



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

(11) PI 1012370-9 B1

(22) Data do Depósito: 12/03/2010

(45) Data de Concessão: 17/04/2018



(54) Título: PROCESSO PARA A PRODUÇÃO DE OLEFINAS LEVES

(51) Int.Cl.: C07C 4/06; C07C 11/02; B01J 8/04; C10G 11/10

(30) Prioridade Unionista: 10/03/2010 US 12/720,975, 20/03/2009 US 61/162,074

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

(72) Inventor(es): ROBERT J. GARTSIDE; ROBERT I. HAINES

PROCESSO PARA A PRODUÇÃO DE OLEFINAS LEVES**REFERÊNCIA CRUZADA AO PEDIDO RELACIONADO**

Este pedido, de acordo com 35 U.S.C. § 119 (e), reivindica prioridade do pedido provisório US de número de série 61/162,074, depositado em 20 de março de 2010. Este pedido é incorporado aqui por referência em seu todo.

ANTECEDENTES DA INVENÇÃO**CAMPO DA REVELAÇÃO**

As modalidades reveladas aqui se referem a processos onde os reatores têm uma extensão de ciclo operacional eficaz relativamente curta em que a atividade de catalisador é limitada por entupimento e exigem regeneração freqüente. As modalidades reveladas aqui se referem especificamente à produção de olefinas C2 a C3 através do craqueamento catalítico de insumos incluindo C4 e olefinas mais pesadas.

Antecedentes

No processamento de hidrocarbonetos, há inúmeros processos catalíticos onde o catalisador entope em períodos de tempo de tal modo que a regeneração frequente é necessária. Um exemplo é o craqueamento catalítico de insumos onde, em sistemas de leito de fluido típicos, o catalisador perde atividade em um quadro de tempo medido em minutos a horas dependendo das condições. Para restabelecer a atividade do catalisador, o coque produzido na reação, que reduz a atividade do catalisador, deve ser removido sob condições controladas de modo a evitar temperatura excessiva que sinterizaria então o catalisador e desse modo tornaria o mesmo inativo.

À medida que a extensão de tempo para o ciclo

operacional diminui devido à entupimento do catalisador, o operador tem escolhas limitadas. Uma opção é empregar um leito de fluido ou reator equivalente onde uma porção do catalisador é retirada continuamente e regenerada em um recipiente separado. Esse tipo de sistema, entretanto, é caro. Uma segunda opção é utilizar uma série de reatores de leito fixo onde uma porção dos reatores está operando e outra porção está regenerando. Esses sistemas de reator operam em um modo cíclico onde à medida que um reator entope, um recentemente regenerado é colocado em linha enquanto o reator entupido é simultaneamente tirado fora de linha para regenerar o catalisador usado. Entretanto, esses sistemas exigem tipicamente inúmeras peças de equipamento especificamente para serviço de regeneração e outro equipamento para fornecer o calor de reação.

Um exemplo específico onde isso se torna um problema está no craqueamento de olefinas de número de carbono moderado em olefinas inferiores, especificamente etileno e propileno. O craqueamento catalítico é rotineiramente utilizado para converter frações mais pesadas de petróleo como óleos de gás e frações residuais em produtos mais leves, e craqueamento catalítico fluidificado ("FCC") é particularmente vantajoso para alimentações pesadas. FCC é tipicamente limitado a insumos que produzem coque suficiente o catalisador, que quando queimado gera calor suficiente para fornecer o calor de reação necessário. A alimentação pesada contata um catalisador apropriado e é craqueado para formar produtos mais leves. Os produtos leves são tipicamente óleo diesel e gasolina, porém sistemas de leito de fluido têm sido utilizados para

produzir olefinas leves a partir de alimentações pesadas.

A produção de olefinas leves, por exemplo, também pode ser efetuada pelo craqueamento catalítico de olefinas de número de carbono moderado (C4 a C9). Por exemplo, 5 hidrocarbonetos C4 a C9 podem ser craqueados para formar etileno e propileno, entre outros produtos. Sob essas condições, entretanto, a quantidade de coque produzido a partir desses insumos mais leves, é insuficiente para superar o calor de reação endotérmico, e aquecedores 10 separadores são necessários. Nesses casos equipamento adicional é necessário.

Uma variedade de processos existe para o craqueamento de olefinas de número de carbono moderado para produzir olefinas mais leves, como etileno e propileno. Entretanto, 15 tais processos utilizam genericamente sistemas convencionais para preparação de alimentação, reação e regeneração. Por exemplo, sistemas de reator, como revelados nas patentes US números 7.087.155 e 6.307.117, incluem genericamente o uso de dois sistemas de reator de 20 leito fixo, onde um reator está operando e um reator está regenerando. Nesses casos, equipamento operacional separado é necessário para os sistemas de reação e os sistemas de regeneração.

Muitos esforços recentes para melhorar os processos de 25 craqueamento investigaram aperfeiçoamentos nos catalisadores utilizados. Entretanto, processos convencionais para o craqueamento de olefinas, independente de catalisador, freqüentemente resultam em oscilações significativas em composição de produto e conversão devido 30 a alterações em desempenho de catalisador durante um ciclo

operacional. Adicionalmente, sistemas de convenção para
preparação de alimentação, reação, e regeneração incluem
genericamente múltiplos aquecedores acionados por gás
utilizados para i) regeneração dos catalisadores de
5 craqueamento e ii) aquecimento da alimentação para o
craqueador. Além disso, sistemas de preparação de
alimentação utilizam tipicamente sistemas de hidrogenação
de leito fixo para remover mais compostos altamente
insaturados, como dienos, antes de entrar no reator. Esses
10 sistemas operam tipicamente em fase líquida e a alimentação
resultante requer vaporização em equipamento adicional
antes de entrar no pré-aquecimento da alimentação para o
reator.

Por conseguinte, existe uma necessidade para processos
15 para a produção de olefinas leves que podem reduzir os
custos operacionais necessários e custos de capital (por
exemplo, contagem de peça de equipamento de processo).

SUMÁRIO DA REVELAÇÃO

Em um aspecto, as modalidades reveladas aqui se
20 referem à integração dos processos de reação e regeneração
de uma série de sistemas de reator de leito fixo, onde o
catalisador requer regeneração com frequência suficiente.
Múltiplos reatores são utilizados em um ciclo de
regeneração / operação cíclica. Nessas modalidades, o
25 processo inclui: pré-aquecer um fluxo de alimentação de
hidrocarboneto com um gás de regeneração através de troca
de calor indireto; alimentar o fluxo de alimentação de
hidrocarboneto pré-aquecido para pelo menos um reator
operacional contendo um catalisador; alimentar o gás de
30 regeneração para um segundo reator contendo um catalisador

sendo submetido à regeneração; recuperar pelo menos uma porção do gás de regeneração a partir do segundo reator; alimentar o gás de regeneração recuperado através de um sistema de recuperação de calor para reaquecer o gás de regeneração recuperado; e alimentar o gás de regeneração recuperado reaquecido para o pré-aquecimento como o gás de regeneração. Em algumas modalidades, o gás de regeneração compreende pelo menos um de nitrogênio, oxigênio e combinações dos mesmos. Em modalidades adicionais, o segundo reator regenera catalisador por queimar o coque que entupiu o catalisador. Esse processo provê a eliminação de sistemas de aquecimento separados para hidrocarboneto e gás de regeneração e recupera eficientemente calor a partir do gás de regeneração em circulação.

Em outro aspecto, as modalidades reveladas aqui se referem a um processo para a produção de olefinas leves. O processo pode incluir: alimentar um fluxo de hidrocarboneto compreendendo olefinas C4 a C6 para uma zona de reação de craqueamento compreendendo pelo menos quatro reatores operados em um ciclo de regeneração / reação escalonado; contatar pelo menos uma porção das olefinas C4 a C6 com um catalisador em um ou mais dos reatores da zona de reação de craqueamento que opera em um ciclo de reação para craquear pelo menos uma porção das olefinas C4 a C6 para formar olefinas C2 a C3; recuperar um efluente a partir da zona de reação de craqueamento compreendendo as olefinas C2 a C3 e olefinas C4 a C6 não reagidas; separar o efluente a partir da zona de reação de craqueamento em pelo menos duas frações incluindo uma ou mais frações compreendendo pelo menos um de hidrocarbonetos C2, hidrocarbonetos C3, e uma

combinação dos mesmos, e uma ou mais frações compreendendo pelo menos um de hidrocarbonetos C4, hidrocarbonetos C5, hidrocarbonetos C6 e uma combinação dos mesmos; contatar o fluxo de hidrocarboneto com um gás de regeneração em troca
5 de calor indireta para aumentar uma temperatura do fluxo de hidrocarboneto antes do contato com pelo menos uma porção das olefinas C4 a C6 com um catalisador em reatores da zona de reação de craqueamento em um ciclo de reação; alimentar o gás de regeneração e pelo menos um de oxigênio e ar para
10 um ou mais dos reatores na zona de reação de craqueamento operando em um ciclo de regeneração para regenerar o catalisador contido na mesma; recuperar um efluente de gás de regeneração que compreende produtos de combustão a partir dos reatores na zona de reação de craqueamento em um
15 ciclo de regeneração; retirar pelo menos uma porção do efluente de gás de regeneração recuperado compreendendo produtos de combustão como uma purgação; combinar pelo menos uma porção do efluente de gás de regeneração com nitrogênio de composição para formar um gás de regeneração
20 misturado; aquecer o gás de regeneração misturado comprimido a uma temperatura na faixa de aproximadamente 600°C a aproximadamente 1000°C; e alimentar o gás de regeneração misturado aquecido para a zona de reação de craqueamento como o gás de regeneração.

