



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

(11) PI 0917908-9 B1

(22) Data do Depósito: 02/04/2009

(45) Data de Concessão: 05/06/2018



(54) Título: PROCESSO E SISTEMA PARA A PRODUÇÃO DE 1-HEXENO A PARTIR DE BUTENOS

(51) Int.Cl.: C07C 11/107; B01D 3/14; B01D 3/32

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

(72) Inventor(es): ROBERT J. GARTSIDE; MARVIN I. GREENE; QUINCY J. JONES; THULUSIDAS CHELLPPANNAIR

**PROCESSO E SISTEMA PARA A PRODUÇÃO DE 1-HEXENO A PARTIR DE
BUTENOS**

Pedidos relacionados

[001]Este pedido reivindica prioridade ao pedido provisório U.S. nº. 61/072.993, depositado em 4 de abril de 2008.

Fundamentos

[002]As modalidades descritas no presente documento referem-se à produção de alfa olefinas lineares e, mais particularmente, a processos de produção de alfa olefina linear que têm consumo de energia reduzido.

[003]As alfa olefinas lineares podem ser produzidas pela oligomerização seletiva de etileno. Em geral, a oligomerização é conduzida na presença de um catalisador, tal como um catalisador de metal alquilado. Os longos tempos de permanência são usados para produzir as cadeias de hidrocarboneto de comprimento variados. A ligação dupla de olefina permanece na posição alfa à medida que cada molécula de etileno é adicionada. A oligomerização de etileno produz um amplo espectro de produtos de alfa olefina linear. O fracionamento extensivo é exigido para separar as alfa olefinas que têm diferentes números de carbono.

[004]A patente U.S. nº. 3.776.974 é direcionada a um processo para a produção de monoolefinas lineares na linha de detergente por meio do desproporcionamento de alfa olefinas lineares com 2-buteno para produzir beta olefinas lineares tanto com números de carbono menores como com maiores. A fração de beta olefinas inferiores resultante é submetida ao desproporcionamento para produzir 2-buteno e

monoolefinas internas lineares.

[005]A patente U.S. nº. 6.727.396, atribuída a Lummus Technology Inc., descreve um processo para a produção de alfa olefinas lineares no qual uma alfa olefina linear que tem um primeiro número de átomos de carbono é submetida a uma reação de metátese sob condições e na presença de um catalisador que minimiza ou elimina isomerização de ligação dupla e/ou esquelética. O produto de reação inclui etileno e uma olefina interna linear (LIO) que tem um número de átomos de carbono maior do que o primeiro número de átomos de carbono. Especificamente, a alfa olefina linear de alimentação com o número de carbono n é submetida à metátese com uma segunda alfa olefina linear de alimentação para formar o etileno e uma olefina interna linear com número de carbono $2n-2$. A olefina interna linear resultante pode ser, então, isomerizada para produzir uma alfa olefina linear. Em uma modalidade descrita no presente documento, o 1-buteno é submetido a uma reação de autometátese sob condições e na presença de um catalisador de metátese que minimiza ou elimina a isomerização de ligação dupla e esquelética para produzir um produto de reação que inclui etileno e 3-hexeno. O 3-hexeno é, então, isomerizado a 1-hexeno. Na reação de autometátese, as condições de catalisador e reação são de modo que minimizem a isomerização do material de partida de 1-buteno. O catalisador usado para a reação de autometátese pode consistir em um catalisador suportado ou não-suportado e o catalisador total consiste em um que tem uma quantidade minimizada tanto de locais ácidos como básicos. Os catalisadores de isomerização típicos incluem os óxidos de

metal básicos ou zeólitas promovidas.

[006]O superfracionamento é conhecido para o uso na separação de dois componentes que têm pontos de ebulição similares. Em geral, o superfracionamento envolve um número significativo de placas teóricas e altas razões de refluxo em uma coluna de destilação e, deste modo, grandes quantidades de entrada de energia são exigidas para fornecer as funções de condensação e refervimento.

[007]Seria útil fornecer sistemas e métodos para a redução do consumo de energia na produção de alfa olefinas lineares que envolvem o superfracionamento.

Sumário

[008]Uma modalidade consiste em um processo que compreende (a) separar um fluxo de buteno misturado que compreende 1-buteno e 2-buteno em um fluxo de 1-buteno superior e um fluxo de 2-buteno inferior em uma coluna de destilação de buteno, sendo que uma parte do fluxo de 2-buteno inferior é separado para formar um fluxo de refervedor de buteno que é aquecido e vaporizado em um refervedor e retornado para a coluna de destilação de buteno, (b) submeter ao menos uma parte do fluxo de 1-buteno superior a partir de (a) à metátese catalítica para produzir um efluente que inclui 3-hexeno, (c) isomerizar o 3-hexeno a partir de (b) para produzir um fluxo de hexeno misturado que compreende 1 -hexeno, 2-hexeno e 3-hexeno, (d) separar o fluxo de hexeno misturado em uma torre de fracionamento de hexeno para formar uma fluxo superior de vapor de 1-hexeno que é condensado em um refrigerador e um fluxo inferior que compreende 2-hexeno e 3- hexeno, e (e) utilizar o calor obtido por meio da condensação do fluxo

superior de vapor de 1-hexeno de (d) para aquecer o fluxo de refulvedor de buteno de (a).

[009] Outra modalidade consiste em um sistema para a produção de 1-hexeno a partir de butenos, que compreende uma coluna de destilação de buteno, um reator de metátese, uma zona de recuperação de metátese, um reator de isomerização de hexeno, uma torre de fracionamento de hexeno e um condensador. A coluna de destilação de buteno é configurada para separar o 1-buteno do 2-buteno e tem um refulvedor de buteno associado à mesma, que inclui uma primeira fonte de calor. O reator de metátese converte o 1-buteno para 3-hexeno e etileno. A zona de recuperação de metátese separa o 3-hexeno do etileno. O reator de isomerização de hexeno é configurado para isomerizar o 3-hexeno a 1-hexeno e 2-hexeno e a coluna de destilação de hexeno é configurada para separar o vapor de 1-hexeno do 2-hexeno e 3-hexeno. O condensador condensa o vapor de 1-hexeno. A primeira fonte de calor para o refulvedor de buteno consiste em ao menos uma parte do calor da condensação do vapor de 1-hexeno.

[010] Uma modalidade adicional consiste em um processo de separação que compreende obter uma mistura de hidrocarboneto que compreende um primeiro hidrocarboneto, um segundo hidrocarboneto e hidrocarbonetos de ebulição maior, em que o segundo hidrocarboneto tem um ponto de ebulição em pressão atmosférica que é maior do que o ponto de ebulição do primeiro hidrocarboneto em pressão atmosférica por 0,3 a 10°C. A mistura de hidrocarboneto é dividida em um primeiro fluxo de alimentação e um segundo fluxo de alimentação. O primeiro fluxo de alimentação é

alimentado a um primeiro estágio intermediário de uma primeira coluna de destilação e o segundo fluxo de alimentação é alimentado a um segundo estágio intermediário de uma segunda coluna de destilação. A primeira coluna de destilação opera em uma pressão superior maior do que a segunda coluna de destilação. Um primeiro destilado que contém a maioria do primeiro hidrocarboneto é removido a partir do topo da primeira coluna de destilação, ao menos parcialmente condensado, e alimentado à segunda coluna de destilação em um terceiro estágio intermediário acima do segundo estágio intermediário. Os hidrocarbonetos de ebulição maior são removidos a partir do fundo da primeira coluna de destilação. O primeiro hidrocarboneto é removido a partir do topo da segunda coluna de destilação e o segundo hidrocarboneto é removido a partir do fundo da segunda coluna de destilação. Ao menos uma parte do segundo hidrocarboneto que é removido a partir do fundo da segunda coluna de destilação é aquecida com o uso do primeiro destilado e é retornado para a segunda coluna de destilação.

[011] Outra modalidade consiste em um sistema de superfracionamento que compreende uma primeira zona de destilação e uma segunda zona de destilação. A primeira zona de destilação inclui uma primeira coluna de destilação, um primeiro condensador com uma primeira fonte de agente refrigerante e um primeiro refeedor com uma primeira fonte de calor. A primeira coluna de destilação tem uma primeira entrada de alimentação configurada para receber uma primeira parte de alimentação nova, uma primeira saída de destilado e uma primeira saída de partes

inferiores. A segunda zona de destilação inclui uma segunda coluna de destilação configurada para operar em uma pressão menor do que a primeira coluna de destilação, um segundo condensador e um segundo refulvedor com uma segunda fonte de calor. A segunda coluna de destilação tem uma segunda entrada de alimentação configurada para receber uma segunda parte de alimentação nova, uma terceira entrada de alimentação disposta acima da segunda entrada de alimentação e configurada para receber ao menos uma parte do destilado a partir da primeira zona de destilação, uma segunda saída de destilado e uma segunda saída de partes inferiores. A segunda fonte de calor para o segundo refulvedor inclui a primeira fonte de agente refrigerante para o primeiro condensador.

Breve descrição dos desenhos

[012]A Figura 1 é um desenho esquemático de uma parte de um sistema para a produção de 1-hexeno, de acordo com uma modalidade.

[013]A Figura 2 é um desenho esquemático de um sistema de superfracionamento de pressão dupla convencional.

[014]A Figura 3 é um gráfico que mostra o consumo de energia para determinadas modalidades apresentada, conforme comparado aos sistemas convencionais.

[015]A Figura 4 é um desenho esquemático de um sistema de superfracionamento de pressão dupla de uma modalidade descrita no presente documento.

[016]A Figura 5 mostra uma variação do sistema da Figura 4, no qual uma bomba de calor de circuito aberto é empregada.

[017]A Figura 6 mostra esquematicamente um sistema de

fracionamento-isomerização convencional para se obter uma alfa olefina linear.

[018]A Figura 7 mostra esquematicamente um novo sistema de fracionamento-isomerização para se obter uma alfa olefina linear.

[019]A Figura 8 é um fluxograma de processo que mostra um processo total para a produção de 1 -hexeno, de acordo com determinadas modalidades.

Descrição detalhada

[020]As modalidades descritas no presente documento fornecem processos para a produção de alfa olefina linear que resultam no uso de energia reduzido na produção. Em uma modalidade, o condensador superior a partir da torre de separação de hexeno é usado como o refeedor para a torre de separação de buteno. Isto fornece uma exigência de aquecimento total reduzida para o sistema. Em outra modalidade, a qual pode ser usada separadamente ou em conjunto com a primeira modalidade, é usado um sistema de fracionamento de duas torres para todas ou tanto para a torre de purificação de buteno como de hexeno. A alimentação é dividida e alimentada a duas torres separadas, mas integradas, que operam em duas pressões diferentes e a troca de calor ocorre de uma maneira em que resulte na produção de custo menor.

[021]Para uso na presente invenção, o termo "superfracionamento" se refere à separação por meio de destilação de dois ou mais componentes que têm diferença nos pontos de ebulição entre 0,3 e 10°C. "Metátese catalítica", para uso na presente invenção, se refere a uma reação de desproporcionamento entre duas olefinas para

produzir duas olefinas diferentes.

