



República Federativa do Brasil
Ministério da Economia
Instituto Nacional da Propriedade Industrial

(11) PI 0717082-3 B1



(22) Data do Depósito: 17/08/2007

(45) Data de Concessão: 18/02/2020

(54) Título: PROCESSO PARA A SEPARAÇÃO DE UM FLUXO DE GÁS

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

(30) Prioridade Unionista: 16/08/2007 US 11/839,693; 25/01/2007 US 60/897,683; 28/09/2006 US 60/848,299.

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

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

(86) Pedido PCT: PCT US2007076199 de 17/08/2007

(87) Publicação PCT: WO 2008/042509 de 10/04/2008

(85) Data do Início da Fase Nacional: 25/03/2009

(57) Resumo: PROCESSO PARA A SEPARAÇÃO DE UM FLUXO DE GÁS A presente invenção refere-se ao processo e ao aparelho para a recuperação de etano, etileno, propano, propileno e componentes de hidrocarboneto mais pesados a partir de um fluxo de gás hidrocarboneto. O fluxo é resfriado e dividido em primeiro e segundo fluxos. O primeiro fluxo é adicionalmente resfriado para condensar substancialmente todo ele e é, portanto, expandido à pressão da torre de fracionamento e fornecido à torre de fracionamento em uma primeira posição de alimentação no centro da coluna. O segundo fluxo é expandido à pressão da torre e é então fornecido à coluna em uma segunda posição de alimentação no meio da coluna. Um fluxo de destilação é retirado da coluna abaixo do ponto de alimentação do segundo fluxo e comprimido à pressão mais alta, e é então direcionado em relação de troca de calor com o fluxo de vapor suspenso na torre para resfriar o fluxo de destilação e condensar substancialmente todo ele, formando um fluxo condensado. Ao menos uma parte do fluxo condensado é direcionado à torre de fracionamento como sua alimentação superior. As quantidades e temperaturas das alimentações da torre de fracionamento são eficazes para manter (...).

Relatório Descritivo da Patente de Invenção para **"PROCESSO PARA A SEPARAÇÃO DE UM FLUXO DE GÁS"**.

Campo da Invenção

5 A presente invenção refere-se a um processo para a separação de um gás contendo hidrocarbonetos. Os requerentes reivindicam os benefícios sob Título 35, Código Americano, Seção 119(e) do Pedido de Patente Provisória U.S. N^os 60/848.299 que foi depositado em 28 de Setembro de 2006 e 60/897.683 que foi depositado em 25 de Janeiro de 2007.

Antecedentes da Invenção

10 Etileno, etano, propileno, propano e/ou hidrocarbonetos mais pesados podem ser recuperados a partir de uma variedade de gases, tal como fluxos de gás natural, gás de refinaria, e gás sintético obtidos a partir de outros materiais de hidrocarboneto tais como carvão, óleo bruto, nafta, argilas de óleo, areia betuminosa, e linhita. O gás natural usualmente tem
15 uma maior proporção de metano e etano, isto é, metano e etano juntos compreendem ao menos 50 por cento em mol do gás. O gás também contém quantidades relativamente menores de hidrocarbonetos mais pesados tais como propanos, butanos, pentanos e seus similares, bem como hidrogênio, nitrogênio, dióxido de carbono, e outros gases.

20 A presente invenção refere-se geralmente à recuperação de etileno, etano, propileno, e hidrocarbonetos mais pesados a partir de tais fluxos de gás. Uma análise típica de um fluxo de gás a ser processado de acordo com essa invenção seria, aproximado em por cento em mol, 90,5% de metano, 4,1% de etano e outros componentes C₂, 1,3% de propano e outros
25 componentes C₃, 0,4% de isobutano, 0,3% de butano normal, 0,5 de pentanos mais, e 2,6% de dióxido de carbono, com o equilíbrio feito de nitrogênio. Gases contendo enxofre estão também presentes às vezes.

30 As flutuações historicamente cíclicas nos preços de ambos o gás natural e seus constituintes líquidos de gás natural (NGL) reduziram, às vezes, o valor de acréscimo de etano, etileno, propano, propileno, e componentes mais pesados como produtos líquidos. Isso resultou em uma demanda por processos que podem fornecer recuperações mais eficazes desses

produtos, para processos que podem fornecer recuperações mais eficazes com menos investimento de capital e custos operacionais menores, e por processos que podem ser facilmente adaptados ou ajustados para variar a recuperação de um componente específico em uma ampla faixa. Os processos disponíveis para separar esses materiais incluem os baseados em resfriamento e refrigeração de gás, absorção de óleo, e absorção de óleo refrigerado. Adicionalmente, os processos criogênicos se tornaram populares por causa da disponibilidade de equipamento econômico que produz energia enquanto simultaneamente expande e extrai calor do gás que está 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, cada um desses processos ou uma combinação desses pode ser empregada.

O processo de expansão criogênica é agora geralmente preferencial para recuperação de líquidos de gás natural porque ele fornece simplicidade máxima com facilidade de inicialização, flexibilidade operacional, boa eficiência, segurança, e boa confiabilidade. As Patentes U.S. N°s 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, 5.568.737, 5.771.712, 5.799.507, 5.881.569, 5.890.378, 5.983.664, 6.182.469, 6.712.880, 6.915.662, 7.191.617, Patente Re-emitada U.S. N° 33.408, e pedido copendente N° 11/430.412 descrevem processos relevantes (embora a descrição da presente invenção em alguns casos seja baseada em diferentes condições de processamento do que as descritas nas patentes e pedidos citados).

Em um processo típico de recuperação de expansão criogênica, um fluxo de gás de alimentação sob pressão é resfriado com outros fluxos do processo e/ou fontes externas de refrigeração tal como um sistema de compressão-refrigeração de propano. À medida que o gás é resfriado, os líquidos podem ser condensados e coletados em um ou mais separadores como líquidos de alta pressão contendo alguns dos componentes C_2+ ou

C_3+ desejados. Dependendo da riqueza do gás e da quantidade de líquidos formada, os líquidos de alta pressão podem ser expandidos a uma pressão inferior e fracionados. A vaporização ocorrendo durante a expansão dos líquidos resulta em resfriamento adicional do fluxo. Sob algumas condições, o pré-resfriamento dos líquidos de alta pressão antes da expansão pode ser desejável de modo a adicionalmente abaixar a temperatura resultante da expansão. O fluxo expandido, compreendendo uma mistura de líquido e vapor, é fracionado em uma coluna de destilação (desmetanizador ou desetanizador). Na coluna, o fluxo resfriado da expansão é destilado para separar metano residual, nitrogênio, e outros gases voláteis como vapor suspenso a partir dos componentes C_2 desejado, componentes C_3 , e componentes de hidrocarboneto mais pesados como produto líquido de fundo, ou para separar metano residual, componentes C_2 , nitrogênio, e outros gases voláteis como vapor suspenso a partir dos componentes C_3 desejados e componentes de hidrocarboneto mais pesados como produto líquido de fundo.

Se o gás de alimentação não é totalmente condensado (tipicamente ele não é), uma parte do vapor restante da condensação parcial pode ser passada através de uma máquina ou mecanismo de expansão de trabalho, ou uma válvula de expansão, a uma pressão inferior na qual os líquidos adicionais são condensados como um resultado de resfriamento adicional do fluxo. A pressão após a expansão é essencialmente a mesma da pressão na qual a coluna de destilação é operada. As fases vapor-líquido combinadas resultantes da expansão são fornecidas como alimentação à coluna.

A parte restante do vapor é resfriada para condensação substancial por troca de calor com outros fluxos de processo, por exemplo, o topo frio da torre de fracionamento. Algum ou todo o líquido de alta pressão pode ser combinado com essa parte de vapor antes de resfriar. O fluxo resfriado resultante é então expandido através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como uma válvula de expansão, à pressão na qual o desmetanizador é operado. Durante a expansão, uma parte do líquido vaporizará, resultando em resfriamento do fluxo total. O fluxo expandido rapidamente é então fornecido como alimentação superior ao desmetanizador. Tipicamente,

a parte de vapor do fluxo expandido e o vapor suspenso do desmetanizador combinam em uma seção separadora superior na torre de fracionamento como gás de produto metano residual. Alternativamente, o fluxo resfriado e expandido pode ser fornecido a um separador para fornecer fluxos de vapor e líquido. O vapor é combinado com o topo da torre e o líquido é fornecido à coluna com uma alimentação de coluna de topo.

Na operação ideal de tal processo de separação, o gás residual deixando o processo conterá substancialmente todo o metano no gás de alimentação com essencialmente nenhum dos componentes de hidrocarboneto mais pesados e a fração inferior deixando o desmetanizador conterá substancialmente todos os componentes de hidrocarboneto mais pesados com essencialmente nenhum metano ou mais componentes voláteis. Na prática, entretanto, essa situação ideal não é obtida por duas razões principais. A primeira razão é que o desmetanizador convencional é operado amplamente como uma coluna de remoção. O produto metano do processo, portanto, tipicamente compreende vapores deixando o estágio de fracionamento de topo da coluna, junto com vapores não submetidos a qualquer etapa de retificação. Perdas consideráveis de componentes C_3 e C_4+ ocorrem porque a alimentação de líquido de topo contém quantidades substanciais desses componentes e componentes de hidrocarboneto mais pesados, resultando em quantidades de equilíbrio correspondentes de componentes C_3 , componentes C_4 , e componentes de hidrocarboneto mais pesados nos vapores que deixam o estágio de fracionamento de topo do desmetanizador. A perda desses componentes desejáveis poderia ser significativamente reduzida se os vapores que sobem pudessem ser colocados em contato com uma quantidade significativa de líquido (refluxo) capaz de absorver os componentes C_3 , componentes C_4 , e componentes de hidrocarboneto mais pesados a partir dos vapores.

A segunda razão porque essa situação ideal não pode ser obtida é que o dióxido de carbono contido no gás de alimentação fraciona no desmetanizador e pode produzir concentrações de no máximo 5% a 10% ou mais na torre mesmo quando o gás de alimentação contém menos de 1% de

dióxido de carbono. Em tais altas concentrações, a formação de dióxido de carbono sólido pode ocorrer em temperaturas, pressões, e solubilidade em líquido. É bem conhecido que os fluxos de gás natural usualmente contêm dióxido de carbono, às vezes em quantidade substanciais. Se a concentração de dióxido de carbono no gás de alimentação é alta o suficiente, ela se torna impossível de processar o gás de alimentação como desejado devido ao bloqueio do equipamento do processo com dióxido de carbono sólido (a menos que o equipamento de remoção de dióxido de carbono seja adicionado, o que aumentaria o custo de capital substancialmente). A presente invenção fornece um dispositivo para gerar um refluxo de líquido que aperfeiçoará a eficácia da recuperação para os produtos desejados enquanto simultaneamente substancialmente suavizando o problema do congelamento do dióxido de carbono.

Nos últimos anos, os processos preferenciais para separação de hidrocarboneto usam uma seção absorvedora superior para fornecer retificação adicional dos vapores em elevação. A fonte do refluxo para a seção de retificação superior é tipicamente uma fonte reciclada de gás residual fornecida sob pressão. O gás residual reciclado é usualmente resfriado para condensação substancial por troca de calor com outros fluxos de processo, por exemplo, o topo frio da torre de fracionamento. O fluxo resultante substancialmente condensado é então expandido através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como uma válvula de expansão, à pressão na qual o desmetanizador é operado. Durante a expansão, uma parte do líquido usualmente vaporizará, resultando em resfriamento do fluxo total. O fluxo expandido rapidamente é então fornecido como alimentação superior ao desmetanizador. Tipicamente, a parte de vapor do fluxo expandido e o vapor suspenso do desmetanizador combinarão em uma seção separadora superior na torre de fracionamento como gás de produto metano residual. Alternativamente, o fluxo resfriado e expandido pode ser fornecido a um separador para fornecer fluxos de vapor e líquido, tal que, portanto, o vapor seja combinado com o topo da torre e o líquido seja fornecido à coluna como uma alimentação de coluna de topo. Os esquemas típicos de processo desse tipo

são descritos na Patente U.S. Nºs 4.889.545, 5.568.737 e 5.881.569, e Mowrey, E. Ross, "Efficient, High Recovery of Liquids from Natural Gas Utilizing a High Pressure Absorber", Procedimentos da Octogésima Primeira Convenção Anual da Associação dos Processadores de Gás, Dallas, Texas, 11-13 de Março de 2002. Infelizmente, esses processos exigem o uso de uma grande quantidade de energia de compressão para fornecer a força motriz para reciclar o refluxo ao desmetanizador, adicionando a ambos o custo de capital e o custo operacional de instalações que usam esses processos.

A presente invenção também emprega uma seção de retificação superior (ou uma coluna de retificação separada em algumas modalidades). Entretanto, o refluxo para essa seção de retificação é fornecido usando uma sucção lateral dos vapores que sobem em uma parte inferior da torre. Elevando-se modestamente sua pressão, uma quantidade significativa de líquido pode ser condensada nesse fluxo de sucção lateral, frequentemente usando somente a refrigeração disponível no vapor frio que deixa a seção de retificação superior. Esse líquido condensado, que é predominantemente metano líquido, pode então ser usado para absorver componentes C_2 , componentes C_3 , componentes C_4 , e componentes de hidrocarboneto mais pesados a partir dos vapores que sobem através da seção de retificação superior e desse modo capturam esses componentes valiosos no produto líquido de fundo a partir do desmetanizador.

Até agora, tal característica de sucção lateral foi empregada em sistemas de recuperação de C_2+ , como ilustrado na Patente U.S. 7.191.617 do cessionário. Surpreendentemente, os requerentes concluíram que elevando-se a pressão da característica de sucção lateral da invenção da Patente U.S. Nº 7.191.617 do cessionário aperfeiçoa-se as recuperações de C_3+ sem sacrificar os níveis de recuperação do componente C_2 e aperfeiçoa-se a eficácia do sistema, enquanto simultaneamente substancialmente suavizando o problema de congelamento de dióxido de carbono.

De acordo com a presente invenção, concluiu-se que as recuperações de C_3 e C_4+ em excesso de 99 por cento podem ser obtidas sem perdas em recuperação do componente C_2+ . A presente invenção fornece a

vantagem adicional de ser capaz de manter em excesso de 99 por cento a recuperação dos componentes C_3 e C_4+ à medida que a recuperação dos componentes C_2 é ajustada de valores altos a valores baixos. Em adição, a presente invenção torna possível a separação de essencialmente 100 por cento de metano e componentes mais leves dos componentes C_2 e componentes mais pesados, enquanto mantendo os mesmo níveis de recuperação como a técnica anterior e aperfeiçoando o fator de segurança com relação ao perigo de congelar dióxido de carbono. A presente invenção, embora aplicável em pressões menores e temperaturas mais quentes, é particularmente vantajosa quando processando gases de alimentação na faixa de 2.758 a 10.342 kPa(a) (400 a 1500 psia) ou mais altas sob condições que exigem temperaturas de topo de coluna de recuperação de NGL de -46°C (-50°F) ou mais frias.

Breve Descrição dos Desenhos

Para um melhor entendimento da presente invenção, referência é feita aos seguintes exemplos e desenhos. Com relação aos desenhos:

A Figura 1 é um fluxograma de uma planta de processamento de gás natural da técnica anterior de acordo com a Patente U.S. Nº 7.191.617;

A Figura 2 é um fluxograma de uma planta de processamento de gás natural de acordo com a presente invenção;

A Figura 3 é um diagrama de concentração-temperatura para dióxido de carbono que mostra o efeito da presente invenção;

A Figura 4 é um fluxograma que ilustra um meio alternativo de aplicação da presente invenção a um fluxo de gás natural;

A Figura 5 é um diagrama de concentração-temperatura para dióxido de carbono que mostra o efeito da presente invenção com relação ao processo da Figura 4;

As Figuras 6 a 9 são fluxogramas que ilustram meios alternativos de aplicação da presente invenção a um fluxo de gás natural; e

A Figura 10 é um fluxograma parcial que ilustra meios alternativos de executar a divisão da alimentação de vapor de acordo com a presente invenção.

