



**República Federativa do Brasil**  
Ministério da Indústria, Comércio Exterior  
e Serviços  
Instituto Nacional da Propriedade Industrial

**(11) PI 1004306-3 B1**

**(22) Data do Depósito:** 18/08/2010

**(45) Data de Concessão:** 17/04/2018



---

**(54) Título:** PROCESSO CATALÍTICO OXIDATIVO PARA SÍNTESE DE ÁCIDO LÁTICO

**(51) Int.Cl.:** C07B 33/00; C07C 29/48; B01J 23/40; B01J 32/00

**(73) Titular(es):** INT - INSTITUTO NACIONAL DE TECNOLOGIA. PETROLEO BRASILEIRO S.A. - PETROBRAS

**(72) Inventor(es):** MARCO ANDRÉ FRAGA; ELISE MOTA DE ALBUQUERQUE; ROBERT AMARAL CANDIDO; BETA CUNHA OLIVIER; SIMONE CARVALHO CHIAPETTA; ALEXANDRE BARROS GASPAR; MARLITO GOMES JUNIOR; BERNARDO GALVÃO SIQUEIRA; RAPHAEL BEZERRA DE MENEZES; ANDREA MARIA DUARTE DE FARIAS; CARLOS RENÉ KLOTZ RABELLO

## PROCESSO CATALÍTICO OXIDATIVO PARA SÍNTESE DE ÁCIDO LÁTICO

### CAMPO DA INVENÇÃO

A presente invenção refere-se a um processo para obtenção de ácido lático pela oxidação seletiva do 1,2-propanodiol. A presente invenção ensina um processo oxidativo com rendimentos superiores a 70%, para a produção de ácido lático a partir do 1,2-propanodiol, em meio alcalino, em baixa temperatura e pressão atmosférica ou autóloga, empregando um catalisador de metal nobre suportado em óxido metálico.

### 10 FUNDAMENTOS DA INVENÇÃO

O ácido lático é apontado como um dos insumos importantes para a indústria petroquímica, pois além de ser usado na obtenção de materiais biodegradáveis é sintetizado a partir de fontes renováveis, como a glicose de milho, melaços e soro de queijos.

15 Os processos industriais correntes são fermentativos, utilizando bactérias lácticas. Esses microorganismos usados no processo possuem requerimentos complexos de fatores de crescimento, necessitando de vitaminas e aminoácidos para seu cultivo. Além disso, os processos fermentativos são demorados, exigem grandes volumes e geram grandes quantidades de resíduo líquido a ser tratado.

O ácido lático pode também ser obtido pela transformação química de outras fontes além do amido, mas igualmente renováveis. Nesse sentido, algumas propostas empregam a glicerina num processo onde a reação ocorre em meio alcalino, em fase homogênea e sob condições hidrotérmicas. Embora os rendimentos de ácido lático atinjam cerca de 90%, as reações ocorrem em temperaturas muito altas (300°C) e pressões bastante elevadas. Essas condições conduzem a processos de alto custo, pois, além do alto gasto com energia, exigem equipamentos construídos com materiais especiais, a fim de evitar a corrosão dos reatores decorrente da elevada concentração de hidróxido.

O documento EP 2100871 ensina o uso como matéria prima, de compostos orgânicos com três átomos de carbono, sendo formados por um álcool primário ou um aldeído que contenham um grupamento hidroxila na posição alfa em relação à hidroxila do álcool primário ou à carbonila do aldeído. Utilizando-se essa classe de insumos, que inclui o 1,2-propanodiol, o processo catalítico se baseia em uma reação de hidrogenólise ocorrendo, portanto, na presença de hidrogênio e sendo necessário o uso de temperaturas da ordem de 90°C a 170°C. Durante o processo é gerado ainda mais hidrogênio, sendo vital evitar sua reação com o oxigênio do ar. Para isso, o documento deixa clara a necessidade do controle da atmosfera do reator, sendo indicadas etapas adicionais para purga do sistema com nitrogênio, tornando o controle do processo mais complexo. Além disso, é reportada a formação de subprodutos como ácido acético e ácidos alifáticos superiores.

