52°C (-61°F), o líquido de fundo da desmetanizadora bombeado (fluxo **42a**) a 33°C (91°F), os líquidos da desmetanizadora (fluxo **41**) a 20°C (68°F), e os líquidos da desmetanizadora (fluxo **40**) a -25°C (-13°F). O fluxo resfriado **31a** entra no separador **11** a -37°C (-34°F) e 7.067 kPa(a) (1025 psia) onde o vapor (fluxo **32**) é separado do líquido condensado (fluxo **33**).

O vapor (fluxo **32**) proveniente do separador **11** é dividido em dois fluxos, **34** e **36**. Da mesma forma, o líquido (fluxo **33**) proveniente do

separador **11** é dividido em dois fluxos, **37** e **38**. O fluxo **34**, que contém cerca de 10% do vapor total, é combinado com o fluxo **37**, que contém cerca de 50% do líquido total. Então, o fluxo combinado **35** passa através do trocador de calor **12** em uma relação de troca de calor com o fluxo de destilação a frio **39** a -94°C (-137°F) onde o mesmo é resfriado até uma condensação substancial. O fluxo substancialmente condensado resultante **35a** a -92°C (-133°F) é, então, expandido através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como a válvula de expansão **13**, até a pressão operacional (aproximadamente 3.172 kPa(a) (460 psia)) da torre de fracionamento **17**, resfriando o fluxo **35b** até -93°C (-135°F) antes de o mesmo ser fornecido AA torre de fracionamento **17** em um ponto de alimentação em coluna intermediária.

Os 90% restantes do vapor proveniente do separador **11** (fluxo **36**) entram em uma máquina de expansão de trabalho **14** na qual se extrai a energia mecânica desta porção da alimentação de alta pressão. A máquina **14** expande o vapor de forma substancialmente isentrópica até a pressão operacional da torre, com a expansão de trabalho que resfria o fluxo **36a** até uma temperatura de aproximadamente -75°C (-103°F). Posteriormente, o fluxo expandido parcialmente condensado **36a** é fornecido como uma alimentação à torre de fracionamento **17** em um segundo ponto de alimentação em coluna intermediária.

Os 50% restantes do líquido proveniente do separador **11** (fluxo **38**) são expandidos por instantaneamente através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como a válvula de expansão **16**, até a pressão operacional da torre de fracionamento **17**. A expansão resfria o fluxo **38a** até -54°C (-65°F) antes de o mesmo ser fornecido à torre de fracionamento **17** em um terceiro ponto de alimentação em coluna intermediária.

O fluxo de destilação recomprimido e resfriado **39e** é dividido em dois fluxos. Uma porção, o fluxo **47**, é o produto de gás residual volátil. A outra porção, o fluxo de reciclagem **48**, flui até o trocador de calor **22** onde o mesmo é resfriado até -18°C (-1°F) (fluxo **48a**) através de troca de calor com uma porção (fluxo **45**) do fluxo de destilação a frio **39a**. Então, o fluxo de reciclagem resfriado flui até o trocador **12** onde o mesmo é resfriado até -92°C

(-133°F) e substancialmente condensado através de troca de calor com o fluxo de destilação a frio **39**. O fluxo substancialmente condensado **48b** é, então, expandido através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como a válvula de expansão **23**, até a pressão operacional da desmetanizadora, resultando no resfriamento do fluxo total até -96°C (-141°F). O fluxo expandido **48c** é, então, fornecido à torre de fracionamento **17** como a alimentação de coluna de topo. A porção de vapor (se existir) do fluxo **48c** se combina com os vapores que surgem a partir do estágio de fracionamento de topo da coluna de modo a formar o fluxo de destilação **39**, que é extraído a partir de uma região superior da torre.

Uma porção do vapor de destilação (fluxo **49**) é extraída a partir da região inferior da seção de absorção **17b** da torre de fracionamento **17** a -90°C (-129°F) e comprimida até uma pressão intermediária de cerca de 4.804 kPa(a) (697 psia) através de um compressor de refluxo **24**. O fluxo comprimido **49a** flui até o trocador **12** onde o mesmo é resfriado até -92°C (-133°F) e substancialmente condensado através de troca de calor com o fluxo suspenso da coluna de destilação a frio **39**. O fluxo substancialmente condensado **49b** é, então, expandido através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como a válvula de expansão **25**, até a pressão operacional da desmetanizadora, resultando no resfriamento do fluxo **49c** até uma temperatura de -94°C (-137°F), imediatamente após o mesmo ser fornecido à torre de fracionamento **17** em um quarto ponto de alimentação em coluna intermediária.

A desmetanizadora na torre **17** consiste em uma coluna de destilação convencional que contém uma pluralidade de bandejas verticalmente espaçadas, um ou mais leitos embalados, ou alguma combinação de bandejas e embalagens. A torre desmetanizadora consiste em três seções: uma seção separadora superior **17a** onde a alimentação superior é dividida em suas respectivas porções de vapor e líquida, e onde o vapor que surge a partir da seção de absorção intermediária **17b** é combinado com a porção de vapor (se existir) da alimentação superior de modo a formar o vapor suspenso da desmetanizadora a frio (fluxo **39**); uma seção de absorção (retificação)

intermediária **17b** que contém as bandejas e/ou embalagens que servem para proporcionar o contato necessário entre a porção de vapor do fluxo expandido **36a** que surge ascendentemente e o líquido frio que cai descendente-
5 **C₃**, e componentes mais pesados; e uma seção de dessorção inferior (desmetanização) **17c** que contém as bandejas e/ou embalagens que servem para proporcionar o contato necessário entre os líquidos que caem descendente-
10 vedor lateral descritos anteriormente) que aquecem e vaporizam uma porção dos líquidos que fluem para baixo na coluna de modo a proporcionar os vapores de dessorção que fluem para cima na coluna de modo a remover o produto líquido, fluxo **42**, de metano e componentes mais leves.

O fluxo **36a** entra na desmetanizadora **17** em uma posição de
15 alimentação situada na região inferior da seção de absorção **17b** da desmetanizadora **17**. A porção líquida do fluxo expandido **36a** mistura-se com os líquidos que descem a partir da seção de absorção **17b** e o líquido combinado continua fluindo para baixo na seção de dessorção **17c** da desmetanizadora **17**. A porção de vapor do fluxo expandido **36a** sobe através da seção
20 de absorção **17b** e entra em contato com o líquido frio que desce de modo a condensar e absorver os componentes **C₂**, componentes **C₃**, e componentes mais pesados.

O fluxo substancialmente condensado expandido **49c** é fornecido como um refluxo líquido frio até uma região intermediária na seção de
25 absorção **17b** da desmetanizadora **17**, assim como o fluxo substancialmente condensado expandido **35b**. Os fluxos secundários de refluxo absorvem e condensam a maioria dos componentes **C₃** e componentes mais pesados (assim como a maioria dos componentes **C₂**) a partir dos vapores que surgem na região de retificação inferior da seção de absorção **17b**, desse modo
30 apenas uma pequena quantidade do fluxo de reciclagem (fluxo **48**) deve ser resfriada, condensada, sub-resfriada, e expandida por instantaneamente de modo a produzir o fluxo superior de refluxo **48c** que proporciona a retificação

final na região superior da seção de absorção **17b**. À medida que o fluxo superior de refluxo frio **48c** entra em contato com os vapores que surgem na região superior da seção de absorção **17b**, o mesmo condensa e absorve os componentes C_2 e quaisquer componentes C_3 restantes e componentes mais pesados provenientes de vapores, de tal modo que os mesmos possam ser capturados no produto de fundo (fluxo **42**) a partir da desmetanizadora **17**.

Na seção de dessorção **17c** da desmetanizadora **17**, os fluxos de alimentação são separados de seus componentes de metano e componentes mais leves. O produto líquido resultante (fluxo **42**) sai pelo fundo da torre **17** a 30°C (86°F), com base em uma especificação típica de uma razão entre metano e etano de 0,025:1 em uma base molar no produto de fundo. A bomba **19** distribui o fluxo **42a** ao trocador de calor **10** conforme descrito anteriormente, onde o mesmo é aquecido até 47°C (116°F) (fluxo **42b**) antes de fluir para o armazenamento.

O fluxo de vapor de destilação que forma a suspensão da torre (fluxo **39**) é aquecido no trocador de calor **12**, à medida que o mesmo proporciona um resfriamento ao fluxo combinado **35**, ao fluxo de vapor de destilação comprimido **49a**, e ao fluxo de reciclagem **48a**, conforme descrito anteriormente, com a finalidade de formar o fluxo de destilação a frio **39a**. O fluxo de destilação **39a** é dividido em duas porções (fluxos **45** e **46**), que são aquecidas até 47°C (116°F) e 33°C (92°F), respectivamente, no trocador de calor **22** e no trocador de calor **10**. Nota-se que em todos os casos os trocadores **10**, **22**, e **12** são representativos de uma grande quantidade de trocadores de calor individuais ou de um único trocador de calor de múltiplas passagens, ou qualquer combinação dos mesmos. (A decisão quanto a se utilizar mais de um trocador de calor para os serviços de aquecimento indicados dependerá de uma série de fatores que incluem, mas não se limitam a, taxa de vazão de gás de entrada, tamanho do trocador de calor, temperaturas do fluxo, etc.) Os fluxos aquecidos se recombinaem de modo a formarem o fluxo **39b** a 34°C (94°F) que é, então, recomprimido em dois estágios, acionado pelo compressor **15** através da máquina de expansão **14** e acionado pelo

compressor **20** através de uma fonte de energia suplementar. Após o fluxo **39d** ser resfriado até 49°C (120°F) no resfriador de descarga **21** de modo a formar o fluxo **39e**, o fluxo de reciclagem **48** é extraído, conforme descrito anteriormente, com a finalidade de formar o fluxo de gás residual **47** que flui até a tubulação de gás de fornecimento a 7.171 kPa(a) (1040 psia).

Apresenta-se, na tabela a seguir, um resumo das taxas de vazão de fluxo e consumo de energia para o processo ilustrado na Figura 3:

Tabela III

(Figura 3)

Resumo da Vazão de Fluxo - Lb. Moles/Hr (kg moles/Hr)

<u>Fluxo</u>	<u>Metano</u>	<u>Etano</u>	<u>Propano</u>	<u>Butanos+</u>	<u>Total</u>
31	25.384	1.161	362	332	27.451
32	25.085	1.103	314	185	26.894
33	299	58	48	147	557
34	2.509	110	31	19	2.690
37	149	29	24	73	278
35	2.658	139	55	92	2.968
36	22.576	993	283	166	24.204
38	150	29	24	74	279
49	4.978	46	1	0	5.080
39	28.268	36	0	0	28.474
48	2.912	4	0	0	2.933
47	25.356	32	0	0	25.541
42	28	1.129	362	332	1.910

Recuperações*

Etano	97,21%
Propano	99,99%
Butanos+	100,00%

Energia

Compressão do Gás Residual	11.841 HP	(19.466 kW)
Compressão de Refluxo	486 HP	(799 kW)
Compressão Total	11.841 HP	(19.466 kW)
	12.327 HP	(20.265 kW)

* (Com base em taxas de vazão não-arredondadas)

Uma comparação entre as Tabelas I, II e III mostra que, compa-

rada aos processos da técnica anterior, a presente invenção mantém essencialmente a mesma recuperação de etano, recuperação de propano, e recuperação de butanos+. No entanto, a comparação entre as Tabelas I, II e III mostra, ainda, que esses rendimentos foram obtidos com requisitos de cavalos-vapor substancialmente menores do que os dos processos da técnica anterior. O requisito total de potência da presente invenção é 11% menor que o do processo da Figura 1 e quase 8% menor que o requisito dos processos da Figura 2.

A característica principal da presente invenção consiste na retificação suplementar proporcionada pelo fluxo de refluxo **49c** em conjunto com o fluxo **35b**, que reduz a quantidade de componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes C_4+ contidos nos vapores que surgem na região superior da seção de absorção **17b**. Compare esses dois fluxos de refluxo suplementares da Tabela III com o único fluxo de refluxo suplementar, **35b**, da Tabela I para o processo da Figura 1. Embora a taxa de vazão de refluxo suplementar total seja aproximadamente igual, a quantidade de componentes C_2+ nesses fluxos de refluxo para o processo da Figura 3 é apenas metade do fluxo de refluxo do processo da Figura 1, o que torna esses fluxos muito mais eficazes em retificar os componentes C_2+ nos vapores que surgem na região superior da seção de absorção **17b**. Como resultado, a reciclagem de metano (fluxo **48**) que é usada para criar o fluxo de refluxo superior para a torre de fracionamento **17** pode ser significativamente menor para o processo da Figura 3 comparado ao processo da Figura 1, enquanto se mantém o nível de recuperação do componente C_2 , reduzindo os requisitos de cavalos-vapor para a compressão de gás residual. Da mesma forma, com o refluxo suplementar fornecido em dois fluxos separados, tendo um desses (fluxo **49c**) concentrações significativamente menores de componentes C_2+ , é possível dividir a seção de absorção **17b** em múltiplas zonas de retificação e, portanto, aumentar sua eficiência.

Uma vantagem adicional proporcionada pelo fluxo de refluxo suplementar **49c** é que o mesmo permite uma redução na taxa de vazão do fluxo de refluxo suplementar **35b**, de tal modo que haja um aumento corres-

pondente da taxa de vazão do fluxo **36** à máquina de expansão de trabalho **14**. Sucessivamente, isto proporciona um aperfeiçoamento duas vezes maior na eficiência do processo. Primeiro, com mais fluxo até a máquina de expansão **14**, o aumento na recuperação de potência aumenta a refrigeração gerada pelo processo. Segundo, quanto maior o meio de recuperação de potência mais potência disponível ao compressor **15**, o que reduz o consumo externo de energia do compressor **20**.

Comparada ao processo da Figura 2, a presente invenção não apenas fornece melhores fluxos de refluxo suplementares, mas, também, uma taxa de vazão de refluxo suplementar total maior. Compare os fluxos de refluxo suplementares **49c** e **35b** na Tabela III com o único fluxo de refluxo suplementar, **35b**, na Tabela II para o processo da Figura 2. A taxa de vazão do refluxo suplementar total é cerca de 20% maior para a presente invenção, e quantidade de componentes C_2+ nesses fluxos de refluxo é apenas três quartos da quantidade do processo da Figura 2. Como resultado, a taxa de vazão da reciclagem de metano (fluxo **48**) usada como o fluxo de refluxo superior para a torre de fracionamento **17** no processo da Figura 3 é apenas dois terços da taxa do processo da Figura 2, enquanto se mantém o nível de recuperação desejado do componente C_2 , reduzindo os requisitos de cavalos-vapor para a compressão de gás residual. Da mesma forma, fornecendo-se o refluxo suplementar em dois fluxos separados, tendo um desses (fluxo **49c**) concentrações significativamente menores de componentes C_2+ , é possível dividir a seção de absorção **17b** em múltiplas zonas de retificação e, portanto, aumentar sua eficiência.

Nota-se que no processo da Figura 2, o local de remoção para o fluxo de vapor de destilação **49** a partir da torre de fracionamento **17** encontra-se abaixo do ponto de alimentação em coluna intermediária do fluxo expandido **32a**. Para a presente invenção, o local de remoção pode ser superior na coluna, tal como acima do ponto de alimentação em coluna intermediária do fluxo expandido **36a** conforme neste exemplo. Como resultado, o fluxo de vapor de destilação **49** no processo da Figura 3 da presente invenção pode ser submetido a uma retificação adicional, reduzindo a concentração

dos componentes C_2+ no fluxo e aperfeiçoando sua eficiência como um fluxo de refluxo para a seção de absorção **17b**. O local para a remoção do fluxo de vapor de destilação **49** da presente invenção deve ser avaliado em cada aplicação.

5 Exemplo 2

A Figura 3 representa a modalidade preferencial da presente invenção para as condições de temperatura e pressão mostradas, porque a mesma requer, tipicamente, o mínimo de equipamentos e o mínimo de investimento de capital. Um método alternativo de utilização dos fluxos de re-
10 fluxo suplementares para a coluna é mostrado em outra modalidade da presente invenção, conforme ilustrado na Figura 4. A composição do gás de alimentação e as condições consideradas no processo apresentado na Figura 4 são as mesmas usadas nas Figuras 1 a 3. Conseqüentemente, a Figura 4 pode ser comparada aos processos das Figuras 1 e 2 de modo a ilustrar
15 as vantagens da presente invenção, e pode, da mesma forma, ser comparada à modalidade exibida na Figura 3.

Na simulação do processo da Figura 4, o gás de entrada entra na usina como o fluxo **31** e o mesmo é resfriado no trocador de calor **10** através de troca de calor com uma porção (fluxo **46**) do fluxo de destilação a
20 frio **39a** a -50°C (-58°F), o líquido de fundo bombeado da desmetanizadora (fluxo **42a**) a 34°C (93°F), os líquidos da desmetanizadora (fluxo **41**) a 21°C (70°F), e os líquidos da desmetanizadora (fluxo **40**) a -24°C (-12°F). O fluxo resfriado **31a** entra no separador **11** a -35°C (-31°F) e 7.067 kPa(a) (1025 psia) onde o vapor (fluxo **32**) é separado do líquido condensado (fluxo **33**).

O vapor (fluxo **32**) proveniente do separador **11** é dividido em
25 dois fluxos, **34** e **36**. Da mesma forma, o líquido (fluxo **33**) proveniente do separador **11** é dividido em dois fluxos, **37** e **38**. O fluxo **34**, que contém cerca de 11% do vapor total, é combinado com o fluxo **37**, que contém cerca de 50% do líquido total. O fluxo combinado **35** passa através do trocador de
30 calor **12** em uma relação de troca de calor com o fluxo de destilação a frio **39** a -94°C (-136°F) onde o mesmo é resfriado até uma condensação substancial. O fluxo substancialmente condensado resultante **35a** a -91°C (-132°F)

é, então, expandido por instantaneamente através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como a válvula de expansão **13**, até a pressão operacional (aproximadamente 3.206 kPa(a) (465 psia)) da torre de fracionamento **17**, resfriando o fluxo **35b** até -92°C (-134°F) antes de o mesmo ser fornecido à torre de fracionamento **17** em um ponto de alimentação em coluna intermediária.

Os 89% restantes do vapor proveniente do separador **11** (fluxo **36**) entram em uma máquina de expansão de trabalho **14** na qual a energia mecânica é extraída desta porção da alimentação de alta pressão. A máquina **14** expande o vapor de forma substancialmente isentrópica até a pressão operacional da torre, com a expansão de trabalho que resfria o fluxo expandido **36a** até uma temperatura de aproximadamente -73°C (-99°F). O fluxo expandido parcialmente condensado **36a** é, posteriormente, fornecido como uma alimentação à torre de fracionamento **17** em um segundo ponto de alimentação em coluna intermediária.

Os 50% restantes do líquido proveniente do separador **11** (fluxo **38**) são expandidos por instantaneamente através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como a válvula de expansão **16**, até a pressão operacional da torre de fracionamento **17**. A expansão resfria o fluxo **38a** até -51°C (-60°F) antes de o mesmo ser fornecido à torre de fracionamento **17** em um terceiro ponto de alimentação em coluna intermediária.

O fluxo de destilação recomprimido e resfriado **39e** é dividido em dois fluxos. Uma porção, fluxo **47**, é o produto de gás residual volátil. A outra porção, fluxo de reciclagem **48**, flui até o trocador de calor **22** onde o mesmo é resfriado até -18°C (-1°F) (fluxo **48a**) através de troca de calor com uma porção (fluxo **45**) do fluxo de destilação a frio **39a**. Então, o fluxo de reciclagem resfriado flui até o trocador **12** onde o mesmo é resfriado até -91°C (-132°F) e substancialmente condensado através da troca de calor com o fluxo de destilação a frio **39**. O fluxo substancialmente condensado **48b** é, então, expandido através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como a válvula de expansão **23**, até a pressão operacional da desmetanizadora, resultando no resfriamento do fluxo total até -96°C (-140°F). O fluxo ex-

pandido **48c** é, então, fornecido à torre de fracionamento **17** como a alimentação de coluna superior. A porção de vapor (se existir) do fluxo **48c** se combina com os vapores que surgem a partir do estágio de fracionamento superior da coluna, com a finalidade de formar um fluxo de destilação **39**,
5 que é removido a partir de uma região superior da torre.

