

(12) **FASCÍCULO DE PATENTE DE INVENÇÃO**

(22) Data de pedido: 2009.06.29	(73) Titular(es): PETRÓLEO BRASILEIRO S.A. - PETROBRAS AVENIDA REPÚBLICA DO CHILE, Nº 65 RIO DE JANEIRO, (RJ) BR
(30) Prioridade(s): 2008.09.09 BR PI 0804120-2	
(43) Data de publicação do pedido: 2010.03.09	
(45) Data e BPI da concessão: /	(72) Inventor(es): ANDREA DE REZENDE PINHO BR FABIO LEAL MANDES BR MAURO SILVA BR KEIJI MAESHIRO BR ANTONIO WAHIB BOGOSSIAN KHALIL BR
	(74) Mandatário: ANTÓNIO JOÃO COIMBRA DA CUNHA FERREIRA RUA DAS FLORES, Nº 74, 4º AND 1249-235 LISBOA PT

(54) Epígrafe: **PROCESSO PARA PRODUÇÃO DE ETENO E GÁS DE SÍNTESE EM LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE**

(57) Resumo:

A PRESENTE INVENÇÃO DIZ RESPEITO A UM PROCESSO PARA PRODUÇÃO DE ETENO, CO E HIDROGÉNIO, EM REACTOR COM LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE COM DUAS SECÇÕES INDEPENDENTES, A PARTIR DE CARGAS QUE CONTÊM HIDROCARBONETOS COM PELO MENOS 11 ÁTOMOS DE CARBONO OU A PARTIR DE CARGAS COM ALTO TEOR DE OXIGÉNIO, UTILIZANDO UM CATALISADOR SOB A FORMA PARTICULADA. O PROCESSO ENSINA QUE NUMA DAS SECÇÕES DO REACTOR, NA AUSÊNCIA DE OXIGÉNIO, UM CATALISADOR ZEOLÍTICO FAVORECE O PRÉ-CRAQUEAMENTO DESSAS CARGAS FACILITANDO AS REACÇÕES ENDOTÉRMICAS SUBSEQUENTES E REDUZINDO SUBSTANCIALMENTE A VELOCIDADE DE DEPOSIÇÃO DE COQUE NO CATALISADOR. NA OUTRA SECÇÃO, QUEIMA-SE O COQUE COM AR E CONTROLA-SE O AQUECIMENTO DO CATALISADOR, PARA SE AJUSTAR A ENERGIA ADEQUADA QUE O CATALISADOR AQUECIDO TRANSPORTARÁ ATÉ A SECÇÃO ONDE OCORREM AS REACÇÕES ENDOTÉRMICAS. O RENDIMENTO TOTAL DE ETENO DO PROCESSO DA PRESENTE INVENÇÃO É DE CERCA DE 20% EM PESO EM RELAÇÃO À CARGA.

RESUMO

"Processo para produção de eteno e gás de síntese em leito fluidizado circulante"

A presente invenção diz respeito a um processo para produção de eteno, CO e hidrogénio, em reactor com leito fluidizado circulante com duas secções independentes, a partir de cargas que contêm hidrocarbonetos com pelo menos 11 átomos de carbono ou a partir de cargas com alto teor de oxigénio, utilizando um catalisador sob a forma particulada. O processo ensina que numa das secções do reactor, na ausência de oxigénio, um catalisador zeolítico favorece o pré-craqueamento dessas cargas facilitando as reacções endotérmicas subsequentes e reduzindo substancialmente a velocidade de deposição de coque no catalisador. Na outra secção, queima-se o coque com ar e controla-se o aquecimento do catalisador, para se ajustar a energia adequada que o catalisador aquecido transportará até a secção onde ocorrem as reacções endotérmicas. O rendimento total de eteno do processo da presente invenção é de cerca de 20% em peso em relação à carga.

