



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

(21) **PI 1000885-3 A2**

(22) Data de Depósito: 29/07/2010  
(43) Data da Publicação: 20/03/2012  
(RPI 2150)



(51) *Int.Cl.:*  
C07C 5/05  
B01J 23/40  
B01J 23/652  
B01J 32/00  
C10L 1/02

**(54) Título:** PROCESSO CATALÍTICO DE HIDROGENAÇÃO DE BIOMASSA PARA OBTENÇÃO DE P-MENTANO E USO DO p-MENTANO OBTIDO COMO BIOCOMBUSTÍVEL DE AVIAÇÃO

**(73) Titular(es):** INT - Instituto Nacional de Tecnologia, Instituto Militar de Engenharia - IME, Instituto Militar de Engenharia - IME

**(72) Inventor(es):** Flavio dos Reis Borges, Luiz Eduardo Pizzarro Borges, Marco André Fraga

**(57) Resumo:** PROCESSO CATALÍTICO DE HIDROGENAÇÃO DE BIOMASSA PARA OBTENÇÃO DE P-MENTANO E USO DO p-MENTANO OBTIDO COMO BIOCOMBUSTÍVEL DE AVIAÇÃO. A presente invenção é relativa à obtenção, em etapa única, do composto p-mentano mediante um processo catalítico com conversão e seletividade aperfeiçoadas. O p-mentano pode ser obtido por rotas catalíticas diferenciadas, utilizando para isso, catalisadores com funcionalidade de hidrogenação para as ligações insaturadas presentes no substrato precursor, particularmente, em oleos essenciais. Foram investigados catalisadores heterogêneos para avaliar as melhores condições de conversão e seletividade, em relação à obtenção de p-mentano não apenas sob condições diluídas, mas também substancialmente puro. Os catalisadores adequados à presente invenção e adequados ao processo de obtenção do p-mentano correspondem aos catalisadores de hidrogenação suportados, cujo carregamento corresponde a um teor de metal nobre que varia na faixa de 0,01-10%, mais preferencialmente de 0,01- 5% em peso. Os catalisadores de hidrogenação aqui representados são constituídos por metais nobres dos grupos 6, 7, 8, 9 e 10 da tabela periódica, que são mais especificamente selecionados do grupo correspondente ao níquel, platina, paládio, rutênio, molibdênio, cobalto, tungstênio, ou misturas destes. Em relação às condições de processamento para a obtenção de p-mentano, a faixa de temperatura utilizada varia de 70-250°C, a faixa de pressão que varia de 1-70 bar, e ainda, uma faixa de agitação empregada à reação variando entre 100-1000 rpm. O tempo de reação envolvendo o processo de hidrogenação catalítica varia de 1-48 horas. As condições de alimentação da reação foram estabelecidas de acordo com razão massa de catalisador por volume de substrato líquido, variando na faixa de 0,0001-0,05 g/ml, mais preferencialmente de 0,001-0,02g/ml.

## **PROCESSO CATALÍTICO DE HIDROGENAÇÃO DE BIOMASSA PARA OBTENÇÃO DE P-MENTANO E USO DO P-MENTANO OBTIDO COMO BIOCOMBUSTÍVEL DE AVIAÇÃO**

### **5 CAMPO DA INVENÇÃO**

A presente invenção é relativa à obtenção, em etapa única, do composto p-mentano, mediante um processo catalítico com conversão e rendimento aperfeiçoado.

O p-mentano pode ser obtido por rotas catalíticas diferenciadas, utilizando para isso, catalisadores com funcionalidade de hidrogenação para as ligações insaturadas presentes no substrato precursor, particularmente, na molécula de limoneno presente nos óleos essenciais de laranja e limão. Nesse sentido, os catalisadores adequados ao processo de obtenção de p-mentano devem apresentar adequada área específica e boa dispersão dos sítios ativos, a saber, metais hidrogenantes.

Dentre as possibilidades, o p-mentano pode ser utilizado como solvente industrial, como auxiliar de processos de síntese, bem como em composições e formulações de produtos químicos e combustíveis, como intermediário para uma série de produtos de química fina, agroquímicos e fármacos.