Uma porção do vapor de destilação (fluxo **49**) é removida a partir da região inferior da seção de absorção da torre de fracionamento **17** a -89°C (-129°F) e comprimida até uma pressão intermediária de cerca de 697 psia (4.804 kPa(a)) através de um compressor de refluxo **24**. O fluxo comprimido **49a** flui até o trocador **12** onde o mesmo é resfriado até -91°C (-132°F) e substancialmente condensado através da troca de calor com o fluxo suspenso da coluna de destilação a frio **39**. O fluxo substancialmente condensado **49b** é, então, dividido em duas porções, fluxos **51** e **52**. A primeira porção, o fluxo **51** que contém cerca de 90% do fluxo **49b**, é expandida através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como a válvula de expansão **25**, até a pressão operacional da desmetanizadora, resultando no resfriamento do fluxo **51a** até uma temperatura de -94°C (-136°F), imediatamente após o mesmo ser fornecido à torre de fracionamento **17** em um quarto ponto de alimentação em coluna intermediária, conforme mostrado na
15 modalidade da Figura 3 da presente invenção. A porção restante, o fluxo **52** que contém cerca de 10% do fluxo **49b**, é expandida através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como a válvula de expansão **26**, até a pressão operacional da desmetanizadora, resultando no resfriamento do fluxo **52a** até uma temperatura de -94°C (-136°F), imediatamente após o mesmo ser fornecido à torre de fracionamento **17** em um quinto ponto de alimentação em coluna intermediária, situado abaixo do ponto de alimentação do fluxo **51a**.
20
25

Na seção de dessorção da desmetanizadora **17**, os fluxos de alimentação são dessorvidos de seus componentes de metano e componentes mais leves. O produto líquido resultante (fluxo **42**) sai pelo fundo da torre **17** a 31°C (88°F). A bomba **19** distribui o fluxo **42a** ao trocador de calor **10**, conforme descrito anteriormente, onde o mesmo é aquecido até 47°C
30

(116°F) (fluxo **42b**) antes de fluir até o armazenamento.

O fluxo de vapor de destilação que forma a suspensão da torre (fluxo **39**) é aquecido no trocador de calor **12** já que o mesmo proporciona um resfriamento ao fluxo combinado **35**, ao fluxo de vapor de destilação comprimido **49a**, e ao fluxo de reciclagem **48a**, conforme descrito anteriormente, com a finalidade de formar o fluxo de destilação a frio **39a**. O fluxo de destilação **39a** é dividido em duas porções (fluxos **45** e **46**), que são aquecidas até 47°C (116°F) e 33°C (92°F), respectivamente, no trocador de calor **22** e no trocador de calor **10**. Os fluxos aquecidos se recombina-

5 comprimido **49a**, e ao fluxo de reciclagem **48a**, conforme descrito anteriormente, com a finalidade de formar o fluxo de destilação a frio **39a**. O fluxo de destilação **39a** é dividido em duas porções (fluxos **45** e **46**), que são aquecidas até 47°C (116°F) e 33°C (92°F), respectivamente, no trocador de calor **22** e no trocador de calor **10**. Os fluxos aquecidos se recombina-

10 formarem o fluxo **39b** a 35°C (94°F) que é, então, recomprimido em dois estágios, acionado pelo compressor **15** através da máquina de expansão **14** e acionado pelo compressor **20** através de uma fonte de energia suplementar. Após o fluxo **39d** ser resfriado até 49°C (120°F) no resfriador de descarga **21** de modo a formar o fluxo **39e**, o fluxo de reciclagem **48** é removido, conforme descrito anteriormente, com a finalidade de formar o fluxo de gás residual **47** que flui até a tubulação de gás de fornecimento a 7.171 kPa(a) (1040 psia).

15

Apresenta-se, na tabela a seguir, um resumo das taxas de vazão de fluxo e consumo de energia para o processo ilustrado na Figura 4:

Tabela IV

(Figura 4)

Resumo da Vazão de Fluxo - Lb. Mols/h (kg mols/h)

<u>Fluxo</u>	<u>Metano</u>	<u>Etano</u>	<u>Propano</u>	<u>Butanos+</u>	<u>Total</u>
31	25.384	1.161	362	332	27.451
32	25.118	1.109	318	190	26.943
33	266	52	44	142	508
34	2.838	125	36	21	3.045
37	133	26	22	71	254
35	2.971	151	58	92	3.299
36	22.280	984	282	169	23.898
38	133	26	22	71	254
49	4.902	50	1	0	5.000
51	4.412	45	1	0	4.500
52	490	5	0	0	500

39	28.490	36	0	0	28.702
48	3.134	4	0	0	3.157
47	25.356	32	0	0	25.545
42	28	1.129	362	332	1.906

Recuperações*

Etano	97,22%
Propano	99,99%
Butanos+	100,00%

Potência

Compressão do Gás Residual	11.745 HP	(19.309 kW)
Compressão de Refluxo	465 HP	(764 kW)
Compressão Total	12.210 HP	(20.073 kW)

* (Com base em taxas de vazão não-arredondadas)

Uma comparação entre as Tabelas III e IV mostra que, comparada à modalidade da Figura 3 da presente invenção, a modalidade da Figura 4 mantém essencialmente a mesma recuperação de etano, recuperação de propano, e recuperação de butanos+. No entanto, a comparação entre as Tabelas III e IV mostra, ainda, que esses rendimentos foram obtidos utilizando-se cerca de 1% menos cavalos-vapor do que o necessário para a modalidade da Figura 3. A queda nos requisitos de potência para a modalidade da Figura 4 ocorre principalmente devido à pressão operacional ligeiramente maior da torre de fracionamento **17**, que é possível devido à melhor retificação de sua seção de absorção fornecida introduzindo-se uma porção do refluxo suplementar (fluxo **52a**) menor na seção de absorção. Isto reduz, de modo eficaz, a concentração de componentes C₂+ nos líquidos da coluna onde se introduziu o fluxo combinado expandido **35b**, reduzindo, assim, as concentrações de equilíbrio desses componentes mais pesados nos vapores que surgem acima desta região da seção de absorção. A redução nos requisitos de potência para esta modalidade em relação à modalidade da Figura 3 deve ser avaliada para cada aplicação em relação ao ligeiro aumento nos custos esperados para a modalidade da Figura 4 comparada à modalidade da Figura 3.

Exemplo 3

Um método alternativo de geração dos fluxos de refluxo suplementares para a coluna é mostrado em outra modalidade da presente invenção, conforme ilustrado na Figura 5. A composição do gás de alimentação e as condições consideradas no processo apresentado na Figura 5 são as mesmas usadas nas Figuras 1 a 4. Conseqüentemente, a Figura 5 pode ser comparada aos processos das Figuras 1 e 2 de modo a ilustrar as vantagens da presente invenção, e pode, da mesma forma, ser comparada às modalidades exibidas nas Figuras 3 e 4.

Na simulação do processo da Figura 5, o gás de entrada entra na usina como o fluxo **31** e o mesmo é resfriado no trocador de calor **10** através de troca de calor com uma porção (fluxo **46**) do fluxo de destilação a frio **43a** a -52°C (-61°F), o líquido de fundo bombeado da desmetanizadora (fluxo **42a**) a 33°C (92°F), os líquidos da desmetanizadora (fluxo **41**) a 21°C (69°F), e os líquidos da desmetanizadora (fluxo **40**) a -26°C (-15°F). O fluxo resfriado **31a** entra no separador **11** a -37°C (-35°F) e 7.067 kPa(a) (1025 psia) onde o vapor (fluxo **32**) é separado do líquido condensado (fluxo **33**).

O vapor (fluxo **32**) proveniente do separador **11** é dividido em dois fluxos, **34** e **36**. Da mesma forma, o líquido (fluxo **33**) proveniente do separador **11** é dividido em dois fluxos, **37** e **38**. O fluxo **34**, que contém cerca de 10% do vapor total, é combinado com o fluxo **37**, que contém cerca de 50% do líquido total. Então, o fluxo combinado **35** passa através do trocador de calor **12** em uma relação de troca de calor com o fluxo de destilação a frio **43** a -94°C (-137°F) onde o mesmo é resfriado até uma condensação substancial. O fluxo substancialmente condensado resultante **35a** a -91°C (-133°F) é, então, expandido por instantaneamente através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como a válvula de expansão **13**, até a pressão operacional (aproximadamente 3.199 kPa(a) (464 psia)) da torre de fracionamento **17**, resfriando o fluxo **35b** até -92°C (-134°F) antes de o mesmo ser fornecido à torre de fracionamento **17** em um ponto de alimentação em coluna intermediária.

Os 90% restantes do vapor proveniente do separador **11** (fluxo

36) entram em uma máquina de expansão de trabalho **14** na qual a energia mecânica é extraída desta porção da alimentação de alta pressão. A máquina **14** expande o vapor de forma substancialmente isentrópica até a pressão operacional da torre, com a expansão de trabalho que resfria o fluxo expandido **36a** até uma temperatura de aproximadamente -75°C (-102°F). O fluxo expandido parcialmente condensado **36a** é, posteriormente, fornecido como uma alimentação à torre de fracionamento **17** em um segundo ponto de alimentação em coluna intermediária.

Os 50% restantes do líquido proveniente do separador **11** (fluxo **38**) são expandidos por instantaneamente através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como a válvula de expansão **16**, até a pressão operacional da torre de fracionamento **17**. A expansão resfria o fluxo **38a** até -54°C (-65°F) antes de o mesmo ser fornecido à torre de fracionamento **17** em um terceiro ponto de alimentação em coluna intermediária.

O fluxo de destilação recomprimido e resfriado **43e** é dividido em dois fluxos. Uma porção, fluxo **47**, é o produto de gás residual volátil. A outra porção, fluxo de reciclagem **48**, flui até o trocador de calor **22** onde o mesmo é resfriado até -18°C (-1°F) (fluxo **48a**) através de troca de calor com uma porção (fluxo **45**) do fluxo de destilação a frio **43a**. Então, o fluxo de reciclagem resfriado flui até o trocador **12** onde o mesmo é resfriado até -91°C (-133°F) e substancialmente condensado através da troca de calor com o fluxo de destilação a frio **43**. O fluxo substancialmente condensado **48b** é, então, expandido através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como a válvula de expansão **23**, até a pressão operacional da desmetanizadora, resultando no resfriamento do fluxo total até -96°C (-140°F). O fluxo expandido **48c** é, então, fornecido à torre de fracionamento **17** como a alimentação de coluna superior. A porção de vapor (se existir) do fluxo **48c** se combina com os vapores que surgem a partir do estágio de fracionamento superior da coluna, com a finalidade de formar um fluxo de destilação **39**, que é removido a partir de uma região superior da torre.

O fluxo de vapor de destilação que forma a suspensão da torre (fluxo **39**) deixa a torre de fracionamento **17** a -94°C (-137°F) e o mesmo é

dividido em duas porções, primeiro e segundo fluxo de vapor **44** e **43**, respectivamente. O primeiro fluxo de vapor **44** é combinado com uma porção do vapor de destilação (fluxo **49**) extraído a partir da região inferior da seção de absorção da torre de fracionamento **17** a -90°C (-131°F), e o fluxo de vapor combinado **50** é comprimido até uma pressão intermediária de cerca de 4.985 kPa(a) (723 psia) através do compressor de refluxo **24**. O fluxo comprimido **50a** flui até o trocador **12**, onde o mesmo é resfriado até -91°C (-133°F) e substancialmente condensado através de troca de calor com a porção restante (fluxo **43**) do fluxo suspenso da coluna de destilação a frio **39**. O fluxo substancialmente condensado **50b** é, então, expandido através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como a válvula de expansão **25**, até a pressão operacional da desmetanizadora, resultando no resfriamento do fluxo **50c** até uma temperatura de -94°C (-137°F), imediatamente após o mesmo ser fornecido à torre de fracionamento **17** em um quarto ponto de alimentação em coluna intermediária.

Na seção de dessorção da desmetanizadora **17**, os fluxos de alimentação são dessorvidos de seus componentes de metano e componentes mais leves. O produto líquido resultante (fluxo **42**) sai pelo fundo da torre **17** a 31°C (87°F). A bomba **19** distribui o fluxo **42a** ao trocador de calor **10**, conforme descrito anteriormente, onde o mesmo é aquecido até 47°C (116°F) (fluxo **42b**) antes de fluir até o armazenamento.

O segundo fluxo de vapor **43** (a porção restante do fluxo suspenso da coluna de destilação a frio **39**) é aquecido no trocador de calor **12** já que o mesmo proporciona um resfriamento ao fluxo combinado **35**, ao fluxo combinado comprimido **50a**, e ao fluxo de reciclagem **48a**, conforme descrito anteriormente, com a finalidade de formar um segundo fluxo de vapor a frio **43a**. O segundo fluxo de vapor **43a** é dividido em duas porções (fluxos **45** e **46**), que são aquecidas até 47°C (116°F) e 34°C (94°F), respectivamente, no trocador de calor **22** e no trocador de calor **10**. Os fluxos aquecidos se recombinaem de modo a formarem o fluxo **43b** a 35°C (95°F) que é, então, recomprimido em dois estágios, acionado pelo compressor **15** através da máquina de expansão **14** e acionado pelo compressor **20** através de uma

5 fonte de energia suplementar. Após o fluxo **43d** ser resfriado até 49°C (120°F) no resfriador de descarga **21** de modo a formar o fluxo **43e**, o fluxo de reciclagem **48** é removido, conforme descrito anteriormente, de modo a formar o fluxo de gás residual **47** que flui até a tubulação de gás de fornecimento a 7.171 kPa(a) (1040 psia).

Apresenta-se, na tabela a seguir, um resumo das taxas de vazão de fluxo e consumo de energia para o processo ilustrado na Figura 5:

Tabela V

(Figura 5)

Resumo da Vazão de Fluxo - Lb. Mols/h (kg mols/h)

<u>Fluxo</u>	<u>Metano</u>	<u>Etano</u>	<u>Propano</u>	<u>Butanos+</u>	<u>Total</u>
31	25.384	1.161	362	332	27.451
32	25.079	1.102	313	184	26.886
33	305	59	49	148	565
34	2.508	110	31	19	2.689
37	152	29	24	74	282
35	2.660	139	55	93	2.971
36	22.571	992	282	165	24.197
38	153	30	25	74	283
39	28.589	36	0	0	28.800
44	572	1	0	0	576
49	4.869	35	1	0	4.950
50	5.441	36	1	0	5.526
43	28.017	35	0	0	28.224
48	2.661	3	0	0	2.681
47	25.356	32	0	0	25.543
42	28	1.129	362	332	1.908

Recuperações*

Etano	97,20%
Propano	99,99%
Butanos+	100,00%

Potência

Compressão do Gás Residual	11.617 HP	(19.098 kW)
Compressão de Refluxo	550 HP	(904 kW)
Compressão Total	12.167 HP	(20.002 kW)

* (Com base em taxas de vazão não-arredondadas)

Uma comparação entre as Tabelas III, IV e V mostra que, comparada às modalidades das Figuras 3 e 4 da presente invenção, a modalidade da Figura 5 mantém essencialmente a mesma recuperação de etano, recuperação de propano, e recuperação de butanos+. No entanto, a comparação entre as Tabelas III, IV e V mostra, ainda, que esses rendimentos foram obtidos utilizando-se cerca de 1% menos cavalos-vapor do que necessário pela modalidade da Figura 3, e ligeiramente menos cavalos-vapor do que a modalidade da Figura 4. A queda nos requisitos de potência para a modalidade da Figura 5 ocorre principalmente devido à redução na taxa de vazão do fluxo de reciclagem **48**. Esta redução na taxa de vazão do refluxo superior à desmetanizadora **17** é possível porque a combinação de uma porção (fluxo **44**) da suspensão da coluna (fluxo **39**) com a porção do vapor de destilação (fluxo **49**) removido a partir da região inferior da seção de absorção da torre de fracionamento **17** reduz significativamente a concentração de componentes C_2+ no fluxo de refluxo **50c**, proporcionando uma melhor retificação na seção de absorção. Isto reduz as concentrações de equilíbrio desses componentes mais pesados nos vapores que surgem acima desta região da seção de absorção, de tal modo que menos retificação seja necessária pelo fluxo de refluxo superior. A redução nos requisitos de potência para esta modalidade em relação à modalidade da Figura 3 deve ser avaliada para cada aplicação relativa ao ligeiro aumento nos custos para a modalidade da Figura 5 comparada à modalidade da Figura 3. A modalidade da Figura 5 pode oferecer uma ligeira vantagem em relação aos custos comparada à modalidade da Figura 4, além da redução de potência, porém, isto deve, da mesma forma, ser avaliada para cada aplicação.

Exemplo 4

Um método alternativo de utilização dos fluxos de refluxo suplementares para a coluna é mostrado em outra modalidade da presente invenção, conforme ilustrado na Figura 6. A composição do gás de alimentação e as condições consideradas no processo apresentado na Figura 6 são as mesmas usadas nas Figuras 1 a 5. Consequentemente, a Figura 6 pode ser

comparada aos processos das Figuras 1 e 2 de modo a ilustrar as vantagens da presente invenção, e pode, da mesma forma, ser comparada à modalidade exibida nas Figuras 3 a 5.

Na simulação do processo da Figura 6, o gás de entrada entra na usina como o fluxo **31** e o mesmo é resfriado no trocador de calor **10** através de troca de calor com uma porção (fluxo **46**) do fluxo de destilação a frio **43a** a -49°C (-55°F), o líquido de fundo bombeado da desmetanizadora (fluxo **42a**) a 34°C (93°F), os líquidos da desmetanizadora (fluxo **41**) a 21°C (71°F), e os líquidos da desmetanizadora (fluxo **40**) a -24°C (-10°F). O fluxo resfriado **31a** entra no separador **11** a -35°C (-31°F) e 7.067 kPa(a) (1025 psia) onde o vapor (fluxo **32**) é separado do líquido condensado (fluxo **33**).

O vapor (fluxo **32**) proveniente do separador **11** é dividido em dois fluxos, **34** e **36**. Da mesma forma, o líquido (fluxo **33**) proveniente do separador **11** é dividido em dois fluxos, **37** e **38**. O fluxo **34**, que contém cerca de 12% do vapor total, é combinado com o fluxo **37**, que contém cerca de 50% do líquido total. Então, o fluxo combinado **35** passa através do trocador de calor **12** em uma relação de troca de calor com o fluxo de destilação a frio **43** a -94°C (-136°F) onde o mesmo é resfriado até uma condensação substancial. O fluxo substancialmente condensado resultante **35a** a -91°C (-132°F) é, então, expandido por instantaneamente através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como a válvula de expansão **13**, até a pressão operacional (aproximadamente 3.234 kPa(a) (469 psia)) da torre de fracionamento **17**, resfriando o fluxo **35b** até -92°C (-134°F) antes de o mesmo ser fornecido à torre de fracionamento **17** em um ponto de alimentação em coluna intermediária.

Os 88% restantes do vapor proveniente do separador **11** (fluxo **36**) entram em uma máquina de expansão de trabalho **14** na qual a energia mecânica é extraída desta porção da alimentação de alta pressão. A máquina **14** expande o vapor de forma substancialmente isentrópica até a pressão operacional da torre, com a expansão de trabalho que resfria o fluxo expandido **36a** até uma temperatura de aproximadamente -73°C (-99°F). O fluxo expandido parcialmente condensado **36a** é, posteriormente, fornecido como

uma alimentação à torre de fracionamento **17** em um segundo ponto de alimentação em coluna intermediária.

Os 50% restantes do líquido proveniente do separador **11** (fluxo **38**) são expandidos por instantaneamente através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como a válvula de expansão **16**, até a pressão operacional da torre de fracionamento **17**. A expansão resfria o fluxo **38a** até -51°C (-59°F) antes de o mesmo ser fornecido à torre de fracionamento **17** em um terceiro ponto de alimentação em coluna intermediária.

O fluxo de destilação recomprimido e resfriado **43e** é dividido em dois fluxos. Uma porção, fluxo **47**, é o produto de gás residual volátil. A outra porção, fluxo de reciclagem **48**, flui até o trocador de calor **22** onde o mesmo é resfriado até -18°C (-1°F) (fluxo **48a**) através de troca de calor com uma porção (fluxo **45**) do fluxo de destilação a frio **43a**. Então, o fluxo de reciclagem resfriado flui até o trocador **12** onde o mesmo é resfriado até -91°C (-132°F) e substancialmente condensado através da troca de calor com o fluxo de destilação a frio **43**. O fluxo substancialmente condensado **48b** é, então, expandido através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como a válvula de expansão **23**, até a pressão operacional da desmetanizadora, resultando no resfriamento do fluxo total até -96°C (-140°F). O fluxo expandido **48c** é, então, fornecido à torre de fracionamento **17** como a alimentação de coluna superior. A porção de vapor (se existir) do fluxo **48c** se combina com os vapores que surgem a partir do estágio de fracionamento superior da coluna, com a finalidade de formar um fluxo de destilação **39**, que é removido a partir de uma região superior da torre.