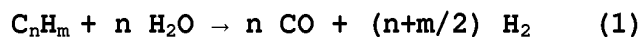
DESCRIÇÃO**"Processo para produção de eteno e gás de síntese em leito fluidizado circulante"**Campo da invenção

A presente invenção pertence ao campo dos processos de craqueamento catalítico na presença de vapor de água. Mais precisamente, a invenção refere-se a um processo para a produção de eteno e gás de síntese num reactor com leito fluidizado circulante. A invenção ensina que cargas de hidrocarbonetos com pelo menos 11 átomos de carbono ou de matérias-primas com alto teor de oxigénio, sofrem um pré-craqueamento ao entrarem em contacto com um catalisador na presença de vapor de água e ausência de oxigénio. A queima do coque depositado sobre o catalisador noutro leito reaccional permite que seja gerada a energia necessária para as reacções endotérmicas.

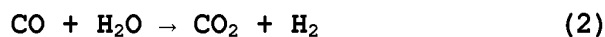
Fundamentos da invenção

O hidrogénio possui ampla utilização em refinarias, particularmente na hidrogenação de correntes de óleo diesel e gasolina ou no hidrocraqueamento de correntes residuais, para a remoção de compostos de enxofre ou azoto (DeSOx e DeNOx) e para produção de derivados mais nobres e de melhor qualidade.

Através da reforma catalítica, produz-se hidrogénio pelo craqueamento de moléculas com vapor de água na presença de catalisadores. Inicialmente produz-se o chamado "gás de síntese" (1).



Na presença de excesso de vapor de água, produz-se CO₂ e, adicionalmente, hidrogénio (2).



O reactor utilizado é um conversor de reformação típico, que consiste num forno multi-tubular, alimentado pela carga misturada com o vapor de água e no qual se insere um catalisador estruturado, à base de NiO-K₂O. Na reformação ocorrem reacções endotérmicas, a cerca de 800°C, que consomem uma grande quantidade de energia. O calor necessário às reacções é fornecido através de queimadores laterais, queimando-se gás combustível.

A deposição de coque sobre o catalisador é mais acelerada no processamento de cargas mais pesadas. Consequentemente, a desactivação precoce do leito catalítico provoca uma diminuição drástica na produção de gás de síntese. As cargas susceptíveis a esse processo limitam-se às correntes de hidrocarbonetos leves. As mais convencionais são o gás natural, o gás combustível, o gás liquefeito (GLP) e a nafta.

Quando se utilizam cargas na reformação catalítica com alto teor de oxigénio, como por exemplo, os óleos vegetais, a velocidade de deposição de coque é ainda mais rápida. Até mesmo matérias-primas relativamente leves, como o etanol, são economicamente inviáveis. A literatura que trata da deposição contínua de coque sobre o catalisador é bastante ampla.

A publicação "Santos, R. K. S., "Caracterização e aplicação de catalisadores de cobalto suportados em gama-Al₂O₃ e SiO₂ para produção de hidrogénio a partir da reforma a vapor e oxidativa de etanol", *Instituto de Química de São Carlos, IQSC, Dissertação de Mestrado, São Carlos, 2006*" mostra que o uso de etanol como carga conduz a uma deposição de coque entre 2,7 mg.h⁻¹ e 12,7 mg.h⁻¹ por grama de catalisador.

A publicação "Haryanto et al., "Current Status of Hydrogen Production Techniques by Steam Reforming of Ethanol: A Review", *Energy & Fuels*, 2005, 19, 1098-2106" mostra, entre outros resultados relevantes, que catalisadores à base de níquel suportado em Al₂O₃ se desactivam após poucos minutos.

A publicação "Cavallaro et al., "Performance of Rh/Al₂O₃ Catalyst in the Steam Reforming of Ethanol: H₂ Production for MC", *Applied Catalysis*, 2003, 249, 1, 119-128" relata a formação de 0,27 mg.h⁻¹ por grama de catalisador em catalisadores com ródio suportado em Al₂O₃.

A patente US 6207078 ensina que a reformação autotérmica é uma alternativa, ainda que frágil, para diminuir o efeito de deposição de coque e diminuir o total de energia consumida pelo processo.

O emprego de zeólitos da família pentasil, como o ZSM-5, ou do tipo faujasite permite a quebra prévia das moléculas da carga, facilitando as reacções posteriores e retardando a deposição de coque. As reacções de reformação são conduzidas na presença de metais suportados, como níquel, cobre, ferro, zinco, cobalto, cério, manganês e magnésio, óxidos metálicos ou óxidos metálicos suportados, como óxidos de zinco e cobalto suportados em alumina, óxido de ródio suportado em alumina, óxido de níquel suportado em gama- ou alfa-alumina ou em sílica.

