

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

(21) **PI0802431-6 A2**



(22) Data de Depósito: 28/07/2008  
(43) Data da Publicação: 23/03/2010  
(RPI 2046)

(51) *Int.Cl.:*  
C10G 25/02 (2010.01)  
B01D 15/20 (2010.01)  
B01J 20/06 (2010.01)

(54) Título: **PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE CORRENTES DE HIDROCARBONETOS**

(73) Titular(es): Petróleo Brasileiro S/A - PETROBRAS

(72) Inventor(es): Carlos René Klotz Rabello, Guilherme Luis Monteiro de Souza, Marcus Vinícius Eiffle Duarte, Rafael Menegassi de Almeida, Xiaondong Hu

(57) Resumo: PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE CORRENTES DE HIDROCARBONETOS. A presente invenção se refere a um processo de remoção de compostos orgânicos de silício de correntes de hidrocarbonetos por contato com adsorvente e hidrogênio. O adsorvente é composto por hidróxidos duplos lamelares e metal hidrogenante do grupo VI-B ou grupo VIII. Mais especificamente, o processo da presente invenção envolve etapa de ativação para formação do hidróxido duplo lamelar, e manutenção da fase de hidróxido duplo lamelar pela adição de água.



## PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE CORRENTES DE HIDROCARBONETOS

### CAMPO DA INVENÇÃO

A presente invenção refere-se a um processo de remoção de  
5 compostos orgânicos de silício de uma corrente de hidrocarbonetos. Mais  
especificamente, o processo compreende a adsorção dos ditos compostos  
de silício em sólido poroso contendo metal de capacidade hidrogenante do  
grupo VI-B ou VIII em suporte composto em grande parte de hidróxidos  
duplos lamelares como a hidrotalcita, na presença de água e hidrogênio.

### 10 FUNDAMENTOS DA INVENÇÃO

A contaminação de correntes de hidrocarbonetos por compostos  
contendo silício decorre principalmente da utilização de antiespumantes  
em diversas etapas do refino de petróleo, ou mesmo na produção. Os  
antiespumantes comumente usados são os polidimetilsiloxanos,  
15 conhecidos como silicone.

O silicone é utilizado como antiespumante no processo de  
coqueamento retardado, evitando o arraste de sólidos por diminuir a  
formação de espuma no processo, devido à baixa tensão superficial do  
silicone. No coqueamento retardado o resíduo da destilação à vácuo do  
20 petróleo é convertido termicamente a coque e a frações de menor  
temperatura de ebulição, como nafta de coque e gasóleos leve e pesado  
de coque.

Os elevados teores de enxofre, nitrogenados e compostos olefínicos  
presentes nas correntes dos produtos do coqueamento retardado tornam  
25 necessário o tratamento para valoração das correntes como componentes  
da gasolina e diesel. Processos posteriores de hidrotreamento (para nafta  
e gasóleo) e reforma catalítica (para nafta) são comumente utilizados.

Os polidimetilsiloxanos, entretanto, também são convertidos no  
tambor de coque (ou outra etapa do refino em que temperaturas maiores  
30 do que 400°C sejam empregadas), formando preferencialmente

ciclosiloxanos, de menor temperatura de ebulição, e que destilam preferencialmente na faixa de ebulição da nafta. A análise de naftas de coque aponta teores típicos de 1 a 10 ppm **Si**, eventualmente maiores, além de teores de olefinas, enxofre e nitrogenados que tornam necessário o seu tratamento posterior.

O problema é que esses compostos contendo **Si** têm efeito deletério nas unidades de tratamento posteriores e devem estar ausentes no combustível final. Os compostos de **Si** envenenam os catalisadores de reforma catalítica e acumulam-se nos leitos de catalisador das unidades de hidrotreamento, desativando o catalisador e diminuindo o tempo de campanha. Também impedem a regeneração dos catalisadores de hidrotreamento contaminados, por formar filme de **SiO<sub>2</sub>** sobre os sítios metálicos do catalisador na oxidação dos compostos adsorvidos. Catalisadores de hidrotreamento são constituídos por metal do grupo **VIII** (normalmente **Co** ou **Ni**) e metal do grupo **VI-B** (normalmente **Mo** ou **W**) suportados em sólido poroso apropriado, alumina.

A patente **US 4176047** ensina um processo de remoção de compostos de **Si** presentes na nafta de coque, onde o composto de **Si** é removido em um leito de material como alumina, alumina ativada ou catalisador gasto de dessulfurização (que utilize alumina como suporte). Temperaturas de mais de 90°C, preferencialmente 120°C - 150°C são utilizadas para a remoção dos compostos de **Si**. A corrente contaminada com compostos de silício é tratada antes do hidrotreamento (**HDT**) e reforma catalítica. Nenhum dado é fornecido sobre a capacidade de retenção de **Si** nessas condições (quantidade que o leito é capaz de reter de **Si** na condição de operação reivindicada).

As patentes **US 4269694** e **US 4343693** tratam da utilização de bauxita (minério de alumínio) para a adsorção de contaminantes, entre estes silicone em correntes de hidrocarbonetos. A bauxita é principalmente composta por hidróxidos e óxidos de alumínio, e em menores teores ferro,

sílica e titânia. Reivindica-se uma temperatura de tratamento de um leito de adsorção de até 320°C, mais preferencialmente entre 65°C e 177°C, e **WHSV** entre 1 e 5. Preferencialmente, após o trapeamento dos compostos de **Si**, a corrente de hidrocarbonetos é hidrotratada. A patente **US 4344841**

5 do mesmo inventor ensina a utilização de outros materiais no leito de adsorção, como argilas montmorilonitas, sílica (amorfa), e misturas de um ou de outro e com bauxita. Teores típicos de saturação de leito de 5% em peso são alcançados nas invenções supracitadas.

A patente **US 5118406** trata da otimização dos leitos de reatores de

10 processo de hidrotratamento para garantir maior estabilidade do processo à presença de contaminantes contendo Si na carga. A patente ensina que catalisadores contendo menor atividade e maior área devem ser localizados antes de catalisadores mais ativos, de menor área. A utilização de catalisadores de maior área (e menor teor de metal e atividade), de

15 maior capacidade de adsorção, seguido do catalisador mais ativo permite maiores tempos de campanha em um mesmo volume de reator.

