



PI05043212
PI05043212

REPÚBLICA FEDERATIVA DO BRASIL
MINISTÉRIO DO DESENVOLVIMENTO, INDÚSTRIA E COMÉRCIO EXTERIOR
INSTITUTO NACIONAL DA PROPRIEDADE INDUSTRIAL

CARTA PATENTE Nº PI 0504321-2

O INSTITUTO NACIONAL DA PROPRIEDADE INDUSTRIAL concede a presente PATENTE DE INVENÇÃO, que outorga ao seu titular a propriedade da invenção caracterizada neste título, em todo o território nacional, garantindo os direitos dela decorrentes, previstos na legislação em vigor.

(21) Número do Depósito: PI 0504321-2

(22) Data do Depósito: 07/10/2005

(43) Data da Publicação do Pedido: 26/06/2007

(51) Classificação Internacional: C10G 11/00

(54) Título: PROCESSO E APARATO PARA A MAXIMIZAÇÃO DE DESTILADOS MÉDIOS DE FCC

(73) Titular: PETROLEO BRASILEIRO S.A. - PETROBRAS, Indústria, CGC/CPF: 33000167081942. Endereço: Av. República do Chile, 65, Centro, Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, Brasil (BR/RJ).

(72) Inventor: CLAUDIA MARIA DE LACERDA ALVARENGA BAPTISTA; WILLIAM RICHARD GILBERT; MARCELO ANDRÉ TOREM; RICARDO DROLHE MONTAURY PIMENTA; JOSÉ GERALDO FURTADO RAMOS; AURÉLIO MEDINA DUBOIS

Prazo de Validade: 20 (vinte) anos contados a partir de 07/10/2005, observadas as condições legais.

Expedida em: 22 de Abril de 2015.

Assinado digitalmente por:

Júlio César Castelo Branco Reis Moreira
Diretor de Patentes



PROCESSO E APARATO PARA A MAXIMIZAÇÃO DE DESTILADOS MÉDIOS DE FCC

CAMPO DA INVENÇÃO

A presente invenção pertence ao campo dos processos de craqueamento catalítico fluido (FCC), em ausência de hidrogênio adicionado, de cargas mistas de hidrocarbonetos de diferentes origens visando à maximização da fração de destilados médios, mais especificamente, a invenção é dirigida a um processo de craqueamento catalítico com duplo reator ascendente que possibilita a consecução de um destilado médio de baixa aromaticidade. Ainda, a invenção é dirigida para a produção de nafta craqueada de alta octanagem, e à produção de insumos petroquímicos como propeno e eteno em proporções superiores àquelas obtidas em processos convencionais de FCC com baixa conversão.

FUNDAMENTOS DA INVENÇÃO

O craqueamento catalítico fluido (FCC) é efetuado pelo contato dos hidrocarbonetos em uma zona de reação tubular ou *riser* com um catalisador constituído de material particulado fino. As cargas mais comumente submetidas ao processo de FCC são, em geral, aquelas correntes de refinarias de petróleo provenientes de cortes laterais de torres de vácuo, denominadas gasóleo pesado de vácuo (GOPDD), ou mais pesadas que a anterior, provenientes do fundo de torres atmosféricas, denominadas de resíduo atmosférico (RAT), ou ainda misturas dessas correntes.

Essas correntes, com densidade tipicamente na faixa de 8° a 28°API, devem ser submetidas a um processo químico tal como o processo de craqueamento catalítico, que altere fundamentalmente sua composição, convertendo-as em correntes de hidrocarbonetos mais leves, de maior valor econômico.

Durante a reação de craqueamento, proporções substanciais de coque, subproduto da reação, são depositadas sobre o catalisador. O coque é um material de alto peso molecular, constituído de hidrocarbonetos que contêm, tipicamente, de 4% a 9% em peso de hidrogênio em sua composição.

O catalisador recoberto de coque, geralmente denominado “catalisador gasto” é enviado a um vaso regenerador. Na zona de regeneração, em um vaso regenerador mantido a alta temperatura, procede-se à queima do coque que se encontra depositado na superfície e nos poros do catalisador. A eliminação do coque através de combustão permite a recuperação da atividade do catalisador e libera calor em quantidade suficiente para atender às necessidades térmicas das reações de craqueamento catalítico.

A fluidização das partículas de catalisador por correntes gasosas permite o transporte de catalisador entre a zona de reação e a zona de regeneração e vice-versa. O catalisador, além de cumprir com sua função essencial de promover a catálise das reações químicas, é também o meio de transporte de calor do regenerador para a zona de reação.

A técnica contém muitas descrições de processos de craqueamento de hidrocarbonetos em uma corrente fluidizada de catalisador, com transporte de catalisador entre a zona de reação e a zona de regeneração, e queima de coque no regenerador.

Apesar da longa existência de processos de FCC, procuram-se, continuamente, técnicas que possam aperfeiçoar o processo, aumentando a produção de derivados de maior valor agregado, tais como gasolina e GLP. De modo geral, pode-se dizer que o objetivo principal dos processos de FCC é a maximização da produção desses derivados de maior valor.

A maximização desses derivados é obtida basicamente, de duas maneiras. Uma, pelo aumento da assim chamada “conversão”, que corresponde à redução da produção de produtos pesados como o óleo clarificado e o óleo leve de reciclo. Outra, pela redução dos rendimentos de coque e gás combustível, ou seja, pela menor “seletividade” a esses produtos.

A menor produção de gás e coque, aumentando a seletividade do processo a GLP e gasolina, tem como consequências benéficas adicionais, a utilização de menores sopradores de ar e compressores de gás úmido, máquinas de grande porte e de grande consumo de energia, em geral limitantes da capacidade das UFCC. Além disso, é economicamente interessante

promover o aumento dos produtos de maior valor agregado.

Um aspecto importante a considerar é o possível interesse ou necessidade de aumentar a produção de GLP conforme a necessidade do refinador.

5 É de conhecimento dos especialistas que um aspecto importante do processo é o contato inicial do catalisador com a carga, que tem uma influência decisiva sobre a conversão e a seletividade do processo em gerar produtos nobres. No processo de FCC, a carga de hidrocarbonetos pré-aquecida é injetada próximo à base de uma zona de conversão ou *riser*, onde entra em
10 contato com o fluxo de catalisador regenerado, do qual recebe calor em quantidade suficiente para vaporizá-la e suprir a demanda das reações endotérmicas que predominam no processo.

Após o *riser*, que é um tubo vertical alongado, cujas dimensões, em unidades industriais, são de cerca de 0,5m a 2,0m de diâmetro, por 25m a 40m
15 de altura, onde ocorrem reações químicas, o catalisador gasto, com coque depositado em sua superfície e poros, é separado dos produtos da reação e enviado ao regenerador para queima do coque a fim de ter a atividade restaurada e gerar o calor que, transferido pelo catalisador para o *riser*, será utilizado pelo processo.

20 As condições existentes no ponto de introdução da carga no *riser* são determinantes quanto aos produtos que se formam na reação. Nesta região ocorre a mistura inicial da carga com o catalisador regenerado, aquecimento da carga até o ponto de ebulição de seus componentes e a vaporização da maior parte desses componentes. O tempo total de residência dos hidrocarbonetos
25 no *riser* é de cerca de 1 a 4 segundos.

Para que se processem as reações de craqueamento catalítico, é necessário que a vaporização da carga na região de mistura com o catalisador ocorra rapidamente, de forma a que as moléculas dos hidrocarbonetos vaporizados possam entrar em contato com as partículas de catalisador - cujo
30 tamanho é de cerca de 60 micra - permeando pelos micro-poros do catalisador, e reagindo nos sítios ácidos. A não consecução desta rápida vaporização

resulta no craqueamento térmico das frações líquidas da carga.

É conhecido que o craqueamento térmico favorece a formação de subprodutos tais como o coque e o gás combustível, principalmente no craqueamento de cargas residuais. O coque envenena os sítios ácidos e pode chegar a obstruir os poros do catalisador. Portanto, o craqueamento térmico na base do *riser* compete de forma indesejável com o craqueamento catalítico, objetivo do processo.

A otimização da conversão da carga requer usualmente a máxima remoção do coque do catalisador no regenerador. A combustão do coque pode ser obtida em regime de combustão parcial ou combustão total.

Na combustão parcial, os gases produzidos pela combustão do coque são constituídos principalmente de CO_2 , CO e H_2O e o teor de coque no catalisador regenerado é da ordem de 0,1% a 0,3% em peso. Já na combustão total, realizada na presença de um maior excesso de oxigênio, praticamente todo o CO produzido na reação é convertido a CO_2 .