Processos de hidrogenólise similares ao descrito acima são divulgados na literatura científica (E.P. Maris, W.C. Ketchie, M. Murayama, R.J. Davis, *J. Catal.* 215 (2007) 281-294 e E.P. Maris, R.J. Davis, *J. Catal.* 249 (2007) 328-337), porém, partindo diretamente da glicerina. Apesar do etilenoglicol e propilenoglicol serem os principais produtos dessa reação, os autores identificaram a possibilidade de se produzir ácido láctico por meio de adição de hidróxidos de metal alcalino na presença de catalisadores de rutênio ou platina, ou ainda sistemas bimetálicos desses metais com ouro. Entretanto, os rendimentos são de moderados a baixos, cobrindo a faixa entre 8,5% e 45%.

Recentemente, reações de isomerização utilizando derivados oxidados da glicerina, basicamente dihidroxiacetona e gliceraldeído, têm sido propostas para síntese de ácido láctico (R.M. West, M.S. Holm, S. Saravananuragan, J. Xiong, Z. Beversdorf, E. Taarning, C.H. Christensen, *J. Catal.* 269 (2010) 122-130). Nesses casos, a reação ocorre na presença de um catalisador ácido com estrutura zeolítica, preferencialmente a

zeólita H-USY, entre 115°C e 125°C e pressão autógena. Os rendimentos chegaram até cerca de 70% com algumas zeólitas, porém, devem-se destacar as elevadas pressões utilizadas durante a reação.

Métodos oxidativos utilizando catalisadores heterogêneos também têm sido divulgados, partindo tanto da glicerina quanto do 1,2-propanodiol. O documento de patente CN 101225041 (L. Haichao, S. Yihong, L. Hongjia, CN101225041 A, Jul. 23, 2008) ensina um processo onde é possível obter ácido láctico, porém, apresenta rendimentos muito baixos nas condições especificadas em tal documento, variando na faixa entre 9,7% e 32% e atingindo, no máximo, 81% de conversão de glicerina.

Há trabalhos na literatura científica e que abordam a oxidação de diois e focam essencialmente a aplicação de catalisadores metálicos à base de ouro, em temperaturas da ordem de 70° a 90°C e sob pressão entre 2 bar e 3 bar de oxigênio puro.

Os rendimentos de ácido láctico ficam sempre na faixa entre 5% e 64% e, eventualmente, esse desempenho é motivo de comparação com sistemas à base de platina ou paládio suportados em carvão ativo, devido às exigências operacionais (S. Demirel, P. Jern, M. Lucas, P. Claus, *Catal. Today* 122 (2007) 292-300; L. Prati, M. Rossi, *J. Catal.* 176 (1998) 552-560; C. Bianchi, F. Porta, L. Prati, M. Rossi, *Top. Catal.* 13 (2000) 231-236).

Por fim, outros estudos visam à produção de ácido pirúvico por rotas oxidativas a partir de 1,2-propanodiol, as quais utilizam catalisadores de platina e paládio suportados em carvão ativado e promotores como chumbo, bismuto ou estanho (T. Tsujino, S. Oigashi, K. Kawashiro, H. Hayashi, *J. Mol. Catal.* 71 (1992) 25-35 e H.H.C.M. Pinxt, B.F.M. Kuster, G.B. Marin, *Appl. Catal. A* 191 (2000) 45-54).

Os resultados desses trabalhos mostram que o ácido láctico é produzido como um subproduto, através de rotas e procedimentos que não são apropriados para a síntese do ácido láctico.

## **DISTINÇÃO DO ESTADO DA TÉCNICA**

Em todos os processos descritos acima ocorre produção de ácido láctico a partir de misturas de glicerina ou 1,2-propanodiol, utilizando diferentes condições de temperatura, pressão total e concentração dos componentes e presença ou não de catalisador. Entre os produtos, além do ácido láctico, são descritos outros compostos. A literatura também reporta o uso de sistemas de reação com catálise homogênea, que também apresentam problemas na separação e reutilização do catalisador no processo. Em outras referências indica-se o uso de pressões acima da atmosférica, que impacta igualmente nos custos devido às maiores exigências quanto ao controle do processo e ao tipo de reator necessário.