A presente invenção ensina um processo para produção de eteno e gás de síntese a partir de matérias-primas que contêm hidrocarbonetos pesados como querosene, gasóleo e óleo combustível, ou de matérias-primas com alto teor de oxigénio como álcoois, óleos vegetais e materiais lenhocelulósicos, como o bagaço e a palha de cana e aparas de madeira, essas particularmente importantes por serem oriundas de matérias-primas renováveis.

Da mesma forma que ocorre em unidades de craqueamento, os catalisadores promovem a quebra de cadeias longas e a formação de gasolina e olefinas leves. Regenera-se continuamente o catalisador de reformação com coque utilizando leitos fluidizados circulantes (CFB, "*Circulating Fluidized Bed*") interligados, para evitar a desactivação do leito catalítico por coque. Esses conversores possuem dois ambientes reaccionais distintos isolados por selos de catalisador entre os ambientes reaccionais. Realiza-se o craqueamento catalítico com vapor de água através de reacções endotérmicas num dos ambientes na ausência de

oxigénio, enquanto que ao mesmo tempo no segundo ambiente se regenera o catalisador continuamente pela combustão do coque com ar. Assim, a queima do coque aquece o catalisador numa secção independente e, através da circulação deste catalisador aquecido, permite-se o transporte da segunda secção para a primeira secção de energia adequada às reacções endotérmicas.

Sumário da invenção

A presente invenção diz respeito a um processo para produção de eteno, CO e hidrogénio em leitos fluidizados circulantes interligados, a partir de cargas que contêm hidrocarbonetos com pelo menos 11 átomos de carbono ou a partir de cargas que compreendem um alto teor de oxigénio, utilizando um catalisador sob a forma particulada.

Mais precisamente, a invenção refere-se à geração de eteno e gás de síntese em reactores com leitos fluidizados circulantes interligados, onde matérias-primas que compreendem hidrocarbonetos com pelo menos 11 átomos de carbono ou matérias-primas com alto teor de oxigénio entram em contacto com um catalisador, na presença de vapor de água e ausência de oxigénio.

O rendimento total de eteno do processo da presente invenção é de cerca de 20% em peso em relação à carga.

Descrição detalhada da invenção

A presente invenção proporciona um processo para produção de eteno e gás de síntese, num reactor com duas secções independentes e leito fluidizado circulante, que compreende as seguintes etapas:

- 1) proporcionar uma carga de hidrocarbonetos ou de matéria-prima com alto teor de oxigénio;
- 2) promover o contacto entre dita carga e um catalisador, de tal forma que na primeira secção do reactor se estabeleçam reacções de craqueamento com vapor de água;
- 3) separar os produtos formados;

- 4) regenerar o dito catalisador continuamente na segunda secção do reactor, pela queima do coque depositado com ar;
- 5) reconduzir o dito catalisador regenerado para a primeira secção do reactor, para se reiniciar o processo.

A composição da carga de hidrocarbonetos deve conter moléculas com pelo menos 11 átomos de carbono e a da matéria-prima renovável deve conter um elevado teor de oxigénio.

O craqueamento catalítico com vapor de água dessas cargas envolve elevadas concentrações de sólidos no leito fluidizado. Portanto, a densidade do leito deve estar entre 150 kg/m^3 e 1800 kg/m^3 .

As reacções endotérmicas ocorrem na primeira secção do reactor, na ausência de oxigénio, na presença de vapor de água, a temperaturas entre 500°C e 850°C , pressões entre $0,10 \text{ MPa}$ e $0,45 \text{ MPa}$ e uma relação carga/vapor entre 2/1 e 10/1.

O catalisador consiste em partículas microesferoidais com tamanho médio de partículas entre 50 micrómetros e 90 micrómetros. A composição do catalisador compreende 0% a 60% p/p de sólido ácido, 0% a 50% p/p de alumina, 0% a 40% p/p de sílica e o restante caulino.

O sólido ácido compreende pelo menos um zeólito, que pode ser da família pentasil, como ZSM-5, ou do tipo faujasite.