### **FUNDAMENTOS DA INVENÇÃO**

Processos de obtenção de materiais renováveis são hoje em dia uma imposição da comunidade mundial, em razão dos processos químico-industriais utilizarem substratos solventes, intermediários, produtos de química fina, ou mesmo agroquímicos e fármacos, a partir de compostos precursores (reagentes) de origem fóssil. Dessa forma, empresas e companhias químicas espalhadas pelo mundo têm desenvolvido pesquisas a partir de materiais renováveis, de forma a possibilitar a redução de emissões equivalentes de CO<sub>2</sub> em seus processos produtivos, através da substituição de precursores químicos fósseis por precursores renováveis. Inventários de emissões no setor químico, e conseqüentemente, estratégias de redução e/ou mitigação dos impactos ambientais dos materiais fósseis da cadeia produtiva, além da forte pressão de uma sociedade articulada e ambientalmente consciente, em relação

aos governos e ao setor industrial, tem forçado esses atores a uma quebra de paradigmas sem precedentes. O objetivo da comunidade científica e dos governos é que o planeta não apresente um cenário de mudanças climáticas, em que a variação da temperatura média não seja superior aos 3°C em relação à variação de temperatura média ocorrida em 1990 (O Atlas da Mudança Climática, Kirstin Dow, Thomas E. Downing, 1º edição, Publifolha,2007).

Dentre as possibilidades para o aproveitamento de precursores químicos que sejam oriundos de fontes renováveis, o p-mentano, produto obtido mediante uma série de rotas de síntese, a partir de compostos ou substratos presentes em óleos essenciais como limoneno, mentol, geraniol, citral, citronelal, citronelol, benzaldeído, linalol, eugenol, isopulegol, e quaisquer dos seus isômeros e combinações destes, inclusive os oriundos de óleos essenciais, podem ser considerados candidatos viáveis para essa finalidade. Como resultado líquido, a produção aperfeiçoada de p-mentano pode apresentar grandes impactos tanto no aspecto ambiental, quanto no econômico (créditos de carbono), por ser uma valiosa alternativa à cadeia produtiva do segmento químico-industrial, particularmente, para ser utilizado como solvente para auxiliar processos de síntese, em composições e formulações de produtos químicos e combustíveis (querosene de aviação, gasolina de aviação e diesel), e como intermediário para uma série de produtos de química fina, agroquímicos e fármacos.

Em relação aos combustíveis de aviação, o uso de p-mentano em composições combustíveis é adequado para aeronaves que funcionam por propulsão com turbinas a jato, aeronaves com propulsão turbomotor, ou aeronaves que utilizam motores alternativos ou a explosão.

## 25 **ESTADO DA TÉCNICA**

O estado da técnica apresenta processos de obtenção de p-mentano a partir de substratos naturais. A referência GB 327924 revela a obtenção de mentano a partir de compostos diterpênicos, particularmente, presentes em efluentes do processo de obtenção de cânfora. Os compostos cimol ou limoneno podem ser hidrogenados mediante a aplicação do processo de Sabatier para a obtenção de mentano, utilizando

catalisador de níquel até a sua completa hidrogenação. Contudo GB 327924 não apresenta resultados de conversão e seletividade aperfeiçoados que comprovem valores categoricamente tão elevados a partir de uma carga pura de limoneno. O documento US3251892 revela um processo de hidrogenação parcial de compostos cicloalifáticos contendo pelo menos duas ligações olefínicas, sendo que dentre as possibilidades, este pode ser representado por limoneno. A referência cita a utilização de catalisadores de paládio no processo de hidrogenação, contudo não apresenta conversões e seletividades do processo que sugira um alto rendimento de p-mentano substancialmente puro. Já a referência GB 693407 apresenta um processo de hidrogenação parcial de compostos orgânicos polinsaturados, utilizando como catalisador sulfeto de molibdênio, particularmente, na hidrogenação do limoneno. Entretanto a referência não revela e nem cita conversão e seletividade aperfeiçoadas que indiquem a produção de p-mentano puro.

