



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

**(11) PI 0605892-2 B1**



\* B R P I 0 6 0 5 8 9 2 B 1 \*

**(22) Data de Depósito:** 29/12/2006

**(45) Data da Concessão:** 01/09/2015  
**(RPI 2330)**

---

**(54) Título:** PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NÍQUEL E COBALTO A PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA

**(51) Int.Cl.:** C22B3/00; C22B3/08; C22B3/10; C22B3/22; C22B3/42; C22B23/00

**(73) Titular(es):** COMPANHIA VALE DO RIO DOCE, VALE S.A.

**(72) Inventor(es):** Flávia Dutra Mendes, Tiago Valentim Berni

## “PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NIQUEL E COBALTO A PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA”

A presente invenção trata de processo para obtenção de níquel, cobalto, cobre e outros metais a partir de minérios laterítico contendo-os, como por exemplo, minérios saprolíticos ou limoníticos, assim como de produtos obtidos através do processamento deste tipo de minério.

A escolha da rota tecnológica e do produto final a ser produzido por uma unidade industrial de níquel depende diretamente das características do minério a ser alimentado na planta. Não há um processo convencional. Na metade da década passada, os elevados preços do níquel e do cobalto levaram a indústria do níquel a buscar alternativas de processos menos onerosas que pudessem reduzir os custos operacionais, para manter a rentabilidade do negócio em níveis de preços mais baixos para o níquel e o cobalto.

O desenvolvimento de tecnologias de menor custo de investimento, como a lixiviação atmosférica em tanques ou na forma de pilhas e a tecnologia de resina em polpa (RIP), aliado ao declínio do preço do enxofre, propiciou a algumas empresas a oportunidade de reconsiderar o desenvolvimento de minérios laterítico de baixos teores e reservas, os quais não eram utilizados para a produção através dos processos tradicionais.

Historicamente, as inovações do processo de produção do níquel são fruto principalmente do aproveitamento da tecnologia inicialmente empregada no beneficiamento do urânio, e que mais tarde foi também aplicada à indústria do ouro. Um bom exemplo disso é o processo de resina em polpa (RIP).

A flexibilidade, baixo custo de capital, alta recuperação de metais e um baixo regime de custo operacional, além da economia de energia traduzem-se na logística que poderá indicar que o processo tecnológico de lixiviação ácida, seguida de resina em polpa e recuperação de níquel e cobalto

possa ser o escolhido no desenvolvimento de depósitos lateríticos, no médio e longo prazos. Muitos analistas acreditam que, com base na tecnologia de resina em polpa, os custos de operação poderão sofrer uma redução entre 15/25% em relação aos atuais custos praticados no mercado pelos principais grupos  
5 produtores. Espera-se ainda investimentos (custo de capital/ano) menores, dada a simplicidade do fluxograma (representado pelas figuras 2 e 3) que está sendo aqui proposto.

Várias rotas hidrometalúrgicas vem sendo aplicadas para a extração de níquel e cobalto contidos em minérios lateríticos. Nessas rotas,  
10 objetiva-se solubilizar as espécies metálicas empregando-se ácidos inorgânicos, seguida de separação sólido-líquido e neutralização, antes da recuperação final do metal. A recuperação seletiva do metal presente na polpa de lixiviação é uma etapa importante na concepção da avaliação econômica. A presença de muitas impurezas, tais como cobre, ferro, manganês e magnésio, dentre outras, pode  
15 ser considerada como a principal dificuldade tecnológica a ser superada no processamento de níquel. Este fato gera fluxogramas complexos, com um grande número de operações unitárias, alto custo de investimento e operacional e riscos tecnológicos, como encerramento precoce de operações, longo tempo para alcance de ramp-up e dificuldade de se produzir na escala projetada.

Baseando-se no acima descrito, conclui-se que vários fatores  
20 vêm encorajando o desenvolvimento de novos fluxogramas para processamento de lateritas de níquel, tais como: elevados preços do níquel e cobalto, depósitos lateríticos sub explorados, crescimento da demanda do metal níquel, baixo preço do enxofre e H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. Com a criação destes novos fluxogramas, espera-se que  
25 sejam alcançadas uma série de vantagens: possibilidade de redução de custos, simplicidade operacional, obtenção de maiores recuperações, recuperação de cobalto como sub-produto.

O fluxo convencional de um fluxograma básico de processo

extrativo em meio aquoso apresenta as etapas de preparação – lixiviação – separação sólido/líquido – tratamento da solução – recuperação metal para produção do metal ou composto metálico.

