



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

(11) PI 0909466-0 B1

(22) Data do Depósito: 02/04/2009

(45) Data de Concessão: 14/02/2018



* B R P I 0 9 0 9 4 6 6 B 1 *

(54) Título: PROCESSO E SISTEMA EM BATELADA PARA PRODUÇÃO DE OLEFINAS

(51) Int.Cl.: B01D 3/14; C07C 11/107

(30) Prioridade Unionista: 04/04/2008 US 61/072,993

(73) Titular(es): LUMMUS TECHNOLOGY INC.

(72) Inventor(es): ROBERT J. GARTSIDE; SHAUN M. MCGOVERN; THULUSIDAS CHELLPPANNAIR

PROCESSO E SISTEMA EM BATELADA PARA PRODUÇÃO DE OLEFINAS

Pedidos Relacionados

[001] O presente pedido reivindica prioridade a partir do Pedido Provisório US N° 61/072.993 depositado em 4 de abril de 2008.

Antecedentes

[002] As modalidades descritas referem-se, de modo geral, a processos e sistemas destinados à produção de alfa olefinas e, mais particularmente, a um processo em batelada para a produção de alfa olefinas.

[003] Um processo convencional para produção de hexeno-1 de grau comômero a partir dos fluxos de alimentação de refinado de C₄ é um processo contínuo com três estágios. Primeiramente, o buteno-1 é separado do fluxo de alimentação em um fracionador de C₄. O buteno-2 no fluxo inferior do fracionador é isomerizado em buteno-1 e reciclado para o fracionador. Em segundo lugar, o buteno-1 é enviado a um reator de autometátese para formar etileno e hexeno-3. O efluente do reator é enviado a um despentanizador para separar os hexenos. Os produtos são leves e se localizam na parte superior, o hexeno-3 é um produto do fluxo inferior líquido, e os produtos C₄/C₅ são reciclados. Em terceiro lugar, a alimentação de hexeno-3 é isomerizada e o produto do hexeno-1 é separado em um fracionador de C₆.

[004] A Patente N° US 6.727.396 (Gartside, abril de 2004) descreve um processo contínuo para a produção de hexeno-1, combinando as etapas de isomerização e metátese. As típicas reações de metátese são descritas na Patente N° US 3.595.920 (Ellis et al, julho de 1971). A Patente N° US

4.709.115 (Jung et al, novembro de 1987) discute o aperfeiçoamento da seletividade e conversão de buteno-1 e buteno-2 em hexeno-3 através da destilação catalítica. A remoção dos componentes mais leves desloca o equilíbrio da reação em direção aos produtos pesados. A Patente N° US 5.057.638 (Sweeney, outubro de 1991) discute um método para produção de hexeno-1 a partir de buteno-1, onde o buteno-1 é metatetizado em hexeno-3. Subsequentemente, um procedimento de hidratação/desidratação é aplicado para produzir uma mistura de n-hexenos contendo hexeno-1.

[005] Diversos outros processos são conhecidos no processamento de olefinas C₄. A Patente N° US 6.875.901 (Gartside et al, abril 2005) descreve a tecnologia de isomerização de olefina usada para a produção de olefinas terminais. O processo é aplicado à produção de buteno-1 a partir de buteno-2. A Patente N° US 6.777.582 (Gartside et al, agosto de 2004), descreve uma tecnologia de autometátese de buteno-1, inclusive as diferenças em relação à reação de metátese convencional de buteno-2 e etileno para produzir propileno.

[006] Bombas de aquecimento de circuito fechado são usadas em vários processos. A Patente N° US 6.589.395 descreve um processo em que uma bomba de aquecimento de circuito fechado é incluída em uma torre de destilação geral. Este documento descreve o uso de uma fonte de calor e dissipador de calor que podem ser substituídos por uma bomba de aquecimento em caso de falha do compressor. As Patentes N° US 5.386.075 (Keil et al, janeiro de 1995) e N° 4.615.769 (Horigome et al, outubro de 1986) discutem o uso de uma bomba de aquecimento de circuito aberto em uma

destilação de etilbenzene/estireno.

[007] Seria proveitoso desenvolver um processo para produção de alfa olefinas com maior eficiência, quando operado em pequena escala.

Sumário

[008] Uma modalidade é um processo para produção de uma alfa olefina que compreende obter um fluxo de alimentação compreendendo uma olefina interna dotada de um primeiro número de carbono e uma alfa olefina dotada de um primeiro número de carbono, isomerizar o fluxo de alimentação em um primeiro reator de isomerização para aumentar a quantidade de alfa olefina dotada do primeiro número de carbono, formando um primeiro efluente de isomerização, fracionar o primeiro efluente de isomerização em um primeiro fracionador para obter um fluxo inferior que compreende a olefina interna dotada do primeiro número de carbono e um fluxo superior que compreende a alfa olefina dotada do primeiro número de carbono, submeter o fluxo superior à metátese catalítica em um reator de metátese sob condições e na presença de um primeiro catalisador de metátese para produzir um efluente de olefina misto compreendendo uma olefina interna dotado de um segundo número de carbono e outros hidrocarbonetos, fracionar o efluente de olefina misto em um segundo fracionador para remover ao menos uma porção dos demais hidrocarbonetos e obter uma intermediário da olefina interna, preparar o primeiro reator de isomerização para receber a intermediário da olefina interna, isomerizar o intermediário da olefina interna no primeiro reator de isomerização preparado para formar um segundo efluente de isomerização compreendendo uma

quantidade maior de alfa olefinas dotadas do segundo número de carbono, preparar o primeiro fracionador para receber o segundo efluente de isomerização, e fracionar o segundo efluente de isomerização no primeiro fracionador preparado para separar a alfa olefina dotada do segundo número de carbono da olefina interna dotada do segundo número de carbono. Em algumas modalidades, uma porção de buteno-1 é removida do primeiro fracionador como produto de buteno-1.

[009] Outra modalidade consiste em um processo para produção de hexeno-1 que compreende obter uma alimentação de C₄ contendo buteno-1 e buteno-2, isomerizar buteno-2 em buteno-1 em um primeiro reator de isomerização, formando um efluente do primeiro reator de isomerização, fracionar o efluente do primeiro reator de isomerização em um primeiro fracionador para formar um fluxo superior que compreende buteno-1 e um fluxo inferior que compreende buteno-2, submeter ao menos uma porção do produto superior à metátese catalítica em um primeiro reator de metátese sob condições e na presença de um primeiro catalisador de metátese para produzir um efluente de olefina misto que compreende etileno e hexeno-3, fracionar o efluente de olefina misto em um segundo fracionador para formar um fluxo de hexeno que compreende hexeno-3 e um fluxo de produto superior que compreende etileno, preparar o primeiro reator de isomerização para receber um fluxo de hexeno, isomerizar o fluxo de hexeno para formar um segundo efluente de isomerização que compreende hexeno-1 e hexeno-2 e o hexeno-3 remanescente, preparar o primeiro fracionador para receber o segundo efluente de isomerização, e fracionar o segundo efluente de isomerização no fracionador preparado

para obter um fluxo de hexeno-1.

[010] Ainda outra modalidade consiste em um sistema para produção de alfa olefina, que compreende um primeiro reator de isomerização configurado para isomerizar um primeiro lote de uma olefina dotada de um primeiro número de carbono para formar um efluente do primeiro reator de isomerização e subsequentemente processar um segundo lote de uma olefina dotada de um segundo número de carbono para formar um efluente do segundo reator de isomerização, um reator de metátese posicionado a jusante do primeiro reator de isomerização, sendo o reator de metátese configurado para desproporcionar o efluente do primeiro reator de isomerização para formar um produto da reação de metátese, um primeiro fracionador posicionado a jusante do reator de isomerização e que é configurado para fracionar separadamente o primeiro e segundo efluentes do reator de isomerização, um segundo fracionador posicionado a jusante do reator de metátese para remover os hidrocarbonetos leves do produto da reação de metátese, um tanque de armazenamento disposto a jusante do primeiro ou segundo fracionador, e uma linha de saída do tanque de armazenamento que conecta o tanque de armazenamento a uma entrada do primeiro reator de isomerização e/ou à entrada do reator de metátese.

Breve Descrição dos Desenhos

[011] A Figura 1 é um esboço esquemático mostrando três seções do sistema aqui descrito.

[012] A Figura 2 é um diagrama de fluxo do processo mostrando uma primeira modalidade.

[013] A Figura 3 é um diagrama de fluxo do processo

mostrando uma segunda modalidade.

[014] A Figura 4 é um diagrama de fluxo do processo mostrando o primeiro fracionador com um sistema de bomba de aquecimento de circuito fechado capaz de operar tanto com o primeiro efluente de isomerização quanto com o segundo efluente de isomerização no processo da Figura 3.

[015] A Figura 5 é um gráfico mostrando o perfil de temperatura de um fracionador de C_4 de acordo com a modalidade do Exemplo 3.

[016] A Figura 6 é um gráfico mostrando o perfil de temperatura de um despentanizador de acordo com a modalidade do Exemplo 3.

[017] A Figura 7 é um gráfico mostrando o perfil de temperatura de um primeiro fracionador de C_6 de acordo com a modalidade do Exemplo 3.

[018] A Figura 8 é um gráfico mostrando o perfil de temperatura de um segundo fracionador de C_6 de acordo com a modalidade do Exemplo 3.

Descrição Detalhada

[019] As modalidades aqui descritas empregam um processo operado em um modo de processamento sequencial ou de campanha com um único reator de isomerização, um único superfracionador em seguida à isomerização, e um ou mais reatores de metátese com fracionamento subsequente para obter fluxos de olefinas intermediárias, e para obter um produto ou produtos de olefina desejados. A separação de isômeros de ligação dupla com pontos de fervura próximos e com qualquer número de carbono único requer energia e equipamentos significativos. Com o uso de um único superfracionador (ou conjunto de 2 superfracionadores) para

separar isômeros dotados de um primeiro número de carbono em um primeiro processo de separação e para então subsequentemente usar o mesmo superfracionador (ou conjunto de superfracionadores) para separar isômeros dotados de um segundo número de carbono em um segundo processo de separação, determinadas eficiências podem ser conquistadas. De modo similar, com o uso de um único reator de isomerização to para isomerizar um dotado de um primeiro número de carbono em um primeiro processo de isomerização e um composto dotado de um segundo número de carbono em um segundo processo de isomerização, serão obtidas vantagens de processamento. O processo pode ser usado com fluxos de alimentação dotados de cadeias de carbono com uma variedade de números de carbono para produzir fluxos de produto contendo os números de carbono desejados. O processo é particularmente vantajoso na produção de alfa olefinas.

[020] A Figura 1 ilustra um sistema que inclui uma seção de isomerização e fracionamento 2, uma seção de metátese e fracionamento 3 e uma seção de armazenamento 4. Apesar de as descrições das Figuras 1 - 8 se referirem a hidrocarbonetos C_4 e C_6 , os hidrocarbonetos com números de carbono diversos também podem ser processados nos sistemas que são descritos. Uma combinação de reator de isomerização / fracionador, designada como 2 e denominada de "sistema superfracionador", opera primeiramente no serviço C_4 . C_4 s mistos são introduzidos em 1 e são isomerizados e em seguida fracionados em 2 para formar a produto de isomerização do buteno-1. O produto de isomerização do buteno-1 é alimentado continuamente em 5 para a seção de metátese e fracionamento 3 onde ocorre a metátese. O

efluente do reator de metátese é fracionado para formar produtos leves, inclusive um produto de etileno e a hexeno-3 que é alimentado em 6 para um tanque de armazenamento em 4. Quando hexeno-3 suficiente estiver acumulado no tanque de armazenamento, a seção de isomerização e fracionamento 2 é preparada para serviço alternativo. O hexeno-3 proveniente do tanque é então enviado a 7 até o sistema da seção de isomerização e fracionamento 2 agora no serviço C₆, quando o hexeno-3 é isomerizado e fracionado para formar o produto do hexeno-1, que é removido em 8.

[021] Em outra configuração, a mistura de C₄s é processada no sistema de isomerização e fracionamento 2 para formar buteno-1. O fluxo do buteno-1 é enviado em 9 para a seção de armazenamento 4. Quando buteno-1 suficiente estiver acumulado, o sistema de isomerização e fracionamento 2 é preparado para serviço alternativo. Uma porção de buteno-1 pode ser opcionalmente removida como um produto e a porção remanescente é alimentada em 10 à seção de metátese e fracionamento 3. O efluente do reator de metátese é fracionado para produzir produtos leves, incluindo-se etileno e um fluxo de hexeno-3. O fluxo de hexeno-3 é então enviado em 11 para a seção de isomerização e fracionamento 2, onde o hexeno-3 é isomerizado e a mistura do fluxo de hexeno fracionado para formar um produto do hexeno-1, que é removido em 8.

[022] Em todas as modalidades, todo ou parte do fluxo de olefina interna do fundo da separação do superfracionador pode ser reciclado até o reator de isomerização para produzir more buteno-1 ou hexeno-1.

[023] Em um processo convencional de larga escala e de

autometátese contínua, sistemas C_4 e C_6 separados são empregados, permitindo a integração térmica entre os sistemas para redução de serviços públicos. Para os sistemas de operação de campanha aqui descritos, usa-se um meio alternativo de redução de custos de serviços de utilidade pública para fins de economia. Mais especificamente, em certas modalidades, uma bomba de aquecimento é incluído em um sistema de campanha designado a produzir olefinas, como hexeno-1 de grau polimérico. Uma bomba de aquecimento fornece um fracionador integrado por calor, através do qual o condensador e reacondicionador da torre compartilham um fluido de transferência térmica comum. Uma bomba de aquecimento de circuito aberto usa o fluxo superior da torre como fluido de transferência térmica. Uma bomba de aquecimento de circuito fechado usa um fluido alternativo. O fluido alternativo é selecionado com base em propriedades termodinâmicas específicas para permitir que as funções de nova ebulição e condensação sejam atingidas com pressões razoáveis, de modo que as funções de compressão são reduzidas. Para sistemas que operam em modo de campanha, a escolha do fluido alternativo é especialmente vantajosa, visto que pode operar para obter funções de condensação e nova ebulição no fracionamento de dois diferentes números de carbono.

[024] Com referência à Figura 2, é mostrado um fluxograma do processo para um processo de campanha para produzir sequencialmente o buteno-1 e hexeno-1. O processo como um todo é designado como 12. Uma porção do equipamento usada unicamente no serviço C_4 , uma segunda porção do equipamento é usada unicamente no serviço C_6 , e um terceiro

conjunto de equipamento é compartilhado entre ambos os serviços.

[025] O sistema de separação de buteno consiste em duas torres operadas com diferentes pressões para permitir a troca de energia entre elas e reduzir os serviços públicos totais. A torre 14 é considerada a torre 1 e a torre 24 é considerada a torre 2. A torre 1 opera em uma pressão mais elevada que a torre 2. Isso permite que a temperatura da torre 1 superior ao condensador 29 esteja em temperatura mais elevada que o reaquecedor da torre 2. Como o calor é removido no condensador 29 e fornecido a um reaquecedor 86, esses podem ser intercambiados sem que seja necessário um calor externo separado. A chave deste sistema é equilibrar as funções para permitir que sejam compatibilizadas. Esta compatibilidade é realizada, por convenção, pelo desvio de um escapamento lateral de uma torre para outra. Entretanto, o ideal é que isso seja realizado dividindo a alimentação principal para a torre, sendo que a proporção para cada torre é ajustada de modo que as funções do trocador possam ser compatibilizadas. A alimentação principal a partir da seção de isomerização 47 é dividida formando a linha 19 para a torre 1 e 27 para a torre 2.

[026] Um refinado de C_4 na linha de alimentação 13, que contém buteno-1 e buteno-2, e contém usualmente ainda outros hidrocarbonetos C_4 , penetram na extremidade inferior do fracionador 24 onde o buteno-1 e o buteno-2 são separados. A linha de fundo 15 do fracionador 24, que primordialmente contém buteno-2, combina com a linha 25 (a linha 32 não é usada na fase de processamento de C_4) para formar a linha 34, que penetra no circuito do reator de

isomerização, descrito abaixo. O efluente deste circuito na linha 47 é dividido formando a linha 19, que penetra na parte intermediária de um fracionador 14, e a linha 27, que penetra na parte intermediária de um fracionador 24. No fracionador 14, um produto superior do buteno-1 é levado na linha superior 16. O material na linha 16 é condensado em um condensador 17, separado em uma linha de refluxo 29 para o fracionador 14 e em uma linha de alimentação 31 para o fracionador 24, in onde ocorre uma separação adicional de buteno- 1 e buteno-2.

[027] A linha inferior do fracionador 25 é removida do fundo do fracionador 14 e combinada com a linha 15, conforme indicado acima. Uma linha do reaquecedor do fracionador 20 remove material no fundo do fracionador 14. Uma linha de purgação 18 é retirada da linha do reaquecedor do fracionador 20 para impedir a formação de quaisquer hidrocarbonetos pesados no fundo da torre. Os resíduos do fundo do fracionador na linha 21 é fervido novamente no reaquecedor 23 e devolvido ao fracionador 14 onde são submetidos à separação.

[028] A linha de alimentação 31 entra no fracionador 24 acima do ponto de entrada da linha de alimentação 27. O buteno-1 é removido do topo fracionador 24 na linha 33, e o buteno-2 é removido do fundo do fracionador 24 na linha 37. A linha de topo 33 é condensada em um condensador 39 e é dividida em uma linha de refluxo 35 e linha 48.

