



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

(11) BR 122020007403-5 B1



(22) Data do Depósito: 10/07/2013

(45) Data de Concessão: 17/05/2022

(54) Título: DISPOSITIVO PARA O CRAQUEAMENTO CATALÍTICO DE HIDROCARBONETOS

(51) Int.Cl.: C10G 35/10; C10G 35/06.

(30) Prioridade Unionista: 12/07/2012 US 13/547,807.

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

(72) Inventor(es): RAMA RAO MARRI; DALIP SINGH SONI; PRAMOD KUMAR.

(86) Pedido PCT: PCT US2013049906 de 10/07/2013

(87) Publicação PCT: WO 2014/011759 de 16/01/2014

(85) Data do Início da Fase Nacional: 14/04/2020

(62) Pedido Original do Dividido: BR112015000528-4 - 10/07/2013

(57) Resumo: A presente invenção descreve um dispositivo e processo para craqueamento catalítico fluido, oferecendo uma conversão eficiente de cargas de hidrocarboneto pesado em olefinas leves, aromáticos e gasolina. Um reator de fluxo de contracorrente operando em regime de fluidificação turbulenta ou com borbulhamento é integrado com um reator riser para craqueamento catalítico fluido. Uma carga de hidrocarboneto pesado é quebrada cataliticamente em nafta e olefinas leves no reator riser, um reator de fluxo cocorrente. Para melhorar o rendimento e a seletividade das olefinas leves, produtos de hidrocarboneto craqueados provenientes do reator riser, tais como C4 e hidrocarbonetos com faixa de nafta podem ser reciclados e processados no reator de fluxo de contracorrente. A integração do reator de fluxo de contracorrente com um reator riser FCC convencional e com o sistema de regeneração do catalisador pode superar os aspectos de equilíbrio térmico comumente associados aos processos de craqueamento de dois estágios, pode aumentar substancialmente a conversão total e o rendimento de olefinas leves, e/ou pode aumentar a capacidade de processamento de matérias-primas mais pesadas.

**DISPOSITIVO PARA O CRAQUEAMENTO CATALÍTICO DE
HIDROCARBONETOS**

(Pedido dividido do BR 112015000528-4 de 10/07/2013)

Campo da invenção

[001] Modalidades descritas na presente invenção estão relacionadas geralmente a um dispositivo de craqueamento catalítico fluido e a um processo para maximização da conversão de uma carga de hidrocarboneto pesado, tal como gasóleo a vácuo e/ou resíduos de óleos pesados, em olefinas leves de alto rendimento, tais como propileno e etileno, aromáticos e gasolina com alta octanagem.

Antecedentes

[002] Atualmente, a produção de olefinas leves através de processos de craqueamento catalítico fluido (FCC) foi considerada uma das propostas mais atraentes. As especificações do combustível estão se tornando altamente restritas devido a normas ambientais rigorosas. Além disso, existe uma demanda crescente por blocos de construção petroquímica, tais como propileno, etileno e aromáticos (benzeno, tolueno, xilenos, etc). Além disso, a integração das refinarias de petróleo com um complexo petroquímico tem se tornado uma opção de preferência para as exigências econômicas e ambientais. As tendências globais também demonstram que existe uma necessidade aumentada por destilados médios (diesel) em comparação com a da gasolina. A maximização dos destilados médios a partir de um processo de FCC típico requer a operação do reator em temperaturas mais baixas; isto também exige a utilização de formulações de catalisadores diferentes. A operação em temperaturas

mais baixas diminui o rendimento das olefinas leves, e da matéria-prima para unidades de alquilação.

[003] Muitos processos catalíticos de leito fluidizado foram desenvolvidos durante as últimas duas décadas, se adaptando às exigências de alteração do mercado. Por exemplo, US 7479218 descreve um sistema de reator catalítico fluidizado onde um reator riser é dividido em duas partes com diferentes raios para melhorar a seletividade da produção de olefinas leves. A primeira parte do reator riser com raio menor é empregada para o craqueamento de moléculas de carga maior para faixa de nafta. A porção de raio maior, a segunda parte do reator riser é utilizada para novo craqueamento dos produtos de faixa nafta em olefinas leves, tais como propileno, etileno, etc. Em virtude do conceito do sistema do reator ser muito simples, o nível de seletividade para olefinas leves é limitado pelas seguintes razões: (1) as correntes de carga de faixa nafta entram em contato com o catalisador desativado ou parcialmente desativado por coque; (2) a temperatura na segunda parte da seção de reação é muito menor do que a primeira zona devido a natureza endotérmica da reação em ambas as zonas; e (3) falta da energia de alta ativação necessária para craqueamento de carga leve comparada a dos hidrocarbonetos pesados.

[004] US6106697, US7128827 e US7323099 empregam unidades de craqueamento catalítico fluido (FCC) de dois estágios para permitir um alto nível de controle de craqueamento seletivo de hidrocarbonetos pesados e correntes da faixa da nafta da carga. No primeiro estágio da unidade FCC, que consiste de um reator riser, stripper e

regenerador para conversão do gasóleo/ carga de hidrocarboneto pesado em produtos da faixa de ebulição da nafta, na presença de um catalisador a base de zeólita de poros largos tipo Y. Um segundo estágio da unidade de FCC com um grupo similar de recipientes/configuração é utilizado para craqueamento catalítico de correntes de nafta reciclada do primeiro estágio. Obviamente, o segundo estágio da unidade de FCC emprega um catalisador do tipo ZSM-5 (a base de zeólita de poros pequenos) para melhorar a seletividade para olefinas leves. Apesar deste esquema proporcionar um alto nível de controle sobre a carga, o catalisador, a seleção da janela de operação e a otimização em um sentido amplo, o processamento do segundo estágio da carga de nafta produz muito pouco coque, que é insuficiente para manter o equilíbrio térmico. Isso demanda calor de fontes externas para apresentar temperatura adequada no regenerador para obtenção de boa combustão e para fornecer calor para vaporização da carga e reação endotérmica. Geralmente, o "torch-oil" é queimado no segundo estágio do regenerador FCC, ocasionando a desativação excessiva do catalisador causada por temperaturas muito altas das partículas do catalisador e pontos quentes.

[005] US7658837 descreve um processo e um dispositivo para otimizar os rendimentos dos produtos de FCC utilizando uma parte do leito de stripper convencional como um stripper reativo. Tal conceito de restauração do segundo reator compromete a sua eficácia até certo ponto, e logo, pode ocasionar uma carga de coque aumentada para o regenerador. O rendimento do produto e a seletividade provavelmente também são afetados pelo contato da carga com

o catalisador coqueado ou desativado. Logo, temperaturas do stripper de reação não podem ser alteradas independentemente porque a temperatura na parte superior do riser é diretamente controlada para manter um conjunto de condições desejadas.

[006] US2007/0205139 descreve um processo para injetar carga de hidrocarboneto através de um primeiro distribuidor localizado na parte inferior do riser, para maximizar o rendimento da gasolina. Quando o objetivo é maximizar olefinas leves, a carga é injetada na seção superior do riser através de um sistema de distribuição de carga similar para reduzir o tempo de permanência dos vapores de hidrocarboneto.