## 15 DESCRIÇÃO DA INVENÇÃO

Foram investigados catalisadores heterogêneos para avaliar as melhores condições de conversão, seletividade e estabilidade, em relação à obtenção de p-mentano não apenas sob condições diluídas, mas também substancialmente puro.

Os testes catalíticos foram realizados em um reator autoclave da marca Parr<sup>®</sup> 4560 series com tanque alimentador de gás, alimentador do substrato líquido (bureta de pressão), coletores para as amostras líquidas e gasosas e controlador da marca Parr<sup>®</sup> PID 4875 series.

Quanto à etapa de preparação da carga de alimentação para a condução das reações de hidrogenação foram utilizados os substratos em padrão analítico, a partir de soluções empregando como solvente, compostos iso-parafínicos de cadeia carbônica, cuja faixa é compreendida por iso-parafinas contendo de 5 a 30 átomos de carbono. A concentração do substrato é representada desde condições muito diluídas até as mais concentradas, variando, particularmente, desde o valor de 0,01% até 100% (v/v) de substrato, de forma preferida na faixa de 5% até 99% (v/v).

Os aspectos relativos à avaliação das propriedades dos catalisadores heterogêneos de hidrogenação envolvem os requisitos básicos necessários à catálise da reação, ou seja, área específica e boa dispersão metálica da fase hidrogenante.

Nesse sentido, os catalisadores adequados à presente invenção e adequados ao processo de obtenção do p-mentano correspondem aos catalisadores de hidrogenação suportados. Os catalisadores de hidrogenação aqui representados são constituídos por metais nobres dos grupos 6, 7, 8, 9 e 10 da tabela periódica, que são mais especificamente selecionados do grupo correspondente ao níquel, platina, paládio, rutênio, ródio, molibdênio, cobalto, tungstênio, ou misturas destes. Os metais mais preferidos são selecionados dentre níquel, platina ou paládio, sendo a platina o metal mais preferido. O teor metálico no catalisador varia na faixa de 0,01-10%, mais preferencialmente de 0,01-5% em peso. Os suportes adequados ao catalisador de hidrogenação do presente pedido podem ser quaisquer suportes que apresentem área específica adequada à reação, particularmente, os suportes correspondentes aos óxidos metálicos como céria, nióbia, lantânia, magnésia, óxido de zinco, óxido de ítrio, alumina, sílica, zircônia, titânia ou alumino-silicatos com estrutura zeolítica, zircônia sulfatada, zeólita Y, zeólita HZSM -5, zeólita faujasita, ferrierita, zeólita beta, argilas, zeólitas naturais, e adicionalmente, carvão ativo.

Visando estabelecer a uniformidade nos resultados dos experimentos da hidrogenação catalítica, a etapa de redução dos catalisadores de hidrogenação foi executada em uma unidade fora do reator autoclave, de forma a proporcionar uma metodologia para a ativação do catalisador, onde o seu conteúdo mássico fosse totalmente exposto ao gás redutor em condições reprodutivas.

Em relação às condições de processamento para a obtenção de p-mentano, a faixa de temperatura utilizada varia de 70-250°C, mais preferencialmente de 80-220°C, a faixa de pressão que varia de 1-70 bar, mais preferencialmente e de pressão de 5-50 bar, e ainda, uma faixa de agitação empregada à reação variando entre 100-1000 rpm, mais preferencialmente entre os valores de 300-800 rpm. O tempo de reação envolvendo o processo de hidrogenação catalítica varia de 1-48 horas, preferencialmente, de 2-36 horas, mais preferencialmente de 4-24 horas. As condições

de alimentação da reação foram estabelecidas de acordo com razão massa de catalisador por volume de substrato líquido, variando na faixa de 0,0001-0,05 g/ml, mais preferencialmente de 0,001-0,02g/ml.

## 5 REDUÇÃO DOS CATALISADORES

Os catalisadores heterogêneos de hidrogenação, aplicados nas reações de conversão catalítica, utilizaram uma mesma metodologia de redução para a ativação dos mesmos. Particularmente, os catalisadores, por exemplo, de Pt e Pd, foram  
10 reduzidos num reator de vidro em forma de U que suporta temperaturas na ordem de 500°C. O catalisador em pó, previamente pulverizado e pesado na quantidade desejada à reação, foi alimentado no reator em U de vidro, sendo alimentado com o gás redutor H<sub>2</sub> numa vazão de redução de 30 ml/min.