[029] No circuito de isomerização, o material na linha de isomerização 34 é vaporizado no trocador de calor 36 e aquecido no trocador de calor 38 e em seguida alimentado a uma fornalha 40. A linha 42 vaporizada a partir da fornalha

40 é alimentada a um reator de isomerização 44 onde parte do d buteno-2 é isomerizado para formar buteno-1. O efluente de C₄ proveniente do reator 44 sai no equilíbrio de buteno-1 / buteno-2. A temperatura do reator define o equilíbrio e, portanto, controla a composição. A linha do efluente do reator 47 é resfriada no trocador de calor 38 e enviada ao fracionador 14. O indivíduo versado na técnica percebe com clareza que, se a linha de alimentação de C₄ 13 contiver buteno-1 acima do nível de equilíbrio ajustado pelas condições do reator de isomerização, a linha de alimentação seria primeiramente enviada à torre 14 e o teor de buteno-1 recuperado na parte superior, sendo o buteno-2 alimentado ao reator de isomerização 44. Como alternativa, se a composição da linha de alimentação de C₄ 13 não contiver ou contiver apenas uma pequena quantidade de 1 buteno, deveria ser alimentada diretamente ao sistema de isomerização.

[030] A jusante do fracionador 24, os conteúdos da linha 48 são enviados ao tanque 41, ou a outro tanque de armazenamento, onde são coletados até que estejam prontos para metátese, ou são enviados diretamente à seção de metátese para processamento adicional, situação onde o tanque 41 é dispensado. Na Figura 2, a linha 48 é mostrada de modo a fornecer um fluxo para dentro e para fora do tanque de armazenamento 41. Quando ocorre a metátese, a linha 48 é combinada com uma linha de reciclagem 56 contendo C₄/C₅ para formar uma linha de alimentação de autometátese 58, que é alimentada a um reator de autometátese 52. Antes da metátese, a linha 58 é vaporizada em um trocador de calor 60, aquecido ainda mais em um

trocador de calor 62, e então aquecido até a temperatura de reação em uma fornalha de autometátese 64. Os conteúdos da linha 58 são então alimentados ao reator de autometátese 52. A autometátese é uma reação de equilíbrio em que o hexeno-3 é produzido. Quantidades pequenas de produtos secundários como propileno, penteno-2, 2-metil-penteno-2, e alguns C₇s também são produzidos. Além disso, ocorre uma pequena quantidade de isomerização reversa de buteno-1 em buteno-2. Desses produtos secundários, apenas o 2-metil-penteno-2, formado a partir da reação de buteno-1 com isobutileno, afeta de forma desfavorável a pureza do produto do hexeno-1, pelo fato de que entra em ebulição abaixo do hexeno-1 e, sendo assim, é carregado para fora junto com o produto superior da separação de C₆ final. Desse modo, é necessário que o teor de isobutileno na alimentação do refinado de C₄ seja minimizado até um nível consistente com a especificação de hexeno-1 desejada.

[031] O efluente de autometátese na linha 65 é uma mistura de C₂S a C₇s. Os conteúdos da linha 65 são resfriados no trocador de calor 62 para formar uma linha de alimentação do despentanizador, a qual é enviada para um fracionador 70 (aqui operando como um despentanizador). A linha superior de C₂/C₃ 71 é removida do fracionador 70. A linha superior 71 é condensada em um condensador 74 e dividida em uma linha de refluxo 73 e uma linha de alimentação 75 para um fracionador 77, que é operado aqui como um depropilenizador. A linha de fundo 83 do fracionador 70 é enviada para um tanque de armazenamento de C₆ 84 onde é mantida até que o equipamento de fracionamento e isomerização esteja pronto para processamento de C₆, ou,

se o equipamento estiver pronto, a linha de fundo 83 prossegue diretamente até a seção de fracionamento e isomerização, visto que a linha 32 e o tanque 84 são desnecessários. Nota-se que um dos fracionadores 14 e 24 pode funcionar como o despentanizador 70, se C_4 estiver armazenado em um período suficiente para permitir a reconfiguração do fracionador. Como alternativa, o fracionador 70 pode ser configurado através da tubulação para adicionar estágios adicionais de fracionamento aos fracionadores 14 e 24, proporcionando, deste modo, flexibilidade adicional para processar e economia de capital e energia, permitindo que os fracionadores 14 e 24 sejam significativamente menores.

[032] A linha de topo 79 a partir do fracionador 77 é dividida em uma linha C_2/C_3 80, que é enviada para um sistema de separação craqueador de vapor, por exemplo, e a linha de refluxo 81. A linha 82 é uma linha de produto do escapamento lateral que é opcionalmente instalada para permitir a recuperação de um fluxo de 1 buteno de pureza mais elevada a partir do 1 buteno não reagido. Um escapamento lateral 85 é removido e passado através de um resfriador para condensar parcialmente o fluxo de vapor na torre no ponto em que é reintroduzida. Resfriando em uma temperatura consistente com a água de resfriamento neste ponto, é possível reduzir a refrigeração comumente usada no condensador superior. A linha de fundo 56 a partir do fracionador 77 contém compostos C_4 e C_5 e é combinada com a linha 48 para formar o fluxo de alimentação da metátese.

[033] Antes da metátese (porém, após isomerização e fracionamento de C_4) ou após a produção de uma quantidade

suficiente de hexeno-3, o reator de isomerização 44 e os fracionadores 24 e 14 são preparados para o serviço C₆. O reator de autometátese não é usado na segunda campanha, se foi utilizado na primeira etapa para produção de 3-hexeno. O hexeno-3 é alimentado a partir do tanque de armazenamento 84 na linha 32. A linha 32 se torna a linha de isomerização de alimentação 34. A linha 34 é vaporizada no trocador de calor 36, aquecida no trocador de calor 38, aquecida adicionalmente na fornalha 40, e alimentada como linha 42 primeiramente ao reator de isomerização 44. O efluente do reator na linha 47 é enviado para os fracionadores 14 e 24. O reator de isomerização 44, o fracionador 24 e o fracionador 14 estão agora operando no serviço C₆.

[034] No serviço C₆, a linha de fundo 20 do fracionador 14 de C₇⁺ é parcialmente purgada do sistema na linha 18, e o remanescente é novamente fervido no reaquecedor 23 e devolvido ao fracionador as linha 21. Um escapamento lateral 25 de hexeno-2 e hexeno-3 é obtida a partir de um estágio inferior do fracionador 14 (sendo o topo definido como estágio 1), combinada com a linha de fundo 15 do fracionador 24, parcialmente purgado na linha 28, e parcialmente reciclado ao reator de isomerização 44 na linha 34. A linha 34 combina com a alimentação nova do de hexeno-3 32 a partir do tanque de armazenamento de C₆ 84 para formar a alimentação do reator de isomerização 34 (agora operando no serviço C₆). A linha superior 16 do fracionador 14 é dividida formando a linha de refluxo 29 e a linha de alimentação 31 para o fracionador 24.

[035] No fracionador 24, o hexeno-1 é obtido como produto superior na linha 33. A linha 33 é dividida na

linha de refluxo 35 e linha 48. A linha 48 contém o produto do hexeno-1 e é enviado para o tanque 41. Nota-se que o reator de metátese não está envolvido no processamento da linha de C₆.

[036] Conforme indicado acima, o equipamento compartilhado a partir do fluxograma do processo em batelada é designado para operação no serviço C₆ e C₄. Dependendo do tipo de equipamento, isto pode ser manipulado de diferentes formas. Trocadores de calor, por exemplo, podem ter abordagens de temperatura variáveis, mas a área de superfície do trocador de calor pode ser ajustada pelo uso de múltiplos invólucros. A capacidade do reator pode ser abordada usando múltiplos reatores. Em razão de as torres do fracionador não poderem ser manuseadas de forma alguma como os trocadores de calor ou reatores, o desenho dos mesmos é projetado para permanecer fixo entre os serviços.

[037] Para usar a mesma torre ou torres do fracionador de C₆ e C₄, e se a segunda torre estiver sendo usada como despentanizador e como parte de um fracionador de C₆, o dimensionamento da torre precisa ser idêntico para as taxas de vazão selecionadas. E razão de a operação de campanha permitir a variação independente das taxas de vazão entre serviço C₄ e C₆, o tempo operacional pode ser usado com uma variável para ajustar as taxas de vazão, de modo a ser obtida uma produção anual líquida de, por exemplo, 5 KTA de hexeno-1. Usando esta abordagem, em uma modalidade, o processo de C₄ é operado por 2.000 horas e em seguida o processo de C₆ é operado por 5.333 horas.

[038] Acima de tudo, o uso compartilhado dos

componentes do sistema fracionador e de isomerização no processo em batelada elimina 35 das 64 peças de equipamento do processo contínuo de hexeno-1. O processo contínuo tem 2 sistemas completos de superfracionador / reator de isomerização em comparação a apenas um para a operação de campanha. A redução estimada do custo total de capital é de cerca de 35-45%. Isto torna a operação de campanha especialmente apropriada para instalações de menor capacidade. Um exemplo de um processo que usa a configuração da Figura 1 é fornecido abaixo como Exemplo 1.

[039] Com referência à Figura 3, é mostrado um fluxograma do processo para outro processo da campanha para produção sequencial de buteno-1 e hexeno-1. O processo como um todo é designado 110. Uma porção do equipamento é usada apenas no serviço C_4 , uma segunda porção do equipamento é usada no serviço C_6 apenas, e um terceiro conjunto do equipamento é compartilhado entre ambos os serviços.

[040] Um refinado de C_4 na linha de alimentação 112, a qual contém buteno-1 e buteno-2, e usualmente também contém outros hidrocarbonetos C_4 , combina com os conteúdos da linha 130 e penetra no circuito do reator de isomerização. O efluente deste ciclo na linha 147 penetra na parte intermediária de um fracionador 114. No fracionador 114, um produto superior do buteno-1 é obtido na linha superior 116. Os conteúdos da linha 116 são condensados em um condensador 117.

[041] A parte inferior do fracionador na linha 122 é removida do fundo do fracionador 114, parcialmente purgado em uma linha de purgação 128, e o material remanescente na linha 130 é combinado com os conteúdos da linha de

alimentação de C₄ 112 (a linha 132 não está em uso durante a fase C₄) para formar linha de isomerização de alimentação 134. A linha de purgação 128 é fornecida para remover quaisquer n-butanos na alimentação de C₄ 112 que poderia se acumular no sistema. A linha do reaquecedor do fracionador 120 remove material no fundo do fracionador 114. A linha de purgação 118 é retirada da linha do reaquecedor do fracionador 120 para impedir a formação de quaisquer hidrocarbonetos pesados no fundo da torre. Os resíduos do fundo do fracionador na linha 121 são novamente fervidos no reaquecedor 123 e devolvidos ao fracionador 114 onde é submetido à separação.

[042] Os conteúdos da linha de isomerização 134 são vaporizados no trocador de calor 136 e aquecidos no trocador de calor 138 e em seguida são alimentados a uma fornalha 140. O material vaporizado na linha 142 proveniente da fornalha 140 é alimentado a um reator de isomerização 144, o qual, em uma modalidade, é um reator de equilíbrio operando a 343 C e 2978 kPa. O efluente de C₄ proveniente do reator nesta modalidade sai no equilíbrio buteno-1 / buteno-2 com uma concentração aproximada de buteno-1 equivalente a 21%. O efluente do reator na linha 147 é resfriado no trocador de calor 138 e enviado ao fracionador 114. A razão da alimentação de reciclagem em relação à nova no fracionador é de tipicamente 2,4 para 1. Os indivíduos versados na técnica perceberão claramente que, se a alimentação de C₄ na linha 112 contiver buteno-1 acima do nível de equilíbrio ajustado pelas condições do reator de isomerização, o fluxo de alimentação seria primeiramente enviado à torre 114 e o teor de buteno-1

recuperado nas partes superiores, sendo o buteno-2 alimentado ao reator de isomerização 144.

[043] O produto de buteno-1 oriundo do fracionador 114 na linha superior 116 é dividido em um fluxo de refluxo na linha 119 e no produto intermediário na linha 148. O material na linha 148 é enviado para o interior de uma linha 150 (a linha 154 é usada para processamento de C_6). O buteno-1 na linha 150 é combinado com a linha de reciclagem 156 contendo C_4/C_5 para formar uma linha de alimentação de autometátese 158, a qual é alimentada a um reator de autometátese 152. O material na linha 158 é vaporizado em um trocador de calor 160, adicionalmente aquecido em um trocador de calor 162, e em seguida aquecido até a temperatura de reação em uma fornalha de autometátese 164. O material vaporizado na linha 159 é então alimentado ao reator de autometátese 152. A autometátese é uma reação de equilíbrio.

[044] O efluente da autometátese na linha 166 é uma mistura de C_2 s a C_7 s. O material na linha 166 é resfriado no trocador de calor 162 para formar uma linha de alimentação (despentanizador). Os conteúdos da linha 170 são enviados a um fracionador 168 (operando aqui como um despentanizador), que, em uma modalidade, opera a 1200 kPa com 30 estágios teóricos e uma razão de refluxo de 1,0. A temperatura no fracionador 168 tipicamente está contida no intervalo de 60-100°C. A linha C_2/C_3 superior 171 é removida do fracionador 168. A linha superior 171 é dividida em linha 172 e linha 173. Os conteúdos da linha superior 172 são resfriados no trocador de calor 174 e enviados a um tambor de *flash* 176. A fração leve do tambor

de *flash* que compreende etileno e propileno é purgada na linha 178 e pode ser reciclada para a seção de recuperação de etileno/propileno de um craqueador de etileno. O C₄S-C₅S proveniente dos fundos do tambor de *flash* na linha 156 ainda contém uma quantidade significativa de buteno-1 e é reciclado na linha 156, que é combinada com a linha 150 para formar a linha 158, a linha de alimentação para o reator de autometátese. O material na linha superior 173, quando em operação no modo C₄, é condensado em um condensador 174 para formar o refluxo para a torre 168.

[045] A linha inferior do fracionador 180, separada para hexeno-3 98 % molar, é dividida em uma linha de hexeno-3 182, uma linha de reaquecedor 183, e uma linha de reciclagem C₆ 188. No modo operacional C₄, o hexeno-3 na linha 182 abastece um tanque de armazenamento de C₆ 184 e é usado como alimentação para a segunda fase de operação de campanha.

[046] Após a produção de uma quantidade suficiente de hexeno-3, o sistema é interrompido e preparado para operação no serviço C₆. O reator de isomerização 144, a torre 114 e a torre 168 são preparados para o serviço C₆. O reator de autometátese não é usado na segunda campanha. O hexeno-3 é alimentado a partir do tanque de armazenamento 184 na linha 132. A linha 132 se torna a linha de isomerização de alimentação 134. O material na linha 134 é vaporizado no trocador de calor 136 e aquecido no trocador de calor 138, então é adicionalmente aquecido na fornalha 140, e alimentado como linha 142, primeiramente ao reator de isomerização 144. No reator de isomerização 144, ocorrem aproximadamente 8,9% de conversão em hexeno-1. O efluente

do reator na linha 147 é enviado para o fracionador 114. Tanto o reator de isomerização 144 quanto o fracionador 114 estão nesse momento operando no serviço C₆.

[047] Para que o sistema de campanha opere, o equipamento de fracionamento e isomerização precisa ser idêntico ao do processamento de C₆ e C₄. A separação do hexeno-1 da mistura do fluxo de hexeno requer mais fracionamento que uma separação de buteno-1 do fluxo de buteno-1 / buteno-2 na operação de C₄. Uma opção é projetar uma torre superdimensionada para a operação de C₄, mas que será apropriada para o serviço C₆. Outra opção é usar a torre 168 para fornecer a capacidade de fracionamento adicional para a operação de C₆, visto que o reator de autometátese não é usado na operação de C₆. Nesta modalidade, a torre 168 é usada como a porção de topo do fracionamento de C₆ que recebe o superior da torre 114.

[048] O fluxo inferior do fracionador 114 de C₇⁺ na linha 118 é purgado do sistema. Um escapamento lateral 122 de hexeno-2 e hexeno-3 é obtido de um estágio baixo do fracionador 114 (sendo o topo definido como estágio 1) e reciclado para o reator de isomerização 144 via linhas 126 e 130. É misturado com a nova alimentação de hexeno-3 132 oriunda do tanque de armazenamento C₆ 184 para formar a alimentação do reator de isomerização 134' (nesse momento operando no serviço C₆). A linha de purgação 128 não está em serviço. A linha superior 116 é separada até uma razão desejada de hexeno-1 e a maior parte dele é enviada na linha 148 para a linha 154 e em seguida para a linha 170 até o fracionador 168 (inicialmente funcionando como um despentanizador para o serviço C₄). Nota-se que o reator de

metátese não está envolvido no processamento da linha C₆.

[049] No fracionador 168, o hexeno-1 do grau de comonômero (98,5% molar) é obtido como produto superior na linha 171. Não há fluxo através da linha 172 e o separador 176 não está no serviço C₆. O produto do hexeno-1 é removido na linha 173, e a linha de refluxo 175 retorna à torre, sendo o produto do hexeno-1 removido na linha 181. O hexeno-2 e hexeno-3 dos fundos da torre 168 são reciclados para a seção de isomerização na linha 188. Os conteúdos da linha de fundo 188 são misturados a outra reciclagem de hexeno-2 / hexeno-3 na linha 122 proveniente da torre 114 para formar a linha 126. O fracionador 168 opera em uma pressão elevada de 50 kPa. Os perfis de temperatura para o fracionamento de C₆ no fracionador 114 e no fracionador 168 são mostrados nas Figuras 5 e 6, respectivamente.