25 Em outros aspectos, as modalidades reveladas aqui se referem a um processo para a produção de olefinas leves, incluindo: alimentar hidrogênio e um fluxo de hidrocarboneto C4 a C6 compreendendo dienos e olefinas para uma primeira zona de reação compreendendo um sistema de
30 reator de destilação catalítico contendo um catalisador de

hidrogenação seletiva; simultaneamente no sistema de reator de destilação catalítica: contatar hidrogênio e dienos C4 a C6 com o catalisador de hidrogenação seletiva para seletivamente hidrogenar dienos C4 a C6 para formar olefinas adicionais; recuperar um efluente a partir do sistema de reator de destilação catalítica compreendendo olefinas C4 a C6 e as olefinas adicionais; alimentar pelo menos uma porção do efluente a partir do sistema de reator de destilação catalítica para uma segunda zona de reação, em que a segunda zona de reação compreende pelo menos quatro reatores operados em um ciclo de regeneração / reação escalonado; contatar pelo menos uma porção do efluente a partir do sistema reator de destilação catalítica com um catalisador em um ou mais reatores da segunda zona de reação operando em um ciclo de reação para craquear pelo menos uma porção das olefinas C4 a C6 para formar olefinas C2 a C3; recuperar um efluente a partir da segunda zona de reação compreendendo as olefinas C2 a C3 e olefinas C4 a C6 não reagidas; separar o efluente a partir da segunda zona de reação em pelo menos duas frações incluindo uma ou mais frações compreendendo pelo menos um de hidrocarbonetos C2, hidrocarbonetos C3, e uma combinação dos mesmos, e uma ou mais frações compreendendo pelo menos um de hidrocarbonetos C4, hidrocarbonetos C5, hidrocarbonetos C6, e uma combinação dos mesmos; reciclar pelo menos uma porção de uma ou mais frações compreendendo hidrocarbonetos C4, hidrocarbonetos C5, hidrocarbonetos C6, e uma combinação dos mesmos para a primeira zona de reação; contatar o efluente a partir do sistema de reação de destilação catalítica com um gás de regeneração em troca de

calor indireta para aumentar uma temperatura do efluente antes do contato de pelo menos uma porção do efluente a partir do sistema de reator de destilação catalítica com um catalisador em um ou mais reatores da segunda zona de reação operando em um ciclo de reação; e alimentar o gás de regeneração após troca de calor indireta e pelo menos um de oxigênio e ar para um ou mais reatores na segunda zona de reação operando em um ciclo de regeneração para regenerar o catalisador contido na mesma; contatar o efluente a partir do sistema de reação de destilação catalítica com o efluente a partir dos reatores operando no ciclo de reação na segunda zona de reação em troca de calor indireta para aumentar uma temperatura do efluente a partir do sistema de reação de destilação catalítica antes do contato do efluente a partir do sistema de reação de destilação catalítica indiretamente com o gás de regeneração; recuperar um efluente de gás de regeneração compreendendo produtos de combustão a partir dos reatores na segunda zona de reação em um ciclo de regeneração; retirar pelo menos uma porção do efluente de gás de regeneração recuperado compreendendo produtos de combustão como uma purgação; combinar pelo menos uma porção do efluente de gás de regeneração com nitrogênio de composição para formar um gás de regeneração misturado; comprimir o gás de regeneração misturado; contatar o efluente de gás de regeneração em troca de calor indireta com o gás de regeneração misturado comprimido; aquecer o gás de regeneração misturado comprimido a uma temperatura na faixa de aproximadamente 600°C a aproximadamente 1000°C e alimentar o gás de regeneração misturado aquecido para a segunda zona de

reação como o gás de regeneração.

Em outros aspectos, as modalidades reveladas aqui se referem a um processo para a produção de olefinas leves, incluindo: alimentar hidrogênio e um fluxo de

5 hidrocarboneto C5 compreendendo dienos C5, olefinas C5 e ciclopentadieno para uma primeira zona de reação compreendendo um sistema de reator de destilação catalítica contendo um catalisador de hidrogenação seletiva; simultaneamente no sistema de reator de destilação

10 catalítica: contatar hidrogênio e dienos C5 com o catalisador de hidrogenação seletiva para seletivamente hidrogenar dienos C5 para formar olefinas adicionais e hidrogenar pelo menos uma porção do ciclopentadieno em ciclopenteno; recuperar um efluente a partir do sistema

15 reator de destilação catalítica compreendendo as olefinas C5 e as olefinas adicionais; recuperar uma fração de elementos inferiores a partir do sistema reator de destilação catalítica compreendendo ciclopenteno; alimentar pelo menos uma porção do efluente a partir do sistema

20 reator de destilação catalítica para uma segunda zona de reação, em que a segunda zona de reação compreende pelo menos quatro reatores operados em um ciclo de regeneração / reação escalonado; contatar pelo menos uma porção do efluente a partir do sistema reator de destilação

25 catalítica com um catalisador em um ou mais reatores da segunda zona de reação operando em um ciclo de reação para craquear pelo menos uma porção das olefinas C5 para formar olefinas C2 a C3; recuperar um efluente a partir da segunda zona de reação compreendendo as olefinas C2 a C3 e olefinas

30 C5 não reagidas; separar o efluente a partir da segunda

zona de reação em pelo menos duas frações incluindo uma ou mais frações compreendendo pelo menos um de hidrocarbonetos C2, hidrocarbonetos C3, e uma combinação dos mesmos, e uma fração compreendendo hidrocarbonetos C5; reciclar pelo menos uma porção da fração compreendendo hidrocarbonetos C5 para a primeira zona de reação; contatar o efluente a partir do sistema de reação de destilação catalítica com um gás de regeneração em troca de calor indireta para aumentar uma temperatura do efluente antes do contato de pelo menos uma porção do efluente a partir do sistema de reator de destilação catalítica com um catalisador em um ou mais reatores da segunda zona de reação operando em um ciclo de reação; e alimentar o gás de regeneração e pelo menos um de oxigênio e ar para um ou mais reatores na segunda zona de reação operando em um ciclo de regeneração para regenerar o catalisador contido na mesma; contatar o efluente a partir do sistema de reação de destilação catalítica com o efluente a partir da segunda zona de reação em um ciclo de reação em troca de calor indireta para aumentar uma temperatura do efluente a partir do sistema de reação de destilação catalítica antes do contato do efluente a partir do sistema de reação de destilação catalítica indiretamente com o gás de regeneração; recuperar um efluente de gás de regeneração compreendendo produtos de combustão a partir dos reatores na segunda zona de reação em um ciclo de regeneração; retirar pelo menos uma porção do efluente de gás de regeneração recuperado compreendendo produtos de combustão como uma purgação; combinar pelo menos uma porção do efluente de gás de regeneração com nitrogênio de composição para formar um gás de regeneração misturado;

comprimir o gás de regeneração misturado; contatar o efluente de gás de regeneração com o gás de regeneração misturado comprimido; aquecer o gás de regeneração misturado comprimido a uma temperatura na faixa de 5 aproximadamente 600°C a aproximadamente 1000°C; e alimentar o gás de regeneração misturado aquecido para a segunda zona de reação como o gás de regeneração.

Outros aspectos e vantagens serão evidentes a partir da seguinte descrição e reivindicações apensas.

10 BREVE DESCRIÇÃO DOS DESENHOS

A figura 1 ilustra um processo para a produção de olefinas de acordo com modalidades reveladas aqui.

A figura 2 compara uma operação cíclica de dois reatores da técnica anterior com um sistema de quatro 15 reatores operando em um ciclo de reação / regeneração escalonado de acordo com modalidades reveladas aqui.

A figura 3 ilustra um processo para a produção de olefinas de acordo com modalidades reveladas aqui.

A figura 4 ilustra um processo para a produção de 20 olefinas de acordo com modalidades reveladas aqui.

A figura 5 ilustra um processo para a produção de olefinas de acordo com modalidades reveladas aqui.

A figura 6 ilustra um processo para a produção de olefinas de acordo com modalidades reveladas aqui.

25 As figuras 1 e 3-6 são individualmente ilustradas como fluxogramas simplificados; uma pessoa versada na técnica reconhecerá que outros componentes não ilustrados podem estar presentes, incluindo válvulas, válvulas de controle, bombas, filtros, motores, equipamento de controle, e 30 pressão, temperatura e dispositivos de medição de fluxo,

entre outros componentes.

Descrição detalhada

A produção de olefinas é descrita aqui como do craqueamento catalítico de olefinas de número de carbono moderado. Entretanto uma pessoa com conhecimentos comuns na técnica reconheceria que as vantagens descritas aqui são aplicáveis a outros sistemas de reação onde a combinação de reatores de operação e reatores de regeneração é necessária para obter operação de estado constante.

Em um aspecto, as modalidades reveladas aqui se referem à produção de olefinas C2 a C3 através do craqueamento catalítico de insumos incluindo C4 e olefinas mais pesadas. Em outros aspectos, as modalidades reveladas aqui se referem à produção de olefinas C2 a C3 através do craqueamento catalítico de insumos incluindo C4 e olefinas mais pesadas em um sistema de reação / regeneração integrado. Em outros aspectos, as modalidades reveladas aqui se referem à produção de olefinas C2 a C3 através do craqueamento catalítico de insumos incluindo olefinas C4 e mais pesadas em um sistema de reação / regeneração integrado, onde um sistema de regeneração de massa equilibrada pode ser utilizado para fornecer o calor necessário para a reação de craqueamento endotérmico. Como utilizado aqui, "massa equilibrada" pode se referir a estado constante, estado pseudoconstante, ou condições operacionais similares que podem ser mantidas durante operação normal de um processo químico. Em outro aspecto, as modalidades reveladas aqui se referem ao uso de um sistema de reator múltiplo para executar a reação de craqueamento, onde os reatores múltiplos podem ser operados

em um ciclo escalonado de reação / regeneração para reduzir variações em conversão e composição de produto comumente associada a sistemas de dois reatores.

Em outros aspectos, as modalidades reveladas aqui se referem à produção de olefinas C2 a C3 através da hidrogenação seletiva de diolefinas que podem estar contidas em um insumo de hidrocarboneto incluindo olefinas C4 e mais pesadas seguido pelo craqueamento catalítico das olefinas C4 e mais pesadas. Em algumas modalidades, pelo menos uma porção da hidrogenação seletiva de diolefinas pode ser realizada em um sistema de reator de destilação catalítica.

Compreendido no escopo desse pedido, a expressão "sistema reator de destilação catalítica" indica um aparelho no qual a reação catalítica e a separação dos produtos ocorrem pelo menos parcialmente simultaneamente. O aparelho pode compreender um reator de coluna de destilação catalítica convencional, onde a reação e destilação estão ocorrendo simultaneamente em condições de ponto de ebulição, ou uma coluna de destilação combinada com pelo menos um reator lateral, onde o reator lateral pode ser operado como um reator de fase líquida ou um reator de ponto de ebulição. Embora os dois sistemas reatores de destilação catalítica descritos possam ser preferidos em relação à reação de fase líquida convencional seguida por separações, um reator de coluna de destilação catalítica pode ter as vantagens de contagem de peça diminuída, custo reduzido de capital, produtividade aumentada de catalisador por libra de catalisador, remoção eficiente de calor (calor de reação pode ser absorvido no calor de vaporização da

mistura), e um potencial para equilíbrio de deslocamento. Colunas de destilação de parede divididas, onde pelo menos uma seção da coluna de parede dividida contém uma estrutura de destilação catalítica, também podem ser utilizadas, e
5 são consideradas "sistemas reatores de destilação catalítica" aqui. Sistemas reatores de destilação catalítica de acordo com modalidades reveladas aqui podem ser utilizados em combinação com um ou mais reatores a montante e/ou a jusante para obter a conversão e separação
10 desejadas.

Insumos para processos revelados aqui podem incluir qualquer tipo de fluxo de hidrocarboneto contendo olefina. O insumo pode incluir tipicamente de 10 a 100 por cento em peso de olefinas e diolefinas, e pode ser alimentado a
15 processos de acordo com modalidades reveladas aqui não diluído ou diluído por um diluente, como um hidrocarboneto não olefínico ou nitrogênio. Em algumas modalidades, insumos contendo olefina podem incluir uma mistura de hidrocarboneto contendo olefinas normal e ramificada na
20 faixa de hidrocarbonetos C4 a C10; na faixa de hidrocarbonetos C4 a C9 em outras modalidades; na faixa de hidrocarbonetos C4 a C6 em outras modalidades; e hidrocarbonetos C4, hidrocarbonetos C5, hidrocarbonetos C6, ou misturas dos mesmos em outras modalidades. Em algumas
25 modalidades, o insumo contendo olefina pode incluir uma fração de hidrocarboneto C5 incluindo uma ou mais de olefinas C5 lineares, ramificadas e cíclicas, e diolefinas C5 lineares, ramificadas e cíclicas, incluindo ciclopentadieno. Como mencionado acima, insumos revelados
30 aqui podem incluir qualquer tipo de fluxo de hidrocarboneto

contendo olefina; enquanto modalidades reveladas aqui podem ser limitadas a hidrocarbonetos C4 a C6, C9 ou C10, uma pessoa versada na técnica reconheceria que hidrocarbonetos de número de carbono maior do que C6, C9 ou C10 podem ser
5 processados em um modo similar.