O fluxo de vapor de destilação que forma a suspensão da torre (fluxo **39**) deixa a torre de fracionamento **17** a -93°C (-136°F) e o mesmo é dividido em duas porções, primeiro e segundo fluxo de vapor **44** e **43**, respectivamente. O primeiro fluxo de vapor **44** é combinado com uma porção do vapor de destilação (fluxo **49**) extraído a partir da região inferior da seção de absorção da torre de fracionamento **17** a -89°C (-128°F), e o fluxo de vapor combinado **50** é comprimido até uma pressão intermediária de cerca de 5.047 kPa(a) (732 psia) através do compressor de refluxo **24**. O fluxo com-

primido **50a** flui até o trocador **12**, onde o mesmo é resfriado até -91°C (-132°F) e substancialmente condensado através de troca de calor com a porção restante (fluxo **43**) do fluxo suspenso da coluna de destilação a frio **39**. O fluxo substancialmente condensado **50b** é, então, dividido em duas porções, fluxos **51** e **52**. A primeira porção, o fluxo **51** que contém cerca de 90% do fluxo **50b**, é expandida através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como a válvula de expansão **25**, até a pressão operacional da desmetanizadora, resultando no resfriamento do fluxo **51a** até uma temperatura de -94°C (-136°F), imediatamente após o mesmo ser fornecido à torre de fracionamento **17** em um quarto ponto de alimentação em coluna intermediária conforme na modalidade da Figura 5 da presente invenção. A porção restante, o fluxo **52** que contém cerca de 10% do fluxo **50b**, é expandida através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como a válvula de expansão **26**, até a pressão operacional da desmetanizadora, resultando no resfriamento do fluxo **52a** até uma temperatura de -94°C (-136°F), imediatamente após o mesmo ser fornecido à torre de fracionamento **17** em um quinto ponto de alimentação em coluna intermediária, situado abaixo do ponto de alimentação do fluxo **51a**.

Na seção de dessorção da desmetanizadora **17**, os fluxos de alimentação são dessorvidos de seus componentes de metano e componentes mais leves. O produto líquido resultante (fluxo **42**) sai pelo fundo da torre **17** a 31°C (89°F). A bomba **19** distribui o fluxo **42a** ao trocador de calor **10**, conforme descrito anteriormente, onde o mesmo é aquecido até 47°C (116°F) (fluxo **42b**) antes de fluir até o armazenamento.

O segundo fluxo de vapor **43** (a porção restante do fluxo suspenso da coluna de destilação a frio **39**) é aquecido no trocador de calor **12** já que o mesmo proporciona um resfriamento ao fluxo combinado **35**, ao fluxo combinado comprimido **50a**, e ao fluxo de reciclagem **48a**, conforme descrito anteriormente, com a finalidade de formar um segundo fluxo de vapor a frio **43a**. O segundo fluxo de vapor **43a** é dividido em duas porções (fluxos **45** e **46**), que são aquecidas até 47°C (116°F) e 34°C (94°F), respectivamente, no trocador de calor **22** e no trocador de calor **10**. Os fluxos aquecidos se

recombinam de modo a formarem o fluxo **43b** a 35°C (96°F) que é, então, recomprimido em dois estágios, acionado pelo compressor **15** através da máquina de expansão **14** e acionado pelo compressor **20** através de uma fonte de energia suplementar. Após o fluxo **43d** ser resfriado até 49°C (120°F) no resfriador de descarga **21** de modo a formar o fluxo **43e**, o fluxo de reciclagem **48** é removido, conforme descrito anteriormente, de modo a formar o fluxo de gás residual **47** que flui até a tubulação de gás de fornecimento a 7.171 kPa(a) (1040 psia).

10 Apresenta-se, na tabela a seguir, um resumo das taxas de vazão de fluxo e consumo de energia para o processo ilustrado na Figura 6:

Tabela VI

(Figura 6)

Resumo da Vazão de Fluxo - Lb. Mols/h (kg mols/h)

<u>Fluxo</u>	<u>Metano</u>	<u>Etano</u>	<u>Propano</u>	<u>Butanos+</u>	<u>Total</u>
31	25.384	1.161	362	332	27.451
32	25.122	1.109	319	191	26.949
33	262	52	43	141	502
34	2.977	131	38	23	3.194
37	131	26	21	70	251
35	3.108	157	59	93	3.445
36	22.145	978	281	168	23.755
38	131	26	22	71	251
39	29.044	37	0	0	29.260
44	871	1	0	0	878
49	4.487	44	1	0	4.575
50	5.358	45	1	0	5.453
51	4.823	40	1	0	4.908
52	535	5	0	0	545
43	28.173	36	0	0	28.382
48	2.817	4	0	0	2.838
47	25.356	32	0	0	25.544
42	28	1.129	362	332	1.907

Recuperações*

Etano	97,22%
Propano	99,99%
Butanos+	100,00%

Potência

Compressão do Gás Residual	11.488 HP	(18.886 kW)
Compressão de Refluxo	548 HP	(901 kW)
Compressão Total	12.036 HP	(19.787 kW)

* (Com base em taxas de vazão não-arredondadas)

Uma comparação entre as Tabelas III, IV, V e VI mostra que, comparada às modalidades das Figuras 3 a 5 da presente invenção, a modalidade da Figura 6 mantém essencialmente a mesma recuperação de etano, recuperação de propano, e recuperação de butanos+. No entanto, uma comparação entre as Tabelas III, IV, V e VI mostra, ainda, que esses rendimentos foram obtidos utilizando-se cerca de 2% menos cavalos-vapor do que o necessário pela modalidade da Figura 3, e cerca de 1% menos cavalos-vapor do que as modalidades das Figuras 4 e 5. A queda nos requisitos de potência para a modalidade da Figura 6 ocorre principalmente devido à pressão operacional ligeiramente maior da torre de fracionamento 17, que é possível devido à melhor retificação de sua seção de absorção fornecida introduzindo-se uma porção do refluxo suplementar (fluxo 52a) menor na seção de absorção. Isto reduz, de modo eficaz, a concentração de componentes C₂+ nos líquidos da coluna onde se introduziu o fluxo combinado expandido 35b, reduzindo, assim, as concentrações de equilíbrio desses componentes mais pesados nos vapores que surgem acima desta região da seção de absorção. A redução nos requisitos de cavalos-vapor para esta modalidade em relação às modalidades das Figuras 3 a 5 deve ser avaliada para cada aplicação em relação ao ligeiro aumento nos custos para a modalidade da Figura 6 comparada às outras modalidades.

Outras Modalidades

De acordo com a presente invenção, em geral, é vantajoso projetar a seção de absorção (retificação) da desmetanizadora de modo a con-

ter múltiplos estágios teóricos de separação. No entanto, os benefícios da presente invenção podem ser obtidos por apenas um estágio teórico, e acredita-se que até mesmo o equivalente de um estágio teórico fracionário possa permitir a obtenção desses benefícios. Por exemplo, todo ou parte do

5 fluxo de reciclagem condensado substancialmente expandido **48c**, todo ou parte do refluxo suplementar (fluxo **49c** na Figura 3, fluxo **50c** na Figura 5, ou fluxos **51a** e **52a** nas Figuras 4 e 6), todo ou parte do fluxo substancialmente condensado expandido **35b**, e todo ou parte do fluxo expandido **36a** podem ser combinados (tal como na tubulação que une a válvula de expansão à desmetanizadora), e, se perfeitamente misturados, os vapores e líquidos se misturarão e se separarão de acordo com as volatilidades dos vários componentes dos fluxos combinados totais. Tal mistura dos quatro ou cinco

10 fluxos deve ser considerada, por propósitos da presente invenção, como constituintes de uma seção de absorção. De maneira específica, a mistura do fluxo de refluxo suplementar **52a** e o fluxo substancialmente condensado expandido **35b** aparenta ser vantajosa em muitos casos, assim como a mistura do fluxo de reciclagem condensado substancialmente expandido **48c** e todo ou parte do refluxo suplementar (fluxo **49c** na Figura 3, fluxo **50c** na

15 Figura 5, ou fluxo **51a** nas Figuras 4 e 6).

20 As Figuras 7 e 8 descrevem torres de fracionamento construídas em dois recipientes, coluna de absorção (retificação) **27** (um dispositivo de contato e separação) e coluna de dessorção (destilação) **17**. Nesses casos, uma porção do vapor de destilação (fluxo **49**) é removida da seção inferior da coluna de absorção **27** e direcionada ao compressor de refluxo **24** (opcionalmente, conforme mostrado na Figura 8, combinada com uma porção, o

25 fluxo **44**, do fluxo de destilação suspensa **39** da coluna de absorção **27**) com a finalidade de gerar um refluxo suplementar para a coluna de absorção **27**. O vapor suspenso (fluxo **54**) proveniente da coluna de dessorção **17** flui até a seção inferior da coluna de absorção **27** de modo que entre em contato

30 com o fluxo de reciclagem condensado substancialmente expandido **48c**, líquido de refluxo suplementar (fluxo **51a** e fluxo opcional **52a**), e fluxo substancialmente condensado expandido **35b**. A bomba **28** é usada para direcio-

nar os líquidos (fluxo **55**) a partir do fundo da coluna de absorção **27** até o topo da coluna de dessorção **17**, de tal modo que as duas torres funcionem, de modo eficaz, como um sistema de destilação. A decisão de se construir a torre de fracionamento como um recipiente único (tal como a desmetanizadora **17** nas Figuras 3 a 6) ou em múltiplos recipientes depende de uma série de fatores, tais como o tamanho da usina, a distância às instalações de fabricação, etc.

Conforme descrito nos exemplos anteriores, o refluxo suplementar (fluxo **49b** nas Figuras 3, 4 e 7 e fluxo **50b** nas Figuras 5, 6 e 8) é totalmente condensado e o condensado resultando usado para absorver os componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes mais pesados valiosos a partir dos vapores que surgem através de uma região inferior da seção de absorção **17b** da desmetanizadora **17** (Figuras 3 a 6) ou através da coluna de absorção **27** (Figuras 7 e 8). No entanto, a presente invenção não se limita a esta modalidade. Pode ser vantajoso, por exemplo, tratar apenas uma porção desses vapores desta forma, ou utilizar apenas uma porção do condensado como um absorvente, em casos onde outras considerações de projeto indicam porções dos vapores ou o condensado deve contornar a seção de absorção **17b** da desmetanizadora **17** (Figuras 3 a 6) ou coluna de absorção **27** (Figuras 7 e 8). Algumas circunstâncias podem favorecer a condensação parcial, ao invés da condensação total, do fluxo de refluxo suplementar (**49b** ou **50b**) no trocador de calor **12**. Outras circunstâncias podem favorecer que o fluxo de destilação **49** seja um vapor total lateral extraído da coluna de fracionamento **17** (Figuras 3 a 6) ou da coluna de absorção **27** (Figuras 7 e 8) ao invés de um vapor parcial lateralmente extraído. Deve-se notar que, dependendo da composição do fluxo de gás de alimentação, pode ser vantajoso utilizar refrigeração externa para fornecer alguma porção da refrigeração do fluxo de refluxo suplementar (**49b** ou **50b**) no trocador de calor **12**.

As condições do gás de alimentação, tamanho da usina, disponibilidade de equipamentos, ou outros fatores podem indicar que a eliminação da máquina de expansão de trabalho **14**, ou substituição por outro dis-

positivo de expansão alternativo (tal como uma válvula de expansão), é possível. Embora seja descrita uma expansão individual de fluxo, em particular, podem-se empregar, onde apropriado, dispositivos de expansão, meios de expansão alternativos em particular. Por exemplo, as condições podem garantir uma expansão de trabalho do fluxo de reciclagem substancialmente condensado (fluxo **48b**), o refluxo suplementar (fluxo **49b**, fluxo **50b**, ou fluxos **51** e/ou **52**), ou o fluxo substancialmente condensado (fluxo **35a**).

Quando o gás de entrada for mais insípido, o separador **11** nas Figuras 3 a 8 pode não ser necessário. Dependendo da quantidade de hidrocarbonetos mais pesados no gás de alimentação e na pressão do gás de alimentação, o fluxo de alimentação resfriado **31a** que sai do trocador de calor **10** nas Figuras 3 a 8 pode não conter líquidos (porque o mesmo se encontra acima de seu ponto de condensação, ou porque o mesmo encontra-se acima de sua pressão crítica), de tal modo que o separador **11** mostrado nas Figuras 3 a 8 não seja necessário. Adicionalmente, mesmo em casos onde o separador **11** é necessário, pode não ser vantajoso combinar qualquer um dos líquidos resultantes no fluxo **33** com o fluxo de vapor **34**. Nesses casos, todo o líquido seria direcionado ao fluxo **38** e, portanto, à válvula de expansão **16** e um ponto de alimentação inferior em coluna intermediária na desmetanizadora **17** (Figuras 3 a 6) ou um ponto de alimentação em coluna intermediária na coluna de dessorção **17** (Figuras 7 e 8). Outras aplicações podem favorecer a combinação de todo o líquido resultante no fluxo **33** com o fluxo de vapor **34**. Nesses casos, não existiria nenhuma vazão no fluxo **38** e a válvula de expansão **16** não seria necessária.

De acordo com a presente invenção, pode-se empregar o uso de refrigeração externa para suplementar o resfriamento disponível ao gás de entrada e/ou ao gás de reciclagem proveniente de outros fluxos de processo, particularmente, no caso de um gás de entrada rico. O uso e distribuição dos líquidos do separador e dos líquidos lateralmente extraídos da desmetanizadora para processo de troca de calor, e a disposição particular dos trocadores de calor para o resfriamento do gás de entrada devem ser avaliados para cada aplicação particular, assim como a escolha dos fluxos de processo pa-

ra os serviços específicos de troca de calor.

Reconhecer-se-á, também, que a quantidade relativa de alimentação encontrada em cada ramificação da alimentação dividida de vapor e da alimentação dividida de líquido dependerá de muitos fatores, incluindo a
5 pressão do gás, composição do gás de alimentação, a quantidade de calor que pode ser economicamente extraída da alimentação, e a quantidade de cavalos-vapor disponível. Os locais relativos das alimentações em coluna intermediária e o ponto de extração do fluxo de vapor de destilação **49** podem variar dependendo da composição de entrada ou de outros fatores, tais
10 como os níveis de recuperação desejados e a quantidade de líquido formado durante o resfriamento do gás de entrada. Em algumas circunstâncias, favorece-se a remoção do fluxo de vapor de destilação **49** abaixo do local de alimentação do fluxo expandido **36a**. Além disso, dois ou mais fluxos de alimentação, o porções dos mesmos, podem ser combinados dependendo das
15 temperaturas e quantidades relativas de fluxos individuais, e o fluxo combinado então alimentado a uma posição de alimentação em coluna intermediária. A pressão intermediária a qual o fluxo de destilação **49** ou fluxo de vapor combinado **50** que é comprimido deve ser determinada para cada aplicação, já que a mesma consiste em uma função da composição de entrada, nível
20 de recuperação desejado, ponto de remoção do fluxo de vapor de destilação **49**, e outros fatores.

Muito embora tenha sido descrito o que se imagina que sejam as modalidades preferenciais da presente invenção, os indivíduos versados na técnica reconhecerão que se podem realizar outras modificações, por exem-
25 plo, adaptar a invenção a várias condições, tipos de alimentação, ou outros requisitos sem que se divirja do espírito da presente invenção conforme definido pelas reivindicações a seguir.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo destinado à separação de um fluxo de gás contendo metano, componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarbonetos mais pesados em uma fração de gás residual volátil e em uma fração
- 5 relativamente menos volátil contendo uma porção principal dos ditos componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarbonetos mais pesados ou os ditos componentes C_3 e componentes de hidrocarbonetos mais pesados, sendo que em tal processo
- (a) o dito fluxo de gás é resfriado sob pressão de modo a proporcionar um fluxo resfriado;
- 10 (b) o dito fluxo resfriado é expandido até uma pressão inferior, desse modo, o mesmo é adicionalmente resfriado; e
- (c) o dito fluxo resfriado adicional é direcionado em uma coluna de destilação e fracionado na dita pressão inferior, desse modo, os componentes da dita fração relativamente menos volátil são recuperados;
- 15 aperfeiçoamento, sendo que após o resfriamento, o dito fluxo resfriado é dividido em um primeiro e em um segundo fluxo; e
- (1) o dito primeiro fluxo é resfriado de modo a se condensar de forma substancialmente completa e, posteriormente, é expandido até a dita
- 20 pressão inferior, desse modo, o mesmo é adicionalmente resfriado;
- (2) o dito primeiro fluxo resfriado expandido é, posteriormente, fornecido à dita coluna de destilação em uma primeira posição de alimentação em coluna intermediária;
- (3) o dito segundo fluxo é expandido até a dita pressão inferior e
- 25 fornecido à dita coluna de destilação em uma segunda posição de alimentação em coluna intermediária;
- (4) um fluxo de vapor de destilação é extraído a partir de uma região da dita coluna de destilação abaixo do dito primeiro fluxo resfriado expandido e é comprimido até uma pressão intermediária;
- 30 (5) o dito fluxo de vapor de destilação comprimido é suficientemente resfriado para condensar pelo menos uma parte do mesmo, formando, assim, um fluxo condensado;

(6) pelo menos uma porção do dito fluxo condensado é expandida até a dita pressão inferior e, posteriormente, é fornecida à dita coluna de destilação em uma terceira posição de alimentação em coluna intermediária situada acima do dito primeiro fluxo resfriado expandido;

5 (7) um fluxo de vapor suspenso é extraído a partir de uma região superior da dita coluna de destilação e pelo menos uma porção do dito fluxo de vapor suspenso é direcionada em uma relação de troca de calor com o dito fluxo de vapor de destilação comprimido e aquecida para desse modo, fornecer ao menos uma porção do resfriamento da etapa (5);

10 (8) o dito fluxo de vapor suspenso aquecido é comprimido até uma pressão superior e, posteriormente, dividido na dita fração de gás residual volátil e em um fluxo de reciclagem comprimido;

(9) o dito fluxo de reciclagem comprimido é suficientemente resfriado para condensar substancialmente o mesmo;

15 (10) o dito fluxo de reciclagem comprimido substancialmente condensado é expandido até a dita pressão inferior e fornecido à dita coluna de destilação em uma posição de alimentação superior; e

(11) as quantidades e temperaturas dos ditos fluxos de alimentação à dita coluna de destilação são eficazes em manter a temperatura suspenso da dita coluna de destilação em uma temperatura na qual se recuperam as porções principais dos componentes na dita fração relativamente menos volátil.

2. Processo destinado à separação de um fluxo de gás contendo metano, componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarbonetos mais pesados em uma fração de gás residual volátil e uma fração relativamente menos volátil contendo uma porção principal dos ditos componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarbonetos mais pesados ou os ditos componentes C_3 e componentes de hidrocarbonetos mais pesados, sendo que em tal processo

30 (a) o dito fluxo de gás é resfriado sob pressão de modo a proporcionar um fluxo resfriado;

(b) o dito fluxo resfriado é expandido até uma pressão inferior,

desse modo, o mesmo é adicionalmente resfriado; e

(c) o dito fluxo resfriado adicional é direcionado em uma coluna de destilação e fracionado na dita pressão inferior, desse modo, os componentes da dita fração relativamente menos volátil são recuperados;

5 aperfeiçoamento, em que o dito fluxo de gás é suficientemente resfriado de modo a condensá-lo parcialmente; e

(1) o dito fluxo de gás parcialmente condensado é separado para, desse modo, proporcionar um fluxo de vapor e ao menos um fluxo líquido;

10 (2) o dito fluxo de vapor é, posteriormente, dividido em um primeiro e em um segundo fluxo;

(3) o dito primeiro fluxo é resfriado de modo a se condensar de forma substancialmente completa e, posteriormente, é expandido até a dita pressão inferior, desse modo, o mesmo é adicionalmente resfriado;

15 (4) o dito primeiro fluxo resfriado expandido é, posteriormente, fornecido à dita coluna de destilação em uma primeira posição de alimentação em coluna intermediária;

(5) o dito segundo fluxo é expandido até a dita pressão inferior e fornecido à dita coluna de destilação em uma segunda posição de alimentação em coluna intermediária;

20 (6) um fluxo de vapor de destilação é extraído a partir de uma região da dita coluna de destilação abaixo do dito primeiro fluxo resfriado expandido e é comprimido até uma pressão intermediária;

(7) o dito vapor comprimido é suficientemente resfriado para condensar pelo menos uma parte do mesmo, formando, assim, um fluxo condensado;

25 (8) pelo menos uma porção do dito fluxo condensado é expandida até a dita pressão inferior e, posteriormente, é fornecida à dita coluna de destilação em uma terceira posição de alimentação em coluna intermediária situada acima do dito primeiro fluxo resfriado expandido;

30 (9) pelo menos uma porção do dito ao menos um fluxo líquido é expandida até a dita pressão inferior e fornecida à dita coluna de destilação

em uma quarta posição de alimentação em coluna intermediária;

(10) um fluxo de vapor suspenso é extraído a partir de uma região superior da dita coluna de destilação e ao menos uma porção do dito fluxo de vapor suspenso é direcionada em uma relação de troca de calor com o dito fluxo de vapor de destilação comprimido e aquecida para, desse modo, fornecer ao menos uma porção do resfriamento da etapa (7);

(11) o dito fluxo de vapor suspenso aquecido é comprimido em pressão superior e, posteriormente, dividido na dita fração de gás residual volátil e em um fluxo de reciclagem comprimido;

(12) o dito fluxo de reciclagem comprimido é suficientemente resfriado para condensar substancialmente o mesmo;

(13) o dito fluxo de reciclagem comprimido substancialmente condensado é expandido até a dita pressão inferior e fornecido à dita coluna de destilação em uma posição de alimentação superior; e

(14) as quantidades e temperaturas dos ditos fluxos de alimentação à dita coluna de destilação são eficazes em manter a temperatura suspenso da dita coluna de destilação em uma temperatura na qual se recuperam as porções principais dos componentes na dita fração relativamente menos volátil.