Em termos de lixiviação, as opções de processo mais  
5 comumente encontradas são a lixiviação ácida sob pressão ou a redução seguida de lixiviação atmosférica amoniacal (processo Caron). Observa-se que mesmo com tecnologias convencionais e comprovadas industrialmente como a lixiviação sulfúrica sob pressão e o processo Caron, altamente intensivas sob o ponto de vista econômico, há uma busca incessante por tecnologias menos  
10 onerosas como é o caso das lixiviações atmosféricas ácidas.

Em termos de tratamento de solução, podem-se citar as tecnologias convencionais de extração por solventes e precipitação.

- A extração por solventes diretamente aplicada ao efluente de lixiviação, como é o caso da usina de Bulong, oferece a vantagem de altas  
15 recuperações de níquel e cobalto, entretanto a presença de altas concentrações de impurezas e a necessidade de controlá-las ainda exige uma intensa otimização desta tecnologia. Uma das principais impurezas é o cromo,  $Cr^{3+}$  e  $Cr^{6+}$ , cujo comportamento pouco se conhece na presença de Cyanex 272, solvente utilizado para a separação de níquel e cobalto em meio sulfúrico.  
20 Alguns parâmetros ainda permanecem conflitantes como estado de oxidação dos metais, pH, presença de ânions como nitrato, cloreto, sulfato e acetato. Outros desafios podem ser citados como a separação de Mn do Co e separação do Ca de Ni e efeitos de produtos de degradação usando extratantes como Cyanex 272, ácido versático, hidroxí-oximas, D2EHPA. Muito em função destas  
25 restrições ainda pouco entendidas, principalmente a alta concentração de impurezas contidas neste efluente, a operação industrial de Bulong foi interrompida por problemas operacionais.

- Técnicas de precipitação tais como a produção de

precipitado de hidróxido e sulfeto mistos de níquel e cobalto são muito dependentes da qualidade da solução de alimentação. Neste caso, torna-se de fundamental importância a correta e eficiente operação das unidades prévias de purificação, de forma a prevenir a contaminação do produto “hidróxido misto de níquel e cobalto” - precipitado com a adição de magnésia - com elementos tais como ferro, alumínio e sílica, como é o caso da usina de Cawse. No caso do cromo este deve ser reduzido para ser precipitado de forma eficiente nas operações anteriores. A presença de sílica causa a baixa recuperação de níquel nas operações subseqüentes de lixiviação com amônia. A precipitação de manganês é influenciada pelo tempo de residência. O mesmo controle rigoroso de impurezas ocorre no caso da opção de produção de precipitado de sulfeto misto de níquel e cobalto. A adição de H<sub>2</sub>S ocorre de forma a se obter uma precipitação seletiva de níquel e cobalto. Em seguida este precipitado é relixiviado em condições oxidantes e as impurezas tais como ferro, cobre e zinco são removidas, como é o caso das usinas de Moa Bay e Murrin Murrin. As tecnologias MHP (precipitado de hidróxido misto) e MSP (precipitado de sulfeto misto) são comprovadas industrialmente e apresentam performances similares. A escolha entre uma ou outra, vai depender de fatores ambientais, segurança, infra-estrutura, balanços econômicos, estratégias na produção de um produto sulfetado ou hidróxido para comercialização.

Em termos de recuperação do metal, as tecnologias convencionais em fluxogramas hidrometalúrgicos apresentam a recuperação de níquel e cobalto na forma metálica através de operações como eletrólise e redução com hidrogênio. Existe também a opção de se produzir produtos intermediários tais como carbonatos, hidróxidos e óxidos de níquel e cobalto.

Os fluxogramas hidrometalúrgicos convencionais diferem bastante entre si, justamente pela não disponibilidade de um fluxograma padrão e otimizado que atenda as necessidades químicas e mineralógicas dos minérios

lateríticos de níquel. As diversas opções de fluxogramas apresentam restrições e limitações técnica-econômicas que devem ser minimizadas ou até mesmo eliminadas através da otimização das operações unitárias envolvidas. A figura 2 ilustra um fluxograma básico de processo extrativo em meio aquoso.