[022]Na produção de hexenos a partir de uma reação de metátese que envolve a autometátese de buteno, existem três estágios do processo geral. Primeiro, o 1-buteno é produzido a partir de um fluxo de C4, tal como um fluxo de refinado 2. Em seguida, o 1-buteno é submetido ao auto-desproporcionamento ou autometátese para formar o etileno e 3-hexeno. Finalmente, o 3-hexeno é isomerizado ao 1-hexeno, o qual é, então, purificado. Cada um dos estágios do processo é descrito abaixo em detalhes adicionais.

[023]Na produção de 1-buteno, o refinado 2 é alimentado a um sistema de isomerização de buteno / destilação de combinação. O refinado 2 consiste em um fluxo de C4 que compreende butanos, buteno-1 e buteno-2 com quantidades significativamente reduzidas tanto de isobutileno e butadieno. O produto da destilação contém tipicamente um fluxo superior que contém 1-buteno de ao menos 90 %, em peso, de pureza. Devido à baixa volatilidade relativa entre os isômeros de buteno normal, é exigido um número muito grande de bandejas de destilação com uma razão de refluxo muito alta para se alcançar a separação. Dadas estas exigências, a torre de destilação exige energia significante para a função de refervimento e condensação.

[024]No auto-desproporcionamento ou autometátese de 1-buteno para formar o etileno e 3-hexeno, o 1-buteno é reagido sobre o catalisador de metátese e os produtos desta reação são separados em um sistema de fracionamento. Há uma série de opções de fracionamento em termos de seqüência de fracionador, desde que os produtos incluam os produtos de número de carbono a partir de C2 a C7. As exigências do

sistema de fracionamento consistem em (1) separação dos produtos de C2/C3 para a recuperação como olefinas valiosas, (2) a reciclagem das olefinas de C4/C5 para se alcançar altos rendimentos do processo e (3) a separação do fluxo predominantemente de 3-hexeno conforme a alimentação ao estágio final do processo. Os exemplos não-limitadores de catalisadores de autometátese adequados consistem nos óxidos de metal do Grupo VI B ou Grupo VII B, tais como óxido de tungstênio, óxido de molibdênio ou óxido de rênio.

[025]Na etapa final da produção de 1-hexeno, isto é, a isomerização de 3-hexeno ao 1-hexeno e a purificação do 1-hexeno, a purificação ocorre em um segundo "superfracionador". Esta destilação é muito mais difícil do que aquela para o fracionamento de 1-buteno. Um grande número de bandejas e razões de refluxo muito altas são exigidos, resultando no consumo de energia considerável. Em conjunto, a energia exigida para a separação de buteno e a separação de hexeno representam um consumo de energia considerável para o processo total. Os vários processos e sistemas descritos no presente documento reduzem o uso de energia na produção de alfa olefinas lineares, tais como um 1-hexeno.

[026]Um processo para a redução de consumo de energia na produção de 1-hexeno a partir de butenos consiste em utilizar o vapor de bandeja superior de divisor de hexeno para aquecer o líquido da bandeja inferior do divisor de buteno. Isto elimina tanto o consumo de energia de aquecimento do sistema de separação de n-buteno como a exigência de resfriamento superior para o sistema de separação de torre de hexeno.

[027] Tanto o divisor de buteno como o divisor de hexeno exigem altas concentrações de alfa-olefina no líquido de condensador superior como o produto. Em muitos casos, o divisor de buteno exige mais do que 90% de 1 -buteno no fluxo de produto e, às vezes, mais do que 95%. O divisor de hexeno exige muitas vezes mais do que 98% de 1 -hexeno no fluxo de produto. As volatilidades relativas das olefinas internas (2-buteno, 2-hexeno e 3-hexeno) e as alfa olefinas (1 - buteno e 1 -hexeno) nas torres de buteno e hexeno são muito baixas, de tal modo que o fracionamento exige um número significativo de estágios e refluxo em ambas as torres. A volatilidade relativa consiste na razão da pressão de vapor dos componentes individuais em temperatura idênticas e representa a tendência relativa em separar por meio de fracionamento. Quanto maior a volatilidade relativa, mais fácil a separação.

[028] Em um sistema convencional, o divisor de buteno é projetado para operar na menor pressão possível a fim de aumentar a volatilidade relativa entre o 1 -buteno e o 2-buteno e, deste modo, otimizar a separação exigida. O aumento da volatilidade relativa reduz a quantidade de refluxo exigido e o nível de funções de aquecimento/resfriamento. No entanto, a temperatura necessária para resfriar o líquido do condensador restringe a pressão da torre de buteno. As pressões muito baixas da torre de buteno resultam em temperaturas superiores que estão fora da faixa de temperatura da água de resfriamento e, deste modo, exigem refrigeração e energia de processo adicional para fornecer esta refrigeração. Para esta aplicação, a(s) torre(s) de buteno seria(m) tipicamente

projetada(s) para aproximadamente 70 psig (0,48MPag).

[029]O divisor de hexeno em um sistema convencional é projetado da mesma maneira que o(s) divisor(es) de buteno pelas mesmas razões descritas acima, isto é, o uso de uma baixa pressão de torre otimiza a separação mediante o aumento da volatilidade relativa. À medida que os hexenos ferem em uma temperatura maior do que os butenos, as torres de hexeno podem funcionar em pressão atmosférica ou abaixo e utilizar ainda a água de resfriamento no condensador. Esta torre é tipicamente operada em pressões que se situam na faixa a partir de -10 a 5 psig (-0,068 a 0,034MPag).

[030]Em uma das modalidades descritas no presente documento, o divisor de hexeno é operado em uma pressão maior a fim de possibilitar que o fluxo de vapor superior seja usado para aquecer o fluxo do refeedor do divisor de buteno. A operação do(s) divisor(es) de hexeno em uma pressão maior resulta em mais estágios teóricos em uma razão de refluxo constante, à medida que as volatilidades relativas são reduzidas conforme a pressão absoluta aumenta. Conforme indicado pela simulação de computador descrita abaixo na tabela 1, o aumento da pressão superior do divisor de hexeno a partir de 0 a 15 psig (0 a 0,10MPag) resulta em um aumento a partir de 103 estágios de separação teóricos a 125 estágios. Isto constitui um aumento de 21%. A torre de pressão maior teria, deste modo, um custo de capital maior devido ao número de estágios aumentado.

Tabela 1: Comparação de pressão da torre de hexeno (na mesma razão de refluxo)

DIVISOR DE 1-HEXENO/2-,3-HEXENO

	Baixa pressão da torre	Alta pressão da torre
Pressão superior (PSIG)	0 (0MPa)	15 (0,10MPag)
Razão de refluxo	105	105
Volatilidade relativa (1-HEX/CIS 2-HEX)	1,220	1,193
Volatilidade relativa (1-HEX/TR 2-HEX)	0,872	0,874
Volatilidade relativa (1-HEX/CIS 3-HEX)	1,124	1,109
Volatilidade relativa (1-HEX/TR 2-HEX)	1,144	1,124
Estágios	103	125

* Mesmas especificações de componente de fundo e superior da torre usadas em ambos os casos

[031]Alternativamente, se o número idêntico de estágios for usado em uma pressão superior de 15 psig (0,10MPa), a torre de pressão maior exigiria uma razão de refluxo maior para se alcançar o mesmo grau de separação. Isto aumentaria tanto o diâmetro da torre, resultando em um aumento no custo de capital, como também o uso de energia resultando a partir da função de refervimento e condensação aumentada.

[032]No processo em que a torre de hexeno é operada para fornecer a função de refervedor para a torre de buteno, a pressão da torre de buteno deveria ser, de preferência, maior do que 70 psig (0,48MPa), ou na faixa de cerca de 70 psig (0,48MPa) a cerca de 100 psig (0,68MPag), a fim de evitar o uso de refrigeração no condensador. Isto resulta em uma temperatura do refervedor na torre de C4 de

aproximadamente 59,44°C. Mediante a operação da torre de hexeno em pressões elevadas, o condensador superior (temperatura mais fria na coluna de hexeno) pode ser elevado a um ponto onde é possível utilizar o condensador da torre de hexeno como o refeedor para a coluna de C4. Devido ao fato que isto aumento as exigências de fracionamento (estágios, refluxo ou ambos) para a torre de hexeno, é inesperado que a elevação da pressão da torre de hexeno para permitir o uso do condensador para fornecer a função de refervimento da torre de buteno irá resultar em uma economia de energia líquida.

[033]Para a troca de calor do líquido da bandeja de fundo do divisor de 1-buteno/2-buteno com o vapor da bandeja superior de 1 -hexeno / 2- hexeno e 3-hexeno, em um mínimo, a pressão da torre de hexeno precisa ser aumentada para a faixa de "alta-pressão" descrita na tabela 1 (15 psig (0,10MPag)). A operação em uma pressão menor na torre de hexeno reduz a abordagem mínima de trocador de calor conforme mostrado na tabela 2 abaixo:

Tabela 2: Pressões & temperaturas do fluxo para o processo integrado

	Temperatura (C)	Pressão (PSIG)
Líquido da bandeja de fundo da torre de buteno	59,44	75 (0,51MPag)
Vapor da bandeja superior da torre de hexeno	61,67	0 (0MPag)
	86,11	15 (0,10MPag)

[034]A operação da torre de hexeno em pressão

atmosférica iria resultar em uma temperatura do vapor da bandeja superior que não poderia aquecer de maneira eficaz o líquido da bandeja inferior de buteno, embora isto seja ótimo para o fracionamento de hexeno. O uso da alta pressão da torre de hexeno é contra-intuitivo à medida que isto resulta em mais bandejas para se alcançar a separação exigida. No entanto, com o uso da alta pressão da torre de hexeno, o vapor de hexeno pode ser usado para aquecer o fluxo de refeedor de buteno. Isto economiza energia para o sistema em geral.

[035]A Figura 1 mostra um sistema que tem a integração de calor descrita acima. O sistema em geral é designado como 100. O sistema inclui um divisor de 1-buteno/2-buteno 102 com um refeedor 104 e um divisor de 1-hexeno/2- e 3-hexeno 106 com um tambor de refluxo 108. O fluxo de vapor de 1-hexeno 110 é removido a partir do topo do divisor de hexeno 106 e é usado como o fluxo de aquecimento no refeedor 104, resultando em uma redução na temperatura do fluxo 110 através do refeedor 104 e usualmente algum grau de condensação do fluxo 110. O fluxo 112 é removido a partir do fundo do divisor de buteno 102 e é dividido em fluxo de refeedimento 114 e um fluxo inferior de buteno 116. O fluxo 114 é aquecido no refeedor 104 e é, então, retornado para a extremidade inferior do divisor de buteno 102.