Além disso, a presente invenção é compatível com a reação de fluxos não contendo olefina em produtos finais. Tais sistemas de reação incluem, porém não são limitados aos seguintes:

10 A) A reação de metanol com olefinas onde o metanol forma olefinas leves e água sobre catalisadores de zeólito. O entupimento de catalisador é um problema e o processo tipicamente ocorre em um leito de fluido.

15 B) O craqueamento de fluxos de parafina não olefina em olefinas onde o calor de reação endotérmica é elevado e desse modo preaquecimento de alimentação mais extensa é necessário.

Insumos de hidrocarboneto úteis nos processos de craqueamento de olefina revelados aqui podem vir de uma
20 variedade de fontes, como de refinarias, fluxos de subproduto a partir de sistemas de reação oxigenado como processos de Metanol em olefinas (MTO), e unidades de craqueamento de vapor. Por exemplo, um C4 cortado de uma unidade de Craqueamento catalítico de fluido (FCC) pode
25 incluir em torno de 50 por cento em peso de olefinas. Insumos podem também incluir cortes Cr e/ou C5 ricos em dieno, contendo tipicamente mais de 40 ou 50 por cento em peso de dienos e olefinas. Alternativamente, insumos podem incluir um insumo olefínico ou diolefínico puro que foi
30 produzido em uma usina petroquímica.

Em algumas modalidades, o uso de uma fração incluindo hidrocarbonetos C5 pode ser vantajoso devido à remoção dos hidrocarbonetos C5 a partir do pool de gasolina, por exemplo. O teor de hidrocarbonetos C5 em gasolina é genericamente limitado com Bse na Pressão de vapor Reed permissível (RVP) da gasolina, que também pode ser afetada por qualquer etanol adicionado. Por conseguinte, modalidades reveladas aqui podem converter vantajosamente hidrocarbonetos C5, incluindo olefinas, em olefinas C2 e C3 mais leves valiosas, desse modo fornecendo uma saída alternativa para gasolina para os hidrocarbonetos C5.

Os insumos de hidrocarboneto contendo olefina descritos acima podem ser alimentados para uma zona de reação para craquear cataliticamente a alimentação para formar olefinas leves, como etileno e propileno. Zonas de reação para craquear cataliticamente insumos de hidrocarboneto de acordo com modalidades reveladas aqui podem incluir múltiplos reatores de leito fixo, como quatro ou mais reatores em paralelo, cada incluindo um ou mais leitos de um catalisador de craqueamento catalítico. Os múltiplos reatores fornecem vantajosamente operação dos reatores em um ciclo escalonado de reação / regeneração. Adicionalmente, os reatores em um ciclo de regeneração podem ser regenerados utilizando um sistema de gás de regeneração integrado. A operação escalonada e sistema de gás de regeneração integrado são descritos em detalhe abaixo.

Os insumos acima descritos podem ser alternativamente primeiramente alimentados para uma primeira zona de reação onde a alimentação é contatada com hidrogênio na presença

de um catalisador de hidrogenação seletivo para seletivamente converter dienos contidos nos insumos em olefinas. Taxas de fluxo de hidrogênio para o reator de hidrogenação seletivo podem ser em estágios (alimentados em 5 múltiplos pontos ao longo do reator) ou de outro modo controladas para limitar a conversão de olefinas em parafinas. Em algumas modalidades, um insumo rico em dieno pode ser hidrogenado para resultar em um fluxo de hidrocarboneto contendo olefinas. Em outras modalidades, 10 como onde dienos são um componente secundário em um insumo de hidrocarboneto, os insumos podem ser seletivamente hidrogenados para reduzir o teor dos dienos altamente reativos. O efluente a partir dessa primeira zona de reação pode ser então alimentado para uma segunda zona de reação 15 onde o efluente é submetido à craqueamento catalítico.

Catalisadores úteis para o craqueamento catalítico de fluxos contendo olefina de acordo com modalidades reveladas aqui podem incluir qualquer catalisador de craqueamento catalítico apropriado, incluindo catalisadores zeolítico e 20 não zeolítico. Por exemplo, a reação de craqueamento pode ser realizada na presença de um catalisador zeolítico cristalino em algumas modalidades, catalisador zeolítico ZSM-5 em outras modalidades, e na presença de um catalisador zeolítico ZSM-5 com uma razão Si/Al maior do 25 que 50 em algumas modalidades, e uma razão Si/Al maior do que 200 ainda em outras modalidades.

Vários catalisadores para o craqueamento de hidrocarbonetos são revelados nas patentes US números 7.375.257, 7.314.963, 7.268.265, 7.087.155, 6.358.486, 30 6.930.219, 6.809.055, 5.972.205, 5.702.589, 5.637.207,

5.534.135 e 5.314.610, entre outros. Cada das patentes acima mencionadas é pelo presente incorporada a título de referência.

O craqueamento das olefinas pode ser realizado em 5 condições apropriadas para resultar na distribuição desejada de produto (por exemplo, favorecendo propileno, favorecendo etileno, etc.). As condições operacionais do processo empregam tipicamente uma velocidade espacial elevada, uma pressão baixa, e uma temperatura de reação 10 elevada. Velocidades espaciais horárias líquidas (LHSV) da alimentação através do reator podem estar compreendidas na faixa de 10h^{-1} a 30^{-1} , por exemplo. A pressão parcial de olefina pode estar compreendida na faixa de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 2 bar; a pressão absoluta total no 15 reator pode estar compreendida na faixa de aproximadamente 0,1 a aproximadamente 20 bar. O craqueamento das olefinas pode ser realizado em uma temperatura de entrada na faixa de aproximadamente 400°C a aproximadamente 700°C em algumas modalidades; de aproximadamente 450°C a aproximadamente 20 650°C em outras modalidades; de aproximadamente 500°C a aproximadamente 600°C em outras modalidades; e de aproximadamente 525°C a aproximadamente 590°C ainda em outras modalidades.

O efluente craqueador pode incluir olefinas C2, 25 olefinas C3, e olefinas C4+ não reagidas, entre outros produtos. O efluente a partir do reator de craqueamento pode ser enviado para um sistema de separação para separar o efluente craqueador em grupos de número de carbono por tecnologia bem conhecida na arte. Por exemplo, produtos a 30 partir da unidade de craqueamento podem incluir etileno,

propileno, C4s, C5s, C6s, bem como vários aromáticos, que podem ser separados, por exemplo, utilizando um ou mais de um removedor de etano, um removedor de propano, um removedor de butano um removedor de pentano, e outras 5 colunas de fracionamento similares para resultar nos fluxos de produto desejados. Em algumas modalidades, o efluente craqueador pode ser separado em pelo menos duas frações incluindo uma ou mais frações compreendendo pelo menos um de hidrocarbonetos C2, hidrocarbonetos C3, e uma combinação 10 dos mesmos, e uma ou mais frações compreendendo pelo menos um de hidrocarbonetos C4, hidrocarbonetos C5, hidrocarbonetos C6 e uma combinação dos mesmos. Os hidrocarbonetos C4+, ou uma porção dos mesmos, podem ser reciclados para várias porcos de processos de acordo com 15 modalidades reveladas aqui para processamento adicional.

Com referência agora à figura 1, um processo para a produção de olefinas de acordo com modalidades reveladas aqui é ilustrado. O insumo de hidrocarboneto é alimentado através de linha de fluxo 20 para a zona de reação de 20 craqueamento 22, que inclui quatro reatores de craqueamento catalíticos 24a, 24b, 24c e 24d, cada contendo um ou mais leitos 26a, 26b, 26c, e 26d de catalisador de craqueamento catalítico. Os reatores de craqueamento catalítico 24a-d, como ilustrado, incluem dois reatores em um ciclo de reação 25 (reatores 24a e 24b), e dois reatores em um ciclo de regeneração (reatores 24c e 24d). O insumo de hidrocarboneto alimentado através da linha de fluxo 20 pode estar na fase de vapor, ou pode ser vaporizado antes de ser alimentado para a zona de reação de craqueamento 22.

30 A alimentação de hidrocarboneto para a zona de reação

de craqueamento 22 pode ser aquecida até a temperatura de reação de craqueamento desejada via troca de calor indireta em trocadores 62a, 62b. Para minimizar perda de calor, trocadores 62a, 62b, 62c e 62d podem ser localizados
5 próximos a ou acoplados próximos aos reatores 24a, 24b, 24c e 24d, respectivamente. Em outras modalidades, trocadores 62a-d e reatores 24a-d podem ser trocadores/reatores integrais para fornecer distribuição de alimentação e aquecimento simultâneo.

10 As olefinas são contatadas com catalisador em leitos 26a, 26b e craqueadas para formar olefinas leves, como etileno e propileno. Um efluente incluindo etileno, propileno e olefinas mais pesadas não reagidas na alimentação de hidrocarboneto pode ser recuperado dos
15 reatores 24 através da linha de fluxo 27 e alimentado para um sistema de separação (não mostrado) para separar o efluente craqueado em grupos de número de carbono, como descrito acima.

Como observado acima e ilustrado na figura 1, a zona
20 de reação de craqueamento pode incluir múltiplos reatores, e pode incluir quatro ou mais reatores em algumas modalidades. O uso de quatro ou mais reatores pode permitir que os reatores 24a-d sejam operados em um ciclo de reação / regeneração escalonado, fornecendo desempenho de reator
25 mais compatível, e menos variação de composição de produto, do que um sistema de dois reatores típico que opera com um reator em operação e um reator em regeneração. Para um sistema onde o catalisador está desativando devido à entupimento em uma taxa substancial (exigindo regeneração
30 freqüente), a conversão obtida muda à medida que a

atividade de catalisador cai. Isso pode colocar uma dificuldade substancial sobre o desenho dos sistemas de separação para ser capaz de obter especificação de produto com uma composição de insumo que muda continuamente. O uso
5 de quatro reatores versus dois minimiza essa variação por escalonar os tempos de partida para cada reator. Adicionalmente, o uso de quatro ou mais reatores em um ciclo de reação / regeneração escalonado de acordo com modalidades reveladas aqui pode permitir o uso de razões de
10 comprimento de reator para diâmetro (razão L/D) vantajosas que podem permitir melhor mistura, operação de reator mais compatível e redução das exigências de gás de regeneração instantâneo.