Catalisadores suportados em alumina com maior área e menor teor de metal encontram-se disponíveis comercialmente, para utilização anterior ao catalisador principal de **HDT**. A literatura sugere que uma maior

20 área de catalisador resulta numa maior capacidade de retenção de **Si**, conforme Kelberg e colaboradores (KELLBERG, L.; ZEUTHEN, P.; JAKOBSEN, H.J. - *Deactivation of HDT catalysts by formation of silica gels from silicone oil, characterization of spent catalysts from HDT of coker naphtha using <sup>29</sup>Si and <sup>13</sup>C CP/MAS NMR* - Journal of Catalysis, vol. 143,

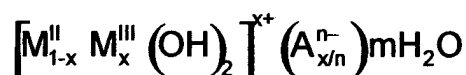
25 n.1, p. 45-51, 1993). Teores de até 7,5% em peso de **Si** são alcançados com catalisadores suportados em alumina de elevada área superficial. Ainda, os autores sugerem que o trapeamento dos compostos de **Si** orgânicos se dá por reação de desidratação da superfície, onde um silanol é ancorado a uma hidroxila exposta na superfície da alumina, eliminando

30 **H<sub>2</sub>O**. Uma vez que o catalisador esteja saturado com **Si**, não pode ser

regenerado: há formação de filme de  $\text{SiO}_2$  na regeneração, que cobre os sítios metálicos responsáveis pela atividade do catalisador.

Na patente **US 6576121**, promove-se o hidrotratamento de carga contaminada com **Si**, processando adicionalmente volume de água de 0,01% a 10% em relação ao volume da carga. Sugere-se que a presença de água aumente a concentração de hidroxilas expostas na superfície da alumina, e assim aumente a capacidade de retenção de **Si**. Obteve-se ganho de capacidade de até 22% comparado ao caso sem tratamento com água, utilizando-se um teste padrão. Entretanto, sabe-se que a utilização de água em catalisadores suportados em alumina pode resultar em sinterização e perda de atividade catalítica.

Catalisadores de hidrodessulfurização suportados em hidrotalcita, ou contendo hidrotalcita na composição, são empregados para hidrodessulfurização seletiva de nafta de FCC (remoção dos sulfurados com menor hidrogenação das olefinas), conforme patente **US 5441630**. A hidrotalcita é um hidróxido duplo lamelar, também chamados de compostos similares a hidrotalcita. Os hidróxidos duplos lamelares tem fórmula química geral



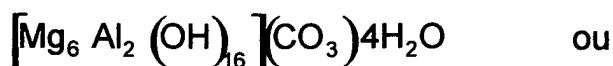
onde:

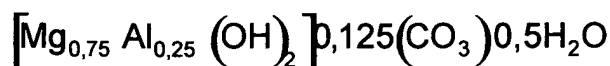
$\text{M}^{\text{II}}$  é um cátion divalente (**Mg, Mn, Fe, Co, Ni, Cu, Zn, Ga**);

$\text{M}^{\text{III}}$  trivalente (**Al, Cr, Mn, Fe, Co, Ni e La**);

$\text{A}^{\text{n-}}$  representa um ânion de valência  $n^-$ , usualmente inorgânico ( $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{OH}^-$ ,  $\text{NO}_3^-$ ,  $\text{SO}_4^{2-}$ ,  $\text{ClO}_4^-$ ,  $\text{Cl}^-$ ), heteropoliácidos ou mesmo ânions de ácidos orgânicos. Tipicamente,  $0,2 \leq x \leq 0,33$  e  $m$  é menor do que 0,625.

As hidrotalcitas são hidróxidos duplos de **Mg** e **Al**, e a composição mais comum é





com  $x=0,25$ .

Ainda, para emprego como suporte de catalisador de HDS de nafta de FCC, nas condições de calcinação a hidrotalcita perde  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2\text{O}$ ,  
 5 resultando em óxido misto de Mg e Al, mantendo-se assim nas condições típicas de hidrodessulfurização (temperaturas maiores que  $280^\circ\text{C}$  e ausência de água e  $\text{CO}_2$ ).

Yang e colaboradores (YANG, W.; KIM, Y.; LIU, P.K.T.; SAHIMI, M.; TOTSIS, T.T. - *A study by in situ techniques of the thermal evolution of the structure of a Mg-Al- $\text{CO}_3$  layered double hydroxide* - Chem. Eng. Sci, vol. 57, p. 2595, 2002) evidenciam esse comportamento de desidratação e descarboxilação da hidrotalcita durante calcinação,  
 10 resultando no óxido misto de magnésio e alumínio. Mais detalhes sobre o comportamento das hidrotalcitas e óxidos duplos lamelares podem ser encontrados no artigo de Crepaldi e Valim (CREPALDI, E.L.; VALIM, J.B. - *Hidróxidos duplos lamelares: síntese, estrutura, propriedades e aplicações* - Química Nova, vol. 21 n° 3, p. 300-311, 1998), aqui adicionado  
 15 integralmente como referência.

Apesar do uso para hidrodessulfurização seletiva de nafta de FCC,  
 20 na forma de seu óxido misto, a literatura prévia não cita ou sugere o uso do catalisador como adsorvente de compostos de Si.

A importância de processos de conversão de fundo de barril de petróleo (hidrocarbonetos pesados) para destilados leves, como o coqueamento retardado, e a necessidade de combustíveis limpos de  
 25 menor teor de contaminante por meio de hidrotreatamento, bem como o desenvolvimento continuado apresentado no estado da arte mostram que são desejáveis processos e catalisadores mais efetivos para remoção de Si, o que é obtido na presente invenção.

A presente invenção provê a utilização de hidróxidos duplos lamelares, como a hidrotalcita, como suporte de catalisador de hidrorrefino  
 30

ou adsorvente, resultando em aperfeiçoamento no estado da técnica de retenção de compostos contendo silício que contaminem correntes de hidrocarboneto.