[036]Após o fornecimento de calor no trocador de calor 104, se necessário, o fluxo de vapor de 1-hexeno 110 é adicionalmente resfriado em um trocador de calor 118 com o uso de um fluxo de água de resfriamento 120 até que seja completamente condensado. O fluxo de 1-hexeno 110 resfriado

é enviado para um tambor de refluxo 108. Uma parte do efluente a partir de tambor 108 é retornada para o divisor 106 à medida que o fluxo de refluxo 122 e o restante é removido como um fluxo de produto de 1-hexeno 124. No caso descrito acima, a função de condensador exigida para a torre de hexeno 106 é maior do que a função de refeedor para a torre de buteno 102. Em projetos alternativos, onde a composição do buteno é mais diluída ou, alternativamente, onde um fluxo de 1-buteno do produto é tomado em adição a um fluxo de 1-buteno que chegaria a metátese, a função do refeedor do divisor de buteno seria maior do que a função do condensador do divisor de hexeno. Nestes casos, em vez de um refrigerador adicional no fluxo 110, existiria um refeedor adicional no fluxo 114 para fornecer o equilíbrio da função de refeedor para o divisor de buteno.

[037]A extensão da redução de vapor/água de resfriamento nos divisores de buteno e hexeno depende das especificações da torre e da capacidade de produção. A integração de calor descrita em conexão com a Figura 1 pode render uma redução significativa tanto na água de resfriamento (CW) como no vapor para aquecimento (LPS). As tabelas 3 e 4 abaixo comparam a energia para o processo antes e depois da integração da torre de hexeno e da torre de buteno para uma capacidade de produção de 50 KMTA de 1 hexeno.

Tabela 3: Sumário de restante de energia para o caso de autometátese de alta seletividade - antes da troca de energia

	Isomeri- zação de C4	Autometátese	Isomerização de C6	Total
Vaporizador de alimentação (LPS), KW	4141	2447	9747	
Aquecedor de alimentação (combustível), KW	971	1088	1816	
Função de condensador de torre 1 (CW), KW		CW 2500, Refrig. 80	24920 Líquido = 0 (a)	
Função de refervedor de torre 1 (LPS), KW		3756	19810	
Função de condensador de torre 2 (CW), KW	35110	7551	31070 (b)	
Função de refervedor de torre 2 (LPS), KW	28400 (b)	3682	23980 Líquido = 0 (a)	
Bomba, potência, KW	104	50	165	
Utilidade total				

Combustível, KW				3.875
-5 Ref, KW				80
CW, KW				76231
LPS, KW				68301
HPS, KW				3.682
Potência, KW				319

Tabela 4: Sumário de restante de energia para o caso de autometátese de alta seletividade - após a troca de energia

	Isomerização de C4	Autometá- tese	Isomeriza ção de C6	Total
Vaporizador de alimentação (LPS), KW	4141	2447	9747	
Aquecedor de alimentação (combustível), KW	971	1088	1816	
Função de condensador de torre 1 (CW), KW		CW 2500, Refrig. 80*	940 (a)	
Função de refervedor de torre 1 (LPS), KW		3756	19810	
Função de condensador de torre 2 (CW),	35110	7551	2670 (b)	

KW				
Função de refervedor de torre 2 (LPS), KW	0 (b)	3682**	0 (a)	
Bomba, potência, KW	104	50	165	
Utilidade total				
Combustível, KW				3.875
-5 Ref, KW				80
CW, KW				48.771
LPS, KW				39.901
HPS, KW				3.682
Potência, KW				319

[038]Notas:

1. Na autometátese, a torre 1 consiste em um despropilenizador (DEC3) e a torre 2 consiste em um despentenizador (DEC5).

(i) * - O condensador de DEC3 consiste em refrigerante de -5 graus. (ii) ** - O fervedor de DEC5 consiste em vapor de alta pressão.

(iii) 2500 KW CW trocado em DEC3 para reduzir a função de refrigerante. Valores mostrados separadamente

2. Na isomerização de C6, a torre 1 consiste em pressão maior e a torre 2 consiste em pressão menor do que a torre 1.

3. A integração de energia -

(a) troca entre o condensador da torre 1 e o

refervedor da torre 2 no sistema de isom. de C6. Mostrado como líquido=0 para ambos os casos. Parte do sistema de duas torres.

(b) troca entre o condensador da torre 2 na isom. de C6 e o refervedor na isom. de C4.

(Nota - Na primeira tabela - os valores refletem as funções antes da troca)

[039]Conforme pode ser observado a partir destas tabelas, mediante a troca do refervedor de buteno com o condensador de hexeno, as exigências de CW são reduzidas a partir de 76231 KW a 48771 KW ou 36%, e a função de aquecimento de vapor de baixa pressão (LPS) é reduzida a partir de 68301 KW a 39901 KW ou 42%.

[040]Para as altas capacidades de produção, podem ser empregados múltiplos divisores de 1 -buteno/2-buteno, assim como múltiplos divisores de 1-hexeno/ 2- e 3- hexeno. Sob este cenário, os fluxos combinados mostrados como fluxo 112 do divisor de buteno pode ser trocado em relação aos fluxos combinados mostrados como fluxo 110 dos divisores de hexeno. Em alguns casos, pode ser exigido um trocador de água de resfriamento de ajuste adicional.

[041]Outra técnica para aumentar a eficiência do processo consiste em dividir a alimentação para o divisor de buteno e/ou a alimentação para o divisor de hexeno em duas torres separadas e operar as duas torres em diferentes pressões nos processos de superfracionamento. Quando usada na separação de hexeno, esta característica das modalidades apresentadas reduz o consumo de energia do sistema de torre de hexeno por cerca de 33 % no número equivalente de bandejas e pressão de operação. Estas economias são

geralmente aplicáveis a um sistema de superfracionamento em que os hidrocarbonetos com baixas volatilidades relativas são separados. Para um sistema de hexeno, as vantagens alcançadas por esta modalidade são adicionadas às vantagens que podem ser alcançadas pelo sistema de troca de calor integrado descrito acima.

[042]Os superfracionadores consomem altas quantidades de energia tanto no serviço de refervimento como de condensação. Os estudos publicados mostram diversas opções para a redução do custo de energia para as torres de superfracionamento. Os sistemas conhecidos incluem:

(a) duplas torres de pressão, nas quais a torre é dividida em duas torres de diferentes. A primeira torre é operada em uma pressão maior do que a segunda torre e o condensador da primeira torre é usado para reverter a segunda torre, e

(b) uso de uma bomba de calor. Neste caso, o vapor superior é comprimido a uma pressão maior. A energia de compressão aquece o vapor a uma temperatura maior. O vapor de pressão maior/temperatura maior é, então, condensado (na temperatura maior) fornecendo a função de refervimento para a torre. Esta opção não economiza energia em si, mas permite a operação sob condições que economizariam energia. Mediante a redução da pressão das torres, a volatilidade relativa dos hidrocarbonetos é aumentada. Isto permite menos estágios, menos refluxo ou ambos para se alcançar uma determinada separação. No entanto, a operação de pressão menor irá reduzir a temperatura da torre e pode exigir refrigeração para a função de condensador em oposição à água de resfriamento. Isto pode aumentar o consumo de

energia. Mediante a operação de uma bomba de calor, tanto a função de temperatura menor quanto a função de refervimento podem ser fornecidas por meio de energia compressiva que não resulta em um aumento na energia devido à refrigeração adicionada.

[043]O sistema (a), um sistema de torre dupla, tem sido usado em diversas seqüências de torre de separação, tais como para separar olefinas menores a partir de seus análogos de parafina. Se uma única torre for projetada para o serviço, 100 % da função de condensador estão na parte superior e 100% da função de refervimento está no fundo. Isto representa a diferença de temperatura máxima sobre a torre. Mediante o fracionamento com o uso de duas torres em duas pressões diferentes, cada torre pode ser operada em uma razão de refluxo diferente e as funções podem ser otimizadas tanto em termos de energia total como de nível de energia. O nível de energia pode ser definido em muitos casos como a temperatura de refrigeração com os níveis mais frios que exigem mais energia nos sistemas de refrigeração. Esta integração não é diferente ao uso de refervedores laterais ou inter-refrigeradores laterais para ajustar os perfis de refluxo e temperatura dentro de um uma única torre para otimizar as utilidades.

[044]De acordo com as modalidades descritas no presente documento, quando o 1 -hexeno é separado a partir do 2- e 3-hexeno em um sistema de duas torres com alimentação dividida, a diferença na pressão no topo de cada uma dentre as duas colunas de destilação é usualmente de 4 a 40 psi (0,027 a 0,27MPa), 6 a 20 psi (0,041 a 00,137MPa) ou 8 a 15 psi (0,05 a 0,103MPa). Quando outros componentes com

ebulição próxima são separados com o uso do sistema de duas torres descrito no presente documento, a diferença de pressão no topo das duas colunas de destilação é usualmente na faixa de 4 a 40 psi (0,027 a 0,27MPa), 6 a 20 psi (0,041 a 0,137MPa) ou 8 a 15 psi (0,05 a 0,103MPa). A escolha ótima de pressão diferencial é ajustada pela diferença de temperatura desejada para a troca de calor e tamanho resultante (e custo) do trocador.

[045]A chave para utilizar de maneira eficaz o sistema (a) consiste em equilibrar a operação de cada uma das duas torres de tal modo que a função de condensação da primeira torre fique compatível com a função de reaquecimento exigida da segunda torre. Em alguns casos, permite-se que um desequilíbrio exista e a diferença é feita mediante a instalação de um pequeno reaquecedor externamente aquecido ou, alternativamente, um pequeno condensador resfriado, para compor a diferença. Isto é muitas vezes usado para fornecer o controle do sistema. Outra possibilidade consiste em ajustar a função de fracionamento em cada torre para se alcançar um equilíbrio. As formas convencionais de equilibrar a operação consistem em deslocar a função a partir de uma torre à outra ao se deixar alguma parte do vapor a partir da primeira torre desviar para a segunda torre ou, alternativamente, permitindo que alguma parte do líquido a partir da segunda torre seja deixada passar para a primeira torre. Na primeira opção convencional, a alimentação da torre é enviada para a primeira coluna ou de pressão maior. A quantidade da função de condensação para a primeira torre é controlada pela operação de um desvio de vapor a partir da primeira torre para a segunda torre. Este

desvio desloca a função a partir da parte de condensação de uma torre para a função de refervimento da outra, permitindo, assim, que o condensador da torre 1 fique compatível com a função do refervedor da torre 2. As economias realizadas a partir deste tipo de sistema consistem principalmente em níveis de energia (temperaturas) em vez da economia de energia total. Adicionalmente, para as torres com grandes números de estágios, a divisão da torre em duas torres distintas reduz o custo comparado com uma única torre muito alta.

[046]É fornecida abaixo uma comparação entre um sistema de torre única convencional e um sistema de duas torres convencional com o desvio de vapor a partir da primeira torre para a segunda torre. Os casos A e B representam os sistemas de torre única com capacidades e número de bandejas diferentes. O caso E utiliza as bandejas de gotejamento de pressão menor (torre dP = 20 kPa versus 35 kPa para os casos A e B). Os casos C e D representam os sistemas de duas torres com capacidades similares, mas número diferente de bandejas. O sistema de hexeno de torre única consiste em uma unidade de destilação convencional que tem tipicamente 100+ (usualmente 150 +) estágios. Os estágios são numerados a partir do topo. A alimentação entra no estágio número 75. O produto 1-hexeno é removido como o destilado. O 2-hexeno e 3-hexeno na parte inferior são reciclados para o reator de isomerização de hexeno (não mostrado), onde são isomerizados para resultar em uma mistura de 1 -, 2- e 3- hexeno e o fluente retornado para a torre. Desta maneira, o 3-hexeno é convertido a 1 -hexeno. Uma pequena purga é removida a partir do sistema. As

especificações da torre são dadas na tabela 5. Os casos A e B operam em diferentes fluxos e pressões e número diferente de estágios e que geram purezas de 1-hexeno ligeiramente diferentes.