Na seguinte explicação das figuras acima, tabelas são fornecidas resumindo as taxas de fluxo calculadas para condições de processo representativas. Nas tabelas que aparecem aqui, os valores para taxas de fluxo (em mols por hora) foram arredondados para o número total mais próximo por conveniência. As taxas de fluxo totais mostradas nas tabelas incluem todos os componentes não hidrocarboneto e, portanto, são geralmente maiores do que a soma das taxas de fluxo para os componentes de hidrocarboneto. As temperaturas indicadas são valores aproximados arredondados para o grau mais próximo. Dever-se-ia notar também que os cálculos de projeto de processo executados com o propósito de comparar os processos representados nas figuras são baseados na hipótese de não haver vazamento de calor a partir (ou para) as vizinhanças para (ou a partir de) o processo. A qualidade dos materiais isolantes disponíveis comercialmente torna essa uma hipótese muito razoável e uma que é tipicamente feita pelos versados na técnica.

Para conveniência, os parâmetros de processo são relatados em ambas as unidades Britânicas e as unidades do Sistema Internacional de Unidades (SI). As taxas de fluxo molar dadas nas tabelas podem ser interpretadas como ou libra mols por hora ou quilograma mols por hora. Os consumos de energia relatados como cavalos de potência (HP) e/ou mil Unidades Térmicas Britânicas por hora (MBTU/Hr) correspondem às taxas de fluxo molar determinadas em libras mols por hora. Os consumos de energia relatados como quilowatts (kW) correspondem às taxas de fluxo molar determinadas em quilograma mols por hora.

25 Descrição Detalhada da Invenção

A Figura 1 é um fluxograma de processo que mostra o projeto de uma planta de processamento para recuperar componentes C_2+ a partir de gás natural usando a técnica anterior de acordo com a Patente U.S. Nº 7.191.617 do cessionário. Nessa simulação do processo, o gás de entrada entra na planta em 49°C (120°F) e 7.171 kPa(a) (1040 psia) como fluxo 31. Se o gás de entrada contém uma concentração de compostos de enxofre que impediriam que os fluxos de processo alcançassem as especificações,

os compostos de enxofre são removidos por pré-tratamento apropriado do gás de alimentação (não-ilustrado). Em adição, o fluxo de alimentação é usualmente desidratado para impedir a formação de hidrato (gelo) sob condições criogênicas. O dessecante sólido foi tipicamente usado para esse propósito.

O fluxo de alimentação 31 é resfriado no trocador de calor 10 por troca de calor com o gás residual frio a 33°C (-28°F) (fluxo 48a), líquidos do refeedor do desmetanizador a 2°C (35°F) (fluxo 41), líquidos do refeedor da lateral inferior do desmetanizador a -23°C (-10°F) (fluxo 40), e líquidos do refeedor da lateral superior do desmetanizador a -62°C (-79°F) (fluxo 39). O fluxo resfriado 31a entra no separador 11 a -26°C (-15°F) e 7.102 kPa(a) (1030 psia) onde o vapor (fluxo 32) é separado do líquido condensado (fluxo 33). O líquido separador (fluxo 33) é expandido à pressão operacional 2.976 kPa(a) (aproximadamente 432 psia) da torre de fracionamento 19 pela válvula de expansão 12, o fluxo de resfriamento 33a a -39°C (-39°F) antes de ele ser fornecido à torre de fracionamento 19 em um ponto de alimentação no centro da coluna inferior.

O vapor (fluxo 32) do separador 11 é dividido em dois fluxos, 35 e 36. O fluxo 35, contendo aproximadamente 36% do vapor total, passa através do trocador de calor 15 em relação de troca de calor com o gás residual frio a -88°C (-127°F) (fluxo 48) onde ele é resfriado para condensação substancial. O fluxo substancialmente condensado resultante 35a a -86°C (-123°F) é então expandida rapidamente através da válvula de expansão 16 à pressão operacional da torre de fracionamento 19. Durante a expansão, uma parte do fluxo é vaporizada, resultando no resfriamento do fluxo total a -92°C (134°F). O fluxo expandido 35b é fornecido à torre de fracionamento 19 em um ponto de alimentação no centro da coluna superior.

Os 64% restantes do vapor do separador 11 (fluxo 36) entram em uma máquina de expansão de trabalho 17 na qual a energia mecânica é extraída dessa parte da alimentação de alta pressão. A máquina 17 expande o vapor substancialmente de forma isentrópica para a pressão operacional da torre, com a expansão de trabalho resfriando o fluxo expandido 36a a

uma temperatura de aproximadamente -68°C (-90°F). Os expansores comercialmente disponíveis típicos são capazes de recuperação na ordem de 80 a 88% do trabalho teoricamente disponível em uma expansão isentrópica ideal. O trabalho recuperado é frequentemente usado para acionar um compressor centrífugo (tal como item 18) que pode ser usado para recomprimir o gás residual (fluxo 48b), por exemplo. O fluxo expandido parcialmente condensado 36a é, portanto, fornecido como alimentação à torre de fracionamento 19 um segundo ponto de alimentação no centro da coluna inferior.

10 O desmetanizador na torre 19 é uma coluna de destilação convencional contendo uma pluralidade de bandejas verticalmente espaçadas, um ou mais leitos recheados, ou alguma combinação de bandejas e recheios. A torre desmetanizadora consiste de duas seções: uma seção de absorção superior (retificação) 19a que contém as bandejas e/ou recheio para fornecer o contato necessário entre a parte de vapor dos fluxos expandidos 35b e 36a subindo e o líquido frio caindo para condensar e absorver os componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes mais pesados; e uma seção de remoção (desmetanização) inferior 19b que contém as bandejas e/ou recheios para fornecer o contato necessário entre os líquidos caindo e os vapores subindo. A seção de remoção 19b também inclui refervedores (tal como o refervedor de equilíbrio 20 e o refervedor e refervedores laterais previamente descritos) que aquecem e vaporizam uma parte dos líquidos descendo pela coluna para fornecer os vapores de remoção que sobem pela coluna para remover o produto líquido, o fluxo 42, de metano e componentes mais leves. O fluxo 36a entra no desmetanizador 19 em uma posição de alimentação no centro da coluna localizada na região inferior da seção de absorção 19a do desmetanizador 19. A parte líquida do fluxo expandido se mistura com os líquidos que caem da seção de absorção 19a e o líquido combinado continua a descer na seção de remoção 19b do desmetanizador 19. A parte de vapor do fluxo expandido sobe através da seção de absorção 19a e é contatada com o líquido frio caindo para condensar e absorver os componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes mais

pesados.

Uma parte do vapor de destilação (fluxo 43) é retirada da região superior da seção de remoção 19b. Esse fluxo é então resfriado de -80°C (-112°F) a -90°C (-130°F) e parcialmente condensado (fluxo 43a) no trocador de calor 22 por troca de calor com o fluxo suspenso frio do desmetanizador 38 saindo do topo do desmetanizador 19 a -92°C (134°F). O fluxo suspenso frio do desmetanizador é levemente aquecido a -88°C (-126°F) (fluxo 38a) à medida que ele resfria e condensa ao menos uma parte do fluxo 43.

A pressão operacional no separador de refluxo 23 2.951 kPa(a) (428 psia) é mantida levemente abaixo da pressão operacional do desmetanizador 19. Isso fornece a força de acionamento que leva o fluxo de vapor de destilação 43 a fluir através do trocador de calor 22 e por isso no separador de refluxo 23 onde o líquido condensado (fluxo 45) é separado do vapor não condensado (fluxo 44). O fluxo 44 então combina com o fluxo suspenso aquecido do desmetanizador 38a do trocador de calor 22 para formar o fluxo de gás residual frio 48 em -88°C (-127°F).

O fluxo de líquido 45 do separador de refluxo 23 é bombeado pela bomba 24 a uma pressão levemente acima da pressão operacional do desmetanizador 19, e o fluxo 45a é então fornecido como alimentação de coluna de topo frio (refluxo) ao desmetanizador 19. Esse refluxo líquido frio absorve e condensa o propano e os componentes mais pesados subindo na região de retificação superior da seção de absorção 19a do desmetanizador 19.

Na seção de remoção 19b do desmetanizador 19, os fluxos de alimentação têm seus metanos e componentes mais leves removidos. O produto líquido resultante (fluxo 42) sai do fundo da torre 19 a 11°C (52°F), com base em uma especificação típica de uma relação metano/etano de 0,025:1 em uma base molar no produto de fundo. O fluxo de vapor de destilação formando o topo da torre (fluxo 38) é aquecido no trocador de calor 22 à medida que ele fornece resfriamento ao fluxo de destilação 43 como descrito anteriormente, então combina com o fluxo 44 para formar o fluxo de gás residual frio 48. O gás residual passa contracorrente pelo gás de alimenta-

ção que chega no trocador de calor 15 onde ele é aquecido a -33°C (-28°F) (fluxo 48^a), e no trocador de calor 10 onde ele é aquecido a 42°C (107°F) (fluxo 48b) à medida que ele fornece resfriamento como anteriormente descrito. O gás residual é então recomprimido em dois estágios, o compressor 18 acionador pela máquina de expansão 17 e o compressor 27 acionado por uma fonte de energia suplementar. Após o fluxo 48d ser resfriado a 49°C (120°F) no resfriador de descarga 28, o produto gás residual (fluxo 48e) flui pela tubulação de gás natural a 7.171 kPa(a) (1040 psia).

Um sumário de taxas de fluxo e consumo de energia para o processo ilustrado na Figura 1 é apresentado na seguinte tabela:

Tabela I

(Figura 1)

Sumário de Fluxo de corrente - Lb.Mols/h [kg mols/h]

Fluxo	Metano	Etano	Propano	Butanos+	Dióxido de Carbono	Total
31	25.382	1.161	362	332	743	28.055
32	25.241	1.131	336	220	733	27.736
33	141	30	26	112	10	319
35	9.087	407	121	79	264	9.985
36	16.154	724	215	141	469	17.751
43	3.598	96	5	1	113	3.816
44	2.963	33	0	0	59	3.058
45	635	63	5	1	54	758
38	22.395	164	5	0	262	22.897
48	25.358	197	5	0	321	25.955
42	24	964	357	332	422	2.100

Recuperações*

15	Etano	83,05%
	Propano	98,50%
	Butanos+	99,94%

Energia

Compressão de gás residual 12.464 (20.490 kW)

20 * (baseado em taxas de fluxo não-arredondadas).

Descrição Detalhada da Invenção

Exemplo 1

A Figura 2 ilustra um fluxograma de um processo de acordo com a presente invenção. A composição do gás de alimentação e as condições consideradas no processo apresentadas na Figura 2 são as mesmas das da Figura 1. Consequentemente, o processo da Figura 2 pode ser comparado ao processo da Figura 1 para ilustrar as vantagens da presente invenção.

Na simulação do processo da Figura 2, o gás de entrada entra na planta como o fluxo 31 e é resfriado no trocador de calor 10 por troca de calor com o gás residual frio em -54°C (-66°F) (fluxo 38b), com os líquidos do refeedor do desmetanizador a 9°C (48°F) (fluxo 41), com os líquidos do refeedor lateral inferior do desmetanizador a -15°C (5°F) (fluxo 40), e os líquidos do refeedor lateral superior a -57°C (-70°F) (fluxo 39). O fluxo resfriado 31a entra no separador 11 a -39°C (-38°F) e 7.102 kPa(a) (1030 psia) onde o vapor (fluxo 32) é separado do líquido condensado (fluxo 33). O líquido do separador (fluxo 33) pode, em alguns casos, ser dividido em dois fluxos, fluxo 47 e fluxo 37. Neste exemplo da presente invenção, todo o líquido do separador no fluxo 33 é direcionado ao fluxo 37 e é expandido à pressão operacional 3.238 kPa(a) (aproximadamente 470 psia) da torre de fracionamento 19 pela válvula de expansão 12, o fluxo de resfriamento 37a a -56°C (-68°F) antes de ele ser fornecido à torre de fracionamento 19 em um ponto de alimentação no centro da coluna inferior. Em outras modalidades da presente invenção, todo o líquido do separador no fluxo 33 pode ser direcionado ao fluxo 47, ou uma parte do fluxo 33 pode ser direcionada ao fluxo 37 com a parte restante direcionada ao fluxo 47.

O vapor (fluxo 32) do separador 11 é dividido em dois fluxos, 34 e 36. O fluxo 34, contendo aproximadamente 22% do vapor total, pode, em algumas modalidades, ser combinado com uma parte (fluxo 47) do fluxo líquido do separador 33 para formar o fluxo 35 combinado. O fluxo 34 ou 35, seja qual for o caso, passa através do trocador de calor 15 em relação de troca de calor com o gás residual frio a -76°C (-105°F) (fluxo 38a) onde ele é resfriado para condensação substancial. O fluxo substancialmente conden-

sado resultante 35a a -74°C (-101°F) é então expandido rapidamente através da válvula de expansão 16 à pressão operacional da torre de fracionamento 19. Durante a expansão, uma parte do fluxo é vaporizado, resultando em resfriamento do fluxo total. No processo ilustrado na Figura 2, o fluxo expandido 35b deixando a válvula de expansão 16 alcança uma temperatura de -89°C (-128°F) e é fornecido à torre de fracionamento 19 em um ponto de alimentação no centro da coluna superior.

Os 78% restantes do vapor do separador 11 (fluxo 36) entra em uma máquina de expansão de trabalho 17 na qual a energia mecânica é extraída dessa parte da alimentação de alta pressão. A máquina 17 expande o vapor substancialmente de forma isentrópica à pressão operacional da torre, com a expansão de trabalho resfriando o fluxo expandido 36a a uma temperatura de aproximadamente -74°C (-102°F). O fluxo expandido parcialmente condensado 36a é, portanto, fornecido como alimentação à torre de fracionamento 19 em um segundo ponto de alimentação no meio da coluna inferior.

O desmetanizador na torre 19 é uma coluna de destilação convencional contendo uma pluralidade de bandejas verticalmente espaçadas, um ou mais leitos recheados, ou alguma combinação de bandejas e recheios. A torre do desmetanizador consiste de duas seções: uma seção de absorção (retificação) superior 19a que contém as bandejas e/ou recheios para fornecer o contato necessário entre a parte de vapor dos fluxos expandidos 35b e 36a subindo e líquido frio caindo para condensar e absorver os componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes mais pesados; e uma seção de remoção (desmetanização) inferior 19b que contém as bandejas e/ou recheios para fornecer o contato necessário entre os líquidos caindo e os vapores subindo. A seção de remoção 19b também inclui refeedores (tal como refeedor de equilíbrio 20 e o refeedor e refeedores laterais descritos anteriormente) com calor e vaporizam uma parte dos líquidos fluindo para baixo na coluna para fornecer os vapores de remoção que fluem para cima na coluna para remover do produto líquido, o fluxo 42, o metano e os componentes mais leves. O fluxo 36a entra no desmetanizador 19 em uma

posição de alimentação no meio da coluna localizada na região inferior da seção de absorção 19a do desmetanizador 19. A porção líquida do fluxo expandido se mistura com os líquidos que caem para baixo da seção de absorção 19A e o líquido combinado continua caindo dentro da seção de remoção 19B do desmetanizador 19. A parte de vapor do fluxo expandido sobre
5 através da seção de absorção 19a e entra em contato com o líquido caindo para condensar e absorver os componentes C_2 , componentes C_3 e componentes mais pesados.