3. Processo destinado à separação de um fluxo de gás contendo metano, componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarbonetos mais pesados em uma fração de gás residual volátil e uma fração relativamente menos volátil contendo uma porção principal dos ditos componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarbonetos mais pesados ou ditos componentes C_3 e componentes de hidrocarbonetos mais pesados, sendo que em tal processo

(a) o dito fluxo de gás é resfriado sob pressão de modo a proporcionar um fluxo resfriado;

(b) o dito fluxo resfriado é expandido até uma pressão inferior, desse modo, o mesmo é adicionalmente resfriado; e

(c) o dito fluxo resfriado adicional é direcionado em uma coluna de destilação e fracionado na dita pressão inferior, desse modo, os compo-

nentes da dita fração relativamente menos volátil são recuperados; aperfeiçoamento, em que o dito fluxo de gás é suficientemente resfriado de modo a condensá-lo parcialmente; e

5 (1) o dito fluxo de gás parcialmente condensado é separado para, desse modo, proporcionar um fluxo de vapor e ao menos um fluxo líquido;

(2) o dito fluxo de vapor é, posteriormente, dividido em um primeiro e em um segundo fluxo;

10 (3) o dito primeiro fluxo é combinado com ao menos uma porção de ao menos um fluxo líquido de modo a formar um fluxo combinado, e o dito fluxo combinado é resfriado de modo a se condensar de forma substancialmente completa e, posteriormente, é expandido até a dita pressão inferior, desse modo, o mesmo é adicionalmente resfriado;

15 (4) o dito fluxo combinado resfriado expandido é, posteriormente, fornecido à dita coluna de destilação em uma primeira posição de alimentação em coluna intermediária;

(5) o dito segundo fluxo é expandido até a dita pressão inferior e fornecido à dita coluna de destilação em uma segunda posição de alimentação em coluna intermediária;

20 (6) um fluxo de vapor de destilação é extraído a partir de uma região da dita coluna de destilação abaixo do dito fluxo combinado resfriado expandido e é comprimido até uma pressão intermediária;

25 (7) o dito fluxo de vapor de destilação comprimido é suficientemente resfriado para condensar pelo menos uma parte do mesmo, formando, assim, um fluxo condensado;

(8) pelo menos uma porção do dito fluxo condensado é expandida até a dita pressão inferior e, posteriormente, é fornecida à dita coluna de destilação em uma terceira posição de alimentação em coluna intermediária situada acima do dito fluxo combinado resfriado expandido;

30 (9) qualquer porção restante do dito ao menos um fluxo líquido é expandida até a dita pressão inferior e fornecida à dita coluna de destilação em uma quarta posição de alimentação em coluna intermediária;

(10) um fluxo de vapor suspenso é extraído a partir de uma região superior da dita coluna de destilação e ao menos uma porção do dito fluxo de vapor suspenso é direcionada em uma relação de troca de calor com o dito fluxo de vapor de destilação comprimido e aquecida para, desse modo, fornecer ao menos uma porção do resfriamento da etapa (7);

(11) o dito fluxo de vapor suspenso aquecido é comprimido até uma pressão superior e, posteriormente, dividido na dita fração de gás residual volátil e em um fluxo de reciclagem comprimido;

(12) o dito fluxo de reciclagem comprimido é suficientemente resfriado para condensar substancialmente o mesmo;

(13) o dito fluxo de reciclagem comprimido substancialmente condensado é expandido até a dita pressão inferior e fornecido à dita coluna de destilação em uma posição de alimentação superior; e

(14) as quantidades e temperaturas dos ditos fluxos de alimentação à dita coluna de destilação são eficazes em manter a temperatura suspenso da dita coluna de destilação em uma temperatura na qual se recuperam as porções principais dos componentes na dita fração relativamente menos volátil.

4. Processo destinado à separação de um fluxo de gás contendo metano, componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarbonetos mais pesados em uma fração de gás residual volátil e em uma fração relativamente menos volátil contendo uma porção principal dos ditos componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarbonetos mais pesados ou ditos componentes C_3 e componentes de hidrocarbonetos mais pesados, sendo que em tal processo

(a) o dito fluxo de gás é resfriado sob pressão de modo a proporcionar um fluxo resfriado;

(b) o dito fluxo resfriado é expandido até uma pressão inferior, desse modo, o mesmo é adicionalmente resfriado; e

(c) o dito fluxo resfriado adicional é direcionado em uma coluna de destilação e fracionado na dita pressão inferior, desse modo, os componentes da dita fração relativamente menos volátil são recuperados;

aperfeiçoamento, em que após o resfriamento, o dito fluxo resfriado é dividido em um primeiro e em um segundo fluxo; e

(1) o dito primeiro fluxo é resfriado de modo a se condensar de forma substancialmente completa e, posteriormente, é expandido até a dita
5 pressão inferior, desse modo, o mesmo é adicionalmente resfriado;

(2) o dito primeiro fluxo resfriado expandido é, posteriormente, fornecido a uma primeira posição de alimentação em coluna intermediária até um dispositivo de contato e separação que produz um primeiro fluxo de vapor suspenso e um fluxo de fundo líquido, imediatamente após o dito fluxo
10 de fundo líquido ser fornecido à dita coluna de destilação;

(3) um segundo fluxo de vapor suspenso é extraído a partir uma região superior da dita coluna de destilação e direcionado ao dito dispositivo de contato e separação em uma primeira posição de alimentação inferior;

(4) o dito segundo fluxo é expandido até uma pressão inferior e
15 fornecido ao dito dispositivo de contato e separação em uma segunda posição de alimentação inferior;

(5) um fluxo de vapor de destilação é extraído a partir de uma região do dito dispositivo de contato e separação abaixo do dito primeiro fluxo resfriado expandido e comprimido até uma pressão intermediária;

(6) o dito fluxo de vapor de destilação comprimido é suficientemente resfriado para condensar pelo menos uma parte do mesmo, formando, assim, um fluxo condensado;

(7) ao menos uma porção do dito fluxo condensado é expandida até a dita pressão inferior e, posteriormente, fornecida ao dito dispositivo de
25 contato e separação em uma segunda posição de alimentação em coluna intermediária situada acima do dito primeiro fluxo resfriado expandido;

(8) ao menos uma porção do dito primeiro fluxo de vapor suspenso é direcionada em uma relação de troca de calor com o dito fluxo de vapor de destilação comprimido e aquecida para, desse modo, fornecer ao
30 menos uma porção do resfriamento da etapa (6);

(9) o dito primeiro fluxo de vapor suspenso aquecido é comprimido até uma pressão superior e, posteriormente, dividido na dita fração de

gás residual volátil e em um fluxo de reciclagem comprimido;

(10) o dito fluxo de reciclagem comprimido é suficientemente resfriado para condensar substancialmente o mesmo;

(11) o dito fluxo de reciclagem comprimido substancialmente
5 condensado é expandido até a dita pressão inferior e fornecido ao dito dispositivo de contato e separação em uma posição de alimentação superior; e

(12) as quantidades e temperaturas dos ditos fluxos de alimentação ao dito dispositivo de contato e separação são eficazes em manterem a temperatura elevada do dito dispositivo de contato e separação em uma
10 temperatura, desse modo, as porções principais dos componentes da dita fração relativamente menos volátil são recuperadas.

5. Processo destinado à separação de um fluxo de gás contendo metano, componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarbonetos mais pesados em uma fração de gás residual volátil e uma fração relativamente menos volátil contendo uma porção principal dos ditos componentes
15 C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarbonetos mais pesados ou os ditos componentes C_3 e componentes de hidrocarbonetos mais pesados, sendo que em tal processo

(a) o dito fluxo de gás é resfriado sob pressão de modo a proporcionar um fluxo resfriado;
20

(b) o dito fluxo resfriado é expandido até uma pressão inferior, desse modo, o mesmo é adicionalmente resfriado; e

(c) o dito fluxo resfriado adicional é direcionado em uma coluna de destilação e fracionado na dita pressão inferior, desse modo, os componentes da dita fração relativamente menos volátil são recuperados;
25 aperfeiçoamento, em que o dito fluxo de gás é suficientemente resfriado de modo a condensá-lo parcialmente; e

(1) o dito fluxo de gás parcialmente condensado é separado para, desse modo, proporcionar um fluxo de vapor e ao menos um fluxo líquido;
30

(2) o dito fluxo de vapor é, posteriormente, dividido em um primeiro e em um segundo fluxo;

(3) o dito primeiro fluxo é resfriado de modo a se condensar de forma substancialmente completa e, posteriormente, é expandido até a dita pressão inferior, desse modo, o mesmo é adicionalmente resfriado;

5 (4) o dito primeiro fluxo resfriado expandido é, posteriormente, fornecido a uma primeira posição de alimentação em coluna intermediária até um dispositivo de contato e separação que produz um primeiro fluxo de vapor suspenso e um fluxo de fundo líquido, imediatamente após o dito fluxo de fundo líquido ser fornecido à dita coluna de destilação;

10 (5) um segundo fluxo de vapor suspenso é extraído a partir de uma região superior da dita coluna de destilação e direcionado ao dito dispositivo de contato e separação em uma primeira posição de alimentação inferior;

(6) o dito segundo fluxo é expandido até a dita pressão inferior e fornecido ao dito dispositivo de contato e separação em uma segunda posição de alimentação inferior;

(7) um fluxo de vapor de destilação é extraído a partir de uma região do dito dispositivo de contato e separação abaixo do dito primeiro fluxo resfriado expandido e comprimido até uma pressão intermediária;

20 (8) o dito fluxo de vapor de destilação comprimido é suficientemente resfriado para condensar pelo menos uma parte do mesmo, formando, assim, um fluxo condensado;

(9) ao menos uma porção do dito fluxo condensado é expandida até a dita pressão inferior e, posteriormente, fornecida ao dito dispositivo de contato e separação em uma segunda posição de alimentação em coluna intermediária situada acima do dito primeiro fluxo resfriado expandido;

(10) ao menos uma porção do dito ao menos um fluxo líquido é expandido até a dita pressão inferior e fornecida até a dita coluna de destilação em uma posição de alimentação em coluna intermediária;

30 (11) ao menos uma porção do dito primeiro fluxo de vapor suspenso é direcionada em uma relação de troca de calor com o dito fluxo de vapor de destilação comprimido e aquecida para, desse modo, fornecer ao menos uma porção do resfriamento da etapa (8);

(12) o dito primeiro fluxo de vapor suspenso aquecido é comprimido até uma pressão superior e, posteriormente, dividido na dita fração de gás residual volátil e em um fluxo de reciclagem comprimido;

5 (13) o dito fluxo de reciclagem comprimido é suficientemente resfriado para condensar substancialmente o mesmo;

(14) o dito fluxo de reciclagem comprimido substancialmente condensado é expandido até a dita pressão inferior e fornecido ao dito dispositivo de contato e separação em uma posição de alimentação superior; e

10 (15) as quantidades e temperaturas dos ditos fluxos de alimentação ao dito dispositivo de contato e separação são eficazes em manterem a temperatura elevada do dito dispositivo de contato e separação em uma temperatura, desse modo, as porções principais dos componentes da dita fração relativamente menos volátil são recuperadas.

6. Processo destinado à separação de um fluxo de gás contendo
15 metano, componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarbonetos mais pesados em uma fração de gás residual volátil e uma fração relativamente menos volátil contendo uma porção principal dos ditos componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarbonetos mais pesados ou ditos componentes C_3 e componentes de hidrocarbonetos mais pesados,
20 sendo que em tal processo

(a) o dito fluxo de gás é resfriado sob pressão de modo a proporcionar um fluxo resfriado;

(b) o dito fluxo resfriado é expandido até uma pressão inferior, desse modo, o mesmo é adicionalmente resfriado; e

25 (c) o dito fluxo resfriado adicional é direcionado em uma coluna de destilação e fracionado na dita pressão inferior, desse modo, os componentes da dita fração relativamente menos volátil são recuperados; aperfeiçoamento, em que o dito fluxo de gás é suficientemente resfriado de modo a condensá-lo parcialmente; e

30 (1) o dito fluxo de gás parcialmente condensado é separado para, desse modo, proporcionar um fluxo de vapor e ao menos um fluxo líquido;

(2) o dito fluxo de vapor é, posteriormente, dividido em um primeiro e em um segundo fluxo;

(3) o dito primeiro fluxo é combinado com ao menos uma porção do dito ao menos um fluxo líquido de modo a formar um fluxo combinado, e
5 o dito fluxo combinado é resfriado de modo a se condensar de forma substancialmente completa e, posteriormente, é expandido até a dita pressão inferior, desse modo, o mesmo é adicionalmente resfriado;

(4) o dito fluxo combinado resfriado expandido é, posteriormente, fornecido a uma primeira posição de alimentação em coluna intermediária a
10 um dispositivo de contato e separação que produz um primeiro fluxo de vapor suspenso e um fluxo de fundo líquido, imediatamente após o dito fluxo de fundo líquido ser fornecido à dita coluna de destilação;

(5) um segundo fluxo de vapor suspenso é extraído a partir de uma região superior da dita coluna de destilação e direcionado ao dito dispositivo de contato e separação em uma primeira posição de alimentação
15 inferior;

(6) o dito segundo fluxo é expandido até a dita pressão inferior e fornecido ao dito dispositivo de contato e separação em uma segunda posição de alimentação inferior;

(7) um fluxo de vapor de destilação é extraído a partir de uma região do dito dispositivo de contato e separação abaixo do dito fluxo combinado resfriado expandido e comprimido até uma pressão intermediária;

(8) o dito fluxo de vapor de destilação comprimido é suficientemente resfriado para condensar pelo menos uma parte do mesmo, formando, assim, um fluxo condensado;

(9) ao menos uma porção do dito fluxo condensado é expandida até a dita pressão inferior e, posteriormente, fornecida ao dito dispositivo de contato e separação em uma segunda posição de alimentação em coluna intermediária situada acima do dito fluxo combinado resfriado expandido;

(10) qualquer porção restante do dito ao menos um fluxo líquido é expandida até a dita pressão inferior e fornecida à dita coluna de destilação em uma posição de alimentação em coluna intermediária;

(11) ao menos uma porção do dito primeiro fluxo de vapor suspenso é direcionada em uma relação de troca de calor com o dito fluxo de vapor de destilação comprimido e aquecida para, desse modo, fornecer ao menos uma porção do resfriamento na etapa (8);

5 (12) o dito primeiro fluxo de vapor suspenso aquecido é comprimido até uma pressão superior e, posteriormente, dividido na dita fração de gás residual volátil e em um fluxo de reciclagem comprimido;

(13) o dito fluxo de reciclagem comprimido é suficientemente resfriado para condensar substancialmente o mesmo;

10 (14) o dito fluxo de reciclagem comprimido substancialmente condensado é expandido até a dita pressão inferior e fornecido ao dito dispositivo de contato e separação em uma posição de alimentação superior; e

(15) as quantidades e temperaturas dos ditos fluxos de alimentação ao dito dispositivo de contato e separação são eficazes em manterem a temperatura elevada do dito dispositivo de contato e separação em uma temperatura, desse modo, as porções principais dos componentes da dita fração relativamente menos volátil são recuperadas.

7. Aperfeiçoamento, como definido na reivindicação 1, 2, ou 3, em que

20 (1) o dito fluxo de vapor suspenso é dividido em ao menos um primeiro fluxo de vapor e em um segundo fluxo de vapor;

(2) o dito primeiro fluxo de vapor é combinado com o dito fluxo de vapor de destilação de modo a formar um fluxo de vapor combinado, imediatamente após o dito fluxo de vapor combinado ser comprimido até a dita pressão intermediária;

25 (3) o dito fluxo de vapor combinado comprimido é suficientemente resfriado para condensar ao menos uma parte do mesmo, formando, assim, o dito fluxo condensado;

(4) o dito segundo fluxo de vapor é direcionado em uma relação de troca de calor com o dito fluxo combinado comprimido e aquecido para, desse modo, fornecer ao menos uma porção do resfriamento da etapa (3); e

(5) o dito segundo fluxo de vapor aquecido é comprimido até a

dita pressão superior e, posteriormente, dividido na dita fração de gás residual volátil e no dito fluxo de reciclagem comprimido.

8. Aperfeiçoamento, como definido na reivindicação 4, 5, ou 6, em que

5 (1) o dito primeiro fluxo de vapor suspenso é dividido em ao menos um primeiro fluxo de vapor e em um segundo fluxo de vapor;

(2) o dito primeiro fluxo de vapor é combinado com o dito fluxo de vapor de destilação de modo a formar um fluxo de vapor combinado, imediatamente após o dito fluxo de vapor combinado ser comprimido até a
10 dita pressão intermediária;

(3) o dito fluxo de vapor combinado comprimido é suficientemente resfriado de modo a condensar ao menos uma parte do mesmo, formando, assim, o dito fluxo condensado;

(4) o dito segundo fluxo de vapor é direcionado em uma relação
15 de troca de calor com o dito fluxo combinado comprimido e aquecido para, desse modo, fornecer ao menos uma porção do resfriamento da etapa (3); e

(5) o dito segundo fluxo de vapor aquecido é comprimido até a dita pressão superior e, posteriormente, dividido na dita fração de gás residual volátil e no dito fluxo de reciclagem comprimido.

20 9. Aperfeiçoamento, como definido na reivindicação 1, 2, ou 3, em que

(1) o dito fluxo condensado é dividido em ao menos uma primeira porção e em uma segunda porção;

(2) a dita primeira porção é expandida até a dita pressão inferior
25 e, posteriormente, fornecida à dita coluna de destilação na dita terceira posição de alimentação em coluna intermediária; e

(3) a dita segunda porção é expandida até a dita pressão inferior e, posteriormente, fornecida à dita coluna de destilação em uma posição de alimentação em coluna intermediária abaixo da posição da dita primeira porção expandida.
30

10. Aperfeiçoamento, de acordo com a reivindicação 7, em que

(1) o dito fluxo condensado é dividido em ao menos uma primeira

porção e em uma segunda porção;

(2) a dita primeira porção é expandida até a dita pressão inferior e, posteriormente, fornecida à dita coluna de destilação na dita terceira posição de alimentação em coluna intermediária; e

5 (3) a dita segunda porção é expandida até a dita pressão inferior e, posteriormente, fornecida à dita coluna de destilação em uma posição de alimentação em coluna intermediária abaixo da posição da dita primeira porção expandida.

10 11. Aperfeiçoamento, como definida na reivindicação 4, 5, ou 6, em que

(1) o dito fluxo condensado é dividido em ao menos uma primeira porção e em uma segunda porção;

15 (2) a dita primeira porção é expandida até a dita pressão inferior e, posteriormente, fornecida ao dito dispositivo de contato e separação na dita segunda posição de alimentação em coluna intermediária; e

(3) a dita segunda porção é expandida até a dita pressão inferior e, posteriormente, fornecida ao dito dispositivo de contato e separação em uma posição de alimentação em coluna intermediária abaixo daquela da dita primeira porção expandida.

20 12. Aperfeiçoamento, de acordo com a reivindicação 8, em que

(1) o dito fluxo condensado é dividido em ao menos uma primeira porção e em uma segunda porção;

25 (2) a dita primeira porção é expandida até a dita pressão inferior e, posteriormente, fornecida ao dito dispositivo de contato e separação na dita segunda posição de alimentação em coluna intermediária; e

(3) a dita segunda porção é expandida até a dita pressão inferior e, posteriormente, fornecida ao dito dispositivo de contato e separação em uma posição de alimentação em coluna intermediária abaixo da posição da dita primeira porção expandida.

30 13. Aperfeiçoamento, como definido na reivindicação 1, 2, ou 3, em que a dita ao menos uma porção do dito fluxo condensado expandido é combinada com o dito fluxo de reciclagem expandido comprimido substanci-

almente condensado de modo a formar um fluxo condensado combinado, imediatamente após o dito fluxo condensado combinado ser fornecido à dita coluna de destilação na dita posição de alimentação superior.