[007] WO2010/067379 propõe aumentar os rendimentos de propileno e etileno através da injeção de C₄ e correntes de nafta olefínica na zona ascendente do riser abaixo da zona de injeção de carga de hidrocarboneto pesado. Estas correntes não somente melhoram o rendimento das olefinas leves, mas também atuam como meio de transporte de catalisadores no lugar da corrente. Esse conceito ajuda na redução do nível da desativação térmica do catalisador. Entretanto, isto pode prejudicar a flexibilidade das condições de operação, tais como temperatura e velocidade espacial horária em peso (WHSV) na zona ascendente, que são críticas na quebra de tais correntes de cargas leves. Isto provavelmente ocasiona uma seletividade inferior para as olefinas leves desejadas.

[008] US6869521 descreve que o contato de uma carga derivada de um produto FCC (particularmente nafta) com um catalisador em um segundo reator operando no regime

de fluidização rápida é útil na promoção de reações de transferência de hidrogênio, e também para controle de reações de craqueamento catalítico.

[009] US7611622 descreve um processo FCC que emprega dois risers para conversão de matérias-primas contendo C₃/C₄ em aromáticos. A primeira e a segunda carga de hidrocarboneto são fornecidas para o primeiro e segundo riser respectivamente, na presença de um catalisador enriquecido com gálio, e com o segundo riser operando com uma temperatura de reação maior do que o primeiro.

[010] US5944982 descreve um processo catalítico com dois risers para produção de menos enxofre e gasolina de alta octanagem. O segundo riser é utilizado no processo de reciclagem da nafta pesada e óleos de ciclo leve após hidrotratamento para maximizar o rendimento da gasolina e octanagem.

[011] US20060231461 descreve um processo que maximiza a produção de óleo de ciclo leve (LCO) ou produto de destilado médio e olefinas leves. Esse processo emprega um sistema de dois reatores onde o primeiro reator (riser) é utilizado para carga de gasóleo de craqueamento em LCO predominantemente, e um segundo reator de leito denso é utilizado para craqueamento da nafta reciclada do primeiro reator. Esse processo é limitado pela seletividade do catalisador e pela falta do nível desejado de olefinas na nafta, causado pela operação com temperaturas de reação substancialmente menores no primeiro reator.

Sumário das modalidades descritas

[012] Foi descoberto que é possível utilizar um esquema com dois reatores para o craqueamento de

hidrocarbonetos, incluindo C₄, uma fração de C₅ mais leve, uma fração de nafta, metanol, etc, para a produção de olefinas leves, onde o esquema de dois reatores não apresenta limitações na seletividade e operabilidade, está de acordo com as exigências de equilíbrio térmico e também mantém um número reduzido de unidades. As modalidades da presente invenção utilizam um reator riser convencional combinado com um reator de leito fluidizado/turbulento/com borbulhamento contracorrente, projetado para maximizar a produção de olefinas leves. Os efluentes do reator riser e do reator de fluxo de contracorrente são processados em um recipiente comum de separação do catalisador, e os catalisadores utilizados no reator riser e no reator de fluxo de contracorrente são recuperados em um recipiente comum de regeneração de catalisador. Este esquema de fluxo é eficaz para manutenção de uma atividade de alto craqueamento, superando os problemas de equilíbrio térmico, e também melhorando o rendimento e a seletividade das olefinas leves de várias correntes de hidrocarbonetos, e ainda simplificando o resfriamento rápido do produto e utilizando um hardware único, conforme será descrito mais detalhadamente a seguir.

[013] Em um aspecto, as modalidades descritas na presente invenção estão relacionadas a um processo para o craqueamento catalítico de hidrocarbonetos, incluindo: regeneração de um catalisador gasto apresentando um primeiro catalisador de craqueamento com um primeiro tamanho médio de partícula e densidade, e um segundo catalisador de craqueamento com um segundo tamanho médio de partícula e densidade em um recipiente de regeneração do

catalisador para formar um catalisador regenerado. O tamanho médio de partícula do primeiro catalisador de craqueamento é menor do que o tamanho médio da partícula do segundo. Uma primeira carga de hidrocarboneto entra em contato com um fluxo de cocorrente na primeira porção do catalisador regenerado em um reator riser para produzir um primeiro efluente, incluindo um primeiro produto de hidrocarboneto craqueado, e uma fração de uma mistura do catalisador gasto. Uma segunda porção do catalisador regenerado é alimentada para um reator de fluxo contracorrente, onde concomitantemente: (i) o primeiro catalisador de craqueamento é separado do segundo baseado no mínimo na densidade e no tamanho de partícula; (ii) uma segunda carga de hidrocarboneto é colocada em contato no fluxo de contracorrente com o segundo catalisador de craqueamento para produzir um segundo produto de hidrocarboneto craqueado; (iii) um segundo efluente é recuperado do reator de fluxo de contracorrente incluindo o segundo produto de hidrocarboneto craqueado, e o primeiro catalisador de craqueamento; e (iv) um terceiro efluente é recuperado incluindo o segundo catalisador gasto. O primeiro e o segundo efluente são alimentados para um recipiente de separação para retirar a fração do catalisador gasto e o primeiro catalisador de craqueamento separado do primeiro e do segundo produto de hidrocarboneto craqueado. Os catalisadores separados são alimentados do recipiente de separação para o de regeneração do catalisador como o catalisador gasto.

[014] Em outro aspecto, as modalidades descritas na presente invenção estão relacionadas a um dispositivo

para o craqueamento catalítico de hidrocarbonetos. O sistema pode incluir um recipiente de regeneração do catalisador gasto incluindo um primeiro catalisador de craqueamento com um primeiro tamanho de partícula média e densidade, e um segundo catalisador de craqueamento apresentando um segundo tamanho de partícula média e densidade para formar um catalisador regenerado compreendendo o primeiro e o segundo catalisador de craqueamento. O tamanho médio da partícula do primeiro catalisador de craqueamento é menor do que o tamanho médio da partícula do segundo. O sistema também inclui um reator riser para contato em fluxo cocorrente de uma carga inicial de hidrocarboneto com uma primeira porção do catalisador regenerado para produzir um primeiro efluente incluindo um primeiro produto de hidrocarboneto craqueado, e uma fração do catalisador gasto. Um conduto de fluxo é fornecido para alimentação da segunda porção do catalisador regenerado para um reator de fluxo contracorrente. O reator de fluxo de contracorrente é configurado para concomitantemente: (i) separar o primeiro catalisador de craqueamento do segundo baseado no mínimo na densidade e tamanho da partícula; (ii) colocar em contato no fluxo contracorrente uma segunda carga de hidrocarboneto com predominantemente o segundo catalisador de craqueamento para produzir um segundo produto de hidrocarboneto craqueado; (iii) recuperar um segundo efluente do reator de fluxo de contracorrente compreendendo o segundo produto de hidrocarboneto craqueado, e o primeiro catalisador de craqueamento; e (iv) recuperar um terceiro efluente compreendendo o segundo catalisador gasto. Um recipiente de separação é então

utilizado para separar o primeiro efluente do segundo, e para recuperar (a) uma fração do catalisador gasto incluindo o primeiro catalisador de craqueamento separado e (b) um efluente incluindo o primeiro e o segundo produtos de hidrocarboneto craqueado. Um conduto de fluxo é também fornecido para alimentar a fração do catalisador gasto do recipiente de separação para o recipiente de regeneração do catalisador.

[015] Outros aspectos e vantagens se tornarão claros a partir da descrição abaixo e das reivindicações em anexo.

Breve descrição das figuras

[016] A figura 1 é um diagrama de fluxo do processo simplificado de craqueamento de hidrocarbonetos e produção de olefinas leves de acordo com uma ou mais modalidades da presente invenção.