Uma parte do vapor de destilação (fluxo 43) é retirada da região superior da seção de remoção 19b em -78°C (-108°F) e é comprimida para
10 aproximadamente 4.199 kPa(a) (609 psia) pelo compressor de vapor 21. O fluxo comprimido 43a é então resfriado de -61°C (-78°F) para -87°C (-125°F) e substancialmente condensado (fluxo 43b) no trocador de calor 22 por troca de calor com o fluxo suspenso frio do desmetanizador 38 saindo do topo do
15 desmetanizador 19 a -89°C (-129°F). O fluxo suspenso frio do desmetanizador é aquecido a -76°C (-105°F) (fluxo 38a) à medida que ele resfria e condensa o fluxo 43a.

Como o fluxo substancialmente condensado 43b está em uma pressão maior do que a pressão operacional do desmetanizador 19, ele é
20 expandido rapidamente através da válvula de expansão 25 até a pressão operacional da torre de fracionamento 19. Durante a expansão, uma pequena parte do fluxo é vaporizada, resultando em resfriamento do fluxo total em -91°C (-132°F). O fluxo expandido 43c é então fornecido como alimentação de coluna de topo fria (refluxo) ao desmetanizador 19. A parte de vapor (se
25 houver alguma) do fluxo 43c combina com o vapor de destilação subindo a partir do estágio de fracionamento superior para formar fluxo de gás residual 38, enquanto a parte de refluxo líquida fria absorve e condensa os componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes mais pesados subindo na região de retificação superior da seção de absorção 19a do desmetanizador 19.

30 Na seção de remoção 19b do desmetanizador 19, os fluxos de alimentação têm removidos seu metano e componentes mais leves. O produto líquido resultante (fluxo 42) sai do fundo da torre 19 a 19°C (66°F). O

fluxo de vapor de destilação formando o fluxo de gás residual frio 38 é aquecido no trocador de calor 22 à medida que ele fornece resfriamento para o fluxo de destilação comprimido 43a como descrito anteriormente. O gás residual (fluxo 38a) passa contracorrente para o gás de alimentação entrando no trocador de calor 15 onde ele é aquecido a -54°C (-66°F) (fluxo 38b), e no trocador de calor 10 onde ele é aquecido a 43°C (110°F) (fluxo 38c) à medida que ele fornece resfriamento como anteriormente descrito. O gás residual é então recomprimido em dois estágios, o compressor 18 acionado pela máquina de expansão 17 e o compressor 27 acionado por uma fonte de energia suplementar. Após o fluxo 38e ser resfriado a 49°C (120°F) no resfriador de descarga 28, o produto gás residual (fluxo 38f) flui pela tubulação de gás natural a 7.171 kPa(a) (1040 psia).

Um sumário das taxas de fluxo de corrente e consumo de energia para o processo ilustrado na Figura 2 é apresentado na seguinte tabela:

Tabela II

(Figura 2)

Sumário de Fluxo de corrente - Lb.Mols/h [kg mols/h]

Fluxo	Metano	Etano	Propano	Butanos+	Dióxido de Carbono	Total
31	25.382	1.161	362	332	743	28.055
32	25.050	1.096	310	180	720	27.431
33	332	65	52	152	23	624
34/35	5.473	239	68	39	157	5.994
36	19.577	857	242	141	563	21.437
43	3.936	114	7	1	109	4.171
38	25.358	197	2	0	403	26.034
42	24	964	360	332	340	2.021

Recuperações*

Etano	83,06%
Propano	99,33%
Butanos+	99,97%

Energia

Compressão de gás residual	11.111 HP	(18.266 kW)
Compressão de vapor	278 HP	(457 kW)
Compressão total	11.389 HP	(18.723 kW)

5 * (baseado em taxas de fluxo não-arredondadas).

Uma comparação das Tabelas I e II mostra que, comparada à técnica anterior, a presente invenção mantém essencialmente a mesma recuperação de etano (83,05% versus 83,06%), mas aperfeiçoa ambas a recuperação de propano (99,33% versus 98,50%) e a recuperação de butanos+ (99,97% versus 99,94%). A comparação das Tabelas I e II mostra que
10 esses resultados aumentados foram alcançados usando menos cavalos de potência do que na técnica anterior (11.389 HP versus 12.464 HP, ou mais de 8% menos).

Há três fatores principais que levam em conta a eficiência aperfeiçoada da presente invenção. Primeiro, o aumento na pressão fornecido
15 pelo compressor de vapor 21 permite que o topo da coluna (fluxo 38) condense todo o fluxo de vapor de destilação 43, diferente do processo da técnica anterior que pode condensar somente uma fração do fluxo. Como um resultado, o refluxo de topo (fluxo 43c) para a presente invenção é mais de 5
20 vezes maior do que o da técnica anterior (fluxo 45a), fornecendo retificação muito mais eficaz na região superior da seção de absorção 19a. Em segundo, com o aumento na quantidade do refluxo de topo possível com a presente invenção, a quantidade de refluxo secundário 35b pode ser correspondentemente menor sem reduzir os rendimentos do produto. Isso, por sua vez,
25 resulta em mais fluxo (fluxo 36) para a máquina de expansão 17 e o aumento resultante na energia recuperada para o compressor de energia 18, desse modo reduzindo as exigências de energia do compressor 27. Em terceiro, a retificação mais eficaz fornecida pelo fluxo 43c na região superior da seção de absorção 19a permite operar o desmetanizador 19 a uma pressão mais
30 alta sem reduzir os rendimentos do produto, ademais reduzindo as exigências de energia do compressor 27.

Uma vantagem adicional da presente invenção é uma probabili-

dade reduzida de congelamento de dióxido de carbono. A Figura 3 é um gráfico da relação entre a concentração de dióxido de carbono e temperatura. A linha 71 representa as condições de equilíbrio para dióxido de carbono sólido e líquido em metano. (A linha de equilíbrio líquido-sólido nesse gráfico é baseada nos dados obtidos na Figura 16-33 na página 16-24 do Engineering Data Book, 12ª Edição, publicado em 2004 pela Gas Processors Suppliers Association, que é frequentemente usado como uma referência quando verificando as condições de congelamento potenciais). Uma temperatura de líquido na linha 71 ou à direita dela, ou uma concentração de dióxido de carbono nessa linha ou acima dela, significa uma condição de congelamento. Por causa das variações que ocorrem normalmente nas instalações de processamento de gás (por exemplo, composição de gás de alimentação, condições, e taxa de fluxo), é usualmente desejado projetar um desmetanizador com um fator de segurança considerável entre as condições operacionais esperadas e as condições de congelamento. (A experiência mostrou que as condições dos líquidos nos estágios de fracionamento de um desmetanizador, ao invés das condições dos vapores, tipicamente governam as condições operacionais permitidas na maioria dos desmetanizadores. Por essa razão, a linha de equilíbrio vapor-sólido correspondente não é mostrada na Figura 3).

É também representada na Figura 3 uma linha que representa as condições para os líquidos nos estágios de fracionamento do desmetanizador 19 no processo da Figura 1 da técnica anterior (linha 72). Como se pode ver, uma parte dessa linha operacional está localizada acima da linha de equilíbrio líquido-sólido, indicando que o processo da Figura 1 da técnica anterior não pode ser operado nessas condições sem encontrar problemas de congelamento de dióxido de carbono. Como um resultado, não é possível usar o processo da Figura 1 sob essas condições, então o processo da Figura 1 da técnica anterior não pode realmente alcançar as eficácias de recuperação de determinadas na Tabela I na prática sem remoção de ao menos algum do dióxido de carbono do gás de alimentação. Isso aumentaria, é claro, substancialmente, o custo de capital.

A linha 73 na Figura 3 representa as condições para os líquidos nos estágios de fracionamento do desmetanizador 19 na presente invenção como representado na Figura 2. Em contraste ao processo da Figura 1 da técnica anterior, há um fator de segurança mínimo de 1,2 entre a concentração de dióxido de carbono nos líquidos na coluna para as condições operacionais antecipadas do processo da Figura 2 versus as concentrações na linha de equilíbrio líquido-sólido. Ou seja, ele exigiria um aumento de 20 por cento no teor de dióxido de carbono dos líquidos para causar congelamento. Assim, a presente invenção poderia tolerar uma concentração mais alta de 20% de dióxido de carbono em seu gás de alimentação do que o processo da Figura 1 da técnica anterior poderia tolerar sem risco de cruzar a linha de equilíbrio líquido-sólido. Ademais, enquanto o processo da Figura 1 da técnica anterior não pode ser operado para alcançar os níveis de recuperação dados na Tabela I por causa do congelamento, a presente invenção poderia, de fato, ser operada em níveis de recuperação ainda maiores do que aqueles dados na Tabela II sem risco de congelamento.

O deslocamento das condições operacionais da Figura 2, o desmetanizador como indicado pela linha 73 na Figura 3 pode ser entendido por comparar as características de distinção da presente invenção com o processo da técnica anterior da Figura 1. Enquanto a forma da linha operacional para o processo da Figura 1 da técnica anterior (linha 72) é similar à forma da linha operacional da presente invenção (linha 73), há uma diferença chave. As temperaturas operacionais dos estágios de fracionamento superior cruciais no desmetanizador no processo da Figura 2 são mais quentes do que aquelas dos estágios de fracionamento correspondentes no desmetanizador no processo da Figura 1 da técnica anterior, eficazmente deslocando a linha operacional do processo da Figura 2 para longe da linha de equilíbrio líquido-sólido. As temperaturas mais quentes dos estágios de fracionamento no desmetanizador da Figura 2 são principalmente o resultado de operar a torre em pressão mais alta do que o processo da Figura 1 da técnica anterior. Entretanto, a pressão da torre mais alta não causa uma perda nos níveis de recuperação do componente C_2+ porque o fluxo de va-

por de destilação 43 no processo da Figura 2 é, em essência, um ciclo de compressão-refrigeração de contato direto aberto para o desmetanizador usando uma parte do vapor intercoluna como o fluido de trabalho, fornecendo refrigeração ao processo necessária para superar a perda na recuperação que normalmente acompanha um aumento na pressão operacional do desmetanizador.

Outra vantagem da presente invenção é uma redução na quantidade de dióxido de carbono que deixa o desmetanizador 19 no fluxo de produto líquido 42. Comparando-se o fluxo 42 na Tabela I para o processo da Figura 1 da técnica anterior com o fluxo 42 na Tabela II para a Figura 2, a modalidade da presente invenção revela que há uma redução de quase 20% na quantidade de dióxido de carbono capturado no fluxo 42 com a presente invenção. Isso geralmente reduz as exigências de tratamento do produto por uma quantidade correspondente, reduzindo ambos o custo de capital e o custo operacional do sistema de tratamento.

Uma das características inerentes na operação de uma coluna de desmetanizador para recuperar componentes C_2 é que a coluna precisa fracionar entre o metano que está para deixar a torre em seu produto suspenso (fluxo de vapor 38) e os componentes C_2 que estão para deixar a torre em seu produto de fundo (fluxo líquido 42). Entretanto, a volatilidade relativa de dióxido de carbono está entre a do metano e dos componentes C_2 , levando o dióxido de carbono a aparecer em ambos os fluxos terminais. Ademais, o dióxido de carbono e o etano formam um azeótropo, resultando em uma tendência do dióxido de carbono acumular nos estágios de fracionamento intermediários da coluna e desse modo levar grandes concentrações de dióxido de carbono a se desenvolverem nos líquidos da torre.

Os refluxos para a seção de absorção 19a no desmetanizador 19 do processo da Figura 1 da técnica anterior são fluxos 45a e 35b, enquanto aqueles para a presente invenção mostrados no processo da Figura 2 são fluxos 43c e 35b. Comparando esses fluxos na Tabela I e na Tabela II, nota-se que as quantidades totais de componentes C_2 e CO_2 dióxido de carbono nos refluxos no processo da Figura 1 da técnica anterior são 213 e 144

kg mols/h (470 e 318 Lb.Mols/h), respectivamente, versus 160 e 120 kg mols/h (353 e 266 Lb.Mols/h), respectivamente, para os refluxos no processo da Figura 2 da presente invenção. Assim, significativamente menos dos componentes que forma o azeótropo entram na seção de absorção 19a nos refluxos líquidos frios, entrando ao invés na região inferior mais quente da seção de absorção 19a com o fluxo 36a tal que há menos acúmulo de dióxido de carbono nos estágios de fracionamento da seção de absorção 19a. Isso permite que mais de dióxido de carbono escape no fluxo suspenso 38 ao invés de ser capturado no fluxo de produto líquido 42.

Exemplo 2

Uma modalidade alternativa da presente invenção é mostrada na Figura 4. A composição do gás de alimentação e as condições consideradas no processo apresentadas na Figura 4 são as mesmas das mostradas nas Figuras 1 e 2. Consequentemente, a Figura 4 pode ser comparada ao processo da Figura 1 da técnica anterior para ilustrar as vantagens da presente invenção, e pode se igualmente comparada à modalidade exibida na Figura 2.

Na simulação do processo da Figura 4, o gás de entrada entra na planta como o fluxo 31 e é resfriado no trocador de calor 10 por troca de calor com o gás residual frio a -55°C (-66°F) (fluxo 38b), com os líquidos do refeedor do desmetanizador a 11°C (51°F) (fluxo 41), os líquidos do refeedor lateral inferior do desmetanizador a -12°C (10°F) (fluxo 40), e líquidos do refeedor lateral superior do desmetanizador a -54°C (-65°F) (fluxo 39). O fluxo resfriado 31a entra no separador 11 a -39°C (-38°F) e 7.102 kPa(a) (1030 psia) onde o vapor (fluxo 32) é separado do líquido condensado (fluxo 33). O líquido do separador (fluxo 33) pode, em alguns casos, ser dividido em dois fluxos, fluxo 47 e fluxo 37. Neste exemplo da presente invenção, todo o líquido do separador no fluxo 33 é direcionado ao fluxo 37 e é expandido à pressão operacional 3.309 kPa(a) (aproximadamente 480 psia) da torre de fracionamento 19 pela válvula de expansão 12, resfriando o fluxo 37a para -55°C (-67°F) antes de ele ser fornecido à torre de fracionamento 19 em um ponto de alimentação no meio da coluna inferior. Em outras mo-

dalidades da presente invenção, todo o líquido do separador no fluxo 33 pode ser direcionado ao fluxo 47, ou uma parte do fluxo 33 pode ser direcionada ao fluxo 37 com a parte restante direcionada ao fluxo 47.

O vapor (fluxo 32) do separador 11 é dividido em dois fluxos, 34 e 36. O fluxo 34, contendo aproximadamente 23% do vapor total, pode, em algumas modalidades, ser combinado com uma parte (fluxo 47) do fluxo líquido do separador 33 para formar o fluxo combinado 35. O fluxo 34 ou 35, seja qual for o caso, passa através do trocador de calor 15 em relação de troca de calor com o gás residual frio a -77°C (-106°F) (fluxo 38a) onde ele é resfriado para condensação substancial. O fluxo substancialmente condensado resultante 35a a -74°C (-102°F) é então expandido rapidamente através da válvula de expansão 16 à pressão operacional da torre de fracionamento 19. Durante a expansão, uma parte do fluxo é vaporizada, resultando em resfriamento do fluxo total. No processo ilustrado na Figura 4, o fluxo expandido 35b deixando a válvula de expansão 16 alcança uma temperatura de -88°C (-127°F) e é fornecido à torre de fracionamento 19 em um ponto de alimentação no meio da coluna superior.

Os 77% restantes do vapor do separador 11 (fluxo 36) entra em uma máquina de expansão de trabalho 17 na qual a energia mecânica é extraída dessa parte da alimentação de alta pressão. A máquina 17 expande o vapor substancialmente de forma isentrópica à pressão operacional da torre, com a expansão de trabalho resfriando o fluxo expandido 36a a uma temperatura de aproximadamente -74°C (-101°F). O fluxo expandido parcialmente condensado 36a é, portanto, fornecido como alimentação à torre de fracionamento 19 em um segundo ponto de alimentação no meio da coluna inferior.