### SUMÁRIO DA INVENÇÃO

5 De um modo amplo, a presente invenção trata da remoção de compostos de silício, contaminantes em uma corrente de hidrocarbonetos. O processo envolve o contato da corrente contaminada com um hidróxido duplo lamelar, compreendo as etapas de:

- 10 a) ativação do adsorvente, formado por mistura de óxidos de metais divalentes e trivalentes, preferencialmente **MgO** e **Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>**, para formar hidróxido duplo lamelar, como a hidrotalcita, por adição de **H<sub>2</sub>O** e **CO<sub>2</sub>**, na temperatura de 80°C a 360°C, preferencialmente de 110°C a 220°C, mais preferencialmente 120°C a 160°C e pressão de 0,05 a 5,0 MPa<sub>g</sub>,  
15 preferencialmente 0,05 a 2,0 MPa<sub>g</sub>, mais preferencialmente de 0,05 a 0,2 MPa<sub>g</sub>;
- 20 b) contato da carga de hidrocarbonetos com o adsorvente a uma temperatura de 80°C a 360°C, de preferência 160°C a 320°C, mais preferencialmente de 220°C a 280°C, pressão na faixa de 0,5 a 5,0 MPa<sub>g</sub>, de preferência de 1,5 a 3,0 MPa<sub>g</sub>, mantida por relação H<sub>2</sub>/carga de 10 a 1000 Nm<sup>3</sup> de gás / m<sup>3</sup> de carga, mais preferencialmente de 50 a 500 Nm<sup>3</sup> de gás / m<sup>3</sup> de carga e velocidade espacial LHSV de 1 a 20h<sup>-1</sup>, preferencialmente de 2 a 5h<sup>-1</sup>, em um reator carregado com o dito adsorvente;
- 25 c) manutenção do dito adsorvente na condição de hidróxido misto lamelar, por adição contínua de **H<sub>2</sub>O**, a vazão de água sendo de 0,01% a 100%, preferencialmente 0,1% a 20%, mais preferencialmente 0,1% a 10% do volume da carga de hidrocarbonetos processada;
- 30 d) recuperação da corrente de hidrocarbonetos isenta de

compostos de **Si**;

onde o dito adsorvente compreende a mistura de:

(I) – hidróxido duplo lamelar poroso, preferencialmente a hidrotalcita;

(II) – metal de capacidade hidrogenante ou hidrogenolizante do grupo **VI-B** ou grupo **VIII**, preferencialmente **Mo**, depositado sobre a hidrotalcita ou óxido duplo lamelar, em teores menores que 20% em peso como óxido.

### DESCRIÇÃO DETALHADA DA INVENÇÃO

As correntes de hidrocarbonetos que necessitam tratamento são tipicamente naftas provenientes do coqueamento retardado, opcionalmente misturas de nafta de coque e de destilação direta, ou mesmo a de gásóleo leve de coque. Também são passíveis de tratamento naftas de destilação direta nas quais tenha havido contaminação com antiespumantes durante a exploração do petróleo. Naftas de coque contêm ciclosiloxanos que resultam em teores típicos de 1 a 10 ppm de **Si** na nafta, eventualmente maiores.

O adsorvente descrito na presente invenção é composto por suporte poroso contendo hidróxido duplo lamelar, particularmente a hidrotalcita, e um metal de atividade hidrogenante do grupo **VI-B** como **Mo**, **W**. Opcionalmente, o metal do grupo **VI-B** pode ser promovido por um metal do grupo **VIII**, como **Ni**, **Fe**, **Co**, ou utilizado apenas metal do grupo **VIII**. Metais como **Mo** e **W** são preferidos por manterem capacidade hidrogenante mesmo na presença de compostos sulfurados, como os encontrados na nafta de coque.

A hidrotalcita, - hidróxido duplo lamelar de **Mg** e **Al** - é particularmente preferida para preparar o adsorvente aperfeiçoado para ser empregado no processo da presente invenção.

Um metal ou vários metais de capacidade hidrogenante podem se encontrar suportados na superfície da hidrotalcita, ou ter sido adicionados à própria estrutura do hidróxido duplo lamelar, em substituição total ou

parcial. Assim, exemplificando, mas sem limitar o escopo da presente invenção, o metal divalente, usualmente **Mg**, pode ser trocado por **Ni**, ou o metal trivalente, substituído por **Fe** ao invés do **Al**.

5 AOS versados na arte fica aparente que diversas combinações de metais em hidróxidos duplos lamelares podem ser empregadas na presente invenção. Diversos métodos de impregnação de soluções de metais em sólidos porosos também podem ser empregados para obter o adsorvente aperfeiçoado da presente invenção.

10 No processo a dita corrente de hidrocarbonetos contaminada é contatada com o adsorvente da presente invenção. Meio desejável para o contato é a utilização de reator com o adsorvente em leito fixo. Outros modos possíveis de promover o contato entre as fases são leitos móveis ou leitos fluidizados. Preferencialmente, leito fixo é utilizado. No caso do leito fixo não há reposição do adsorvente, e o volume de adsorvente  
15 disponível e o teor de silício no hidrocarboneto vão definir o tempo para a saturação do leito. Tipicamente, é utilizada uma velocidade espacial (**LHSV**) de 1 a  $20\text{h}^{-1}$ , preferencialmente de 2 a  $5\text{h}^{-1}$ .

Quando o adsorvente é preparado, passa por calcinação após impregnação dos metais, para formação dos óxidos metálicos, que serão  
20 posteriormente sulfetados formando sulfetos metálicos, tanto na presença do enxofre presente na carga de hidrocarbonetos como decorrente de procedimento de sulfetação. A etapa de calcinação do catalisador provoca a perda de **CO<sub>2</sub>** e **H<sub>2</sub>O** da composição da hidrotalcita, levando à obtenção de óxidos mistos, que não são os desejados na presente invenção. Torna-  
25 se necessária, portanto, uma etapa de regeneração para a fase de hidróxido misto lamelar, o que é obtido a partir do contato do material adsorvente com **CO<sub>2</sub>** e **H<sub>2</sub>O**.

Preferencialmente, uma etapa de sulfetação dos metais depositados no adsorvente é efetuada anteriormente ou em conjunto à etapa de  
30 recuperação da hidrotalcita. Entretanto, é possível efetuar a sulfetação dos

metais em conjunto com o processamento da carga, porém melhor atividade hidrogenante é obtida com sulfetação a priori.

O primeiro contato com a água deve ser efetuado em condições onde a água não esteja presente em fase líquida. Para tanto, as  
5 temperaturas preferidas são sempre superiores a 100°C, preferencialmente superiores a 110°C, mas não superiores à temperatura da condição de adsorção. Temperaturas dessa fase são de 80°C a 360°C, preferencialmente de 110°C a 360°C, mais preferencialmente de 120°C a 220°C.