Em geral, os processos do estado da arte foram desenvolvidos para beneficiar a produção de ácido pirúvico. O baixo rendimento de ácido láctico e a considerável formação de subprodutos, principalmente ácido pirúvico e ácido acético, exigem forçosamente a utilização de etapas adicionais, que permitam a purificação do ácido láctico. Naturalmente, o emprego de operações unitárias de separação envolve aumento de custos de instalação e operação.

A presente invenção, ao contrário, ensina um processo catalítico seletivo, com rendimentos superiores a 70%, para a produção de ácido láctico.

## **SUMÁRIO DA INVENÇÃO**

A invenção trata da fabricação de ácido láctico com alto rendimento por meio de oxidação seletiva de 1,2-propanodiol. A reação ocorre em presença de oxigênio e de um catalisador ativado, que compreende um metal nobre suportado em óxido metálico. A oxidação do carbono primário que contém um grupo OH é seletiva em temperaturas menores do que 100°C, pressão atmosférica ou autógena e em meio alcalino. Por meio dessas condições obtêm-se rendimentos da ordem de 70% de ácido láctico utilizando-se equipamentos já instalados e normalmente usados em

plantas químicas industriais e com gasto de energia menor do que os praticados em processos do estado da arte. O catalisador é facilmente recuperado por filtração ao final do processo.

### **DESCRIÇÃO DETALHADA DA INVENÇÃO**

5 O processo apresentado no presente pedido permite obter o ácido láctico com rendimentos de 70% ou superior, através do emprego de catalisadores heterogêneos que propiciam alta seletividade e, também, altos rendimentos para ácido láctico, empregando somente oxigênio do ar e 1,2-propanodiol como reagentes, em temperaturas inferiores a 100°C e  
10 sob pressão atmosférica.

Em determinadas modalidades dessa invenção é possível atingir conversão completa do 1,2-propanodiol e formação apenas de ácido láctico e, como subproduto, ácido pirúvico.

O processo de fabricação de ácido láctico envolve o uso de uma  
15 corrente gasosa selecionada entre ar, oxigênio puro ou mistura entre ambos, a qual se faz borbulhar num reator contendo uma solução aquosa de 1,2-propanodiol à pressão atmosférica e em meio alcalino. Este reator contém, ainda, o catalisador sólido previamente ativado, para converter os reagentes em ácido láctico, preferencialmente. Este processo pode ser  
20 conduzido em regime semicontínuo, contínuo, semibatelada ou uma combinação destes, tanto em fase gasosa, quanto em fase líquida.

No processo dessa invenção, o 1,2-propanodiol é convertido em ácido láctico através da reação de oxidação do carbono primário. A oxidação também ocorre no carbono secundário formando acetol. Em  
25 temperaturas mais altas, o acetol reage com o oxigênio da corrente gasosa resultando a formação de ácido pirúvico. Assim, os principais subprodutos da obtenção de ácido láctico por este processo são o acetol e o ácido pirúvico.

O processo da presente invenção compreende as seguintes etapas:

30 1ª) Ativação do catalisador: redução do catalisador a 350°C por 2

horas sob fluxo de  $H_2$ .

2ª) Alimentação do reator: carregamento do reator, equipado com sistema de refluxo, com solução de 1,2-propanodiol e com o catalisador pré-reduzido.

5 3ª) Reação: acionamento do aquecimento, agitação e borbulhamento de oxigênio ou ar mantendo-se o pH fixo com gotejamento contínuo de solução alcalina.

4ª) Separação dos produtos: remoção do catalisador por filtração e separação do ácido láctico da fase aquosa.

10 Prepara-se o catalisador por impregnação úmida, seca ou por deposição-precipitação, com solução do precursor do metal selecionado entre hidróxidos, nitratos, cloretos, sulfatos, acetatos e acetilacetatos ou outro composto que se decompõe formando o correspondente óxido metálico depois de calcinação. O teor de metal nobre no catalisador varia  
15 numa faixa entre 0,01% e 10%, preferencialmente entre 0,1% e 5% p/p.