Uma parte do vapor de destilação (fluxo 43) é retirada da região inferior da seção de absorção 19a do desmetanizador 19 a -81°C (-113°F) acima expandiu o fluxo 36a e é comprimido para 4.266 kPa(a) (aproximadamente 619 psia) pelo compressor de vapor 21. O fluxo comprimido 43a é então resfriado de -65°C (-84°F) para -87°C (-124°F) e substancialmente condensado (fluxo 43b) no trocador de calor 22 por troca de calor com o flu-

xo suspenso frio no desmetanizador 38 saindo do topo do desmetanizador 19 a -89°C (-128°F). O fluxo suspenso frio do desmetanizador é aquecido a -77°C (-106°F) (fluxo 38a) à medida que ele resfria e condensa o fluxo 43a.

Como o fluxo substancialmente condensado 43b está em uma
 5 pressão maior do que a pressão operacional do desmetanizador 19, ele é expandido rapidamente através da válvula de expansão 25 à pressão operacional da torre de fracionamento 19. Durante a expansão, uma pequena parte do fluxo é vaporizada, resultando em resfriamento do fluxo total para -91°C (-131°F). O fluxo expandido 43c é então fornecido como alimentação
 10 de coluna de topo fria (refluxo) ao desmetanizador 19. A parte de vapor (se houver alguma) do fluxo 43c combina com o vapor de destilação subindo a partir do estágio de fracionamento superior para formar o fluxo de gás residual 38, enquanto a parte de refluxo líquido frio absorve e condensa os componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes mais pesados subindo
 15 na região de retificação superior da seção de absorção 19a do desmetanizador 19.

Na seção de remoção 19b do desmetanizador 19, os fluxos de alimentação têm removidos seu metano e componentes mais leves. O produto líquido resultante (fluxo 42) sai do fundo da torre 19 a 21°C (70°F). O
 20 fluxo de vapor de destilação formando o fluxo de gás residual frio 38 é aquecido no trocador de calor 2 à medida que ele fornece resfriamento ao fluxo de destilação comprimido 43a como descrito anteriormente. O gás residual (fluxo 38a) passa contracorrente para o gás de alimentação que está chegando no trocador de calor 15 onde ele é aquecido a -55°C (-66°F) (fluxo
 25 38b), e no trocador de calor 10 onde ele é aquecido a 43°C (110°F) (fluxo 38c) à medida que ele resfria como anteriormente descrito. O gás residual é então recomprimido em dois estágios, o compressor 18 acionado pela máquina de expansão 17 e o compressor 27 acionado por uma fonte de energia suplementar. Após o fluxo 38e ser resfriado a 49°C (120°F) no resfriador de
 30 descarga 28, o produto gás residual (fluxo 38f) flui pela tubulação de gás natural a 7.171 kPa(a) (1040 psia).

Um sumário de taxas de fluxo e consumo de energia para o pro-

cesso ilustrado na Figura 4 é apresentado na seguinte tabela:

Tabela III

(Figura 4)

Sumário de Fluxo de corrente - Lb.Mols/h [kg mols/h]

Fluxo	Metano	Etano	Propano	Butanos+	Dióxido de Carbono	Total
31	25.382	1.161	362	332	743	28.055
32	25.050	1.096	310	180	720	27.431
33	332	65	52	152	23	624
34/35	5.636	247	70	40	162	6.172
36	19.414	849	240	140	558	21.259
43	3.962	100	3	0	125	4.200
38	25.358	197	2	0	425	26.055
42	24	964	360	332	318	2.000

5 Recuperações*

Etano	83,06%
Propano	99,50%
Butanos+	99,98%

Energia

10	Compressão de gás residual	10.784 HP	(17.728 kW)
	Compressão de vapor	260 HP	(428 kW)
	Compressão total	11.044 HP	(18.156 kW)

* (baseado em taxas de fluxo não-arredondadas) .

Uma comparação das Tabelas II e III mostra que, comparada à
 15 modalidade da Figura 2 da presente invenção, a Figura 4 mantém a mesma
 recuperação de etano enquanto aperfeiçoa levemente a recuperação de
 propano (99,50% versus 99,33%) e a recuperação de butanos+ (99,98%
 versus 99,97%). Entretanto, a comparação das Tabelas II e III mostra ade-
 mais que esses rendimentos foram alcançados usando aproximadamente
 20 3% menos cavalos de potência do que exigido pela modalidade da Figura 2
 da presente invenção. A queda nas exigências de cavalos de potência para
 a modalidade da Figura 4 ocorre principalmente devido ao teor mais baixo

de componentes C_2+ no refluxo de topo 43c, que fornece retificação mais eficaz na região superior da seção de absorção 19a, tal que o desmetanizador 19 pode ser operado em uma pressão operacional levemente mais alta (desse modo reduzindo as exigências de compressão) sem reduzir os rendimentos dos produtos. Comparando-se o fluxo de vapor de destilação 43 na Tabela III para a modalidade da Figura 4 da presente invenção com o fluxo 43 na Tabela II para a modalidade da Figura 2 da presente invenção, as concentrações de componentes C_2 e particularmente os componentes C_3+ no fluxo 43 da modalidade da Figura 4 são significativamente menores, tal que rendimentos de produto mais altos são alcançados usando menos energia do que a modalidade da Figura 2. As concentrações menores de componentes C_2 e componentes C_3+ no fluxo 43 da modalidade da Figura 4 são o resultado de retirar o vapor de destilação da região inferior da seção de absorção 19a ao invés da região superior da seção de remoção 19b como na modalidade da Figura 2. O vapor de destilação na localização mais alta da coluna foi submetido a mais retificação do que o vapor de destilação mais baixo na coluna, e então está mais próximo de ser o fluxo de metano puro que seria o refluxo ideal para o topo da coluna. No processo da técnica anterior da Figura 1, o fluxo suspenso na coluna (fluxo 38) não poderia condensar um fluxo de metano puro, mas com a elevação na pressão fornecida pelo compressor de vapor 21 da presente invenção, o fluxo suspenso na coluna 38 é frio o bastante para condensar totalmente o fluxo de vapor de destilação 43 mesmo que ele é quase metano puro.

Quando a presente invenção é empregada como no Exemplo 2, a vantagem com relação a evitar as condições de congelamento de dióxido de carbono é mantida comparada à modalidade da Figura 2. A Figura 5 é um outro gráfico da relação entre a concentração de dióxido de carbono e temperatura, com a linha 71 como antes representando as condições de equilíbrio para dióxido de carbono sólido e líquido em metano e a linha 72 representando as condições para os líquidos nos estágios de fracionamento do desmetanizador 19 no processo da Figura 1. A linha 74 na Figura 5 representa as condições para os líquidos nos estágios de fracionamento do des-

metanizador 19 na presente invenção como representando na Figura 4, e mostra um fator de segurança de 1,2 entre as condições operacionais antecipadas e as condições de congelamento para o processo da Figura 4. Assim, essa modalidade da presente invenção poderia também tolerar um aumento de 20 por cento na concentração de dióxido de carbono sem o risco de congelamento. Na prática, esse aperfeiçoamento no fator de segurança de congelamento poderia ser usado como vantagem operando-se o desmetanizador em pressão mais baixa (isto é, com temperaturas mais frias nos estágios de fracionamento) para elevar os níveis de recuperação do componente C_2+ sem encontrar problemas de congelamento. A forma da linha 74 na Figura 5 para a modalidade da Figura 4 é muito similar a da linha 73 na Figura 3 para a modalidade da Figura 2. A diferença principal é as concentrações de dióxido de carbono significativamente menores dos líquidos nos estágios de fracionamento na seção inferior do desmetanizador da Figura 4 devido à retirada do fluxo de vapor de destilação em uma localização mais alta na coluna nessa modalidade. Como se pode ver comparando-se o fluxo 42 nas Tabela II e III, ainda menos do dióxido de carbono no gás de alimentação é capturado com o produto líquido de fundo na modalidade da Figura 4 da presente invenção, que geralmente significa ainda menos tratamento de produto será exigido comparado à modalidade da Figura 2 da presente invenção.

Outras Modalidades

De acordo com essa invenção, é geralmente vantajoso projetar a seção de absorção (retificação) do desmetanizador para conter múltiplos estágios de separação teóricos. Entretanto, os benefícios da presente invenção podem ser alcançados com apenas um estágio teórico, e crê-se que mesmo o equivalente de um estágio teórico fracional pode permitir alcançar esses benefícios. Por exemplo, todo ou uma parte do fluxo de destilação substancialmente condensado expandido 43c a partir da válvula de expansão 25, todo ou uma parte do fluxo substancialmente condensado expandido 35b a partir da válvula de expansão 16, e todo ou uma parte do fluxo expandido 36a a partir da máquina de expansão de trabalho 17 podem ser combi-

nados (tal como na tubulação unindo a válvula de expansão ao desmetanizador) e se totalmente misturados, os vapores e líquidos se misturarão juntos e separados de acordo com as volatilidades relativas dos vários componentes dos fluxos totais combinados. Tal mistura dos três fluxos deve ser considerada para os propósitos desta invenção como constituindo uma seção de absorção.

Em alguns casos, pode ser vantajoso dividir o fluxo de destilação substancialmente condensado 43b em ao menos dois fluxos como mostrado nas Figuras 6 a 9. Isso permite que uma parte (fluxo 51) a ser fornecida acima da localização onde o fluxo de destilação de vapor 43 é retirado (e talvez também acima da localização da alimentação do fluxo expandido 36a), ou abaixo da seção de absorção da torre de fracionamento 19 (Figuras 6 e 7) ou mais baixo na coluna absorvedora 19 (Figuras 8 e 9), aumente o fluxo líquido nessa parte do sistema de destilação e aperfeiçoe a retificação do fluxo 43. Em tais casos, a válvula de expansão 26 é usada para expandir o fluxo 51 à pressão operacional da coluna (formando o fluxo 51a), enquanto a válvula de expansão 25 é usada para expandir a parte restante (fluxo 50) à pressão operacional da coluna tal que o fluxo resultante 50a possa então ser fornecido ao topo da seção de absorção no desmetanizador 19 (Figuras 6 e 7) ou ao topo da coluna absorvedora 19 (Figuras 8 e 9).

As Figuras 8 e 9 representam uma torre de fracionamento construída em dois recipientes, coluna absorvedora (retificadora) 19 (um dispositivo de contato e separação) e coluna removedora 29 (uma coluna de destilação). Na Figura 8, o vapor suspenso (fluxo 46) da coluna removedora 29 é dividido em duas partes. Uma parte (fluxo 43) é direcionada ao compressor 21 e, portanto, ao trocador de calor 22 para gerar refluxo para a coluna absorvedora 19 como descrito anteriormente. A parte restante (fluxo 49) flui até a seção inferior da coluna absorvedora 19 a ser contactada pelo fluxo substancialmente condensado expandido 35b e o fluxo de destilação substancialmente condensado expandido (ou o fluxo 50a, ou fluxos 50a e 51a). A bomba 30 é usada para direcionar os líquidos (fluxo 52) do fundo da coluna absorvedora 19 ao topo da coluna removedora 29 tal que as duas torres fun-

cionam eficazmente como um sistema de destilação. Na Figura 9, todo o vapor suspenso (fluxo 46) flui à seção inferior da coluna absorvedor 19, e o fluxo de vapor de destilação 43 é retirado de uma localização mais alta na coluna absorvedora 19. A decisão se construir a torre de fracionamento como um único recipiente (tal como o desmetanizador 19 nas Figuras 2, 4, 6 e 7) ou múltiplos recipientes dependerão de um número de fatores tal como tamanho da planta, a distância para as instalações de fabricação, etc.

As condições do gás de alimentação, tamanho da planta, equipamento disponível, ou outros fatores podem indicar que a eliminação da máquina de expansão de trabalho 17, ou substituição com um dispositivo de expansão alternativo (tal como uma válvula de expansão), é possível. Embora a expansão do fluxo individual seja representada em dispositivos de expansão particulares, dispositivos de expansão alternativos podem ser empregados onde apropriado. Por exemplo, as condições podem garantir a expansão de trabalho da parte substancialmente condensada do fluxo de alimentação (fluxo 35a) e/ou o fluxo de destilação substancialmente condensado (fluxo 43b).

Como descrito nos exemplos anteriores, o fluxo de destilação 43 é substancialmente condensado e o condensado resultante usado para absorver os componentes C_2 , os componentes C_3 valiosos e os componentes mais pesados a partir dos vapores que sobem através da região superior da seção de absorção 19a do desmetanizador 19 (Figuras 2, 4, 6 e 7) ou coluna absorvedora 19 (Figuras 8 e 9). Entretanto, a presente invenção não é limitada a essa modalidade. Pode ser vantajoso, por exemplo, tratar somente uma parte desses vapores dessa maneira, ou usar somente uma parte do condensado como um absorvente, em casos onde outras considerações de projeto indicam partes dos vapores ou o condensado deveria ultrapassar a seção de absorção 19a do desmetanizador 19 (Figuras 2, 4, 6 e 7) ou coluna absorvedora 19 (Figuras 8 e 9). Algumas circunstâncias podem favorecer a condensação parcial, ao invés da condensação total, do fluxo de destilação 43a no trocador de calor 22.

Sob algumas circunstâncias, pode ser vantajoso aquecer o fluxo

de destilação 43 antes de ele ser comprimido, à medida que isso pode reduzir o custo de capital do compressor 21. Um meio de executar isso é usar o fluxo de destilação comprimido 43a (que é mais quente devido ao calor da compressão) para fornecer esse aquecimento usando um intercambiador cruzado. Em tais casos, pode ser possível suplementar o resfriamento do fluxo de destilação comprimido 43a pelo uso de resfriamento suspenso ou outro meio, desse modo reduzindo o resfriamento que precisa ser fornecido no trocador de calor 22 pelo fluxo suspenso 38. A redução potencial no custo de capital do compressor 21 precisa ser pesada contra o custo de capital do dispositivo de aquecimento e resfriamento adicional para cada aplicação para determinar se essa modalidade é vantajosa.

Quando o gás de entrada é mais pobre, o separador 11 nas Figuras 2, 4, e 6 a 9 pode não ser necessário. Dependendo da quantidade de hidrocarbonetos mais pesados no gás de alimentação e da pressão do gás de alimentação, o fluxo de alimentação resfriado 31a deixando o trocador de calor 10 nas Figuras 2, 4 e 6 a 9 pode não conter qualquer líquido (porque ele está acima de seu ponto de condensação, ou porque ele está acima da cricondenbar), tal que o separador 11 mostrado nas Figuras 2, 4, 6 a 9 não é exigido.

De acordo com esta invenção, a divisão de alimentação de vapor pode ser obtida de várias maneiras. Nos processos das figuras 2, 4 e 6, a divisão de vapor ocorre em seguida ao resfriamento e separação de quaisquer líquidos que podem ter sido formados. O gás de alta pressão pode ser dividido, porém, antes de qualquer resfriamento do gás de entrada ou depois do resfriamento do gás e antes de quaisquer estágios de separação. Em algumas modalidades, a divisão de vapor pode ser efetuada em um separador.

O líquido em alta pressão (fluxo 33) não necessita ser expandido e alimentado a um ponto de alimentação no meio da coluna de destilação. Ao contrário, todo ou uma parte dele (fluxo tracejado 47) pode ser combinada com a parte do vapor no separador (fluxo 34) para formar o fluxo combinado 35 que flui para o trocador de calor 15. Qualquer parte restante do lí-

quido (fluxo tracejado 37) pode ser expandida através de um dispositivo de expansão apropriado, tal como a válvula de expansão 12, para formar o fluxo 37a que é então alimentado a um ponto de alimentação no meio da coluna de destilação 19 (Figuras 2, 4, 6 e 7) ou na coluna removedora 29 (Figuras 8 e 9). O fluxo 33 e/ou o fluxo 37 podem também ser usados para resfriamento do gás de entrada ou outro serviço de troca de calor antes ou após a etapa de expansão antes de fluírem para o desmetanizador.