A reação de oxidação do CO a CO_2 é fortemente exotérmica, fazendo com que a combustão total se passe com grande liberação de calor, resultando em temperaturas muito elevadas de regeneração. Entretanto, a combustão total produz catalisador contendo menos do que 0,1% e, de preferência, menos do que 0,05% em peso de coque, sendo sob esse aspecto mais vantajosa que a combustão parcial compensando uma menor relação catalisador/óleo, além de evitar o uso de uma onerosa caldeira para posterior combustão do CO .

O aumento de coque no catalisador gasto resulta em um aumento de coque em combustão no regenerador por unidade de massa de catalisador circulado. Calor é removido do regenerador em unidades convencionais de FCC no gás de combustão e principalmente na corrente de catalisador quente regenerado. Um aumento no teor de coque sobre o catalisador gasto aumenta a temperatura do catalisador regenerado e a diferença de temperatura entre o regenerador e o reator.

Portanto uma redução na vazão de catalisador regenerado para o reator, usualmente denominada taxa de circulação de catalisador, é necessária a fim

de atender à demanda térmica do reator e a manter a mesma temperatura de reação. No entanto, a menor taxa de circulação de catalisador exigida pela maior diferença de temperatura entre o regenerador e o reator, resulta em redução da relação catalisador/óleo, diminuindo a conversão, mas também a deposição de coque sobre o catalisador, em contraposição ao movimento inicial de aumento no teor de coque.

Assim, a circulação de catalisador do regenerador para o reator é definida pela demanda térmica do *riser* e pela temperatura que se estabelece no regenerador, função da produção de coque. Como o coque gerado no *riser* é afetado pela própria circulação de catalisador, conclui-se que o processo de craqueamento catalítico funciona em regime de balanço térmico, sendo indesejável, pelas razões apontadas, a operação em temperatura de regeneração muito elevada.

Via de regra, com os modernos catalisadores de FCC, as temperaturas do regenerador e, portanto, do catalisador regenerado, são mantidas abaixo de 760°C, preferencialmente abaixo de 732°C, já que a perda de atividade seria muito severa acima desse valor. Uma faixa operacional desejável é a de 685°C a 710°C. O valor inferior é ditado, principalmente, pela necessidade de garantir adequada combustão do coque.

Com o processamento de cargas cada vez mais pesadas, há uma tendência de elevar a produção de coque e a operação em combustão total exige a instalação de resfriadores de catalisador para manter a temperatura do regenerador em limites aceitáveis. Os resfriadores de catalisador, em geral, removem calor de uma corrente de catalisador proveniente do regenerador, devolvendo a esse vaso uma corrente de catalisador substancialmente resfriada.

Vários trabalhos na literatura de patentes propõem a injeção de uma corrente auxiliar como água ou outras frações de petróleo em um ponto acima do ponto de injeção da carga principal a ser craqueada com o objetivo de promover um aumento da temperatura de mistura na região de injeção de carga, visando aumentar o percentual vaporizado das cargas residuais, sem

alterar a temperatura de saída do *riser*.

Esta abordagem é descrita na patente US 4.818.372, que ensina um aparelho para FCC com controle de temperatura que inclui um reator ascendente ou descendente, dispositivo para introduzir a carga de hidrocarboneto sob pressão e em contato com um catalisador de craqueamento regenerado, e pelo menos um dispositivo para injetar um fluido auxiliar a jusante da zona do reator onde a carga e o catalisador entram em contato, pelo que se pretende atingir uma maior temperatura na região de mistura da carga com o catalisador. Esta patente usa um fluido externo inerte cujo efeito principal é o resfriamento da região de injeção desse fluido, com controle de temperatura e aumento de circulação do catalisador.

Conforme ensinado na patente US 4.818.372, a injeção segregada de uma corrente externa em um ponto superior do *riser* é efetuada com o objetivo de controlar o perfil de temperatura do mesmo, de modo a manter o trecho inicial do *riser* a uma temperatura relativamente mais alta sem alterar a temperatura do topo do *riser* (temperatura de reação ou TRX). Esse controle também pode ser feito através de um reciclo de nafta pesada, tal como ensinado na patente US 5.087.349.

Com este mesmo objetivo, a patente US 5.389.232 ensina um reciclo de nafta pesada em pontos superiores do *riser*.

E a patente US 4.764.268 sugere a injeção de uma corrente de LCO no topo do *riser* objetivando minimizar reações de sobrecraqueamento de nafta.

Uma alternativa similar, ensinada na patente US 5.954.942 visa um aumento na conversão, através de um *quench* ou resfriamento rápido com uma corrente auxiliar de vapor na região superior do *riser*.

A publicação WO 93/22400 menciona a possibilidade de injeção, ao longo do *riser*, de um produto de craqueamento, tal como LCO, com o intuito de realizar um resfriamento do *riser* e conseqüentemente promover um aumento de circulação de catalisador e possibilitar uma melhora de desempenho de aditivos à base de ZSM-5.

Tendo em vista o aumento da demanda de destilados médios de alta

qualidade em detrimento do mercado de gasolina que é o principal produto de um FCC convencional, mudanças no modo de operação da unidade de FCC têm sido discutidas, com o intuito de aumentar a produção de LCO. Em vários artigos técnicos, discutem-se modificações no sistema catalítico e nas variáveis de processo, de forma a alcançar uma redução na severidade do processo, com o intuito de aumentar o rendimento de médios e reduzir o teor de aromáticos nesta fração. Entre as condições operacionais incluem-se as seguintes:

- redução da temperatura de reação;
- redução da relação catalisador óleo;
- redução da atividade catalítica.

Todas essas medidas guiam a uma redução na conversão, com conseqüente aumento na produção de óleo decantado.

Algumas referências importantes sobre este assunto estão listadas a seguir.

- 1-Distillate yield from the FCC: process and catalyst changes for maximization of LCO :Catalysts Courier , R. W. Peterman; 2- Hydrocarbon Publishing company: Advanced Hydrotreating and hydrocarbon technology to produce ultra2-clean diesel fuel, 2004; 3- Studies on maximizing diesel oil production from FCC: Fifth international symposium on the advances in fluid catalytic cracking, (218th National meeting, American Chemical society, 1999); 4- New development boosts production of middle distillate from FCC: Oil and Gas Journal (August,1970).

O LCO é um dos subprodutos do FCC, representando de 15% a 25% do rendimento e correspondendo à faixa de destilação tipicamente compreendida entre 220°C e 340°C. Normalmente o LCO tem uma alta concentração de aromáticos, chegando a ultrapassar 80% do total. Em algumas situações, é interessante operar o FCC de forma a maximizar a corrente de LCO, neste caso deseja-se incorporar o LCO ao pool de óleo Diesel. A alta concentração de aromáticos do LCO faz com que tenha péssima qualidade detonante no motor Diesel (baixo número de Cetano) e alta densidade. O alto teor de aromáticos dificulta também a melhora das suas propriedades por intermédio do

hidrotratamento.

Na forma mais comum de operação de maximização de médios no FCC, reduz-se a temperatura de reação para valores extremamente baixos (de 450° C a 500° C), minimiza-se a circulação de catalisador e utiliza-se um catalisador de baixa atividade. Todas estas providências conseguem aumentar o rendimento e melhorar a qualidade (reduzir aromáticos) do LCO produzido. O problema deste tipo de operação é que ao mesmo tempo promove o aumento da fração residual (corte 340°C+) do FCC, normalmente destinada a óleo combustível de baixo valor.

Esse problema pode ser parcialmente remediado pela utilização de uma corrente de resfriamento injetada acima da injeção da carga principal. Mesmo assim, problemas de aumento da temperatura do Regenerador por arraste de hidrocarbonetos do retificador podem persistir, limitando a unidade e impedindo que possa ser operada em condições ainda mais brandas. Este arraste de hidrocarbonetos deve-se à perda de eficiência do retificador, sensivelmente prejudicada pela baixa temperatura de retificação, função da temperatura de reação, a qual acompanha em valor próximo. A tecnologia da Requerente, objeto do PI 9303773 (correspondente à patente US 5.569.435) compreendendo um sistema de separação rápida no final do *riser* entre o catalisador e os produtos da reação, denominada PASS, aqui integralmente incorporada como referência, é importante neste contexto por reduzir a carga de hidrocarbonetos para o retificador, tornando a unidade de FCC menos sensível ao problema.