O suporte deve possuir superfície específica alta o suficiente para garantir boa dispersão do metal, na faixa entre  $50 \text{ m}^2\text{g}^{-1}$  e  $1000 \text{ m}^2\text{g}^{-1}$ . Seleciona-se o suporte entre gama- $Al_2O_3$ ,  $TiO_2$ ,  $SiO_2$  e  $ZrO_2$ ,  $Nb_2O_5$ ,  $CeO_2$ ,  $MgO$ , ZSM-5, MCM-22, MCM-41, preferencialmente  $Al_2O_3$ ,  $TiO_2$ ,  $SiO_2$  e  
20  $ZrO_2$ . Seleciona-se o metal nobre entre Pt, Pd, Ru, Rh e Ir, preferencialmente Pt e Pd. Em uma modalidade da presente invenção emprega-se um catalisador de oxidação que compreende um dos metais nobres, ou combinação destes, suportado em um óxido metálico puro, em uma mistura de óxidos metálicos ou em alumino-silicatos com estrutura  
25 zeolítica. Preferencialmente, a impregnação do catalisador é realizada a partir de uma solução do ácido hexacloroplatínico ( $H_2PtCl_6$ ). O catalisador também pode ser obtido via impregnação a seco. Neste caso, emprega-se como precursor de platina um composto selecionado entre  $H_2Pt(OH)_6$ ,  $Pt(NO_3)_4$ ,  $Pt(NH_3)_4(NO_3)_2$ ,  $Pt(NH_3)_4(OH)_2$ ,  $PtCl_4$ ,  $Pt(NH_4)_2Cl_4$ ,  $Pt(NH_4)_2Cl_6$ ,  
30  $Pt(C_5H_7O_2)_2$  ou qualquer outro composto que se decompõe formando

PtO<sub>2</sub>. Em outra modalidade dessa invenção utiliza-se um catalisador comercial de Pt/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>, com 5% p/p de Pt previamente reduzido.

A redução do catalisador é conduzida ex-situ em temperaturas entre 200°C e 500°C ou in-situ na faixa de temperatura entre 30°C e 100°C.

- 5 Neste caso, o catalisador é adicionado à solução de propanodiol mantida sob agitação. A redução ainda pode ser realizada seqüencialmente, ex-situ e in-situ nas mesmas faixas de temperatura descritas.

- Conduz-se a reação de oxidação do 1,2-propanodiol em um reator utilizando-se como reagentes 1,2-propanodiol puro ou em solução aquosa, e catalisador em quantidades que satisfaçam a proporção catalisador/1,2-propanodiol na faixa entre 1/4 p/p a 1/20 p/p, mantendo-se o pH da reação fixo, num valor selecionado na faixa entre 7 e 14,0, preferencialmente entre 8,0 e 12,0, por meio da adição controlada de uma solução alcalina, selecionada entre as soluções de hidróxidos e carbonatos de metais alcalinos e alcalinos terrosos, preferencialmente NaOH ou KOH, com concentração na faixa entre 0,1 M e 2 M, preferencialmente na faixa entre 0,5 M e 1,5 M, numa temperatura selecionada na faixa entre 30°C e 100°C, pressão autógena entre 1 bar e 5 bar, sob agitação na faixa entre 200 rpm e 2000 rpm.

- 20 A entrada do oxigênio no reator é feita utilizando ar, oxigênio puro ou mistura de ar enriquecida em oxigênio. Essa última obtida via membranas ou outra tecnologia adequada.

- A conversão de 1,2-propanodiol se completa após 5h de reação, formando ácido láctico em concentrações expressivas, se comparado aos outros produtos. A seletividade a ácido láctico fica em torno de 70% durante todo o período de reação. Outros produtos detectados são o ácido pirúvico e o acetol.