De acordo com esta invenção, o uso de refrigeração externa para suplementar o resfriamento disponível para o gás de entrada e/ou o fluxo de destilação de outros fluxos de processo podem ser empregados, particularmente no caso de um gás de entrada rico. O uso e a distribuição de líquidos do separador e líquidos de sucção lateral do desmetanizador para a troca de calor do processo, e o arranjo particular de intercambiadores de calor para resfriamento do gás de entrada precisam ser avaliados para cada aplicação particular, bem como a escolha dos fluxos de processo para serviços específicos de troca de calor.

Será também reconhecido que a quantidade relativa de alimentação encontrada em cada ramificação da alimentação de valor dividida dependerá de vários fatores, incluindo pressão do gás, composição do gás de alimentação, a quantidade de calor que pode economicamente ser extraída da alimentação, e a quantidade de cavalos de potência disponível. Mais alimentação no topo da coluna pode aumentar a recuperação enquanto diminuindo a energia recuperada a partir do expansor, desse modo aumentando as exigências de cavalos de potência da recompressão. Aumentar a alimentação mais baixa na coluna reduz o consumo de cavalos de potência, mas pode também reduzir a recuperação do produto. As localizações relativas das alimentações no meio da coluna podem variar dependendo da composição de entrada ou outros fatores tais como os níveis de recuperação desejados e a quantidade de líquido formada durante o resfriamento de gás de entrada. Além disso, dois ou mais dos fluxos de alimentação, ou partes desses, podem ser combinados dependendo das temperaturas relativas e das quantidades dos fluxos individuais, e o fluxo combinado então alimentado em

uma posição de alimentação no meio da coluna.

A presente invenção fornece recuperação aperfeiçoada de componentes C_3 e componentes de hidrocarboneto mais pesados por quantidade de consumo de utilidade exigido para operar o processo. Um aperfeiçoamento no consumo de utilidade exigido para operar o processo do desmetanizador pode aparecer na forma de exigências de potência reduzidas para compressão ou recompressão, exigências de potência reduzidas para refrigeração externa, exigências de energia reduzida para refulvadores de torre, ou uma combinação desses.

Enquanto foi descrito quais se crêem ser as modalidades preferenciais da invenção, os versados na técnica reconhecerão que outras modificações e adicionais podem ser feitas a essas, por exemplo, para adaptar a invenção a várias condições, tipos de alimentação, ou outras exigências sem abandonar o espírito da presente invenção como definido pelas seguintes reivindicações.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para a separação de um fluxo de gás (31) contendo metano, componentes C₂, componentes C₃, e componentes de hidrocarboneto mais pesados em uma fração de gás residual volátil (38c) e uma fração
- 5 relativamente menos volátil (42) contendo uma parte maior dos ditos componentes C₂, componentes C₃, e componentes de hidrocarboneto mais pesados ou os ditos componentes C₃ e componentes de hidrocarboneto mais pesados, onde
- (a) o dito fluxo de gás (31) é resfriado sob pressão para fornecer
- 10 um fluxo resfriado (31a);
- (b) o dito fluxo resfriado (31a) é expandido (17) para uma pressão menor pelo que ele é adicionalmente resfriado (36a); e
- (c) o dito fluxo adicionalmente resfriado (36a) é direcionado para dentro de uma coluna de destilação (19) e fracionado na dita pressão mais
- 15 baixa pelo que os componentes da dita fração relativamente menos volátil são recuperados;
- caracterizado pelo fato** de que após o resfriamento, o dito fluxo resfriado (31a) é dividido em primeiro (34) e segundo (36) fluxos; e
- (i) o dito primeiro fluxo (34) é resfriado (15) para condensar
- 20 substancialmente todo ele (35a) e é, a seguir, expandido (16) para a dita pressão mais baixa pelo que é adicionalmente resfriado (35b);
- (ii) o dito primeiro fluxo resfriado expandido (35b) é então fornecido em uma primeira posição de alimentação no meio da coluna para a dita coluna de destilação (19);
- 25 (iii) o dito segundo fluxo (36) é expandido (17) para a dita pressão mais baixa (36a) e é fornecido à dita coluna de destilação (19) em uma segunda posição de alimentação no meio da coluna;
- (iv) um fluxo de destilação de vapor (43) é retirado de uma região da dita coluna de destilação (19) abaixo do dito segundo fluxo expandido
- 30 (36a) e é comprimido (21) para pressão mais alta (43a);
- (v) o dito fluxo de destilação de vapor comprimido (43a) é resfriado (22) suficientemente para condensar ao menos parte dele, desse modo

formando um fluxo condensado (43b);

(vi) ao menos uma parte do dito fluxo condensado (43b) é expandida (25) para a dita pressão mais baixa (43c) e é, a seguir, fornecida para a dita coluna de destilação (19) em uma posição de alimentação superior;

(vii) um fluxo de vapor superior (38) é retirado de uma região superior da dita coluna de destilação (19) e é direcionado em relação de troca de calor (22) com o dito fluxo de destilação de vapor comprimido (43a) e aquecido, para desse modo alimentar ao menos uma parte da etapa de resfriamento (5), e então descarregar ao menos uma parte do dito fluxo de vapor superior aquecido (38a) como a dita fração de gás residual volátil (38c); e

(viii) as quantidades e as temperaturas dos ditos fluxos de alimentação (43c, 35b, 36a) para a dita coluna de destilação (19) são eficazes para manter a temperatura superior da dita coluna de destilação (19) em uma temperatura em que as partes maiores dos componentes na dita fração relativamente menos volátil (42) são recuperadas.

2. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato que antes do resfriamento, o dito gás (31) é dividido nos ditos primeiro (35) e segundo (53) fluxos;

o dito segundo fluxo (53) é resfriado (10) e então expandido (17) para a dita pressão mais baixa (36a) e fornecido à dita coluna de destilação (19) na referida segunda posição de alimentação no meio da coluna; e

o dito fluxo de destilação de vapor (43) é retirado da região da dita coluna de destilação (19) abaixo do dito segundo fluxo resfriado expandido (36a) e é comprimido (21) para pressão mais alta (43a).

3. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato que:

antes da referida divisão o dito fluxo de gás resfriado é parcialmente condensado (31a);

o dito fluxo de gás parcialmente condensado (31a) é separado (11) para desse modo fornecer um fluxo de vapor (32) e ao menos um fluxo

líquido (33);

o dito fluxo de vapor (32) é então dividido nos ditos primeiro (34) e segundo (36) fluxos; e

5 pelo menos uma parte do dito pelo menos um fluxo líquido (33) é expandida para a dita pressão mais baixa (37a) e é fornecida à dita coluna de destilação (19) em uma terceira posição de alimentação no meio da coluna.

4. Processo de acordo com a reivindicação 3, caracterizado pelo fato que:

10 o dito primeiro fluxo (34) é combinado com ao menos uma parte de (47) do dito pelo menos um fluxo de líquido (33) para formar um fluxo combinado (35), e o dito fluxo combinado (35) é resfriado (15) para condensar substancialmente todo ele (35a) e é, portanto, expandido (16) para a dita pressão mais baixa em que ele é adicionalmente resfriado (35b);

15 o dito fluxo combinado resfriado expandido (35b) é então fornecido na dita primeira posição de alimentação no meio da coluna à dita coluna de destilação (19); e

qualquer parte restante (37) do dito pelo menos um fluxo líquido é expandida para a dita pressão mais baixa e é fornecida à dita coluna de destilação na referida terceira posição de alimentação no meio da coluna.

20 5. Processo de acordo com a reivindicação 2, caracterizado pelo fato que:

o dito segundo fluxo (53) é parcialmente condensado (53a);

25 o dito segundo fluxo parcialmente condensado (53a) é separado (11) para desse modo fornecer um fluxo de vapor (36) e pelo menos um fluxo de líquido (37);

o dito fluxo de vapor (36) é expandido para a dita pressão mais baixa (36a) e fornecido à dita coluna de destilação (19) na dita segunda posição de alimentação no meio da coluna; e

30 pelo menos uma parte do dito pelo menos um fluxo de líquido (37) é expandida (12) para a dita pressão mais baixa (37a) e é fornecida à dita coluna de destilação (19) em uma terceira posição de alimentação no

meio da coluna.

6. Processo para a separação de um fluxo de gás (31) contendo metano, componentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarboneto mais pesados em uma fração de gás residual volátil (38c) e uma fração
relativamente menos volátil (42) contendo uma maior parte dos ditos compo-
nentes C_2 , componentes C_3 , e componentes de hidrocarboneto mais pesa-
dos ou os ditos componentes C_3 e componentes de hidrocarboneto mais
pesados, processo no qual

(a) o dito fluxo de gás (31) é resfriado sob pressão para fornecer
um fluxo resfriado (31a);

(b) o dito fluxo resfriado (31a) é expandido (17) para uma pres-
são mais baixa em que ele é adicionalmente resfriado (36a); e

(c) o dito fluxo adicionalmente resfriado (36a) é direcionado em
uma coluna de destilação (39) e fracionado na dita pressão mais baixa em
que os componentes da dita fração relativamente menos volátil (42) são re-
cuperados;

caracterizado pelo fato de que após o resfriamento, o dito flu-
xo resfriado (31a) é dividido em primeiro (34) e segundo (36) fluxos; e

(i) o dito primeiro fluxo (34) é resfriado (15) para condensar
substancialmente todo ele (35a) e é, portanto, expandido (16) para a dita
pressão mais baixa em que ele é adicionalmente resfriado (35b);

(ii) o dito primeiro fluxo resfriado expandido (35b) é então forne-
cido em uma posição de alimentação no meio da coluna a um dispositivo de
contato e separação (19) que produz um fluxo de vapor suspenso (38) e um
fluxo de líquido de fundo (52), imediatamente após o dito fluxo de líquido de
fundo (52) ser fornecido (30) à dita coluna de destilação (29);

(iii) o dito segundo fluxo (36) é expandido (17) para a dita pres-
são mais baixa (36a) e é fornecido ao dispositivo de contato e separação
(19) em uma primeira posição de alimentação mais baixa;

(iv) um fluxo de destilação de vapor (46) é retirado de uma regi-
ão superior da dita coluna de destilação (29) para formar ao menos um pri-
meiro fluxo de destilação (43);

(v) o dito primeiro fluxo de destilação (43) é comprimido (21) para pressão mais alta (43a);

(vi) o dito primeiro fluxo de destilação comprimido (43a) é resfriado (22) suficientemente para condensar ao menos uma parte dele, desse modo formando um fluxo condensado (43b);

(vii) pelo menos uma parte (50) do dito fluxo condensado (43b) é expandida (25) para a dita pressão mais baixa (50a) e é então fornecida ao dito dispositivo de contato e separação (19) em uma posição de alimentação superior;

(viii) qualquer parte restante (49) do dito fluxo de destilação de vapor (46) é direcionada ao dito dispositivo de contato e separação (19) em uma segunda posição de alimentação inferior;

(ix) o dito fluxo de vapor suspenso (38) é direcionado em relação de troca de calor (22) com o dito primeiro fluxo de destilação comprimido e aquecido (43a), para desse modo fornecer pelo menos uma parte do resfriamento da etapa (vi), e então descarregar pelo menos uma parte do dito fluxo de vapor suspenso aquecido (38a) como a dita fração de gás residual volátil (38c); e

(x) as quantidades e temperaturas dos ditos fluxos de alimentação (50a, 35b, 36a, 49) para o dito dispositivo de contato e separação (19) são eficazes para manter a temperatura elevada do dito dispositivo de contato e separação (19) em uma temperatura em que as maiores partes dos componentes na dita fração relativamente menos volátil (42) são recuperadas.

7. Processo de acordo com a reivindicação 6, caracterizado pelo fato que:

antes do resfriamento, o dito gás (31) é dividido em primeiro (35) e segundo (53) fluxos; e

o dito segundo fluxo (53) é resfriado (10) e então expandido (17) para a dita pressão mais baixa (36a) e é fornecido ao dispositivo de contato e separação (19) na dita primeira posição de alimentação mais baixa.

8. Processo de acordo com a reivindicação 6, caracterizado pelo

fato que:

o dito fluxo de gás resfriado é parcialmente condensado (31a);

o dito fluxo de gás parcialmente condensado (31a) é separado (11), para desse modo fornecer um fluxo de vapor (32) e pelo menos um
5 fluxo de líquido (33);

o dito fluxo de vapor (32) é então dividido em primeiro (34) e segundo (36) fluxos; e

o dito pelo menos um fluxo de líquido (33) é expandido (12) para a dita pressão mais baixa (37a) e fornecido à dita coluna de destilação (29)
10 em uma posição de alimentação no meio da coluna.

9. Processo de acordo com a reivindicação 8, caracterizado pelo fato que:

o dito primeiro fluxo (34) é combinado com pelo menos uma parte (47) do dito pelo menos um fluxo de líquido (33) para formar um fluxo
15 combinado (35), e o dito fluxo combinado (35) é resfriado (15) para condensar substancialmente todo o mesmo (35a) e é, então, expandido (16) para a dita pressão mais baixa, pelo que ele é adicionalmente resfriado (35b);

o dito fluxo combinado resfriado expandido (35b) é então fornecido na dita posição de alimentação no meio da coluna ao referido dispositivo
20 de contato e separação (19); e

qualquer parte restante (37) do dito pelo menos um fluxo de líquido (33) é expandida (12) para a dita pressão mais baixa (37a) e fornecida à dita coluna de destilação (29) na dita posição de alimentação no meio da
coluna.

25 10. Processo de acordo com a reivindicação 7, caracterizado pelo fato que:

o dito segundo fluxo (53) é resfriado (10) sob pressão suficientemente para parcialmente condensá-lo (53a);

o dito segundo fluxo parcialmente condensado (53a) é separado
30 (11), desse modo, para fornecer um fluxo de vapor (36) e pelo menos um fluxo de líquido (37);

o dito fluxo de vapor (36) é expandido (17) para a dita pressão

mais baixa (36a) e é então fornecido ao dito dispositivo de contato e separação (19) na dita primeira posição de alimentação inferior; e

o dito pelo menos um fluxo de líquido (37) é expandido (12) para a dita pressão mais baixa (37a) e fornecido à dita coluna de destilação (29) em uma posição de alimentação no meio da coluna.

11. Processo de acordo com a reivindicação 6, caracterizado pelo fato que:

o dito fluxo adicionalmente resfriado (36a) é direcionado para a referida coluna de destilação (29) e fracionado na dita pressão mais baixa em que os componentes da dita fração relativamente menos volátil (42) são recuperados e um primeiro fluxo de vapor suspenso (46) é produzido;

o dito primeiro fluxo expandido resfriado (35b) é então fornecido para a dita posição de alimentação no meio da coluna ao referido dispositivo de contato e separação (19) que produz um segundo fluxo de vapor suspenso (38) e o dito fluxo de líquido de fundo (52), onde então o dito fluxo de líquido de fundo (52) é fornecido à dita coluna de destilação (29);

um fluxo de destilação de vapor (43) é retirado de uma região do dito dispositivo de contato e separação (19) acima do dito segundo fluxo expandido (36a) e é comprimido (21) para uma pressão mais alta (43a);

o dito fluxo de destilação de vapor comprimido (43a) é resfriado (22) suficientemente para condensar pelo menos uma parte dele, desse modo formando o referido fluxo condensado (43b);

o dito primeiro fluxo de vapor suspenso (46) é direcionado ao dito dispositivo de contato e separação (19) na dita segunda posição de alimentação inferior; e

o dito segundo fluxo de vapor suspenso (38) é direcionado em relação de troca de calor (22) com o dito fluxo de destilação de vapor comprimido (43a) e aquecido, para desse modo fornecer pelo menos uma parte do resfriamento da etapa (vi), e então descarregar pelo menos uma parte do dito fluxo de vapor suspenso aquecido (38a) como a dita fração de gás residual volátil (38c).