[050] Conforme indicado acima, o equipamento compartilhado a partir do fluxograma do processo em batelada é projetado para operação no serviço C₄ e no C₆. Dependendo do tipo de equipamento, isso pode ser manejado de formas distintas. Trocadores de calor, por exemplo, podem ter abordagens de temperatura variáveis, mas a área da superfície do trocador de calor pode ser ajustada pelo uso de múltiplos invólucros. Os reatores podem ser abordados usando múltiplos reatores. Pelo fato de não se poder manejar as torres do fracionador da mesma forma que os trocadores de calor ou reatores, o desenho selecionado para os mesmos permanece fixo entre serviços.

[051] A fim de usar a mesma torre que o fracionador de C₆ e C₄ e para usar a segunda torre tanto como despentanizador, quanto como fracionador de C₆, o

dimensionamento da torre precisa ser idêntico para as taxas de vazão selecionadas. Pelo fato de a operação de campanha permitir a variação independente das taxas de vazão entre o serviço C₄ e C₆, o tempo operacional pode ser usado como uma variável para ajustar as taxas de vazão, de modo a obter uma produção anual líquida, por exemplo, de 5 KTA de hexeno-1. Com o uso desta abordagem, em uma modalidade, o processo de C₄ é operado por 2.000 horas para produzir 2.696 kg/h hexeno-3. 500 horas de tempo ocioso são fornecidos para esvaziar os fracionadores e reatores na preparação para o ciclo C₆. Então, o processo de C₆ é operado por 5.333 horas, alimentando 1.010 kg/h de hexeno-3 para produzir 937 kg/h de hexeno-1. 500 horas adicionais são permitidas para a transição de volta ao serviço C₄. A operação nestas taxas de vazão produz o mesmo diâmetro de torre após a seleção de 100 estágios teóricos para o fracionador de C₄ e C₆, e igualmente para 30 estágios no despentanizador/fracionador de C₆. Um exemplo de um processo que usa a configuração da Figura 2 é fornecido abaixo como Exemplo 2.

[052] Como um todo, o uso compartilhado dos componentes do sistema fracionador e de isomerização no processo em batelada elimina 35 das 64 peças do equipamento a partir do processo contínuo de hexeno-1. O processo contínuo tem sistemas 2 completos do reator de isomerização / superfracionador em comparação com apenas uma para a operação de campanha. A redução estimada do custo de capital total instalado é de cerca de 35-45%. Isto torna a operação de campanha especialmente adequada para instalações com capacidade menor.

[053] Mencionando nesse momento a Figura 4, é mostrada uma modalidade onde uma bomba de aquecimento de circuito fechado é usada para aprimorar ainda mais a eficiência do processo da campanha representado na Figura 3. O sistema é como um todo é designado 200. Este sistema usa as mudanças de pressão para ajustar o ponto de ebulição de um fluido de transferência térmica dentro das variações de temperatura de um reaquecedor e condensador do fracionador, de modo que o fluido pode ser, opcionalmente, condensado e vaporizado, respectivamente, proporcionando deste modo a integração térmica em lugar dos serviços públicos convencionais, tais como refrigeração para condensação ou vapor para o reaquecedor. A bomba de aquecimento é associada ao fracionador 214. (A linha de topo 216 e a linha de fundo 220 são removidas do fracionador 214). O fluido começa o ciclo como um vapor na linha de vapor 202. A linha de vapor 202 é comprimida em um compressor 204 até uma pressão em que a temperatura de condensação do vapor está acima da temperatura do reaquecedor 206. A linha comprimida 202 é dividida em linha 208 e linha 210 e as duas linhas são recombinadas como a linha 212. A linha 210 é resfriada em um trocador de calor 213. O uso de trocador da água de resfriamento 213 permite o controle da função no reaquecedor 206 através do controle da temperatura e/ou corrente do vapor quente de pressão mais elevada. Em alguns casos, os conteúdos da linha 210 são condensados no trocador 213 e uma mistura de 2 fases é alimentada a um reaquecedor 206. Isso efetivamente limita a quantidade do fluido de transferência térmica que é condensado no reaquecedor e, portanto, o calor transferido até o

reaquecedor. A linha 212 é condensada no reaquecedor 206. O controlador 236 determina a divisão entre as linhas 208 e 210. A linha 212 está nesse momento em fase líquida.

[054] Neste ponto do ciclo, a condição de capacidade de transferência térmica do reaquecedor é satisfeita. O sistema precisa nesse momento satisfazer a tarefa de temperatura mais baixa do condensador da torre. O líquido na linha 212 é esvaziado em uma expansão, controlada pelo vapor superior a partir do tambor de expansão 222 para reduzir o ponto de ebulição abaixo da temperatura do condensador do fracionador 224. Isso reduz a temperatura da linha, visto que uma porção de 212 é vaporizada na pressão mais baixa. A linha 212 é então combinada com a linha 215 (opcional) como linha 216. Opcionalmente, conforme descrito abaixo, a linha 216 é resfriada no trocador de calor 218 usando a linha da água de resfriamento 220. O vapor é removido do tambor 222 como linha 228. O vapor não é enviado ao condensador 224. O líquido é removido do tambor 222 na linha 226. A linha 226 é então vaporizada no condensador 224 e após a vaporização é combinada com a linha 228 para formar linha 230. A linha 230 passa através de um tambor extrator 232. O vapor no tambor 232 é removido como linha 202, que, conforme mencionado acima, é devolvida novamente para o compressor 204. Qualquer pequena quantidade de líquido no tambor 232 é removida na linha 215, que é combinada com o efluente a partir do expansor 240 para formar a linha 216.

[055] Para ajustar qualquer diferença na tarefa do condensador e do reaquecedor, um trocador adicional pode ser necessário no ciclo para adicionar ou remover calor

conforme preciso. Neste sistema de campanha particular, a tarefa do condensador é maior que a do reaquecedor, de modo que o trocador de calor 213 é colocado na descarga do compressor em paralelo com o reaquecedor para remove a diferença da capacidade de transferência térmica, permitindo que o fluido da bomba de aquecimento condense plenamente no reaquecedor 206. O trocador de calor 213 é o trocador para remover uma capacidade "extra" a partir do ciclo com base na diferença de capacidade do reaquecedor-condensador. De modo inverso, se a capacidade do reaquecedor for maior, um trocador de calor 238 operado com vapor invés de água de resfriamento seria colocado na saída do expensor 240 para ter mais fluido como vapor para o separador 222 e assim alimentar uma quantidade menor de líquido como linha 226 para vaporizar no condensador.

[056] Para evitar cruzamentos de temperatura no reaquecedor e no condensador, uma diferença de temperatura de, por exemplo, 3°C pode ser usada entre as temperaturas de saída do fluido do processo, linha 220, por exemplo, e da bomba de aquecimento, linha 212. As pressões de descarga do compressor e do expensor podem ser consideradas fixas, ajustadas pela exigência de conduzir o ponto de ebulição do fluido da bomba de aquecimento dentro da abordagem para as temperaturas do reaquecedor e condensador, respectivamente. Efetivamente, o trabalho executado pelo compressor é o exigido para desfazer o trabalho do expensor, de modo que os custos de energia da bomba de aquecimento diminuem à medida que a dispersão da temperatura através da torre se torna menor.

[057] Com as pressões em cada porção do ciclo da bomba

de aquecimento fixadas e o condensador como capacidade de controle, a temperatura de entrada para o condensador pode ser maximizada a fim de fornecer uma capacidade de resfriamento. Neste caso, o trocador de calor da água de resfriamento 218 é usado no ciclo na saída do expensor para resfriar a linha antes de penetrar no condensador 224. Este é um método econômico de reduzir a taxa de circulação através do compressor 204 de custo mais elevado.

[058] O fluido de trabalho para a bomba de aquecimento usada em um modo de campanha de processamento tipicamente é um hidrocarboneto ou mistura de hidrocarbonetos, de modo que o ponto de ebulição daquele hidrocarboneto ou mistura permaneça entre o ponto de ebulição do primeiro número de carbono e do segundo número de carbono. Isso se distingue de um sistema convencional de bomba de aquecimento de circuito fechado que está operando em um número de carbono único. Nesse caso, o fluido de trabalho é selecionado com base em um número de carbono único e tipicamente é dotado de propriedades próximas ao do hidrocarboneto que está sendo separado. Em um sistema particular de ciclo fechado para a operação do modo de campanha, o n-butano é usado como fluido de circulação e a bomba de aquecimento é aplicada a um ou ambos os fracionadores na seção de isomerização que opera no serviço C₄ ou C₆. O n-butano entra em ebulição entre o superior de 1-buteno em um modo e no reaquecedor do 3-hexeno no modo de serviço C₆. Observe ainda que é possível utilizar uma mistura de fluidos como fluido de transferência térmica. Nesse caso, é possível ajustar a composição para otimizar as propriedades termodinâmicas da mistura do fluido. As exigências

energéticas da bomba de aquecimento é aquela para funcionamento do compressor, significativamente inferior à torre autônoma em decorrência da integração das capacidades de transferência térmica do reaquecedor e do condensador. Um ciclo fechado aplicado a ambas as torres integraria ambos reaquecedores em série dentro do ciclo, em seguida, ambos os condensadores em série, ajustando as pressões de descarga do compressor e do expensor de forma correspondente.

[059] Variações no dimensionamento do equipamento dos parâmetros do processo, etc. dependerão da pureza desejada para o buteno-1. Buteno-1 de pureza extremamente elevada em geral não é necessário para a produção de hexeno-3 por autometátese. A torre de fracionamento poderia ser desenhada para produzir, por exemplo, buteno-1 a 95%, indo uma parte do produto para autometátese para materiais leves, reciclagem e hexeno-3, e outra parte indo para um fracionador diferente para produzir buteno-1 de pureza elevada (grau de polímero). Neste caso, tanto o despentanizador do exemplo principal quanto o fracionamento do buteno-1 adicional poderiam ser usados no modo de campanha para purificação de hexeno. Observa-se que a alimentação para a autometátese poderia ser um escapamento lateral da torre onde o superior é o buteno-1 de pureza elevada.

[060] Diversos outros métodos de isomerização e metátese podem ser aplicados e ainda preservar a característica importante do processo da campanha, que é o equipamento compartilhado entre o serviço C4 e C₆. Ademais, etapas de processamento adicionais e/ou matérias primas

alternativas podem ser usadas. Um exemplo não limitante de um processo alternativo seria o emprego de uma etapa de reação de metátese adicional envolvendo a reação do etileno com butenos (etenólise). Dependendo da qualidade da alimentação para a etapa de autometátese (o conteúdo de buteno-2), um certo percentual de propileno e penteno-2 serão formados. Uma segunda etapa de autometátese envolvendo a reação entre buteno-1 e penteno-2 para produzir propileno e hexeno-3 poderiam ser incluídas. Esta adicional, por exemplo, envolveria a linha 75 ou 82 da Figura 2. O penteno-2 produzido no reator 52 pode ser enviado a um segundo reator de autometátese para produzir mais hexeno-3. Um exemplo complementar seria incorporar o processo da Patente N° US 4.709.115 (Jung et al, novembro de 1987), onde a etapa de metátese ocorre em uma torre de destilação catalítica. No sistema de campanha, esta variação poderia se manifestar como um despentanizador catalítico no serviço C₄, sendo o catalisador substituído por esferas inertes para operar como fracionador de C₆ no serviço C₆.

[061] O esquema de processamento da campanha aqui descrito também pode ser integrado a outras unidades de processamento. Por exemplo, o processo da campanha pode ser integrado a uma unidade de metátese contínua convencional para produzir propileno a partir da reação de etileno e buteno-2. O processo de metátese convencional tipicamente alimenta etileno e um fluxo de refinado C₄ misto contendo buteno-2, o qual pode ser o mesmo fluxo de refinado de alimentação de C₄ usado para o processo na Figure 1, em um reator de metátese. O etileno e propileno produzidos na

etapa de autometátese da operação de campanha são então enviados ao sistema de fracionamento da unidade convencional de metátese. Isto efetivamente proporciona alimentação do etileno à reação de metátese convencional e fornece o produto do propileno. Uma reciclagem de C_4 é obtida a partir da segunda etapa de separação de volta para o reator. Para integrar o processo da campanha na Figure 3, por exemplo, os fluxos de purgação 118, 126, e 178 seriam reciclados para uma disposição apropriada no processo de metátese convencional. Pelo fato de esta integração poder usar o mesmo fluxo de alimentação do refinado de C_4 , várias opções são conferidas. Uma opção é que o refinado de C_4 total pode permanecer constante, convertendo, assim, parte da produção de propileno em metátese convencional para produção de hexeno-1 no processo da campanha. Uma segunda opção é manter constante a produção de propileno a partir do processo de metátese convencional e "superescalonar" até a taxa de vazão do refinado de C_4 conforme necessário para a produção de buteno-1 ou hexeno-1 a partir do processo da campanha. Qualquer combinação intermediária das taxas de vazão do produto a partir dessas opções também é possível.

[062] Existem duas vantagens significativas na integração do processo da campanha com a metátese convencional. Primeiramente, todos os fluxos de purgação oriundos do processo da campanha seriam de outro modo perdidos para a fornalha de craqueamento ou outra disposição de valor baixo pode ser recuperada no processo convencional. Em particular, o C_2 - C_3 do fluxo 178 é o etileno que foi aperfeiçoado a partir da alimentação do refinado de C_4 e reduz enormemente a necessidade de etileno

novo para a unidade de metátese convencional. Segundo, é possível fazer uso do reator de autometátese do processo da campanha quando está ocioso no serviço C_6 . Se estiverem disponíveis um refinado de C_4 e etileno, eles podem ser alimentados ao reator de autometátese durante a fase C_6 do processo da campanha. A metátese produzirá propileno adicional sem mudança do catalisador requerido. O propileno adicional pode ser alimentado a um equipamento de separação do processo de metátese convencional e recuperado. Dessa forma, é possível uma produção extra de propileno para uma porção de ano operacional para limitar o desenho sobre projetado do equipamento de separação em um caso de remodelamento, ou até um grau desejado, no caso de uma nova usina integrada.

[063] Em um segundo exemplo de integração, um processo para a produção de olefinas a partir de metanol (MTO) produz um fluxo C_4 - C_6 composto de olefinas lineares que pode ser incorporado a montante. De modo semelhante, podem ser incorporados processos que utilizam a oligomerização de etileno para produzir alfa olefinas lineares que têm fluxos de alfa olefina em números pares de carbono a partir de C_4 a C_{20+} . O esquema de processamento da campanha em combinação com a metátese pode ser usada para ajustar a distribuição do número de carbono e assim maximizar o valor do produto dependendo das condições de mercado. Por exemplo, a alfa olefina C_{10} pode ser isomerizada em uma série de olefinas internas C_{10} usando a etapa de isomerização. As olefinas internas podem ser em seguida reagidas com etileno em uma etapa de metátese para produzir uma faixa de alfa olefinas com número de carbono mais

baixo. Essas podem ser separadas e processadas no modo de campanha ou como alternativa ao processo de isomerização/metátese usado para uma alfa olefina C_{16} em seguida à operação com a alimentação de alfa olefina C_{10} .

[064] O sistema de campanha particular descrito inclui dois fracionadores. Um é usado como um fracionador de C_6 e C_4 e combinado com o reator de isomerização. O segundo é usado como um despentanizador e segundo fracionador de C_6 . Em uma modalidade, a bomba de aquecimento é colocada apenas no fracionador de C_4 e C_6 , usando o despentanizador/fracionador de C_6 serviços públicos convencionais. Outra modalidade envolve o uso de uma bomba de aquecimento no despentanizador/fracionador de C_6 . Em uma configuração adicional, um único ciclo da bomba de aquecimento passa através de todas as torres de fracionamento. Para um processo da campanha, este tipo de ciclo operaria no fracionador de C_4 e despentanizador durante o serviço C_4 , em seguida em ambos fracionadores de C_6 durante o serviço C_6 , com possíveis sequências de reaquecedor-reaquecedor-condensador-condensador ou reaquecedor-condensador-reaquecedor-condensador dentro do ciclo. Ainda outra configuração posiciona um ciclo de bomba de aquecimento em cada torre.

[065] A modalidade da Figure 2 mostra um sistema de duas torres para o fracionador em seguida ao sistema de isomerização. Esta modalidade também pode incluir a opção de um condensador/reaquecedor integrado, com a bomba de aquecimento sobre os trocadores "externos". Nesta configuração, as pressões da torre seriam ajustadas para que, por exemplo, o condensador do fracionador de C_4

pudesse ser integrado ao reaquecedor do despentanizador. A bomba de aquecimento é então posicionada através de uma faixa de temperatura mais ampla dos trocadores remanescentes. O condensador/reaquecedor integrado é possível tanto com a torre a montante quanto a jusante que opera como torre de pressão mais elevada.

[066] Nas modalidades descritas acima em detalhes, um fluido de circulação adequado para uso na bomba de aquecimento é o n-butano. Esse fluido é vantajoso, pois sua temperatura de ebulição está no intervalo da torre condensador e reaquecedor da torre em pressão apreciável. Bombas de aquecimento alternativas neste tipo de sistema podem usar uma mistura de hidrocarbonetos ou outros fluidos. As misturas são particularmente vantajosas para estender a faixa de ebulição do fluido da bomba de aquecimento para torres com amplos perfis de temperatura, minimizando, deste modo, a diferença entre as pressões de descarga do compressor e expensor.

[067] Os ciclos da bomba de aquecimento com uma taxa de circulação constante entre o serviço C₄ e C₆ são possíveis, relaxando as pressões de descarga do compressor e expensor para permitir o uso de algum calor sensível, quando no serviço de tarefa mais baixa. Um ciclo da bomba de aquecimento com ou sem trocador de calor 218, posicionado para fornecer uma capacidade de resfriamento adicional em baixo custo (água de resfriamento), também é viável. Em lugar de equilibrar as capacidades do condensador e reaquecedor removendo calor no trocador de calor 213, um trocador de vapor poderia ser posicionado para adicionar calor na porção oposta do ciclo.