Tabela 5: Sumário das especificações para os casos de torre de hexeno única convencional

Parâmetro	Torre única Caso A	Torre única Caso B	Torre única Caso E
Alimentação ao sistema de hexeno	76,3 kmol/h (51296 KTA)	40,7 kmol/h (27464 KTA)	36,5 kmol/h (24640 KTA)
Taxa de prod. de 1-Hex.	73,4 kmol/h 49360 KTA 98,3 %, em peso, de 1-hex.	37,8 kmol/h 25461 KTA 98,44 %, em peso, de 1-hex.	33,8 kmol/h 22760 KTA 98,5 %, em peso, de 1-hex.
Número de estágios	125	150	150
Estágio de alimentação	75	75	75
Pressão do condensador	207 Kpa	120 Kpa	120 Kpa
Pressão do refeedor	241 Kpa	140 Kpa	140 Kpa
Especificações de topo	0,8 mol % (2- + 3-) hex.	1,5 mol % (2- + 3-) hex.	1,4 mol % (2- + 3-) hex.
Especificações de fundo	1 mol % de 1-hex.	0,75 mol % de 1-hex.	1,6 mol % de 1-hex.
Outras especificações			C7 no fundo = 45 mol %
Estágio de líquido			145

de retirada lateral			
Alimentação de reciclagem/nova			13

[047]Uma separação de destilação de pressão dupla convencional de 1 -hexeno é realizada em duas torres com 100 estágios cada, fornecendo um total de 200 estágios. Um desenho esquemático do sistema de duas torres é mostrado como a Figura 2 e é geralmente designado como 200. O sistema inclui uma primeira torre de destilação 202 e uma segunda torre de destilação 204. A alimentação que contém aproximadamente 8% de 1 hexeno com o restante que compreende principalmente 2 e 3 hexeno e uma pequena quantidade de material de C7+, entra na primeira torre 202 no estágio 40 no fluxo 206. O produto do fundo desta torre no fluxo 211 é principalmente C7+, o qual é purgado no fluxo 213, sendo que o restante é retornado para o fundo da torre 202 no fluxo 215. O produto destilado a partir da primeira torre é de 35% de 1 -hexeno no fluxo 212. Uma retirada lateral de vapor é tomada a partir do estágio 81 da primeira torre 202 no fluxo 217 para equilibrar as funções de troca. Se a primeira torre 202 for formada de modo inteiriço com um sistema de reação de isomerização, uma retirada lateral de líquido é tomada a partir do estágio 87 no fluxo 214 para a alimentação ao sistema de reação de isomerização. O fluxo de reciclagem que compreende predominantemente 2 e 3 hexeno é misturado com a alimentação de 3 hexeno novo (não mostrado), passado através do reator de isomerização (não mostrado) para produzir algum 1 hexeno a partir dos 2 e 3 hexenos, e é retornado para a primeira torre como alimentação 206.

[048]O destilado a partir da primeira torre 202 no fluxo 212 é condensado em um condensador 216 e é, então, dividido em um fluxo de refluxo 218, o qual entra no topo da primeira torre 202, e um fluxo de destilado 220. O fluxo de destilado 220 entra na segunda torre 204 no estágio 54. A retirada lateral de vapor no fluxo 217 entra na segunda torre 204 no estágio 90. O fluxo 217 entra em um estágio menor do que o fluxo 220, desde que seja retirado em um estágio menor e, deste modo, contém menos 1-hexeno. O produto 1-hexeno é removido como o destilado a partir da segunda torre 204 no fluxo 222, condensado e dividido em um fluxo de produto de 1-hexeno 223 e um fluxo de refluxo 225. O produto do fundo a partir da segunda torre 204 no fluxo 224 é refervido no refervedor 228 e uma parte é retornada para a segunda torre 204 no fluxo 226. Outra parte é misturada com a retirada lateral de líquido a partir da primeira torre no fluxo 214 para formar o fluxo 232, o qual é reciclado para o reator de isomerização de hexeno. Uma pequena purga pode ser removida no fluxo 234, se exigido.

[049]A segunda torre 204 opera em uma pressão menor do que a primeira torre 202. Isto possibilita que o condensador 216 da primeira torre 202 seja operado em uma temperatura maior do que o refervedor 228 da segunda torre 204, permitindo a troca de calor entre os mesmos. Deste modo, a integração de calor é alcançada mediante a ligação do condensador da primeira torre 202 com o refervedor da segunda torre 204. As especificações da torre são dadas na tabela 6. São apresentados dois projetos diferentes no quais o número total de estágios de fracionamento é variado. O primeiro caso utiliza 100 bandejas em cada uma

das duas torres (total de 200), enquanto que o segundo utiliza 150 bandejas em cada uma das duas torres (total de 300).

Tabela 6 - Sumário das especificações para os casos de desvio de vapor de duas torres de hexeno convencional

Parâmetro	Caso C Torre 1	Caso C Torre 2	Caso D Torre 1	Caso D Torre 2
Alimentação nova ao sistema de hexeno	34,2 kmol/h 23088 KTA		34,2 kmol/h 23096 KTA	
Taxa de prod. de 1-Hex.		33,4 kmol/h 22472 KTA 98,5 %, em peso, de 1-hex.		33,4 kmol/h 22544 KTA 98,5 %, em peso, de 1-hex.
Número de estágios	100	100	150	150
Estágio de alimentação	40	54, 90	32	58, 105
Pressão do condensador	207 Kpa	117 Kpa	207 Kpa	117 Kpa
Pressão do refeedor	241 Kpa	138 Kpa	241 Kpa	138 Kpa
Especificações de topo	65 mol % (2- + 3-) hex.	1,15 mol % (2- + 3-) hex.	65 mol % (2- + 3-) hex.	0,6 mol % (2- + 3-) hex.

Especificações de fundo	95 mol % de C7	1 mol % de 1-hex.	95 mol % de C7	1 mol % de 1-hex.
Estágio de vapor de retirada lateral	81	NA	90	NA
Taxa de vapor de retirada lateral	185 kmol/h	NA	208 kmol/h	NA
Estágio de líquido de retirada lateral	87	NA	129	
Taxa de líquido de retirada lateral	118 kmol/h	NA	118 kmol/h	NA

[050]O consumo de energia para os casos de torre única A-B e E e os casos de duas torres C-D é mostrado abaixo nas tabelas 7 e 8.

Tabela 7 - Sumário do uso de energia para os casos de torre única convencionais A-B e E

Parâmetro	Caso A	Caso B	Caso E
Alimentação ao sistema de hexeno	76,3 kmol/h (51296 KTA)	40,7 kmol/h (27464 KTA)	36,5 kmol/h (24640 KTA)
Taxa de prod. de 1-Hex.	73,4 kmol/h 49360 KTA	37,8 kmol/h 25461 KTA	33,8 kmol/h 22760 KTA

	98,3 %, em peso, de 1-hex.	98,44 %, em peso, de 1-hex.	98,5 %, em peso, de 1-hex.
Q, condensador, KW	60.030	30.300	24.560
P superior Kpa	206		
T condensador C	86		68
Q refervedor KW	47.480	24.100	19.030
T refervedor C	99		9
Q, condensador, KW/KTA de prod. de 1-hex.	1,216	1,19	1,08
Q refervedor KW/KTA de prod. de 1-hex.	0,962	0,9465	0,836
(Qc+Qr) KW/KTA 1-hex.	2,178	2,1325	1,91
Recuperação de hexeno (produto/alimentação) %	96,2	92,7	92,3

Tabela 8 - Sumário do uso de energia para os casos de duas torres C-D com o uso de uma retirada lateral de vapor convencional para controlar o restante

Parâmetro	Caso C	Caso C	Caso D	Caso D
	Torre 1	Torre 2	Torre 1	Torre 2
Alimentação nova ao sistema de hexeno	34,2 kmol/h 23088 KTA		34,2 kmol/h 23096 KTA	
Taxa de prod. de 1-Hex.		33,4 kmol/h 22472 KTA 98,5 %, em peso, de 1-hex.		33,4 kmol/h 22544 KTA 98,5 %,

				em peso, de 1- hex.
Q, c, KW	24.640	26.290	15.910	17.720
P superior KPa	207	117		
Condensador T, graus C	91	68	91	68
Q, r, KW	21.210	21.490	12.730	15.890
Refrervedor, T, graus C	124	78	124	78
Net Q, c, KW	26.290		17.720	
Net Q, r, KW	21.210		12.730	
Net Q, c, KW/KTA Prod.	1,17		0,786	
Net Q, r, KW/KTA Prod.	0,944		0,5646	
(Qc+Qr) KW/KTA Prod.	2,114*		1,35**	
Alimentação de reciclagem/nova	10,5		10,3	
Recuperação de hexeno	97,3		97,6	

*100 BANDEJAS POR TORRE (=200) **150 BANDEJAS POR TORRE (=300)

[051]Quando os resultados são representados em forma de tabela, em termos de uso de energia, é evidente que o uso de energia total para os dois sistemas é similar em um número equivalente de estágios de destilação. Isto é mostrado no gráfico da Figura 3. O uso de energia tanto do desvio de vapor de torre única como de duas torres descem

ao longo de uma curva similar. Existem leves diferenças dependendo da pressão operacional com o caso de torre única de pressão menor que tem cerca de 10% de energia específica menor. Conforme pode ser observado, o caso A tem uma alta recuperação (especificações rígidas) comparado ao caso B. Isto não tem um impacto dramático sobre a energia. No entanto, o caso B e o caso E têm recuperação similar, mas o caso E tem muito menos bandeja dP. Isto impacta a volatilidade relativa.

[052]As vantagens de um sistema de duas torres com um desvio de vapor não estão na energia por tonelada de produto, mas na capacidade de aumentar a temperatura do refeedor da primeira torre. Neste caso, a temperatura do refeedor é aumentada a partir de 99° C para o caso de torre única a 124° C para o caso de duas torres. Os sistemas de desvio de vapor de duas torres são mais aplicáveis para os sistemas de refrigeração em que o refeedor exige a refrigeração. Em muitos casos, este aumento pode deslocar a função a partir de uma temperatura baixa que exige a compressão de refrigeração a um nível de temperatura maior que exige menos refrigeração ou pode ser potencialmente refeedido por vapor ou uma fonte de energia de custo menor. Embora o caso exemplificado não utilize a refrigeração, o deslocamento na temperatura do refeedor ilustra o princípio. Observa-se que, em muitos casos com números muito grandes de bandejas (>100), as torres são projetadas como duas torres em série para reduzir os custos mediante a redução das fundações e estruturas. Se a torre deve ser construída como duas colunas em série, a disposição de pressão dupla é preferida.