12. Processo de acordo com a reivindicação 11, caracterizado

pelo fato que:

antes do resfriamento, o dito gás (31) é dividido nos referidos primeiro (35) e segundo (53) fluxos;

5 o dito segundo fluxo (53) é resfriado (10) e então expandido (17) à dita pressão mais baixa (36a) e é fornecido ao dito dispositivo de contato e separação (19) na referida primeira posição de alimentação inferior; e

o dito fluxo de destilação de vapor (43) é retirado de uma região do dito dispositivo de contato e separação (19) acima do dito segundo fluxo resfriado expandido (36a) e é comprimido (21) para uma pressão mais alta
10 (43a).

13. Processo de acordo com a reivindicação 11, caracterizado pelo fato que:

antes da referida divisão, o dito fluxo de gás resfriado é parcialmente condensado (31a);

15 o dito fluxo de gás parcialmente condensado (31a) é separado (11) para desse modo fornecer um fluxo de vapor (32) e pelo menos um fluxo de líquido (33);

o dito fluxo de vapor (32) é então dividido nos referidos primeiro (34) e segundo (36) fluxos; e

20 o dito pelo menos um fluxo de líquido (33) é expandido (12) para a dita pressão mais baixa (37a) e fornecido à dita coluna de destilação (29) em uma posição de alimentação no meio da coluna.

14. Processo de acordo com a reivindicação 13, caracterizado pelo fato que:

25 o dito primeiro fluxo (34) é combinado com pelo menos uma parte (47) do dito pelo menos um fluxo de líquido (33) para formar um fluxo combinado (35), e o dito fluxo combinado (35) é resfriado (15) para condensar substancialmente todo ele (35a) e é, então, expandido (16) para a dita pressão mais baixa em que ele é adicionalmente resfriado (35b);

30 o dito fluxo combinado resfriado expandido (35b) é então fornecido na dita posição de alimentação no meio da coluna para dentro do referido dispositivo de contato e separação (19); e

qualquer parte restante (37) do dito pelo menos um fluxo de líquido (33) é expandida (12) para a dita pressão mais baixa (37a) e fornecida à dita coluna de destilação (29) na referida posição de alimentação no meio da coluna.

5 15. Processo de acordo com a reivindicação 12, caracterizado pelo fato que:

o dito segundo fluxo (53) é parcialmente condensado (53a);

o dito segundo fluxo parcialmente condensado (53a) é separado (11) para desse modo fornecer um fluxo de vapor (36) e pelo menos um flu-
10 xo de líquido (37);

o dito fluxo de vapor (36) é expandido (17) para a dita pressão mais baixa (36a) e fornecido ao dito dispositivo de contato e separação (19) na dita primeira posição de alimentação inferior; e

o dito pelo menos um fluxo de líquido (37) é expandido (12) para
15 a dita pressão mais baixa (37a) e é fornecido à dita coluna de destilação (29) na dita posição de alimentação no meio da coluna.

16. Processo, de acordo com a reivindicação 1, 3 ou 4, caracterizado pelo fato que o dito fluxo de destilação de vapor (43) é retirado de uma região da dita coluna de destilação (19) acima do dito segundo fluxo
20 expandido (36a) e é então comprimido (21) para pressão mais alta (43a).

17. Processo, de acordo com a reivindicação 2, caracterizado pelo fato que o dito fluxo de destilação de vapor (43) é retirado de uma região da dita coluna de destilação (19) acima do dito segundo fluxo resfriado expandido (36a) e é então comprimido (21) para pressão mais alta (43a).

25 18. Processo, de acordo com a reivindicação 5, caracterizado pelo fato que o dito fluxo de destilação de vapor (43) é retirado de uma região da dita coluna de destilação (19) acima do dito fluxo de vapor expandido (36a) e é então comprimido (21) para pressão mais alta (43a).

19. Processo, de acordo com a reivindicação 1, 3 ou 4, caracterizado pelo fato que:

(i) o dito fluxo condensado (43b) é dividido em pelo menos uma primeira parte (50) e uma segunda parte (51);

(ii) a dita primeira parte (50) é expandida (25) para a dita pressão mais baixa (50a) e é então fornecida à dita coluna de destilação (19) na dita posição de alimentação superior; e

5 (iii) a dita segunda parte (51) é expandida (26) para a dita pressão mais baixa (51a) e é então fornecida à dita coluna de destilação (19) em uma posição de alimentação no meio da coluna acima do segundo fluxo expandido (36a).

20. Processo, de acordo com a reivindicação 2, caracterizado pelo fato que:

10 (i) o dito fluxo condensado (43b) é dividido em pelo menos uma primeira parte (50) e uma segunda parte (51);

(ii) a dita primeira parte (50) é expandida (25) para a dita pressão mais baixa (50a) e é então fornecida à dita coluna de destilação (19) na dita posição de alimentação superior; e

15 (iii) a dita segunda parte (51) é expandida (26) para a dita pressão mais baixa (51a) e é então fornecida à dita coluna de destilação (19) em uma posição de alimentação no meio da coluna acima do dito segundo fluxo resfriado expandido (36a).

20 21. Processo, de acordo com a reivindicação 5, caracterizado pelo fato que:

(i) o dito fluxo condensado (43b) é dividido em pelo menos uma primeira parte (50) e uma segunda parte (51);

25 (ii) a dita primeira parte (50) é expandida (25) para a dita pressão mais baixa (50a) e é então fornecida à dita coluna de destilação (19) na dita posição de alimentação superior; e

(iii) a dita segunda parte (51) é expandida (26) para a dita pressão mais baixa (51a) e é então fornecida à dita coluna de destilação (19) em uma posição de alimentação no meio da coluna acima do dito fluxo de vapor expandido (36a).

30 22. Processo, de acordo com a reivindicação 6, 8 ou 9, caracterizado pelo fato que:

(i) o dito fluxo condensado (43b) é dividido em pelo menos uma

primeira parte (50) e uma segunda parte (51);

(ii) a dita primeira parte (50) é expandida (25) para a dita pressão mais baixa (50a) e é então fornecida ao dito dispositivo de contato e separação (19) na dita posição de alimentação superior; e

5 (iii) a dita segunda parte (51) é expandida (26) para a dita pressão mais baixa (51a) e é então fornecida ao dito dispositivo de contato e separação (19) em uma posição de alimentação no meio da coluna acima do dito segundo fluxo expandido (36a).

23. Processo, de acordo com a reivindicação 7, caracterizado
10 pelo fato que:

(i) o dito fluxo condensado (43b) é dividido em pelo menos uma primeira parte (50) e uma segunda parte (51);

(ii) a dita primeira parte (50) é expandida (25) para a dita pressão mais baixa (50a) e é então fornecida ao dito dispositivo de contato e
15 separação (19) na dita posição de alimentação superior; e

(iii) a dita segunda parte (51) é expandida para a dita pressão mais baixa (51a) e é então fornecida ao dito dispositivo de contato e separação (19) em uma posição de alimentação no meio da coluna acima do dito segundo fluxo resfriado expandido (36a).

20 24. Processo, de acordo com a reivindicação 10, caracterizado pelo fato que:

(i) o dito fluxo condensado (43b) é dividido em pelo menos uma primeira parte (50) e uma segunda parte (51);

(ii) a dita primeira parte (50) é expandida (25) para a dita pressão mais baixa (50a) e é então fornecida ao dito dispositivo de contato e
25 separação (19) na dita posição de alimentação superior; e

(iii) a dita segunda parte (51) é expandida (26) para a dita pressão mais baixa (51a) e é então fornecida ao dito dispositivo de contato e separação (19) em uma posição de alimentação no meio da coluna acima do
30 dito fluxo de vapor expandido (36a).

25. Processo, de acordo com a reivindicação 11, 12, 13, 14 ou 15, caracterizado pelo fato que:

(i) o dito fluxo condensado (43b) é dividido em pelo menos uma primeira parte (50) e uma segunda parte (51);

(ii) a dita primeira parte (50) é expandida (25) para a dita pressão mais baixa (50a) e é então fornecida ao dito dispositivo de contato e separação (19) na dita posição de alimentação superior; e

(iii) a dita segunda parte (51) é expandida (26) para a dita pressão mais baixa (51a) e é então fornecida ao dito dispositivo de contato e separação (19) em uma posição de alimentação no meio da coluna acima da região em que o dito fluxo de destilação de vapor (43) é retirado.

26. Processo, de acordo com a reivindicação 16, caracterizado pelo fato que:

(i) o dito fluxo condensado (43b) é dividido em pelo menos uma primeira parte (50) e uma segunda parte (51);

(ii) a dita primeira parte (50) é expandida (25) para a dita pressão mais baixa (50a) e é então fornecida à dita coluna de destilação (19) na dita posição de alimentação superior; e

(iii) a dita segunda parte (51) é expandida (26) para a dita pressão mais baixa (51a) e é então fornecida à dita coluna de destilação (19) em uma posição de alimentação no meio da coluna acima da região em que o dito fluxo de destilação de vapor (43) é retirado.

27. Processo, de acordo com a reivindicação 17 ou 18, caracterizado pelo fato que:

(i) o dito fluxo condensado (43b) é dividido em pelo menos uma primeira parte (50) e uma segunda parte (51);

(ii) a dita primeira parte (50) é expandida (25) para a dita pressão mais baixa (50a) e é então fornecida à dita coluna de destilação (19) na dita posição de alimentação superior; e

(iii) a dita segunda parte (51) é expandida (26) para a dita pressão mais baixa (51a) e é então fornecida à dita coluna de destilação (19) em uma posição de alimentação no meio da coluna acima da região em que o dito fluxo de destilação de vapor (43) é retirado.

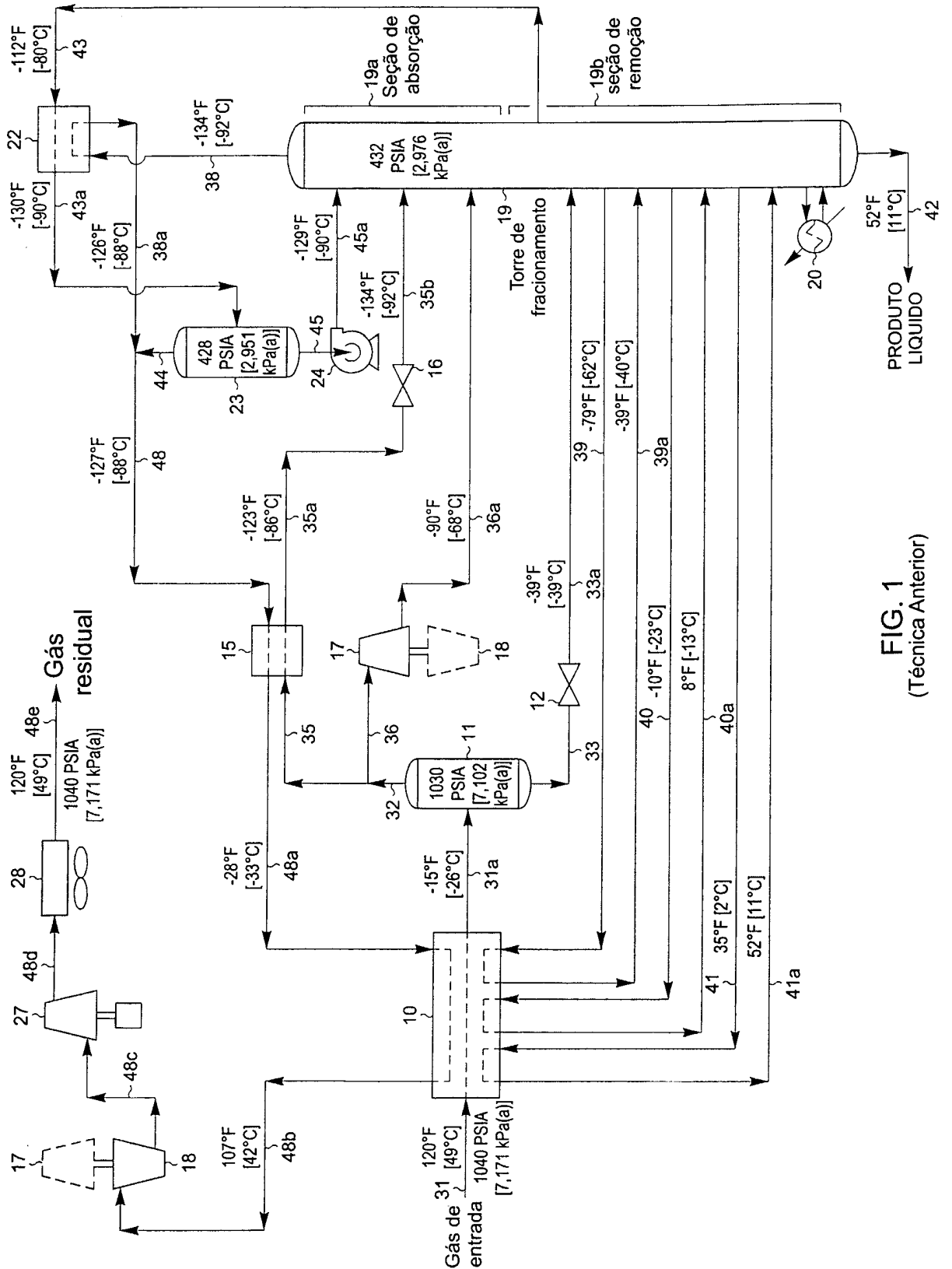


FIG. 1
(Técnica Anterior)