10 Diferentes pressões parciais de água e CO<sub>2</sub>, adicionados a um gás diluente, como H<sub>2</sub> ou N<sub>2</sub>, podem ser utilizadas para a etapa de regeneração do hidróxido duplo lamelar. Correntes disponíveis na refinaria, que tenham teores de H<sub>2</sub>O e CO<sub>2</sub> podem ser utilizadas. A  
15 quantidade total de H<sub>2</sub>O e CO<sub>2</sub> alimentada ao adsorvente deve ser maior do que a estequiométrica. Na prática, um valor de duas vezes o estequiométrico para formar o hidróxido duplo lamelar é suficiente. Diferentes tempos de regeneração, e vazões de H<sub>2</sub>O e CO<sub>2</sub> podem ser combinados resultando em quantidades de H<sub>2</sub>O e CO<sub>2</sub> maiores que a estequiométrica, e sem alterar a invenção.

20 As pressões da etapa de regeneração do hidróxido duplo lamelar são menores ou iguais à pressão da condição de adsorção. Preferencialmente, a faixa de pressão preferida para formação da fase de hidróxido duplo lamelar fica situada entre 0,05 e 5,0 MPa<sub>g</sub>, preferencialmente entre 0,05 a 2,0 MPa<sub>g</sub>, mais preferencialmente de 0,05  
25 a 0,2 MPa<sub>g</sub>.

Como uma possível modalidade da invenção, a regeneração da fase de hidróxido duplo lamelar é efetuada durante o trapeamento (contato da carga de hidrocarbonetos com o adsorvente). Como o tempo para efetuar a regeneração da fase de hidróxido duplo lamelar é pequeno, comparado  
30 ao tempo de saturação do adsorvente, é possível efetuar a regeneração

da fase nas condições de processamento da carga. Isso elimina etapas de resfriamento, de pressurização / despressurização da unidade.

A etapa de trapeamento é efetuada em uma temperatura de 80°C a 360°C, de preferência de 160°C a 320°C, mais preferencialmente de 220°C a 280°C. A pressão é de 0,5 a 5,0 MPa<sub>g</sub>, de preferência de 1,5 a 3,0 MPa<sub>g</sub>. Pressões maiores que 5,0 MPa<sub>g</sub> são passíveis de utilização na presente invenção, mas na prática o ganho de atividade hidrogenante não compensaria o aumento de custo de equipamentos. A presente invenção de utilização de hidróxidos duplos lamelares para adsorção de compostos de Si pode ser utilizada, entretanto, em unidades disponíveis, de maior pressão, sem alterar o escopo da invenção.

A pressão na condição de trapeamento é mantida por meio da alimentação de corrente contendo hidrogênio. O hidrogênio utilizado pode ser proveniente de um reciclo de hidrogênio combinado a uma corrente de reposição, ou simplesmente ser a corrente de reposição de uma outra unidade ou etapa de reação como o hidrotratamento, passando antes pelo leito de remoção de compostos de Si. A relação H<sub>2</sub>/carga deve ser de pelo menos 10 Nm<sup>3</sup> de H<sub>2</sub> / m<sup>3</sup> de carga, preferencialmente entre 50 e 500 Nm<sup>3</sup> de H<sub>2</sub> / m<sup>3</sup> de carga de hidrocarboneto processada.

Sem limitar a presente invenção a uma explicação do fenômeno de adsorção de compostos de Si, acredita-se que o metal hidrogenante do grupo VI-B, como o Mo, seja responsável pela abertura de anel dos ciclosiloxanos, que então são adsorvidos de maneira análoga à alumina, por reação com as hidroxilas da superfície. Assim, evidencia-se a importância de trabalhar em condições de temperatura não superiores a 360°C, de preferência inferiores a 320°C, mais preferencialmente inferiores a 280°C. Acima dessas condições de temperatura, a quantidade de hidroxilas expostas na superfície diminui. Tal explicação do fenômeno de trapeamento de compostos de Si na hidrotalcita, entretanto, não limita o escopo da invenção, e é apresentada por questões ilustrativas.

Preferencialmente, água é adicionada para manter o adsorvente na condição de hidróxido misto lamelar, com a maior quantidade possível de hidroxilas expostas na superfície do catalisador. Para tanto, vazão de água de 0,01% a 100% do volume de carga de hidrocarbonetos processada, preferencialmente de 0,1% a 20%, mais preferencialmente de 0,1% a 10% do volume da carga de hidrocarbonetos processada. No caso de utilização de corrente de hidrogênio de reciclo, usualmente há pressão parcial de  $H_2O$  no gás, decorrente da alimentação de  $H_2O$  à corrente gasosa previamente ao separador gás/líquido, para evitar formação e deposição de sulfeto ácido de amônio nos equipamentos de processo (que ocorre na presença de  $NH_3$  e  $H_2S$ ). O aumento da temperatura do separador gás/líquido, por exemplo, pode ser utilizado para aumentar a pressão parcial de água no gás de reciclo, e, conseqüentemente, o valor da percentagem de água alimentada pelo volume de carga.

Além da presença de vapor de água no gás de reciclo, a adição de água pode ser feita de modo intermitente ou contínuo. A água pode ser reciclada após a seção de trapeamento ou adicionada e removida continuamente.

O  $CO_2$  pode ser adicionado apenas na etapa de recuperação do hidróxido duplo lamelar, ou adicionado continuamente, inclusive na etapa de trapeamento.

A etapa de recuperação do hidróxido duplo lamelar pode ser efetuada diversas vezes, em caso de diminuição da capacidade de retenção dos compostos de Si.

Ainda, como aparente para os versados na arte, a ativação do adsorvente (obtenção da fase de hidróxido duplo lamelar) pode ser efetuada anteriormente ao carregamento do adsorvente no equipamento de contato com a corrente de hidrocarbonetos.

A presente invenção pode ser aplicada a uma unidade existente de hidrotratamento de nafta de coque, ou a uma unidade nova. O adsorvente

pode ocupar um reator inteiro, mais de um reator, ou apenas uma seção do reator.