[068] A bomba de aquecimento pode ser expandida para ambos os fracionadores do sistema em batelada. Isso resultaria na integração térmica dos condensadores e reaquecedores do despentanizador e fracionador de C_4 , e dos dois fracionadores de C_6 . Pode haver um único ciclo de ciclo da bomba de aquecimento ou dois ciclos separados com uma bomba de aquecimento em cada torre.

[069] Uma ou mais das variações acima podem ser usadas com uma bomba de aquecimento de circuito aberto. Uma bomba de aquecimento de circuito aberto usa o fluxo superior da torre como fluido de troca de calor contra o fluxo inferior.

[070] Em outra modalidade, as pressões dos dois fracionadores podem ser ajustadas para que, por exemplo, o condensador do fracionador de C_4 seja termicamente integrado ao reaquecedor do despentanizador. A bomba de aquecimento pode então ser usada sobre o reaquecedor do fracionador de C_4 e condensador do despentanizador.

[071] Algumas ou todas as configurações da bomba de aquecimento descritas acima podem ser empregadas usando uma mistura de fluidos no ciclo da bomba de aquecimento, o que proporcionaria uma região de vaporização/condensação mais ampla que um fluido puro. A diferença exigida entre as pressões de descarga do compressor e expensor, portanto o consumo de energia do compressor, seria reduzida. O sistema em batelada também apresenta a possibilidade de diferentes fluidos no ciclo da bomba de aquecimento entre o serviço C_4 e C_6 , ou um fluido diferente para cada ciclo se dois ciclos forem usados.

[072] A seguir exemplos são incluídos exemplos para

ilustrar certas características das modalidades relatadas, sendo que, contudo, tais exemplos não objetivam limitar o escopo da descrição.

Exemplo 1 - Processo de Autometátese da Campanha Empregando um Catalisador W03 de Elevada Seletividade e um Sistema de Fracionamento de Duas Torres

[073] Conduziu-se uma simulação computadorizada onde as seções de autometátese e isomerização do buteno são operadas como uma unidade, armazenando temporariamente o n-C₆ produzido na seção de autometátese em um processo dotado da configuração mostrada na Figura 2, onde o tanque de armazenamento 84 é usado, mas não 41. Isso foi seguido da operação de isomerização C₆ utilizando o equipamento usado na seção de isomerização de buteno. Neste esquema, todo o conjunto do equipamento de isomerização de C₆ é evitado para reduzir o custo de capital. Neste Exemplo, 5 KTA do 1-hexeno de grau de polímero foi produzido em um processo da campanha A alimentação de buteno usada mostrada na tabela 1 abaixo.

Tabela 1 - Alimentação de C₄ para o Processo de Autometátese

Componente	% em peso
Iso-butano	4,0
n-butano	16,1
Tr2-buteno	18,2
1-buteno	50,5
Iso-buteno	0,10
Cis2-buteno	11,1
Total	100,0
Taxa de vazão, Kg/h	14.900

[074] Na simulação de operação de campanha, as seções de isomerização e autometátese de C_4 foram operadas por 2000 horas produzindo 3-hexeno, que foi temporariamente armazenado em um tanque de armazenamento para posterior isomerização em 1-hexeno. Após produzir o 3-hexeno por 2000 horas, a operação isomerização e autometátese de C_4 foram interrompidas e as torres de destilação e reatores foram esvaziados. A seção de isomerização de C_6 foi então operada por 5333 horas produzindo 1-hexeno a partir do 3-hexeno armazenado, utilizando o mesmo equipamento usado na operação de isomerização de C_4 . A eliminação do equipamento de isomerização C_6 reduz o custo de capital. As horas particulares de operações foram selecionadas de modo que o intercâmbio do equipamento foi possível, fornecendo uma produção anual líquida de 5000 KTA de 1-hexeno.

[075] Este processo seguiu o mesmo esquema que seria usado em um processo de autometátese contínua. A separação de 1-hexeno de seus isômeros foi a separação crítica no processo contínuo, um desenho de duas torres é usado para esta. O mesmo sistema de separação de duas torres foi usado no processo em batelada para separação de 1-hexeno dos demais compostos de C_6 . Como este equipamento foi usado na isomerização do buteno, o mesmo sistema de separação de duas torres igualmente se aplica à separação de 1-butenos do 2-butenos.

[076] A composição de alimentação II do refinado é fornecida na Tabela 1. O conteúdo de 1-butenos na alimentação de C_4 é maior que a razão de butenos no equilíbrio a 343,33 F, a temperatura operacional do reator de isomerização de C_4 (alimentação de $B1/B2 = 2,8$,

equilíbrio B1/B2 a 343,33 C = 0,28). Desse modo, a alimentação do refinado II foi enviada ao sistema da torre de separação de C₄ para separar 1-butenos antes de penetrar no reator de isomerização de buteno.

[077] O produto do fundo proveniente da separação de C₄ continha principalmente 2-butenos e n-butano. Este fluxo do produto do fundo foi reciclado para o reator de isomerização para majorar a utilização de n-butenos. Uma pequena purgação foi removida deste fluxo de reciclagem para controlar a formação de inertes, n-butano e isobutano. A alimentação do reator de isomerização trocou calor com o produto do reator térmico. A alimentação do reator foi adicionalmente aquecida até a temperatura de reação no interior de uma fornalha incendiada por combustível e entrou no reator. O reator foi operado a 343,3 graus C e 806,7 kPa. O catalisador consistia em comprimidos de MgO. As razões de alimentação e os dados de conversão para o reator de isomerização são mostrados abaixo na Tabela 2. O produto da reação foi enviado para o sistema de separação de buteno. A torre de separação e o reator de isomerização C₄ foram usados durante a operação de isomerização de C₆ da mesma forma.

[078] O sistema de separação de C₄ consistia de um sistema de duas torres. O condensador de uma torre é usado para ebulir novamente a segunda torre. As duas torres são operadas em diferentes pressões para permitir esta troca. Dividir a alimentação com uma porção para cada torre reduz o consumo de energia, ao mesmo tempo em que equilibra as capacidades para cada torre. O primeiro fracionador tinha 80 estágios e o segundo fracionador tinha 70 estágios. A

alimentação de refinado II penetrou na segunda torre no estágio 24. O produto do reator de isomerização do buteno foi dividido. Uma porção entrou na primeira torre no estágio 15 e outra porção entrou na segunda torre no estágio 48. O produto destilado a partir da primeira torre, concentrado em 1-buteno entrou na segunda torre no estágio 30. Ajustando a razão de divisão de alimentação do vapor e as pressões operacionais das torres, foi possível a troca de energia entre o condensador da torre 1 e o reaquecedor da torre 2. O produto destilado final foi o 1-buteno 90 % molar, que foi enviado para a seção de autometátese para posterior processamento. O fluxo do produto do 1-buteno continha iso-butano (5,1 % em peso), n-butano (3,8 % em peso), tr2-buteno (1,2 % em peso) e iso-buteno (0,13 % em peso). Se necessário, 1-buteno de grau monômero (99 % em peso) poderia ainda ser produzido a partir deste sistema de separação. Os detalhes da torre de separação são fornecidos na Tabela 5 abaixo.

[079] Na segunda etapa de processamento, mas ainda operando no modo C₄, 1-buteno proveniente do sistema isomerização / separação de buteno foi enviado para a seção de autometátese para produzir n-hexenos. Nesta seção, a alimentação de 1-buteno foi misturada ao 1-buteno reciclado a partir dos separadores e trocou calor com o produto do reator térmico A alimentação do reator foi adicionalmente aquecida até a temperatura de reação no interior de uma fornalha incendiada por combustível e entrou no reator. O reator de autometátese operou a 315,6°C e 1.896,1 kPa. O catalisador era o W03 em silício de pureza elevada. Dentro deste reator, o 1-buteno reagiu com si próprio para

produzir etileno e 3-hexeno. Também ocorreram reações secundárias entre 1-buteno e 2-butenos produzindo propileno e 2-pentenos. Ademais, o isobutileno reagiu com 1-buteno para produzir etileno e 2-metil-2-penteno (olefina i-C₆, BP=67,3 °C). As outras possíveis reações de isobutileno foram consideradas insignificantes. A produção da olefina i-C₆ no reator de autometátese é indesejável em vista de afetar a pureza do produto do 1-hexeno. Portanto, o conteúdo de isobutileno na alimentação do refinado II conservou-se baixíssimo. Uma pequena quantidade de C₇ e C₈ também foi produzida pelas demais reações de metátese. Os dados da composição do produto da reação, reciclagem e conversão são mostrados na Tabela 3.

[080] Os produtos da reação de autometátese foram separados no despentanizador. O 3-hexeno foi recuperado no despentanizador torre como produto de fundo e enviado ao tanque de armazenamento para uso na etapa do modo C₆ do processo da campanha. As olefinas i-C₆, C₇ e C₈ produzidas no interior do reator de autometátese também foram transportadas junto com o 3-hexeno. O destilado oriundo do despentanizador foi enviado para depropenizador para posterior separação. Os componentes mais leves, etileno e propileno foram recuperados como destilado e enviados para recuperação do produto na usina de etileno. O 1-buteno não convertido foi recuperado como produto do fundo e reciclado para o reator de autometátese para melhorar a utilização do buteno. Um fluxo do escapamento lateral foi purgado do depropilenizador para remover os inertes, iso-butano e n-butano a partir do sistema de autometátese. Os detalhes da torre de separação são mostrados abaixo.

[081] Na conclusão do ciclo de isomerização e autometátese de C_4 , o processo foi interrompido. Os reatores e as torres de destilação foram esvaziados na preparação para o ciclo de isomerização de C_6 . A operação de isomerização de C_6 foi então conduzida segundo mostra o fluxograma do processo.

[082] A seção de isomerização do hexeno consistia de um reator de isomerização de hexeno e sistema de separação de hexeno, e o mesmo equipamento usado no processamento foi empregado. O 3-hexeno oriundo do tanque de armazenamento foi misturado aos 2-hexenos e 3-hexenos reciclados a partir do sistema de separação C_6 e trocou calor com o produto do reator de isomerização térmico. A alimentação do reator de isomerização foi posteriormente aquecida até a temperatura de reação no interior de uma fornalha incendiada por combustível e entrou no reator. O reator operou a 343,3 °C e 386,1 kPa. O catalisador consistia em comprimidos de MgO . O produto do reator era uma mistura de equilíbrio de 1-hexeno, 2-hexenos e 3-hexenos, incluindo-se os isômeros cis-trans. Esta mistura do produto foi separada no sistema de separação de hexeno para produzir 1-hexeno de grau polimérico como produto destilado. (O de sistema de separação de duas torres com integração de energia foi explicado anteriormente.) O produto do fundo, 2-hexenos e 3-hexenos, foi reciclado para o reator de isomerização. Uma pequena purgação foi retirada do sistema de separação para remover os componentes pesados do sistema de isomerização de C_6 . Os detalhes da torre de separação são fornecidos abaixo na Tabela 6.

[083] O 2-metil-2-penteno oriundo do reator de

autometátese também foi transportado através da seção de isomerização de hexeno, onde a atividade de isomerização do catalisador de MgO produziu seus isômeros: 2-metil-1-penteno, 4-metil-1-penteno, 4-metil-cis-2-penteno e 4-metil-trans-2-penteno. Como o ponto de ebulição de todo i-C₆, salvo o 2-metil-2-penteno são inferiores ao 1-hexeno, qualquer i-C₆ produzido no reator de autometátese acaba com o produto do 1-hexeno.

Tabela 2 - Reator de isomerização de Buteno

Temp .Operacional Rx, °C	343,3
Pr operacional Rx, kPa	806,7
Catalisador	Tabletes de MgO
Razão B2/B1 Alimentação Rx	49
Razão B2/B1 Prod Rx	3,6
Conversão de 2-buteno, %	21,7

Tabela 3 - Reator de Autometátese

Temp .Operacional Rx, °C	315,6
Pr operacional Rx, kPa	1.896,1
Catalisador	W03 em silício de pureza elevada
Razão B2/B1 Alimentação Rx	96,2
Conversão de B1, %	46,2
Seletividade molar, %	
Etileno	40,53
Propileno	12,22
Penteno	0,02
n-hexeno	46,48
i-hexeno	0,15
C ₇ e C ₈	0,60

[084] O desempenho do reator de autometátese baseou-se

em dados experimentais para o catalisador de alta seletividade W03. Esta informação foi incorporada na simulação HYSYS. A conversão e seletividade foram determinadas para a alimentação do reator de autometátese fornecido na Tabela 10. A seletividade da autometátese para a reação principal (C_2+C_6) foi de 87,01. A seletividade para as reações secundárias (C_3+C_5) foi de 12,37. A seletividade para a reação de isobutileno com 1-buteno foi de 0,15. Uma pequena quantidade de C_7 e C_8 também foi formada no reator de autometátese.

Tabela 4 - Reator de isomerização de Hexeno

Temp .Operacional Rx, °C	343,3
Pr operacional Rx, kPa	386,1
Catalisador	Comprimidos de MgO
Razão (2-hex+3-hex)1-hex de alimentação Rx	63,36
Razão (2-hex+3-hex)1-hex de pr Rx	10,6
Composição do Produto 1-hex, % molar	8,3

[085] O desempenho do reator de isomerização de C_6 performance foi obtido a partir da correlação de dados experimentais. Esta correlação foi incorporada na simulação HYSYS.

Tabela 5 - Especificações das Colunas de Separação na Autometátese e Isomerização C_4

Parâmetro	Depropenizador	Depenta-nizador	Divisor de Buteno 1	Divisor de Buteno 2*
Número de Estágios	15	40	80	70
Bandeja de alimentação	5	20	15	24, 30, 48

(n° a partir do topo)				
Condensador P, kPa	2.200	1.600	700	530
Reaquecedor P, kPa	2.300	1.800	750	550
Esp. do topo	1-C ₄ 1,5 % molar no destilado	0,1 % molar de n-C ₆ no destilado	40% molar de 1-buteno no destilado	90% molar de 1-buteno no destilado
Esp. do Fundo	0,5% de propileno no fundo	0,01 % molar de n-C ₅ no produto do fundo	0,5% molar de 1-buteno no produto do fundo	1% molar de 1-buteno no produto do fundo
Outras Espcs.	Vent. de topo = 15 kmol/h Escapamento lateral = 23 kmol/h Resfriamento entre estágios no estágio 3 = 1000 KW			
Nota		Produto do fundo é 98,5% em peso n-C ₆		

Tabela 6 - Especificações das Colunas de Separação na Isomerização de C₆

Parâmetro	Divisor de Buteno 1	Divisor de Buteno 2*
-----------	---------------------	----------------------

Número de Estágios	80	70
Bandeja de alimentação (nº a partir do topo)	25	40, 60
Condensador P, kPa	207	117
Reaquecedor P, kPa	241	138
Esp. do topo	60 % molar de 2&3 hexeno no destilado	1,2 % molar de 2&3 hexeno no destilado
Esp. do Fundo	1 % molar de 1-hexeno no produto do escapamento lateral	2,5 % molar de 1 hexeno no produto do fundo
Outras Espcs.	45 % molar de C ₇ e C ₈ no produto do fundo	
Nota	Escapamento lateral do estágio 74	

[086] O saldo do material para o caso da batelada, produzindo 5 KTA de 1-hexeno de grau polimérico é dado abaixo. O resumo do saldo do material, bem como das composições dos fluxos chaves são fornecidos nas tabelas adiante.