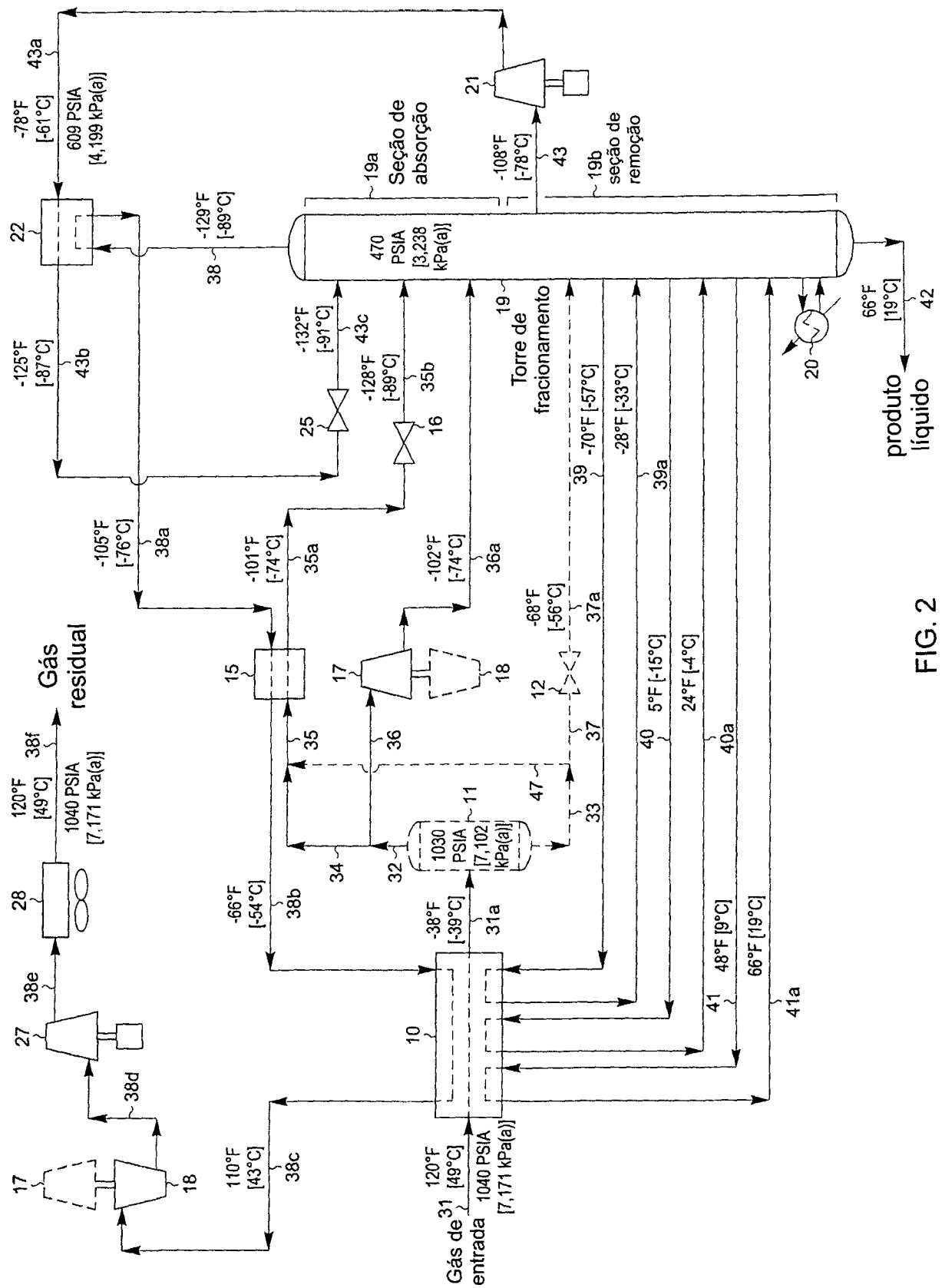


FIG. 2

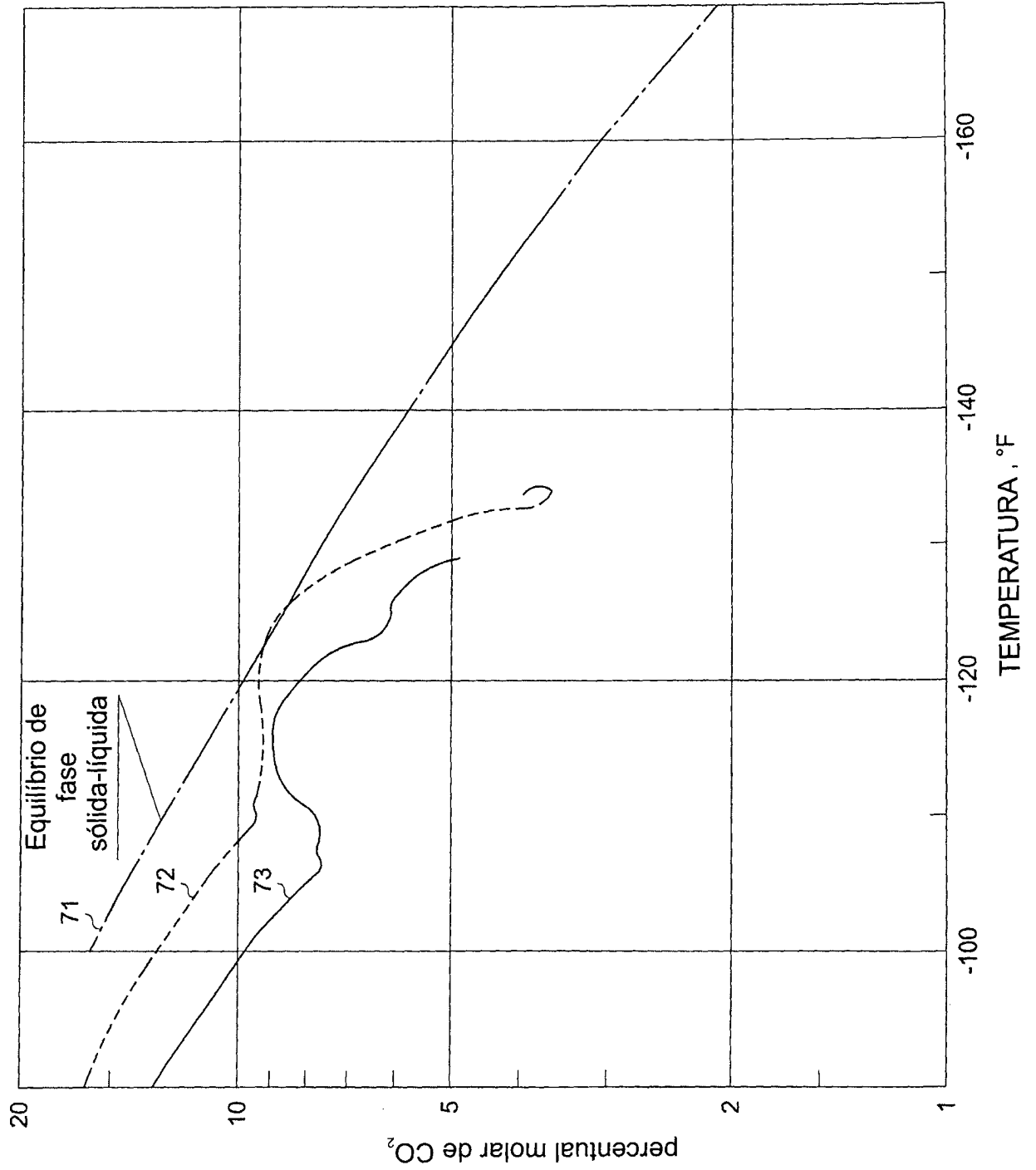


FIG. 3

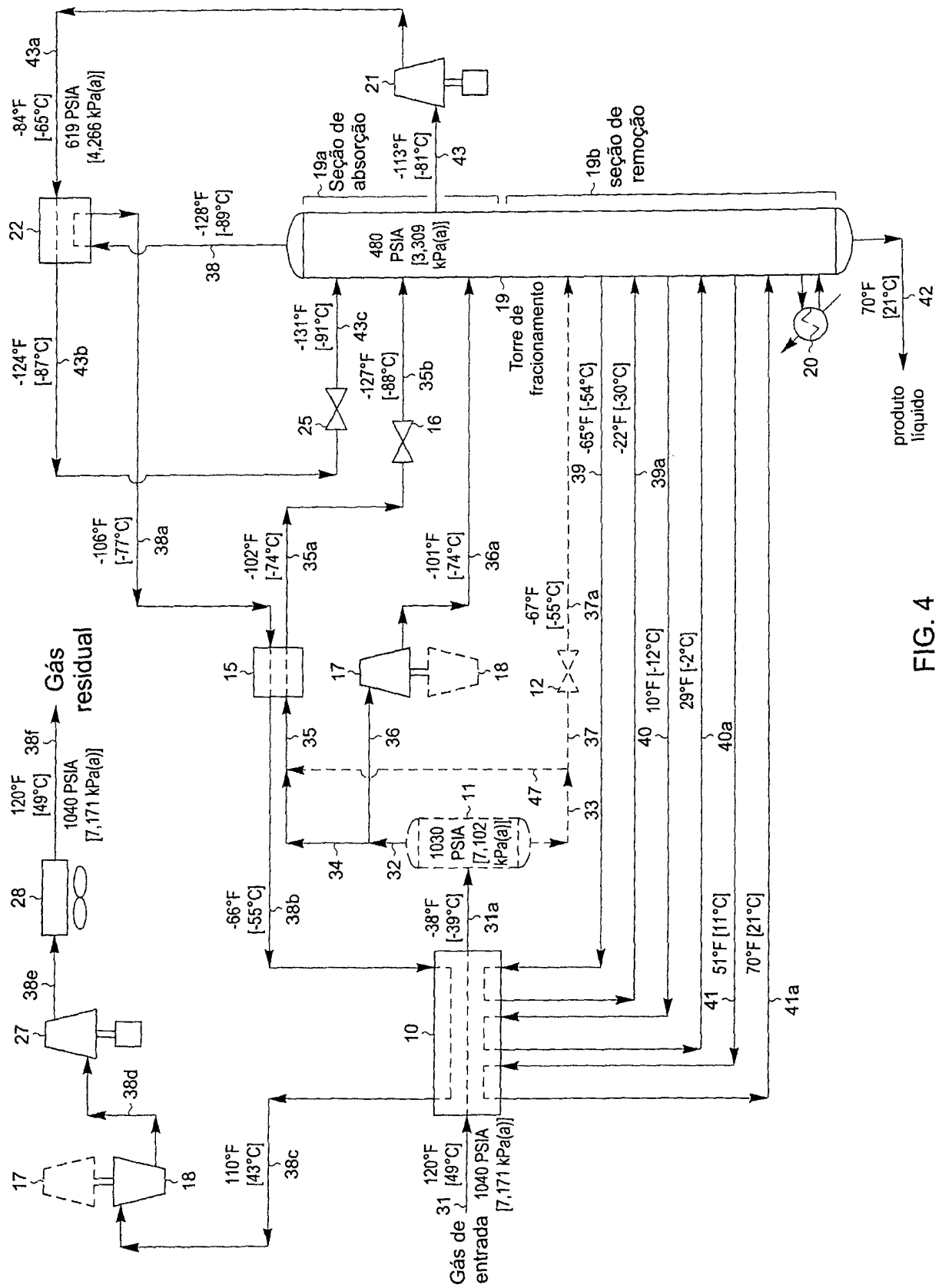


FIG. 4

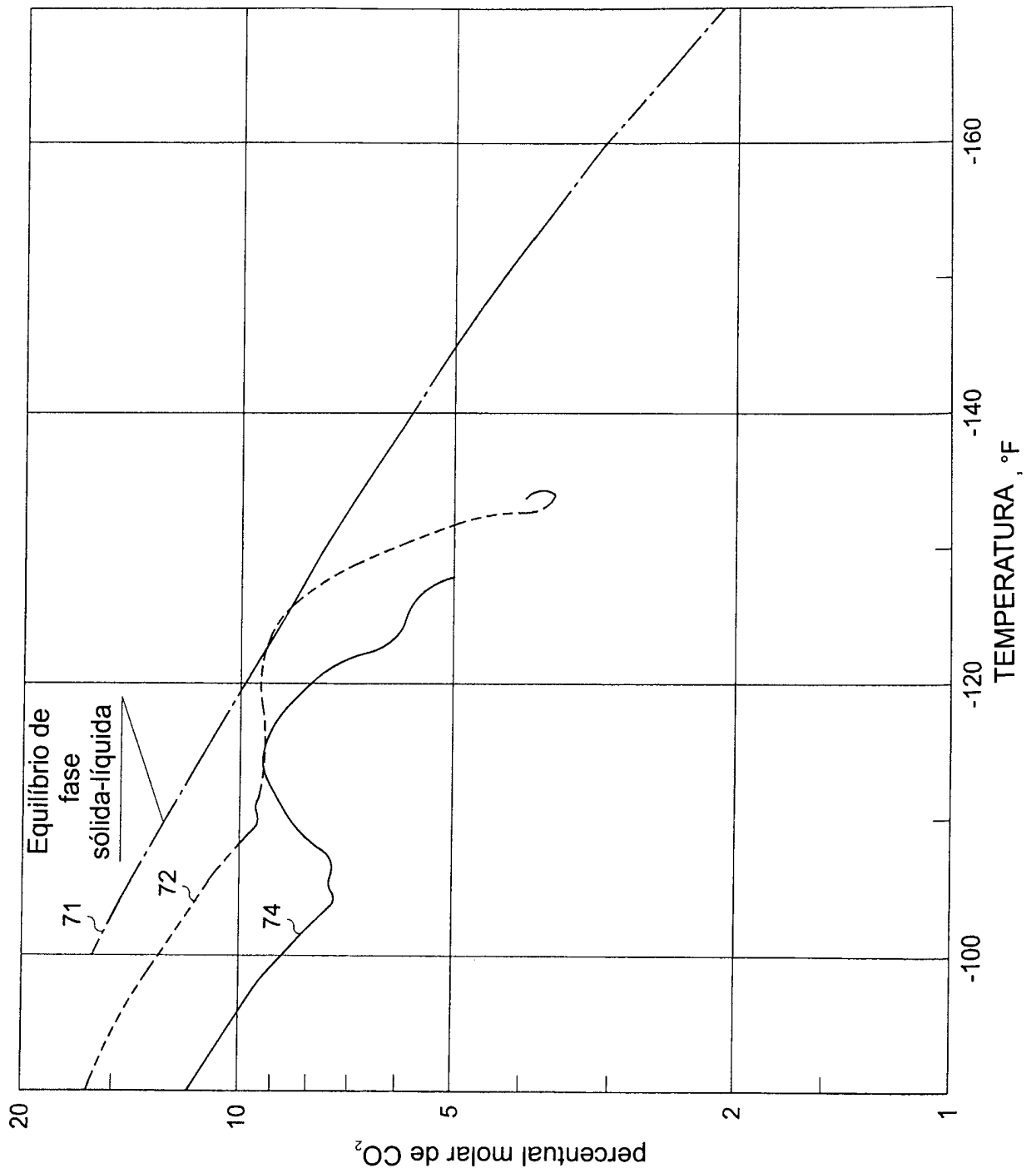


FIG. 5

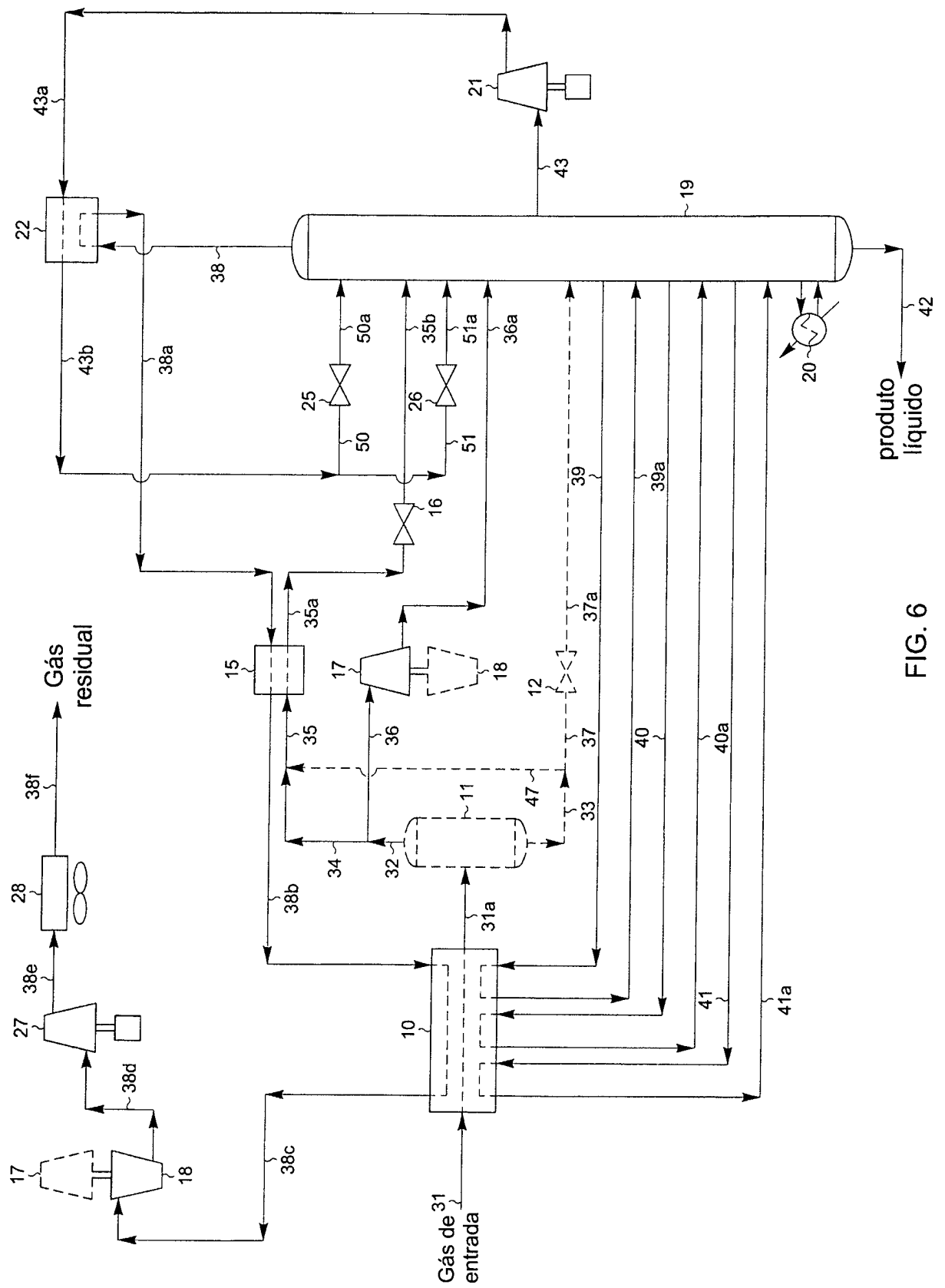