A nafta de coque e misturas de nafta de coque e nafta de destilação direta contêm dienos, além de olefinas, compostos sulfurados, nitrogenados e oxigenados. A nafta deve ser hidrotratada previamente ao processamento em uma unidade de reforma catalítica, para produção de aromáticos ou gasolina de elevada octanagem. Contudo, a presença de dienos torna necessária a sua hidrogenação antes do aumento da temperatura às condições usuais de hidrotratamento (acima de 240°C). Os dienos oligomerizam e formam depósitos nos trocadores de calor e topos de reator, aumentando a perda de pressão e a parada prematura das unidades. Assim, emprega-se usualmente a hidrogenação seletiva em condições mais brandas, 160°C - 200°C, em fase líquida, hidrogenando apenas os dienos.

O adsorvente da presente invenção pode substituir os catalisadores de hidrogenação seletiva, promovendo a hidrogenação de dienos (uma vez que tem metal hidrogenante) e o trapeamento de Si, previamente ao processamento no reator principal (ou reatores principais) de HDT. Nessa condição, trabalha na faixa de temperatura de 160°C - 200°C. Em outra modalidade da invenção, o trapeamento de Si pode ser efetuado antes do reator de hidrogenação seletiva, na temperatura de 80°C a 160°C.

Na modalidade preferida da presente invenção, o adsorvente fica no reator ou seção de reator a temperaturas maiores, após o reator de hidrogenação seletiva (se existente). Nessa condição, a temperatura é de 220°C a 360°C, preferencialmente 220°C a 320°C, mais preferencialmente 220°C a 280°C. Caso a carga de hidrogênio seja a nafta de coque, preferencialmente uma parte substancial das olefinas também é hidrogenada, e alguma hidrodessulfurização é efetuada. O leito de adsorvente pode ser separado em duas seções de um mesmo reator ou dois reatores, com injeção intermediária de carga ou gás ou água, para

diminuição de temperatura - resultante da liberação de calor quando da hidrogenação das olefinas - e operar nas condições ideais para trapeamento de Si.

Uma possível modalidade da presente invenção, para  
5 hidrotreatamento e remoção dos compostos de Si da nafta de coque, envolveria a utilização de um reator de hidrogenação seletiva de dienos, dois reatores contendo o adsorvente da presente invenção, funcionando também como catalisador de hidrotreatamento, e um reator final de hidrotreatamento. Assim, a nafta de coque seria alimentada ao primeiro  
10 reator de hidrogenação seletiva de dienos, seria aquecida até as condições de trapeamento de Si, onde as olefinas seriam hidrogenadas e os compostos de Si removidos, para então seguir ao reator final de hidrotreatamento. A seção de remoção de Si seria preferencialmente constituída de dois reatores, que poderiam operar independentemente ou  
15 usualmente em seqüência. Nos dois reatores seria distribuído o calor de reação decorrente da hidrogenação das olefinas. Após a saturação do primeiro reator, o segundo reator poderia continuar operando para trapeamento do Si, enquanto o primeiro reator seria descarregado e recarregado com mais adsorvente. Vantajosamente, o reator final de  
20 hidrotreatamento nunca receberia nafta contaminada com Si, e poderia operar a menores temperaturas no caso de hidrogenação prévia de parte das olefinas, o que diminui a indesejável recombinação de H<sub>2</sub>S com olefinas que forma mercaptanos.

Outra modalidade seria utilizar o adsorvente ao término de um reator  
25 de hidrotreatamento, ou antes de uma unidade de reforma catalítica. Nesse caso, os reatores a montante capturam parte do Si, e o adsorvente serve como segurança para remover os compostos de Si remanescentes.

Outros possíveis esquemas para implementar a invenção consistem da utilização de carregamento conjunto de catalisadores de  
30 hidrotreatamento, usados ou não, com o adsorvente. Mesmo o catalisador

usado já saturado com compostos de Si ainda retém alguma capacidade hidrogenolizante / hidrogenante. O carregamento pode ser efetuado como uma mistura dos dois adsorventes, ou como um carregamento em leito, com o catalisador de capacidade hidrogenante anterior a uma seção de adsorvente.

5 Formas de contato do adsorvente com a corrente de hidrocarbonetos contaminada podem ocorrer em reatores de fluxo empistonado ou reatores de mistura. Em reatores de fluxo empistonado, o leito pode ser fixo, forma de contato preferida, ou ainda em leito fluidizado (adsorvente confinado no reator, mas o leito expandido), ou leito de arraste (adsorvente continuamente arrastado). Em reatores de mistura, a forma de contato comum é leito de lama, onde o adsorvente é injetado em conjunto com a carga (em condições onde exista presença de líquido).

10 Fazem parte da técnica anterior e aqui também aplicada para o presente processo:

(a) os meios de troca térmica que elevam a temperatura das correntes para as condições desejadas na invenção,

(b) os meios para promover o transporte das correntes,

(c) os meios de separação dos produtos,

20 (d) os meios de reciclar correntes contendo  $H_2$ ,  $CO_2$  e  $H_2O$ ,

(e) os meios de descarregar o adsorvente saturado e carregar adsorvente fresco,

(f) os meios de fabricar o adsorvente reivindicado na presente invenção.

25 Um método para obtenção do adsorvente é descrito a seguir. Utiliza-se um pó de hidróxido duplo lamelar, especificamente hidrotalcita, fabricado pela Süd-Chemie AG com o nome comercial de Sorbacid ou Syntal. A razão de Mg:Al pode ser obtido de forma variável, preferencialmente na razão de 10:1 a 2:1, mais preferencialmente na  
30 razão 3:1.

O hidróxido duplo lamelar pode ainda ser misturado a quantidades pequenas de hidrato de alumina em pó, preferencialmente menores de que 10% em peso da mistura hidrotalcita + hidrato de alumina, para melhoria das propriedades de extrusão da mistura. O teor de hidróxido duplo lamelar na mistura do hidróxido com a alumina deve ser maior que 50% em peso, preferencialmente maior que 65% em peso, mais preferencialmente maior que 85% em peso, e ainda mais preferencialmente maior que 90% em peso.

A etapa de homogeneização da mistura do hidrato de alumina e do hidróxido duplo lamelar ocorre por 5 a 60 minutos, preferencialmente por 10 a 30 minutos. Adiciona-se água até a mistura tornar-se uma pasta. Alimenta-se a pasta de óxido em uma extrusora para formar extrudados do tamanho e geometria desejados.

Os extrudados são secos na temperatura de 100°C a 160°C por 1 a 16h e calcinados a 250°C a 900°C, preferencialmente 350°C a 700°C, por 1 a 16 horas.