[053]Outras modalidades apresentadas no presente documento consistem em sistemas de duas torres de pressão dupla com divisão de alimentação e integração de calor, junto com os métodos correspondentes. Estes sistemas têm consumo de energia reduzido, conforme comparado ao sistema de duas torres de pressão dupla convencional descrito acima. O sistema e o método são esquematicamente mostrados na Figura 4. O sistema total é designado como 250. Embora o desenho e a descrição sejam direcionados à separação de 1 - hexeno a partir do 2-hexeno e 3-hexeno, o escopo da modalidade inclui a produção de outros tipos de componentes com ebulição próxima.

[054]A separação por destilação de 1 -hexeno a partir do 2- e 3-hexeno é realizada nas torres 252 e 254. Na modalidade que é ilustrada, a torre 252 tem 80 estágios e a torre 254 tem 70 estágios. Deste modo, o número total de estágios (150) é o mesmo que em um do caso de torre única descrito acima. Observa-se que, em prática, outros números de estágios podem ser usados.

[055]A alimentação para o sistema de separação é dividida, com uma parte do fluxo de alimentação 256 que entra na primeira torre 252 como fluxo 258 no estágio 25. A outra parte entra na segunda torre 254 como fluxo 260 no estágio 60. O produto de fundo da torre 252 no fluxo 261 consiste principalmente em C7 e a maior parte deste é purgada no fluxo 263. Um refeedor 259 aquece o fluxo do refeedor 265, o qual é retornado para a primeira torre 252. O destilado a partir da primeira torre 252 no fluxo 262 consiste em 40% de 1 -hexeno. Uma retirada lateral de líquido que contém 2-hexeno e 3-hexeno é tomada a partir do

estágio 74 da primeira torre 252 como fluxo 264, para a alimentação ao sistema de reação de isomerização (não mostrado). Este fluxo de reciclagem que compreende predominantemente 2- e 3-hexeno, é misturado com a nova alimentação de 3-hexeno (não mostrada), passado através do reator de isomerização (não mostrado) para produzir algum 1-hexeno a partir dos 2- e 3-hexenos, e é retornado para a primeira torre como alimentação 256.

[056]O destilado 262 a partir da primeira torre 252 é condensado in condensador 266 e o condensado é separado em um fluxo de refluxo 268, o qual retorna para o topo da primeira torre 252, e um fluxo de alimentação da segunda torre 270, o qual entra na segunda torre 254 no estágio 40, o qual fica acima do ponto de alimentação para a segunda parte da nova alimentação que entra no estágio 60. Observa-se que podem ser usados locais de retirada lateral e alimentação além daqueles descritos no presente documento.

[057]O produto 1-hexeno é removido a partir da segunda torre 254 como o destilado no fluxo 272. O destilado 272 é condensado em um condensador 274 e separado em um fluxo de refluxo 273 e um fluxo de produto de 1-hexeno 275. O produto de fundo a partir da segunda torre 254 no fluxo 274 é parcialmente refervido em um refervedor 278. O fluxo refervido é separado em fluxo 276, o qual é retornado para o fundo da segunda torre 254, e um fluxo inferior restante 280. O fluxo inferior 280 é misturado com a retirada lateral de líquido no fluxo 264 a partir da primeira torre como fluxo 282. Uma parte de fluxo 282 é separada como um fluxo de purga de C6 284 e o fluxo restante 286 é reciclado para o reator de isomerização de hexeno (não mostrado).

[058]A segunda torre 254 opera em uma pressão menor comparada à primeira torre 252. Isto possibilita que o condensador da primeira torre fique em uma temperatura maior do que o refeedor da segunda torre, permitindo a troca de calor entre os mesmos. Estas funções são equilibradas pelas divisões da alimentação para as torres. Mediante o envio de mais ou menos alimentação nova para a torre 2, as funções relativas do refeedor 278 e do condensador 266 podem ser equilibradas. Deste modo, a integração de calor é alcançada mediante a ligação do condensador da primeira torre com o refeedor da segunda torre.

[059]As vantagens adicionais ao processo da Figura 4 podem ser realizadas se for incorporada uma bomba de calor que circule um fluido de calor e resfriamento entre o refeedor 259 da segunda torre 252 e o condensador 274 para a primeira torre 254. Em uma modalidade, é usada uma bomba de calor de circuito aberto que emprega o destilado a partir da primeira torre 254, conforme mostrado na Figura 5. Nesta modalidade, muitos dos componentes do sistema são os mesmos, sendo que o sistema total é designado em 250', com a alimentação 256' sendo dividida na alimentação de primeira torre 258' que entra na primeira torre 252' e na alimentação de segunda torre 260' que entra na segunda torre 254'. O destilado 262' é removido a partir da primeira torre 252', condensado no condensador 266' e separado em fluxo de refluxo 268' e fluxo de alimentação de segunda torre 270'. As diferenças consistem no fato de que o destilado 272' a partir da segunda torre 254' é comprimido em um compressor 290 e usado como o fluido de

aquecimento no refeedor 259'. O fluxo 272' é, então, separado em um separador 292 em um fluxo de vapor 275', o qual é removido como produto, e um fluxo de líquido 273', o qual é usado como um fluxo de refluxo para o fracionador 254'. Nesta modalidade, o compressor pressuriza o vapor quente à pressão que irá resultar na temperatura de refeedimento desejada.

[060]As especificações da torre para uma simulação computadorizada são dadas na tabela 9. Na tabela, o caso F representa uma torre de divisão de alimentação de duas torres. Neste exemplo, a pressão da primeira torre de alimentação de divisão é consideravelmente elevada, comparada ao sistema de torre única. A pressão superior da segunda torre é aproximadamente equivalente à pressão superior da torre única. Isto permite a troca equivalente entre o condensador de hexeno e o refeedor da torre de buteno, conforme discutido acima, se este for usado em combinação com esta modalidade.

Tabela 9: Sumário das especificações para o caso F

Parâmetro	Caso F Torre 1	Caso F Torre 2
Alimentação ao sistema de hexeno	36,5 kmol/h 24640 KTA	
Taxa de prod. de 1-Hex.		33,8 kmol/h 22736 KTA 98,5 %, em peso, de 1-hex.
Número de estágios	80	70
Estágio de alimentação	25	40, 60

Pressão do condensador	207 Kpa	117 Kpa
Pressão do refervedor	241 Kpa	138 Kpa
Especificações de topo	60 mol % (2 + 3) hex.	1,4 mol % (2 + 3) hex.
Especificações de fundo	1,0 mol % de 1-hex.	2,5 mol % de 1-hex.
Outras especificações	C7 no fundo = 45 mol %	
Estágio de líquido de retirada lateral	74	
Alimentação de reciclagem/nova	13	

Tabela 10 - Sumário dos resultados para o caso F

Parâmetro	Caso A	Caso B
Alimentação ao sistema de hexeno	36,5 kmol/h 24640 KTA	
Taxa de prod. de 1-Hex.		33,8 kmol/h 22736 KTA 98,5 %, em peso, de 1-hex.
Q, c, KW	17.000 Nota 1	18.800
Condensador T, graus C	90	67
Q, r, KW	13.830	16.740 Nota 1
Energia líquida	Caso F	
Q,c, KW líq.	18.800	
Q,r, KW líq.	13.830	
Q,c/KTA Prod. líq.	0,83	
Q,r/KTA Prod. líq.	0,61	

(Qc+Qr) /KTA Prod.	1,44	
Alimentação de reciclagem/nova	13	
Recuperação de hexeno	92,3	

Nota 1 - o condensador da torre 1 é trocado com o refeedor da torre 2

[061]A tabela 10 apresenta o sumário dos resultados da simulação. O uso de energia do sistema de divisão de alimentação de duas torres tem reduzido a 1,44 KW/KTA de produto hexeno-1. Isto também é mostrado na Figura 3 como "Divisão de alimentação de duas torres". Este valor pode ser comparado a 2,13 para o sistema de torre única com o número idêntico de bandejas e especificações e queda de pressão de bandeja equivalentes. Isto consiste em uma redução de 32%. A única torre operada com o mesmo número de bandejas de queda de pressão menor (bandejas de custo maior) e menos recuperação de 1 -hexeno consiste ainda em 23% de energia maior (1,91 versus 1,44). Adicionalmente, a energia é comparável ao sistema de duas torres de pressão dupla convencional que exige duas vezes o número de bandejas. Isto representa uma vantagem de capital substancial para o sistema das modalidades apresentadas. A primeira torre do sistema de duas torres opera em uma pressão maior do que o sistema de torre única (ou a segunda torre). Deste modo, uma grande parte do fracionamento ocorre em uma pressão maior, conduzindo a um diâmetro de torre menor para esta parte e, deste modo, uma economia nos custos de capital.

[062]É inesperado que a disposição mostrada na Figura 4 conduza a uma redução significativa no uso de energia para

um sistema de duas torres usado na separação de misturas que contêm materiais com pontos de ebulição muito próximos. As torres de alimentação de separação têm sido utilizadas em algumas aplicações com o uso de torres únicas na quais cada parte da alimentação de divisão consiste em uma composição diferente. Por exemplo, uma torre de alimentação de divisão é conhecida para o uso após uma separação de vapor-líquido. Neste caso, o vapor é alimentado mais alto na torre e o líquido é alimentado mais baixo na torre para que se tenha a vantagem da separação flash de equilíbrio. A alimentação na composição de alimentação idêntica e de fases similares (vapor ou líquido) nos locais que estão 25 bandejas de fracionamento separadas, localizada em duas torres diferentes, e operada em diferentes pressões é contrária à prática de fracionamento estabelecida que busca por um ótimo local de alimentação. O ótimo local de alimentação é tipicamente definido pelo ponto dentro da torre no qual uma composição similar ocorre. No entanto, com o uso do conceito das modalidades apresentadas como um meio de equilíbrio da operação de um sistema de duas torres - duas pressões, economias de energia significantes podem ser realizadas.

[063]Na modalidade de alimentação de divisão que é descrita, os níveis de pressão das torres podem ser elevados ou reduzidos para otimizar o uso de energia use. Isto pode conduzir a economias de energia adicionais nos sistemas de refrigeração, tais como com os sistemas de duas torres convencionais, em adição à obtenção de economia de energia do fracionamento absoluto.