5 14. Aperfeiçoamento, como definido na reivindicação 4, 5, ou 6, em que a dita ao menos uma porção do dito fluxo condensado expandido é combinada com o dito fluxo de reciclagem expandido comprimido substancialmente condensado de modo a formar um fluxo condensado combinado, imediatamente após o dito fluxo condensado combinado ser fornecido ao dito dispositivo de contato e separação na dita posição de alimentação superior.
10

15 15. Aparelho destinado à separação de um fluxo de gás contendo metano, os componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarbonetos mais pesados em uma fração de gás residual volátil e uma fração relativamente menos volátil contendo uma porção principal dos ditos componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarbonetos mais pesados ou ditos componentes C_3 e componentes de hidrocarbonetos mais pesados, sendo que no aparelho existe

20 (a) um primeiro meio de resfriamento que serve para resfriar o dito gás sob pressão conectado de modo a proporcionar um fluxo resfriado sob pressão;

(b) um primeiro meio expansão conectado de modo a receber uma porção do dito fluxo resfriado e expandi-la até uma pressão inferior, desse modo, o dito fluxo é adicionalmente resfriado; e

25 (c) uma coluna de destilação conectada de modo a receber o dito fluxo resfriado adicional, sendo que a dita coluna de destilação é adaptada para separar o dito fluxo resfriado adicional em um fluxo de vapor suspenso e na dita fração relativamente menos volátil; aperfeiçoamento, em que o dito aparelho inclui

30 (1) o primeiro meio de divisão conectado ao dito primeiro meio de resfriamento de modo a receber o dito fluxo resfriado e dividi-lo em um primeiro e em um segundo fluxo;

(2) o segundo meio de resfriamento conectado ao dito primeiro

meio de divisão de modo a receber o dito primeiro fluxo e resfriá-lo suficientemente para condensá-lo;

5 (3) o dito primeiro meio de expansão é conectado ao dito segundo meio de resfriamento de modo a receber o dito primeiro fluxo substancialmente condensado e expandi-lo até a dita pressão inferior, sendo que o dito primeiro meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de destilação de modo a fornecer o dito primeiro fluxo resfriado expandido à dita coluna de destilação em uma primeira posição de alimentação em coluna intermediária;

10 (4) o segundo meio de expansão conectado ao dito primeiro meio de divisão de modo a receber o dito segundo fluxo e expandi-lo até a dita pressão inferior, sendo que o dito segundo meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de destilação de modo a fornecer o dito segundo fluxo expandido até a dita coluna de destilação em uma segunda
15 posição de alimentação em coluna intermediária;

(5) um meio de extração de vapor conectado à dita coluna de destilação de modo a receber um fluxo de vapor de destilação a partir de uma região da dita coluna de destilação abaixo do dito primeiro fluxo resfriado expandido;

20 (6) um primeiro meio de compressão conectado ao dito meio de extração de vapor de modo a receber o dito fluxo de vapor de destilação e comprimi-lo até uma pressão intermediária;

(7) um meio de troca de calor conectado ao dito primeiro meio de compressão de modo a receber o dito fluxo de vapor de destilação comprimido e resfriá-lo suficientemente de modo a condensar ao menos uma
25 parte do mesmo, formando, assim, um fluxo condensado;

(8) um terceiro meio de expansão conectado ao dito meio de troca de calor de modo a receber ao menos uma porção do dito fluxo condensado e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o dito terceiro
30 meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de destilação de modo a fornecer a dita ao menos uma porção do dito fluxo condensado expandido à dita coluna de destilação em uma terceira posição de alimenta-

ção em coluna intermediária situada acima do dito primeiro fluxo resfriado expandido;

5 (9) a dita coluna de destilação é adicionalmente conectada ao dito meio de troca de calor de modo a direcionar ao menos uma porção do dito fluxo de vapor suspenso separado em uma relação de troca de calor com o dito fluxo de vapor de destilação comprimido e aquecer o dito fluxo de vapor suspenso para, desse modo, fornecer ao menos uma porção do resfriamento da etapa (7);

10 (10) um segundo meio de compressão conectado ao dito meio de troca de calor de modo a receber o dito fluxo de vapor suspenso aquecido e comprimi-lo até uma pressão superior;

15 (11) um segundo meio de divisão conectado ao dito segundo meio de compressão de modo a receber o dito fluxo de vapor suspenso aquecido comprimido e dividi-lo na dita fração de gás residual volátil e em um fluxo de reciclagem comprimido;

(12) um terceiro meio de resfriamento conectado ao dito segundo meio de divisão de modo a receber o dito fluxo de reciclagem comprimido e resfriá-lo suficientemente de modo a condensar o mesmo;

20 (13) um quarto meio de expansão conectado ao dito terceiro meio de resfriamento de modo a receber o dito fluxo de reciclagem comprimido substancialmente condensado e expandi-lo até a dita pressão inferior, sendo que o quarto meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de destilação de modo a fornecer o dito fluxo de reciclagem condensado expandido à dita coluna de destilação em uma posição de alimentação superior; e

25 (14) um meio de controle adaptado para regular as quantidades e temperaturas dos ditos fluxos de alimentação à dita coluna de destilação de modo a manter a temperatura suspensa da dita coluna de destilação em uma temperatura, desse modo, as porções principais dos componentes da dita fração relativamente menos volátil são recuperadas.

30 16. Aparelho destinado à separação de um fluxo de gás contendo metano, componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocar-

bonetos mais pesados em uma fração de gás residual volátil e uma fração relativamente menos volátil contendo uma porção principal dos ditos componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarbonetos mais pesados ou ditos componentes C_3 e componentes de hidrocarbonetos mais pesados, sendo que no dito aparelho existe

5 (a) um primeiro meio de resfriamento que serve para resfriar o dito gás sob pressão conectado de modo a proporcionar um fluxo resfriado sob pressão;

10 (b) um primeiro meio de expansão conectado de modo a receber uma porção do dito fluxo resfriado e expandi-la até uma pressão inferior, desse modo, o dito fluxo é adicionalmente resfriado; e

15 (c) uma coluna de destilação conectada de modo a receber o dito fluxo resfriado adicional, sendo que a dita coluna de destilação é adaptada para separar o dito fluxo resfriado adicional em um fluxo de vapor suspenso e na dita fração relativamente menos volátil; aperfeiçoamento, em que o dito aparelho inclui

(1) o dito primeiro meio de resfriamento que é adaptado para resfriar o dito gás de alimentação sob pressão suficientemente para condensá-lo parcialmente;

20 (2) um meio de separação conectado ao dito primeiro meio de resfriamento de modo a receber a dita alimentação parcialmente condensada e separá-la em um fluxo de vapor e ao menos um fluxo líquido;

25 (3) um primeiro meio de divisão conectado ao dito meio de separação de modo a receber o dito fluxo de vapor e dividi-lo em um primeiro e em um segundo fluxo;

(4) um segundo meio de resfriamento conectado ao dito primeiro meio de divisão de modo a receber o dito primeiro fluxo e resfriá-lo suficientemente para condensar substancialmente o mesmo;

30 (5) o dito primeiro meio de expansão conectado ao dito segundo meio de resfriamento de modo a receber o dito primeiro fluxo substancialmente condensado e expandi-lo até a dita pressão inferior, sendo que o dito primeiro meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de

destilação de modo a fornecer o dito primeiro fluxo resfriado expandido à dita coluna de destilação em uma primeira posição de alimentação em coluna intermediária;

5 (6) o segundo meio de expansão conectado ao dito primeiro meio de divisão de modo a receber o dito segundo fluxo e expandi-lo até a dita pressão inferior, sendo que o dito segundo meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de destilação de modo a fornecer o dito segundo fluxo expandido à dita coluna de destilação em uma segunda posição de alimentação em coluna intermediária;

10 (7) um meio de extração de vapor conectado à dita coluna de destilação de modo a receber um fluxo de vapor de destilação a partir de uma região da dita coluna de destilação abaixo do dito primeiro fluxo resfriado expandido;

15 (8) um primeiro meio de compressão conectado ao dito meio de extração de vapor de modo a receber o dito fluxo de vapor de destilação e comprimi-lo até uma pressão intermediária;

20 (9) um meio de troca de calor conectado ao dito primeiro meio de compressão de modo a receber o dito fluxo de vapor de destilação comprimido e resfriá-lo suficientemente para condensar ao menos uma parte do mesmo, formando, assim, um fluxo condensado;

25 (10) um terceiro meio de expansão conectado ao dito meio de troca de calor de modo a receber ao menos uma porção do dito fluxo condensado e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o dito terceiro meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de destilação de modo a fornecer a dita ao menos uma porção do dito fluxo condensado expandido à dita coluna de destilação em uma terceira posição de alimentação em coluna intermediária situada acima do dito primeiro fluxo resfriado expandido;

30 (11) um quarto meio de expansão conectado ao dito meio de separação de modo a receber ao menos uma porção do dito ao menos um fluxo líquido e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o dito meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de destilação de mo-

do a fornecer o dito fluxo líquido expandido à dita coluna de destilação em uma quarta posição de alimentação em coluna intermediária;

(12) a dita coluna de destilação é adicionalmente conectada ao dito meio de troca de calor de modo a direcionar ao menos uma porção do dito fluxo de vapor suspenso separado em uma relação de troca de calor com o dito fluxo de vapor de destilação comprimido e aquecer o dito fluxo de vapor suspenso para, desse modo, fornecer ao menos uma porção do resfriamento da etapa (9);

(13) um segundo meio de compressão conectado ao dito meio de troca de calor de modo a receber o dito fluxo de vapor suspenso aquecido e comprimi-lo até uma pressão superior;

(14) um segundo meio de divisão conectado ao dito segundo meio de compressão de modo a receber o dito fluxo de vapor suspenso aquecido comprimido e dividi-lo na dita fração de gás residual volátil e em um fluxo de reciclagem comprimido;

(15) um terceiro meio de resfriamento conectado ao dito segundo meio de divisão de modo a receber o dito fluxo de reciclagem comprimido e resfriá-lo suficientemente de modo a condensar o mesmo;

(16) um quinto meio de expansão conectado ao dito terceiro meio de resfriamento de modo a receber o dito fluxo de reciclagem comprimido substancialmente condensado e expandi-lo até a dita pressão inferior, sendo que o quinto meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de destilação de modo a fornecer o dito fluxo de reciclagem condensado expandido à dita coluna de destilação em uma posição de alimentação superior; e

(17) um meio de controle adaptado para regular as quantidades e temperaturas dos ditos fluxos de alimentação à dita coluna de destilação de modo a manter a temperatura suspensa da dita coluna de destilação em uma temperatura, desse modo, as porções principais dos componentes da dita fração relativamente menos volátil são recuperadas.

17. Aparelho destinado à separação de um fluxo de gás contendo metano, componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocar-

bonetos mais pesados em uma fração de gás residual volátil e uma fração relativamente menos volátil contendo uma porção principal dos ditos componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarbonetos mais pesados ou ditos componentes C_3 e componentes de hidrocarbonetos mais pesados, sendo que no dito aparelho existe

5 (a) um primeiro meio de resfriamento que serve para resfriar o dito gás sob pressão conectado de modo a proporcionar um fluxo resfriado sob pressão;

10 (b) um primeiro meio expansão conectado de modo a receber uma porção do dito fluxo resfriado e expandi-la até uma pressão inferior, desse modo, o dito fluxo é adicionalmente resfriado; e

15 (c) uma coluna de destilação conectada de modo a receber o dito fluxo resfriado adicional, sendo que a dita coluna de destilação é adaptado para separar o dito fluxo resfriado adicional em um fluxo de vapor suspenso e na dita fração relativamente menos volátil; aperfeiçoamento, em que o dito aparelho inclui

(1) o dito primeiro meio de resfriamento adaptado para resfriar o dito gás de alimentação sob pressão suficiente para condensar parcialmente o mesmo;

20 (2) um meio de separação conectado ao dito primeiro meio de resfriamento de modo a receber a dita alimentação parcialmente condensada e separá-la em um fluxo de vapor e ao menos um fluxo líquido;

25 (3) um primeiro meio de divisão conectado ao dito meio de separação de modo a receber o dito fluxo de vapor e dividi-lo em um primeiro e em um segundo fluxo;

(4) um meio de combinação conectado ao dito primeiro meio de divisão e ao dito meio de separação de modo a receber o dito primeiro fluxo e ao menos uma porção do dito ao menos um fluxo líquido e formar um fluxo combinado;

30 (5) um segundo meio de resfriamento conectado ao dito meio de combinação de modo a receber o dito fluxo combinado e resfriá-lo suficientemente para condensar substancialmente o mesmo;

(6) o dito primeiro meio de expansão conectado ao dito segundo meio de resfriamento de modo a receber o fluxo combinado substancialmente condensado e expandi-lo até a dita pressão inferior, sendo que o dito primeiro meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de destilação de modo a fornecer o dito fluxo combinado resfriado expandido à dita
5 coluna de destilação em uma primeira posição de alimentação em coluna intermediária;

(7) um segundo meio de expansão conectado ao dito primeiro meio de divisão de modo a receber o dito segundo fluxo e expandi-lo até a
10 dita pressão inferior, sendo que o dito segundo meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de destilação de modo a fornecer o dito segundo fluxo expandido à dita coluna de destilação em uma segunda posição de alimentação em coluna intermediária;

(8) um meio de extração de vapor conectado à dita coluna de
15 destilação de modo a receber um fluxo de vapor de destilação a partir de uma região da dita coluna de destilação abaixo do dito fluxo combinado resfriado expandido;

(9) um primeiro meio de compressão conectado ao dito meio de
20 extração de vapor de modo a receber o dito fluxo de vapor de destilação e comprimi-lo até uma pressão intermediária;

(10) um meio de troca de calor conectado ao dito primeiro meio de compressão de modo a receber o dito fluxo de vapor de destilação comprimido e resfriá-lo suficientemente para condensar ao menos uma parte do
mesmo, formando, assim, um fluxo condensado;

(11) um terceiro meio de expansão conectado ao dito meio de
25 troca de calor de modo a receber ao menos uma porção do dito fluxo condensado e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o dito terceiro meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de destilação de modo a fornecer a dita ao menos uma porção do dito fluxo condensado
30 expandido à dita coluna de destilação em uma terceira posição de alimentação em coluna intermediária situada acima do dito fluxo combinado resfriado expandido;

(12) em quarto meio de expansão conectado ao dito meio de separação de modo a receber qualquer porção restante do dito ao menos um fluxo líquido e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o dito meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de destilação de modo a fornecer o dito fluxo líquido expandido à dita coluna de destilação em uma quarta posição de alimentação em coluna intermediária;

(13) a dita coluna de destilação é adicionalmente conectada ao dito meio de troca de calor de modo a direcionar ao menos uma porção do dito fluxo de vapor suspenso separado em uma relação de troca de calor com o dito fluxo de vapor de destilação comprimido e aquecer o dito fluxo de vapor suspenso para, desse modo, fornecer ao menos uma porção do resfriamento da etapa (10);

(14) um segundo meio de compressão conectado ao dito meio de troca de calor de modo a receber o dito fluxo de vapor suspenso aquecido e comprimi-lo até uma pressão superior;

(15) um segundo meio de divisão conectado ao dito segundo meio de compressão de modo a receber o dito fluxo de vapor suspenso aquecido comprimido e dividi-lo na dita fração de gás residual volátil e em um fluxo de reciclagem comprimido;

(16) um terceiro meio de resfriamento conectado ao dito segundo meio de divisão de modo a receber o dito fluxo de reciclagem comprimido e resfriá-lo suficientemente de modo a condensar o mesmo;

(17) um quinto meio de expansão conectado ao dito terceiro meio de resfriamento de modo a receber o dito fluxo de reciclagem comprimido substancialmente condensado e expandi-lo até a dita pressão inferior, sendo que o quinto meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de destilação de modo a fornecer o dito fluxo de reciclagem condensado expandido à dita coluna de destilação em uma posição de alimentação superior; e

(18) um meio de controle adaptado para regular as quantidades e temperaturas dos ditos fluxos de alimentação à dita coluna de destilação de modo a manter a temperatura suspensa da dita coluna de destilação em

uma temperatura, desse modo, as porções principais dos componentes da dita fração relativamente menos volátil são recuperadas.

18. Aparelho destinado à separação de um fluxo de gás contendo metano, componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarbonetos mais pesados em uma fração de gás residual volátil e em uma fração relativamente menos volátil contendo uma porção principal dos ditos componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarbonetos mais pesados ou os ditos componentes C_3 e componentes de hidrocarbonetos mais pesados, sendo que no dito aparelho existe

10 (a) um primeiro meio de resfriamento que serve para resfriar o dito gás sob pressão conectado de modo a proporcionar um fluxo resfriado sob pressão;

(b) um primeiro meio expansão conectado de modo a receber uma porção do dito fluxo resfriado e expandi-la até uma pressão inferior, desse modo, o dito fluxo é adicionalmente resfriado; e

15 (c) uma coluna de destilação conectada de modo a receber o dito fluxo resfriado adicional, sendo que dita coluna de destilação é adaptada para separar o dito fluxo resfriado adicional em um primeiro fluxo de vapor suspenso e em uma fração relativamente menos volátil;

20 aperfeiçoamento, em que o dito aparelho inclui

(1) um primeiro meio de divisão conectado ao dito primeiro meio de resfriamento de modo a receber o dito fluxo resfriado e dividi-lo em um primeiro e em um segundo fluxo;

25 (2) um segundo meio de resfriamento conectado ao dito primeiro meio de divisão de modo a receber o dito primeiro fluxo e resfriá-lo suficientemente para condensar substancialmente o mesmo;

30 (3) o dito primeiro meio de expansão é conectado ao dito segundo meio de resfriamento de modo a receber o dito primeiro fluxo substancialmente condensado e expandi-lo até a dita pressão inferior, sendo que o dito primeiro meio de expansão é adicionalmente conectado a um meio de contato e separação de modo a fornecer o dito primeiro fluxo resfriado expandido ao dito meio de contato e separação em uma primeira posição de

alimentação em coluna intermediária, sendo que o dito meio de contato e separação é adaptado para produzir um segundo fluxo de vapor suspenso e um fluxo de fundo líquido;

5 (4) uma dita coluna de destilação é conectada ao dito meio de contato e separação de modo a receber ao menos uma porção do dito fluxo de fundo líquido, sendo que a dita coluna de destilação é adicionalmente conectada ao dito meio de contato e separação de modo a direcionar o dito primeiro fluxo de vapor suspenso separado ao dito meio de contato e separação em uma primeira posição de alimentação inferior;

10 (5) um segundo meio de expansão conectado ao dito primeiro meio de divisão de modo a receber o dito segundo fluxo e expandi-lo até a dita pressão inferior, sendo que o dito segundo meio de expansão é adicionalmente conectado ao dito meio de contato e separação de modo a fornecer o dito segundo fluxo expandido ao dito meio de contato e separação em
15 uma segunda posição de alimentação inferior;

(6) um meio de extração de vapor conectado ao dito meio de contato e separação de modo a receber um fluxo de vapor de destilação a partir de uma região do dito meio de contato e separação abaixo do dito primeiro fluxo resfriado expandido;

20 (7) um primeiro meio de compressão conectado ao dito meio de extração de vapor de modo a receber o dito fluxo de vapor de destilação e comprimi-lo até uma pressão intermediária;

(8) um meio de troca de calor conectado ao dito primeiro meio de compressão de modo a receber o dito fluxo de vapor de destilação comprimido e resfriá-lo suficientemente para condensar ao menos uma parte do
25 mesmo, formando, assim, um fluxo condensado;

(9) um terceiro meio de expansão conectado ao dito meio de troca de calor de modo a receber ao menos uma porção do dito fluxo condensado e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o terceiro meio de expansão é adicionalmente conectado ao dito meio de contato e separação de modo a fornecer a dita ao menos uma porção do dito fluxo condensado expandido ao dito meio de contato e separação em uma segunda posi-
30

ção de alimentação em coluna intermediária situada acima do dito primeiro fluxo resfriado expandido;

(10) o dito meio de contato e separação é adicionalmente conectado ao dito meio de troca de calor de modo a direcionar ao menos uma porção do dito segundo fluxo de vapor suspenso separado em uma relação de troca de calor com o dito fluxo de vapor de destilação comprimido e aquecer o dito segundo fluxo de vapor suspenso para, desse modo, fornecer ao menos uma porção do resfriamento da etapa (8);

(11) um segundo meio de compressão conectado ao dito meio de troca de calor de modo a receber ao menos o dito segundo fluxo de vapor suspenso aquecido e comprimi-lo até uma pressão superior;

(12) um segundo meio de divisão conectado ao dito segundo meio de compressão de modo a receber o dito segundo fluxo de vapor suspenso aquecido comprimido e dividi-lo na dita fração de gás residual volátil e em um fluxo de reciclagem comprimido;

(13) um terceiro meio de resfriamento conectado ao dito segundo meio de divisão de modo a receber o dito fluxo de reciclagem comprimido e resfriá-lo suficientemente de modo a condensar o mesmo;

(14) um quarto meio de expansão conectado ao dito terceiro meio de resfriamento de modo a receber o dito fluxo de reciclagem comprimido substancialmente condensado e expandi-lo até a dita pressão inferior, sendo que o quarto meio de expansão é adicionalmente conectado ao dito meio de contato e separação de modo a fornecer o dito fluxo de reciclagem condensado expandido ao dito meio de contato e separação em uma posição de alimentação superior; e

(15) um meio de controle adaptado para regular as quantidades e temperaturas dos ditos fluxos de alimentação ao dito meio de contato e separação de modo a manter a temperatura suspensa do dito meio de contato e separação em uma temperatura, desse modo, as porções principais dos componentes da dita fração relativamente menos volátil são recuperadas.