Descrição detalhada

[017] Em um aspecto, as modalidades da presente invenção estão relacionadas a um dispositivo de craqueamento catalítico fluido e a um processo para maximizar a conversão de uma carga de hidrocarbonetos leves, tais como gásóleo a vácuo e/ou resíduos de óleos pesados em olefinas leves com alto rendimento, tais como propileno e etileno, aromáticos e gasolina com alta octanagem ou destilados médios, enquanto minimiza o rendimento de produtos pesados na parte inferior. Para atingir este objetivo, um reator de fluxo de contracorrente, operando com regime de borbulhamento ou fluidização turbulenta, é integrado com um reator de craqueamento catalítico fluido convencional, tal como um

reator riser. A carga de hidrocarboneto pesado é cataliticamente craqueada em nafta, destilados médios e olefinas leves no reator riser, que é um reator pneumático com fluxo cocorrente. Para melhorar os rendimentos e seletividade das olefinas leves (etileno e propileno), produtos de hidrocarboneto craqueados a partir do reator riser, tais como C₄ e hidrocarbonetos da faixa da nafta (olefinas e parafinas) podem ser reciclados e processados no reator de fluxo de contracorrente. Alternadamente ou adicionalmente, correntes de carga externa, tais como frações de C₄ de outros processos, tais como craqueamento a vapor, reator de metátese ou unidade de coqueamento retardado, e correntes na faixa da nafta do coqueamento retardado, viscorredução ou condensados de gás natural podem ser processados no reator de fluxo de contracorrente para produzir olefinas leves, tais como etileno e propileno. A integração do reator de fluxo de contracorrente com um reator riser FCC convencional, de acordo com as modalidades da presente invenção, pode superar os obstáculos dos processos anteriores, pode aumentar a conversão total e o rendimento das olefinas leves, e/ou pode aumentar a capacidade de processar matérias-primas mais pesadas.

[018] A integração do reator de contracorrente com um reator riser FCC convencional, de acordo com as modalidades descritas na presente invenção, pode ser facilitada pelo (a) uso de um recipiente de regeneração do catalisador comum, (b) uso de dois tipos de catalisador, um sendo seletivo para craqueamento de hidrocarbonetos mais pesados, tais como gasóleo a vácuo, gasóleo com vácuo

pesado, resíduo pesado da parte inferior da torre atmosférica, e o outro sendo seletivo para o craqueamento de C₄ e hidrocarbonetos na faixa da nafta para a produção de olefinas leves, e (c) uso de um reator de fluxo de contracorrente que irá separar os dois tipos de catalisador, favorecendo o contato dos C₄s ou da carga de nafta com o catalisador seletivo para craqueamento e produção de olefinas leves.

[019] O primeiro catalisador de craqueamento pode ser um zeólito do tipo Y, um catalisador FCC, ou outros catalisadores similares úteis para craqueamento de matérias-primas de hidrocarboneto mais pesado. O segundo catalisador de craqueamento pode ser um do tipo ZSM-5 ou ZSM-11, ou um catalisador similar útil para craqueamento de C₄s ou hidrocarbonetos com faixa de nafta, e seletivos para produção de olefinas leves. Para facilitar os esquemas de dois reatores descritos na presente invenção, o primeiro catalisador de craqueamento pode apresentar um primeiro tamanho médio de partícula e uma densidade menor e mais leve do que o segundo catalisador, de forma que os catalisadores possam ser separados baseados na densidade e tamanho (por exemplo, baseado na velocidade terminal ou outras características das partículas do catalisador).

[020] No recipiente de regeneração do catalisador, o catalisador gasto, recuperado tanto do reator riser como do reator de fluxo de contracorrente, é regenerado. Após a regeneração, uma primeira porção da mistura do catalisador pode ser fornecida do recipiente de regeneração para um reator riser (reator de fluxo de corrente). Uma segunda porção da mistura do catalisador pode ser alimentada do

recipiente de regeneração para o reator de fluxo de contracorrente.

[021] No reator de fluxo de cocorrente, uma primeira carga de hidrocarboneto é colocada em contato com uma primeira porção do catalisador regenerado para quebrar no mínimo uma porção dos hidrocarbonetos para formar hidrocarbonetos mais leves. Um efluente pode então ser recuperado do reator riser, compreendendo um primeiro produto de hidrocarboneto craqueado e uma fração utilizada da mistura do catalisador.

[022] No reator de fluxo de contracorrente, a segunda porção do catalisador regenerado flui para uma porção superior do recipiente de reação, a zona de separação do catalisador, entrando em contato com hidrocarbonetos de fluxo a montante e vapor ou outro meio de separação. O fluxo a montante dos componentes fluidos é mantido com uma velocidade suficiente para separar o primeiro catalisador de craqueamento do segundo baseado no mínimo nas diferenças de densidade e tamanho de partícula dos dois catalisadores. O catalisador maior e mais denso, seletivo para craqueamento das cargas de hidrocarboneto leve flui a jusante e forma um leito denso de partículas do catalisador. O segundo catalisador de craqueamento com fluxo a jusante é contactado no fluxo contracorrente com uma segunda carga de hidrocarboneto a montante, C_4 ou fração de nafta, quebrando os hidrocarbonetos e formando olefinas leves, tais como etileno e propileno. O catalisador continua fluindo a jusante através da zona de reação para uma zona de separação inferior, onde o catalisador é colocado em contato com vapor ou outro meio

de retirada para separar os hidrocarbonetos craqueados e componentes da carga não reagida do segundo catalisador de craqueamento. O segundo catalisador de craqueamento utilizado é recuperado da parte inferior do reator de fluxo de contracorrente e retorna para o recipiente de regeneração do catalisador. O meio de retirada, o produto de hidrocarboneto craqueado, e o primeiro catalisador de craqueamento separado são recuperados como um efluente da parte superior do reator.

[023] O segundo efluente (produtos do hidrocarboneto craqueado e do primeiro catalisador de craqueamento separado) da saída do reator de fluxo de contracorrente é transportado para um recipiente de separação via tubulação do reator riser em um regime de fluidização pneumática. Essa tubulação pode também ser utilizada para introduzir uma quantidade adicional de carga pesada ou redirecionar parte da carga do reator de primeiro estágio (reator riser). Isso satisfaz dois objetivos. Primeiro, o catalisador na linha de saída do vapor do reator de fluxo de contracorrente é predominantemente zeólita tipo-Y/catalisador FCC convencional que são os de preferência para quebrar moléculas de carga pesada em destilados médios (diesel) a uma temperatura de reação relativamente baixa. Uma temperatura de reação menor (475-520°C) é de preferência para maximizar destilados médios. Segundo, isto ajuda no resfriamento simultâneo (rápido) de correntes de hidrocarbonetos mais leves do reator de fluxo de contracorrente. A reação de craqueamento é endotérmica facilitando a redução da temperatura dos vapores de saída do produto e também o tempo de permanência.

[024] O primeiro efluente (hidrocarbonetos craqueados e o catalisador gasto do reator riser) e o segundo efluente (hidrocarbonetos craqueados e o primeiro catalisador de craqueamento separado do reator de fluxo de contracorrente) são alimentados para um recipiente de separação para afastar a fração do catalisador gasto e o primeiro catalisador de craqueamento separado do primeiro e do segundo produto de hidrocarboneto. Os produtos de hidrocarboneto craqueados, incluindo olefinas leves, hidrocarbonetos C₄, hidrocarbonetos na faixa da nafta, e hidrocarbonetos mais pesados podem então ser separados para recuperar os produtos desejados ou suas frações.