- Empregando-se uma modalidade preferida da presente invenção, realizaram-se ensaios de avaliação de desempenho dos catalisadores num aparato contendo um reator de vidro, um agitador mecânico, um



sistema de adição de solução alcalina por meio de uma bomba dosadora associada a um medidor de pH. A solução alcalina selecionada foi de NaOH com concentração 1 M. Utilizou-se uma solução aquosa de 1,2-propanodiol com concentração 0,2 M, uma vazão de ar sintético (20% de O<sub>2</sub> em N<sub>2</sub> v/v) entre 10 mLmin<sup>-1</sup> e 100 mLmin<sup>-1</sup> e um pH compreendido entre 7,0 e 14,0 e mantido constante por meio de adição de solução alcalina. A temperatura de reação variou na faixa compreendida entre 30°C e 80°C e a pressão de reação no intervalo entre 1 bar e 5 bar. A agitação mecânica foi mantida entre 500 rpm e 2000 rpm. Retiraram-se alíquotas da solução a cada 30 min e analisaram-se os produtos, por cromatografia líquida HPLC, após filtração para separação do catalisador. Os exemplos a seguir descrevem a invenção de forma precisa e suficiente, mas são apenas ilustrativos e de forma alguma são limitativos do escopo de proteção da presente invenção.

15

### **EXEMPLOS**

#### **Exemplo 1:**

O catalisador de platina sobre alumina contendo 5% p/p Pt foi preparado por impregnação úmida utilizando-se uma alumina comercial como suporte e o sal precursor ácido hexacloroplatínico. A primeira etapa da preparação consistiu na calcinação do suporte que foi realizada em mufla da temperatura ambiente até 500°C seguindo uma taxa de aquecimento de 10°Cmin<sup>-1</sup>, mantido a 500°C por 4 horas. Posteriormente, solubilizou-se o ácido hexacloroplatínico em água. Esta solução foi adicionada ao suporte (já calcinado) e esta suspensão permaneceu em agitação por 1 hora à temperatura ambiente. Após esta etapa, foi feita uma secagem a vácuo do material a 80°C. Finalmente, o sólido obtido permaneceu em estufa a 100°C por 12 horas e foi, então, calcinado a 500°C por 4 horas com taxa de aquecimento de 10°C/min e fluxo de ar sintético com vazão de 60 mLmin<sup>-1</sup>.

30

#### **Exemplo 2:**

O catalisador de platina sobre alumina contendo 5% p/p Pt preparado conforme descrito no Exemplo 1 acima foi ativado ex situ, ou seja, foi aquecido da temperatura ambiente até 350°C seguindo uma taxa de aquecimento de 10°Cmin<sup>-1</sup>, mantido por 2 horas a 350°C e utilizando  
5 uma corrente de hidrogênio puro na vazão de 50 mLmin<sup>-1</sup>.

Exemplo 3:

O catalisador de platina sobre alumina contendo 5% p/p Pt preparado conforme descrito no Exemplo 1 e ativado ex-situ conforme descrito no Exemplo 2 foi pesado, transferido para um reator de vidro de  
10 500 mL contendo 200 mL de água destilada e novamente ativado, desta vez in situ, aquecendo-se o reator a 90°C e utilizando-se uma corrente de 50 mLmin<sup>-1</sup> de hidrogênio puro, introduzida na suspensão por um borbulhador acoplado ao reator. A suspensão foi agitada a 600 rpm e essa condição foi mantida por 1 hora. A evaporação da água foi evitada  
15 empregando um condensador de refluxo com corrente de água na serpentina.

Exemplo 4:

O catalisador de platina sobre alumina contendo 5% p/p Pt preparado e ativado conforme os Exemplos 1 a 3 foi empregado na reação  
20 de oxidação de 1,2-propanodiol. Uma solução aquosa de 1,2-propanodiol com concentração de 0,2 M foi adicionada ao reator contendo 1 g de catalisador sob agitação de 700 rpm. Um eletrodo de vidro para medida de pH do meio reacional foi conectado ao reator. Da mesma forma, foi acoplada uma bureta contendo uma solução 1 M de NaOH permitindo seu  
25 gotejamento por acionamento manual. O pH no reator foi ajustado para 8,0 através da adição de quantidade suficiente da solução de NaOH e mantido durante todo o período de reação. Um fluxo de 30 mLmin<sup>-1</sup> de ar foi admitido pelo borbulhador. A temperatura de reação foi mantida em 40°C. Após 5 horas de reação nestas condições, obtém-se conversão total de  
30 1,2-propanodiol e a seguinte distribuição de seletividades entre ácido

lático, ácido pirúvico e acetol: 65%, 23% e 12%, respectivamente.