As condições térmicas empregadas na redução dos catalisadores, da presente  
15 invenção, compreendem, respectivamente, uma taxa de aquecimento de 10°C/min e temperatura final de redução de 350°C, sendo esta mantida durante o período de 1 hora. O resfriamento da massa de catalisador até a temperatura ambiente após sua redução se deu pelo fluxo do próprio H<sub>2</sub>, mantendo o material catalisador sob condições redutoras até o momento de utilizá-lo na reação de hidrogenação  
20 propriamente dita.

De forma análoga, a metodologia de redução e emprego do catalisador de Ni, nas reações de hidrogenação, foi desenvolvida da mesma forma que às empregadas aos catalisadores de Pt e Pd. Contudo, a temperatura de redução utilizada foi de 750°C, atingida mediante uma taxa de aquecimento de 10°C/min em reator em U de quartzo,  
25 para um tempo de redução de 1 hora e arrefecimento sob fluxo de H<sub>2</sub> até atingir novamente a temperatura ambiente.

### EXEMPLO 1

A hidrogenação catalítica foi realizada através de reações de hidrogenação com limoneno com padrão analítico (97%) . Tais experimentos foram conduzidos no reator  
30 autoclave, mediante a alimentação de 100 mL de limoneno na bureta de pressão. Os

catalisadores de platina [Pt(5%)/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>] e de níquel [NiG49] foram os utilizados nos experimentos.

As reações para a obtenção de p-mentano foram conduzidas em hidrogenações independentes com os catalisadores de Pt e Ni. Os catalisadores previamente  
 5 reduzidos, nas condições já descritas, eram rapidamente pesados em balança analítica para uma massa de 0,4g e transferidos para o reator Parr<sup>®</sup>, sendo este prontamente fechado para realizar purgas com H<sub>2</sub> e garantir que o ar, inicialmente contido no volume morto do reator, fosse removido mantendo o catalisador sob condições reductoras. Era então ligada à camisa de aquecimento do reator, e no instante do alcance  
 10 da temperatura de reação estabelecida, a alimentação líquida limoneno (97%) era feita, considerando-se o ponto de partida de reação com agitação mecânica mantida em rotação de 600 rpm. Ao longo da corrida experimental eram retiradas amostras em intervalos regulares de 60 minutos após a primeira hora de reação, cujo tempo total de reação foi de 240 minutos. As amostras finais de cada experimento foram analisadas  
 15 por cromatografia gasosa acoplada com espectrometria de massas (CG-MS), apresentando resultados de conversão e seletividade tabelados no quadro a seguir:

Reação	Catalisador	T(°C)	P(bar)	Conversão (limoneno) (%)	Seletividade (p-menteno) (%)
1	Pt(5%)/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	100	5,5	22	23
2	Pt(5%)/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	150	5,5	31	31
3	Pt(5%)/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	190	5,5	69	63
4	NiG49	100	5,5	1	1
5	NiG49	150	5,5	21	18
6	NiG49	190	5,5	34	26

De acordo com os dados apresentados no quadro anterior, o catalisador de  
 20 Pt(5%)/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> foi o que apresentou maior atividade, por proporcionar conversões superiores às apresentadas pelo catalisador NiG49, sob as mesmas condições de reação.

## EXEMPLO 2

Os experimentos foram realizados com uma solução de limoneno em concentração de 6,5% (v/v), mediante o uso do solvente iso-parafínico C<sub>22</sub>-C<sub>25</sub>, tendo como catalisador Pt(5%)/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.