19. Aparelho destinado à separação de um fluxo de gás conten-

do metano, componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarbonetos mais pesados em uma fração de gás residual volátil e em uma fração relativamente menos volátil contendo uma porção principal dos ditos componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarbonetos mais pesados ou os ditos componentes C_3 e componentes de hidrocarbonetos mais pesados, sendo que no dito aparelho existe

5 (a) um primeiro meio de resfriamento que serve para resfriar o dito gás sob pressão conectado de modo a proporcionar um fluxo resfriado sob pressão;

10 (b) um primeiro meio expansão conectado de modo a receber uma porção do dito fluxo resfriado e expandi-la até uma pressão inferior, desse modo, o dito fluxo é adicionalmente resfriado; e

15 (c) uma coluna de destilação conectada de modo a receber o dito fluxo resfriado adicional, sendo que dita coluna de destilação é adaptada para separar o dito fluxo resfriado adicional em um primeiro fluxo de vapor suspenso e em uma fração relativamente menos volátil; aperfeiçoamento, em que o dito aparelho inclui

20 (1) o dito primeiro meio de resfriamento adaptado para resfriar o dito gás de alimentação sob pressão suficiente para condensar parcialmente o mesmo;

(2) um meio de separação conectado ao dito primeiro meio de resfriamento de modo a receber a dita alimentação parcialmente condensado e separá-la em um fluxo de vapor e ao menos um fluxo líquido;

25 (3) um primeiro meio de divisão conectado ao dito meio de separação de modo a receber o dito fluxo de vapor e dividi-lo em um primeiro e em um segundo fluxo;

(4) um segundo meio de resfriamento conectado ao dito primeiro meio de divisão de modo a receber o dito primeiro fluxo e resfriá-lo suficientemente para condensar substancialmente o mesmo;

30 (5) o dito primeiro meio de expansão conectado ao dito segundo meio de resfriamento de modo a receber o dito primeiro fluxo substancialmente condensado e expandi-lo até a dita pressão inferior, sendo que o dito

primeiro meio de expansão é adicionalmente conectado a um meio de contato e separação de modo a fornecer o dito primeiro fluxo resfriado expandido ao dito meio de contato e separação em uma primeira posição de alimentação em coluna intermediária, sendo que o dito meio de contato e separação
5 é adaptado para produzir um segundo fluxo de vapor suspenso e um fluxo de fundo líquido;

(6) a dita coluna de destilação é conectada ao dito meio de contato e separação de modo a receber ao menos uma porção do dito fluxo de fundo líquido, sendo que a dita coluna de destilação é adicionalmente conectada ao dito meio de contato e separação de modo a direcionar o dito primeiro
10 fluxo de vapor suspenso separado ao dito meio de contato e separação em uma primeira posição de alimentação inferior;

(7) um segundo meio de expansão conectado ao dito primeiro meio de divisão de modo a receber o dito segundo fluxo e expandi-lo até a dita pressão inferior, sendo que o dito segundo meio de expansão é adicionalmente conectado ao dito meio de contato e separação de modo a fornecer o dito segundo fluxo expandido ao dito meio de contato e separação em
15 uma segunda posição de alimentação inferior;

(8) um meio de extração de vapor conectado ao dito meio de contato e separação de modo a receber um fluxo de vapor de destilação a partir de uma região do dito meio de contato e separação abaixo do dito primeiro fluxo resfriado expandido;
20

(9) um primeiro meio de compressão conectado ao dito meio de extração de vapor de modo a receber o dito fluxo de vapor de destilação e comprimi-lo até uma pressão intermediária;
25

(10) um meio de troca de calor conectado ao dito primeiro meio de compressão de modo a receber o dito fluxo de vapor de destilação comprimido e resfriá-lo suficientemente de modo a condensar ao menos uma parte do mesmo, formando, assim, um fluxo condensado;

(11) um terceiro meio de expansão conectado ao dito meio de troca de calor de modo a receber ao menos uma porção do dito fluxo condensado e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o dito terceiro
30

meio de expansão é adicionalmente conectado ao dito meio de contato e separação de modo a fornecer a dita ao menos uma porção do dito fluxo condensado expandido ao dito meio de contato e separação em uma segunda posição de alimentação em coluna intermediária situada acima do dito primeiro fluxo resfriado expandido;

5

(12) um quarto meio de expansão é conectado ao dito meio de separação de modo a receber ao menos uma porção do dito ao menos um fluxo líquido e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o dito meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de destilação de modo a fornecer o dito fluxo líquido expandido à dita coluna de destilação em uma posição de alimentação em coluna intermediária;

10

(13) o dito meio de contato e separação é adicionalmente conectado ao dito meio de troca de calor de modo a direcionar ao menos uma porção do dito segundo fluxo de vapor suspenso separado em uma relação de troca de calor com o dito fluxo de vapor de destilação comprimido e aquecer o dito segundo fluxo de vapor suspenso para, desse modo, fornecer ao menos uma porção do resfriamento da etapa (10);

15

(14) um segundo meio de compressão conectado ao dito meio de troca de calor de modo a receber o dito segundo fluxo de vapor suspenso aquecido e comprimi-lo até uma pressão superior;

20

(15) um segundo meio de divisão é conectado ao dito segundo meio de compressão de modo a receber o dito segundo fluxo de vapor suspenso aquecido comprimido e dividi-lo na dita fração de gás residual volátil e em um fluxo de reciclagem comprimido;

25

(16) um terceiro meio de resfriamento conectado ao dito segundo meio de divisão de modo a receber o dito fluxo de reciclagem comprimido e resfriá-lo suficientemente de modo a condensar o mesmo;

30

(17) um quinto meio de expansão conectado ao dito terceiro meio de resfriamento de modo a receber o dito fluxo de reciclagem comprimido substancialmente condensado e expandi-lo até a dita pressão inferior, sendo que o dito quinto meio de expansão é adicionalmente conectado ao dito meio de contato e separação de modo a fornecer o dito fluxo de recicla-

gem condensado expandido ao dito meio de contato e separação em uma posição de alimentação superior; e

(18) um meio de controle adaptado para regular as quantidades e temperaturas dos ditos fluxos de alimentação ao dito meio de contato e separação de modo a manter a temperatura suspensa do dito meio de contato e separação em uma temperatura, desse modo, as porções principais dos componentes da dita fração relativamente menos volátil são recuperadas.

20. Aparelho destinado à separação de um fluxo de gás contendo metano, componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarbonetos mais pesados em uma fração de gás residual volátil e em uma fração relativamente menos volátil contendo uma porção principal dos ditos componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarbonetos mais pesados ou os ditos componentes C_3 e componentes de hidrocarbonetos mais pesados, sendo que no dito aparelho existe

(a) um primeiro meio de resfriamento que serve para resfriar o dito gás sob pressão conectado de modo a proporcionar um fluxo resfriado sob pressão;

(b) um primeiro meio expansão conectado de modo a receber uma porção do dito fluxo resfriado e expandi-la até uma pressão inferior, desse modo, o dito fluxo é adicionalmente resfriado; e

(c) uma coluna de destilação conectada de modo a receber o dito fluxo resfriado adicional, sendo que dita coluna de destilação é adaptada para separar o dito fluxo resfriado adicional em um primeiro fluxo de vapor suspenso e em uma fração relativamente menos volátil; aperfeiçoamento, em que o dito aparelho inclui

(1) o dito primeiro meio de resfriamento adaptado para resfriar o dito gás de alimentação sob pressão suficiente para condensar parcialmente o mesmo;

(2) um meio de separação conectado ao dito primeiro meio de resfriamento de modo a receber a dita alimentação parcialmente condensado e separá-la em um fluxo de vapor e ao menos um fluxo líquido;

(3) um primeiro meio de divisão conectado ao dito meio de separação de modo a receber o dito fluxo de vapor e dividi-lo em um primeiro e em um segundo fluxo;

5 (4) um meio de combinação conectado ao dito primeiro meio de divisão e ao dito meio de separação de modo a receber o dito primeiro fluxo e ao menos uma porção do dito ao menos um fluxo líquido e formar um fluxo combinado;

10 (5) um segundo meio de resfriamento conectado ao dito meio de combinação de modo a receber o dito fluxo combinado e resfriá-lo suficientemente para condensar substancialmente condensar o mesmo;

15 (6) o dito primeiro meio de expansão conectado ao dito segundo meio de resfriamento de modo a receber o dito fluxo combinado substancialmente condensado e expandi-lo até a dita pressão inferior, sendo que o primeiro meio de expansão é adicionalmente conectado a um meio de contato e separação de modo a fornecer o dito fluxo combinado resfriado expandido ao dito meio de contato e separação em uma primeira posição de alimentação em coluna intermediária, sendo que o meio de contato e separação é adaptado para produzir um segundo fluxo de vapor suspenso e um fluxo de fundo líquido;

20 (7) uma dita coluna de destilação é conectada ao dito meio de contato e separação de modo a receber ao menos uma porção do dito fluxo de fundo líquido, sendo que a dita coluna de destilação é adicionalmente conectada ao dito meio de contato e separação de modo a direcionar o dito primeiro fluxo de vapor suspenso separado ao dito meio de contato e separação em uma primeira posição de alimentação inferior;

25 (8) um segundo meio de expansão conectado ao dito primeiro meio de divisão de modo a receber o dito segundo fluxo e expandi-lo até a dita pressão inferior, sendo que o dito segundo meio de expansão é adicionalmente conectado ao dito meio de contato e separação de modo a fornecer o dito segundo fluxo expandido ao dito meio de contato e separação em
30 uma segunda posição de alimentação inferior;

(9) um meio de extração de vapor conectado ao dito meio de

contato e separação de modo a receber um fluxo de vapor de destilação a partir de uma região do dito meio de contato e separação abaixo do dito fluxo combinado resfriado expandido;

5 (10) um primeiro meio de compressão conectado ao dito meio de extração de vapor de modo a receber o dito fluxo de vapor de destilação e comprimi-lo até uma pressão intermediária;

(11) um meio de troca de calor conectado ao dito primeiro meio de compressão de modo a receber o dito fluxo de vapor de destilação comprimido e resfriá-lo suficientemente para condensar ao menos uma parte do
10 mesmo, formando, assim, um fluxo condensado;

(12) um terceiro meio de expansão conectado ao dito meio de troca de calor de modo a receber ao menos uma porção do dito fluxo condensado e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o terceiro meio de expansão é adicionalmente conectado ao dito meio de contato e separação
15 ção de modo a fornecer ao menos uma porção do dito fluxo condensado expandido ao dito meio de contato e separação em uma segunda posição de alimentação em coluna intermediária situada acima do dito fluxo combinado resfriado expandido;

(13) um quarto meio de expansão conectado ao dito meio de separação de modo a receber qualquer porção restante do dito ao menos
20 um fluxo líquido e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o dito meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de destilação de modo a fornecer o dito fluxo líquido expandido à dita coluna de destilação em uma posição de alimentação em coluna intermediária;

25 (14) o dito meio de contato e separação é adicionalmente conectado ao dito meio de troca de calor de modo a direcionar ao menos uma porção do dito segundo fluxo de vapor suspenso separado em uma relação de troca de calor com o dito fluxo de vapor de destilação comprimido e aquecer o dito segundo fluxo de vapor suspenso para, desse modo, fornecer ao me-
30 nos uma porção do resfriamento da etapa (11);

(15) um segundo meio de compressão conectado ao dito meio de troca de calor de modo a receber o dito segundo fluxo de vapor suspenso

aquecido e comprimi-lo até uma pressão superior;

(16) um segundo meio de divisão conectado ao dito segundo meio de compressão de modo a receber o dito segundo fluxo de vapor suspenso aquecido comprimido e dividi-lo na dita fração de gás residual volátil e em um fluxo de reciclagem comprimido;

(17) um terceiro meio de resfriamento conectado ao dito segundo meio de divisão de modo a receber o dito fluxo de reciclagem comprimido e resfriá-lo suficientemente de modo a condensar o mesmo;

(18) um quinto meio de expansão conectado ao dito terceiro meio de resfriamento de modo a receber o dito fluxo de reciclagem comprimido substancialmente condensado e expandi-lo até a dita pressão inferior, sendo que o dito meio de expansão é adicionalmente conectado ao dito meio de contato e separação de modo a fornecer o dito fluxo de reciclagem condensado expandido ao dito meio de contato e separação em uma posição de alimentação superior; e

(19) um meio de controle adaptado para regular as quantidades e temperaturas dos ditos fluxos de alimentação ao dito meio de contato e separação de modo a manter a temperatura suspensa do dito meio de contato e separação em uma temperatura, desse modo, as porções principais dos componentes da dita fração relativamente menos volátil são recuperadas.

21. Aperfeiçoamento, de acordo com a reivindicação 15 em que

(1) um terceiro meio de divisão é conectado à dita coluna de destilação de modo a receber o dito fluxo de vapor suspenso e dividi-lo em ao menos um primeiro fluxo de vapor e em um segundo fluxo de vapor;

(2) um meio de combinação é conectado ao dito terceiro meio de divisão e ao dito meio de extração de vapor de modo a receber o dito primeiro fluxo de vapor e o dito fluxo de vapor de destilação e formar um fluxo de vapor combinado;

(3) o dito meio de compressão é adaptado de modo que seja conectado ao dito meio de combinação de modo a receber o dito fluxo de vapor combinado e comprimi-lo até a dita pressão intermediária;

(4) o dito meio de troca de calor é adaptado para receber o dito fluxo de vapor combinado comprimido e resfriá-lo suficientemente para condensar ao menos uma parte do mesmo, formando, assim, o dito fluxo condensado;

5 (5) o dito meio de troca de calor é adicionalmente adaptado de modo que seja conectado ao dito terceiro meio de divisão de modo a receber o dito segundo fluxo de vapor e direcioná-lo em uma relação de troca de calor com o dito fluxo de vapor combinado comprimido e aquecer o dito segundo fluxo de vapor para, desse modo, fornecer ao menos uma porção do resfriamento da etapa (4);

10 (6) o dito segundo meio de compressão é adaptado de modo a receber o dito segundo fluxo de vapor aquecido e comprimi-lo até a dita pressão superior; e

(7) o dito segundo meio de divisão é adaptado para receber o
15 dito segundo fluxo de vapor aquecido e dividi-lo na dita fração de gás residual volátil e no dito fluxo de reciclagem comprimido.

22. Aperfeiçoamento, de acordo com a reivindicação 16, em que

(1) um terceiro meio de divisão é conectado à dita coluna de destilação de modo a receber o dito fluxo de vapor suspenso e dividi-lo em
20 ao menos um primeiro fluxo de vapor e em um segundo fluxo de vapor;

(2) um meio de combinação é conectado ao dito terceiro meio de divisão e ao dito meio de extração de vapor de modo a receber o dito primeiro fluxo de vapor e o dito fluxo de vapor de destilação e formar um fluxo de vapor combinado;

25 (3) o dito primeiro meio de compressão é adaptado de modo que seja conectado ao dito meio de combinação de modo a receber o dito fluxo de vapor combinado e comprimi-lo até a dita pressão intermediária;

(4) o dito meio de troca de calor é adaptado para receber o dito fluxo de vapor combinado comprimido e resfriá-lo suficientemente para condensar ao menos uma parte do mesmo, formando, assim, o dito fluxo condensado;

30 (5) o dito meio de troca de calor é adicionalmente adaptado de

modo que seja conectado ao dito terceiro meio de divisão de modo a receber o dito segundo fluxo de vapor e direcioná-lo em uma relação de troca de calor com o dito fluxo de vapor combinado comprimido e aquecer o dito segundo fluxo de vapor para, desse modo, fornecer ao menos uma porção do resfriamento da etapa (4);

5

(6) o dito segundo meio de compressão é adaptado de modo a receber o dito segundo fluxo de vapor aquecido e comprimi-lo até a dita pressão superior; e

(7) o dito segundo meio de divisão é adaptado para receber o dito segundo fluxo de vapor aquecido comprimido e dividi-lo na dita fração de gás residual volátil e no dito fluxo de reciclagem comprimido.

10

23. Aperfeiçoamento, de acordo com a reivindicação 17, em que

15

(1) um terceiro meio de divisão é conectado à dita coluna de destilação de modo a receber o dito fluxo de vapor suspenso e dividi-lo em ao menos um primeiro fluxo de vapor e em um segundo fluxo de vapor;

(2) um segundo meio de combinação é conectado ao dito terceiro meio de divisão e ao dito meio de extração de vapor de modo a receber o dito primeiro fluxo de vapor e o dito fluxo de vapor de destilação e formar um fluxo de vapor combinado;

20

(3) o dito primeiro meio de compressão é adaptado de modo que seja conectado ao dito segundo meio de combinação de modo a receber o dito fluxo de vapor combinado e comprimi-lo até a dita pressão intermediária;

25

(4) o dito meio de troca de calor é adaptado para receber o dito fluxo de vapor combinado comprimido e resfriá-lo suficientemente para condensar ao menos uma parte do mesmo, formando, assim, o dito fluxo condensado;

30

(5) o dito meio de troca de calor é adicionalmente adaptado de modo que seja conectado ao dito terceiro meio de divisão de modo a receber o dito segundo fluxo de vapor e direcioná-lo em uma relação de troca de calor com o dito fluxo de vapor combinado comprimido e aquecer o dito segundo fluxo de vapor para, desse modo, fornecer ao menos uma porção do resfriamento da etapa (4);

(6) o dito segundo meio de compressão é adaptado de modo a receber o dito segundo fluxo de vapor aquecido e comprimi-lo até a dita pressão superior; e

5 (7) o dito segundo meio de divisão é adaptado para receber o dito segundo fluxo de vapor aquecido e dividi-lo na dita fração de gás residual volátil e no dito fluxo de reciclagem comprimido.

24. Aperfeiçoamento, como definido na reivindicação 18, em que

10 (1) um terceiro meio de divisão é conectado ao dito meio de contato e separação de modo a receber o dito segundo fluxo de vapor suspenso e dividi-lo em ao menos um primeiro fluxo de vapor e em um segundo fluxo de vapor;

15 (2) um meio de combinação é conectado ao dito terceiro meio de divisão e ao dito meio de extração de vapor de modo a receber o dito primeiro fluxo de vapor e o dito fluxo de vapor de destilação, e formar um fluxo de vapor combinado;

(3) o dito primeiro meio de compressão é adaptado de modo que seja conectado ao dito meio de combinação de modo a receber o dito fluxo de vapor combinado e comprimi-lo até a dita pressão intermediária;

20 (4) o dito meio de troca de calor é adaptado para receber o dito fluxo de vapor combinado comprimido e resfriá-lo suficientemente para condensar ao menos uma parte do mesmo, formando, assim, o dito fluxo condensado;

25 (5) o dito meio de troca de calor é adicionalmente adaptado de modo que seja conectado ao dito terceiro meio de divisão de modo a receber o dito segundo fluxo de vapor e direcioná-lo em uma relação de troca de calor com o dito fluxo de vapor combinado comprimido e aquecer o dito segundo fluxo de vapor para, desse modo, fornecer ao menos uma porção do resfriamento da etapa (4);

30 (6) o dito segundo meio de compressão é adaptado de modo a receber o dito segundo fluxo de vapor aquecido e comprimi-lo até a dita pressão superior; e

(7) o dito segundo meio de divisão é adaptado para receber o

dito segundo fluxo de vapor aquecido e dividi-lo na dita fração de gás residual volátil e no dito fluxo de reciclagem comprimido.