Uma forma de contornar o problema de baixas temperaturas de retificação na operação em baixa severidade seria a de trabalhar com um retificador aquecido por uma fonte externa de calor. Uma forma de realizar este aquecimento é, por exemplo, a substituição total ou parcial do vapor injetado no retificador por uma corrente mais quente, por exemplo, o gás de combustão efluente do regenerador, no caso da operação em combustão total, ou da caldeira de CO no caso de combustão parcial. Esta corrente rica em N₂ e CO₂ teria o benefício secundário de aliviar a carga térmica do condensador de topo

da fracionadora principal além de permitir uma folga do balanço de águas ácidas da refinaria.

5 No entanto, a vazão mássica de gás necessária para resfriar de alguns graus o retificador, seria de alta magnitude, comparável à vazão de catalisador que circula pela unidade. Esta vazão de gás não contém hidrocarbonetos recuperáveis e seria muito superior à vazão que normalmente circula pelo compressor de gás úmido e por toda a seção de recuperação de gás da unidade, inviabilizando economicamente tal opção.

10 Outras patentes propõem fazer o aquecimento do retificador com catalisador regenerado, mas trata-se de um sistema de certa complexidade. Essas, provavelmente, são as razões pelas quais não se tem conhecimento de aplicação industrial seja do gás do regenerador, seja do catalisador, com a finalidade de aquecer o retificador.

15 A operação em temperaturas baixas na região pós-riser, além de prejudicar a eficiência de retificação do catalisador, faz com que frações pesadas do produto do FCC condensem sobre a superfície das paredes e dos internos do reator, levando à formação de coque sobre as paredes do vaso separador. O fenômeno da formação de coque é característico nos reatores equipados com sistemas de separação rápida, sobretudo em unidades que
20 processam cargas pesadas. A formação de coque a partir de finas películas de condensado prossegue ao longo da campanha da unidade, sendo comum que ao seu final sejam encontradas várias toneladas de coque ocupando grande parte do interior do vaso.

25 O coque apresenta sério risco de ignição e queda, causando prejuízos de vulto ao refinador, pois impede os trabalhos de manutenção da unidade por alguns dias até que seja totalmente removido. Sua queda durante a campanha tende a bloquear o escoamento do catalisador, freqüentemente ocasionando parada da unidade. Em ambos os casos é causa de lucros cessantes.

30 A tecnologia dos assim chamados Tubos Coletores de vapores de hidrocarbonetos encontra-se descrita no PI 0204737-3 da Requerente e em conjunto com a tecnologia denominada Juntas Slide, objeto do PI99011484-0

da mesma Requerente, ambas integralmente incorporadas ao presente pedido como referência, torna a tecnologia de separação rápida da Requerente acima mencionada imune ao problema da formação de coque ao evitar que o produto de FCC encontre superfícies frias no reator, viabilizando a operação a baixa temperatura.

Uma consequência natural da redução do teor de aromáticos na faixa do LCO, objetivo da operação para maximização de médios, é a redução, também na faixa da gasolina, do teor de aromáticos, além do aumento de olefinas. No caso da gasolina estas mudanças prejudicam a especificação do teor de olefinas, da estabilidade (goma potencial, período de indução) e do número de octano motor.

Outro problema da operação em condições brandas é a perda de rendimentos de olefinas leves, na faixa C_3 - C_4 , o que pode impactar na economicidade da unidade, diante do alto valor agregado destes produtos que podem ser posteriormente vendidos como insumos para a indústria petroquímica ou encaminhados para unidades de alquilação ou de produção de MTBE.

A patente US 5.234.578 utiliza um *riser* destinado unicamente a transportar catalisador do regenerador para o retificador como meio de aquecimento do catalisador. Já o conceito da invenção engloba duas vantagens simultâneas: o craqueamento e mais a troca de calor em um único equipamento, já que é provido um *riser* de processo de alta severidade contendo um catalisador muito aquecido que no final da reação cai no separador, encontra o catalisador frio proveniente do *riser* de baixa severidade e troca o calor.

A patente US 6.416.656 ensina um processo para simultaneamente aumentar o rendimento de diesel e GLP. Neste processo, a gasolina é recraqueada para aumento do rendimento de GLP, sendo injetada num ponto inferior ao bocal de carga. A carga do processo é injetada em múltiplos pontos ao longo do *riser*, reduzindo o tempo de contato e com isto aumentando o rendimento de LCO. Porém a reduzida severidade do *riser* de FCC para

destilados médios faz com que o craqueamento da nafta nestas condições seja pouco efetivo.

5 A publicação internacional WO/0160951 trata de um processo para a maximização de destilados médios com rendimentos de 50 e até 65% em peso utilizando um sistema de dois *risers* operando em severidades diferentes. É alegado que nafta pesada também é produzida com alto rendimento, enquanto gás e coque são minimizados bem como fundos não convertidos, e a qualidade de cetano do destilado médio é melhorada. O processo é realizado em presença de catalisadores zeolíticos sólidos e componentes ácidos de poros grandes para o craqueamento seletivo de fundos. Embora esse documento 10 afirme a excelência do processo de craqueamento nessas condições, um estudo detalhado das condições do processo ali descrito revela que:

As experiências citadas na referida publicação WO/0160951 foram realizadas em unidade tipo MAT modificada com busca de emulação posterior 15 em unidade piloto, buscando a conexão com unidade comercial. A unidade tipo MAT não opera em balanço térmico, ao contrário de uma unidade industrial de FCC, trata-se de uma unidade em leito fixo ao contrário de uma unidade industrial com riser de reação nem espelha a tendência de formação de coque e gás destas unidades. A tentativa de emular a unidade industrial com um teste 20 comparativo em unidade piloto, embora válida quanto à observação de tendências de rendimentos, não reproduz o balanço térmico. Um retificador industrial nas condições de temperatura de reação preconizadas operaria com baixíssima eficiência, acarretando arraste de hidrocarbonetos para o regenerador. Da mesma forma, a vaporização e dispersão de carga na região 25 de injeção seriam deficientes, aumentando de forma considerável a tendência à formação de coque. Esta situação, associada à baixa demanda térmica pelos *risers*, levaria a uma situação de equilíbrio térmico na unidade industrial em que o regenerador operaria muito aquecido e a uma circulação de catalisador extremamente baixa. O uso de um resfriador de catalisador poderia corrigir o problema da alta temperatura de regeneração, mas não o da deficiência de 30 retificação.

Ademais as baixas temperaturas de reação são também inadequadas para conversão de derivados de características naftênico-aromáticas. Sua aplicação a estas cargas resultaria em conversões extremamente baixas resultando em alta produção de óleo clarificado (*slurry*), ainda que fosse
5 utilizado um resfriador de catalisador. Resulta também em uma gasolina de baixa qualidade, fruto de craqueamento térmico e não catalítico, não atendendo às especificações de índice de octano, teor de olefinas e estabilidade.

Outra dificuldade relacionada à publicação WO/0160951 refere-se ao reciclo de frações pesadas. Tais reciclos, sobretudo se provenientes de cargas
10 naftênico-aromáticas, não seriam convertidos nas baixas temperaturas e circulações de catalisador preconizadas para o *riser* 2 onde são injetados, novamente levando à alta produção de óleo clarificado (*slurry*).

Diante destes fatos, e de acordo com a experiência industrial da Requerente, está claro que a citada publicação tem sua aplicação restrita a
15 cargas altamente parafínicas, de alto custo e escassas em países como o Brasil. Pelas mesmas razões não é aplicável a cargas pesadas, contendo, frações de resíduo atmosférico com ponto de ebulição acima de 570°C, situação típica, por exemplo, em refinarias brasileiras.

Já no caso da presente invenção, o envio de produtos da reação e o
20 catalisador pelos dois *risers* para diferentes vasos separadores permite que os produtos sejam encaminhados para seções de fracionamento diferenciadas, mas com as duas correntes de catalisador sendo direcionadas para o mesmo retificador. Assim, o catalisador gasto do primeiro *riser*, de baixa temperatura, é misturado com o catalisador gasto do segundo *riser*, de alta temperatura, de
25 forma que a mistura tenha temperatura semelhante à de retificadores convencionais. Neste caso, a nova configuração de FCC de dois *risers* operando em temperaturas diferentes é usada também para solucionar o problema da baixa eficiência de retificação na operação de baixa severidade, solucionando-se com o próprio catalisador, ou seja, com um fluido intrínseco ao
30 processo, uma antiga dificuldade na tecnologia de craqueamento catalítico fluido. A retificação da mistura de catalisadores gastos dos dois *risers* em um

único vaso garante assim uma melhor eficiência global de retificação.