[064]Em uma modalidade adicional, a local da retirada

lateral do fluxo 264 na Figura 4 a partir da primeira torre 252 pode ser selecionado a fim de minimizar o teor de 1 - hexeno deste fluxo dependente das particularidades do projeto do sistema. Conforme indicado acima, devido à volatilidade relativa aproximada entre o 1 - hexeno e os 2- e 3-hexenos, a separação do 1 -hexeno de alta pureza (>99 mol %) exige um número significativo de estágios e refluxo da torre. Com conseqüência disto, a etapa de fracionamento de hexeno requer grande quantidade de energia. O fracionador de hexeno remove o 1 -hexeno na parte superior da torre e o 2- e 3-hexeno na parte inferior da torre. A parte inferior da torre de 2- e 3-hexeno é reciclada para o reator de isomerização de hexeno, onde forma mais 1 - hexeno. O efluente do reator de isomerização de hexeno é combinado com a nova alimentação de 3-hexeno e retornado para o fracionador de hexeno. Em qualquer temperatura determinada de saída do reator de isomerização, a concentração de 1 -hexeno é limitada pelo equilíbrio. A operação em altas temperaturas é limitada pela acumulação de resíduos e a operação em temperaturas menores é limitada pelo equilíbrio desfavorável. A conversão por passagem para o reator de isomerização é ajustada pela concentração de entrada de 1 -hexeno no fluxo de reciclagem e a concentração de saída na saída do reator ajustada por equilíbrio.

[065]Espera-se que um indivíduo que esteja construindo um sistema para a produção de alfa olefinas lineares, tais como 1 -hexeno, projete um sistema de fracionamento para se alcançar uma baixa concentração de 1 -hexeno na parte inferior do fracionador (um exemplo de 1 mol % é mostrado

no modo 1 abaixo), aumentando, assim, a conversão por passagem do reator de isomerização de hexeno a jusante. A mais baixa concentração possível de 1 -hexeno no sistema de torre é no fundo da torre. Um esquema de torre única é plausível, devido ao fato de que uma baixa concentração de 1 -hexeno na parte inferior do fracionador reduz a quantidade de reciclagem da torre de hexeno. A Figura 6 mostra um fracionador convencional 290. Uma parte do fluxo inferior 291 é reciclado para um reator de isomerização de hexeno 292 e é, então, retornado para o fracionador 290. O projeto da Figura 6 (Modo 1, mostrado abaixo, com uma baixa concentração de 1 - hexeno na parte inferior) também permite uma alta recuperação de 1 -hexeno (razão de 1-hexeno produzida sobre os hexenos totais na alimentação nova), devido ao fato de que pouco 1 -hexeno é perdido através da purgação.

[066]O esquema da Figura 7 pode ser usado em conjunto com a modalidade da Figura 4 e também pode ser incorporado na modalidade da Figura 2. Na modalidade representada na Figura 7 (Modo 2), uma retirada lateral de torre de hexeno é removida em uma composição de 1 -hexeno maior do que está presente no fundo da torre e é alimentado ao reator de isomerização de hexeno. Mais especificamente, o fracionador 294 tem uma retirada lateral 295, a qual é enviada para um reator de isomerização 296. Um exemplo não-limitador da concentração de 1 -hexeno na retirada lateral consiste em 2,5 moles % de 1-hexeno. A concentração maior de 1 -hexeno na alimentação do reator reduz a conversão do reator de hexeno por passagem e aumenta a taxa de reciclagem do reator de isomerização de hexeno por 2,7%. Este aumento irá

aumentar a exigência de energia para o reator de isomerização. A purga de hexeno (parte inferior da torre) na Figura 7 (Modo 2) é ainda removida a partir do fundo da torre na mesma especificação de fundo de 1 -hexeno. O modo 2 aumenta a taxa de reciclagem do reator de isomerização de hexeno por 25%, aumentando, assim, as utilidades do sistema de isomerização que inclui a vaporização e pré-aquecimento e, deste modo, não é óbvio que o fluxo de refluxo interno da torre de hexeno diminua por uma quantidade maior em uma base absoluta. Como consequência disto, há uma redução líquida no consumo de energia de isomerização mais torre e na razão de refluxo com o uso do modo 2 para a mesma taxa de recuperação de 1 -hexeno. Esta redução líquida no fluxo de refluxo da torre ocorre devido ao fato de que é exigida menos energia para se atender a especificação de reciclagem de isomerização de hexeno ligeiramente relaxada.

[067]O uso de energia reduzido quando o modo 2 é usado em vez do modo 1 é mostrado abaixo na tabela 11.

Tabela 11 - Restante de material e energia que mostram o efeito da retirada lateral

Parâmetro	Modo 1	Modo 2
Restante de material		
Alimentação de C6 para sistema de hexeno, kg/h	6751	6751
Fluxo de reciclagem de C6, kg/h	92468	94937
Fluxo de purga, kg/h	690	684
Prod. de 1-hex., kg/h	6061	6067
Outros parâmetros		
Taxa de alimentação de reciclagem/nova	13,69	14,06

Razão de refluxo da torre de C6	93,3	88,2
1-hex. em purga de fundo, mol %	1,0	1,0
1-hex. em fluxo de reciclagem, mol %	1,0	2,50
Restante de energia		
Função de condensador da torre de C6, MKCAL/h	47,01	44,5
Função de refeedor da torre de C6, MKCAL/h	36,03	33,29
Combustível de aquecedor de alimentação rx, MKCAL/h	1,26	1,50
LPS de vaporizador de alimentação rx, MKCAL/h	9,29	9,29
Bomba de reciclagem de C6	16,4	16,9
Uso de energia total (torre mais reator de isomerização) MM Kcal/h	93,59	88,58

[068]Conforme mostrado na tabela 11, o uso de energia total diminui a partir de 93,59 MM Kcal/h a 88,58 MM Kcal/h, quando o modo 2 é usado, resultando em uma redução de energia de cerca de 5%.

[069]Determinadas modalidades do processo de autometátese descritas na patente U.S. nº. 6.727.396 incluem um reator de isomerização de buteno e um reator de isomerização de hexeno usado para converter as olefinas de hexeno e buteno internas para alfa olefinas externas, respectivamente. Além disso, o processo emprega um sistema de reator de autometátese. Cada um destes três sistemas de reação consiste em sistemas de reação de leito fixo de fase de vapor. Cada um exige que a alimentação para o reator seja primeiro vaporizada (desde que as alimentações sejam líquidas no ponto de alimentação da unidade).

Adicionalmente, para cada reator, a temperatura do efluente é significativamente maior do que a temperatura da alimentação e/ou a torre de fracionamento que segue o reator. Estas temperaturas são exigidas desde que as temperaturas maiores na etapa de isomerização favoreçam a alfa olefina desejada e as temperaturas maiores para a autometátese são exigidas para a cinética da reação. Em um sistema convencional, o efluente a partir do reator seria usado para vaporizar e pré-aquecer a alimentação a um determinado nível e o restante do pré-aquecimento seria fornecido por um aquecedor a chama.

[070]A Figura 8 mostra um esquema de fluxo do processo para a produção de 1 -hexeno, no qual os trocadores de calores adicionais 330, 332 e 334 são adicionados a fim de reduzir os custos de capital dos fornos 342, 344 e 346. O sistema mostrado na Figura 8 inclui uma zona de purificação e isomerização de hexeno 302, uma zona de purificação e isomerização de buteno 304 e uma zona de autometátese 306. O fluxo de alimentação de buteno 305 é combinado com o fluxo de reciclagem 311 para formar o fluxo 307. O fluxo 307 é aquecido no trocador de calor 330, adicionalmente aquecido no trocador de calor 336, enviado para o forno 342 e, então, isomerizado no reator 331. O fluxo de efluente do reator 308 é fracionado no fracionador 309 e o fluxo de topo 310 é dividido em um fluxo de refluxo 341 e um fluxo de alimentação de metátese 313, o qual é enviado para a zona de metátese 306. O fluxo inferior 331 é reciclado e pode ser parcialmente purgado no fluxo 337. Na zona de metátese 306, o fluxo 313 é combinado com o fluxo de reciclagem de metátese 312 para formar o fluxo 314. O fluxo

314 é aquecido no trocador de calor 334, adicionalmente aquecido no trocador de calor 340, enviado para o forno 346 e submetido à metátese no reator 335. O efluente do reator no fluxo 316 é fracionado em uma seção de fracionamento 318. Os subprodutos são removidos no fluxo 320 e o fluxo de purga 322 é retirado. Os C4's e C5's são reciclados no fluxo 312. O fluxo de produto de metátese 324 é enviado para a zona de purificação e isomerização de hexeno 302.

[071]Na zona 302, o fluxo 324 é aquecido no trocador de calor 332, aquecido no trocador de calor 338, enviado para o forno 344 e, então, isomerizado no reator 333. O efluente do reator no fluxo 325 é fracionado na seção de fracionamento 326 para formar um fluxo de produto de 1-hexeno 328, um fluxo de purga de C6 329 e um fluxo de purga de C7+ 339. Mediante a adição de trocadores de calor separados 330, 332, 334 para pré-aquecer as alimentações do reator a montante a partir do reator de isomerização de buteno 331, do reator de isomerização de hexeno 333 e do reator de autometátese 335, respectivamente, o consumo de energia nos fornos que também estão a montante a partir de cada um destes reatores é reduzido. A maior parte da função de aquecimento exigida ocorre nos vaporizadores 330, 332 e 334, a montante a partir dos trocadores do processo/processo 336, 338 e 340, os quais estão diretamente a montante a partir dos fornos 342, 344 e 346, respectivamente. O esquema de fluxo ilustrado na Figura 8 resulta em uma redução no custo de capital de forno por acima de 80 %, conforme comparado a um sistema conhecido anterior, no qual os trocadores de calor 330, 332 e 334 não são incluídos.

[072]Os trocadores de calor 330, 332 e 334 consistem muitas vezes em vaporizadores. Estes trocadores de calor podem utilizar, opcionalmente, o calor residual a partir de outra fonte, se disponível. Em um sistema de etileno, por exemplo, este pode consistir em água de t mpera. Adicionalmente, em qualquer sistema de vapor integrado, a maximiza o do uso de vapor de "sa da" ir  aumentar a efici ncia em geral do sistema de vapor. Um aquecedor a chama exige a recupera o de calor adicional (ap s o pr -aquecimento de fun o do processo) a fim de n o desperdi ar energia. Uma fun o a chama maior no aquecedor exige uma quantidade maior de calor adicional, resultando em um custo de capital adicional para o sistema.   contra-intuitivo adicionar equipamentos para se alcan ar custo de equipamentos reduzidos. No entanto, neste caso, um vaporizador de baixo custo   adicionado para reduzir o tamanho do aquecedor a chama de custo maior, economizando, portanto, o capital e reduzindo o consumo de energia.