25. Aperfeiçoamento, como definido na reivindicação 19, em que

5 (1) um terceiro meio de divisão é conectado ao dito meio de contato e separação de modo a receber o dito segundo fluxo de vapor suspenso e dividi-lo em ao menos um primeiro fluxo de vapor e em um segundo fluxo de vapor;

(2) um meio de combinação é conectado ao dito terceiro meio de divisão e ao dito meio de extração de vapor de modo a receber o dito primeiro
10 fluxo de vapor e o dito fluxo de vapor de destilação e formar um fluxo de vapor combinado;

(3) o dito primeiro meio de compressão é adaptado de modo que seja conectado ao dito meio de combinação de modo a receber o dito fluxo de vapor combinado e comprimi-lo até a dita pressão intermediária;

15 (4) o dito meio de troca de calor é adaptado para receber o dito fluxo de vapor combinado comprimido e resfriá-lo suficientemente para condensar ao menos uma parte do mesmo, formando, assim, o dito fluxo condensado;

(5) o dito meio de troca de calor é adicionalmente adaptado de modo que seja conectado ao dito terceiro meio de divisão de modo a receber
20 o dito segundo fluxo de vapor e direcioná-lo em uma relação de troca de calor com o dito fluxo de vapor combinado comprimido e aquecer o dito segundo fluxo de vapor para, desse modo, fornecer ao menos uma porção do resfriamento da etapa (4);

25 (6) o dito segundo meio de compressão é adaptado de modo a receber o dito segundo fluxo de vapor aquecido e comprimi-lo até a dita pressão superior; e

(7) o dito segundo meio de divisão é adaptado para receber o dito segundo fluxo de vapor aquecido e dividi-lo na dita fração de gás residual volátil e no dito fluxo de reciclagem comprimido.
30

26. Aperfeiçoamento, como definido na reivindicação 20, em que

(1) um terceiro meio de divisão é conectado ao dito meio de con-

tato e separação de modo a receber o dito segundo fluxo de vapor suspenso e dividi-lo em ao menos um primeiro fluxo de vapor e em um segundo fluxo de vapor;

5 (2) um segundo meio de combinação é conectado ao dito terceiro meio de divisão e ao dito meio de extração de vapor de modo a receber o dito primeiro fluxo de vapor e o dito fluxo de vapor de destilação e formar um fluxo de vapor combinado;

10 (3) o dito primeiro meio de compressão é adaptado de modo que seja conectado ao dito segundo meio de combinação de modo a receber o dito fluxo de vapor combinado e comprimi-lo até a dita pressão intermediária;

(4) o dito meio de troca de calor é adaptado para receber o dito fluxo de vapor combinado comprimido e resfriá-lo suficientemente para condensar ao menos uma parte do mesmo, formando, assim, o dito fluxo condensado;

15 (5) o dito meio de troca de calor é adicionalmente adaptado de modo que seja conectado ao dito terceiro meio de divisão de modo a receber o dito segundo fluxo de vapor e direcioná-lo em uma relação de troca de calor com o dito fluxo de vapor combinado comprimido e aquecer o dito segundo fluxo de vapor para, desse modo, fornecer ao menos uma porção do resfriamento da etapa (4);

20 (6) o dito segundo meio de compressão é adaptado de modo a receber o dito segundo fluxo de vapor aquecido e comprimi-lo até a dita pressão superior; e

25 (7) o dito segundo meio de divisão é adaptado para receber o dito segundo fluxo de vapor aquecido e dividi-lo na dita fração de gás residual volátil e no dito fluxo de reciclagem comprimido.

27. Aperfeiçoamento, como definido na reivindicação 15, em que

30 (1) a terceiro meio de divisão é conectado ao dito meio de troca de calor de modo a receber o dito fluxo condensado e dividi-lo em ao menos uma primeira porção e em uma segunda porção;

(2) o dito terceiro meio de expansão é adaptado de modo que seja conectado ao dito terceiro meio de divisão de modo a receber a dita

primeira porção e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o dito terceiro meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de destilação de modo a fornecer a dita primeira porção expandida à dita coluna de destilação na dita terceira posição de alimentação em coluna intermediária; e

5 (3) um dito quinto meio de expansão é adaptado de modo que seja conectado ao dito terceiro meio de divisão de modo a receber a dita segunda porção e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o dito quinto meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de destilação de modo a fornecer a dita segunda porção expandida à dita coluna de
10 destilação em uma posição de alimentação em coluna intermediária abaixo da posição de alimentação da dita primeira porção expandida.

28. Aperfeiçoamento, como definido na reivindicação 16 ou 17, em que

(1) um terceiro meio de divisão é conectado ao dito meio de troca de calor de modo a receber o dito fluxo condensado e dividi-lo em ao menos uma primeira porção e em uma segunda porção;

(2) o dito terceiro meio de expansão é adaptado de modo que seja conectado ao dito terceiro meio de divisão de modo a receber a dita primeira porção e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o dito terceiro meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de destilação de modo a fornecer a dita primeira porção expandida à dita coluna de destilação na dita terceira posição de alimentação em coluna intermediária; e

20 (3) um sexto meio de expansão é conectado ao dito terceiro meio de divisão de modo a receber a dita segunda porção e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o dito sexto meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de destilação de modo a fornecer a dita segunda porção expandida à dita coluna de destilação em uma posição de alimentação em coluna intermediária abaixo da posição de alimentação da dita primeira porção expandida.

30 29. Aperfeiçoamento, como definido na reivindicação 21, em que

(1) um quarto meio de divisão é conectado ao dito meio de troca de calor de modo a receber o dito fluxo condensado e dividi-lo em ao menos

uma primeira porção e em uma segunda porção;

(2) o dito terceiro meio de expansão é adaptado ao dito quarto meio de divisão de modo a receber a dita primeira porção e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o dito terceiro meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de destilação de modo a fornecer a dita primeira porção expandida à dita coluna de destilação na dita terceira posição de alimentação em coluna intermediária; e

(3) um quinto meio de expansão é conectado ao dito quarto meio de divisão de modo a receber a dita segunda porção e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o dito quinto meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de destilação de modo a fornecer a dita segunda porção expandida à dita coluna de destilação em uma posição de alimentação em coluna intermediária abaixo da posição de alimentação da dita primeira porção expandida.

30. Aperfeiçoamento, como definido na reivindicação 22 ou 23, em que

(1) um quarto meio de divisão é conectado ao dito meio de troca de calor de modo a receber o dito fluxo condensado e dividi-lo em ao menos uma primeira porção e em uma segunda porção;

(2) o dito terceiro meio de expansão é adaptado de modo que seja conectado ao dito quarto meio de divisão de modo a receber a dita primeira porção e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o dito terceiro meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de destilação de modo a fornecer a dita primeira porção expandida à dita coluna de destilação na dita terceira posição de alimentação em coluna intermediária; e

(3) um sexto meio de expansão é conectado ao dito quarto meio de divisão de modo a receber a dita segunda porção e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o sexto meio de expansão é adicionalmente conectado à dita coluna de destilação de modo a fornecer a dita segunda porção expandida à dita coluna de destilação em uma posição de alimentação em coluna intermediária abaixo da posição de alimentação da dita primeira porção expandida.

31. Aperfeiçoamento, como definido na reivindicação 18, em que

(1) um terceiro meio de divisão é conectado ao dito meio de troca de calor de modo a receber o dito fluxo condensado e dividi-lo em ao menos uma primeira porção e em uma segunda porção;

5 (2) o dito terceiro meio de expansão é adaptado de modo que seja conectado ao dito terceiro meio de divisão de modo a receber a dita primeira porção e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o terceiro meio de expansão é adicionalmente conectado ao dito meio de contato e separação de modo a fornecer a dita primeira porção expandida ao dito meio
10 de contato e separação na dita segunda posição de alimentação em coluna intermediária; e

(3) um dito quinto meio de expansão é adaptado de modo que seja conectado ao dito terceiro meio de divisão de modo a receber a dita segunda porção e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o dito
15 quinto meio de expansão é adicionalmente conectado ao dito meio de contato e separação de modo a fornecer a dita segunda porção expandida ao dito meio de contato e separação em uma posição de alimentação em coluna intermediária abaixo da posição de alimentação da dita primeira porção expandida.

20 32. Aperfeiçoamento, como definido na reivindicação 19 ou 20, sendo que

(1) um terceiro meio de divisão é conectado ao dito meio de troca de calor de modo a receber o dito fluxo condensado e dividi-lo em ao menos uma primeira porção e em uma segunda porção;

25 (2) o dito terceiro meio de expansão é adaptado de modo que seja conectado ao dito terceiro meio de divisão de modo a receber a dita primeira porção e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o dito terceiro meio de expansão é adicionalmente conectado ao dito meio de contato e separação de modo a fornecer a dita primeira porção expandida ao dito
30 meio de contato e separação na dita segunda posição de alimentação em coluna intermediária; e

(3) um sexto meio de expansão é conectado ao dito terceiro

meio de divisão de modo a receber a dita segunda porção e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o dito sexto meio de expansão é adicionalmente conectado ao dito meio de contato e separação de modo a fornecer a dita segunda porção expandida ao dito meio de contato e separação em
5 uma posição de alimentação em coluna intermediária abaixo da posição de alimentação da dita primeira porção expandida.

33. Aperfeiçoamento, de acordo com a reivindicação 24, em que

(1) um quarto meio de divisão é conectado ao dito meio de troca de calor de modo a receber o dito fluxo condensado e dividi-lo em ao menos
10 uma primeira porção e em uma segunda porção;

(2) o dito terceiro meio de expansão é adaptado de modo que seja conectado ao dito quarto meio de divisão de modo a receber a dita primeira porção e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o dito terceiro meio de expansão é adicionalmente conectado ao dito meio de contato e
15 separação de modo a fornecer a dita primeira porção expandida ao dito meio de contato e separação na dita segunda posição de alimentação em coluna intermediária; e

(3) um quinto meio de expansão é conectado do dito quarto meio de divisão de modo a receber a dita segunda porção e expandi-la até a dita
20 pressão inferior, sendo que o dito quinto meio de expansão é adicionalmente conectado ao dito meio de contato e separação de modo a fornecer a dita segunda porção expandida ao dito meio de contato e separação em uma posição de alimentação em coluna intermediária abaixo da posição de alimentação da dita primeira porção expandida.

25 34. Aperfeiçoamento, de acordo com a reivindicação 25 ou 26, sendo que

(1) um quarto meio de divisão é conectado ao dito meio de troca de calor de modo a receber o dito fluxo condensado e dividi-lo em ao menos uma primeira porção e em uma segunda porção;

30 (2) o dito terceiro meio de expansão é adaptado de modo que seja conectado ao dito quarto meio de divisão de modo a receber a dita primeira porção e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o dito tercei-

ro meio de expansão é adicionalmente conectado ao dito meio de contato e separação de modo a fornecer a dita primeira porção expandida ao dito meio de contato e separação na dita segunda posição de alimentação em coluna intermediária; e

- 5 (3) um dito sexto meio de expansão é conectado ao dito quarto meio de divisão de modo a receber a dita segunda porção e expandi-la até a dita pressão inferior, sendo que o dito sexto meio de expansão é adicionalmente conectado ao dito meio de contato e separação de modo a fornecer a dita segunda porção expandida ao dito meio de contato e separação em
- 10 uma posição de alimentação em coluna intermediária abaixo da dita posição de alimentação da dita primeira porção expandida.

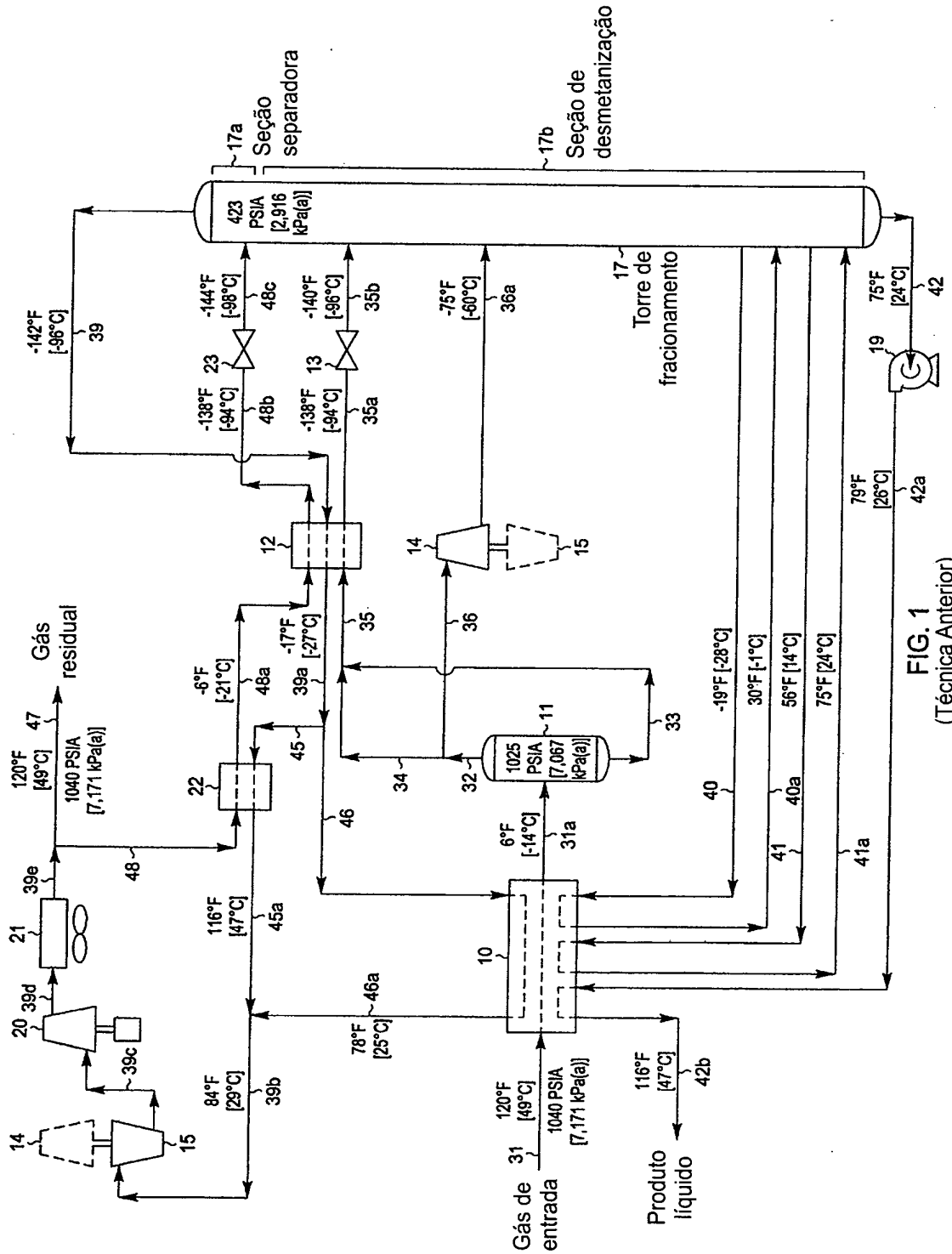


FIG. 1
(Técnica Anterior)

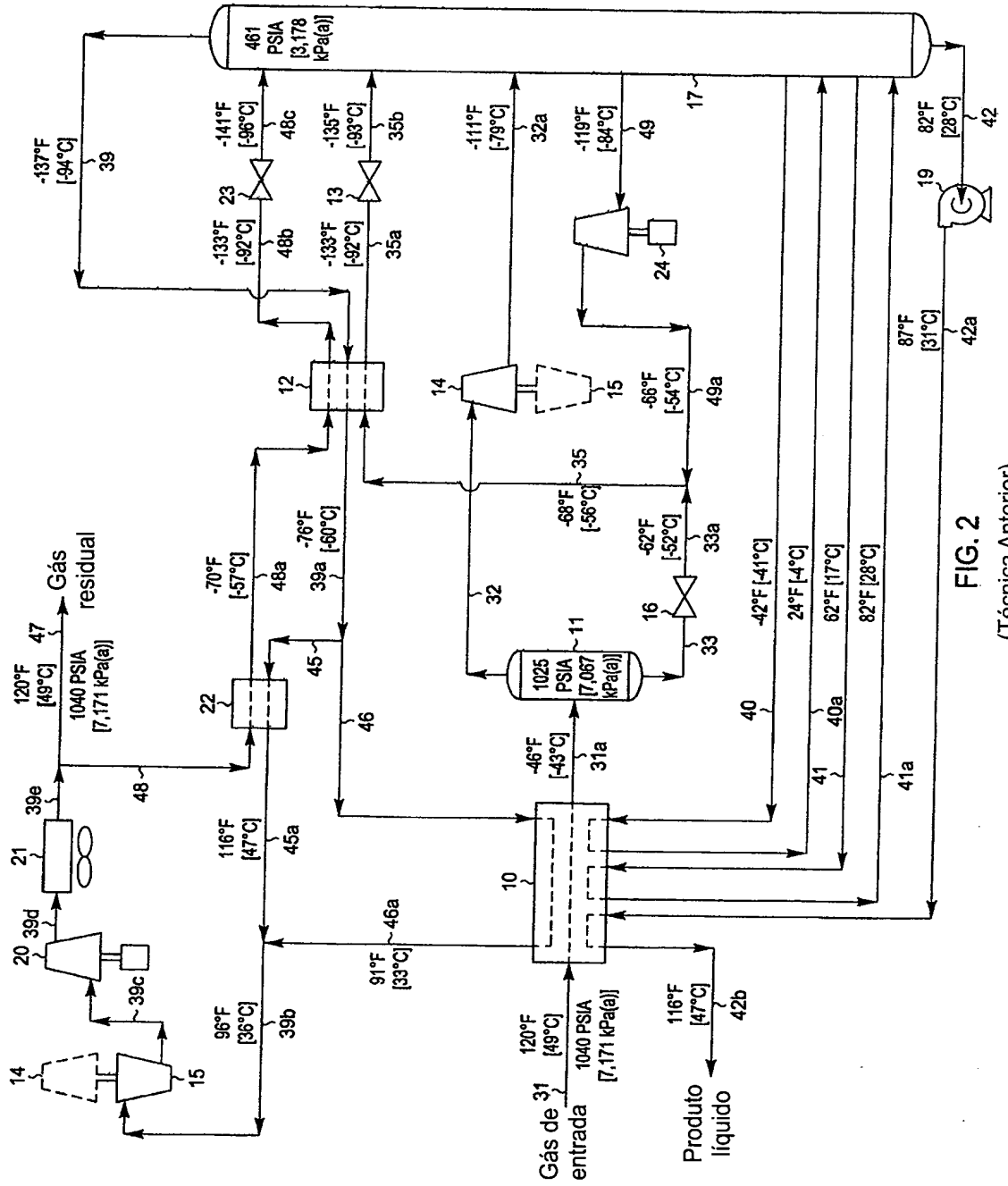


FIG. 2
(Técnica Anterior)