Um ciclo de reação / regeneração escalonado de acordo
15 com modalidades reveladas aqui é ilustrado na figura 2, comparando a operação cíclica de quatro reatores com a operação cíclica de dois reatores. O ciclo de reação / regeneração escalonado de quatro reatores inclui a operação simultânea de dois reatores enquanto dois reatores estão
20 regenerando. O tempo de partida para os dois reatores operacionais é escalonado de modo a ter um reator operando com catalisador parcialmente usado e um reator operando com catalisador novo. Por exemplo, como ilustrado na figura 2
25 pra reatores tendo um ciclo de catalisador de aproximadamente 2 dias, um reator é parado e um reator é colocado on-line diariamente, resultando em um reator operacional tendo catalisador com 1 dia de idade e um reator operacional tendo catalisador novo. Ao contrário, como ilustrado comparativamente na figura 2, um sistema de
30 dois reatores muda de catalisador usado para catalisador

novo após mudança em operação a partir do reator A para reator B a cada dois dias, resultando potencialmente em oscilações freqüentes em desempenho de reator e composição de produto. Embora ilustrado com relação a quatro reatores, 5 ciclos de reação / regeneração escalonados similares podem se prontamente previstos para sistemas tendo mais de quatro reatores. Adicionalmente, embora ilustrado com relação a um tempo de ciclo de catalisador de 2 dias, catalisadores de craqueamento tendo tempos de ciclo de 10 ou mais dias são 10 comercialmente disponíveis.

Com referência novamente à figura 1, o meio de troca de calor utilizado para aquecer a alimentação de craqueador pode incluir gás de regeneração quente fornecido por um sistema de gás de regeneração integrado. Nitrogênio 15 alimentado através da linha de fluxo 64 é introduzido no sistema de gás de regeneração integrado e combinado com gás de regeneração em recirculação no fluxo 66. O gás de regeneração combinado pode ser comprimido através do compressor 68 e aquecido no aquecedor de gás de regeneração 20 70 através de troca de calor indireta a uma temperatura suficiente para i) fornecer pré-aquecimento final da alimentação de hidrocarboneto para os reatores 62a, 62b que estão em um ciclo de reação, e ii) com oxigênio ou ar adicionado através da linha de fluxo 72, regenerar o 25 catalisador de craqueamento em reatores 62c, 62d que estão em um ciclo de regeneração. Gás de regeneração quente pode ser alimentado através da linha de fluxo 74 para os trocadores 62a, 62b para o pré-aquecimento de alimentação de hidrocarboneto, e pode ser então misturado com ar ou 30 oxigênio alimentado através da linha de fluxo 72 e passado

através de trocadores 62c, 62d para regenerar o catalisador nos leitos 26c, 26d. A passagem do gás de regeneração através dos trocadores 62c, 62d pode remover adicionalmente qualquer acúmulo nos tubos de trocador de calor. O uso de
5 gás de regeneração desse modo pode permitir a eliminação de um aquecedor de queima para aquecimento de uma alimentação de hidrocarboneto à montante de craqueadores, como é utilizado tipicamente em processos de craqueamento da técnica anterior. Exigências de ciclo ativo de calor para
10 aquecimento da alimentação de hidrocarboneto para a zona de reação de craqueamento podem ser adicionalmente atendidas através do uso de redes de troca de calor apropriadas, incluindo trocadores de efluente / alimentação de reator de craqueamento.

15 A quantidade de gás de regeneração quente passado como um meio de troca de calor através de trocadores 62a, 62b pode ser controlada para resultar na temperatura de entrada de hidrocarboneto desejada para os reatores 24a, 24b. Válvulas de controle e linhas de desvio apropriadas podem
20 ser incluídas para encaminhar gás de regeneração quente diretamente do aquecedor 70 para trocadores 62c, 62d.

A adição de oxigênio ou ar através da linha de fluxo 72 pode ser adicionalmente controlada para efetuar a regeneração de catalisador nos limites de tempo do ciclo de
25 reação / regeneração escalonado. O teor de oxigênio no gás de regeneração alimentado para os reatores 24c, 24d pode ser adicionalmente controlado para evitar temperaturas de regeneração excessivas, minimizar preocupações de inflamabilidade, e manter uma operação estável de
30 compressor 68. Em algumas modalidades, o ar ou oxigênio

pode ser aquecido no aquecedor 70, como através do uso de duas bobinas separadas, uma para aquecer o gás de regeneração em recirculação e uma para aquecer o ar ou oxigênio para mistura com o gás de regeneração quente à montante dos trocadores e reatores a serem regenerados. Alternativamente, o ar/oxigênio na linha 72 poderia ser pré-aquecido por troca de calor indireta com o gás de regeneração de reciclagem na linha 76.

Oxigênio no gás alimentado para os reatores sendo regenerados pode reagir com coque (combustão) e outros depósitos no catalisador de craqueamento, pré-aquecer trocadores 62a-d, paredes de tubo, e paredes de recipiente, formando vários produtos de combustão que incluem água, monóxido de carbono e dióxido de carbono. Esse sistema permite o descoqueamento dos tubos pré-aquecedores na mesma base cíclica que o catalisador de reator, desse modo minimizando qualquer potencial para entupimento na etapa de pré-aquecimento final. Os produtos de combustão e o gás de regeneração em circulação podem ser recuperados a partir dos reatores 24c, 24d através da linha de fluxo 76 para reciclagem para o compressor 68. Calor adicional pode ser recuperado do gás de regeneração de efluente através de troca de calor indireta com o gás de regeneração comprimido no trocador de calor 78. Um fluxo de purgação pode ser tirado do gás de regeneração em recirculação através da linha de fluxo 80 para purgar água, monóxido de carbono, dióxido de carbono, e outros produtos de combustão, controlando o acúmulo dos produtos de combustão no gás de regeneração em recirculação. O nitrogênio de composição alimentado através da linha de fluxo 64 pode ser

equilibrado com a purgação tirada através da linha de fluxo 80 em algumas modalidades. O gás de regeneração na linha de fluxo 76 pode ser resfriado até uma temperatura suficiente para condensar e purgar água a partir de gás em circulação em algumas modalidades.

O sistema de gás de regeneração integrado acima descrito pode fornecer taxas de fluxo de massa relativamente consistentes através do sistema de regeneração, permitindo controle de temperaturas de entrada de reator e condições de regeneração, e minimização das exigências de gás de regeneração instantâneo. Isso reduz a faixa de fluxos na qual o sistema de compressão de gás de regeneração (compressor 68) deve operar. Isso tem um grande impacto sobre controle e operabilidade do sistema. Além disso, isso permite a recuperação eficiente de calor a partir do gás de regeneração à medida que sai do reator, visto que a troca de calor pode ser projetada para operação sobre uma taxa de fluxo constante e mais definida.

Em algumas modalidades, pode ser desejado ou necessário hidrogenar dienos nos insumos contendo olefina antes do craqueamento de acordo com modalidades como descrito acima. Os insumos de hidrocarboneto acima descritos podem ser alimentados para uma zona de reação de hidrogenação seletiva onde a alimentação é contatada com hidrogênio na presença de um catalisador de hidrogenação seletiva para seletivamente converter dienos contidos nos insumos em olefinas. Taxas de fluxo de hidrogênio para o reator de hidrogenação seletiva podem ser em estágios (alimentadas em múltiplos pontos ao longo do reator) ou de outro modo controladas para limitar a conversão de olefinas

em parafinas. Em algumas modalidades, um insumo rico em dieno pode ser hidrogenado para resultar em um fluxo de hidrocarboneto contendo olefinas. Em outras modalidades, como onde dienos são um componente secundário em um insumo de hidrocarboneto, os insumos podem ser seletivamente hidrogenados para reduzir o teor dos dienos altamente reativos.

Insumos contendo dienos podem ser seletivamente hidrogenados para resultar em um fluxo de hidrocarboneto contendo olefina tendo um teor de dieno menor do que aproximadamente 1 por cento em peso de dienos; menor do que aproximadamente 500 ppm de dienos em outras modalidades; menor do que aproximadamente 250 ppm de dienos em outras modalidades; menor do que aproximadamente 100 ppm de dienos em outras modalidades; menor do que aproximadamente 50 ppm de dienos em outras modalidades; e menor do que aproximadamente 10 ppm de dienos ainda em outras modalidades.

Catalisadores úteis para a hidrogenação seletiva de dienos de acordo com as modalidades reveladas aqui podem incluir qualquer catalisador de hidrogenação seletiva. Entre os metais conhecidos como catalisando a reação de hidrogenação estão platina, rênio, cobalto, molibdênio, níquel, tungstênio, rutênio, cobre e paládio, entre outros. Por exemplo, o catalisador de hidrogenação pode incluir substancialmente qualquer catalisador capaz de catalisar a hidrogenação de benzeno em cicloexano. Catalisadores úteis para a hidrogenação seletiva de acetileno em etileno contêm tipicamente um ou mais metais selecionados do grupo VIII da Tabela periódica, como paládio, rutênio, platina, níquel,

etc., ou catalisadores contendo um ou mais metais nobres, como prata. Em algumas modalidades, o catalisador do grupo VIII ou mistura de catalisadores do grupo VIII pode ser co-formulado com outros metais, como aqueles dos grupos I até 5 VII, e pode ser suporte em sílica, alumina, alumina-sílica e outros vários suportes. Por exemplo, os metais do grupo VIII da Tabela periódica de elementos, como platina e paládio podem ser utilizados como o componente catalítico principal, individualmente ou com promotores e 10 modificadores como paládio/ouro, paládio/prata e cobalto/zircônio. Tais catalisadores podem ser depositados em um suporte, como alumina, tijolo refratário, pome, carbono, resina, sílica, um aluminossilicato, como um zeólito ou similar. Genericamente, formas comerciais de 15 catalisador são óxidos suportados desses metais. O óxido é reduzido na forma ativa antes do uso com um agente de redução ou reduzido durante uso pelo hidrogênio na alimentação. Exemplos específicos de catalisadores de hidrogenação úteis em modalidades aqui incluem platina em 20 alumina e platina em um zeólito com aglutinante de alumina adicionado para resistência. Zeólitos apropriados incluem X, Y, faujasita, mordenita e aluminossilicatos sintéticos, entre outros.

Quando utilizado em um sistema reator de destilação 25 catalítica, para facilitar fracionamento e atividade catalítica, os catalisadores acima descritos podem ser preparados na forma de uma estrutura de destilação. A estrutura de destilação catalítica deve ser capaz de funcionar como catalisador e como meio de transferência de 30 massa. O catalisador deve ser adequadamente suportado e

espaçado na coluna para atuar como uma estrutura de destilação catalítica.

As condições para hidrogenação seletiva incluem temperaturas na faixa de aproximadamente 50°F a 5 aproximadamente 420°F em algumas modalidades; de aproximadamente 55°F a aproximadamente 380°F em outras modalidades; e de aproximadamente 60°F a aproximadamente 300°F ainda em outras modalidades. A temperatura de operação utilizada pode depender dos compostos específicos a serem hidrogenados e da fase física dos hidrocarbonetos em uma zona de reação catalítica específica, e pode variar para sistemas de reação de fase líquida, sistemas de reação de fase de vapor, ou sistemas de reação de fase misturada como pode ocorrer em sistemas de reator de destilação catalítica e reatores de ponto de ebulição. Pressões na 15 zona de reação podem depender de modo semelhante, dos componentes de alimentação e da fase de operação, porém estão tipicamente na faixa de aproximadamente 0 a aproximadamente 350 psig. Para hidrogenação seletiva de 20 dienos C4 e C5, por exemplo, a temperatura pode estar na faixa de aproximadamente 50°F a aproximadamente 250°F em algumas modalidades. A concentração de hidrogênio na zona de reação catalítica depende de diversos fatores; incluindo a concentração de dienos no fluxo de alimentação de entrada em uma zona de reação específica, os compostos de dieno 25 específicos (que podem variar em reatividade), a conversão pretendida de dienos através de uma zona de reação catalítica específica, a fase de hidrocarboneto da zona de reação catalítica (isto é, fase única ou fase misturada), a 30 temperatura de uma zona de reação catalítica específica,

composição de catalisador em uma zona de reação específica, e o dispositivo físico específico da zona de reação catalítica, como um reator de leito fixo, reator de leito fluidificado ou de injeção contínua, ou reator de coluna de destilação catalítica. Em geral, a quantidade mínima de hidrogênio não é menor do que 40% mol da concentração dos dienos totais no fluxo de entrada em uma zona de reação catalítica específica. A quantidade máxima de hidrogênio utilizado em uma zona de reação catalítica em operações de leito fixo tipicamente não é mais elevada do que 5 vezes os mols de compostos acetilênicos totais. Em geral, mais hidrogênio é necessário para a operação de destilação catalítica do que para a operação de leito fixo.