Vantajosamente e de modo distinto do estado da técnica, o uso de dois vasos separadores no processo da invenção permite o envio dos produtos do *riser* de alta severidade e dos produtos do *riser* de baixa severidade para sistemas de separação distintos, evitando que produtos da faixa de destilação do LCO produzidos no *riser* de alta severidade se misturem com o LCO de baixa aromaticidade produzido no *riser* de baixa severidade.

Outro aspecto da invenção é a produção no *riser* de alta severidade de óleo clarificado de alto índice BMCI. A utilização de um vaso separador independente assegura que este óleo com características nobres e alto valor de mercado possa ser destinado a um tanque exclusivo para comercialização.

O estudo das referências citadas mostra que a literatura não revela nem sugere, de modo individual ou combinado, as características de sistema e processo resultantes das pesquisas conduzidas pela Requerente e que permitiram a elaboração do presente pedido.

Deste modo, a técnica ainda necessita de um processo de craqueamento catalítico fluido de cargas mistas, em ausência de hidrogênio adicionado, utilizando um sistema de dois *risers*, sendo um primeiro *riser* de gasóleo, operado no modo de baixa severidade, gerando gasolina com arraste de hidrocarbonetos para o regenerador, que sobreaquece com redução de circulação e aumento na produção de óleo decantado, e um segundo *riser*, para o recraqueamento da gasolina produzida no dito primeiro *riser*, dito segundo *riser* atuando simultaneamente como resfriador de catalisador, corrigindo o problema de alta temperatura do Regenerador, convertendo olefinas e dienos da faixa da gasolina e melhorando a estabilidade e a octanagem e ainda, dito segundo *riser* sendo origem de um reciclo de óleo decantado ou de uma fração leve do mesmo (HCO), de forma a aumentar a conversão de fundos, o resultado global do processo sendo a obtenção elevada de destilados médios, nafta craqueada e olefinas leves, tal processo e o aparato utilizado para efetuar dito processo sendo descritos e reivindicados no presente pedido.

SUMÁRIO DA INVENÇÃO

De um modo amplo, a invenção trata de um processo para a maximização de destilados médios de FCC que compreende efetuar o craqueamento de cargas mistas em um sistema de dois *risers*, um primeiro *riser* de baixa severidade onde é craqueado gasóleo e um segundo *riser* de alta severidade onde gasolina é recraqueada, dito segundo *riser* conseguindo simultaneamente atuar como resfriador de catalisador, corrigindo o problema de alta temperatura do Regenerador, convertendo olefinas e dienos da faixa da gasolina enquanto melhora a estabilidade e a octanagem e recupera o rendimento de GLP, o catalisador gasto oriundo do dito primeiro *riser* sendo misturado ao catalisador gasto do dito segundo *riser* antes do retificador, e então dirigido para o regenerador, de onde recomeça o ciclo dirigindo-se ao dito segundo *riser*.

Assim, a invenção provê um processo para a maximização de destilados médios pelo craqueamento catalítico fluido de cargas mistas utilizando um sistema de duplo *riser*, operando em severidades diferentes, onde o segundo *riser* atua como resfriador de catalisador.

A invenção provê também um processo para a maximização de destilados médios pelo craqueamento catalítico fluido de cargas mistas utilizando um sistema de duplo *riser* onde o segundo *riser* é a origem de um reciclo de óleo decantado ou de uma fração leve do óleo decantado (HCO), objetivando o aumento da conversão de fundos.

A invenção provê ainda um processo para a maximização de destilados médios pelo craqueamento catalítico fluido de cargas mistas utilizando um sistema de duplo *riser* que leva à obtenção de nafta craqueada de alta octanagem.

A invenção provê também um processo para a maximização de destilados médios pelo craqueamento catalítico fluido de cargas mistas utilizando um sistema de duplo *riser*, que leva à obtenção de olefinas leves.

A invenção provê também um aparato constituído de dois *risers*, cada um dos mesmos levando a carga a ser craqueada a um separador independente, esses separadores estando conectados via um retificador comum a um

regenerador para regeneração do catalisador gasto e reinício do ciclo de craqueamento.

BREVE DESCRIÇÃO DOS DESENHOS

5 **A FIGURA 1** anexa ilustra esquematicamente um fluxograma da invenção em que os separadores se comunicam entre si e somente um dos mesmos é ligado ao regenerador.

A FIGURA 2 anexa ilustra esquematicamente um fluxograma da publicação internacional WO 01/60951 utilizando dois *risers*.

DESCRIÇÃO DETALHADA DAS MODALIDADES PREFERIDAS

10 A presente invenção trata, pois, de um processo para a maximização de destilados médios a partir de cargas mistas de hidrocarbonetos, enquanto igualmente produz nafta craqueada de alta octanagem e olefinas leves úteis como insumos petroquímicos, o processo empregando uma tecnologia de craqueamento com *riser* duplo, onde as condições de severidade são diferentes
15 em cada um dos *risers*.

A presente invenção apresenta soluções para uma série de problemas advindos da operação do FCC em baixa severidade.

Conforme o conceito da invenção, condições de baixa severidade significam temperatura de reação na faixa de 460°C a 520°C. Esta faixa de
20 temperatura de reação quando se trata de cargas pesadas, tem como efeito pronunciada perda na eficiência de retificação, tendo reflexos significativos no arraste de hidrocarbonetos para o regenerador e, portanto, no aquecimento do mesmo.

A este efeito, associa-se o da baixa demanda térmica pelo *riser*,
25 resultando em relação catalisador/óleo na faixa de 3,0 a 6,0, aumentando a produção de óleo decantado, além de aumentar cumulativamente a temperatura do regenerador.

Ainda conforme a invenção, condições de alta severidade significam temperatura de reação na faixa de 560°C a 620°C. Aplicada a cargas leves,
30 com baixa tendência à formação de coque, resulta em demanda térmica pelo *riser* extremamente elevada causada pela alta endotermia das reações de

craqueamento resultando em relação catalisador / óleo muito elevada, na faixa de 15 a 50, reduzindo drasticamente a temperatura do regenerador.

5 Ao operar-se a unidade de FCC em modo de baixa severidade, de forma a permitir uma melhora na qualidade do destilado médio produzido, utilizam-se temperaturas baixas em relação à operação tradicional para máxima gasolina. Como consequência os rendimentos de produtos leves e gasolina são minimizados. A menor temperatura de reação contribui para uma menor eficiência de retificação e para o arraste de hidrocarbonetos para o Regenerador, que tende a sobre-aquecer. Este fato provoca uma queda na
10 circulação e um aumento na produção de óleo decantado

Outro efeito da operação de médios é o aumento de olefinas e dienos na gasolina, podendo levar a problemas de estabilidade do produto.

Na invenção, o primeiro *riser* é o de baixa severidade e o segundo, o *riser* de alta severidade.

15 Assim, a presente invenção descreve a utilização de um segundo *riser* além do *riser* de gasóleo, para o recraqueamento de gasolina, dito segundo *riser* conseguindo simultaneamente atuar como resfriador de catalisador, corrigindo o problema de alta temperatura do Regenerador, convertendo olefinas e dienos da faixa da gasolina enquanto melhora a estabilidade e a
20 octanagem e recupera o rendimento de GLP.

No segundo *riser* é feito um reciclo de óleo decantado ou de uma fração leve do mesmo (HCO), de forma a aumentar a conversão de fundos. Para favorecer a redução da temperatura de fase densa e interromper as reações de craqueamento secundárias (transferência de hidrogênio), injeta-se um fluido
25 resfriador no *riser* de baixa severidade, de forma a manter a circulação necessária ao máximo craqueamento da carga com reduzido aumento da aromaticidade.

A etapa de retificação do catalisador gasto, para remoção dos hidrocarbonetos residuais tem um impacto direto na redução da temperatura de
30 fase densa, aumentando a recuperação de produtos e acarretando uma maior circulação de catalisador para o *riser*. Como em operação de médios a

temperatura do *riser* é reduzida, observa-se uma piora na etapa de retificação. Porém, na presente invenção este problema também é superado.

No sistema de dois *risers*, no primeiro *riser* é alimentada a carga principal da unidade, composta tipicamente de um gasóleo de vácuo ou de um resíduo atmosférico, mas incluindo também hidrocarbonetos pesados da mesma faixa de destilação oriundos de outros processos da refinaria.

No primeiro *riser*, pode-se utilizar opcionalmente a injeção de uma corrente de resfriamento.