[025] Logo, os processos descritos na presente invenção integram um reator de fluxo de contracorrente e um reator riser, com separações do produto comum e regeneração do catalisador, onde os catalisadores utilizados no reator de fluxo de contracorrente são altamente seletivos para craqueamento de hidrocarbonetos C₄, e na faixa de nafta para produzir olefinas leves. A regeneração do catalisador comum oferece equilíbrio térmico, e a separação do produto comum (recipiente de separação, etc.) oferece simplicidade de operações e número reduzido de unidades, entre outras vantagens.

[026] Em relação à figura 1, um diagrama de fluxo do processo simplificado para craqueamento de hidrocarbonetos e produção de olefinas leves, de acordo com as modalidades descritas na presente invenção, é ilustrado. O processo inclui uma configuração de dois reatores para maximizar o rendimento de propileno e etileno a partir das matérias-primas de resíduos de petróleo. O segundo reator é

composto de leito fluidizado denso equipado com defletores ou sistemas internos. As olefinas C₄ e/ou nafta leve dos produtos do primeiro reator ou correntes de carga similares de fontes externas são processadas no segundo reator para aumentar o rendimento das olefinas leves, incluindo propileno e etileno, e aromáticos/gasolina de alta octanagem.

[027] Uma carga de resíduo de petróleo é injetada através de um ou mais injetores de carga 2 localizados próximos a parte inferior do primeiro reator riser 3. A carga de petróleo pesado entra em contato com o catalisador regenerado quente introduzido através de um tubo J-bend 1. O catalisador, por exemplo, pode ser um com base de zeólita tipo Y, que pode ser utilizado sozinho ou combinado com outros catalisadores, tais como ZSM-5 ou ZSM-11.

[028] O calor necessário para a vaporização da carga e/ou aumento da sua temperatura para a desejada no reator, tal como na faixa de 500°C a cerca de 700°C, e para o calor endotérmico (calor de reação) pode ser fornecido pelo catalisador regenerado quente proveniente do regenerador 17. A pressão no primeiro reator riser 3 está geralmente na faixa de cerca de 1 barg a cerca de 5 barg.

[029] Após a finalização da maior parte da reação de craqueamento, a mistura dos produtos, vapores de carga não convertida, e fluxo de catalisadores fluem para um sistema de ciclone de dois estágios localizado no recipiente de contenção do ciclone 8. O sistema de ciclone de dois estágios inclui um ciclone primário 4 para separação do catalisador dos vapores. O catalisador gasto é descartado no stripper 9 através da perna (dip leg) 5 do

ciclone primário. As partículas finas do catalisador arrastadas com os vapores separados de ciclone primário 4 e com os vapores do produto do segundo reator 32, introduzidas via linha de fluxo 36a e por um ciclone de estágio simples 36c, são separadas em um ciclone de segundo estágio 6. O catalisador coletado é descartado no stripper 9 através da perna (dip leg) 7. Os vapores do ciclone de segundo estágio 6 são ventilados através de uma saída do ciclone secundário, conectada à câmara plenum 11, e são então encaminhados para um fracionador principal/turbina a gás através da linha de vapor do reator 12b para recuperação dos produtos, incluindo as olefinas desejadas. Se necessário, os vapores do produto são também resfriados pela introdução do óleo de ciclo leve (LCO) ou vapor via linha de distribuição 12a como um meio de resfriamento.

[030] O catalisador gasto recuperado através das pernas 5,7 é submetido à separação no leito do stripper 9 para remover vapores intersticiais (vapores de hidrocarboneto contidos entre as partículas do catalisador) através do contato contracorrente do vapor, introduzido na parte inferior do stripper 9 através de um distribuidor de gás 10. O catalisador gasto é então transferido para o regenerador 17 através do tubo do catalisador gasto 13a e da linha ascendente 15. A válvula deslizante 13b do catalisador gasto, localizada no tubo do catalisador 13a é utilizada para controlar o fluxo do stripper 9 para o regenerador 17. Uma pequena porção do ar de combustão é introduzida através do distribuidor 14 para ajudar a transferência do catalisador gasto.

[031] O catalisador gasto ou coqueado é descartado

através do distribuidor do catalisador gasto 16 no centro do regenerador em leito fluidizado, na região densa 24. O ar de combustão é introduzido pelo distribuidor de ar 18, localizado na parte inferior do regenerador em leito fluidizado 24. O coque depositado no catalisador é então queimado no regenerador 17 através da reação com ar de combustão. O regenerador 17, por exemplo, pode operar a uma temperatura na faixa de cerca de 640°C a cerca de 750°C e com uma pressão na faixa de cerca de 1 barg a 5 barg (100 kPag a 500 kPag). As partículas finas do catalisador arrastadas juntamente com o gás de combustão são coletadas no ciclone de primeiro estágio 19 e no de segundo estágio 21, e são descartadas no regenerador em leito fluidizado através de suas respectivas pernas 20, 22. O gás de combustão recuperado na saída do ciclone de segundo estágio 21 é direcionado para a linha de gás de combustão 24, através da câmara plenum do regenerador 23 para recuperação do calor liberado a jusante e/ou recuperação da energia.

[032] Uma primeira parte do catalisador regenerado é retirada em um depósito alimentador do catalisador regenerado (RCSP) 26 através da linha de retirada 25, que está em comunicação fluida com o regenerador 17 e o tubo do catalisador regenerado 27. O leito do catalisador no depósito RCSP 26 flutua de acordo com o nível do regenerador em leito fluidizado 17. O catalisador regenerado é então transferido do depósito RCSP 26 para o reator riser 3 através do tubo do catalisador 27, que estão em comunicação com o tubo J-bend 1. O fluxo do catalisador do regenerador 17 para o reator riser 3 pode ser regulado por uma válvula de deslizamento 28, localizada no tubo do

catalisador regenerado 27. A abertura da válvula de deslizamento 28 é ajustada para controlar o fluxo do catalisador para manter uma temperatura desejada na parte superior do reator riser 3.

[033] Além do vapor ascendente, um fornecimento é também realizado para injetar vapores de carga, tais com olefinas C₄ e nafta ou vapores externos similares como um meio ascendente para o tubo J-bend 1, através de um distribuidor de gás 1a localizado na seção Y, para permitir uma transferência do catalisador regenerado do tubo J-bend para o reator riser 3. O tubo J-bend pode também atuar como um reator de leito denso para craqueamento das correntes de olefinas C₄ e nafta em olefinas leves, em condições favoráveis para tais reações, tais como uma velocidade espacial horária em peso (WHSV) de 0,5 a 50 h⁻¹, uma temperatura de 640°C a 750°C, e tempos de permanência de 3 a 10 segundos. O diâmetro ou tamanho do tubo J-bend (D3) pode variar para obtenção destas condições. Por exemplo, o diâmetro do tubo J-bend pode variar de 1 a 3 vezes do diâmetro do tubo do catalisador regenerado.

[034] Uma segunda parte do catalisador regenerado é retirada em um segundo reator 32 através de um tubo 30. Uma válvula de deslizamento 31 pode ser utilizada para controlar o fluxo do catalisador do regenerador 17 para um segundo reator 32, baseado no ponto da temperatura da saída do vapor. Correntes de olefinas C₄ e nafta são injetadas na porção inferior do leito do catalisador através de um ou mais distribuidores de carga 34 (34a, 34b) tanto na fase líquida como na gasosa. O segundo reator 32 opera de uma forma contracorrente, onde o catalisador regenerado flui a

jusante (da parte superior para a inferior do leito do reator), e a corrente do hidrocarboneto flui a montante (da parte inferior para a superior do leito do reator). Isto é um aspecto importante que ajuda a manter um perfil de temperatura ótimo ao longo do comprimento/altura do segundo reator 32.