Tabela 7 - Saldo Total do Material para Isomerização e Autometátese de C₄ (2000 horas de operação)

	MTA
Alimentação	
Alimentação de C ₄	12.000
Alimentação total	12.000
Produtos	
C ₂ /C ₃ para o craqueador	1.852
Escapamento lateral do depopenizador	2.120
Purgação de C ₄	2.637
Fundo do depentenizador	5.391

Total de Produtos	12.000
--------------------------	---------------

Tabela 8 - Saldo Total do Material para Isomerização de C₆ (5333 horas de operação)

	MTA
Alimentação	
Alimentação de C ₆	5.391
Alimentação total	5.391
Produtos	
Prod. do Hexano-1	5.026
Purgação de C ₆	205
C ₆ + Purgação	160
Total de Produtos	5.391

Tabela 9 - Saldo do Material para a Seção de Isomerização do Buteno (2000 horas de operação)

Componente, % em peso	Alimentação de C ₄	Reciclagem C ₄	Alimentação da Isomerização de C ₄	Produto da Isomerização de C ₄	Purgação de C ₄	B1 para Autometátese
Iso-butano	4,04	0,0	0,0	0,0	0,0	5,2
n-butano	16,14	61,3	61,3	61,3	61,3	3,5
Tr2-buteno	18,17	22,6	22,6	17,8	22,6	1,3
1-buteno	50,45	0,70	0,70	8,5	0,70	89,7
Iso-buteno	0,10	0,0	0,0	0,0	0,0	0,13
Cis2-buteno	11,10	15,4	15,4	12,3	15,4	0,10

Total,	100	100	100	100	100	100
Fluxo, kg/h	6.000	15.165	15.165	15.165	1.318	4.682

Tabela 10 - Saldo do Material para a seção de autometátese (2000 horas de operação)

Compo- nente, % em peso	B1 para Autome- tátese	Reci- clagem de B1	Alimenta- ção do Reator de Auto.	Pro- duto do Reator de Auto.	C ₂ /C ₃ para o Craquea- dor	Escapamento lateral do Depropeniza- dor	Fundo do depenta- nizador
Etileno	0,0	0	0	6,0	62,4	17,1	
Propileno	0,0	0,4	0,2	2,9	16,7	17,1	
Iso-butano	5,2	20,0	14,6	14,6	6,3	18,0	
n-butano	3,5	26,1	17,9	17,9	3,7	12,7	
Tr2-buteno	1,3	0,2	0,6	0,2	0	0,10	
1-buteno	89,7	48,0	63,3	34,0	10,9	34,5	
Iso-buteno	0,13	0,04	0,07	0,03	0	0,04	
Cis2- buteno	0,10	0,04	0,06	0,02	0	0,0	
n-Penteno	0,0	5,1	3,2	3,2	0	0,41	
3-hexeno	0,0	0,2	0,13	20,8	0	0,0	98,2
i-C ₆	0,0	0,0	0,0	0,07	0	0,0	0,3
C ₇ e C ₈	0,0	0,0	0,0	0,32	0	0,0	1,5
Total, % em peso	100	100	100	100	100	100	100
Fluxo, kg/h	4.682	8.096	12.799	12.799	9.26	1.060	2.696

Tabela 11 - Saldo do Material para a seção de isomerização de hexeno (5.333 horas de operação)

Componente % em peso	Recicla- gem de C ₆	Alimenta- ção de isomerização de C ₆	Produto da isomerização de C ₆	Produto do 1- hexeno	Purgação de C ₆	Purgação de C ₇ +
1-hexeno	1,7	1,6	8,4	98,5	1,7	0,2
Tr2-hexeno	46,1	50,0	42,9	0,46	46,1	23,6
Tr3-hexeno	21,5	19,9	20,0	0,35	21,5	8,6
Cis2- hexeno	23,1	21,4	21,5	0	23,1	16,3
Cis3- hexeno	7,1	6,6	6,6	0,4	7,1	2,4
i-C ₆	0,1	0,1	0,1	0,33	0,1	0,1
C ₇ e C ₈	0,44	0,5	0,5	0,0	0,44	48,8
Total, % em peso	100	100	100	100	100	100
Fluxo, kg/h	12.645	13.656	13.656	942	38	30

[087] Uma comparação dos saldos de material total para um processo contínuo em 50 KTA usando a mesma composição de alimentação do processo em batelada deste exemplo mostra que os fluxos reduzem linearmente para o caso da campanha. Alguma diferença menor em C₂/C₃ para o craqueador e escapamento lateral do depropenizador foram observados, e decorrem da operação da torre do depropenizador.

[088] O saldo energético para o estudo do caso da campanha, que produz 5 KTA do 1- hexeno de grau polimérico é fornecido abaixo. O saldo energético para a seção de isomerização de buteno, seção de autometátese e seções de isomerização de hexano são é mostrado. Na Tabela 12 são mostrados dois saldos. A tabulação "Antes da Troca"

relaciona as capacidades para cada um dos reaquecedores ou condensadores da torre nos modos C₄ ou C₆. A tabulação "Após a Troca" simplesmente subtrai a capacidade comum da tabulação "Antes da Troca". Por exemplo, no modo de isom de C₄, o condensador da Torre 1 tem uma capacidade de 6733 KW e o reaquecedor da torre 2 tem uma capacidade de 6670 KW. Como esses são trocados uns pelos outros, a capacidade após a troca é a diferença (63 KW).

Tabela 12 - Resumo do saldo energético para o processo da campanha

	Isom. C₄ (2.000 horas)	Autome- tátese (2.000 horas)	Isom. C₆ (5.333 horas)	Total
<u>Antes da Troca</u>				
Vaporizador de Alimentação (LPS), KW	1.626	980	1.408	
Aquecedor de Alimentação (combustível), KW	130	430	126	
Capacidade do Condensador da Torre 1 (CW), KW	6.733(a)	©1.000, 71*	5.876(a)	
Capacidade do Reaquecedor da Torre 1 (LPS), KW	5.437	1.500	4.801	
Capacidade do Condensador da Torre 2 (CW), KW	7.843	2.959	6.414	
Capacidade do Reaquecedor da Torre 2 (LPS), KW	6.670(a)	1.427**	5.853(a)	
Bomba, potência, KW	98	50	90	
<u>Após a troca</u>				
Vaporizador de Alimentação	1.626	980	1.408	

(LPS), KW				
Aquecedor de Alimentação (combustível), KW	130	430	126	
Capacidade do Condensador da Torre 1 (CW), KW	63(a)	©1.000, 71*	23(a)	
Capacidade do Reaquecedor da Torre 1 (LPS), KW	5.437	1.500	4.801	
Capacidade do Condensador da Torre 2 (CW), KW	7.843	2.959	6.414	
Capacidade do Reaquecedor da Torre 2 (LPS), KW	0(a)	1.427**	0(a)	
Bomba, potência, KW	98	50	90	
<u>Utilidade Total Após a Troca</u>				
COMBUSTÍVEL, KW	130	430	126	
-5 REF, KW		71		
CW, KW	7.906	3.959	6.437	
LPS, KW	7.063	2.480	6.209	
HPS, KW		1.427		
POTÊNCIA, KW	98	50	90	
<u>Utilidade Total Após a Troca</u> <u>(base de 8000 horas)</u>				
COMBUSTÍVEL, KW				224
-5 REF, KW				17,8
CW, KW				7.258
LPS, KW				6.525
HPS, KW				357
POTÊNCIA, KW				97
COMBUSTÍVEL, MKCAL/H				0,19

-5 REF, MKCAL/H				0,015
CW, MKCAL/H				6,22
LPS, MKCAL/H				5,59
HPS, MKCAL/H				0,306
POTÊNCIA, MKCAL/H				0,083

Nota:

1. na Autometátese, a torre 1 é um depropilenizador e torre 2 é um despentanizador.

(i) * - condensador do depropenizador está a -5 graus de refrigeração, (ii) ** - reaquecedor do despentanizador é HPS.

(iii) @1000 KW CW de troca em DEC3 para reduzir a capacidade refrigerante.

2. Na Isom. de C₄, a torre1 é BS1 - pressão mais elevada e torre 2 é BS2- torre de pressão mais baixa.

3. Em Isom. de C₆, a torre 1 é HS1 - pressão mais elevada e torre 2 é HS2 - torre de pressão mais baixa.

4. A integração de energia no sistema de duas torres foi discutida previamente.

a. a troca entre o condensador BS1/HS1 e o reaquecedor BS2/HS2 no sistema de isomerização de C₄ e C₆. Esta é a troca para o sistema interno de condensador/reaquecedor do sistema de alimentação de divisão de duas torres.

[089] O saldo energético para o processo em batelada fornecido na Tabela 12 acima pode ser comparado ao saldo energético para um processo contínuo que usa o mesmo equipamento e composição de alimentação, e é mostrado abaixo na Tabela 13.

Tabela 13 - Resumo do saldo energético para um caso de autometátese de processamento contínuo antes e após a troca

de energia

	Isom C4	Autometátese	Isom. C₆	Total
Vaporizador de Alimentação (LPS), KW	4.141	2.447	9.747	
Aquecedor de Alimentação (combustível), KW	971	1.088	1.816	
Capacidade do Condensador da Torre 1 (CW), KW		©2.500, 80*	24.920(a)	
Capacidade do Reaquecedor da Torre 1 (LPS), KW		3.756	19.810	
Capacidade do Condensador da Torre 2 (CW), KW	35.110	7.551	31.070(b)	
Capacidade do Reaquecedor da Torre 2 (LPS), KW	28.400(b)	3.682**	23.980(a)	
Bomba, potência, KW	104	50	165	
<u>Serviços Totais Antes da Troca de Energia</u>				
COMBUSTÍVEL, KW				3.875
-5 REF, KW				80
CW, KW				101.151
LPS, KW				92.281
HPS, KW				3.682
POTÊNCIA, KW				319
COMBUSTÍVEL, MKCAL/H				3,32
-5 REF, MKCAL/H				0,07

CW, MKCAL/H				86,7
LPS, MKCAL/H				79,10
HPS, MKCAL/H				3,16
POTÊNCIA, MKCAL/H				0,27
<u>Serviços Totais Após</u> <u>a Troca de Energia</u>				
COMBUSTÍVEL, KW				3.875
-5 REF, KW				80
CW, KW				48.771
LPS, KW				39.901
HPS, KW				3.682
POTÊNCIA, KW				319
COMBUSTÍVEL, MKCAL/H				3,32
-5 REF, MKCAL/H				0,07
CW, MKCAL/H				41,80
LPS, MKCAL/H				34,20
HPS, MKCAL/H				3,16
POTÊNCIA, MKCAL/H				0,27

Nota:

1. na Autometátese, a torre 1 é um depropenizador (DeC₃ e torre 2 é um despentanizador (DeC₅).

(i) * - o condensador do depropenizador está a -5 graus de refrigeração,

(ii) ** - reaquecedor do DEC5 é HPS.

(iii) ©2500 KW CW de troca em DEC3 para reduzir a capacidade refrigerante.

2. Na Isom. de C₆, a torre1 é HS1 - pressão mais elevada e torre 2 é HS2- torre de pressão mais baixa.

3. A integração de energia foi explicada na Tabela 17. Também é observada na tabela 22.

(a) troca entre condensador HS1 e o reaquecedor HS2 no sistema de isom. de C_6 .

(b) troca entre condensador HS2 no isom. de C_6 e reaquecedor BS no isom. de C_4 .

[090] É observado que a integração de energia reduziu a exigência de água de resfriamento total em 53% e a exigência de LPS em 56%.

[091] O uso da rede reduziu linearmente no caso da batelada, à exceção da água de resfriamento e LPS. Na operação em batelada, é empregado um sistema de separação C_6 de duas torres com eficiência energética. No entanto, a integração de energia entre as torres de isomerização C_6 e isomerização C_4 não puderam ser praticadas devido à operação em batelada. Isso aumentou o uso de CW e LPS no processo em batelada. Parece que a economia de capital não só compensou o aumento de custo de rede. Os detalhes podem ser observados na avaliação econômica dos processos.

Exemplo 2 - Processo Autometátese da Campanha

[092] No Exemplo anterior, discutiu-se um processo da campanha para produzir 5 KTA de 1-hexeno. Neste processo, as melhorias em relação ao Exemplo 1 são:

1. No processo de isomerização C_4 , uma torre de destilação com 100 estágios substitui um sistema de duas torres com um total de 150 estágios.

2. Na seção de autometátese, a torre do depropilenizador foi substituída por um separador gás-líquido.

3. No processo de isomerização C_4 , uma torre de destilação com 100 estágios (a mesma usada na isom C_4) substituiu um sistema de duas torres com total de 150

estágios. A torre do despentanizador atuou como segunda torre de destilação.

[093] A eliminação do sistema de separação de duas torres impactou o uso de energia no processo. Como a integração de energia não foi praticada, o consumo de energia aumentou. Ademais, a eliminação da torre do depropilenizador resultou em aumento dos fluxos de purgação. No entanto, a análise econômica mostrou que a economia de capital equilibrou aumento do custo de serviços públicos. Neste estudo de caso, o 1-hexeno de 5 KTA de grau polimérico foi produzido em um processo de campanha aperfeiçoado.

[094] A alimentação de buteno usada neste estudo é dada na Tabela 1 acima. O processo de fluxo esquemático é mostrado na Figura 3.

[095] A alimentação de refinado II foi enviado para a torre de separação C₄ para separar 1-buteno antes do reator de isomerização de buteno. Uma separação de torre única substituiu o sistema de duas torres de energia integrada na Figura 2 a fim de eliminar uma torre de destilação e o equipamento associado.

[096] Na seção de autometátese, um separador gás-líquido substituiu a torre do depropilenizador. O destilado do vapor do despentanizador foi resfriado e enviado para um separador gás-líquido. Os componentes mais leves, etileno e propileno foram recuperados como vapor e enviados para recuperação do produto na usina de etileno. O 1-buteno não convertido foi recuperado no produto do líquido e reciclado para o reator de autometátese para aperfeiçoar a utilização do buteno. A maior parte do equipamento de autometátese foi

usada apenas durante a operação de autometátese, salvo para a torre do despentanizador que foi usada na operação de isomerização de C₆ também.

[097] Na conclusão do ciclo de isomerização e autometátese de C₄, o processo foi interrompido. Os reatores e as torres de destilação foram esvaziados na preparação para o ciclo de isomerização C₆. A operação de isomerização C₆ foi conduzida empregando os mesmos equipamentos mostrados na Figura 3.

[098] Na seção de isomerização C₆, a mistura da alimentação foi separada com o uso de duas torres de destilação, como mostra o fluxograma. A primeira torre de destilação (divisor de buteno) produziu um produto destilado com 93% de hexeno-1. O produto do fundo, 2-hexenos e 3-hexenos foram reciclados para o reator de isomerização. Uma pequena purgação do fundo foi retirada desta torre de destilação para remover os componentes pesados, C₇ e C₈ do sistema de isomerização de C₆. O despentanizador atuou como a segunda torre de destilação de hexeno que produziu hexeno-1 de grau polimérico a partir da alimentação com 93% de hexeno-1. A especificação para o despentanizador era de 65 % molar de 1-hexeno no produto do fundo. Esta especificação foi relaxada de modo que 2&3-hexenos foram transportados para o produto do fundo, permitindo que o 1-hexeno de grau polimérico seja produzido como produto do destilado. A taxa de vazão deste produto era baixa em comparação ao produto destilado. O fundo do despentanizador foi misturado a outro produto do fundo e reciclado para o reator de isomerização C₆. Empregando o despentanizador como segundo divisor de hexeno, o número de

estágios no primeiro divisor de hexeno foi reduzido de 150 para 100. Os detalhes são fornecidos nas tabelas adiante.

Tabela 14 - Reator de isomerização de Buteno

Temp .Operacional Rx, °C	343,3
Pr operacional Rx, kPa	806,7
Catalisador	Comprimidos de MgO
Razão B2/B1 Alimentação Rx	203
Razão B2/B1 Prod Rx	3,6
Conversão de 2-butenos, % molar	21,7

Tabela 15 - Reator de Autometátese

Temp .Operacional Rx, °C	315,6
Pr operacional Rx, kPa	1.896,1
Catalisador	W03 de elevada pureza
Razão B2/B1 Alimentação Rx	33,6
Conversão de 2-butenos, % molar	36,2
Seletividade molar, %	
Etileno	40,0
Propileno	12,50
Penteno	0,83
n-hexeno	45,7
i-hexeno	0,15
C7 e 8	0,82

[099] O desempenho do reator de autometátese performance baseou-se em dados experimentais para o catalisador de alta seletividade W03. Esta informação foi incorporada na simulação HYSYS. A conversão e seletividade foram determinadas para a alimentação do reator de autometátese fornecido na Tabela 21. A seletividade da

autometátese para a reação principal (C_2+C_6) foi de 85,7. A seletividade para as reações secundárias (C_3+C_5) foi de 13,3. A seletividade para a reação de isobutileno com 1-buteno foi de 0,15. Uma pequena quantidade de C_7 e C_8 também foi formada no reator de autometátese.

Tabela 16 - Reator de Isomerização do Hexeno

Temp .Operacional Rx, °C	343,3
Pr operacional Rx, kPa	386,1
Catalisador	Comprimidos de MgO
Razão (2-hex+3-hex)/1-hex de alimentação Rx	43,4
Razão (2-hex+3-hex)/1-hex de pr Rx	10,9
Composição do Produto 1-hex, % molar	8,4

Tabela 17 - Especificações das Colunas de Separação

Parâmetro	Divisor de Buteno	Depentanizador	Divisor de Hexeno 1	Divisor de Hexeno 2*
Número de Estágios	100	30	100	30
Bandeja de alimentação (nº a partir do topo)	20, 45	10	65	10
Condensador P, Kpa	570	1.200	120	110
Reaquecedor P, Kpa	600	1.280	140	120
Esp. do topo	90% molar de 1-C ₄ no destilado	RR=1,0	7% molar de 2&3 hex no destilado	1,2 % molar de 2&3 hex no destilado
Esp. do	0,2% molar	0,98% molar de	1,5% molar	65% molar 1-

Fundo	de 1-C ₄ no fundo	C ₆ no fundo	de C ₆ no escapamento lateral	hex no produto do fundo
Outras Espcs.			45% molar de C ₇ e C ₈ no produto do fundo	
Nota				

* Nota: Durante a operação de batelada da Isomerização C₆, a torre do despentanizador agiu como segundo divisor de hexeno, permitindo um número reduzido de estágios na primeira torre de separação.

[0100] O saldo do material para o estudo do caso da batelada, produzindo 5 KTA de 1-hexeno de grau polimérico é dado abaixo. O resumo do saldo do material, bem como das composições dos fluxos chaves são fornecidos nas tabelas adiante.