No segundo *riser* é injetada uma corrente de reciclo da nafta craqueada leve. O reciclo da nafta craqueada converte uma parte substancial das olefinas a produtos mais leves, revertendo os problemas de especificação de gasolina mencionados anteriormente e conseguindo recuperar uma parcela importante dos rendimentos de olefinas C_3 - C_4 , sacrificadas pela operação na condição de minimização do teor de aromáticos no LCO.

Concomitantemente ao acerto da qualidade, o reciclo da nafta craqueada para o segundo *riser* funciona como um resfriador de catalisador, atuando de forma corretiva sobre o sobre-aquecimento do Regenerador. O reciclo da nafta demanda uma quantidade grande de energia do regenerador para a sua vaporização e para as reações endotérmicas de craqueamento, que produzem muito pouco coque combustível para o regenerador. O balanço desses dois efeitos é uma retirada líquida de energia do regenerador, com o conseqüente resfriamento do mesmo.

Para reduzir a produção de óleo decantado, propõe-se o seu reciclo ou o um reciclo de um produto intermediário com uma faixa de destilação de 370-470°C (HCO-Heavy Cycle Oil). Este produto deve ser introduzido no segundo *riser* (*riser* 2, de alta severidade ou secundário) em uma altura superior ao meio do mesmo. O ponto ótimo de injeção deve ser situado na faixa de $H/2$ a $H/3$, onde H é a altura do *riser*.

O resfriamento do regenerador poderia ser obtido com o recurso da instalação de um resfriador de catalisador, contudo, o resfriador não solucionaria a dificuldade de retificar os produtos da reação à baixa temperatura

necessária para obter o LCO com a qualidade desejada.

5 A presente invenção também propõe uma forma de permitir o aumento da eficiência de retificação, mesmo estando o *riser* principal operando com baixas temperaturas de reação. O aumento da temperatura de retificação é obtido por intermédio da mistura do catalisador efluente do *riser* 2 de craqueamento de nafta com o catalisador efluente do *riser* 1 de craqueamento de cargas pesadas, mistura essa realizada antes da alimentação ao retificador.

10 Esta elevação de temperatura é possível por dois motivos. O primeiro: a temperatura de reação do *riser* 2, controlada no final do *riser* é significativamente superior à do *riser* 1 ou de baixa severidade. O segundo: a massa de catalisador circulante no *riser* 2 é equivalente à massa de catalisador circulante no *riser* 1. O exemplo a seguir é ilustrativo desta situação.

15 Admite-se um rendimento típico de nafta em relação à carga da unidade de 30% em peso. Esta nafta à temperatura na faixa de 30°C a 50°C, é totalmente reciclada para o *riser* 2 ou de alta severidade, cuja temperatura de reação é controlada na faixa de 550°C a 620°C, preferivelmente 580°C a 600°C, ajustando-se no presente exemplo em 590°C.

20 No *riser* 1, que processa a carga pesada, a temperatura de reação é controlada na faixa de 460°C a 520°C, preferivelmente 480°C a 500°C, ajustando-se no presente exemplo em 490°C.

A temperatura do leito do regenerador é ajustada preferivelmente na faixa de 685°C a 710°C mediante adequado controle da temperatura da carga para o *riser* 1 na faixa de 150°C a 300°C.

25 As respectivas demandas térmicas dos *risers* 1 e 2 resultam em vazões mássicas de catalisador tais que a circulação no *riser* 2 torna-se equivalente à do *riser* 1, a despeito da vazão de carga do *riser* 2 ser a terça parte da vazão do *riser* 1. A temperatura do catalisador no retificador situa-se portanto em valor próximo de 540°C típico de operações convencionais, propiciando retificação com alta eficiência, eliminando os inconvenientes da retificação a baixa
30 severidade

A invenção compreende, pois um primeiro aspecto que diz respeito ao

processo de craqueamento catalítico para maximização de destilados médios, obtenção de nafta de alta octanagem e obtenção de olefinas leves.

5 A invenção compreende um segundo aspecto que diz respeito ao sistema de *risers*, separadores, retificadores, regenerador e linhas de reciclo destinados a permitir a consecução do processo da invenção.

10 A invenção compreende um terceiro aspecto que diz respeito ao uso de um catalisador de craqueamento de baixa acidez e reduzida transferência de hidrogênio, a fim de que o teor de aromáticos seja o mais baixo possível. O emprego deste tipo de catalisador permite uma boa seletividade a LCO com relações catalisador / óleo moderadas, da ordem de 6-7 sem que seja necessário reduzir a temperatura de reação abaixo de 490°C. Este aspecto é essencial para o processamento de cargas com características naftênico-aromáticas, pois evita a excessiva produção de óleo decantado, ainda no primeiro *riser*. A relação C/O no primeiro *riser*, de baixa severidade, está entre 15 3,0 e 7,0, e no segundo *riser*, de alta severidade, entre 15,0 e 50,0.

As cargas úteis para o processo incluem cargas pesadas como gasóleo pesado de vácuo (GOPDD), ou mais pesadas que a anterior, provenientes do fundo de torres atmosféricas, denominadas de resíduo atmosférico (RAT), ou ainda misturas dessas correntes.

20 Os produtos obtidos estão na faixa de, em porcentual em peso, gás entre 3 e 7, GLP 9 a 15, nafta craqueada entre 15 e 23, destilado médio entre 37 e 45, LCO diluente entre 4,5 e 7,5, óleo decantado entre 3,5 e 6,5 e coque, 7 a 10.

25 As propriedades dos produtos como nafta e destilado médio compreendem IC (índice de cetano) entre 30 e 38 e MON entre 82 e 85.

O processo para maximização de destilados médios de FCC utilizando o sistema de duplo *riser* da invenção será descrito a seguir com relação à Figura 1.

30 Conforme a Figura 1, onde o numeral 100 representa de modo geral o sistema proposto, uma carga 10 é injetada em um primeiro *riser* 21 dito de baixa severidade, se encontrando com o catalisador regenerado quente vindo do

regenerador 50 através do duto 22. No *riser* 21 ocorrem reações de craqueamento a temperaturas entre 460-520°C, tipicamente 480-500°C, a relação catalisador/óleo estando entre 3,0 e 7,0, com produção de hidrocarbonetos mais leves que a carga: gasolina, GLP, gás e LCO. No primeiro
5 *riser* 21 é possível injetar uma corrente de resfriamento 25, que pode ser água ou nafta.

O produto vapor do primeiro *riser* 21 é separado do catalisador no vaso 30 e dirigido via a linha de transferência 32 para a torre fracionadora 60. O catalisador do vaso 30 é encaminhado para o retificador 43 onde se junta com
10 o catalisador do segundo *riser* 23. Uma válvula do duto 44 impede que o produto vapor do segundo *riser* 23 contamine o do primeiro *riser* 21.

Na torre fracionadora 60, o produto vapor é condensado e fracionado conforme as faixas de destilação dos hidrocarbonetos. No topo da torre 60 são retirados os produtos mais voláteis via 61, que são separados em gás total 63
15 e nafta leve 64 no condensador de topo 62 da torre 60. A nafta leve 64 é encaminhada para a base do segundo *riser* 23 onde continua a reagir, removendo calor do sistema. A torre fracionadora 60 produz ainda a nafta pesada 65 e o LCO 66 de baixa aromaticidade que são encaminhados ao hidrotratamento para incorporação ao *pool* de diesel.

20 O HCO 67 é retirado opcionalmente e encaminhado junto ou no lugar do óleo decantado 68 para um ponto intermediário do segundo *riser* 23.

O segundo *riser* 23 trabalha em alta severidade, em temperaturas entre 560-620°C, tipicamente 580-600°C e relação catalisador óleo entre 15,0 e 50,0, convertendo os hidrocarbonetos pesados do fundo da fracionadora 60 enviados
25 via a linha 67 e as olefinas da nafta leve enviadas via a linha 64, o que melhora a qualidade desses hidrocarbonetos.

O catalisador para o segundo *riser* 23 é alimentado do regenerador 50 através do duto 24. O produto vapor do segundo *riser* 23 é separado do catalisador no vaso 40, seguindo pela linha de transferência 42 para a segunda torre
30 fracionadora 70 onde os produtos são condensados e fracionados.

Os produtos leves são retirados do topo da torre fracionadora 70 via a

linha de transferência 71 para o condensador de topo 72. A fração não condensada dos produtos leves (gás combustível e GLP) é retirada via a linha de transferência 73 e a fração líquida (nafta leve) se junta à linha de retirada de nafta pesada 74 sendo posteriormente encaminhada para o *pool* de gasolina da refinaria. Nas regiões inferiores da torre 70, são retiradas as correntes de LCO da alta severidade 75 e o óleo decantado 76, ambas encaminhadas para óleo combustível.