A hidrogenação seletiva dos dienos no insumo pode ser tipicamente realizada sem conversão substancial de olefinas no insumo em parafinas. Por exemplo, o teor de olefina da alimentação pode ser reduzido durante hidrogenação seletiva em menos de 25% mol em algumas modalidades, menos de 20% mol em outras modalidades; menos de 15 mols por cento em outras modalidades; menos do que 10 % mol em outras modalidades; menos do que 5% mol em outras modalidades; e menos do que 1% mol ainda em outras modalidades.

A zona de reação para hidrogenação seletiva dos dienos pode incluir um sistema de reator de destilação catalítica em algumas modalidades. Em outras modalidades, a zona de reação para hidrogenação seletiva dos dienos pode incluir um ou mais reatores de leito fixo, reatores de leito móvel, ou reatores de leito fluidificado em série com um sistema de reator de destilação catalítica. O insumo pode ser seletivamente hidrogenado no sistema de reator de

destilação catalítica, e as olefinas C4+, ou uma porção das mesmas, podem ser recuperadas do sistema de reator de destilação catalítica.

O efluente contendo olefina pode ser recuperado do sistema de reator de destilação catalítica como uma fração suspensa ou como uma extração lateral. A fração suspensa ou extração lateral pode ser recuperada como uma fase de vapor, fase líquida ou uma combinação das mesmas. Em algumas modalidades, como onde uma quantidade menor de hidrogênio pode ser tolerada no craqueador e outros processos a jusante, a fração suspensa ou extração lateral pode ser recuperada como uma extração de fase de vapor, que pode reduzir ou eliminar exigências de aquecimento à jusante tipicamente necessárias para vaporizar a alimentação para o craqueador.

Em algumas modalidades, como para um insumo rico em dieno C5 incluindo dienos C5 linear e ramificado bem como ciclopentadieno, uma grande quantidade de calor pode ser liberada durante hidrogenação dos fluxos ricos em dieno. Os sistemas de reator de destilação catalítica podem fornecer vantajosamente remoção eficiente de calor durante o processo de hidrogenação. Em algumas modalidades, pelo menos uma porção dos ciclopentadienos pode ser hidrogenada em ciclopentenos no sistema de reator de destilação catalítica e/ou quaisquer reatores de hidrogenação à montante, recuperada na fração de bottoms. Adicionalmente, componentes cíclicos, incluindo, por exemplo, ciclopentano, ciclopenteno, e ciclopentadieno, podem ser separados das olefinas e recuperados como uma fração de bottoms a partir do sistema de reator de destilação catalítica, desse modo

removendo pelo menos uma porção dos hidrocarbonetos cíclicos a partir de processos à jusante. Olefinas cíclicas são tipicamente menos reativas em relação a catalisadores de craqueamento do que os componentes lineares ou ramificados e desse modo a remoção das mesmas antes do(s) reator(es) de craqueamento melhorará e eficiência da seção de reação de craqueamento.

É uma vantagem adicional de incorporar tal etapa de fracionamento (com ou sem funcionalidade de destilação catalítica na torre) após a hidrogenação para permitir a vaporização da alimentação olefina para a seção de reator. A vaporização de alimentações altamente olefínicas a temperaturas necessárias para craqueamento cria o potencial de entupimento do equipamento de transferência de calor. A vaporização dessas alimentações na torre reduz consideravelmente tal entupimento por limitar as temperaturas de superfícies para vaporização que ocorreriam comumente em equipamento como aquecedores de queima ou trocadores tubulares aquecidos por vapor quente.

Com referência agora à figura 3, um processo para a produção de olefinas de acordo com modalidades reveladas aqui é ilustrado, onde numerais similares representam partes similares. Hidrogênio e um insumo de hidrocarboneto como descrito acima incluindo olefinas e diolefinas são alimentados para uma zona de reação de hidrogenação seletiva 8 incluindo um sistema reator de destilação catalítica 10 através de linhas de fluxo 12 e 14, respectivamente. O sistema reator de destilação catalítica 10 pode incluir um ou mais leitos 16 de catalisador de hidrogenação seletiva, onde os leitos 16 podem conter

catalisadores iguais ou diferentes. No sistema reator de destilação catalítica 10, componentes de ebulição mais elevada atravessam para baixo a coluna e podem ser recuperados através da linha de fluxo 18. Componentes de ebulição mais leves, incluindo hidrogênio, olefinas, e diolefinas, atravessam para cima a coluna, contatando o catalisador de hidrogenação seletiva, convertendo pelo menos uma porção das diolefinas em olefinas. Nessa modalidade, os componentes de ebulição mais leves, tendo um teor de dieno reduzido em comparação com os hidrocarbonetos de alimentação, podem ser recuperados do sistema reator de destilação catalítica 10 como uma fração de vapor suspensa através da linha de fluxo 20, desse modo negando a necessidade de vaporização da alimentação contendo olefina antes do craqueamento, como descrito acima.

Dependendo da concentração específica de diolefinas e/ou acetilênicos presentes na alimentação de hidrocarboneto, pode ser vantajoso localizar um ou mais leitos 16 de catalisador de hidrogenação seletiva no sistema reator de destilação catalítica 10 abaixo do ponto de alimentação. Observe que os leitos catalisadores 16 podem estar acima e/ou abaixo do ponto de alimentação e que hidrogênio alimentado para o sistema reator de destilação catalítica 10 pode ser dividido com pontos de alimentação localizados ao longo do comprimento da torre.

A fração de vapor suspensa, preferivelmente em uma fase de vapor, pode ser alimentada através da linha de fluxo 20 para uma zona de reação de craqueamento 22, que pode incluir múltiplos reatores 24 contendo um ou mais leitos 26 de um catalisador de craqueamento catalítico. A

extração de vapor suspenso recuperada da coluna 10 através da linha de fluxo 20 pode ser aquecido no trocador de calor 60 através de troca de calor indireta com efluente de zona de reação de craqueamento 27, recuperando calor a partir do

5 fluxo de efluente de reator. Alternativamente, se o produto a partir da coluna 10 for um produto líquido, então o trocador de calor 60 pode ser utilizado para vaporizar o fluxo que é então alimentado para os trocadores 62 (a-b) para pré-aquecimento final. Como descrito acima, a fração

10 suspensa pode ser então aquecida a temperaturas suficientes para a reação de craqueamento através de troca de calor indireta em um ou mais trocadores de calor 62. As olefinas são então craqueadas para formar olefinas leves, como etileno e propileno, e um efluente incluindo etileno,

15 propileno e olefinas mais pesadas não reagidas na alimentação de hidrocarboneto pode ser recuperado a partir dos reatores 24 através da linha de fluxo 27. O efluente a partir do reator de craqueamento pode ser enviado através da linha de fluxo 27 para um sistema de separação 28 para

20 separar o efluente craqueador em grupos de número de carbono, como descrito acima. Como ilustrado na figura 3, duas frações são recuperadas a partir do sistema de separação 28, incluindo uma fração que contém as olefinas leves (C2s e C3s), que pode ser recuperada através da linha

25 de fluxo 30, e uma fração contendo as olefinas pesadas não reagidas (C4+), que pode ser recuperada através da linha de fluxo 32.

Em algumas modalidades, pelo menos uma porção da fração contendo as olefinas pesadas pode ser reciclada

30 através da linha de fluxo 34 para a zona de reação de

hidrogenação seletiva 8 para processamento adicional. Colunas de fracionamento utilizadas no sistema de separação 28 podem incluir adicionalmente extrações laterais para fornecer o fracionamento desejado do efluente craqueador e 5 permitir recuperação de frações desejadas para reciclagem para a zona de reação de hidrogenação seletiva 8. Em algumas modalidades, olefinas pesadas recicladas através da linha de fluxo 34 podem ser alimentadas como um refluxo (não ilustrado) para sistema reator de destilação 10 catalítica 10, fornecendo tanto fluxo de líquido para o 10 topo da coluna como para vaporização dos componentes reciclados antes da alimentação para a zona de reação de craqueamento 22.

Com referência agora à figura 4, é ilustrado um 15 processo para a produção de olefinas de acordo com modalidades reveladas aqui, onde numerais similares representam partes similares. Nessa modalidade, a zona de reação de hidrogenação seletiva 8 inclui um ou mais reatores de leito fixo 36 em série com sistema reator de 20 destilação catalítica 10 para hidrogenação seletiva das diolefinas. O reator de leito fixo 36 pode incluir um ou mais leitos 38 de um catalisador de hidrogenação seletiva, onde os leitos 38 podem conter catalisadores iguais ou diferentes. O insumo de hidrocarboneto pode ser alimentado 25 juntamente com hidrogênio através de linhas de fluxo 40 e 42, respectivamente, para a entrada do reator de leito fixo 36. Como ilustrado, a adição de hidrogênio pode ser em estágios ao longo do comprimento do reator de leito fixo 36 através de linhas de fluxo 44 e 46, por exemplo. O efluente 30 a partir do reator de leito fixo 36 pode ser recuperado

através da linha de fluxo 14 (insumo de hidrocarboneto alimentado para o sistema de reator de destilação catalítica) e processado como descrito acima.

Também como ilustrado na figura 4, a reciclagem de olefina pesada pode ser alimentada através da linha de fluxo 34 à montante de qualquer um ou ambos o reator de leito fixo 36 e o sistema reator de destilação catalítica 10. A colocação de reciclagem pode depender da necessidade de controlar liberação de calor nas várias zonas de reação, entre outros fatores. Por exemplo, onde o insumo de hidrocarboneto é rico em dienos, como um fluxo de butadieno ou um fluxo de diolefina C5 contendo 50% ou mais de dienos, a diluição do insumo de hidrocarboneto através do sistema reator de leito fixo pode ser desejada. Essa reciclagem é tipicamente gerada por resfriamento do efluente líquido 14 a partir do reator e reciclagem do fluxo parcial ou totalmente convertido de volta para a entrada do reator.

Com referência agora à figura 5, é ilustrado um processo para a produção de olefinas de acordo com modalidades reveladas aqui, onde numerais similares representam partes similares. Nessa modalidade, as olefinas seletivamente hidrogenadas alimentadas à zona de reação de craqueamento 22 podem ser recuperadas do sistema reator de destilação catalítica 10 como uma extração lateral através da linha de fluxo 20. A extração lateral pode ser uma extração de fase de vapor, uma extração de fase líquida ou uma extração de fase misturada. Em algumas modalidades, uma extração de fase líquido pode se utilizado para limitar a concentração de hidrogênio na alimentação para a zona de reação de craqueamento 22. O sistema reator de destilação

catalítica 10 pode ser operado sob um refluxo total, e uma sangria de hidrogênio pode ser recuperada através da linha de fluxo 50.