O catalisador compreende ainda pelo menos um metal suportado como níquel, cobre ferro, zinco, cobalto, cério, manganês e magnésio, pelo menos um óxido metálico ou óxido metálico suportado, como óxidos de zinco e cobalto suportados em alumina, óxido de ródio suportado em alumina e óxido de níquel suportado em gama- ou alfa-alumina ou em sílica.

Numa concretização preferida da invenção o catalisador consiste preferivelmente em partículas microesferoidais entre 65 micrómetros e 75 micrómetros e a composição compreende 0% a 20% p/p de sólido ácido, 5% a 40% p/p de alumina, 5% a 25% p/p de sílica e o restante caulino.

Exemplos

As Tabelas 1, 2 e 3, respectivamente, apresentam algumas das características dos catalisadores e das cargas utilizados nos testes que ilustram a presente invenção.

Exemplo 1

Exemplo comparativo. Neste Exemplo mostra-se o efeito da desactivação do catalisador ao longo de mais de 4 horas ininterruptas de processamento de querosene, utilizando-se uma unidade piloto e um catalisador comercial de reformação. Utilizou-se uma temperatura de reacção de 728°C e uma relação vapor/querosene em base mássica de 4,1.

A unidade operou à pressão de 101 kPa. Na Tabela 4 mostra-se a perda de rendimento em hidrogénio (% m/m) em base seca ao longo do tempo.

TABELA 1			
Catalisadores utilizados nos testes catalíticos			
Catalisador	A	B	C
Composição:			
Tipo de zeólito	Y + ZSM-5	ZSM-5	nenhum
RE ₂ O ₃ (% m/m)	0,12	0,12	0,0
Ni (% m/m)	1,1	0,1444	15,1558
Propriedades físicas:			
Área superficial (m ² /g)	145,5	120,6	22,0
Área de mesoporos (m ² /g)	48,2	71,9	20,3
Densidade aparente (kg/m ³)	790	810	1160
Volume de microporos (cm ³ /g)	0,0440	0,0226	0,0007
Distribuição granulométrica:			
d10% (micrómetros)	25	27	29
d50% (micrómetros)	76	68	70

TABELA 2	
Etanol utilizado como carga nos testes catalíticos	
Carga	Etanol hidratado
Características:	
Dosagem (% volumétrica)	95,0
Densidade	0,810

TABELA 3	
Querosene utilizado como carga nos testes catalíticos	
Carga	Querosene
Densidade	0,8170
Enxofre	0,118
Carbono	87,7
Hidrogénio	13,7
Azoto	0,0
Destilação simulada: ASTM D2887	
PIE, °C	113,2
10% m/m.	166,2
20% m/m.	182,6
30% m/m.	197,6
40% m/m.	206,2
50% m/m.	216,4
60% m/m.	224,6
70% m/m.	233,0

TABELA 4										
Perda do rendimento de hidrogénio com o tempo										
Tempo (min)	0	47	69	109	130	162	202	231	262	280
% H ₂	0	3,32	3,27	3,43	3,24	2,90	2,70	2,73	2,68	2,63

Exemplo 2

Exemplo comparativo. Neste exemplo empregou-se uma unidade piloto DCR (*Davison Circulating Riser*) com reactor adiabático, em leito arrastado de fluxo ascendente (*riser*).

A unidade piloto operou com azoto tanto na dispersão do catalisador como na etapa de rectificação, isto é, não houve injeção de vapor de água. Neste caso, toda a água do meio

reaccional é proveniente unicamente da reacção de desidratação do etanol da carga do processo. Regulou-se a razão catalisador/hidrocarboneto (CTH) de acordo com a variação da temperatura da carga. Realizou-se a destilação simulada ASTM D2887, para análise dos hidrocarbonetos produzidos, determinando-se as correntes de gasolina e de hidrocarbonetos pesados definidas pelo ponto de corte a 220°C. Introduziu-se etanol no reactor *riser*, que emprega um regime de fluidização de densidade de catalisador a cerca de 45 kg/m³, para contacto com o catalisador A.

Na Tabela 5 apresentam-se as condições de processo e os resultados dos rendimentos de produtos. Os resultados evidenciam o rendimento de eteno, causado pela desidratação do etanol, e a ausência de CO e CO₂, assim como valores extremamente baixos de hidrogénio obtidos nestas condições.