O catalisador gasto do segundo *riser* 23, separado dos produtos no vaso 40 se junta ao catalisador gasto do primeiro *riser* 21, vindo do vaso 30 e segue para o retificador 43. A mistura do catalisador mais quente do segundo *riser* 23 com o mais frio do primeiro *riser* 21 permite que se atinja uma temperatura média mais alta, contribuindo para a boa retificação do último. A temperatura média do retificador é de cerca de 540°C, similar à dos processos usuais de FCC, proporcionando retificação com alta eficiência.

O catalisador retificado e recoberto de coque resultante do processo é encaminhado para o regenerador 50 através do duto 41. No regenerador 50 o coque é queimado, limpando o catalisador para um novo ciclo e gerando a maior parte da energia requerida pelo processo.

Os dutos 22, 24, 41 e 44 são dotados de válvulas (não numeradas), destinadas a evitar contaminações de produtos entre si.

A baixa severidade empregada no *riser* 21 é uma exigência natural do processo de maximização de médios, tendo como *drawback* o aumento da produção de óleo decantado (óleo combustível, sem colocação no mercado), a produção de gasolina de baixo índice de octano e baixa estabilidade, além da baixa produção de GLP. A redução da produção de gasolina é assimilável considerando a tendência do mercado no sentido da dieselização.

Assim o *riser* 23 de alta severidade, cumpre com quatro funções:

transformar os excedentes de óleo combustível reciclado e a gasolina em derivados leves principalmente o GLP onde se encontra o propeno, produto de alto valor para a petroquímica;

corrigir a inaceitável qualidade da gasolina produzida na operação de

baixa severidade do riser **21**;

permitir a operação do retificador **43** em temperaturas que garantam boa eficiência, conforme discutido anteriormente no presente relatório, através da alta circulação definida pelo craqueamento de nafta; e,

5 ajustar o balanço térmico da unidade.

O craqueamento do óleo decantado, corrente **68**, tende a aquecer o regenerador, fato contornado pela quarta função do riser **23** que permite evitar o uso de um resfriador de catalisador, graças à alta endotermia de reação da nafta e pelo seu alto calor de vaporização que asseguram uma relação catalisador / óleo na faixa de 15 a 50.

O craqueamento conjugado da nafta craqueada e do óleo decantado ou HCO reciclado, permite que o craqueamento seja efetuado em condições favoráveis para o óleo decantado, pois o catalisador que já está com uma pequena quantidade de coque depositado, apresenta redução de atividade catalítica, minimizando a produção de coque gerado a partir do óleo decantado. Em função da demanda energética gerada pelo craqueamento da nafta, o riser de alta severidade terá uma elevada relação catalisador/óleo, que também favorece o craqueamento do óleo decantado, além de promover a redução da temperatura de fase densa do regenerador.

20 E a Figura 2 é um fluxograma relativo ao fracionamento dos produtos da reação obtidos a partir do processo objeto da publicação WO 01/60951. Este fluxograma não consta da referida publicação e se destina a ilustrar, de modo enfático, algumas diferenças entre a referida publicação e o presente pedido.

O fluxograma da Figura 2 compreende duas torres. A primeira torre **T1**, uma fracionadora primária, recebe os produtos do riser **R1** o qual recebe a carga **F** da unidade. A dita fracionadora **T1** produz apenas duas correntes **B** e **C**. A corrente **B** contém o LCO e mais leves, e é enviada para a segunda torre **T2**. A corrente **C**, mais pesada que o LCO, é enviada para o riser **R2**.

A segunda torre **T2** é a fracionadora principal onde são obtidas todas as correntes do FCC.

As correntes mais pesadas que o LCO ($>370^{\circ}\text{C}$), o HCO e a borra (o óleo

decantado é chamado de borra, ou *slurry*), da torre T2 são reunidas formando a corrente E, enviada para o riser R2 onde entra em elevação abaixo da corrente C.

5 A corrente D resultante do craqueamento destas correntes pesadas no riser R2 é misturada à corrente A, proveniente do topo da torre T1, a junção das duas correntes A e D, constituindo-se na corrente G, carga da fracionadora principal T2.

10 Na configuração dessa publicação internacional, a corrente D obtida do craqueamento de cargas pesadas em um segundo *riser* é misturada à corrente B, principal produto da unidade, obtida do craqueamento da carga da unidade e alimentada à fracionadora principal. A corrente D contém um LCO de baixa qualidade devido à natureza da carga do riser R2 no qual a corrente D é produzida.

15 A má qualidade da carga do Riser R2 fica patente quando se observa que suas duas cargas C e E são ciclos de correntes obtidas por craqueamento. A corrente C pode-se dizer que é um ciclo pesado, PIE 370°C, fruto do craqueamento no riser R1. Já a corrente E igualmente com PIE > 370°C, reflete em sua composição a presença da corrente D fruto de craqueamento em série nos risers R1 e R2, portanto de aromaticidade extremamente elevada.

20 Assim, o alegado alto rendimento de LCO fica prejudicado em termos de qualidade, devido à não segregação da corrente D proveniente do riser R2, o que exigiria uma terceira torre, aumentando a complexidade do processo. De todo modo, a inclusão da terceira torre melhoraria a qualidade do produto mas, conforme mencionado, reduziria o alegado rendimento de LCO.

25 Já no presente pedido, com apenas duas torres, 60 e 70 obtém-se a segregação das cargas. Os produtos de PIE > 370°C obtidos na fracionadora principal 60 são enviados ao *riser* 23, no presente caso um *riser* de alta severidade, já que craqueia nafta também proveniente da dita fracionadora principal, injetada em um ponto inferior. A fracionadora secundária 70, menor
30 que a primeira, tem a função de separar os produtos do *riser* 23 que são segregados e encaminhados para tanques.

O processo da invenção será ilustrado a seguir por um Exemplo ilustrativo que não deve ser considerado limitativo.

EXEMPLO

Foram realizadas várias corridas em unidade de FCC de laboratório (ACE), com sistema catalítico apropriado (alto teor de matriz) para simular o sistema reacional do processo.

A carga utilizada para o primeiro *riser*, *riser* de médios ou de baixa severidade, foi uma mistura de gasóleo pesado de vácuo e gasóleo de coque na proporção de 85/15. As principais propriedades desta carga são as seguintes:

API= 18,5, Nitrogênio básico = 1338 ppm, Ponto de anilina = 80, S =0,65 % peso.

A temperatura de reação adotada foi de 480°C e a relação catalisador/óleo variou de 3 a 9 (severidade).

No segundo *riser*, *riser* de alta severidade, utilizou-se como carga uma mistura contendo 50% de nafta craqueada e 50% de óleo decantado oriundos de uma operação de FCC em baixa severidade. A temperatura de reação foi de 595°C para o óleo decantado e nafta, com C/O na faixa de 3 a 9.

O perfil de rendimentos globais encontra-se na Tabela 1 a seguir.

TABELA 1

Produtos	Rendimentos globais (% peso)
Gás combustível	5,2
GLP	13,6
Nafta craqueada (PIE-170°C)	19,2
Destilado médio (170-370°C)	42,8
LCO diluente	6,4
Óleo decantado	4,4
Coque	8,4

Com base nos resultados da análise instrumental, SFC e de PIANIO, foram estimadas algumas propriedades da nafta craqueada e do destilado médio.

Destilado médio:

5 Índice de cetano (IC) de 35, teor de aromáticos 47%

Nafta:

MON = 84,5, RON 92,5 e teor de olefinas de 19,7%

10 Como pode ser verificado, utilizando-se o processo proposto, é possível produzir um destilado médio com baixa aromaticidade, comparado ao teor de aromáticos presente nos LCOs provenientes de uma operação convencional de FCC (IC= 20).

Além disso, produz-se uma gasolina de alta qualidade, ou seja, alta octanagem e baixo teor de olefinas, fato que propicia uma boa estabilidade química.

15 É importante observar que os rendimentos dos demais produtos são semelhantes aos rendimentos alcançados em uma unidade convencional de FCC, ou seja, não se observa nenhum dos problemas inerentes a uma operação de baixa severidade, que seriam a baixa conversão de fundos, o baixo rendimento de GLP e a produção de uma gasolina instável e de baixa octanagem.

Um segundo aspecto da invenção é um aparato composto de um sistema de *risers* geralmente designado pelo numeral 100, empregado para efetuar o processo da invenção.