Prepara-se uma solução de impregnação dissolvendo-se heptamolibdato tetrahidrato de amônio em uma solução básica ou ácida. Opcionalmente caso se utilize metal do grupo VIII, como o cobalto ou níquel, podem ser escolhidos como hidróxidos, carbonatos, nitratos em solução amoniacal, cloretos, nitratos, sulfatos ou carboxilatos. Na modalidade particular de utilização de Ni e Mo, uma relação Mo/Ni molar preferida é de 2 a 5.

A concentração da solução de impregnação pode ser ajustada utilizando-se água deionizada de tal forma que o volume da solução seja igual ou menor do que o volume total de poros do extrudado. O pH da solução é modificado com base ou ácido para obter o ponto desejado de carga zero (**point zero charge, PZC**). A solução de impregnação é então aspergida no extrudado de modo a permitir a distribuição homogênea do metal no suporte. Os extrudados metálicos são então deixados por 1 a 10

horas para garantir a dispersão desejada de metal no suporte.

Finalmente, extrudados contendo o(s) metal(is) são secos de 100°C a 160°C por 1 a 16h e calcinados entre 200°C e 900°C, preferencialmente de 250°C a 700°C por 1 a 16h em ar ou atmosfera controlada.

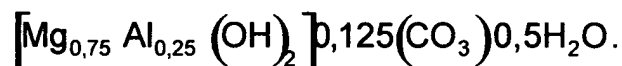
- 5 Outros métodos de preparo são conhecidos aos versados na arte, e se prestam para o fim de preparo de hidróxido duplo lamelar como suporte poroso, sendo depositados (ou substituídos total ou parcialmente metais constituintes do suporte) metais do grupo **VI-B** e/ou grupo **VIII**.

10 A quantidade final de **MoO<sub>3</sub>** ou outro metal do grupo **VI-B** no adsorvente após calcinação é menor do que 20%, preferencialmente de 1% a 10%, mais preferencialmente de 1% a 5 % em peso. Em uma modalidade preferida da presente invenção metais do grupo **VIII** também podem ser utilizados. Preferencialmente, o teor de metais hidrogenantes é baixo, para manter maior área de adsorvente exposta.

- 15 Além da hidrotalcita, outros hidróxidos duplos lamelares podem ser utilizados na presente invenção.

Os hidróxidos duplos lamelares têm fórmula química geral  

$$\left[ M_{1-x}^{II} M_x^{III} (OH)_2 \right]^{x+} (A_{x/n}^{n-})_m H_2O$$
 onde  $M^{II}$  é um cátion divalente (**Mg, Mn, Fe, Co, Ni, Cu, Zn, Ga**) e  $M^{III}$  trivalente (**Al, Cr, Mn, Fe, Co, Ni e La**).  $A^{n-}$   
 20 representa um ânion de valência  $n-$ , usualmente inorgânico ( $CO_3^{2-}$ ,  $OH^-$ ,  $NO_3^-$ ,  $SO_4^{3-}$ ,  $ClO_4^-$ ,  $Cl^-$ ), heteropoliácidos ou mesmo ânions de ácidos orgânicos. Tipicamente,  $0,2 \leq x \leq 0,33$  e  $m$  é menor do que 0,625. A hidrotalcita citada tem fórmula:



É evidente para os especialistas que esses meios de preparação de  
 25 adsorvente são citados unicamente a título de exemplo e não devem ser considerados limitativos do escopo da invenção.

Sem limitar as reivindicações da presente invenção a um mecanismo de adsorção dos compostos de **Si** ao hidróxido duplo lamelar,

acredita-se que a presença de maior quantidade de hidroxilas expostas na superfície, obtidas de acordo com as condições de operação reivindicadas na presente invenção, são responsáveis pela captura dos compostos de Si de modo análogo à alumina.

5           Ainda, acredita-se que a presença de metal hydrogenante é importante para a captura dos compostos de Si cíclicos, ciclosiloxanos, de baixo peso molecular, como os presentes na nafta de coque. Para adsorver compostos poliméricos de alto peso molecular, como o silicone original, pode-se utilizar sólidos microporosos sem nenhuma  
10 funcionalidade – tais compostos entram no sólido microporoso e torna-se difícil sua saída. Uma adsorção puramente física pode remover tais compostos de uma solução. Já a adsorção dos produtos da degradação do silicone não pode se dar por meios puramente físicos. Conseqüentemente, acredita-se que uma série de resultados  
15 apresentados na literatura não são válidos para o caso dos ciclosiloxanos, pois os resultados foram obtidos com a adsorção do polímero silicone. Nos exemplos que ilustram a presente invenção são preparados ciclosiloxanos idênticos aos presentes na nafta de coque para ilustrar o conceito da remoção de Si com o composto real.

20           Para demonstrar a aplicação da presente invenção, tanto a obtenção dos compostos representativos dos ciclosiloxanos como a adsorção dos mesmos em adsorvente de hidróxido duplo lamelar hidrotalcita, estão expressos nos Exemplos descritos a seguir.

25           Outras interpretações da natureza e do mecanismo de adsorção não alteram a inovação trazida pela presente invenção que será agora ilustrada pelos seguintes Exemplos, que não devem ser considerados limitativos da mesma.

### EXEMPLOS

30           Para os exemplos seguintes empregou-se um adsorvente obtido pela impregnação de Ni e Mo em hidrotalcita.

**Exemplo 1:** Preparação da carga de hidrocarbonetos contendo **Si** (sob a forma de ciclosiloxanos).

Um certo volume de óleo de silicone (antiespumante comercial), foi mantido no fundo de um vaso fechado com aquecimento elétrico e temperatura controlada. O vaso foi aquecido a 500°C, em atmosfera inerte (isenta de oxigênio) e uma corrente de n-heptano circulou continuamente pelo vaso aquecido. O vapor recolhido do vaso foi condensado, recuperando-se um líquido amarelado.

A análise por espectrometria de absorção atômica do teor de **Si** na corrente recuperada do reator mostrou teor de 0,4% de **Si**.

Diluiu-se a mistura com mais n-heptano, resultando em nafta com teor de **Si** de 1200 ppm. Dimetil-dissulfeto (**DMDS**) foi adicionado à mistura, de modo a conter 1000 ppm de enxofre visando prevenir dessulfetação do **Mo** presente no adsorvente.