Com referência agora à figura 6, é ilustrado um processo para a produção de olefinas de acordo com modalidades reveladas aqui, onde numerais similares representam partes similares. Nessa modalidade, as olefinas seletivamente hidrogenadas alimentadas para a zona de reação de craqueamento 22 podem ser recuperadas do sistema de reator de destilação catalítica 10 como uma extração de líquido suspenso através da linha de fluxo 20, limitando similarmente a concentração de hidrogênio na alimentação para a zona de reação de craqueamento 22.

Onde uma extração de fase líquida é utilizada nas figuras 5 e 6, pode ser necessário vaporizar a alimentação contendo olefina utilizando um ou mais trocadores de calor (não mostrados). Embora as exigências de ciclo ativo das modalidades das figuras 5 e 6 possam ser mais elevadas do que onde uma extração de fase de vapor é utilizado, como para as figuras 3 e 4 (extração de vapor suspenso) ou para a figura 5 (extração lateral de fase de vapor), pode ser necessário separar a pequena quantidade de hidrogênio contido na extração de vapor em processos a jusante.

Como descrito acima, as modalidades reveladas aqui fornecem a produção de olefinas leves a partir de olefinas mais pesadas. Mais especificamente, as modalidades reveladas aqui fornecem vantajosamente uma hidrogenação seletiva integrada de insumos de hidrocarboneto contendo dienos. A integração da hidrogenação seletiva através da recuperação de uma extração de fase de vapor pode fornecer

eliminação de uma seção de pasteurização, permitindo que o vapor suspenso vá diretamente para a seção de reação sem revaporização da alimentação de hidrocarboneto para a zona de reação de craqueamento. A hidrogenação seletiva em um sistema reator de destilação catalítico pode fornecer liberação controlada de calor ao processar fluxos de teor de dieno elevado e pode reduzir adicionalmente contagem de peça de equipamento de processo geral.

As modalidades reveladas aqui podem fornecer vantajosamente operação de reatores em um ciclo de reação / regeneração escalonado. A operação em um ciclo de reação / regeneração escalonado pode permitir a produção de um efluente de reator compatível, que pode melhorar as operações de fracionamento a jusante e desenvolver uma composição mais constante de reciclagem de hidrocarboneto para a zona de reação de hidrogenação seletiva. O uso de múltiplos reatores para a reação de craqueamento pode fornecer razões L/D de reator que permitem velocidades espaciais e mistura melhores do que podem ser obtidas em um sistema de dois reatores, que pode estender a vida operacional dos catalisadores.

As modalidades reveladas aqui fornecem vantajosamente um sistema de gás de regeneração integrado utilizado para pré-aquecimento simultâneo da alimentação de hidrocarboneto para reatores de craqueamento em um ciclo de reação e regeneração de catalisador contido em reatores de craqueamento em um ciclo de regeneração. O uso de gás de regeneração para pré-aquecimento da alimentação de hidrocarboneto pode permitir eliminação de um pré-aquecedor de alimentação de hidrocarboneto de queima, reduzindo

significativamente custo de capital e despesas operacionais. O sistema de gás de regeneração integrado pode fornecer cargas de pico inferiores para exigências de combustível de aquecedor, nitrogênio e ar. Menor variação em fluxos de regeneração e ciclo ativo de processo pode ser 5 adicionalmente obtida com um ciclo escalonado de reação / regeneração utilizando um sistema de gás de regeneração integrado.

Embora a revelação inclua um número limitado de 10 modalidades, aqueles versados na técnica, tendo benefício da presente revelação, reconhecerão que outras modalidades podem ser idealizadas que não se afastam do escopo da presente revelação. Por conseguinte, o escopo deve ser limitado somente pelas reivindicações em anexo.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para a produção de olefinas leves, **caracterizado** pelo fato de que compreende:

5 alimentar um fluxo de hidrocarboneto compreendendo olefinas C4 a C6 para uma zona de reação de craqueamento compreendendo pelo menos quatro reatores operados em um ciclo de regeneração / reação escalonado;

10 contatar pelo menos uma porção das olefinas C4 a C6 com um catalisador em um ou mais dos reatores da zona de reação de craqueamento que opera em uma ciclo de reação para craquear pelo menos uma porção das olefinas C4 a C6 para formar olefinas C2 a C3;

15 recuperar um efluente a partir da zona de reação de craqueamento compreendendo as olefinas C2 a C3 e olefinas C4 a C6 não reagidas;

20 separar o efluente a partir da zona de reação de craqueamento em pelo menos duas frações incluindo uma ou mais frações compreendendo pelo menos um de hidrocarbonetos C2, hidrocarbonetos C3, e uma combinação dos mesmos, e uma ou mais frações compreendendo pelo menos um de hidrocarbonetos C4, hidrocarbonetos C5, hidrocarbonetos C6 e uma combinação dos mesmos;

25 contatar o fluxo de hidrocarboneto com um gás de regeneração em troca de calor indireta para aumentar uma temperatura do fluxo de hidrocarboneto antes do contato com pelo menos uma porção das olefinas C4 a C6 com um catalisador em reatores da zona de reação de craqueamento em um ciclo de reação;

30 alimentar o gás de regeneração e pelo menos um de oxigênio e ar para um ou mais dos reatores na zona de reação

de craqueamento operando em um ciclo de regeneração para regenerar o catalisador contido na mesma;

recuperar um efluente de gás de regeneração que compreende produtos de combustão a partir dos reatores na
5 zona de reação de craqueamento em um ciclo de regeneração;

retirar pelo menos uma porção do efluente de gás de regeneração recuperado compreendendo produtos de combustão como uma purgação;

combinar pelo menos uma porção do efluente de gás de
10 regeneração com nitrogênio de composição para formar um gás de regeneração misturado;

aquecer o gás de regeneração misturado comprimido a uma temperatura na faixa de aproximadamente 600°C a aproximadamente 1000°C; e

15 alimentar o gás de regeneração misturado aquecido para a zona de reação de craqueamento como o gás de regeneração.

2. Processo, de acordo com a reivindicação 1, **caracterizado** pelo fato de que adicionalmente compreende controlar um teor total de oxigênio no gás de regeneração e
20 pelo menos um de oxigênio e ar alimentado para os reatores no ciclo de regeneração.

3. Processo, de acordo com a reivindicação 1, **caracterizado** pelo fato de que adicionalmente compreende pelo menos um de:

25 contatar o fluxo de hidrocarboneto com o efluente a partir da zona de reação de craqueamento em troca de calor indireta para aumentar uma temperatura do fluxo de hidrocarboneto antes de contatar o fluxo de hidrocarboneto com o gás de regeneração;

30 comprimir o gás de regeneração misturado; e

contatar o efluente de gás de regeneração em troca de calor indireta com o gás de regeneração misturado, comprimido.

4. Processo, de acordo com a reivindicação 1,
5 **caracterizado** pelo fato de que adicionalmente compreende:

alimentar hidrogênio e um fluxo de hidrocarboneto C4 a C6 compreendendo dienos e olefinas para uma zona de reação de hidrogenação compreendendo um sistema de reator de destilação catalítica contendo um catalisador de
10 hidrogenação seletiva;

simultaneamente no sistema de reator de destilação catalítica:

contatar hidrogênio e dienos C4 a C6 com o catalisador de hidrogenação seletiva para seletivamente hidrogenar
15 dienos C4 a C6 para formar olefinas adicionais;

recuperar um efluente a partir do sistema de reator de destilação catalítica compreendendo olefinas C4 a C6 e as olefinas adicionais;

alimentar pelo menos uma porção do efluente a partir do
20 sistema de reator de destilação catalítica para a zona de reação de craqueamento como o fluxo de hidrocarboneto compreendendo olefinas C4 a C6.

5. Processo, de acordo com a reivindicação 4,
caracterizado pelo fato de que adicionalmente compreende
25 reciclar pelo menos uma porção de uma ou mais frações compreendendo hidrocarbonetos C4, hidrocarbonetos C5, hidrocarbonetos C6, e uma combinação dos mesmos para a zona de reação de hidrogenação.

6. Processo, de acordo com a reivindicação 4,
30 **caracterizado** pelo fato de que a zona de reação de

hidrogenação adicionalmente compreende um reator de leito fixo à montante do sistema reator de destilação catalítica, o processo adicionalmente compreendendo:

5 alimentar hidrogênio e o fluxo de hidrocarboneto C4 a C6 compreendendo dienos e olefinas para o reator de leito fixo contendo um segundo catalisador de hidrogenação seletiva; e

10 contatar hidrogênio e dienos C4 a C6 com o segundo catalisador de hidrogenação seletiva para seletivamente hidrogenar dienos C4 a C6 para formar olefinas adicionais.

7. Processo, de acordo com a reivindicação 4, **caracterizado** pelo fato de que o efluente a partir do sistema reator de destilação catalítica compreendendo as olefinas C4 a C6 e as olefinas adicionais é recuperado do sistema reator de destilação catalítica como uma fração suspensa.

8. Processo, de acordo com a reivindicação 7, **caracterizado** pelo fato de que a fração suspensa é recuperada como uma fase de vapor.

9. Processo, de acordo com a reivindicação 4, **caracterizado** pelo fato de que o efluente a partir do sistema reator de destilação catalítica compreendendo as olefinas C4 a C6 e as olefinas adicionais é recuperado do sistema reator de destilação catalítica como uma extração lateral.

10. Processo, de acordo com a reivindicação 9, **caracterizado** pelo fato de que a extração lateral é recuperada como uma fase de vapor, uma fase líquida ou uma combinação das mesmas.

11. Processo, de acordo com a reivindicação 4, **caracterizado** pelo fato de que o fluxo de hidrocarboneto C4 a C6 compreendendo dienos e olefinas compreende um fluxo de

30

dioléfinas e olefinas C5 compreendendo olefinas C5, dienos C5, e ciclopentadieno, o processo adicionalmente compreendendo recuperar uma fração de hidrocarboneto incluindo ciclopenteno como uma fração de elementos inferiores a partir do sistema reator de destilação catalítica.