5 Um exemplo é a etapa de separação sólido/líquido que traz grandes problemas para os circuitos convencionais. Devido às más características de sedimentação da polpa em decantação em contra-corrente (Counter-Current Decantation – CCD), cerca de 10% do níquel e cobalto solúveis são perdidos nos rejeitos. Para minimizar esta perda significativa, séries de pelo  
10 menos seis espessadores grandes, com mais de 50 metros de diâmetro para cada estágio, são utilizadas em separações sólido/líquido, para alcançar a correta sedimentação dos sólidos e produzir um overflow límpido. Desta forma, o custo de capital de uma etapa de CCD simples, com espessadores convencionais, pode chegar a 30% do de uma autoclave de titânio, utilizada em  
15 lixiviações ácidas sob alta pressão (High Pressure Acid Leaching – HPAL). Se houver presença de cloretos, como em alguns depósitos lateríticos de regiões áridas, espessadores ainda mais caros são necessários. Além dos custos de capital, os custos de operação também são elevados, pois incluem não só o consumo de energia para cada rake, mas também floculantes necessários para o  
20 assentamento do material fino. O consumo de floculantes varia de 200 a 800 gramas por tonelada de sólidos, o que aumenta em até 10% o custo total de operação da planta.

Outra dificuldade a ser ultrapassada é a recuperação de níquel e cobalto da solução resultante, ou PLS, devido às impurezas presentes e  
25 baixa concentração dos metais de interesse. Troca iônica é um método eficiente de transpor estas barreiras, é efetivo em baixas concentrações, e a seletividade pode ser em muito aprimorada pela escolha correta de uma resina de troca iônica.

Uma série de fatores incentivam não só a otimização de fluxogramas pré-existentes, como também a proposta de novos fluxogramas de processo de alto caráter inovador. Para a maioria das empresas e na maioria das vezes, o foco fundamental é a melhoria e aperfeiçoamento de operações existentes, como forma de solucionar os obstáculos. Ganhos consideráveis são muitas vezes alcançados pela instalação de novas tecnologias em partes da usina, ao invés de uma total modificação em toda a operação. Assim, é possível um entendimento adequado dos fundamentos do processo, principalmente com melhorias em equipamentos, projetos, procedimentos operacionais, reagentes e modelamento matemático.

Um dos fatores de grande representatividade para a proposta de novos fluxogramas é o alto preço do níquel guiado pelo lento crescimento da produção de níquel primário e o crescimento massivo do consumo chinês, que sugerem uma corrida intensa para desenvolvimento de novas propostas de processos hidrometalúrgicos. Em muitos dos casos, muitos projetos até então não conseguiam ser viáveis economicamente com base nos preços de níquel projetados em longo prazo. As operações de lixiviação ácida existentes para tratamento de minérios lateríticos fracassaram na produção dos níveis projetados, chegando até mesmo ao fechamento de usinas, como ocorreu com Bulong em 2003. Este fato proporcionou um impacto massivo na oferta de níquel, como também nos investimentos no restante da indústria do níquel.

Em função da complexidade cada vez maior dos depósitos em termos químicos, mineralógicos e tamanho, encontrar um depósito com grande recurso e altos teores, que seja facilmente lavrado e processado, é uma situação ideal que muitas empresas aspiram. Tecnologias convencionais podem ser utilizadas com menor risco técnico, muito baseado na experiência de operações hidrometalúrgicas recentes. Há uma percepção de que a implantação de novas tecnologias é desafiador, acarretando muitas vezes na opção daquilo que é

convencional. Entretanto, muitas vezes, o excesso de confiança desta última opção leva a uma série de problemas numa dimensão ainda maior, como operação piloto inadequada ou inexistente, problemas de atraso no start-up em função de problemas operacionais, falta de pessoal capacitado, falhas na  
5 engenharia do projeto e projeção de custos, problemas e complexidade operacional, baixa eficiência operacional, simplificações operacionais para economia de custos e tempo com cronogramas exigentes, recursos inadequados de teores duvidosos, sub-julgamento do mercado são comuns. Por outro lado, novas tecnologias pagam perfeitamente os dividendos, mas muitas vezes num  
10 longo prazo de pesquisa e desenvolvimento até se atingir um estado de excelência.

Atendendo aos objetivos anteriormente comentados, desenvolveu-se processo para obtenção de níquel, cobalto, cobre e outros metais a partir de minérios que os contenham compreendendo as seguintes  
15 etapas:

- (a) preparação ou pré-tratamento do minério para seu enriquecimento através da rejeição de sílica;
- (b) lixiviação ácida do minério pré-tratado;
- (c) tratamento da polpa efluente obtida na etapa de lixiviação  
20 empregando resina de troca iônica;
- (d) eluição ou dessorção da resina de troca-iônica empregando ácido clorídrico regenerado da etapa de pirohidrólise;
- (e) remoção do cobre e outras impurezas através de precipitação empregando sulfeto ou hidrogenossulfeto;
- 25 (f) a solução que ainda contém níquel e cobalto é submetida a processo de extração por solvente;
- (g) stripping ou reextração e precipitação de cobalto, empregando ácido clorídrico regenerado da etapa de pirohidrólise;

(h) pirohidrólise da solução contendo níquel, obtendo-se assim níquel na forma de óxido e ácido clorídrico.