**Exemplo 2:** Preparação do adsorvente e ativação.

O adsorvente foi preparado a partir de hidrotalcita, relação **Mg:Al** de 3:1. **Ni** e **Mo** foram impregnados no suporte, resultando em sólido com teor de 5% de **MoO<sub>3</sub>** e 1% de **NiO**, após calcinação. Inicialmente, 5mL do adsorvente (equivalente a 3,743g) foi submetido à sulfetação, em reator de leito fixo. Mistura de nafta de destilação direta com **DMDS** (10000 ppm de enxofre) foi processada com **LHSV** de 3h<sup>-1</sup> a 20 bar, relação H<sub>2</sub>/carga de 200 NL/L e temperaturas de 230°C por 2h, aquecendo-se a 1°C/minuto até 320°C e mantendo-se nessa condição por 2h. Procedeu-se à etapa de ativação do adsorvente: o reator foi resfriado a 140°C e então despressurizado até 0,1 MPa<sub>g</sub> mantendo-se atmosfera inerte de **N<sub>2</sub>**, com vazão de 3 NL/h. Foi então estabelecida vazão de água de 2 mL/h e **CO<sub>2</sub>** de 0,1 NL/min, por 2 h. As condições foram mantidas por 3 h. A quantidade de água e **CO<sub>2</sub>** alimentados ao sistema foram maiores do que os necessários para refazer a fase hidrotalcita.

**Exemplo 3:** Etapa de remoção dos compostos de **Si**.

No mesmo reator contendo o adsorvente regenerado, descrito no Exemplo 2, foi processada a carga de hidrocarbonetos contendo Si obtida no Exemplo 1.

5 A velocidade espacial de adição da carga (LHSV) foi de  $3 \text{ h}^{-1}$ , equivalente a 15 mL/h de carga de nafta contaminada com Si.

As condições operacionais preferenciais foram: temperatura de  $265^\circ\text{C}$ ,  $2 \text{ MPa}_g$  de pressão, 300 NL/L de vazão de  $\text{H}_2$ , 2 mL/h de vazão de  $\text{H}_2\text{O}$ . A carga foi processada no reator, e retiradas amostras de tempos em tempos para análise de Si. Quando o teor de Si no produto foi igual ao da  
10 carga (1200 ppm) parou-se a unidade.

A Tabela 1 mostra os resultados obtidos durante a avaliação da eficiência do processo da presente invenção, o qual reduz e/ou elimina os contaminantes de silício por meio do processo de adsorção em hidrotalcita.

<b>TABELA 1</b>				
<b>Amostras</b>	<b>Tempo Acumulado (h)</b>	<b>Teor de Si Produto (ppm)</b>	<b>100x Si / catalisador (%)</b>	<b>100x SiO<sub>2</sub> / catalisador (%)</b>
1	0,00	0	0,00	0,00
2	8,00	110	2,57	5,50
3	23,75	180	7,23	15,47
4	27,75	760	8,05	17,22
5	31,75	990	8,41	18,00
6	47,75	1000	9,33	19,97
7	95,75	1200	10,68	22,85

15 No tempo definido na Tabela, uma amostra do efluente era retirada e efetuada análise do teor de Si. Assumiu-se que o teor médio de Si no produto recolhido em um determinado intervalo seria igual à média entre os resultados das análises do tempo anterior e atual. Assim, calculou-se a

massa de **Si** removida, e o teor médio de contaminante acumulado no adsorvente, expresso como **Si** ou **SiO<sub>2</sub>**.

Os resultados mostram elevada capacidade de adsorção do presente processo, até 22,85% de **SiO<sub>2</sub>** no leito de catalisador na condição

5 de saturação do catalisador.

O adsorvente do presente processo não é uma alumina, ainda assim é capaz de adsorver quantidades maiores de **Si** do que catalisadores suportados em aluminas de elevada área superficial, especialmente preparadas para esse fim.

## REIVINDICAÇÕES

**1.- PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE CORRENTES DE HIDROCARBONETOS** por meio da adsorção caracterizado por o processo constituir as seguintes etapas:

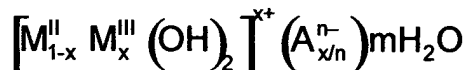
- 5           a) ativação do adsorvente, inicialmente mistura de óxidos de metais divalentes e trivalentes, preferencialmente **MgO** e **Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>**, para formar hidróxido duplo lamelar como a hidrotalcita, por adição de **H<sub>2</sub>O** e **CO<sub>2</sub>**, na temperatura de 80°C a 360°C, preferencialmente de 110°C a 220°C, mais preferencialmente 120°C a 160°C e
- 10           pressão de 0,05 a 5,0 MPa<sub>g</sub>, preferencialmente 0,05 a 2,0 MPa<sub>g</sub>, mais preferencialmente de 0,05 a 0,2 MPa<sub>g</sub>;
- b) contato da carga de hidrocarbonetos com o adsorvente a uma temperatura de 80°C a 360°C, de preferência 160°C a 320°C, mais preferencialmente de 220°C a 280°C, pressão na faixa de
- 15           0,5 a 5,0 MPa<sub>g</sub>, de preferência de 1,5 a 3,0 MPa<sub>g</sub>, mantida por relação H<sub>2</sub>/carga de 10 a 1000 Nm<sup>3</sup> gás/m<sup>3</sup> de carga, mais preferencialmente de 50 a 500 Nm<sup>3</sup> gás/m<sup>3</sup> de carga e velocidade espacial LHSV de 1 a 20 h<sup>-1</sup>, preferencialmente de 2 a 5h<sup>-1</sup>;
- c) manutenção do dito adsorvente na condição de hidróxido misto lamelar, por adição contínua de **H<sub>2</sub>O**; a vazão de água sendo de
- 20           0,01% a 100%, preferencialmente 0,1% a 20%, mais preferencialmente 0,1% a 10% do volume da carga de hidrocarbonetos processada;
- d) recuperação da corrente de hidrocarbonetos isenta de compostos
- 25           de Si.

onde o dito adsorvente compreende em sua composição a mistura de:

- (I) – hidróxido duplo lamelar;
- (II) – metal do grupo VI-B ou grupo VIII;

**2.- PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE**  
30 **CORRENTES DE HIDROCARBONETOS**, de acordo com a reivindicação

1, **caracterizado por** o hidróxido duplo lamelar, após a etapa de ativação, ter a fórmula:



onde:  $M^{II}$  é um cátion divalente, selecionado entre **Mg, Mn, Fe, Co, Ni, Cu, Zn, Ga** e  $M^{III}$  um cátion trivalente, selecionado entre **Al, Cr, Mn, Fe, Co, Ni** e **La**;  $A^{n-}$  representa um ânion de valência  $n^-$ , selecionado entre  $CO_3^{2-}$ ,  $OH^-$ ,  $NO_3^-$ ,  $SO_4^{3-}$ ,  $ClO_4^-$ ,  $Cl^-$ , acetato, oxalato;  $x$  tem um valor entre 0,1 e 0,5 e  $m$  é menor do que 0,625.