Exemplo 5:

O catalisador de platina sobre alumina contendo 5% p/p Pt preparado e ativado conforme os Exemplos 1 a 3 foi empregado na reação de oxidação de 1,2-propanodiol. Uma solução aquosa de 1,2-propanodiol com concentração de 0,2 M foi adicionada ao reator contendo 1 g de catalisador sob agitação de 700 rpm. Um eletrodo de vidro para medida de pH do meio reacional foi conectado ao reator. Da mesma forma, foi acoplada uma bureta contendo uma solução 1 M de NaOH permitindo seu gotejamento por acionamento manual. O pH no reator foi ajustado para 10,0 através da adição de quantidade suficiente da solução de NaOH e mantido durante todo o período de reação. Um fluxo de  $30 \text{ mLmin}^{-1}$  de ar foi admitido pelo borbulhador. A temperatura de reação foi mantida a  $40^{\circ}\text{C}$ . Após 6 horas de reação nestas condições, obtém-se conversão total de 1,2-propanodiol e a seguinte distribuição de seletividades entre ácido lático, ácido pirúvico e acetol: 70%, 19% e 11%, respectivamente.

Exemplo 6:

O catalisador de platina sobre alumina contendo 5% p/p Pt preparado e ativado conforme os Exemplos 1 a 3 foi empregado na reação de oxidação de 1,2-propanodiol. Uma solução aquosa de 1,2-propanodiol com concentração de 0,2 M foi adicionada ao reator contendo 1 g de catalisador sob agitação de 700 rpm. Um eletrodo de vidro para medida de pH do meio reacional foi conectado ao reator. Da mesma forma, foi acoplada uma bureta contendo uma solução 1 M de NaOH permitindo seu gotejamento por acionamento manual. O pH no reator foi ajustado para 8,0 através da adição de quantidade suficiente da solução de NaOH e mantido durante todo o período de reação. Um fluxo de  $30 \text{ mLmin}^{-1}$  de ar foi admitido pelo borbulhador. A temperatura de reação foi mantida a  $60^{\circ}\text{C}$ . Após 6 horas de reação nestas condições, obtém-se conversão total de 1,2-propanodiol e a seguinte distribuição de seletividades entre ácido

lático, ácido pirúvico e acetol: 61%, 27% e 12%, respectivamente.

## REIVINDICAÇÕES

### 1- PROCESSO CATALÍTICO OXIDATIVO PARA SÍNTESE DE ÁCIDO

LÁTICO, por meio da reação de oxidação do grupo OH do carbono primário do 1,2-propanodiol, conduzida em um reator a partir de  
5 1,2-propanodiol e uma corrente gasosa contendo oxigênio, em meio aquoso alcalino, em presença de um catalisador contendo metal nobre, caracterizado por compreender as seguintes etapas:

- 1ª) Ativação do catalisador: reduzir o metal nobre por meio de contato entre o catalisador e uma corrente gasosa contendo hidrogênio;
- 10 2ª) Alimentação do reator: prover o reator com o catalisador reduzido e uma solução aquosa de 1,2-propanodiol;
- 3ª) Reação de oxidação: borbulhar uma corrente gasosa contendo oxigênio através da mistura de catalisador e solução de 1,2-propanodiol mantendo o pH em um valor fixo, por meio de adição de  
15 solução alcalina à reação, e controlando o aquecimento, a agitação e a pressão interna do reator;
- 4ª) Separação dos produtos: remover o catalisador por filtração e separar o ácido láctico da fase aquosa.