Conhecidas as limitações de fluxogramas convencionais e a expectativa no grande potencial de emprego de tecnologias emergentes e que estão em desenvolvimento atual, a solução proposta é a inovação dos fluxogramas sob o enfoque hidrometalúrgico, visando maior simplicidade operacional, maiores eficiências de processo e menores custos de investimento e operacional.

Em termos de lixiviação, a proposta é o uso de lixiviação atmosférica ácida, seja ela sulfúrica ou clorídrica, de minérios limoníticos e saprolíticos, lixiviação sob pressão e a combinação de lixiviação atmosférica e sob pressão.

Em termos de tratamento da solução efluente, a proposta aqui é o uso de resina de troca iônica, preferencialmente o uso de resina em polpa, com a particularidade de que a eluição ou dessorção da resina deve ser realizada com ácido clorídrico. O produto desta etapa, conhecido como eluato, que além de conter níquel e cobalto, apresenta também impurezas, tais como cobre, deve ser purificado. A proposta é a adição de H<sub>2</sub>S ou NaHS em baixas concentrações para a precipitação de sulfetos metálicos, principalmente sulfeto de cobre e pequenas proporções de outros sulfetos metálicos. Uma segunda opção para a remoção de cobre pode ser o uso de resinas em leito fixo para a adsorção seletiva de cobre e demais impurezas. A solução que ainda contém níquel e cobalto é encaminhada para uma etapa de extração por solventes, com Alamine 308, para a separação destes metais. A eficiência deve ser sensivelmente aumentada dada a alta pureza da solução de alimentação, que foi purificada numa etapa prévia de resina em polpa. Sabe-se que o uso de extração por solventes diretamente aplicada ao efluente da lixiviação envolve uma série de riscos, principalmente pela não disponibilidade de um extratante que seja

suficientemente seletivo para níquel frente as demais impurezas. A produção de produto intermediário com maior grau de pureza (eluato) é uma opção razoável para suprir a deficiência dos atuais extratantes comerciais. Uma vez separados na etapa anterior, níquel e cobalto seguem fluxos distintos e independentes para serem recuperados.

Em termos de recuperação dos metais, o cobalto deve ser recuperado na forma de hidróxido ou carbonato e o níquel deve ser recuperado na forma de óxido através do processo de pirohidrólise com regeneração de HCl.

O fluxograma da invenção, ilustrado na FIGURA 3, oferece uma série de vantagens que podem ser citadas:

- A lixiviação do minério deve ser preferencialmente ácida, com as opções de uso de ácido sulfúrico e ácido clorídrico. A lixiviação sulfúrica sob pressão apresenta a vantagem de ser uma tecnologia convencional, amplamente consolidada pelas diversas aplicações industriais. Destaque deve ser apresentado pelas tecnologias de lixiviação em condições de pressão atmosférica e temperatura abaixo do ponto de ebulição da polpa, em torno de 105°C. Esta opção apresenta a desvantagem de menor eficiência na recuperação de níquel, porém maior custo operacional, dado o maior consumo de ácido. Entretanto o menor custo de investimento faz desta opção uma alternativa técnica de grande atratividade. Uma outra opção com grande potencial de sucesso trata-se da combinação entre os tipos de lixiviação atmosféricas e pressurizadas, capazes de proporcionar grande economia no consumo de ácido do processo.

- O processo de resina em polpa apresenta as várias vantagens já citadas, entretanto destaque deve ser dado ao benefício de eliminação da etapa onerosa de separação sólido-líquido, a simplificação em termos de fluxograma, eliminação de uma série de operações unitárias, potencial

de redução de custos de investimento e operacional, obtenção de altas eficiências de recuperação e seletividade para os metais de interesse níquel e cobalto. Nesta etapa a eluição da resina, ou seja, a dessorção dos metais da resina deve ocorrer necessariamente com ácido clorídrico, pois todas as demais  
5 operações constantes no back-end do fluxograma são dependentes desta condição. O ácido clorídrico utilizado nesta etapa é resultante do ácido clorídrico regenerado na etapa final do fluxograma, conhecida como pirohidrólise.