5 Semelhantemente, as corridas experimentais foram conduzidas no reator autoclave, mediante a alimentação de 100 mL na bureta de pressão com a solução 6,5% de limoneno recém preparada. O catalisador previamente reduzido e pesado em balança analítica ao valor de 1,0g foi transferido para o reator Parr<sup>®</sup>, mantendo-o sob a realização de purgas com H<sub>2</sub> suas condições redutoras. Após início do aquecimento e  
 10 ao atingir a temperatura de reação estabelecida, o reator foi alimentado com a 100mL da solução 6,5% (v/v), iniciando nesse ponto a partida da reação sob agitação constante a 600 rpm. Na mesma condição de temperatura foram variadas as condições de pressão da reação, para avaliar as melhores condições de conversão e seletividade. Amostras da massa reacional eram retiradas em intervalos regulares de 60 minutos  
 15 após a primeira hora de reação, com duração total de 240 minutos. As amostras finais de cada experimento foram analisadas por CG-MS, apresentando resultados de conversão e seletividade tabelados no quadro a seguir:

Reação	Catalisador	T (°C)	P (bar)	Conversão (limoneno) (%)	Seletividade (p-mentano) (%)	Seletividade (p-menteno) (%)
1	Pt(5%)/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	190	5,5	99	95	0,9
2	Pt(5%)/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	190	10,0	100	96	0,3
3	Pt(5%)/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	190	15,0	100	97	0,2

20 Nas condições de reação estabelecidas acima e com razão mássica de catalisador por volume de substrato líquido de 0,01 g/mL, observa-se que a atividade catalítica e seletividade proporcionada pelo catalisador Pt(5%)/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> são adequadas ao uso industrial, pois o limoneno é praticamente todo convertido em p-mentano.

## 25 EXEMPLO 3

Reações de hidrogenação catalítica utilizando limoneno (97%) foram realizadas num reator autoclave Parr® e controlador PID a pressão constante, para obter o p-mentano em condições otimizadas de conversão e seletividade. O processo foi inicialmente conduzido mediante a redução fora do reator de hidrogenação e pesagem de 1 g do catalisador [Pt(5%)/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>] e sua transferência para o reator Parr® com a realização de purgas para manter o meio completamente redutor. Paralelamente, 100 mL de limoneno (97%) eram alimentados na bureta de pressão. Iniciado o aquecimento do reator, com a temperatura de reação estabelecida, o mesmo foi alimentado com a 100mL do substrato, iniciando nesse ponto a partida da reação sob agitação constante a 600 rpm.

Ao longo do processo catalítico de hidrogenação eram retiradas amostras em intervalos regulares de 6 horas para um tempo total de reação que varia entre 18 a 24 horas. Após a primeira corrida, o catalisador usado foi recuperado por filtração e reutilizado na mesma reação sob as mesmas condições operacionais por mais duas vezes subseqüentes.

A amostra final de 100mL foi analisada por CG-MS, que apresentou o seguinte resultado de conversão e seletividade:

Catalisador	T (°C)	P (bar)	t (h)	Conversão (limoneno) (%)	Seletividade (p-mentano) (%)	Seletividade (p-menteno) (%)
Pt(5%)/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (novo – 1ª corrida)	190	15	24	99,6	99,8	0,2
Pt(5%)/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (usado – 2ª corrida)	190	15	20	100	99,9	0,1
Pt(5%)/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> (usado – 3ª corrida)	190	15	21	100	99,6	0,4

Nas condições de reação estabelecidas acima, a seletividade do p-mentano foi considerada adequada para sua utilização para fins industriais, inclusive com o

emprego de catalisador reutilizado, o que prova que além de ativo e seletivo, o referido catalisador apresenta boa estabilidade, em razão da reprodutividade dos resultados nas reações de hidrogenação do limoneno substancialmente puro, sob condições reacionais equivalentes.

5

#### EXEMPLO 4

A hidrogenação catalítica utilizando limoneno (97%) foi também realizada em reator autoclave Parr<sup>®</sup>, só que agora com variação de pressão, com a alimentação gasosa de H<sub>2</sub> realizada em sucessivas bateladas, até que o substrato gasoso fosse todo consumido. Com o objetivo inicial de reduzir o catalisador metálico, o reator autoclave  
10 foi alimentado com 100mL de limoneno (97%), 1 g do catalisador [Pt(5%)/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>], sendo realizadas purgas com H<sub>2</sub> para manter o meio reacional redutor, e assim ativar o catalisador de platina em temperatura ambiente. Subsequentemente, o reator era carregado na pressão inicial de reação com o H<sub>2</sub> aferido em 30 bar. A massa reacional  
15 era submetida à temperatura de 140°C em máxima agitação magnética, sendo o avanço da reação acompanhado pela visualização da queda de pressão de H<sub>2</sub> no manômetro, monitorando o seu consumo durante todo o processo. Após as 6 primeiras horas de na reação, o H<sub>2</sub> inicialmente alimentado era totalmente consumido, para então ser providas recargas de 30 bar H<sub>2</sub>, a cada intervalo de 6 horas de reação. O tempo final  
20 de reação alcançou 18 horas. A amostra final de 100mL foi analisada por CG-MS, que apresentou o seguinte resultado de conversão e seletividade:

Catalisador	T(°C)	ΔP por ciclo de 6 horas (bar)	t (h)	Conversão (limoneno) (%)	Seletividade (p-mentano) (%)	Seletividade (p-menteno) (%)
Pt(5%)/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	140	30-0	18	98	42	53

## REIVINDICAÇÕES

1. PROCESSO CATALÍTICO DE HIDROGENAÇÃO DE BIOMASSA, **caracterizado** pela reação de hidrogenação catalítica da biomassa para a obtenção de p-mentano com conversão e seletividade aperfeiçoadas.
- 5 2. PROCESSO CATALÍTICO DE HIDROGENAÇÃO DE BIOMASSA, de acordo com a reivindicação 1, **caracterizado** pelo fato da biomassa utilizada na obtenção de p-mentano ser constituída por limoneno, mentol, geraniol, citral, citronelal, citronelol, benzaldeído, linalol, eugenol, isopulegol, e quaisquer dos seus isômeros e combinações destes, inclusive aqueles derivados de óleos essenciais.
- 10 3. PROCESSO CATALÍTICO DE HIDROGENAÇÃO DE BIOMASSA, de acordo com as reivindicações 1 e 2, **caracterizado** pelo fato do substrato preferencial ser o limoneno, seus isômeros e misturas destes.
4. PROCESSO CATALÍTICO DE HIDROGENAÇÃO DE BIOMASSA, de acordo com as reivindicações 1, 2 e 3, **caracterizado** pelo fato do intermediário e/ou  
15 produto ser constituído predominantemente por p-mentano.
5. PROCESSO CATALÍTICO DE HIDROGENAÇÃO DE BIOMASSA, de acordo com a reivindicação 1, 2, 3 e 4, **caracterizado** pelo fato dos catalisadores de hidrogenação serem catalisadores suportados de metais dos grupos 6, 7, 8, 9 e 10, selecionados dentre Pt, Pd, Ru, Rh, Mo, Co, Ni, W, Ir, ou misturas destes, sendo os  
20 preferidos Pt, Pd e Ni, ou misturas destes.
6. PROCESSO CATALÍTICO DE HIDROGENAÇÃO DE BIOMASSA, de acordo com as reivindicações 1, 2, 3, 4, 5 e 6, **caracterizado** pelo fato do catalisador ser estável e o teor de metal ativo hidrogenante no catalisador estar na faixa de 0,01 a 10%, mais preferencialmente de 0,01 a 5%, em peso.
- 25 7. PROCESSO CATALÍTICO DE HIDROGENAÇÃO DE BIOMASSA, de acordo com as reivindicações 1, 2, 3, 4, 5, 6 e 7, **caracterizado** pelo fato dos suportes adequados ao catalisador de hidrogenação serem quaisquer suportes que apresentem área específica adequada, preferencialmente céria, nióbia, lantânia, magnésia, óxido de zinco, óxido de ítrio, alumina, sílica, sílica-alumina, zircônia

sulfatada, zeólita Y, zeólita HZSM-5, zeólita faujasita, ferrierita, zeólita beta, argilas, zeólitas naturais, e adicionalmente, carvão ativo.