Tabela 18 - Saldo de Material Total para Autometátese e Isomerização C₄ (2000 horas de operação)

	MTA
Alimentação	
Alimentação de C ₄	12.250
Alimentação total	12.250
Produtos	
C ₂ /C ₃ para o craqueador	4.240
Purgação de C ₄	2.617
Fundo do depentanizador	5.393
Produtos Totais	12.250

Tabela 19 - Saldo de Material Total para Isomerização C₆ (5333 horas de operação)

	MTA
Alimentação	
Alimentação de C ₆	5.387
Alimentação total	5.387
Produtos	
Prod. do Hexano-1	4.997
Purgação de C ₆	225
C ₆ + Purgação	165
Total de Produtos	5.387

Tabela 20 - Saldo de Material para seção de isomerização do buteno (2000 horas de operação)

Componente, % em peso	Alimen- tação de C ₄	Recicla- gem C ₄	Alimentação da Isomerização de C ₄	Produto da Isomeriza- ção de C ₄	Purga- ção de C ₄	B1 para Autometátese
Iso-butano	4,04	0,0	0,0	0,0	0,0	5,1
n-butano	16,14	61,8	61,8	61,8	61,8	3,7
Tr2-buteno	18,17	22,6	22,6	17,6	22,6	1,2
1-buteno	50,45	0,20	0,20	8,4	0,20	89,7
Iso-buteno	0,10	0,0	0,0	0,0	0,0	0,13
Cis2-buteno	11,10	15,3	15,3	12,2	15,3	0,10
Total,	100	100	100	100	100	100
Fluxo, kg/h	6.125	15.029	15.029	15.029	1.308	4.817

Tabela 21 - Saldo de Material para seção de autometátese (2000 horas de operação)

Componen- te, % em peso	B1 para Autome- tátese	Reci- clagem de Buteno1	Alimen- tação do RA	Pro- duto do RA	C2/C ₃ para o Craquea- dor	Escapamento lateral do Depropeni- zador	Fundo do depentani- zador
-------------------------------	------------------------------	----------------------------------	---------------------------	-----------------------	--	--	---------------------------------

Etileno	0,0	5,7	4,4	8,0	36,3	18,0	
Propileno	0,0	10,3	7,9	9,6	17,0	17,10	
Iso-butano	5,1	17,1	14,4	14,4	11,7	17,50	
n-butano	3,7	15,6	12,9	12,9	8,4	13,2	
Tr2-buteno	1,2	1,3	1,3	1,1	0,70	0,10	
1-buteno	89,7	38,4	50,2	32,0	23,8	33,90	
Iso-buteno	0,10	0,0	0,10	0,0	0,0	0,0	
Cis2-buteno	0,10	0,2	0,20	0,20	0,10	0,0	
n-Penteno	0,0	9,7	7,5	7,6	1,9	0,40	
3-hexeno	0,0	1,7	1,3	13,8	0,10	0,0	97,
i-C ₆	0,0	0,0	0,0	0,04	0,0	0,0	0,3
C ₇ e C ₈	0,0	0,0	0,0	0,25	0,0	0,0	2,0
Total,	100	100	100	100	100	100	100
Fluxo, kg/h	4.817	16.216	21.033	21.033	2.120		269

Tabela 22 - Saldo de Material para seção de isomerização de hexeno (5333 horas de operação)

Componen- te % em peso	Recicla- gem de C ₆	Alimenta- ção de isomeri- zação de C ₆	Produto da isomeri- zação de C ₆	Produ- to do 1- hexeno	Prod HS1	Purga- ção de C ₆	Purgação de C ₇ +
1-hexeno	2,4	2,2	8,4	92,7	98,5	2,4	0,3
Tr2- hexeno	45,9	49,5	43,0	2,8	0,4	45,9	22,4
Tr3- hexeno	21,4	20,0	20,1	2,0	0,3	21,4	9,5
Cis2- hexeno	23,0	21,5	21,6	0,0	0,0	23,0	16,1
Cis3-	7,1	6,6	6,6	2,2	0,5	7,1	2,8

hexeno							
i-C ₆	0,07	0,08	0,08	0,3	0,33	0,07	0,1
C ₇ e C ₈	0,11	0,20	0,20	0,0	0,0	0,11	48,8
Total,	100	100	100	100	100	100	100
Fluxo, kg/h	14.956	15.966	15.966	1.119	937	42	31

[0101] A comparação do saldo de material total de um processo contínuo com o processo do Exemplo 2 indicou que os fluxos maiores reduziram linearmente para o caso da campanha. Como a torre do depropilenizador foi eliminada, C₂/C₃ para o craqueador no processo da campanha foi equivalente a C₂/C₃ para os fluxos de purgação do craqueador e depropilenizador combinados a partir do caso contínuo. Este fluxo foi ligeiramente mais elevado, requerendo cerca de 2% a mais de alimentação de refinado II.

[0102] O saldo energético para o estudo de caso da campanha, produzindo 5 KTA de 1-hexeno de grau polimérico é dado abaixo. O saldo energético para a seção de isomerização de buteno, seção de autometátese e seções de isomerização de hexano é fornecido.

Tabela 23 - Resumo do saldo energético para processo de batelada aperfeiçoado

	Isom. C₄ (2.000 horas)	Autometátese (2.000 horas)	Isom C₆ (5.333 horas)	Total
Vaporizador de Alimentação (LPS), KW	1.703	2.364	1.555	
Aquecedor de Alimentação	114	344	297	

(combustível), KW				
Capacidade do Condensador da Torre Principal (CW), KW	13.950		9.748	
Capacidade do Reaquecedor da Torre Principal (LPS), KW	11.480		7.811	
Capacidade do Condensador do Depentanizador (CW), KW		2.057	5.149	
Capacidade do Reaquecedor do Depentanizador (LPS), KW		1.474	5.147	
Resfriador do Destilado do Depentanizador (CW)		1.743		
Bomba, potência, KW	98	50	90	
<u>Serviços públicos</u>				
<u>Totais</u>				
COMBUSTÍVEL, KW	11	344	297	
CW, KW	13.950	3.800	14.897	
LPS, KW	13.183	2.364	14.513	
HPS, KW		1.474		
POTÊNCIA, KW	98	50	90	
<u>Serviços públicos</u>				
<u>Totais</u>				
COMBUSTÍVEL, KW				313
CW, KW				14.369
LPS, KW				13.562
HPS, KW				379

POTÊNCIA, KW				97
COMBUSTÍVEL, MKCAL/H				0,217
CW, MKCAL/H				12,32
LPS, MKCAL/H				11,62
HPS, MKCAL/H				0,32
POTÊNCIA, MKCAL/H				0,083

[0103] O consumo de energia no processo da campanha do Exemplo 2 é aumentado pela eliminação de determinada integração de energia. Na operação de campanha aperfeiçoada deste exemplo, o sistema de separação de duas torres C₆ com eficiência energética do Exemplo 1 foi substituído por uma separação de torre única para reduzir o custo de capital. A comparação dos resultados nas Tabelas 12 e 23 mostra que a água de resfriamento e o uso de vapor de baixa pressão praticamente dobrou no caso do Exemplo 2. Isso se deve à eliminação do sistema de separação de duas torres. A refrigeração de -5 °C é eliminada no processo em batelada aperfeiçoado com um impacto positivo no custo operacional. O Exemplo 2 mostra que a economia de custo de capital obtida por tais aperfeiçoamentos no processo em batelada, em comparação ao Exemplo 1, mais do que compensou o aumento do custo de serviços públicos para uma usina de pequena escala.

[0104] O resumo de serviços públicos antes da troca para o caso contínuo de 50 KTA com catalisador é fornecido acima na Tabela 13. O consumo de serviços públicos no lote aperfeiçoado de 5 KTA é bastante similar a este resultado em base linear proporcional. O uso de combustível foi ligeiramente reduzido na medida em que a refrigeração de -5

°C é eliminada. O uso da água de resfriamento e LPS é Mais alto. A economia de capital realizada pela redução do equipamento no Exemplo 2, em comparação ao Exemplo 1, mais que compensou o aumento do custo de serviços públicos para a usina de 5 KTA.

Exemplo 3 - Processo da Campanha Empregando Bomba de aquecimento

[0105] Simulações foram conduzidas no simulador do processo do estado estável HYSYS usando o pacote de propriedade PRSV. A análise foi realizada para uma bomba de aquecimento apenas no fracionador de C_4/C_6 , com energias convencionais usadas no despentanizador/fracionador de C_6 .

[0106] Neste exemplo, o processo que foi usado correspondeu àquele mostrado na Figura 3 junto com a bomba de aquecimento mostrada na Figura 4. A parte superior de C_4 a partir do fracionador 214 na Figura 4 (correspondente à 114 na Figura 3) continha buteno-1 90 % molar. O fracionador na seção de isomerização continha 100 estágios teóricos e foi operado a uma razão de refluxo de 29,9. A pressão superior era de 570 kPa, e o perfil de temperatura para o fracionador em operação no serviço C_4 é mostrado na Figura 5. A razão de alimentação de reciclagem em relação à nova no fracionador no seção de isomerização foi de 2,4 para 1. O reator de isomerização foi operado a 343 °C e 2948 kPa com 21 % de conversão de buteno-2 para buteno-1. A autometátese ocorreu a 315 °C e 1950 kPa. Cerca de 30% de conversão de hexeno-3 foi obtida. O despentanizador foi operado a 1200 kPa com 30 estágios teóricos e uma razão de refluxo de 1,0. O perfil de temperatura do despentanizador é mostrado na Figura 6. O fluxo inferior oriundo do

despentanizador continha hexeno-3 98 % molar. No reator de isomerização ocorreu cerca de 8,9% de conversão para hexeno-1. Nota-se que o condensador 224 na Figura 4 é o condensador 117 na Figura 3 e o reauecedor 206 na Figura 4 é o reauecedor 123 na Figura 3.

[0107] Usando o fracionador de 100 estágios para processamento de C₆, a razão de refluxo do fracionamento para C₆ foi de 85.4 e a pressão superior foi de 60 kPa. O fluxo superior foi separado em hexeno-1 92 % molar. Este fluxo foi enviado ao fracionador que havia sido previamente operado como despentanizador. O produto superior obtido a partir do segundo fracionador, nesse momento no serviço C₆, foi o hexeno-18,5 % molar. O fracionador operado a uma razão de refluxo de 28,1 e uma pressão superior de 50 kPa. O fluxo inferior foi reciclado para o reator de isomerização. Os perfis de temperatura para o primeiro e segundo fracionadores quando operados no serviço C₆ são mostrados nas Figuras 6 e 7, respectivamente.

[0108] Presume-se que o compressor e o expensor foram operados em pressões de descarga constantes para os serviços C₄ e C₆. Para isso, a pressão do fracionador de C₆ foi ajustada para baixo para conduzir seu perfil de temperatura para o intervalo do fracionador de C₄. Nas pressões selecionadas de 570 kPa e 60 kPa para C₄ e C₆, respectivamente, as temperaturas do condensador e reauecedor são fornecidas na Tabela 24.

Tabela 24 - Temperaturas do Condensador e Reauecedor

Equipamento	Fracionador C ₄ 570 kPa	Fracionador C ₆ 60 kPa
Temperatura do	47,76	46,77

Condensador (C)		
Temperatura do	57,91	72,12
Reaquecedor (C)		

[0109] As temperaturas limitantes na Tabela 24 são a temperatura mais elevada do reaquecedor e a temperatura mais baixa do condensador. Portanto, o fracionador de C₆ determinou as pressões de descarga do compressor e expensor. Usando as de temperatura de saída de 3°C junto com a abordagem da temperatura de saída que é definida como a diferença entre a temperatura de saída do fluido do processo e a temperatura de saída do fluido da bomba de aquecimento, era necessário que o compressor elevasse o ponto de ebulição do fluido para um mínimo de 75,12 C, e que o expensor baixasse o ponto de ebulição para um mínimo de 43,77 C. Para o n-butano como fluido da bomba de aquecimento, as pressões requeridas para essas temperaturas do ponto de ebulição, mostradas na Tabela 25, foram de 916,3 kPa e 420,9 kPa, respectivamente. Pelo fato de o fracionador de C₆ ser limitante em ambas as extremidades, o condensador e o reaquecedor no serviço C₄ têm abordagens de temperatura maiores que 3°C, sendo a abordagem mais notável com igual a 17,21°C no reaquecedor.

Tabela 25 - Descarga do Compressor e Expensor

	Compressor	Expensor
Temperatura (°C)	75,12	43,77
Pressão (kPa)	916,3	420,9

[0110] Sendo fixas as pressões do compressor e expensor, a temperatura de saída do trocador de calor 218 foi ajustada para o mais baixo atingível pela água de resfriamento, 38°C. Sendo fixa a temperatura de ebulição, o

sub-resfriamento a 38°C proporcionou uma capacidade de resfriamento adicional, minimizando a taxa de circulação do fluido através da bomba de aquecimento. A taxa de circulação foi então determinada pela maior capacidade de transferência térmica, que era o condensador. Ajustar a fração do vapor de sávida do condensador para um permitiu ao programa calcular a taxa de circulação, e ajustar a fração do vapor de sávida do reaquecedor para zero permitiu calcular o calor removido, que foi a diferença capacidade de transferência térmica absoluta entre o reaquecedor e condensador, pelo trocador de calor 213.

[0111] As capacidades de transferência térmica do condensador e reaquecedor do fracionador de C₄ foram maiores que as do fracionador de C₆. Pressões de descarga do compressor e expensor constantes (e, portanto, os pontos de ebulição) foram mantidas com capacidades de transferência térmica variáveis do fracionador através do ajuste da taxa de circulação da bomba de aquecimento dependendo do serviço. Sendo assim, foi empregada uma taxa de circulação mínima para condensar e vaporizar plenamente o fluido através do ciclo. A taxa de circulação da bomba de aquecimento foi de 2.393 kgmol/h para o fracionador de C₄ e 1.615 kgmol/h para o fracionador de C₆. A Tabela 26 mostra as taxas de circulação e as capacidades de transferência térmica para ambas as torres.

Tabela 26 - Dados da Bomba de Aquecimento

	Fracionador C ₄	Fracionador C ₆
Taxa de circulação (kgmol/h)	2.393	1.615
Capacidade do	13,95	9,75

condensador (MW)		
Capacidade do	11,48	7,81
Reaquecedor (MW)		
Capacidade E-1 (MW)	0,12	0,54
Capacidade E-2 (MW)	3,81	2,57

[0112] Análogo ao dimensionamento do fracionador para a operação em batelada, é desejável que o serviço C4 e C₆ exija uma área de superfície do trocador de calor equivalente no condensador e no reaquecedor. A diferença das capacidades de transferência térmica é conveniente, visto que, como as maiores capacidades de transferência térmica do fracionador de C₄ também estão associadas a uma maior LMTD devido às restrições de para temperatura impostas pela operação de C₆. A área de superfície exigida do trocador de calor pode aproximada através do cálculo de UA, dados pelas abordagens de capacidades de transferência térmica e temperatura, para cada trocador. Os resultados do cálculo são mostrados na Tabela 27.

$$UA = \frac{Q}{LMTD}$$

Tabela 27 - Dimensionamento do Trocador de Calor

	Condensador		Reaquecedor	
	Fracionador	Fracionador	Depentanizador	Fracionador C ₆
	C ₄	C ₆		
Capacidade de transferência térmica (MW)	13,95	9,75	11,48	7,81
LMTD (C)	6,5	5,4	17,2	5,8
UA (MW/C)	2,14	1,74	0,67	1,26

[0113] Nota-se que, nem os condensadores nem os

reaquecedores são uma correlação exata, a diferença de UA entre operação de C₄ e foi compensada pelo uso de diferentes números de invólucros de trocador de calor em série. Para o trocador das águas de resfriamento no ciclo da bomba de aquecimento, trocadores de calor 213 e 218, a diferença das capacidades de transferência térmica foram equilibradas pela variação das taxas de vazão da água de resfriamento.

[0114] Neste exemplo, o consumo de energia mínimo da bomba de aquecimento foi obtido das seguintes formas:

[0115] Com a restrição de que o compressor e expensor operam em pressões de descarga constantes durante o serviço C₄ e C₆, o trabalho mínimo do compressor foi alcançado por meio da seleção da menor pressão de descarga possível para o compressor e com a maior pressão de descarga possível para o expensor. Desta forma, a menor quantidade possível de trabalho do compressor é executada pelo expensor. Para estabelecer esses limites, as temperaturas de ebulição do n-butano foram selecionadas para estarem contidas na abordagem de temperatura mínima (3°C) do condensador e reaquecedor.

[0116] A água de resfriamento foi usada no trocador de calor 218 para sub-resfriar a 38°C antes que este fluxo entre no condensador. Isso maximizou a capacidade de resfriamento de baixo custo adicional, reduzindo desta forma a taxa de circulação exigida.

[0117] A taxa de circulação mínima foi assegurada utilizando apenas calor latente do n-butano em ambas as porções do ciclo da bomba de aquecimento. O aquecimento ou resfriamento par a região de calor sensível é menos

eficiente por massa, requerendo, portanto, uma taxa de circulação mais elevada. Além disso, apenas a capacidade de transferência térmica suficiente foi removida no trocador de calor 213 (o equivalente para desfazer o trabalho do compressor) para compensar a diferença das capacidades de transferência térmica do condensador e reaquecedor. A taxa de circulação pode ser baixada no serviço C_6 para ajustar as capacidades de transferência térmica mais baixas do trocador.

Exemplo 4 - Análise do Consumo de Energia Com e Sem Bomba de aquecimento

[0118] Neste exemplo, o consumo de energia foi simulado para os casos que usaram e não usaram uma bomba de aquecimento. Quando não é usada uma bomba de aquecimento, tanto o fracionador de C_4/C_6 quanto o despentanizador/fracionador de C_6 exibem perfis de temperatura que permitem o uso da água de resfriamento e vapor no condensador e reaquecedor, respectivamente. No caso da bomba de aquecimento case, presume-se que a serviços públicos foi necessária para acionar o compressor da bomba de aquecimento. Como alternativa, o vapor de pressão elevada pode ser usado. A seleção da energia do compressor é dependente de diversos fatores, como custo, localizado da usina e disponibilidade, portanto, devem ser considerados caso a caso. O condensador da torre e reaquecedor não exigiram qualquer entrada adicional de energia. A água de resfriamento pode ser usada nos trocadores 213 e 218. Pelo fato de a bomba de aquecimento ter sido aplicada apenas ao fracionador de C_4/C_6 , os serviços públicos do despentanizador/fracionador de C_6 de

número 2 não foram alterados em relação ao caso convencional.