[035] O segundo reator 32 pode ser equipado com defletor ou estruturas internas que facilitam o contato e mistura do catalisador e moléculas de carga. Estas estruturas podem também ajudar a minimizar a canalização, formação de bolhas e/ou coalescência. O segundo reator 32 pode também ser aumentado em diferentes seções ao longo do comprimento para manter constante a velocidade superficial do gás.

[036] Após o final da reação, o catalisador é retirado na porção mais inferior do segundo reator 32 para separar a carga de hidrocarboneto/produtos, utilizando o vapor introduzido através do distribuidor 35. O catalisador gasto é então transferido para o regenerador 17 através do tubo 37 e linha ascendente 40, através de um distribuidor 41. O ar de combustão pode ser introduzido através do distribuidor 39 para permitir a transferência suave do catalisador para o regenerador 17. A válvula de deslizamento 38 pode ser utilizada para controlar o fluxo do catalisador do segundo reator 32 para o regenerador 17. O catalisador gasto de ambos os reatores 3, 32 é então regenerado no regenerador comum 17, operando em um modo de combustão total.

[037] O segundo reator 32 utiliza duas partículas diferentes de catalisador, incluindo uma zeólita tipo Y

menor e mais leve ou um catalisador FCC, e uma zeólita de poro pequeno de forma selecionada ZSM-5/ZSM-11. Por exemplo, a zeólita do tipo Y ou o catalisador FCC pode apresentar um tamanho de partícula na faixa de cerca de 20-120 microns, enquanto o catalisador ZSM-5/ZSM11 pode apresentar um tamanho de partícula na faixa de cerca de 80 a cerca de 200 microns. A velocidade do gás superficial no segundo reator 32 é tal que o catalisador FCC/zeólita tipo Y é ejetado do reator de forma que o segundo reator 21 retenha de preferência o catalisador do tipo ZSM-5 dentro do leito, devido a diferenças na velocidade terminal da partícula simples ou diferenças entre as velocidades de borbulhamento mínima/fluidização mínima. O catalisador FCC/zeólita tipo Y menor e mais leve é então transportado do segundo reator 32 para o separador comum ou recipiente de contenção 8, que contém os ciclones do reator riser e/ou sistema de finalização da reação, através da linha de saída 36a.

[038] Uma carga de hidrocarboneto, tal como gasóleo de vácuo pesado, resíduo da torre atmosférica, carga de resíduo de hidrocarboneto pesado, óleo de ciclo leve (LCO), e/ou vapor pode ser injetado como um meio de resfriamento na linha de saída 36a através de um distribuidor 36b. A taxa de fluxo de tal meio de resfriamento pode ser controlada pelo ajuste da temperatura do vapor que entra no recipiente de contenção 8. Todos os vapores do segundo reator 32, incluindo os alimentados através do distribuidor 36b, são descartados na fase diluída do recipiente de contenção 8 através de um ciclone de estágio simples 36c. O emprego de carga de

hidrocarboneto como um meio de resfriamento é de preferência a medida que serve como objetivo duplo de resfriamento dos produtos do segundo reator 32 e também da melhora da produção de destilados médios, tais como quebra do meio de resfriamento de hidrocarbonetos pesados no transporte para o distribuidor 36b. Em algumas modalidades, o meio de resfriamento pode ser introduzido próximo a saída do reator de fluxo contracorrente. A temperatura dentro da tubulação de transporte 36a pode ser controlada variando a quantidade de carga de hidrocarboneto através da linha de fluxo 36b.

[039] O reator de primeiro estágio, o riser 3, opera no regime de fluidização rápida (por exemplo, com uma velocidade superficial do gás na faixa de cerca de 3 a cerca de 10 m/s na parte inferior), e regime de transporte pneumático (por exemplo, a uma velocidade superficial do gás na faixa de cerca de 10 a cerca de 25 m/s) na parte superior.

[040] O segundo reator 32 opera em um regime de turbulência/borbulhamento (por exemplo, com uma velocidade superficial do gás na faixa de cerca de 0,01 a cerca de 1,0 m/s) com uma densidade do leito do catalisador na faixa de cerca de 480 kg/m³ a cerca de 800 kg/m³. A velocidade espacial horária em peso (WHSV) no segundo reator 32 está geralmente na faixa de cerca de 0,5 h⁻¹ a cerca de 50 h⁻¹; o vapor e os tempos de permanência do catalisador podem variar de cerca de 2 a cerca de 20 segundos. A altura H1 do leito do stripper é geralmente 1 a 5 vezes o diâmetro (D2) do segundo reator de fluxo contracorrente 32. A altura H2 do leito do catalisador ativo disponível para reação de

carga de C_4 /nafta é 2 a 10 vezes D_2 , que está localizada acima do leito do stripper 32a. A altura H_3 da zona de separação do catalisador é geralmente 1 a 5 vezes o diâmetro (D_2) do segundo reator de fluxo contracorrente 32. A diferença na localização da carga de C_4 e da carga de nafta é de 1 a 7 vezes D_2 ou 2 a 7 vezes D_1 da linha tangente a partir inferior do recipiente do segundo reator 32. De preferência, a carga de C_4 é realizada abaixo da injeção da carga de nafta. Entretanto, a troca dos locais de injeção de carga é possível, e o local da carga pode depender dos produtos alvo desejados. Dependendo dos objetivos e exigências do tempo de permanência, o diâmetro (D_2) do segundo recipiente do reator pode ser de 1 a 3 vezes o diâmetro (D_1) do leito do stripper 32a.

[041] O regenerador 17 opera em um regime de fluxo de turbulência convencional, apresentando uma velocidade de gás superficial na faixa de 0,5 a 1,2 m/s com uma densidade do leito na faixa de 400 a 600 kg/m³.

[042] Conforme necessário, a composição do catalisador pode ser introduzida através de uma ou mais linhas de fluxo 42,43. Por exemplo, a composição do FCC ou do catalisador de zeólita tipo Y ou uma mistura destes dois pode ser introduzida no regenerador 17 através da linha de fluxo 42, e a composição do catalisador ZSM-5/ZSM-11 pode ser introduzida ao segundo reator 32 através da linha de fluxo 43.

[043] O reator de fluxo de contracorrente pode ser equipado com defletores ou estruturas internas, tais como grades modulares, conforme descrito na Patente US 7.179.427. Outros tipos de partes internas que melhoram a

eficácia do contato e seletividade/rendimento do produto podem também ser utilizados. As partes internas podem melhorar a distribuição do catalisador através do reator e o seu contato com os vapores de carga, levando a um aumento na taxa de reação média, melhorando a atividade total do catalisador, e otimizando as condições de operação para aumentar a produção de olefinas leves.