O aparato 100 compreende, conforme ilustrado na Figura 1:

25 a) uma seção de reação constituída de:

i) um primeiro *riser* 21, de baixa severidade, onde é injetada uma carga 10 para sofrer reações de craqueamento catalítico fluido de baixa severidade, e uma corrente opcional de resfriamento 25, a extremidade superior do dito *riser* 21 estando conectada a um primeiro separador 30, dito primeiro separador 30 sendo conectado via um duto 44 a um segundo separador 40, enquanto pelo fundo

30

- do dito separador 30 o catalisador gasto é dirigido via o duto 44 para o separador 40 onde se combina ao catalisador separado no dito separador 40, a fração combinada de catalisador gasto separada sendo acumulada no retificador comum 43 e dali dirigida via o duto 41 ~~31~~ para o regenerador 50 para queima de coque do catalisador;
- 5 ii) um segundo *riser* 23, de alta severidade, onde é injetada a H/2 ou H/3 uma corrente de fundo 67 da torre fracionadora 60, junto ou no lugar da corrente de óleo decantado 68, provenientes da torre
- 10 fracionadora 60 e sendo também recraqueada no mesmo *riser* 23 a nafta leve 64 de fundo do vaso de topo 62, dito *riser* 23 recebendo catalisador do regenerador 50 via o duto 24;
- b) uma seção de separação/purificação, constituída de:
- i) uma torre fracionadora principal 60 conectada ao separador 30
- 15 para receber os produtos de separação do dito separador via a linha de transferência 32;
- ii) um separador de topo 62 conectado à torre fracionadora 60 para receber produtos de topo via a linha de transferência 61 e liberar gases GLP e GC;
- 20 iii) uma torre retificadora 70 conectada ao separador 40 para receber os produtos de topo via a linha 42 e liberar LCO via a linha de transferência 75 e óleo decantado via a linha de transferência 76 pelo fundo da dita torre;
- iv) um separador de topo 72 conectado à dita torre 70 para receber
- 25 produtos de topo da dita torre via a linha de transferência 71 e liberar gases pelo topo via a linha de transferência 73 enquanto pelo fundo do dito separador é recuperada nafta via a linha 74, que se une à corrente também de nafta oriunda da mesma torre 70;
- e onde o funcionamento do dito sistema 100 permite:
- 30 i) produzir destilado médio em proporção acima de 37% em peso em relação à carga com densidade e aromaticidade reduzidas em

relação ao processo convencional de FCC a partir de cargas pesadas refratárias a craqueamento;

5 ii) resfriar o catalisador, pelo reciclo da nafta craqueada **64** para o segundo *riser* **23**, causado pela demanda de energia do dito regenerador **43** para a vaporização da nafta e para as reações endotérmicas de craqueamento, atuando de forma corretiva sobre o sobre-aquecimento do regenerador **50**;

10 iii) reduzir a produção de óleo decantado, dirigindo um reciclo de um produto intermediário **67** ou de uma fração leve do mesmo com uma faixa de destilação de 370-470°C (HCO-Heavy Cycle Oil), dito produto sendo introduzido no segundo *riser* **23** em uma altura superior na faixa de H/2 a H/3;

15 iv) aumentar a eficiência de retificação por aquecimento do retificador **43** com o catalisador proveniente do *riser* **23** de alta severidade, o que permite a redução da temperatura de fase densa;

 v) reduzir a produção de óleo combustível (óleo decantado) como consequência do recraqueamento do óleo decantado juntamente com a nafta em um *riser* **23** de alta severidade.

REIVINDICAÇÕES

- 1- Processo para a maximização de destilados médios de FCC por craqueamento em ausência de hidrogênio adicionado, dito processo sendo caracterizado por que compreende as etapas de:
- 5 a) dirigir uma carga **10** para um primeiro *riser* **21** de baixa severidade, onde dita carga entra em contato com o catalisador regenerado quente oriundo do regenerador **50** através do duto **22**;
- b) no *riser* **21**, craquear dita carga **10** a temperaturas entre 460-520°C, a relação catalisador/óleo estando entre 3,0 e 7,0, produzindo
- 10 hidrocarbonetos mais leves;
- c) separar o produto vapor do primeiro *riser* **21** do catalisador em um vaso **30** e dirigir o produto assim separado via a linha de transferência **32** para a torre fracionadora **60**, enquanto o catalisador do vaso **30** é encaminhado para o retificador **43** onde se une ao catalisador do segundo
- 15 *riser* **23**;
- d) condensar e fracionar o produto vapor na torre fracionadora **60**, retirando pelo topo da mesma os produtos mais voláteis via a linha **61**, ditos produtos sendo separados em gás total **63** e nafta leve **64** no condensador de topo **62** da torre **60**;
- 20 e) encaminhar a nafta leve **64** para a base de um segundo *riser* **23** onde continua a reagir, removendo calor do sistema;
- f) converter, em um segundo *riser* **23** de alta severidade, dito *riser* atuando simultaneamente como resfriador do catalisador e operando em temperaturas entre 550-620°C e com relação catalisador óleo entre 15,0 e
- 25 50,0, os hidrocarbonetos pesados do fundo da fracionadora **60** enviados via a corrente **67** de HCO junto ou no lugar do óleo decantado, corrente **68**, as correntes **67** e **68** sendo injetadas em H/2 ou H/3 do *riser* **23**, e as olefinas da nafta leve, corrente **64**, a reação de conversão sendo efetuada em presença de catalisador alimentado do regenerador **50** através do duto
- 30 **24**;

- g) separar o produto vapor do dito *riser* **23** do catalisador no vaso **40**, seguindo pela linha de transferência **42** para a segunda torre fracionadora **70** onde os produtos são condensados e fracionados;
- h) retirar os produtos leves do topo da torre fracionadora **70** via a linha de transferência **71** para o condensador de topo **72**, retirando a fração não condensada dos produtos leves, gás combustível e GLP, via a linha de transferência **73** e a fração líquida de nafta leve unida à linha de retirada de nafta pesada **74** sendo encaminhada para o *pool* de gasolina da refinaria, enquanto pelo fundo da torre **70**, são retiradas as correntes de LCO da alta severidade **75** e o óleo decantado **76**, encaminhadas para óleo combustível;
- i) separar o catalisador gasto do segundo *riser* **23** dos produtos no vaso **40**, combinar dito catalisador gasto ao catalisador gasto do primeiro *riser* **21** vindo do vaso **30** e dirigir a mistura para o retificador **43** resultando uma temperatura média de retificação em torno de 540°C;
- j) encaminhar via o duto **41** o catalisador retificado e recoberto de coque resultante do processo para o regenerador **50** onde o coque é queimado, limpando o catalisador e gerando a maior parte da energia requerida pelo processo;
- 2- Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado por que a carga **10** compreende gasóleo pesado de vácuo (GOPDD), resíduo atmosférico (RAT), hidrocarbonetos pesados da mesma faixa de destilação oriundos de outros processos da refinaria ou ainda misturas dessas correntes em qualquer proporção.
- 3- Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado por que de preferência a temperatura no *riser* **21** está entre 480 e 500°C.
- 4- Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado por que de preferência a temperatura no *riser* **23** está entre 580 e 600°C.
- 5- Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado por que os produtos leves resultantes do craqueamento no *riser* **21** incluem gasolina, GLP, gás e LCO.