[073]Deve-se observar que diversas fun es, caracter sticas apresentadas acima e outras, ou alternativas das mesmas, podem ser desejavelmente combinadas em muitos outros sistemas ou aplica es diferentes. Al m disso, diversas alternativas, modifica es, varia es ou aperfei amentos imprevistos ou presentemente inesperados nas mesmas podem ser subseq entemente feitos pelos versados na t cnica, os quais t m se destinam a serem abrangidos pelas seguintes reivindica es.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para a produção de 1-hexeno a partir de butenos, **CARACTERIZADO** pelo fato de que compreende:

(a) isomerizar 2-buteno para formar 1-buteno, formando um fluxo de buteno misturado que é alimentado à coluna de destilação de buteno,

(b) separar o fluxo de buteno misturado que compreende 1-buteno e 2-buteno em um fluxo de 1-buteno superior e um fluxo de 2-buteno inferior na coluna de destilação de buteno, sendo que uma parte do fluxo de 2-buteno inferior é separada para formar um fluxo de refeedor de buteno que é aquecido e vaporizado em um refeedor e retornado para a coluna de destilação de buteno,

(c) submeter ao menos uma parte do fluxo de 1-buteno superior a partir de (b) a uma metátese catalítica para produzir um efluente que inclui 3-hexeno,

(d) isomerizar o 3-hexeno a partir de (c) para produzir um fluxo de hexeno misturado que compreende 1-hexeno, 2-hexeno e 3-hexeno,

(e) separar o fluxo de hexeno misturado em uma torre de fracionamento de hexeno para formar um fluxo superior de vapor de 1-hexeno que é condensado em um refrigerador e um fluxo inferior que compreende 2-hexeno e 3-hexeno, o fluxo superior de vapor de 1-hexeno tendo uma concentração de 1-hexeno maior do que 98% em peso;

(f) utilizar o calor obtido por meio da condensação do fluxo superior de vapor de 1-hexeno de (e) para aquecer o fluxo de refeedor de buteno de (b); e

em que a torre de fracionamento de hexeno inclui uma primeira coluna de destilação de hexeno que tem um primeiro

fluxo superior e um primeiro fluxo inferior e uma segunda coluna de destilação de hexeno a jusante a partir da primeira coluna de destilação de hexeno que tem um segundo fluxo superior e um segundo fluxo inferior, uma primeira parte do fluxo de hexeno misturado é alimentado para a primeira coluna de destilação e uma segunda parte do fluxo de hexeno misturado é alimentado para a segunda coluna de destilação, e ao menos uma parte do segundo fluxo inferior é aquecida com o uso do primeiro fluxo superior, e é retornada para a primeira coluna de destilação de hexeno.

2. Processo, de acordo com a reivindicação 1, **CARACTERIZADO** pelo fato de que o 1-hexeno é separado a partir de 2-hexeno e 3-hexeno em (e) a uma pressão a partir de cerca de 5 psig a 40 psig (0,034 a 0,27MPag).

3. Processo, de acordo com a reivindicação 1, **CARACTERIZADO** pelo fato de que a separação em (e) ocorre em uma temperatura de bandeja superior a partir de cerca de 120°C a cerca de 220°C.

4. Processo, de acordo com a reivindicação 1, **CARACTERIZADO** pelo fato de que a separação em (b) ocorre a uma pressão a partir de cerca de 40 psig a 100 psig (0,27 a 0,69MPag).

5. Processo, de acordo com a reivindicação 1, **CARACTERIZADO** pelo fato de que a separação em (b) ocorre em uma temperatura de parte inferior da coluna de destilação de buteno a partir de cerca de 80°C a cerca de 180°C.

6. Processo, de acordo com a reivindicação 1, **CARACTERIZADO** pelo fato de que a metátese catalítica em (c) também produz etileno, e o processo compreende, adicionalmente, separar o 3-hexeno a partir de etileno

antes de (d).

7. Processo, de acordo com a reivindicação 1, **CARACTERIZADO** pelo fato de que ao menos uma parte do primeiro fluxo superior é alimentada para a segunda coluna de destilação acima do ponto de alimentação da segunda parte do fluxo de hexeno misturado.

8. Processo, de acordo com a reivindicação 1, **CARACTERIZADO** pelo fato de que compreende, adicionalmente:

(g) remover uma retirada lateral a partir da torre de fracionamento de hexeno e isomerizar a retirada lateral removida em (d).

9. Sistema para a produção de 1-hexeno a partir de butenos, **CARACTERIZADO** pelo fato de que compreende:

um reator de isomerização de buteno configurado para isomerizar 2-buteno para formar 1-buteno e uma coluna de destilação de buteno configurada para separar o 1-buteno a partir de 2-buteno, em que o reator de isomerização de buteno é posicionado à montante da coluna de destilação de buteno, em que a coluna de destilação de buteno tem um refeedor de buteno associado a mesma que inclui uma primeira fonte de calor,

um reator de metátese configurado para converter o 1-buteno a 3-hexeno e etileno,

uma zona de recuperação de metátese configurada para separar o 3-hexeno a partir do etileno,

um reator de isomerização de hexeno configurado para isomerizar o 3-hexeno a 1-hexeno e 2-hexeno,

uma coluna de destilação de hexeno configurada para separar o vapor de 1-hexeno a partir de 2-hexeno e 3-hexeno, e

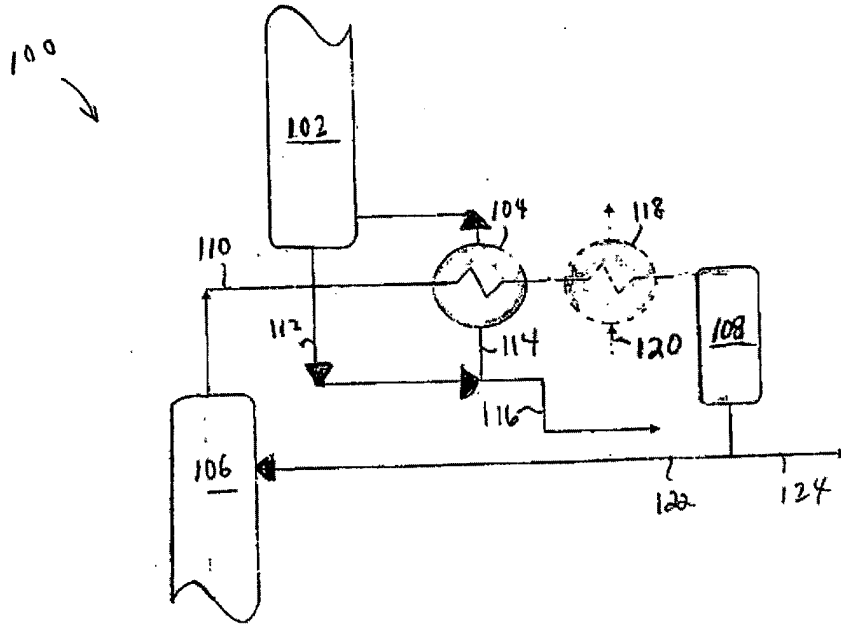
um condensador configurado para condensar o vapor de 1-hexeno, sendo que a primeira fonte de calor para o refulvedor de buteno consiste em ao menos uma parte do calor da condensação do vapor de 1-hexeno.

10. Sistema, de acordo com a reivindicação 9, **CARACTERIZADO** pelo fato de que o refulvedor de buteno tem uma segunda fonte de calor que compreende vapor.

11. Sistema, de acordo com a reivindicação 9, **CARACTERIZADO** pelo fato de que compreende, adicionalmente, um vaporizador, um trocador de calor de processo/processo e um forno a montante a partir de ao menos em dentre o reator de metátese e o reator de isomerização de hexeno, em que o vaporizador reduz a exigência de aquecimento do forno.

12. Sistema, de acordo com a reivindicação 9, **CARACTERIZADO** pelo fato de que compreende, adicionalmente, um vaporizador, um trocador de calor de processo/processo e um forno a montante a partir de ao menos um dentre o reator de metátese, o reator de isomerização de hexeno e o reator de isomerização de buteno, em que o vaporizador reduz a exigência de aquecimento do forno.