[044] As modalidades descritas na presente invenção utilizam catalisadores de zeólita tipo Y ou FCC convencionais, maximizando a conversão de cargas de hidrocarbonetos pesados. O catalisador de zeólita tipo Y ou FCC apresenta um tamanho de partícula menor e mais leve do que o ZSM-5 ou similar utilizado para melhorar a produção de olefinas leves no reator de fluxo de contracorrente. O catalisador ZSM-5 ou similares apresentam um tamanho de partícula maior e mais denso do que o de zeólita tipo Y ou FCC utilizados para manter de preferência um leito do catalisador de ZSM-5 no reator de fluxo de contracorrente. A velocidade do gás superficial de vapores no segundo reator é mantida para permitir a retenção do catalisador de zeólita tipo Y ou FCC fora do reator de fluxo de contracorrente, utilizando as diferenças nas velocidades terminais da partícula simple ou diferenças entre as velocidades mínimas de borbulhamento/fluidização. Este conceito permite a eliminação dos sistemas FCC de dois estágios e consequentemente um processo simplificado e eficiente. Os catalisadores empregados no processo podem ser uma combinação do catalisador de zeólita tipo Y/FCC e ZSM-5 ou outros catalisadores similares, tais como os mencionados nas Patentes US5043522 e US5846402.

[045] Outro benefício das modalidades descritas na presente invenção é que o esquema de dois reatores integrados supera as limitações do equilíbrio do calor nos processos de craqueamento catalítico de C₄/nafta. O reator de fluxo de contracorrente atua como um dissipador de calor devido a integração com o regenerador do catalisador, minimizando a exigência de resfriador durante o processamento de matérias-primas residuais.

[046] Os vapores do produto do reator de fluxo de contracorrente são transportados no reator de primeiro estágio/frasco de separação ou dispositivo de finalização da reação onde estes vapores são misturados e resfriados com os produtos do primeiro estágio e/ou meios de resfriamento externo, tais como LCO ou vapores para minimizar as reações de craqueamento térmico indesejadas. De forma alternada, a linha de saída do produto do reator de fluxo de contracorrente pode também ser utilizada para introduzir uma quantidade adicional de carga pesada ou parte de redirecionamento da carga a partir do reator de primeiro estágio (reator riser). Isto tem dois objetivos: (1) o catalisador na linha de saída de vapor do reator de fluxo de contracorrente é predominantemente zeólita tipo Y/FCC convencional que é de preferência para quebrar estas moléculas de carga pesada em destilados médios, e (2) tal reação de craqueamento é endotérmica e ajuda na redução da temperatura dos vapores dos produtos em andamento e também no tempo de permanência.

[047] Nas modalidades descritas na presente invenção, uma unidade FCC existente pode ser reajustada com um reator de fluxo de contracorrente. Por exemplo, um

reator de tamanho adequado pode ser conectado a um recipiente de regeneração do catalisador para proporcionar a carga e retorno do catalisador do recipiente de fluxo de contracorrente e ser conectado a um recipiente de separação existente, para separar os produtos de hidrocarbonetos e catalisadores. Em outras palavras, um reator de fluxo de contracorrente pode ser adicionado a uma unidade base de FCC que é utilizada no modo gasolina, modo de olefinas leves ou de diesel.

[048] Conforme descrito acima, um leito de borbulhamento de fluxo de contracorrente ou reator de leito turbulento com defletores ou partes internas apropriadas é integrado com um reator riser FCC e um sistema de separação. Este reator de fluxo de contracorrente está em comunicação fluida com outros recipientes, permitindo o craqueamento catalítico seletivo e resfriamento do produto de hidrocarboneto integrado, separação e regeneração do catalisador.

[049] Tal sistema de reator integrado oferece uma ou mais das seguintes vantagens. Primeiro, o fluxo contracorrente do catalisador e carga de hidrocarboneto leve (correntes de carga de olefinas C₄ a nafta) pode oferecer um perfil de temperatura ótimo e uniforme através da zona da reação e disponibilidade dos locais do catalisador ativo (contato do catalisador regenerado a medida que os reagentes se movem a montante através da zona da reação), aumentando a taxa de reação média. Devido a natureza endotérmica das reações de craqueamento, a temperatura diminui ao longo da altura do reator, mas o catalisador regenerado quente contrabalança a entrada do

calor. De fato, a reação do fluxo de contracorrente ajuda indiretamente na manutenção da temperatura uniforme ao longo do comprimento do reator. A configuração do reator produz um alto rendimento de olefinas leves através do aumento da taxa de reação média e da atividade do catalisador. Esse reator pode ser operado com temperaturas de reação significativamente maiores para satisfazer as exigências de energia de alta ativação para quebrar tais cargas mais leves.

[050] Segundo, o segundo reator pode ser fornecido com defletores ou estruturas internas de grades modulares. Estas estruturas internas/defletores podem oferecer um contato íntimo do catalisador com as moléculas de carga de hidrocarboneto, resultando na eliminação das bolhas e evitando o seu surgimento devido a coalescência, assim como canalização ou desvio do catalisador ou carga. Estruturas internas/defletores do reator ajudam na mistura, distribuição e contato da carga do hidrocarboneto e do catalisador, melhorando a seletividade para produtos de olefina leve desejados, minimizando a formação de gás seco e coque.

[051] Terceiro, a disposição do reator é tal que a reação e a separação podem ser realizadas em um único recipiente. A separação é realizada na parte inferior do reator de fluxo de contracorrente. A corrente de separação flui para a parte inferior da seção de reação e atua como um diluente para controlar a pressão parcial dos hidrocarbonetos.

[052] A injeção dividida das correntes de carga de hidrocarboneto em seções para o reator de fluxo de

contracorrente pode também ajudar a manter uma WHSV desejada, o que é ótimo para cada matéria-prima. Por exemplo, uma corrente de carga de hidrocarboneto C₄ requer uma WHSV menor enquanto uma carga de nafta exige uma WHSV relativamente maior.

[053] Os vapores do produto do reator de fluxo de contracorrente são também vantajosamente redirecionados para o primeiro reator (riser) superior, podendo reduzir a temperatura dos produtos do reator devido ao resfriamento em temperaturas menores do reator riser. Estes produtos de hidrocarbonetos craqueados podem também ser resfriados utilizando óleo de ciclo leve (LCO) e/ou corrente de resfriamento dentro do recipiente do reator de primeiro estágio. O dispositivo de terminação do reator riser de primeiro estágio é também utilizado para separar rapidamente os vapores do produto e redirecioná-los para uma seção de recuperação do produto, desta forma reduzindo vantajosamente as reações de craqueamento térmicas indesejadas e melhorando a seletividade do produto.

[054] Os processos descritos na presente invenção utilizam também dois tipos de partículas do catalisador, tais como catalisador de zeólita Y/FCC de partículas menores e com menor densidade e partículas ZSM-5 maiores e com maior densidade. Isto permite a retenção de partículas mais leves e menores na zona de separação do catalisador do reator de fluxo de contracorrente, desta forma retendo as partículas do tipo ZSM-5 na zona de reação do reator de contracorrente. A carga de hidrocarbonetos mais leve é submetida a um craqueamento catalítico seletivo na presença do catalisador do tipo ZSM-5 para maximizar o rendimento de

olefinas leves. Os efeitos adversos da desativação do catalisador de técnicas anteriores devido a combustão do "torch-oil" no regenerador para manter o equilíbrio térmico são também evitados.

[055] Embora menos coque seja produzido do reator de fluxo de contracorrente, a integração deste reator com um sistema de regeneração-reator de unidade FCC elimina os problemas de equilíbrio térmico das técnicas anteriores. Como resultado, as modalidades descritas na presente invenção podem vantajosamente aumentar o conteúdo do resíduo na carga pesada para o reator riser de primeiro estágio, ao mesmo tempo que o reator de fluxo de contracorrente ajuda na remoção do calor excessivo do regenerador. O uso do reator de fluxo de contracorrente pode também evitar a necessidade de uso de resfriador do catalisador durante o processamento dos resíduos.