- 5 8. PROCESSO CATALÍTICO DE HIDROGENAÇÃO DE BIOMASSA, de acordo com as reivindicações 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7 e 8, **caracterizado** pelo fato do substrato de reação ser uma carga de alimentação preparada a partir de soluções utilizando como solvente, compostos iso-parafínicos contendo de 5 a 30 átomos de carbono, e a concentração do substrato variar preferencialmente de 0,01% até 100%(v/v), de forma preferida na faixa de 5% até 99%(v/v).
- 10 9. PROCESSO CATALÍTICO DE HIDROGENAÇÃO DE BIOMASSA, de acordo com as reivindicações 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8 e 9, **caracterizado** pelo fato da reação de hidrogenação ser conduzida na faixa de temperatura 70 a 250°C, mais preferencialmente de 80 a 220°C, sob pressão constante ou variável, faixa de pressão que varia de 1 a 70 bar, mais preferencialmente e de pressão de 5 a 50 bar, na faixa de agitação entre 100 a 1000 rpm, mais preferencialmente entre os valores
- 15 de 300 a 800 rpm.
10. PROCESSO CATALÍTICO DE HIDROGENAÇÃO DE BIOMASSA, de acordo com as reivindicações 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9 e 10, **caracterizado** pelo fato do tempo de reação variar de 1 a 48 horas, preferencialmente, de 2 a 36 horas, mais preferencialmente de 4 a 24 horas.
- 20 11. PROCESSO CATALÍTICO DE HIDROGENAÇÃO DE BIOMASSA, de acordo com as reivindicações 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, 10 e 11, **caracterizado** pela condição de alimentação da reação ser estabelecida de acordo com razão massa de catalisador por volume de solução, variando na faixa de 0,0001g/mL a 0,2 g/mL, mais preferencialmente de 0,001g/mL a 0,15g/mL.
- 25 12. USO DO p-MENTANO OBTIDO NO PROCESSO CATALÍTICO DE HIDROGENAÇÃO DE BIOMASSA COMO BIOCOMBUSTÍVEL DE AVIAÇÃO, de acordo com as reivindicações 1, 2, 3, 4, 5, 6, 7, 8, 9, 10, 11 e 12, **caracterizado** pelo fato de ser empregado em qualquer composição combustível em aeronaves por propulsão com turbinas a jato, aeronaves com propulsão
- 30 turbomotor e aeronaves que utilizam motores alternativos ou a explosão.

**RESUMO****“PROCESSO CATALÍTICO DE HIDROGENAÇÃO DE BIOMASSA PARA  
OBTENÇÃO DE P-MENTANO E USO DO p-MENTANO OBTIDO COMO  
BIOCOMBUSTÍVEL DE AVIAÇÃO”**

5 A presente invenção é relativa à obtenção, em etapa única, do composto p-mentano, mediante um processo catalítico com conversão e seletividade aperfeiçoadas. O p-mentano pode ser obtido por rotas catalíticas diferenciadas, utilizando para isso, catalisadores com funcionalidade de hidrogenação para as ligações insaturadas presentes no substrato precursor, particularmente, em óleos essenciais. Foram

10 investigados catalisadores heterogêneos para avaliar as melhores condições de conversão e seletividade, em relação à obtenção de p-mentano não apenas sob condições diluídas, mas também substancialmente puro. Os catalisadores adequados à presente invenção e adequados ao processo de obtenção do p-mentano correspondem aos catalisadores de hidrogenação suportados, cujo carregamento corresponde a um

15 teor de metal nobre que varia na faixa de 0,01-10%, mais preferencialmente de 0,01-5% em peso. Os catalisadores de hidrogenação aqui representados são constituídos por metais nobres dos grupos 6, 7, 8, 9 e 10 da tabela periódica, que são mais especificamente selecionados do grupo correspondente ao níquel, platina, paládio, rutênio, molibdênio, cobalto, tungstênio, ou misturas destes. Em relação às condições

20 de processamento para a obtenção de p-mentano, a faixa de temperatura utilizada varia de 70-250°C, a faixa de pressão que varia de 1-70 bar, e ainda, uma faixa de agitação empregada à reação variando entre 100-1000 rpm. O tempo de reação envolvendo o processo de hidrogenação catalítica varia de 1-48 horas. As condições de alimentação da reação foram estabelecidas de acordo com razão massa de catalisador por volume

25 de substrato líquido, variando na faixa de 0,0001-0,05 g/ml, mais preferencialmente de 0,001-0,02g/ml.