12. Processo para a produção de olefinas leves, **caracterizado** pelo fato de que compreende:

alimentar hidrogênio e um fluxo de hidrocarboneto C4 a C6 compreendendo dienos e olefinas para uma primeira zona de reação compreendendo um sistema reator de destilação catalítica contendo um catalisador de hidrogenação seletiva; simultaneamente no sistema reator de destilação catalítica:

contatar hidrogênio e dienos C4 a C6 com o catalisador de hidrogenação seletiva para seletivamente hidrogenar dienos C4 a C6 para formar olefinas adicionais;

recuperar um efluente a partir do sistema reator de destilação catalítica compreendendo as olefinas C4 a C6 e as olefinas adicionais;

alimentar pelo menos uma porção do efluente a partir do sistema reator de destilação catalítica para uma segunda zona de reação, em que a segunda zona de reação compreende pelo menos quatro reatores operados em um ciclo de regeneração / reação escalonada;

contatar pelo menos uma porção do efluente a partir do sistema reator de destilação catalítica com um catalisador em um ou mais reatores da segunda zona de reação operando em um ciclo de reação para craquear pelo menos uma porção das olefinas C4 a C6 para formar olefinas C2 a C3;

recuperar um efluente a partir da segunda zona de reação

compreendendo as olefinas C2 a C3 e olefinas C4 a C6 não reagidas;

separar o efluente a partir da segunda zona de reação em pelo menos duas frações incluindo uma ou mais frações
5 compreendendo pelo menos um de hidrocarbonetos C2, hidrocarbonetos C3, e uma combinação dos mesmos, e uma ou mais frações compreendendo pelo menos um de hidrocarbonetos C4, hidrocarbonetos C5, hidrocarbonetos C6, e uma combinação dos mesmos;

10 reciclar pelo menos uma porção de uma ou mais frações compreendendo hidrocarbonetos C4, hidrocarbonetos C5, hidrocarbonetos C6, e uma combinação dos mesmos para a primeira zona de reação;

contatar o efluente a partir do sistema de reação de
15 destilação catalítica com um gás de regeneração em troca de calor indireta para aumentar uma temperatura do efluente antes do contato de pelo menos uma porção do efluente a partir do sistema de reator de destilação catalítica com um catalisador em um ou mais reatores da segunda zona de reação
20 operando em um ciclo de reação; e

alimentar o gás de regeneração após troca de calor indireta e pelo menos um de oxigênio e ar para um ou mais reatores na segunda zona de reação operando em um ciclo de regeneração para regenerar o catalisador contido na mesma;

25 contatar o efluente a partir do sistema de reação de destilação catalítica com o efluente a partir dos reatores operando no ciclo de reação na segunda zona de reação em troca de calor indireta para aumentar uma temperatura do efluente a partir do sistema de reação de destilação
30 catalítica antes do contato do efluente a partir do sistema

de reação de destilação catalítica indiretamente com o gás de regeneração;

recuperar um efluente de gás de regeneração compreendendo produtos de combustão a partir dos reatores na
5 segunda zona de reação em um ciclo de regeneração;

retirar pelo menos uma porção do efluente de gás de regeneração recuperado compreendendo produtos de combustão como uma purgação;

combinar pelo menos uma porção do efluente de gás de regeneração com nitrogênio de composição para formar um gás
10 de regeneração misturado;

comprimir o gás de regeneração misturado;

contatar o efluente de gás de regeneração em troca de calor indireta com o gás de regeneração misturado comprimido;

15 aquecer o gás de regeneração misturado comprimido a uma temperatura na faixa de aproximadamente 600°C a aproximadamente 1000°C; e

alimentar o gás de regeneração misturado aquecido para a segunda zona de reação como o gás de regeneração.

20 13. Processo, de acordo com a reivindicação 12, **caracterizado** pelo fato de que a primeira zona de reação adicionalmente compreende um reator de leito fixo à montante do sistema reator de destilação catalítica, o processo adicionalmente compreendendo:

25 alimentar hidrogênio e o fluxo de hidrocarboneto C4 a C6 compreendendo dienos e olefinas para o reator de leito fixo contendo um segundo catalisador de hidrogenação seletiva; e

30 contatar hidrogênio e dienos C4 a C6 com o segundo catalisador de hidrogenação seletiva para seletivamente

hidrogenar dienos C4 a C6 para formar olefinas adicionais.

14. Processo, de acordo com a reivindicação 12, **caracterizado** pelo fato de que o efluente a partir do sistema reator de destilação catalítica compreendendo as olefinas C4 a C6 e as olefinas adicionais é recuperado do sistema reator de destilação catalítica como uma fração suspensa.

15. Processo, de acordo com a reivindicação 14, **caracterizado** pelo fato de que a fração suspensa é recuperada como uma fase de vapor.

16. Processo, de acordo com a reivindicação 12, **caracterizado** pelo fato de que o efluente a partir do sistema reator de destilação catalítica compreendendo as olefinas C4 a C6 e as olefinas adicionais é recuperado do sistema reator de destilação catalítica como uma extração lateral.

17. Processo, de acordo com a reivindicação 16, **caracterizado** pelo fato de que a extração lateral é recuperada como uma fase de vapor, uma fase líquida ou uma combinação dos mesmos.

18. Processo, de acordo com a reivindicação 12, **caracterizado** pelo fato de que o fluxo de hidrocarboneto C4 a C6 compreendendo dienos e olefinas compreende um fluxo de diolefina e olefina C5 compreendendo olefinas C5, dienos C5, e ciclopentadieno, o processo compreendendo ainda recuperar uma fração de hidrocarboneto incluindo ciclopentadieno como uma fração de elementos inferiores a partir do sistema reator de destilação catalítica.

19. Processo para a produção de olefinas leves, **caracterizado** pelo fato de que compreende:

alimentar hidrogênio e um fluxo de hidrocarboneto C5 compreendendo dienos C5, olefinas C5 e ciclopentadieno para

uma primeira zona de reação compreendendo um sistema de reator de destilação catalítica contendo um catalisador de hidrogenação seletiva;

simultaneamente no sistema de reator de destilação catalítica:

contatar hidrogênio e dienos C5 com o catalisador de hidrogenação seletiva para seletivamente hidrogenar dienos C5 para formar olefinas adicionais e hidrogenar pelo menos uma porção do ciclopentadieno em ciclopenteno;

recuperar um efluente a partir do sistema reator de destilação catalítica compreendendo as olefinas C5 e as olefinas adicionais;

recuperar uma fração de elementos inferiores a partir do sistema reator de destilação catalítica compreendendo ciclopenteno;

alimentar pelo menos uma porção do efluente a partir do sistema reator de destilação catalítica para uma segunda zona de reação, em que a segunda zona de reação compreende pelo menos quatro reatores operados em um ciclo de regeneração / reação escalonado;

contatar pelo menos uma porção do efluente a partir do sistema reator de destilação catalítica com um catalisador em um ou mais reatores da segunda zona de reação operando em um ciclo de reação para craquear pelo menos uma porção das olefinas C5 para formar olefinas C2 a C3;

recuperar um efluente a partir da segunda zona de reação compreendendo as olefinas C2 a C3 e olefinas C5 não reagidas;

separar o efluente a partir da segunda zona de reação em pelo menos duas frações incluindo uma ou mais frações compreendendo pelo menos um de hidrocarbonetos C2,

hidrocarbonetos C3, e uma combinação dos mesmos, e uma fração compreendendo hidrocarbonetos C5;

reciclar pelo menos uma porção da fração compreendendo hidrocarbonetos C5 para a primeira zona de reação;

5 contatar o efluente a partir do sistema de reação de destilação catalítica com um gás de regeneração em troca de calor indireta para aumentar uma temperatura do efluente antes do contato de pelo menos uma porção do efluente a partir do sistema de reator de destilação catalítica com um
10 catalisador em um ou mais reatores da segunda zona de reação operando em um ciclo de reação; e

 alimentar o gás de regeneração e pelo menos um de oxigênio e ar para um ou mais reatores na segunda zona de reação operando em um ciclo de regeneração para regenerar o
15 catalisador contido na mesma;

 contatar o efluente a partir do sistema de reação de destilação catalítica com o efluente a partir da segunda zona de reação em troca de calor indireta para aumentar uma temperatura do efluente a partir do sistema de reação de
20 destilação catalítica antes do contato do efluente a partir do sistema de reação de destilação catalítica com o gás de regeneração;

 recuperar um efluente de gás de regeneração compreendendo produtos de combustão a partir dos reatores na
25 segunda zona de reação em um ciclo de regeneração;

 retirar pelo menos uma porção do efluente de gás de regeneração recuperado compreendendo produtos de combustão como uma purgação;

 combinar pelo menos uma porção do efluente de gás de
30 regeneração com nitrogênio de composição para formar um gás

de regeneração misturado;

comprimir o gás de regeneração misturado;

contatar o efluente de gás de regeneração com o gás de regeneração misturado comprimido;

5 aquecer o gás de regeneração misturado comprimido a uma temperatura na faixa de aproximadamente 600°C a aproximadamente 1000°C; e

alimentar o gás de regeneração misturado aquecido para a segunda zona de reação como o gás de regeneração.

10 20. Processo, de acordo com a reivindicação 19, **caracterizado** pelo fato de que a primeira zona de reação compreende ainda um reator de leito fixo à montante do sistema reator de destilação catalítica, o processo compreendendo ainda:

15 alimentar hidrogênio e o fluxo de hidrocarboneto C5 para o reator de leito fixo contendo um segundo catalisador de hidrogenação seletiva; e

contatar hidrogênio e dienos C5 com o segundo catalisador de hidrogenação seletiva para seletivamente
20 hidrogenar dienos C5 para formar olefinas adicionais.

21. Processo, de acordo com a reivindicação 19, **caracterizado** pelo fato de que o efluente a partir do sistema reator de destilação catalítica compreendendo as olefinas C5 e as olefinas adicionais é recuperado do sistema reator de
25 destilação catalítica como uma fração suspensa.

22. Processo, de acordo com a reivindicação 21, **caracterizado** pelo fato de que a fração suspensa é recuperada como uma fase de vapor.

23. Processo, de acordo com a reivindicação 19,
30 **caracterizado** pelo fato de que o efluente a partir do sistema

reator de destilação catalítica compreendendo as olefinas C5 e as olefinas adicionais é recuperado do sistema reator de destilação catalítica como uma extração lateral.

24. Processo, de acordo com a reivindicação 23,
5 **caracterizado** pelo fato de que a extração lateral é recuperada como uma fase de vapor, uma fase líquida ou uma combinação dos mesmos.

25. Processo para reagir um fluxo de alimentação,
caracterizado pelo fato de que compreende:

10 pré-aquecer um fluxo de alimentação de hidrocarboneto com um gás de regeneração através da troca de calor indireta;

alimentar o fluxo de alimentação de hidrocarboneto pré-aquecido para pelo menos um reator operacional contendo um catalisador;

15 alimentar o gás de regeneração para um segundo reator contendo um catalisador sendo submetido à regeneração;

recuperar pelo menos uma porção do gás de regeneração a partir do segundo reator;

20 alimentar o gás de regeneração recuperado através de um sistema de recuperação de calor para reaquecer o gás de regeneração recuperado; e

alimentar o gás de regeneração recuperado reaquecido para o pré-aquecimento como o gás de regeneração.

26. Processo, de acordo com a reivindicação 25,
25 **caracterizado** pelo fato de que o gás de regeneração compreende pelo menos um de nitrogênio, oxigênio e combinações dos mesmos.

27. Processo, de acordo com a reivindicação 25,
caracterizado pelo fato de que o gás de regeneração
30 alimentado para o segundo reator regenera o catalisador por

queimar coque que entupiu o catalisador.

28. Processo, de acordo com a reivindicação 25, **caracterizado** pelo fato de que compreende uma multiplicidade de reatores, em que um ou mais da multiplicidade de reatores estão reagindo o fluxo de alimentação e em que um ou mais da multiplicidade de reatores estão sendo submetidos à regeneração, a multiplicidade de reatores operando em um modo cíclico escalonado de modo a obter operação em estado constante contínua.