[056] As modalidades descritas na presente invenção também abrangem a separação de aromáticos a partir dos produtos na faixa da nafta antes do reciclo para o reator de fluxo de contracorrente. Da mesma forma, as correntes de C₄ após a separação de misturas de C₃/C₄ podem ser recicladas para o reator de fluxo de contracorrente. Estas etapas podem ajudar na redução do tamanho do reator de fluxo de contracorrente, melhorando a conversão de passagem.

[057] Reatores de fluxo de contracorrente, conforme descritos na presente invenção, podem ser facilmente inseridos em unidades de FCC existentes operando em modo gasolina, modo de olefinas leves ou modo diesel, oferecendo capacidade adicional, flexibilidade de operação

e produção de olefinas leves melhoradas. A combinação dos aspectos de um reator de fluxo de contracorrente com os produtos internos do reator melhora muito a conversão e seletividade dos produtos desejados.

[058] Dependendo das exigências do produto, o reator de fluxo de contracorrente pode também ser facilmente isolado, sem exigência de desligamento da unidade, permitindo que o reator riser, o regenerador do catalisador e o recipiente de separação continuem em operação.

[059] Convencionalmente, a composição do catalisador para manutenção da sua atividade é introduzida no leito do regenerador utilizando ar da unidade. Ao contrário, as modalidades descritas na presente invenção podem vantajosamente injetar catalisador do tipo ZSM-5 diretamente no segundo leito do reator utilizando corrente ou nitrogênio como meio de conversão, produzindo rendimentos aumentados de olefinas leves.

[060] O reator de fluxo de contracorrente pode também oferecer flexibilidade e janela de operação para ajustar as condições de operação, tais como velocidade espacial horária em peso (WHSV), tempo de permanência do vapor de hidrocarboneto e do catalisador, temperatura da reação, proporção catalisador/óleo, etc. Por exemplo, o reator de fluxo de contracorrente superior e a temperatura do leito podem ser controlados pelo ajuste do fluxo do catalisador do regenerador do catalisador, o que indiretamente controla a proporção catalisador/óleo. O nível do leito do reator pode ser controlado manipulando o fluxo do catalisador gasto do reator ao regenerador,

controlando a WHSV e o tempo de permanência do catalisador.

[061] Uma ou mais das vantagens acima e aspectos das modalidades dos processos descritos na presente invenção podem oferecer um processo melhorado para o craqueamento catalítico de hidrocarbonetos para produção de olefinas leves.

[062] Embora a descrição inclua um número limitado de modalidades, os versados na técnica, analisando os benefícios desta descrição, irão considerar que outras modalidades podem ser elaboradas sem se desviar do escopo da presente invenção. Desta forma, o escopo pode ser limitado somente pelas reivindicações em anexo.

REIVINDICAÇÕES

1. Dispositivo para o craqueamento catalítico de hidrocarbonetos **CARACTERIZADO** por compreender:

um recipiente de regeneração do catalisador para regenerar um catalisador gasto compreendendo um primeiro catalisador de craqueamento com um primeiro tamanho médio de partícula e densidade, e um segundo catalisador de craqueamento com um segundo tamanho médio de partícula e densidade para formar um catalisador regenerado compreendendo o primeiro catalisador de craqueamento e o segundo catalisador de craqueamento, em que o tamanho médio da partícula do primeiro catalisador de craqueamento é menor do que o tamanho médio da partícula do segundo catalisador de craqueamento;

um reator riser para colocar em contato, em fluxo de cocorrente, uma primeira carga de hidrocarboneto com uma primeira porção do catalisador regenerado para produzir um primeiro efluente compreendendo um primeiro produto de hidrocarboneto craqueado e uma fração de uma mistura do catalisador gasto;

um condutor de fluxo para alimentar uma segunda porção do catalisador regenerado para um segundo reator de craqueamento;

o segundo reator de craqueamento configurado para concomitantemente:

separar o primeiro catalisador de craqueamento do segundo catalisador de craqueamento baseado em pelo menos um dentre densidade e tamanho de partícula;

reagir uma segunda carga de hidrocarboneto para produzir um segundo produto de hidrocarboneto craqueado;

recuperar um segundo efluente do segundo reator de craqueamento compreendendo o segundo produto de hidrocarboneto craqueado, e o primeiro catalisador de craqueamento, recuperado através de uma linha de fluxo na porção superior do segundo reator de craqueamento; e

recuperar um terceiro efluente compreendendo o segundo catalisador gasto, recuperado através de uma linha de fluxo de um fundo do segundo reator de craqueamento;

um recipiente de separação para separar o primeiro efluente e o segundo efluente para recuperar (a) uma fração do catalisador gasto compreendendo a fração do catalisador misturado gasto e o primeiro catalisador de craqueamento separado, e (b) um efluente compreendendo o primeiro e segundo produtos de hidrocarbonetos craqueados;

um conduto de fluxo para alimentar a fração do catalisador gasto do recipiente de separação para o recipiente de regeneração do catalisador.

2. Dispositivo, de acordo com a reivindicação 1, **CARACTERIZADO** pelo fato de que o recipiente de separação compreende:

um ciclone de primeiro estágio para separar uma primeira porção do catalisador misturado dos hidrocarbonetos craqueados no primeiro efluente; e

um ciclone de segundo estágio para separar uma segunda porção do catalisador misturado dos hidrocarbonetos craqueados no primeiro efluente e para separar o primeiro catalisador de craqueamento separado dos hidrocarbonetos craqueados no segundo efluente.

3. Dispositivo, de acordo com a reivindicação 1, **CARACTERIZADO** por compreender ainda um condutor de fluxo

para alimentar o catalisador fresco ou composição do primeiro catalisador de craqueamento para o recipiente de regeneração do catalisador.

4. Dispositivo, de acordo com a reivindicação 1, **CARACTERIZADO** por compreender ainda um condutor de fluxo para alimentar o catalisador fresco ou composição do segundo catalisador de craqueamento para o segundo reator de craqueamento.

5. Dispositivo, de acordo com a reivindicação 1, **CARACTERIZADO** pelo fato do segundo reator de craqueamento compreender pelo menos um dentre defletor e estruturas internas para o contato íntimo do segundo catalisador de craqueamento e a segunda carga de hidrocarboneto, e para redução ou minimização da canalização, do surgimento de bolhas ou coalescência.

6. Dispositivo, de acordo com a reivindicação 1, **CARACTERIZADO** por compreender ainda um tubo do catalisador e um conduto tipo J-bend, em que o tubo do catalisador oferece transporte para o catalisador a partir do recipiente de regeneração do catalisador e do conduto tipo J-bend, que está em comunicação fluida com o reator riser.

7. Dispositivo, de acordo com a reivindicação 6, **CARACTERIZADO** por compreender ainda um local de carga de hidrocarboneto a montante de um local de carga da carga do primeiro hidrocarboneto para introduzir uma carga de hidrocarboneto para o conduto tipo J-bend.

8. Dispositivo, de acordo com a reivindicação 6, **CARACTERIZADO** pelo fato do diâmetro do conduto tipo J-bend ser de 1 a 3 vezes o diâmetro do tubo do catalisador.

9. Dispositivo, de acordo com a reivindicação 1,

CARACTERIZADO por compreender ainda uma linha de alimentação de ar para misturar ar com o terceiro efluente compreendendo o segundo catalisador gasto recuperado da parte inferior do segundo reator de craqueamento.