Exemplo 3

A Tabela 6 ilustra resultados obtidos aplicando o processo divulgado na presente invenção. Empregou-se uma unidade piloto com dois leitos fluidizados circulantes interligados para a realização dos testes. Destinou-se o primeiro leito às reacções de reformação e o segundo leito para a realização das reacções de combustão do coque com ar. Injectou-se no primeiro leito fluidizado uma corrente de etanol hidratado, cujas propriedades são mostradas na Tabela 2, e outra de água sendo utilizados os catalisadores da Tabela 1, uma densidade no leito reaccional entre 500 e 1800 kg/m³ e uma relação etanol/água entre 4,0 e 6,1. A temperatura de reacção variou entre 618°C e 831°C. Os resultados mostram a geração de hidrogénio, CO e CO₂, além da geração de eteno de grande utilidade para a indústria petroquímica.

No Teste 3, com catalisador C, não houve geração de eteno, apenas hidrogénio, CO e CO₂ foram gerados.

TABELA 5		
Resultados de testes catalíticos		
TESTES	1	2
Condições:		
Vazão de etanol (g/h)	350,3	357,3
Vazão adicional de água (g/h)	0,0	0,0
Temperatura do reactor (°C)	380	580
Pressão do reactor (kPa)	239	239
Densidade no leito reaccional (kg/m ³)	45	45
CTH (% m/m)	6,2	35,8
Rendimentos do processo (% m/m):		
Eteno C ₂ ⁼	53,9	57,1
Etano C ₂	0,43	0,45
Metano	0,13	0,10
CO ₂	0,00	0,00
CO	0,00	0,00
Hidrogénio	0,03	0,03
Água	38,6	38,8
Leves (C ₃ - C ₄)	3,62	2,00
C ₅ ⁺	2,99	1,17
Coque	0,32	0,38

Exemplo 4

A Tabela 7 também ilustra resultados alcançados aplicando o processo divulgado na presente invenção. Foi empregue uma unidade piloto com dois leitos fluidizados circulantes para realização dos testes. Destinou-se o primeiro leito às reacções de reformação e o segundo leito às reacções de combustão do coque. Injectou-se uma corrente de querosene e outra de água no primeiro leito fluidizado, respectivamente, com os catalisadores da Tabela 1, proporcionando uma densidade entre 500 e 1800 kg/m³ no leito reaccional e uma relação mássica entre querosene e água entre 6,2 e 6,8. A temperatura de reacção variou entre 727°C e 823°C. Os resultados mostram a geração de hidrogénio, CO e CO₂, além da geração de eteno.

TABELA 6				
Resultados de testes catalíticos				
TESTE	1	2	3	4
Condições:				
Catalisador	C	B	C	B
Temperatura do reactor (°C)	618	793	713	831
Vazão de etanol (g/h)	40,3	35,4	46,0	36,4
Vazão adicionada de água (g/h)	160,0	213,8	216,0	223,7
Relação mássica carga/água (g/g)	4,0	6,1	4,7	6,1
Pressão do reactor (kPa)	101	101	101	101
Densidade no leito reaccional (kg/m ³)	1724	542	1720	540
Rendimentos do processo (base seca) (% m/m):				
Hidrogénio	10,97	3,57	11,62	5,58
CO	12,74	22,26	4,79	38,21
CO ₂	70,56	5,46	82,84	6,45
Eteno	0,00	44,26	0,05	30,72
Etano	0,00	2,55	0,00	2,23
Metano	5,08	11,10	0,56	15,10
Propeno	0,06	0,49	0,00	0,36
Propano	0,00	0,00	0,00	0,00
Coque + C ₄ ⁺	0,59	10,30	0,14	1,36