### 2- PROCESSO CATALÍTICO OXIDATIVO PARA SÍNTESE DE ÁCIDO

20 LÁTICO, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado por dito catalisador compreender um suporte de óxido metálico, com uma superfície específica compreendida na faixa entre  $50 \text{ m}^2\text{g}^{-1}$  e  $1000 \text{ m}^2\text{g}^{-1}$ , selecionado entre  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ,  $\text{TiO}_2$ ,  $\text{SiO}_2$  e  $\text{ZrO}_2$ ,  $\text{Nb}_2\text{O}_5$ ,  $\text{CeO}_2$ ,  $\text{MgO}$ , ZSM-5, MCM-22, MCM-41 e alumino-silicatos com estrutura zeolítica,  
25 preferencialmente  $\text{Al}_2\text{O}_3$ ,  $\text{SiO}_2$ ,  $\text{TiO}_2$  ou  $\text{ZrO}_2$ , e um metal nobre selecionado entre Pt, Pd, Ru, Rh e Ir, ou combinação destes, preferencialmente Pt e Pd, mais preferencialmente um catalisador de  $\text{Pt/Al}_2\text{O}_3$ .

### 3- PROCESSO CATALÍTICO OXIDATIVO PARA SÍNTESE DE ÁCIDO

30 LÁTICO, de acordo com as reivindicações 1 e 2, caracterizado por dito

10% p/p, preferencialmente entre 0,1% e 5% p/p.

**4- PROCESSO CATALÍTICO OXIDATIVO PARA SÍNTESE DE ÁCIDO**

**LÁTICO**, de acordo com as reivindicações 1, 2 e 3, caracterizado por

dita ativação do catalisador ser previamente realizada “in situ” no reator

ou “ex situ”, por meio de contato entre o catalisador e uma corrente de

gás contendo um teor de hidrogênio compreendido na faixa entre 0,5%

e 100% p/p, preferencialmente entre 10% e 100%, numa vazão

compreendida na faixa entre 0,5 mLmin<sup>-1</sup> e 200 mLmin<sup>-1</sup>,

preferencialmente entre 1 mLmin<sup>-1</sup> e 150 mLmin<sup>-1</sup>, à temperatura

compreendida na faixa entre 200°C e 500°C, preferencialmente entre

300°C e 500°C, por um período compreendido na faixa entre 0,5 hora e

5 horas, preferencialmente entre 1 hora e 5 horas.

**5- PROCESSO CATALÍTICO OXIDATIVO PARA SÍNTESE DE ÁCIDO**

**LÁTICO**, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado por dita

alimentação do reator ser conduzida em bateladas ou em modo

contínuo.

**6- PROCESSO CATALÍTICO OXIDATIVO PARA SÍNTESE DE ÁCIDO**

**LÁTICO**, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado por dita

reação de oxidação do grupo OH do carbono primário ser conduzida

nas seguintes condições de reação: concentração da solução de

1,2-propanodiol compreendida na faixa de 0,01 M até o substrato puro;

proporção catalisador/1,2-propanodiol compreendida na faixa entre 1/4

e 1/20, pH da reação fixo num valor compreendido na faixa entre 7 e

14,0, preferencialmente entre 8,0 e 12,0, por meio de adição controlada

de uma solução alcalina, selecionada entre soluções de hidróxidos e

carbonatos de metais alcalinos e alcalinos terrosos, preferencialmente

NaOH ou KOH, com concentração compreendida na faixa entre 0,1 M e

2 M, preferencialmente na faixa entre 0,5 M e 1,5 M, agitação

compreendida na faixa entre 200 rpm e 2000 rpm, preferencialmente

entre 600 rpm e 1200 rpm, temperatura compreendida na faixa entre

- 20°C e 100°C, mais preferencialmente entre 30°C e 70°C, pressão compreendida na faixa entre 1 bar e 5 bar, preferencialmente entre 1 bar e 3 bar, corrente de ar ou corrente gasosa contendo oxigênio em nitrogênio com concentração compreendida na faixa entre 0,5% e 100% v/v, preferencialmente entre 10% e 30%, introduzida no reator a uma vazão compreendida na faixa entre 10 mLmin<sup>-1</sup> e 100 mLmin<sup>-1</sup>.