- 6- Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado por que alternativamente no primeiro *riser* **21** é injetada uma corrente de resfriamento **25**, de água ou nafta.
- 7- Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado por que
5 adicionalmente a torre fracionadora **60** produz a nafta pesada **65** e o LCO **66** de baixa aromaticidade, ambos encaminhados ao hidrotratamento para incorporação ao *pool* de diesel.
- 8- Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado por que os dutos **22**, **24**, **41** e **44** são dotados de válvulas destinadas a evitar contaminações de
10 produtos entre si.
- 9- Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado por que o catalisador utilizado é um catalisador apresentando baixa transferência de hidrogênio.
- 10- Aparato para efetuar o processo de acordo com a reivindicação 1,
15 caracterizado por que compreende:
- a) uma seção de reação constituída de:
- i) um primeiro *riser* **21** de baixa severidade, onde é injetada uma carga **10** para sofrer reações de craqueamento catalítico fluido de baixa severidade, e uma corrente opcional de resfriamento
20 **25**, a extremidade superior do dito *riser* **21** estando conectada a um primeiro separador **30**, dito primeiro separador **30** sendo conectado via um duto **44** a um segundo separador **40**, enquanto pelo fundo do dito separador **30** o catalisador gasto é dirigido via o duto **44** para o separador **40** onde se combina ao catalisador separado no dito separador **40**, a fração combinada
25 de catalisador gasto separada sendo acumulada no retificador comum **43** e dali dirigida via o duto **41** para o regenerador **50** para queima de coque do catalisador;
- ii) wum segundo *riser* **23** de alta severidade, onde é injetada a H/2
30 ou H/3 uma corrente de fundo **67** da torre fracionadora **60**, junto ou no lugar da corrente de óleo decantado **68** e recraqueada a

nafta leve **64** de fundo do vaso de topo **62**, dito *riser* **23** recebendo catalisador do regenerador **50** via o duto **24**;

b) uma seção de separação/purificação, constituída de:

- 5 iii) uma torre fracionadora principal **60** conectada ao separador **30** para receber os produtos de separação do dito separador via a linha de transferência **32**;
- iv) um separador de topo **62** conectado à torre fracionadora **60** para receber produtos de topo via a linha de transferência **61** e liberar gases GLP e GC;
- 10 v) uma torre retificadora **70** conectada ao separador **40** para receber os produtos de topo via a linha **42** e liberar LCO via a linha de transferência **75** e óleo decantado via a linha de transferência **76** pelo fundo da dita torre;
- vi) um separador de topo **72** conectado à dita torre **70** para receber produtos de topo da dita torre via a linha de transferência **71** e liberar gases pelo topo via a linha de transferência **73** enquanto pelo fundo do dito separador é recuperada nafta via a linha **74**, que se une à corrente também de nafta oriunda da mesma torre **70**;
- 15

FIG. 1

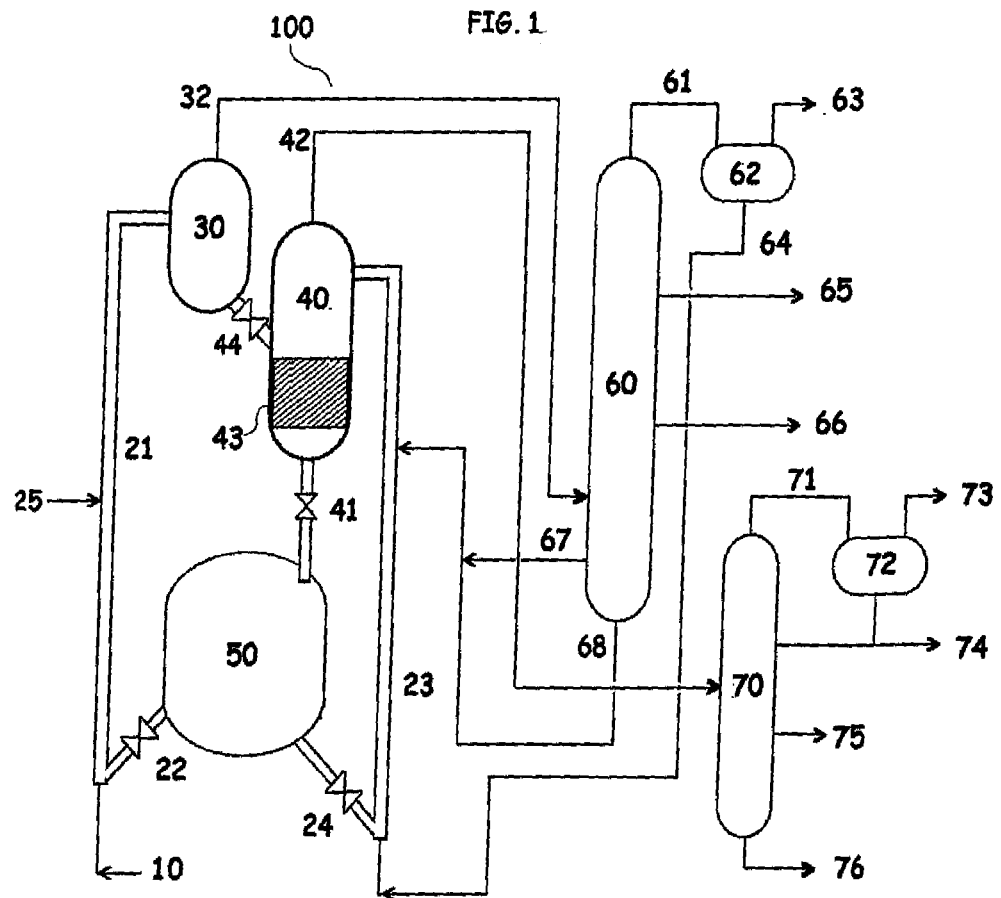
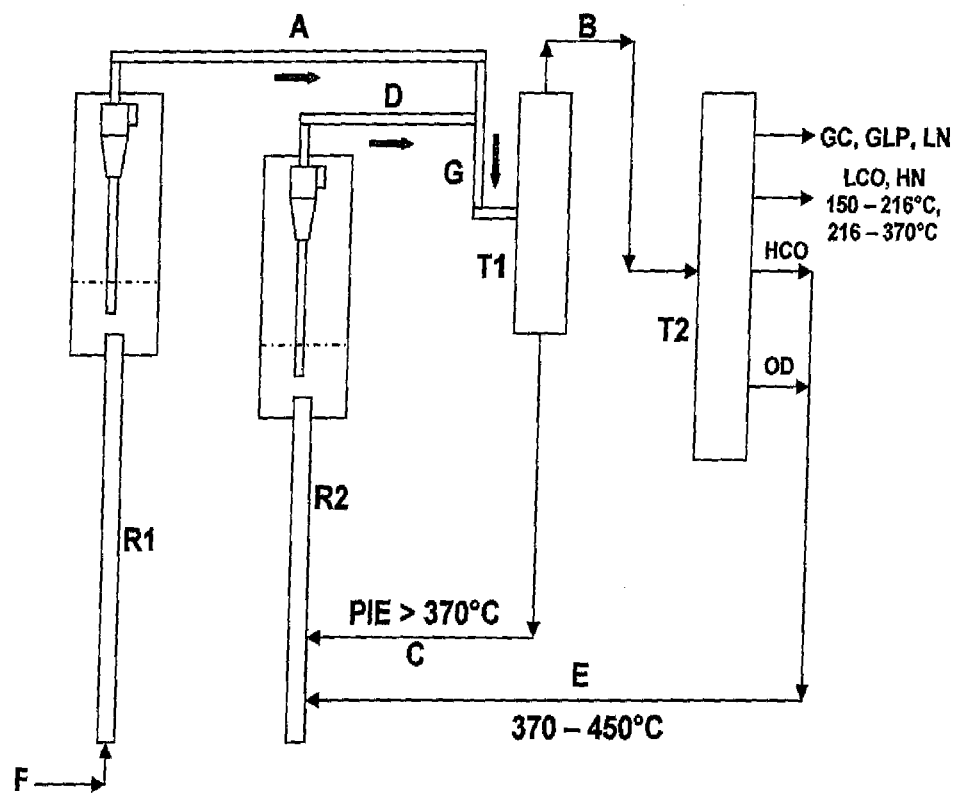


FIG. 2



ESTADO DA TÉCNICA

RESUMO

PROCESSO E APARATO PARA A MAXIMIZAÇÃO DE DESTILADOS MÉDIOS DE FCC

São descritos um processo e aparato para a maximização de destilados médios de FCC, dito processo compreendendo o craqueamento de uma carga 5 10 de hidrocarbonetos pesados em presença de catalisador e em ausência de hidrogênio adicionado, em um aparato compreendendo um primeiro *riser* 21 operando em condições de baixa severidade, $T = 460-520^{\circ}\text{EC}$, produzindo produtos 32 mais leves separados em um separador 30, e um segundo *riser* 10 23 de alta severidade, $T = 550-620^{\circ}\text{EC}$, dito *riser* atuando também como resfriador de catalisador e produzindo produtos 42 separados em separador 40, os catalisadores separados de 30 e 40 sendo dirigidos a um retificador 43 por um duto 44, e sendo injetados no dito *riser* 23 as correntes 67 e 68 de HCO ou suas frações mais leves, além da corrente de nafta leve 64. Os 15 produtos 32 e 42 são fracionados respectivamente nas torres 60 e 70. O catalisador recoberto de coque é regenerado em 50. O destilado médio obtido é de baixa aromaticidade, a nafta craqueada é de alta octanagem, e propeno e eteno são obtidos em proporções superiores às aquelas de processos convencionais de FCC com baixa conversão.