TABELA 7				
Resultados de testes catalíticos				
TESTE	1	2	3	4
Condições:				
Catalisador	B	B	C	C
Temperatura do reactor (°C)	767	823	727	774
Vazão de querosene (g/h)	33,5	35,8	36,3	40,6
Vazão adicionada de água (g/h)	229,1	240,8	225,9	249,3
Relação mássica carga/água (g/g)	6,8	6,7	6,2	6,2
Pressão do reactor (kPa)	101	101	101	101
Densidade no leito reaccional (kg/m ³)	542	541	1724	1690
Rendimentos do processo (base seca) (% m/m):				
Hidrogénio	4,40	7,37	4,67	6,80
CO	15,29	35,50	4,22	13,31
CO ₂	4,58	8,57	23,79	40,85
Eteno	19,33	0,00	29,72	19,77
Etano	1,90	1,02	2,43	1,84
Metano	21,14	22,22	18,63	12,30
Propeno	1,38	0,00	8,02	0,00
Propano	0,00	0,00	0,18	0,00
C ₄	0,52	0,09	4,40	2,26
Coque + C ₅ ⁺	31,46	25,23	3,94	2,89

REIVINDICAÇÕES

1. Processo para produção de eteno e gás de síntese em leito fluidizado circulante, caracterizado por empregar um reactor com duas secções independentes e com leito fluidizado circulante, que compreende as seguintes etapas:

- 1) proporcionar uma carga de hidrocarbonetos ou de matéria-prima com elevado teor de oxigénio;
- 2) promover o contacto entre a dita carga e um catalisador, de tal forma que na primeira secção do reactor se estabeleçam reacções de craqueamento com vapor de água;
- 3) separar os produtos formados;
- 4) regenerar o dito catalisador continuamente na segunda secção do reactor, pela queima do coque depositado com ar;
- 5) reconduzir o dito catalisador regenerado para a primeira secção do reactor, para reiniciar o processo.

2. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo facto de a dita carga de matéria-prima com elevado teor de oxigénio compreender um óleo, preferivelmente um óleo de origem renovável ou um óleo vegetal como óleo de mamona, óleo de soja, óleo de castanha de caju, óleo de algodão, óleo de amendoim ou qualquer outro óleo de origem vegetal.

3. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo facto de a dita carga de matéria-prima com elevado teor de oxigénio compreender um álcool como o etanol, o óleo de fusel ou qualquer outro álcool.

4. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo facto de a dita carga de matéria-prima renovável com elevado teor de oxigénio compreender um material lenhocelulósico como palha de cana, bagaço de cana, aparas de madeiras ou resíduos de serração de madeiras.

5. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo facto de a dita carga de hidrocarbonetos compreender moléculas com pelo menos 11 átomos de carbono.

6. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo facto de a dita carga de hidrocarbonetos compreender cargas do tipo querosenes, gasóleos, gasóleo pesado de vácuo ou óleo combustível.

7. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo facto de a dita carga de hidrocarbonetos possuir ponto inicial de ebulição superior a 210°C.

8. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo facto de o dito catalisador compreender 0% a 60% p/p de sólido ácido, 0% a 50% p/p de alumina, 0% a 40% p/p de sílica e o restante caulino.

9. Processo de acordo com a reivindicação 8, caracterizado pelo facto de o dito ácido sólido compreender pelo menos um zeólito como os zeólitos da família pentasil ou as do tipo faujasite.

10. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo facto de o dito catalisador compreender pelo menos um óxido metálico.

11. Processo de acordo com a reivindicação 10, caracterizado pelo facto de o dito óxido metálico compreender pelo menos um dos metais níquel, cobre ferro, zinco, cobalto, cério, ródio, manganês e magnésio.

12. Processo de acordo com a reivindicação 10, caracterizado pelo facto de o dito óxido metálico estar suportado em alumina, sílica ou magnésio.

13. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo facto de o dito catalisador compreender partículas microesferoidais com tamanho médio de partícula entre 50 micrómetros e 90 micrómetros.

14. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo facto de o dito leito fluidizado circulante compreender um percentual entre 5% e 40% de partículas menores que 40 micrómetros e densidade entre 150 kg/m³ e 1800 kg/m³.

15. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo facto de as ditas reacções de craqueamento com vapor de água ocorrerem à temperatura entre 500°C e 850°C, pressão entre 0,10 MPa e 0,45 MPa, relação mássica carga/vapor de água entre 2/1 e 10/1.

16. Processo de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo facto de o dito vapor de água estar a uma temperatura entre 300°C e 1000°C, com o objectivo de manter aquecido o leito catalítico e auxiliar a manutenção do equilíbrio térmico do conversor.

Lisboa, 2009-06-29