10. Dispositivo, de acordo com a reivindicação 9, **CARACTERIZADO** pelo fato de que o vaso de regeneração do catalisador compreende ainda uma entrada para receber a mistura de ar e o segundo catalisador gasto.

11. Dispositivo, de acordo com a reivindicação 1, **CARACTERIZADO** por compreender ainda válvulas, localizadas em uma ou mais da segunda carga de hidrocarboneto e um fluxo de vapor para a zona de separação inferior, configuradas para manter uma velocidade superficial do gás dos vapores no segundo reator de craqueamento para arrastar o primeiro catalisador de craqueamento para a linha de fluxo na parte superior do segundo reator de craqueamento e para o recipiente de separação.

12. Dispositivo, de acordo com a reivindicação 1, **CARACTERIZADO** pelo fato de que o segundo reator de craqueamento compreende:

uma zona de separação inferior, uma zona de reação intermediária e uma zona superior de separação do catalisador;

um ou mais distribuidores de alimentação de hidrocarboneto para introduzir uma segunda corrente de hidrocarboneto na zona de reação intermediária;

um distribuidor de vapor para o fluxo de alimentação na zona de separação inferior;

o distribuidor de vapor e os um ou mais distribuidores de alimentação de hidrocarbonetos localizados e

configurados para introduzir vapor e hidrocarbonetos, respectivamente, para coletivamente:

arrastar o primeiro catalisador de craqueamento para uma linha de fluxo na porção superior do segundo reator de craqueamento e para um recipiente de separação; e

formar um leito do segundo catalisador de craqueamento dentro de uma porção inferior do segundo reator de craqueamento;

a linha de fluxo na porção superior do segundo reator de craqueamento para transportar um efluente compreendendo hidrocarbonetos craqueados e o primeiro catalisador de craqueamento para o recipiente de separação.

13. Dispositivo, de acordo com a reivindicação 12, **CARACTERIZADO** pelo fato de que uma altura da zona de separação está na faixa de 1 a 2 vezes o diâmetro do segundo reator de craqueamento.

14. Dispositivo, de acordo com a reivindicação 12, **CARACTERIZADO** pelo fato de que uma altura da zona de reação intermediária está na faixa de 2 a 10 vezes o diâmetro do segundo reator de craqueamento.

15. Dispositivo, de acordo com a reivindicação 12, **CARACTERIZADO** por compreender ainda uma linha de alimentação de ar para misturar ar com o terceiro efluente a jusante do segundo reator de craqueamento e a montante do recipiente de regeneração de catalisador.

16. Dispositivo, de acordo com a reivindicação 12, **CARACTERIZADO** pelo fato de que a zona de separação tem uma altura H_1 e um diâmetro interno D_1 , e a zona de reação intermediária tem uma altura H_2 e um diâmetro interno D_2 , em que D_2 é igual ou superior a D_1 .

17. Dispositivo, de acordo com a reivindicação 16, **CARACTERIZADO** pelo fato de que

a altura H1 é de 1 a 5 vezes o diâmetro D2;

a altura H2 é de 2 a 10 vezes o diâmetro D2;

o diâmetro D2 é maior que 1 até 3 vezes o diâmetro D1.

18. Dispositivo, de acordo com a reivindicação 16, **CARACTERIZADO** pelo fato de que os um ou mais distribuidores de alimentação de hidrocarbonetos para introduzir uma segunda corrente de hidrocarboneto na zona de reação intermediária compreendem um primeiro distribuidor para introduzir uma alimentação de hidrocarboneto C4 e um segundo distribuidor para introduzir uma alimentação de nafta.

19. Dispositivo, de acordo com a reivindicação 18, **CARACTERIZADO** pelo fato de que o primeiro distribuidor está disposto abaixo do segundo distribuidor.

20. Dispositivo, de acordo com a reivindicação 19, **CARACTERIZADO** pelo fato de que o primeiro distribuidor está disposto em um diferencial de altura em relação ao segundo distribuidor na faixa de 1 a 7 vezes D2.

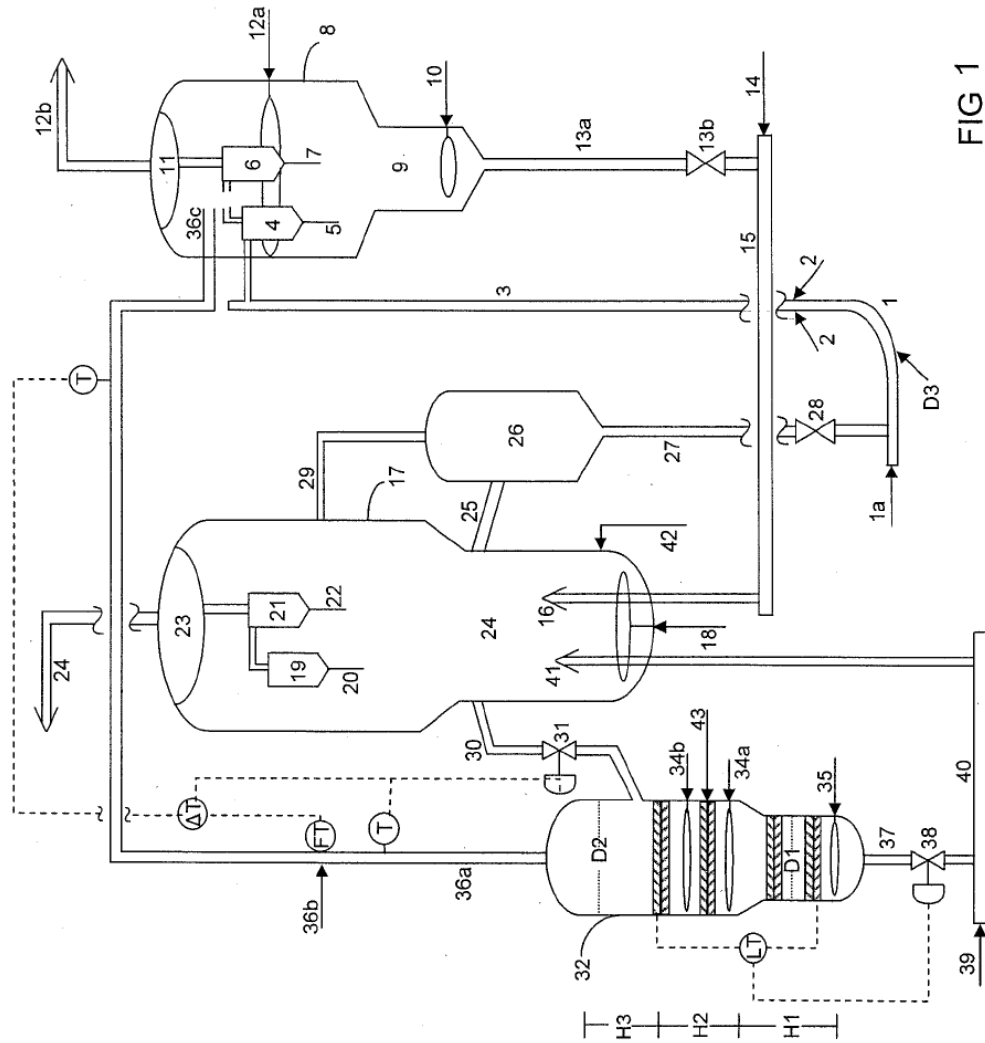


FIG 1