3.- **PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE CORRENTES DE HIDROCARBONETOS** de acordo com a reivindicação 1, **caracterizado por** o adsorvente compreender em sua composição no estado hidratado um hidróxido lamelar duplo de **Mg e Al**.

4.- **PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE CORRENTES DE HIDROCARBONETOS**, de acordo com a reivindicação 3, **caracterizado por** a razão molar **Mg/Al** no sólido ser de 10 a 2, mais preferencialmente de 3/1.

5.- **PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE CORRENTES DE HIDROCARBONETOS**, de acordo com a reivindicação 1, **caracterizado por** o metal do grupo **VI-B** ser preferencialmente **Mo**.

6.- **PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE CORRENTES DE HIDROCARBONETOS**, de acordo com a reivindicação 1, **caracterizado por** o teor do metal hidrogenante do grupo **VI-B** no adsorvente ser menor do que 20%.

7.- **PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE CORRENTES DE HIDROCARBONETOS**, de acordo com a reivindicação 1, **caracterizado por** o adsorvente mais o metal do grupo **VI-B** ser promovido por um metal do grupo **VIII**, preferencialmente **Ni** ou **Mo**.

8.- **PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE CORRENTES DE HIDROCARBONETOS**, de acordo com a reivindicação

7, caracterizado por o teor do metal hidrogenante do grupo VI-B mais o metal do grupo VIII no adsorvente serem menores do que 20%.

9.- PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE CORRENTES DE HIDROCARBONETOS, de acordo com a reivindicação

5 4, caracterizado por o metal se encontrar na condição de sulfeto durante o processamento da carga de hidrocarbonetos.

10.- PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE CORRENTES DE HIDROCARBONETOS, de acordo com a reivindicação

10 7, caracterizado por os metais dos grupos VI-B e VIII se encontrarem na condição de sulfeto durante o processamento da carga de hidrocarbonetos.

11.- PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE CORRENTES DE HIDROCARBONETOS, de acordo com a reivindicação

15 1, caracterizado por a etapa de ativação do adsorvente ser efetuada durante o início do processamento da carga de hidrocarbonetos.

12.- PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE CORRENTES DE HIDROCARBONETOS, de acordo com a reivindicação

1, caracterizado por ser mantida na etapa de ativação pressão parcial de CO<sub>2</sub> de 0,02 a 0,5 MPa.

20 13.- PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE CORRENTES DE HIDROCARBONETOS, de acordo com a reivindicação

1, caracterizado por ser mantida na etapa de ativação pressão parcial de H<sub>2</sub>O de 0,02 a 0,5 MPa.

25 14.- PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE CORRENTES DE HIDROCARBONETOS, de acordo com a reivindicação

1, caracterizado por a duração da etapa de ativação do adsorvente ser o tempo necessário para formação da fase de hidróxido duplo lamelar .

15.- PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE CORRENTES DE HIDROCARBONETOS, de acordo com a reivindicação

30 1, caracterizado por ser mantida pressão parcial de CO<sub>2</sub> de 0 a 0,5 MPa

durante a etapa de trapeamento.

16.- PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE  
CORRENTES DE HIDROCARBONETOS, de acordo com a reivindicação  
1, caracterizado por o contato entre a corrente de hidrocarbonetos e o  
5 adsorvente ser promovido em reator de leito fixo.

17.- PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE  
CORRENTES DE HIDROCARBONETOS, de acordo com a reivindicação  
1, caracterizado por o contato entre a corrente de hidrocarbonetos e o  
adsorvente ser promovido em reator de leito fluidizado.

10 18.- PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE  
CORRENTES DE HIDROCARBONETOS, de acordo com a reivindicação  
1, caracterizado por o contato entre a corrente de hidrocarbonetos e o  
adsorvente ser promovido em reator de leito de arraste.

15 19.- PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE  
CORRENTES DE HIDROCARBONETOS, de acordo com a reivindicação  
1, caracterizado por o contato entre a corrente de hidrocarbonetos e o  
adsorvente ser promovido em reator de mistura (lama).

20 20.- PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE  
CORRENTES DE HIDROCARBONETOS, de acordo com a reivindicação  
1, caracterizado por o adsorvente ser carregado em leito fixo, antes de  
um catalisador de hidrotratamento.

25 21.- PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE  
CORRENTES DE HIDROCARBONETOS, de acordo com a reivindicação  
1, caracterizado por o adsorvente ser carregado em leito fixo, após um  
catalisador de hidrotratamento.

22.- PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE  
CORRENTES DE HIDROCARBONETOS, de acordo com a reivindicação  
1, caracterizado por o adsorvente ser misturado em um leito com  
catalisador de hidrotratamento.

30 23.- PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE

**CORRENTES DE HIDROCARBONETOS**, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado por o teor de hidróxido duplo lamelar no adsorvente é maior que 50% em peso, preferencialmente maior que 65% em peso, mais preferencialmente maior que 85% em peso.

**RESUMO****PROCESSO DE REMOÇÃO DE COMPOSTOS DE SILÍCIO DE  
CORRENTES DE HIDROCARBONETOS**

A presente invenção se refere a um processo de remoção de  
5 compostos orgânicos de silício de correntes de hidrocarbonetos por  
contato com adsorvente e hidrogênio. O adsorvente é composto por  
hidróxidos duplos lamelares e metal hidrogenante do grupo **VI-B** ou grupo  
**VIII**. Mais especificamente, o processo da presente invenção envolve  
etapa de ativação para formação do hidróxido duplo lamelar, e  
10 manutenção da fase de hidróxido duplo lamelar pela adição de água.