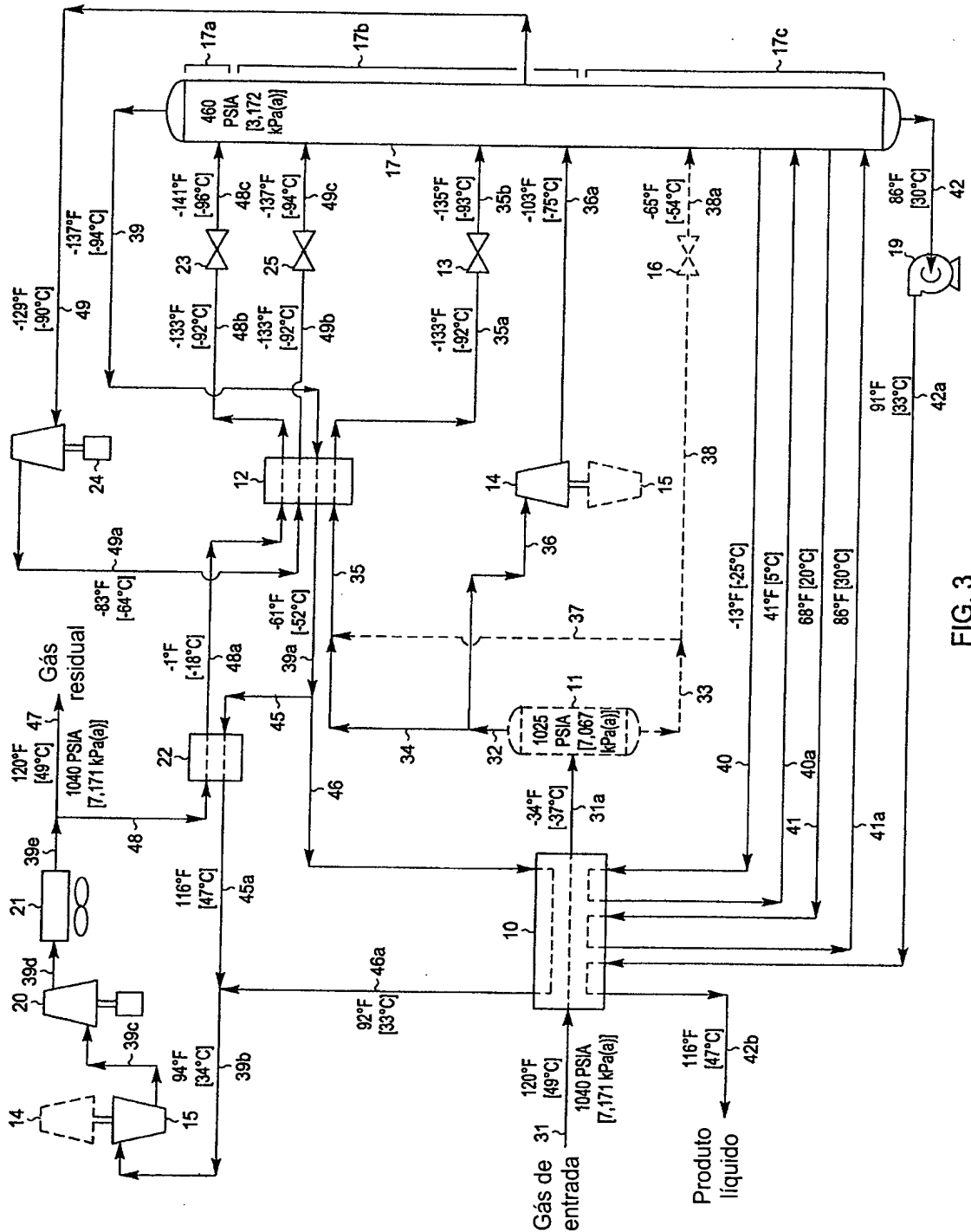


FIG. 3

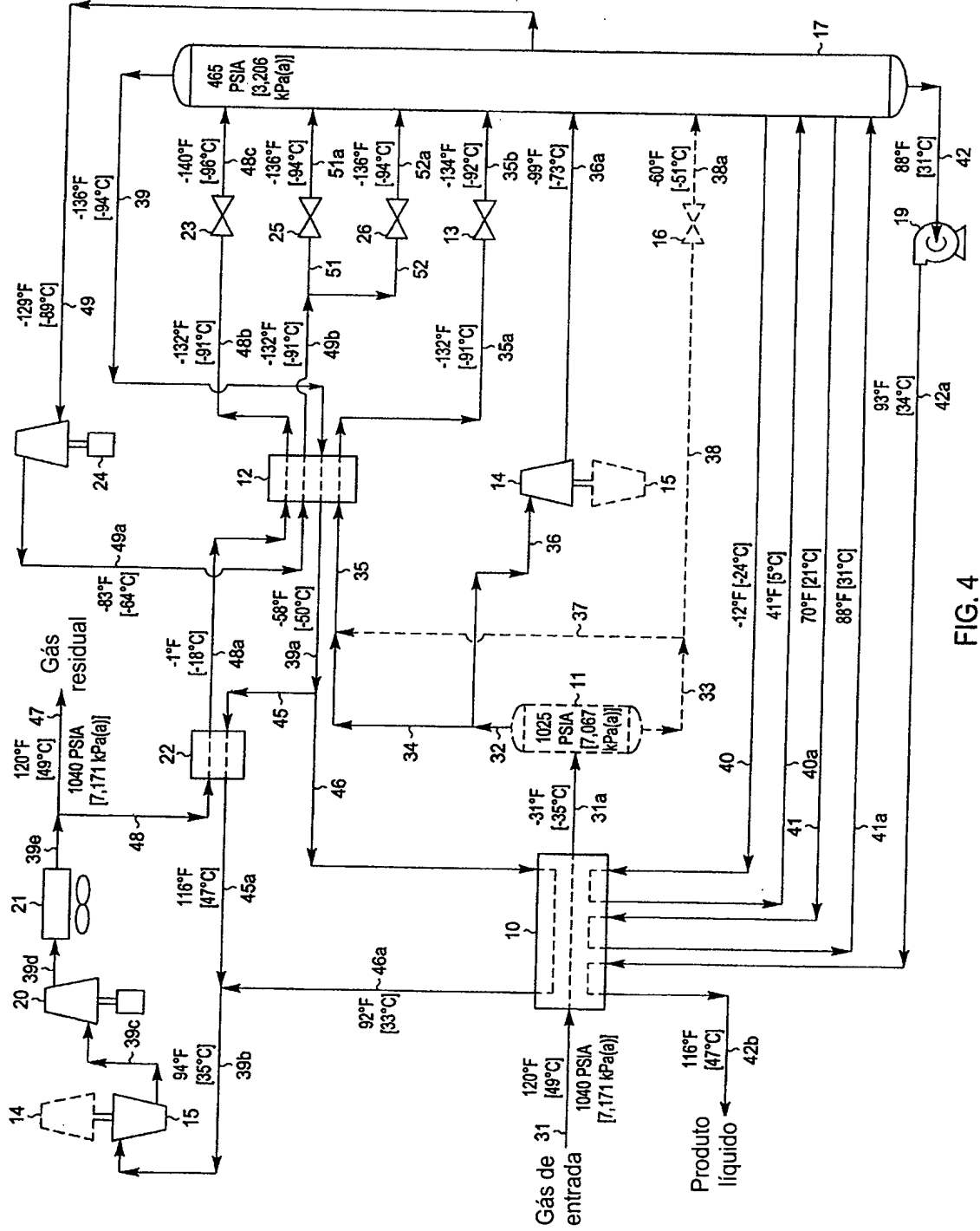


FIG. 4

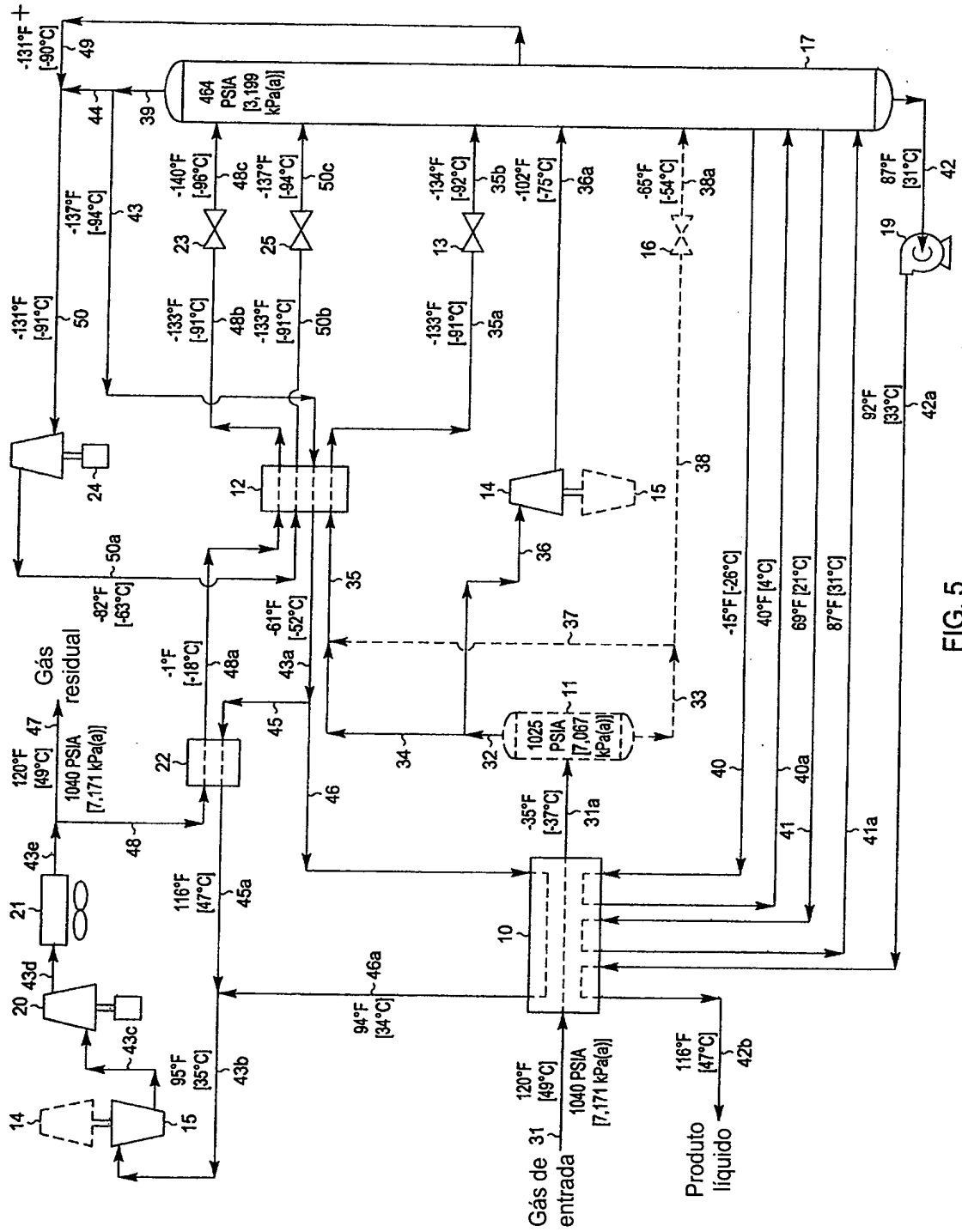


FIG. 5

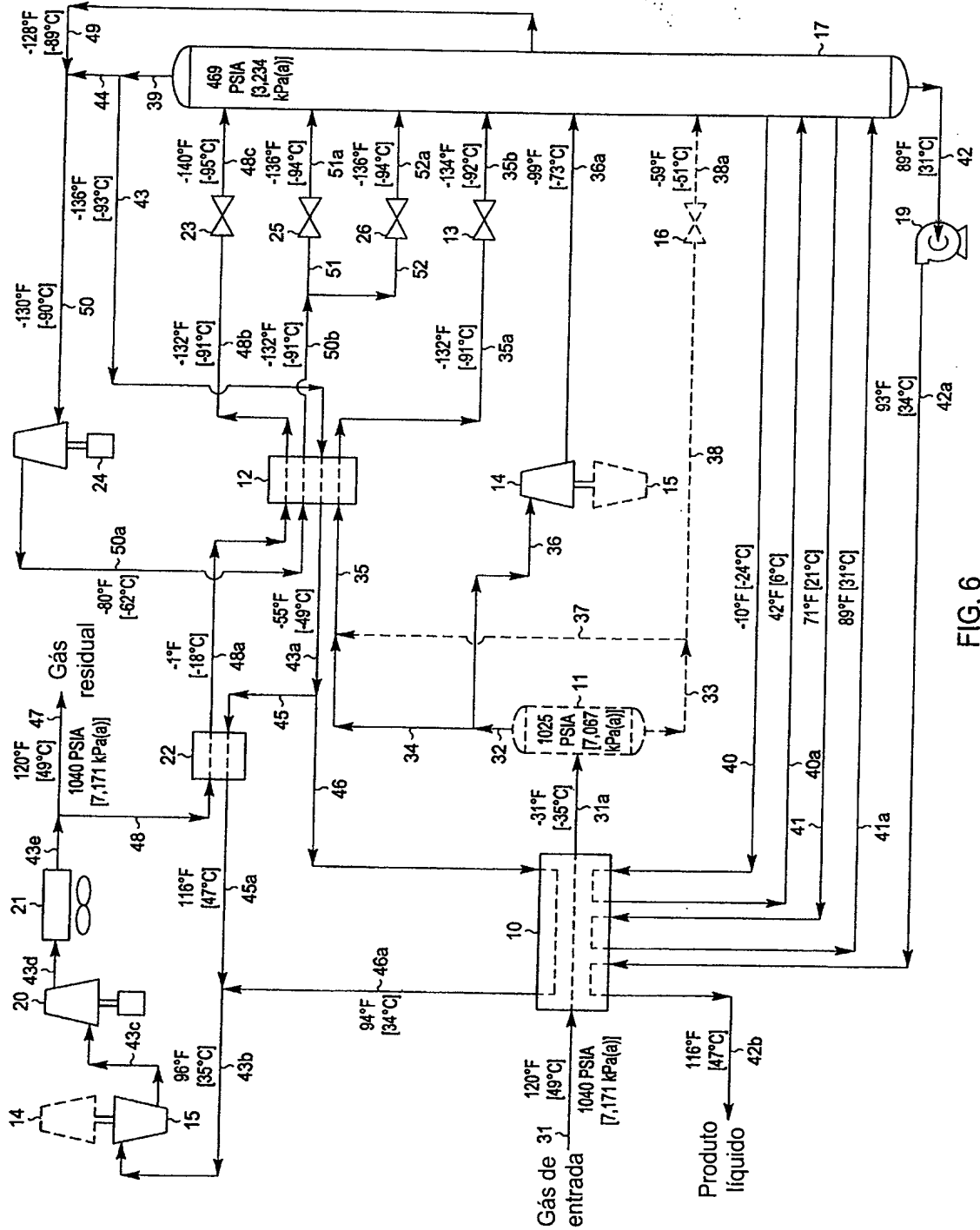


FIG. 6

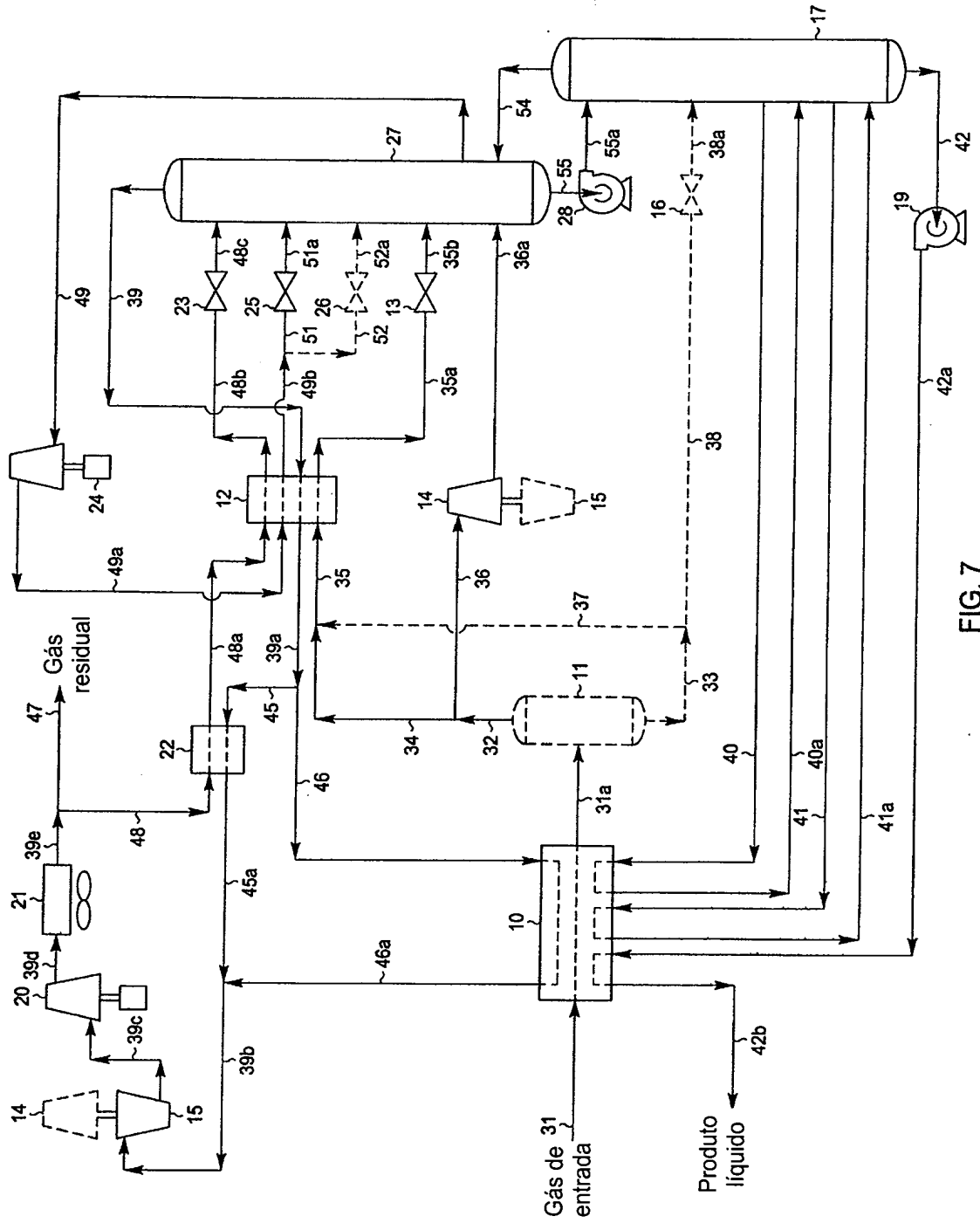


FIG. 7

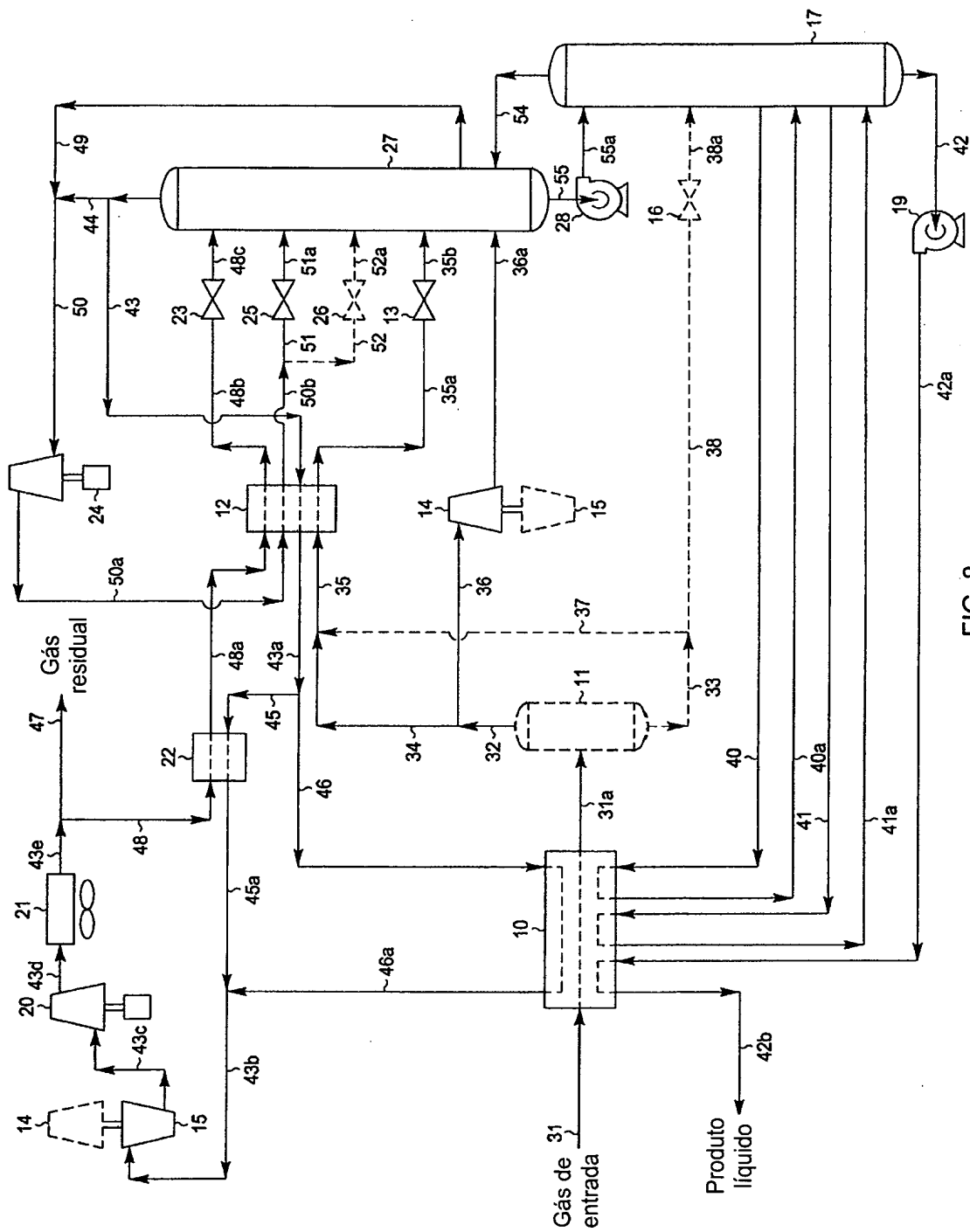


FIG. 8

RESUMO

Patente de Invenção: **"PROCESSAMENTO DE GÁS DE HIDROCARBONETOS"**.

5 A presente invenção refere-se a um processo e aparelho destinados à recuperação de etano, etileno, propano, propileno, e componentes de hidrocarbonetos mais pesados a partir de um fluxo de gás hidrocarboneto. O fluxo é resfriado e dividido em um primeiro e em um segundo fluxo. O primeiro fluxo é adicionalmente resfriado de modo que seja condensado substancialmente por completo, e, posteriormente, expandido até a pressão
10 de uma torre de fracionamento e fornecido à torre de fracionamento em uma primeira posição de alimentação em coluna intermediária. O segundo fluxo é expandido até a pressão da torre e, então, fornecido à coluna em uma segunda posição de alimentação em coluna intermediária. Extrai-se um fluxo de vapor de destilação a partir da coluna abaixo do ponto de alimentação do
15 primeiro fluxo e o mesmo é comprimido até uma pressão intermediária, e, então, direcionado a uma relação de troca de calor com o fluxo de vapor suspenso da torre com a finalidade de resfriar o fluxo de destilação e condensar substancialmente todo seu conteúdo, formando um fluxo condensado. Direciona-se ao menos uma porção do fluxo condensado à torre de fra-
20 cionamento em uma terceira posição de alimentação em coluna intermediária situada acima do ponto de alimentação do primeiro fluxo. Extrai-se um fluxo de reciclagem a partir da suspensão da torre após o mesmo ter sido aquecido e comprimido. O fluxo de reciclagem comprimido é suficientemente resfriado de modo que o mesmo seja substancialmente condensado, e, então, expandido até a pressão da torre de fracionamento e fornecido à torre
25 em uma posição de alimentação de coluna superior. As quantidades e temperaturas das alimentações à torre de fracionamento são eficazes em manterem a temperatura elevada da torre de fracionamento em uma temperatura, desse modo, recupera-se a porção principal dos componentes desejados.