FIG. 6

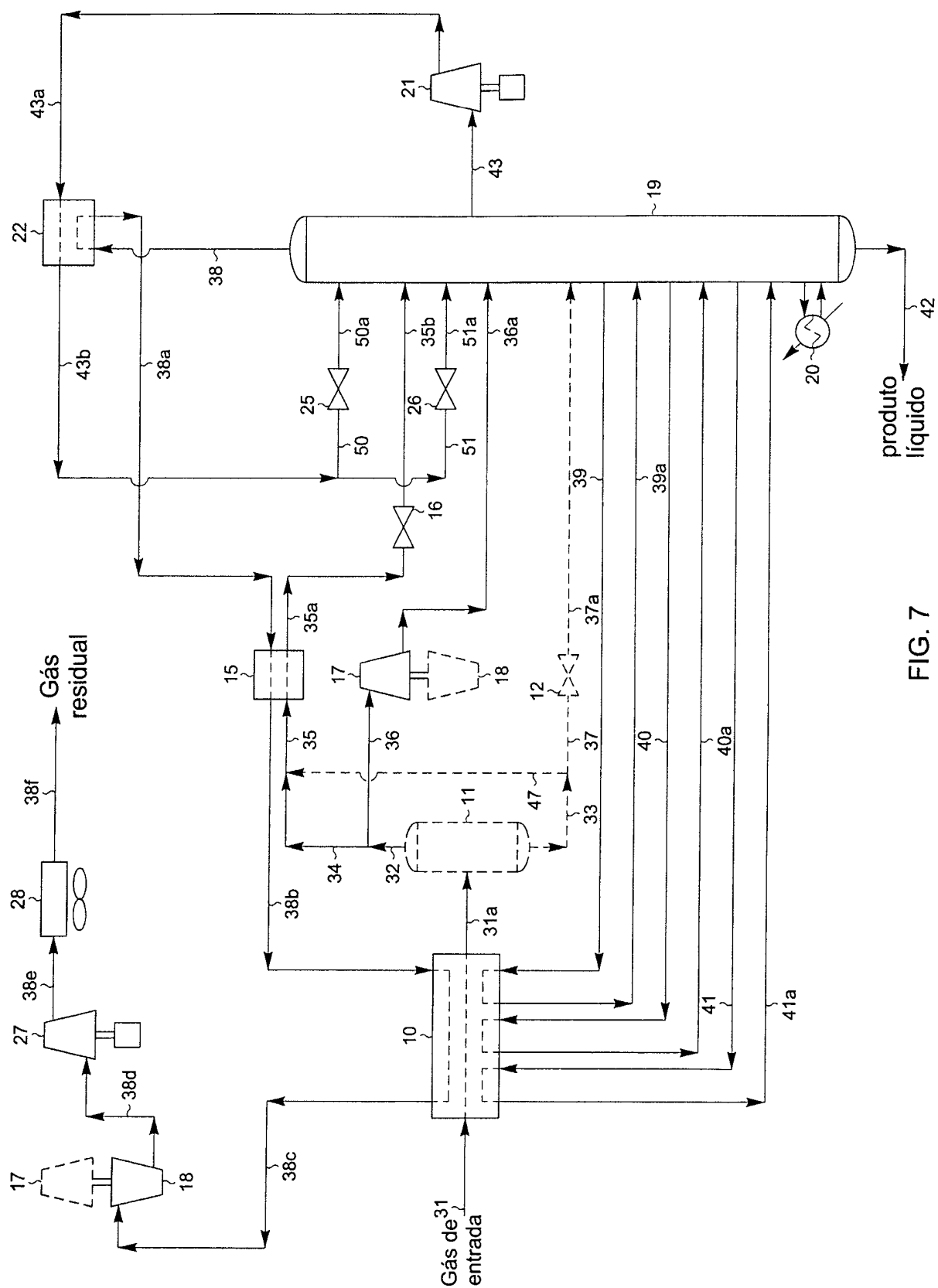


FIG. 7

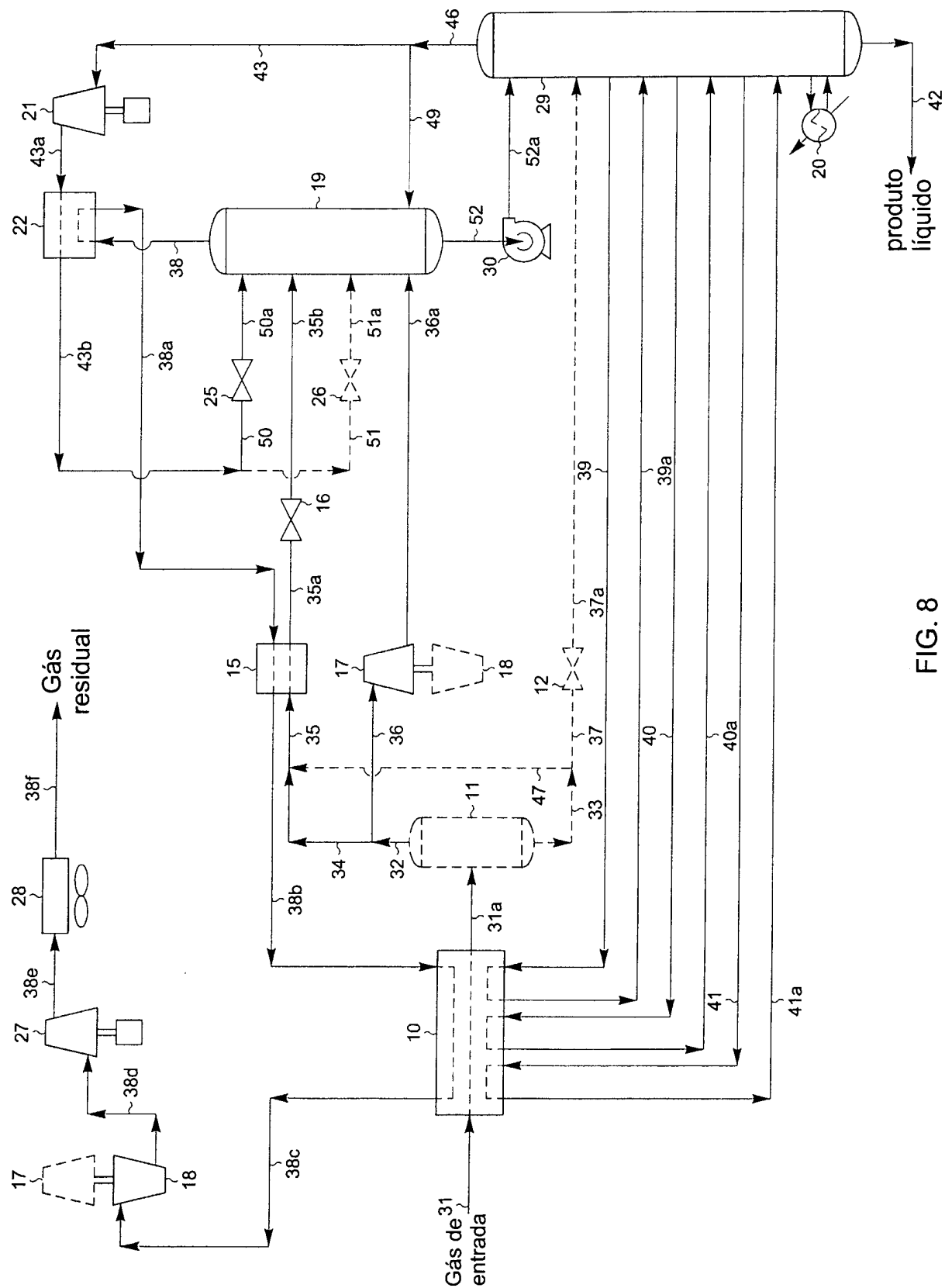


FIG. 8

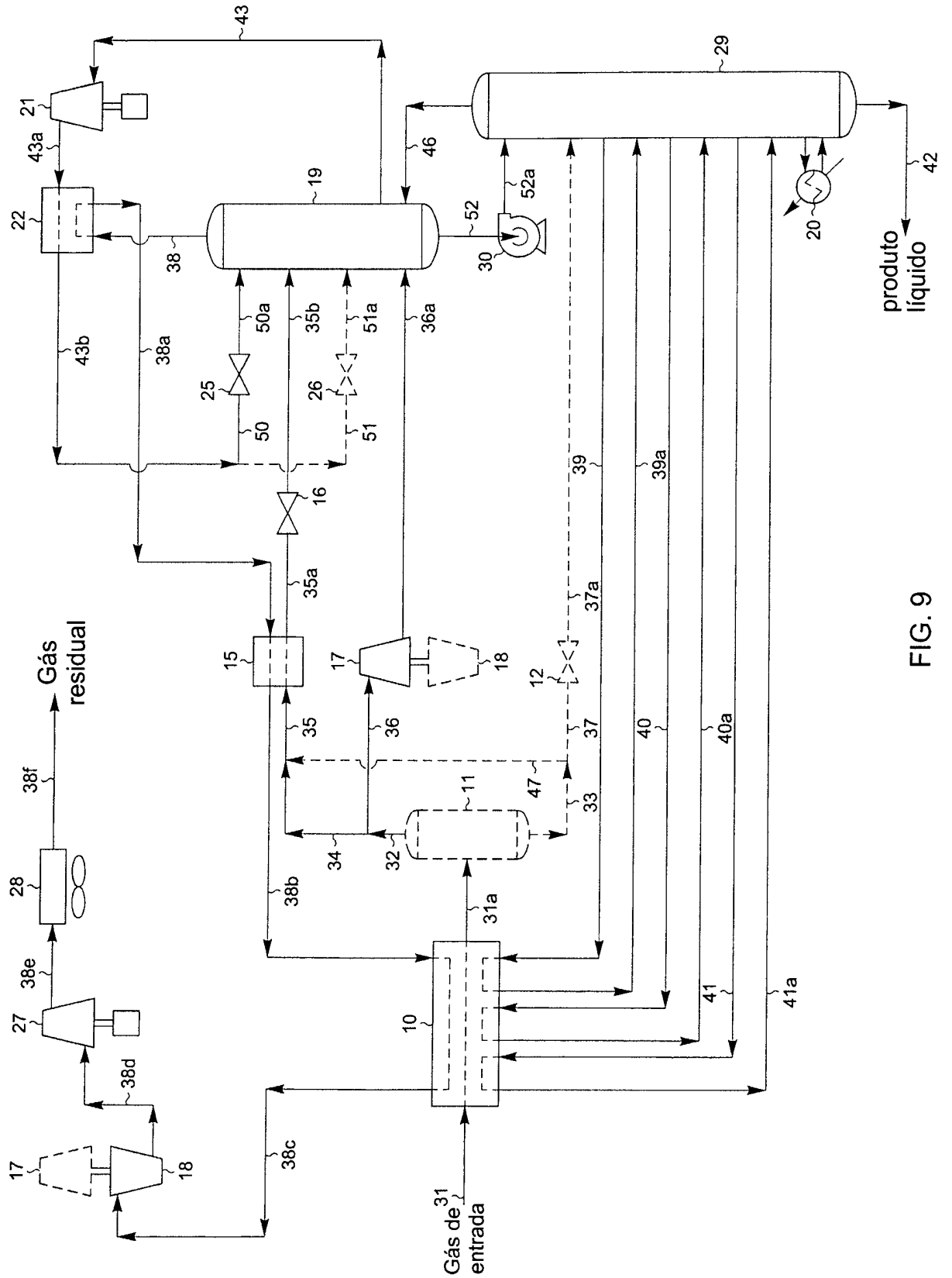


FIG. 9

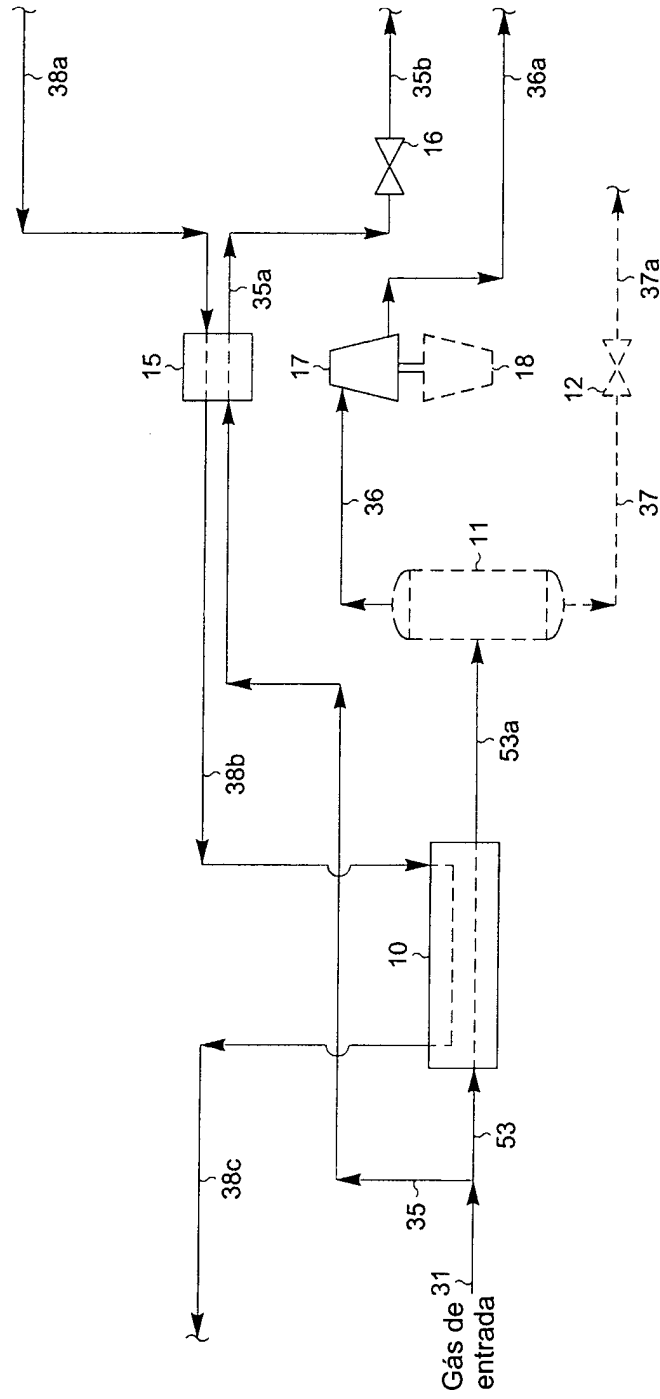


FIG. 10