Fig. 1



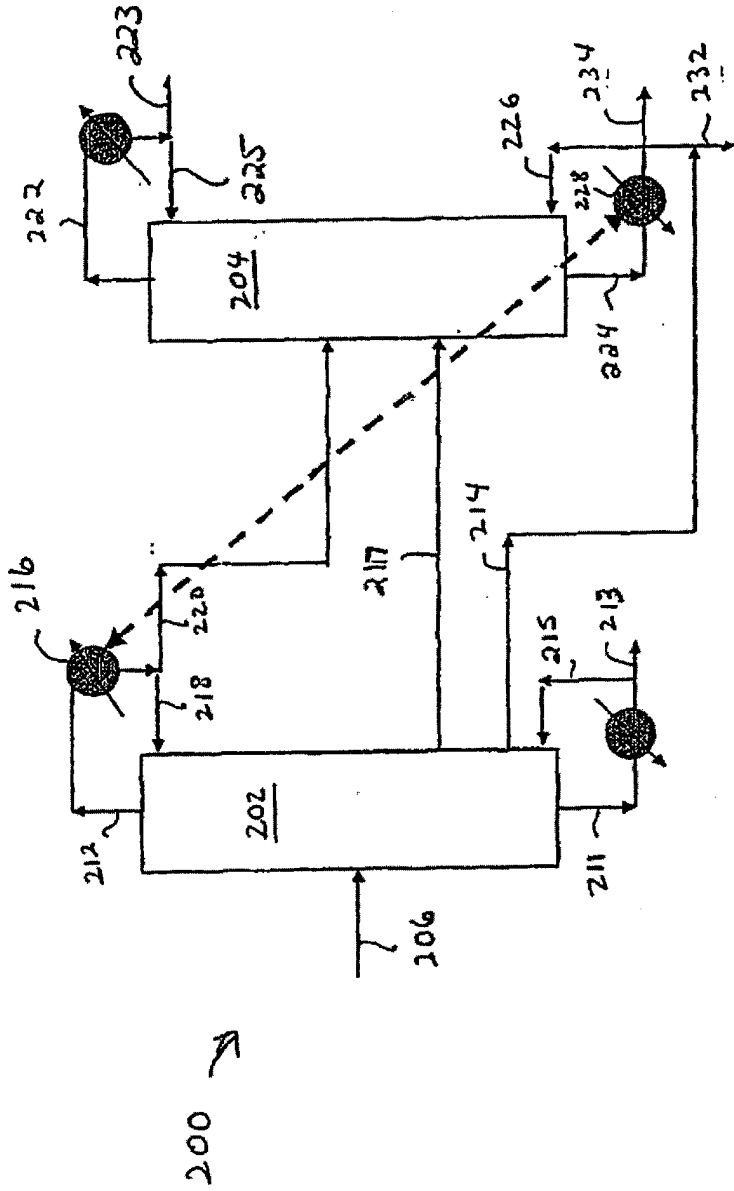
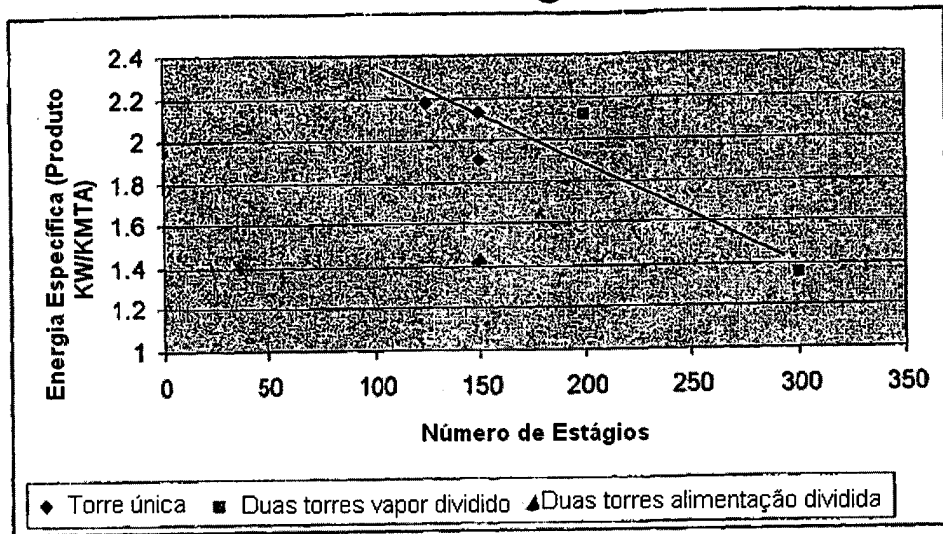
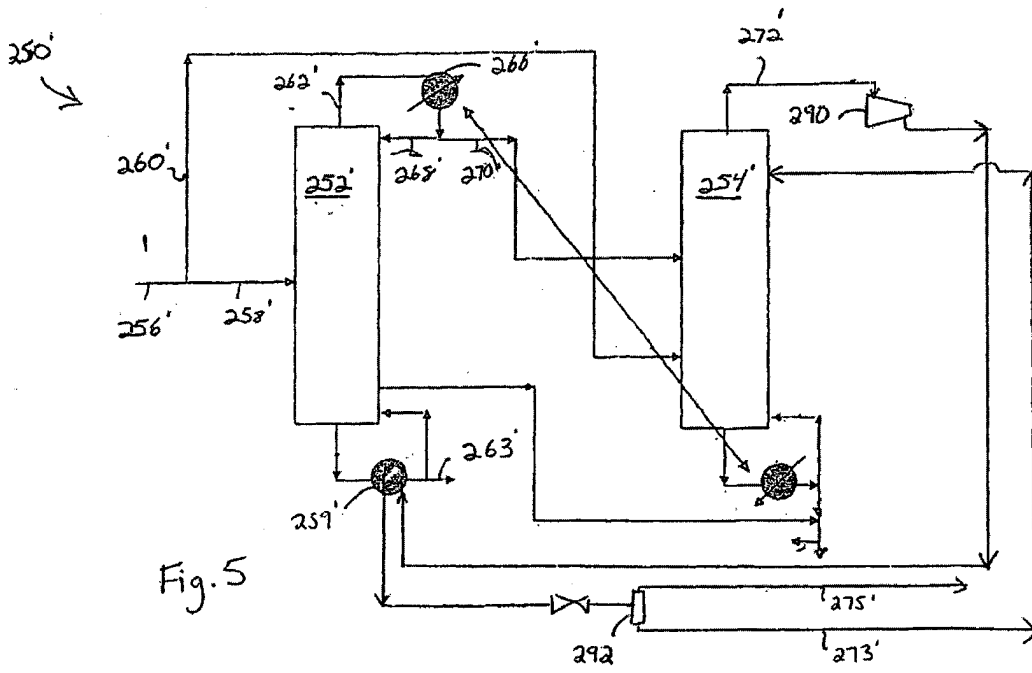
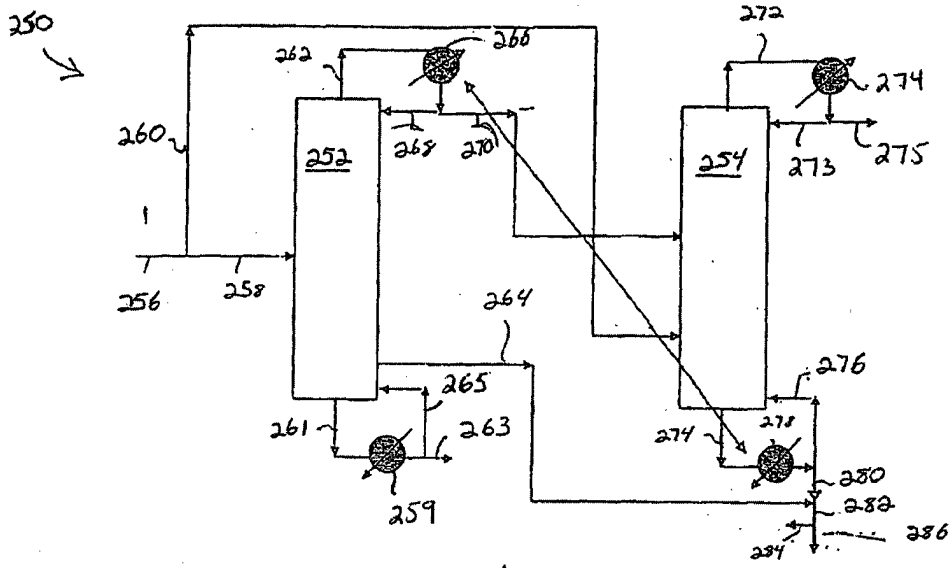


Fig. 2

Fig. 3





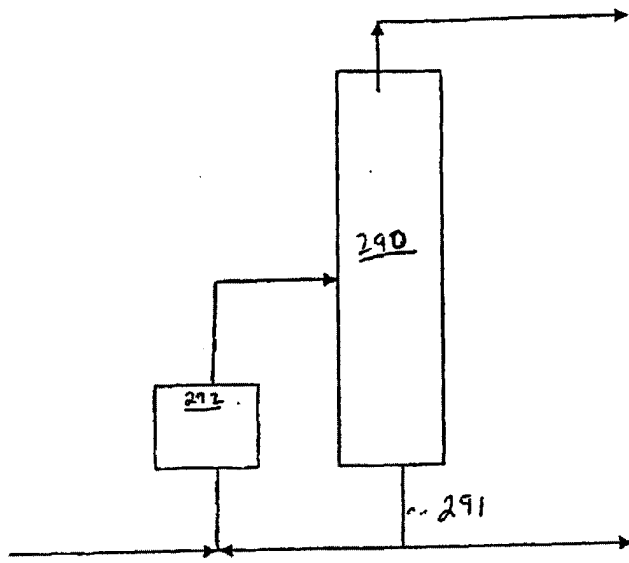
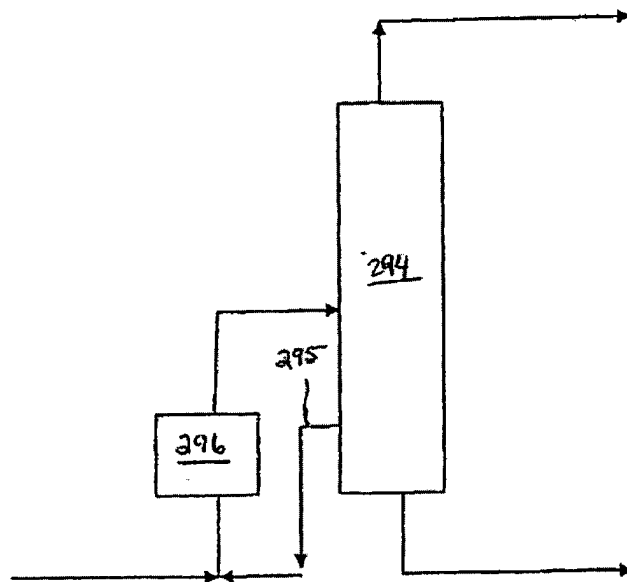


Fig. 6

Fig. 7



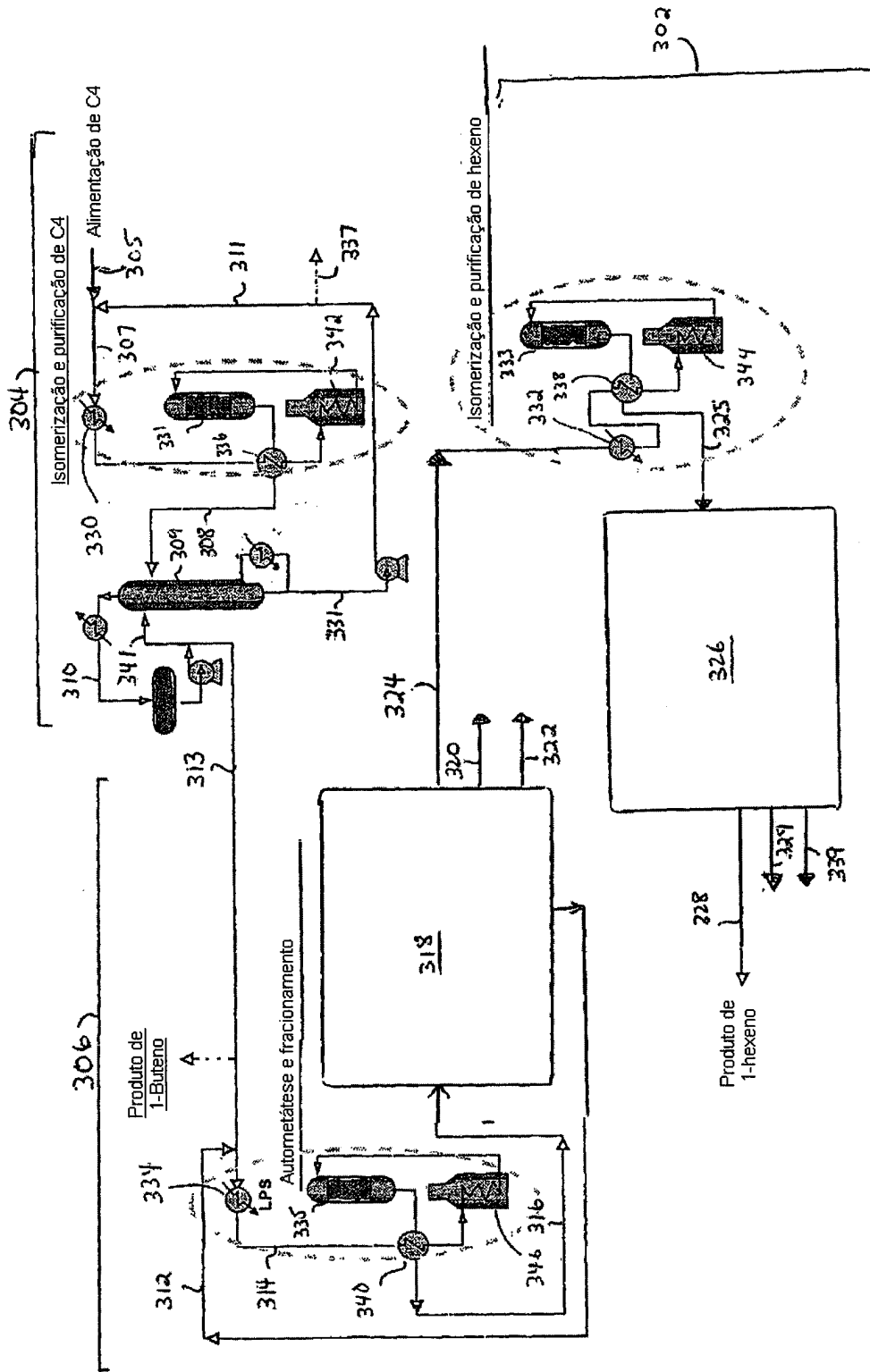


Fig. 8