10

Figura 1

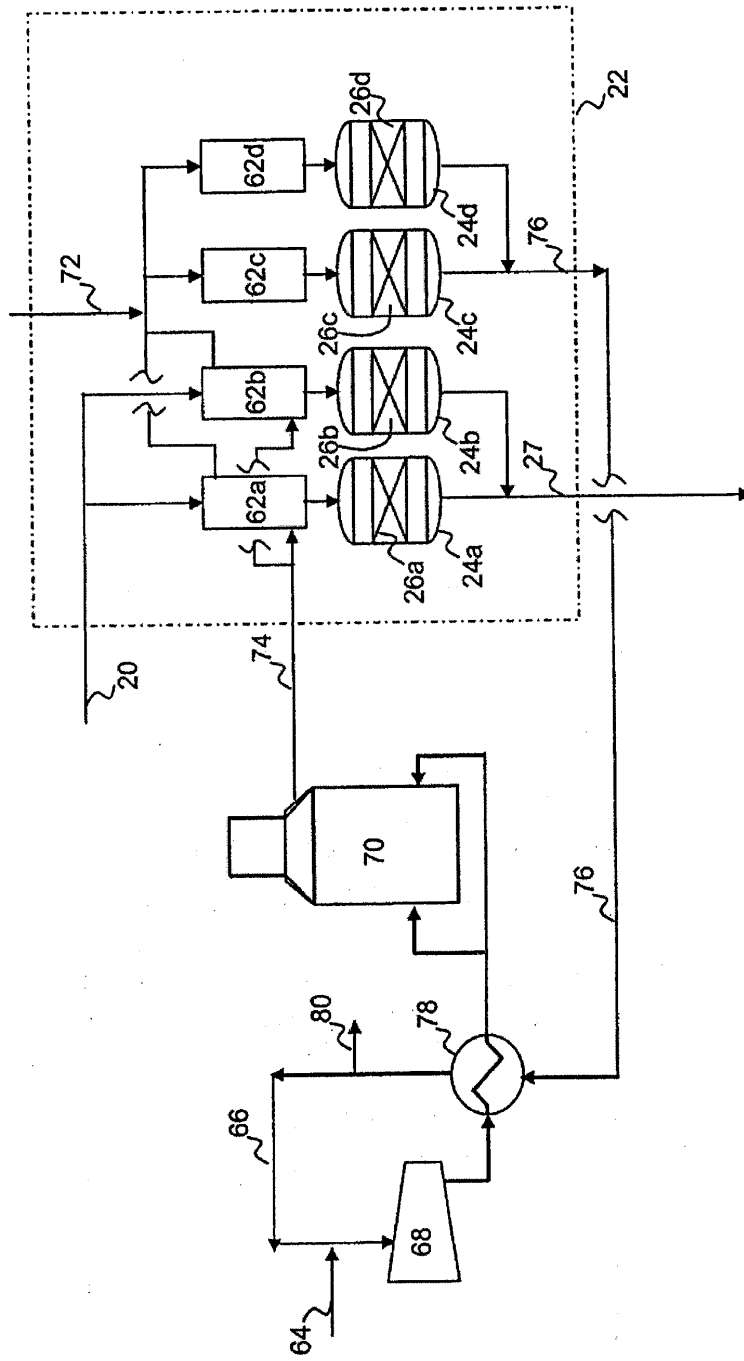
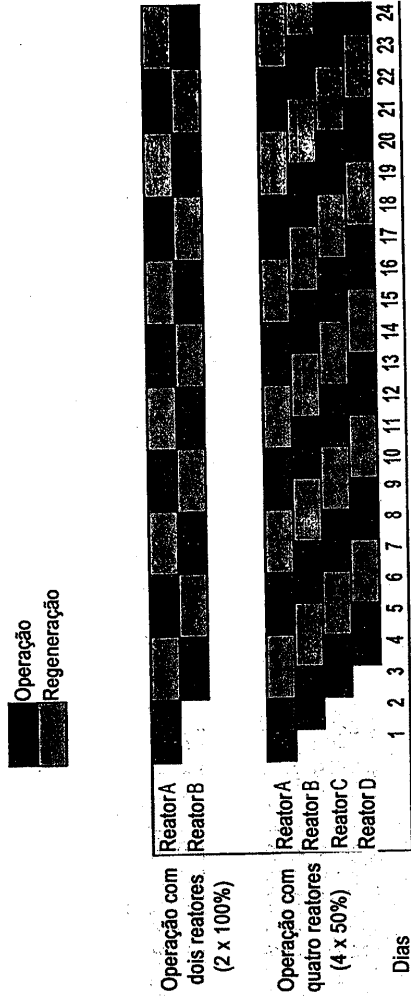


FIGURA 2



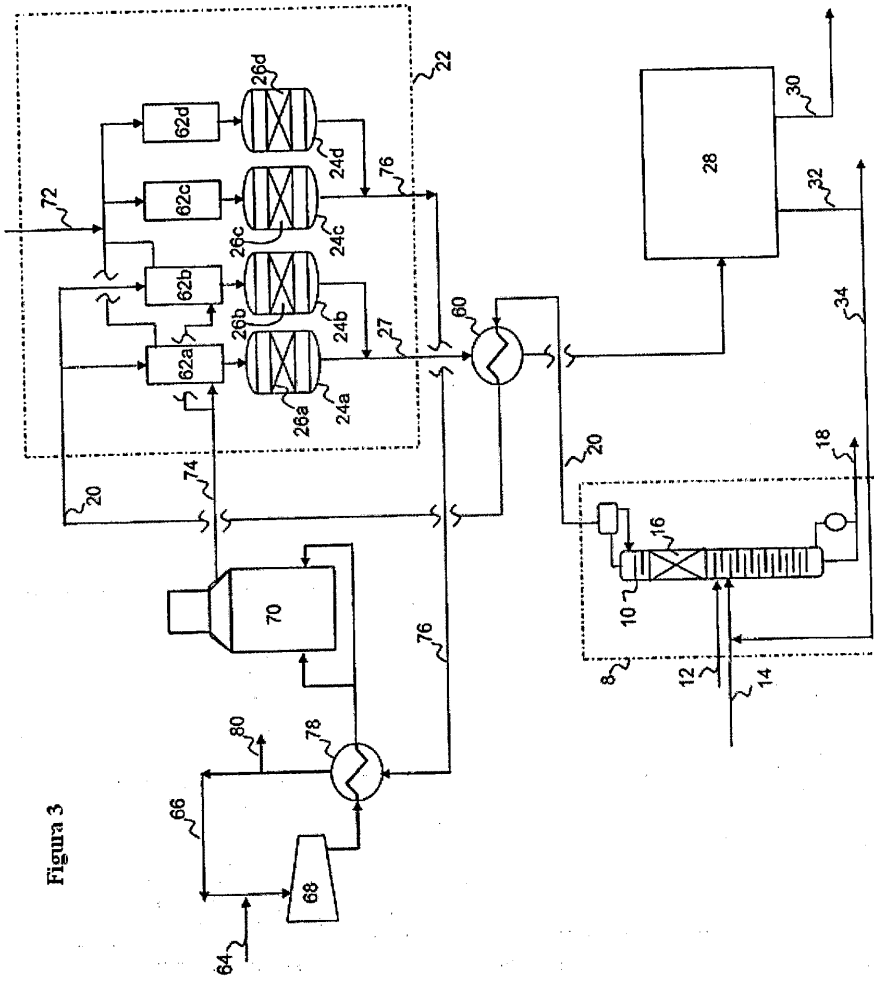
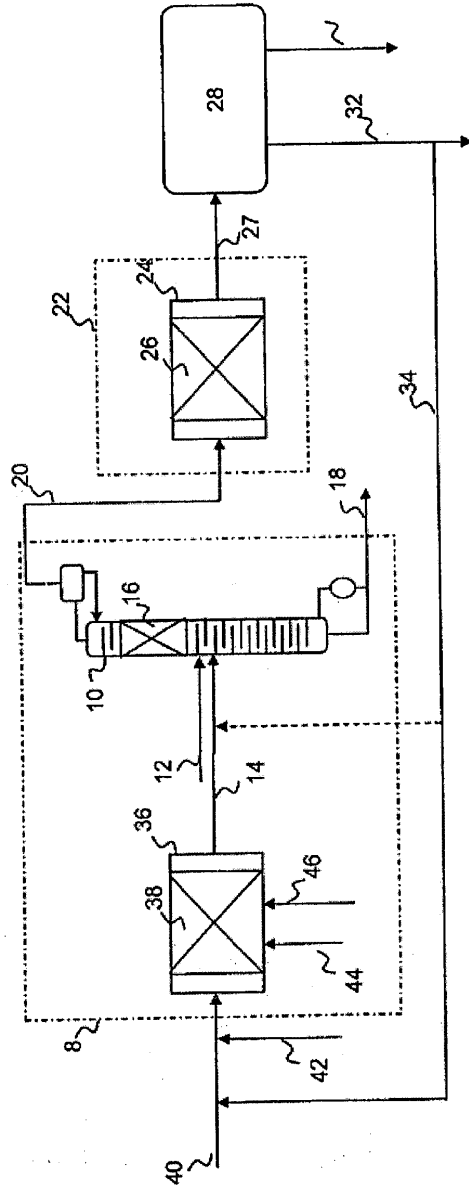


Figura 3

Figura 4



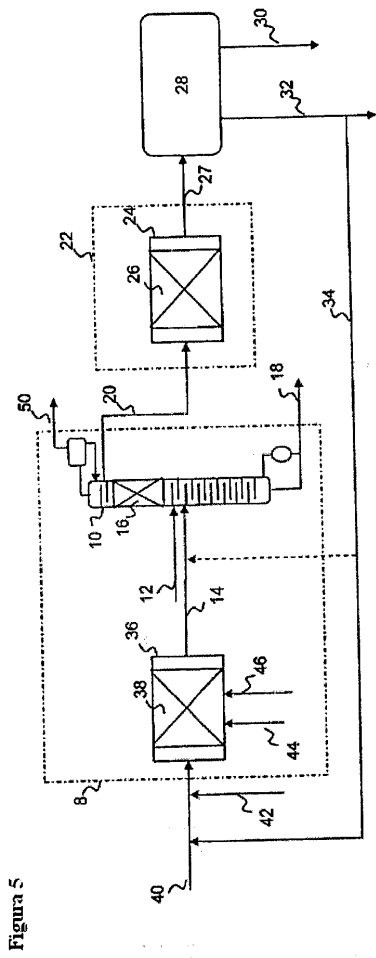


Figure 5

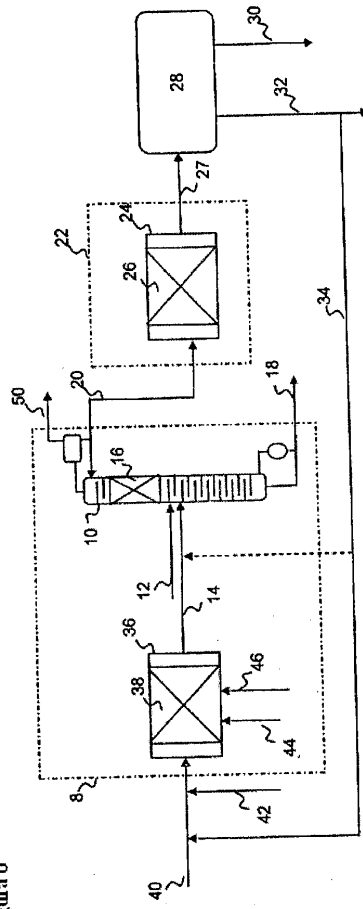


Figure 6