[0119] A análise está resumida na Tabela 28. Os custos de energia foram calculados e comparada para um ano de operação em batelada com o processo operando no serviço C₄ por 2.000 horas e no serviço C₆ por 5.333 horas.

Tabela 28 - Resumo dos Serviços públicos

Caso Convencional (Capacidades em MW)		Serviço C₄ (2.000 h)	Serviço C₆ (5.333 h)
Equipamento	Tipo de Serviço Público	Fracionador C ₄	Fracionador C ₆
Condensador	Água de resfriamento	13,95	9,75
Reaquecedor	Vapor	11,48	7,81
Equipamento	Tipo de Serviço público	Depentanizador	Fracionador C ₆ nº 2
Condensador	Água de resfriamento	2,03	2,65
Reaquecedor	Vapor	1,47	2,64
Caso da Bomba de Aquecimento (Capacidades em MW)		Serviço C₄ (2.000 h)	Serviço C₆ (5.333 h)
Equipamento	Tipo de Serviço Público	Fracionador C ₄	Fracionador C ₆
Compressor	Elétrico	1,60	1,08
Troc. de Calor 113	Água de resfriamento	0,12	0,54
Troc. de Calor 118	Água de resfriamento	3,81	2,57
Equipamento	Tipo de Serviço público	Depentanizador	Segundo Fracionador C ₆

Condensador	Água de resfriamento	2,03	2,65
Reaquecedor	Vapor	1,47	2,64

[0120] A partir da Tabela 28, os condensadores do fracionador de C₄ e despentanizador usaram 13,95 e 2,03 MW de capacidade de água de resfriamento, enquanto os dois fracionadores de C₆ usaram 9,42 e 2,65 MW, respectivamente. A capacidade de transferência térmica da torre de resfriamento é avaliada em \$0.50/MBtu. Para um ano de operação:

$$C4\text{ Cost} = (13.95 + 2.03)MW \cdot \frac{1Btu}{1055J} \cdot \frac{\$0.50}{MBtu} \cdot 2000h \cdot \frac{3600s}{h} = \$54,500$$

$$C6\text{ Cost} = (9.75 + 2.65)MW \cdot \frac{1Btu}{1055J} \cdot \frac{\$0.50}{MBtu} \cdot 5333h \cdot \frac{3600s}{h} = \$109,800$$

[0121] Todos os reaquecedores, exceto o despentanizador, operaram em uma temperatura baixa o suficiente para usar um vapor de baixa pressão (344,7 kPag), avaliado em \$2,80/tonelada métrica. A partir das tabelas de vapor saturado, o vapor de 344,7 kPag tinha um calor latente de vaporização de 2121,6 kJ/kg.

$$C4Frac.Cost = 11.48MW \cdot \frac{1000kW}{MW} \cdot \frac{\$2.80}{1000kg} \cdot \frac{1kg}{2121.6kJ} \cdot 2000h \cdot \frac{3600s}{h} = \$109,100$$

$$C6Frac.Cost = (7.81 + 2.64)MW \cdot \frac{1000kW}{MW} \cdot \frac{\$2.80}{1000kg} \cdot \frac{1kg}{2121.6kJ} \cdot 5333h \cdot \frac{3600s}{h} = \$251,600$$

[0122] O reaquecedor do despentanizador operou a 178,8°C, exigindo assim um vapor de pressão médio (1.034,2 kPa), que tem uma temperatura de saturação de 185,6°C. O vapor de pressão médio foi avaliado em \$4,70/tonelada métrica⁴ e tinha um calor latente de vaporização de 1994,9 kJ/kg.

$$DeC5Cost = 1.47MW \cdot \frac{1000kW}{MW} \cdot \frac{\$4.70}{1000kg} \cdot \frac{1kg}{1994.9kJ} \cdot 2000h \cdot \frac{3600s}{h} = \$25,000$$

[0123] O custo energético total anual quando não era incluída uma bomba de aquecimento foi de \$550.000. Para um sistema em batelada sem uma bomba de aquecimento produzindo 5 KTA do produto do hexeno-1, o custo energético é de \$0,1 10 por quilo de hexeno-1.

[0124] Quando a bomba de aquecimento é incluída na simulação, o compressor da bomba de aquecimento exigiu 1,60 MW, quando operado no fracionador de C₄, e 1,08 MW no fracionador de C₆. Os valores de potência foram calculados usando uma eficiência adiabática de 75%. A energia elétrica foi avaliada a \$0,02 por kW-h⁴.

$$C4Cost = 1.60MW \cdot \frac{\$0.02}{kWh} \cdot \frac{1000kW}{MW} \cdot 2000h = \$64,100$$

$$C6Cost = 1.08MW \cdot \frac{\$0.02}{kWh} \cdot \frac{1000kW}{MW} \cdot 5333h = \$115,300$$

[0125] A água de resfriamento exigida é aquela para E-1 e E-2. Adotamos valor idêntico ao do caso convencional.

$$C4Cost = (0.12 + 3.81)MW \cdot \frac{1Btu}{1055J} \cdot \frac{\$0.50}{MBtu} \cdot 2000h \cdot \frac{3600s}{h} = \$13,400$$

$$C6Cost = (0.54 + 2.57)MW \cdot \frac{1Btu}{1055J} \cdot \frac{\$0.50}{MBtu} \cdot 5333h \cdot \frac{3600s}{h} = \$28,300$$

[0126] O custo de energia para o despentanizador/fracionador de C₆, que permaneceu equivalente ao caso convencional, foi de \$122.900. Quando incluído com o fracionador de C₄/C₆, o custo total de energia para o caso da bomba de aquecimento case foi de \$344.100 por ano, ou \$0,069 por quilograma do produto do hexeno-1.

[0127] Os cálculos de custos estão resumidos na abaixo na Tabela 29. Nota-se que o caso da bomba de aquecimento gerou economia de 61% do consumo de energia convencional, e 37% do custo de energia. As economias são de \$0,041 por quilograma do produto do hexeno-1.

Tabela 29 - Resumo do Custo e Energia

Sem Bomba de Aquecimento		Serviço C ₄ (2.000 h)		Serviço C ₆ (5.333 h)	
Equipamento	Tipo de Serviço Público	Fracionador C ₄		Fracionador C ₆	
		Capacidade (MW)	Custo anual	Capacidade (MW)	Custo anual
Condensador	Água de resfriamento	13,95	\$47.611	9,75	\$85.707
Reaquecedor	Vapor	11,48	\$109.091	7,81	\$184.684
Total		25,43	\$156.703	17,56	\$270.391
Equipamento	Tipo de Serviço Público	Depentanizador		Fracionador C ₆ nº 2	
		Capacidade (MW)	Custo anual	(MW)	Custo anual
Condensador	Água de resfriamento	2,03	\$6.932	2,65	\$24.064
Reaquecedor	Vapor	1,47	\$25.002	2,64	\$66.941
Total		3,50	\$31.934	5,29	\$91.005
Capacidade de TT Média (MW)		25,30			
Custo total		\$550.033 (\$0,110/kg de hexeno-1)			
Bomba de Aquecimento		Serviço C ₄ (2.000 h)		Serviço C ₆ (5.333 h)	

Equipamento	Tipo de Serviço Público	Fracionador C ₄		Fracionador C ₆	
		Capacidade (MW)	Custo anual	Capacidade (MW)	Custo anual
Compressor	Elétrico	1,60	\$64.067	1,08	\$115.311
E-1	Água de resfriamento	0,12	\$417	0,54	\$4.939
E-2	Água de resfriamento	3,81	\$13.005	2,57	\$23.399
Total		5,53	\$77.488	4,19	\$143.650
Equipamento	Tipo de Serviço Público	Depentanizador		Fracionador C ₆ nº 2	
		Capacidade (MW)	Custo anual	Capacidade (MW)	Custo anual
Condensador	Água de resfriamento	2,03	\$6.932	2,65	\$24.064
Reaquecedor	Vapor	1,47	\$25.002	2,64	\$66.941
Total		3,50	\$31.934	5,29	\$91.005
Capacidade de TT Média (MW)		9,69			
Custo total		\$344.077 (\$0,069/kg de hexeno-1)			
Economia da CTT		61,7%			
Economia de custo		37,4% (\$0,041/kg de hexeno-1)			

[0128] Para um ano de operação de campanha produzindo 5 KTA de hexeno-1, o consumo de energia e os custos dos dois casos, com e sem uma bomba de aquecimento,

são comparados na Tabela 30. A inclusão da bomba de aquecimento economiza 61% da capacidade de transferência térmica total e 37% do custo de energia do caso convencional.

Tabela 30 - Resumo de Serviço Público

	Caso convencional		Caso de bomba de aquecimento	
	(MW)	Custo anual	(MW)	Custo anual
	13,1	\$164.314	5,8	\$72.756
	10,8	\$385.719	2,3	\$91.943
	0,0	\$0	1,2	\$179.378
Total	23,9	\$550.033	9,4	\$344,077
Economia	-	-	60,8%	37,4%

[0129] Em suma, o processo da campanha difere do anteriormente conhecido processo contínuo em diversos pontos:

1. Os sistemas do fracionador /reator de isomerização de C₆ e C₄ são projetados como uma unidade única. O sistema é operado um período de tempo como o sistema de isomerização/fracionamento de C₄ e durante outro período de tempo como o sistema isomerização/fracionamento de C₆.

2. Com o processamento da campanha, o sistema de fracionador/reator de isomerização combinado é compartilhado. É necessário um tanque de armazenamento intermediário para permitir este tipo de operação. No sistema em batelada, o fracionador/reator de isomerização opera primeiro no serviço C₄ para produzir buteno-1. Este buteno-1 pode ir para o produto do buteno-1, ir adicionalmente à autometátese, ou ambos. O efluente da

autometátese produz materiais leves para recuperação, um fluxo de reciclagem de olefinas C₄/C₅, e hexeno-3 para abastecer um tanque de armazenamento. O fracionador/reator de isomerização é então convertido para o serviço C₆ para produzir hexeno-1.

3. A terceira modificação, em certas modalidades, é a inclusão da bomba de aquecimento de circuito fechado, onde a composição fluido de transferência térmica de trabalho é ajustado para compatibilizar as operações de C₄ e C₆. Usar o mesmo sistema de ciclo fechado para dois sistemas de número de carbono diferentes é singular. Operando no modo de campanha, os recursos de economia de serviço público da troca cruzada entre os superfracionadores de buteno e hexeno são indisponíveis. Isto resultará em serviços públicos mais elevados por unidade do produto do hexeno-1 em comparação ao processo contínuo aperfeiçoado. Para compensar os custos de serviços públicos agregados, um fluxo de transferência de calor circulante é opcionalmente comprimido e expandido para ajustar seu ponto de ebulição no âmbito do intervalo de temperatura do reaquecedor e condensador. A bomba de aquecimento de circuito fechado é usada em tais trocadores em lugar de serviços públicos convencionais. As taxas de vazão e tempos operacionais são manipulados de modo que o desenho da combinação do fracionador/reator de isomerização e da bomba de aquecimento seja cômodo para ambos os serviços C₄ e C₆ para uso associado ao sistema em batelada.

4. Visando reduzir ainda mais os custos econômicos, o despentanizador é usado como uma coluna de topping para purificação do hexeno-1. A capacidade de transferência

térmica do fracionamento necessária para produzir buteno-1 de pureza elevada é inferior à necessária para produzir hexeno-1 (a partir de seus respectivos isômeros). Assim, a torre projetada para ambos os serviços tem que ser "superdimensionada" para o serviço do buteno para acomodar o serviço do hexeno. No entanto, durante a operação do hexeno-1, a torre do despentanizador não está no serviço em certas modalidades. Assim, a capacidade de fracionamento desta torre pode ser usada para proporcionar a capacidade de fracionamento adicional para a purificação do hexeno-1, possibilitando assim que o fracionador principal seja dimensionado para o serviço do buteno, resultando em uma economia de capital adicional.

[0130] Os processos da campanha aqui descritos proporcionam benefícios em relação ao processo contínuo convencional em três aspectos. Primeiro, o equipamento compartilhado do processo da campanha reduz o custo total de capital, em contraste com a exigência de um equipamento exclusivo para o serviço C₄ e C₆. Apesar de a adição da bomba de aquecimento agregar custo ao processo da campanha em si, seu uso resulta em redução dos custos de serviços públicos. Segundo, a natureza da campanha do processo e a flexibilidade de variação dos tempos operacionais para cada uso da tecnologia de isomerização permite variação da produção de buteno-1 e/ou hexeno-1, dependendo da alteração das condições de mercado. Terceiro, a bomba de aquecimento aborda o aumento do consumo de energia perpetrado pela reciclagem do efluente de isomerização, afetando um custo comparável de serviços públicos ao de um processo de rendimento mais baixo que negligencia o sistema de

isomerização.

[0131] Seria interessante que os vários dos recursos e funções revelados acima, bem como outros, ou alternativas aos mesmos, pudessem ser combinados em muitos outros sistemas ou aplicações diferentes. Ademais, é preciso perceber que as modificações, alternativas, variações ou aperfeiçoamentos atualmente não previstos ou pressupostos dos mesmos sejam posteriormente executados pelos indivíduos versados na técnica que também são concebidos para serem englobados pelas reivindicações adiante.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para produzir uma alfa olefina **CARACTERIZADO** pelo fato de que compreende:

obter um fluxo de alimentação compreendendo uma olefina interna dotada de um primeiro número de carbono e uma alfa olefina dotada de um primeiro número de carbono,

isomerizar o fluxo de alimentação em um primeiro reator de isomerização para aumentar a quantidade de alfa olefina dotada do primeiro número de carbono, formando um primeiro efluente de isomerização,

fracionar o primeiro efluente de isomerização em um primeiro fracionador para obter um fluxo inferior que compreende a olefina interna dotada do primeiro número de carbono e um fluxo superior que compreende a alfa olefina dotada do primeiro número de carbono,

submeter o fluxo superior à metátese catalítica em um reator de metátese sob condições e na presença de um primeiro catalisador de metátese para produzir um efluente de olefina misto compreendendo uma olefina interna dotada de um segundo número de carbono e outros hidrocarbonetos,

fracionar o efluente de olefina misto em um segundo fracionador para remover ao menos uma porção dos demais hidrocarbonetos e obter um intermediário da olefina interna,

preparar o primeiro reator de isomerização para receber o intermediário da olefina interna,

isomerizar o intermediário da olefina interna no primeiro reator de isomerização preparado para formar um segundo efluente de isomerização compreendendo uma quantidade maior de alfa olefinas dotadas do segundo número

de carbono,

preparar o primeiro fracionador para receber o segundo efluente de isomerização, e

fracionar o segundo efluente de isomerização no primeiro fracionador preparado para separar a alfa olefina dotada do segundo número de carbono da olefina interna dotada do segundo número de carbono.

2. Processo, de acordo com a reivindicação 1, **CARACTERIZADO** pelo fato de que compreende adicionalmente reciclar ao menos uma porção do fluxo inferior do primeiro fracionador para o primeiro reator de isomerização.

3. Processo, de acordo com a reivindicação 1 ou 2, **CARACTERIZADO** pelo fato de que as olefinas dotadas de um primeiro número de carbono são selecionadas do grupo consistindo em olefinas C₄ a C₆.

4. Processo, de acordo com a reivindicação 1 ou 2, **CARACTERIZADO** pelo fato de que as olefinas dotadas de um primeiro número de carbono são olefinas C₄ e as olefinas dotadas de um segundo número de carbono são olefinas C₆.

5. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 5, **CARACTERIZADO** pelo fato de que compreende adicionalmente usar o segundo fracionador ou um terceiro fracionador para fracionar o segundo efluente de isomerização.

6. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 5, **CARACTERIZADO** pelo fato de que uma porção da alfa olefina dotada de um primeiro número de carbono é extraída do primeiro fracionador como um produto.

7. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 6, **CARACTERIZADO** pelo fato de que o

efluente de olefina misto compreende hidrocarbonetos dotados do primeiro número de carbono, e sendo que o processo compreende ainda separar os hidrocarbonetos dotados do primeiro número de carbono do efluente de olefina misto e reciclar os hidrocarbonetos separados para o reator de metátese.

8. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 7, **CARACTERIZADO** pelo fato de que o primeiro fracionador e/ou o segundo fracionador emprega uma bomba de aquecimento de circuito fechado que fornece troca de calor entre um condensador do efluente e um reaquecedor inferior.

9. Processo, de acordo com a reivindicação 8, **CARACTERIZADO** pelo fato de que preparar o primeiro fracionador para receber o segundo efluente de isomerização inclui ajustar as condições de operação da bomba de aquecimento.

10. Processo, de acordo com a reivindicação 8 ou 9, **CARACTERIZADO** pelo fato de que a bomba de aquecimento de circuito fechado usa como fluido de trabalho um hidrocarboneto ou mistura de hidrocarbonetos, de modo que o ponto de ebulição daquele hidrocarboneto ou mistura permaneça entre o ponto de ebulição do primeiro número de carbono e do segundo número de carbono.

11. Processo, de acordo com a reivindicação 10, **CARACTERIZADO** pelo fato de que o fluido de trabalho é n-butano, quando a alfa olefina do primeiro número de carbono for buteno-1 e a alfa olefina do segundo número de carbono for hexeno-1.

12. Processo, de acordo com qualquer uma das

reivindicações 8 a 11, **CARACTERIZADO** pelo fato de que a bomba de aquecimento inclui ainda um vaporizador.

13. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 12, **CARACTERIZADO** pelo fato de que os demais hidrocarbonetos produzidos na metátese incluem etileno e/ou propileno, e fracionar o efluente de olefina misto inclui remover ao menos uma porção do etileno e/ou do propileno como produto.

14. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 12, **CARACTERIZADO** pelo fato de que os demais hidrocarbonetos produzidos na metátese incluem etileno, compreendendo adicionalmente reagir o etileno com butenos na presença de um segundo catalisador de metátese para produzir propileno.

15. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 14, **CARACTERIZADO** pelo fato de que o efluente de olefina misto compreende penteno-2, compreendendo adicionalmente reagir o penteno-2 com buteno-2 para formar propileno e hexeno-3.

16. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 15, **CARACTERIZADO** pelo fato de que compreende adicionalmente armazenar o intermediário da olefina interna em um primeiro tanque de armazenamento durante a preparação do primeiro reator de isomerização e do primeiro fracionador e, em seguida, transferir o intermediário da olefina interna do primeiro tanque de armazenamento para o primeiro reator de isomerização após preparação.

17. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 1 a 16, **CARACTERIZADO** pelo fato de que

compreende adicionalmente armazenar o fluxo inferior que compreende a olefina interna dotada do primeiro número de carbono em um segundo tanque de armazenamento durante a preparação do primeiro reator de isomerização e do primeiro fracionador e, em seguida, transferir o intermediário da olefina interna do segundo primeiro tanque de armazenamento para o reator de metátese após preparação.

18. Processo, de acordo com a reivindicação 1 ou 2, **CARACTERIZADO** pelo fato de que:

a alfa olefina dotada de um segundo número de carbono é hexeno-1,

a olefina interna dotada de um primeiro número de carbono é buteno-2,

a alfa olefina dotada de um primeiro número de carbono é buteno-1,

os outros hidrocarbonetos são etileno,

as olefinas internas dotadas de um segundo número de carbono são hexeno-3, e

o segundo efluente de isomerização compreende hexeno-1 e hexeno-2 e o hexeno-3 remanescente.

19. Processo, de acordo com a reivindicação 18, **CARACTERIZADO** pelo fato de que a alimentação de C₄ é obtida a partir de uma reação que envolve um processo de oligomerização de etileno ou metanol.

20. Processo, de acordo com a reivindicação 18 ou 19, **CARACTERIZADO** pelo fato de que compreende adicionalmente remover ao menos uma porção do buteno-1 do fluxo superior do primeiro fracionador como um produto de buteno-1.

21. Processo, de acordo com a reivindicação 18 ou 19, **CARACTERIZADO** pelo fato de que compreende adicionalmente

reagir o produto de buteno-1 com penteno-2 na presença de um segundo catalisador de metátese para produzir propileno e hexeno-3.

22. Processo, de acordo com qualquer uma das reivindicações 18 a 21, **CARACTERIZADO** pelo fato de que compreende adicionalmente reagir ao menos uma porção do buteno-2 no fluxo inferior do primeiro fracionador com etileno na presença de um segundo catalisador de metátese para produzir propileno.

23. Sistema para produzir uma alfa olefina, **CARACTERIZADO** pelo fato de que compreende:

um primeiro reator de isomerização configurado para isomerizar um primeiro lote de uma olefina dotada de um primeiro número de carbono para formar um efluente do primeiro reator de isomerização e subsequentemente processar um segundo lote de uma olefina dotada de um segundo número de carbono para formar um efluente do segundo reator de isomerização,

um reator de metátese posicionado a jusante do primeiro reator de isomerização, sendo o reator de metátese configurado para desproporcionar o efluente do primeiro reator de isomerização para formar um produto da reação de metátese,

um primeiro fracionador posicionado a jusante do reator de isomerização e que é configurado para fracionar separadamente o primeiro e o segundo efluentes do reator de isomerização,

um segundo fracionador posicionado a jusante do reator de metátese para remover os hidrocarbonetos leves do produto da reação de metátese,

um tanque de armazenamento disposto a jusante do primeiro ou segundo fracionador, e

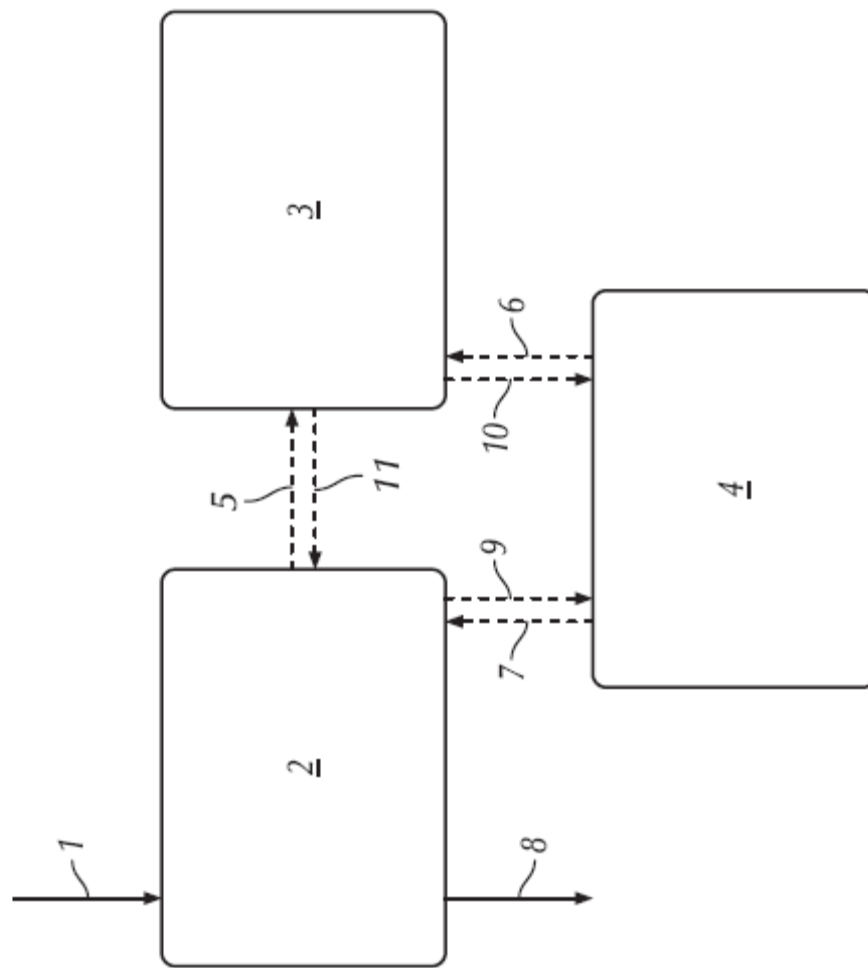
uma linha de saída do tanque de armazenamento que conecta o tanque de armazenamento a uma entrada do primeiro reator de isomerização e/ou à entrada do reator de metátese.

24. Sistema, de acordo com a reivindicação 23, **CARACTERIZADO** pelo fato de que o primeiro fracionador inclui duas colunas de fracionamento separadas.

25. Sistema, de acordo com a reivindicação 23 ou 24, **CARACTERIZADO** pelo fato de que o segundo fracionador é configurado para fornecer ainda uma capacidade de fracionamento adicional para fracionar o efluente do segundo reator de isomerização.

26. Sistema, de acordo com qualquer uma das reivindicações 23 a 25, **CARACTERIZADO** pelo fato de que o primeiro fracionador e/ou o segundo fracionador são parte de um subsistema de fracionamento que inclui um condensador e um reaquecedor, sendo que o condensador e o reaquecedor formam uma bomba de aquecimento.

27. Sistema, de acordo com a reivindicação 26, **CARACTERIZADO** pelo fato de que a bomba de aquecimento inclui ainda um vaporizador associado ao fracionador.

**FIG. 1**

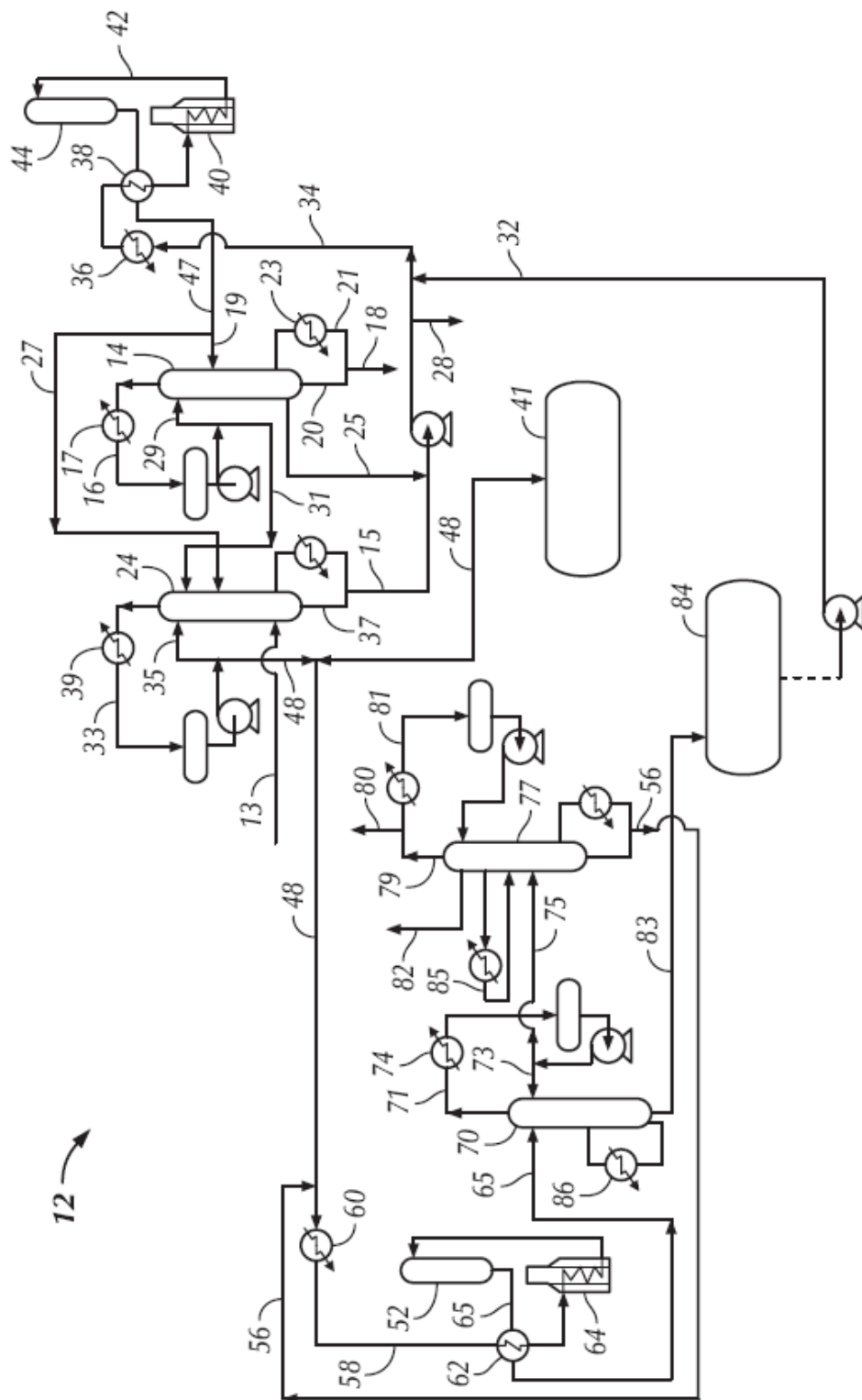


FIG. 2

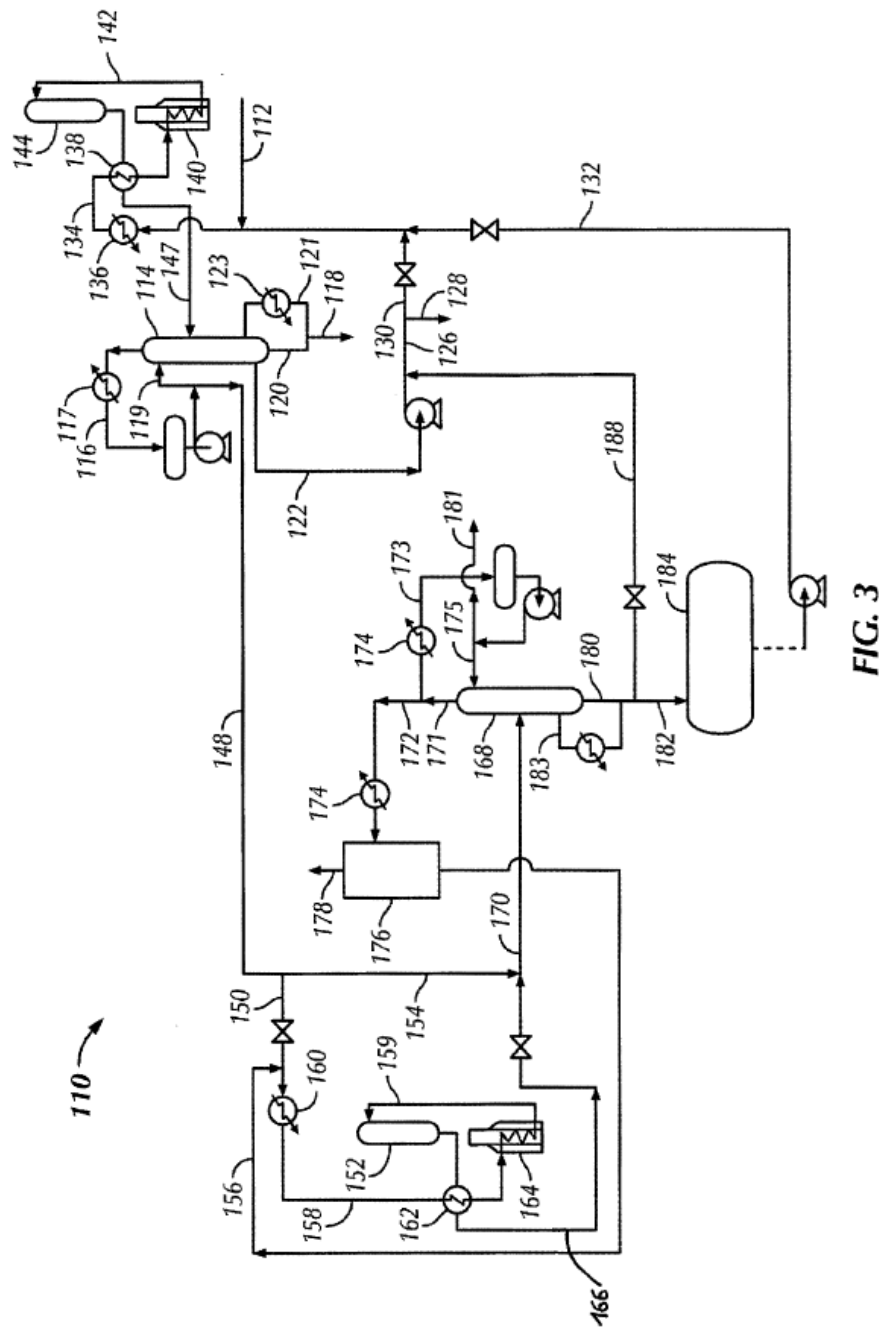


FIG. 3

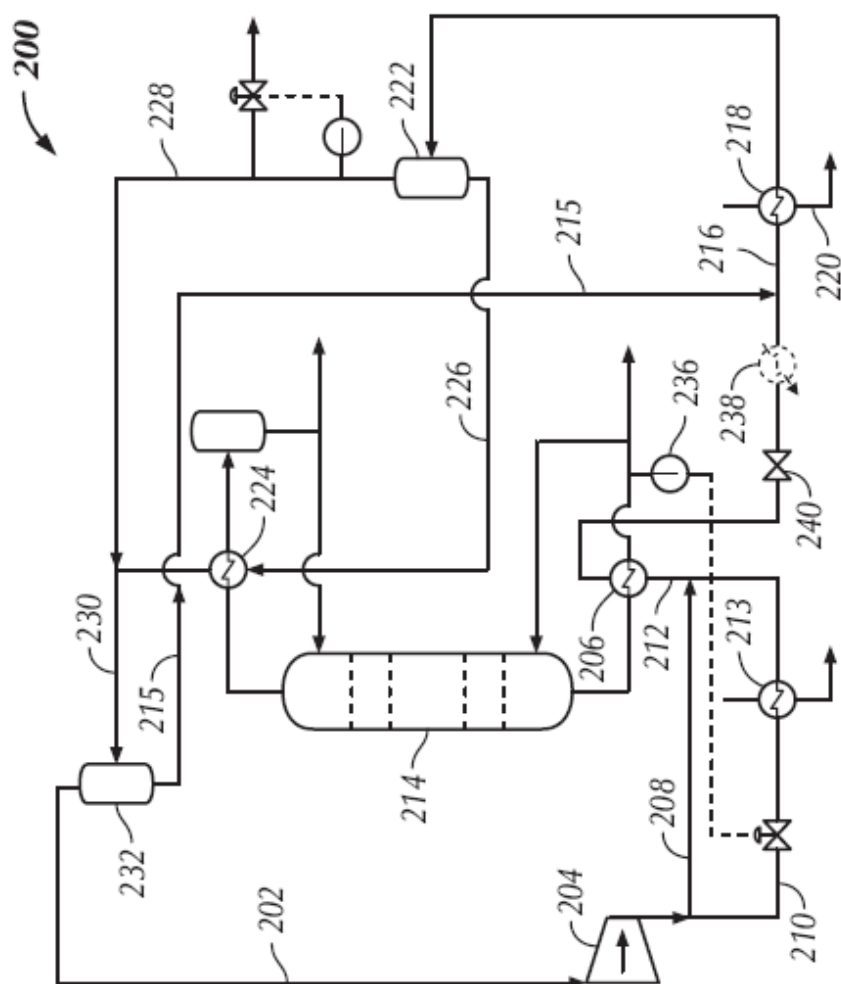


FIG. 4