- A etapa de extração por solventes neste ponto do fluxograma apresenta um enorme potencial de sucesso e mínimo risco técnico. Para reduzir  
10 a sobrecarga desta etapa e a contaminação dos produtos finais com elementos indesejáveis, é sugerida uma etapa prévia de remoção de cobre via precipitação na forma de sulfetos. Ao contrário das demais aplicações de extração por solventes direta em efluentes de lixiviação em diversos fluxogramas de processamento de minérios de níquel, aqui a solução que alimenta esta etapa é  
15 considerada de alta pureza, pois é proveniente de uma etapa anterior de troca iônica de alta eficiência. O baixo nível de impurezas e alta concentração dos metais de interesse, níquel e cobalto, favorecem a alta performance da técnica. O extratante utilizado é Alamine 308 que é um reagente específico para separação de níquel e cobalto em meio clorídrico, como é o caso. A etapa de  
20 stripping, ou seja, a reextração de cobalto do extratante orgânico deve ser feita igualmente com ácido clorídrico proveniente da etapa de pirohidrólise responsável pela regeneração do ácido. O aproveitamento do ácido clorídrico regenerado nas etapas de eluição da resina e de stripping do extratante orgânico confere ao fluxograma que está sendo proposto, uma economia do consumo de  
25 ácido e conseqüentemente uma redução do custo operacional.

- A pirohidrólise pode ser considerada uma etapa decisiva para o fluxograma que está sendo proposto. É justamente nesta etapa que ocorre a obtenção do produto de níquel final na forma de óxido e a regeneração

do ácido clorídrico do processo que será usado nas etapas de troca iônica e extração por solventes. A opção deste fluxograma é a geração de produtos intermediários tanto de níquel quanto de cobalto, evitando o incremento de custos de capital com a inserção de etapas como eletrólise e redução com o uso  
5 de hidrogênio.

De uma forma mais resumidas podemos dizer que a invenção atingiu os seguintes objetivos:

- (1) menor impacto ambiental – menor consumo de água e oportunidade de reciclo de água;
- 10 (2) menor custo operacional e de capital;
- (3) maior qualidade dos produtos metálicos – alta seletividade para metais de interesse e alta capacidade de separação e alta eficiência de recuperação dos metais;
- (4) simplicidade operacional com eliminação de  
15 operações unitárias;
- (5) menor risco técnico, pela otimização das operações unitárias no que diz respeito a condições operacionais, reagentes, pureza de solução de alimentação.

De uma forma detalhada a invenção contempla:

20 Pré-tratamento: esta etapa tem o objetivo de enriquecer o minério através da rejeição da sílica. As operações incluem britagem (primária e secundária), escrubagem para liberação das partículas finas, classificação para rejeição do material grosseiro silicoso de baixo teor, atrição para maximizar a recuperação de níquel contido nas partículas finas.

25 A figura 1 ilustra o potencial de enriquecimento do teor de níquel, com o tamanho de corte na etapa de classificação.

Lixiviação: A exploração de reservas de níquel laterítico vem crescendo com os anos, à medida que as reservas exploráveis de minérios

sulfetados se esgotam. Em função deste fato, novos processos estão sendo desenvolvidos para a extração de níquel e cobalto destes minérios intemperizados. Cada processo envolve a dissolução dos metais-alvo com o auxílio de um ácido, seguido de uma etapa de separação sólido/líquido e outra de purificação, até chegar na etapa de recuperação. Destes processos, a 5 lixiviação ácida sob pressão (Pressure Acid Leaching – PAL) se tornou a opção mais utilizada para o tratamento de lateritas. A lixiviação sob pressão ocorre em vasos pressurizados ou autoclaves, construídas em aço carbono revestida com uma camada de 8mm de titânio grau 17, a percentagem de sólidos é de cerca de 10 30 a 34%, tempo de residência de 60 a 120 minutos, temperatura de 250 a 270°C. O consumo de ácido é dependente da presença de elementos consumidores, mas que pode ser minimizado pela regeneração de ácido por hidrólise que ocorre nestas condições. Outra forma de lixiviação emergente é aquela que ocorre em condições de pressão atmosférica e temperatura da polpa 15 abaixo da temperatura de ebulição. Nestas condições há a possibilidade de lixiviações ácidas, com reagentes como ácido clorídrico e ácido sulfúrico, em tanques de aço carbono revestido de borracha. Nestas condições o tempo de residência é sensivelmente maior podendo chegar até a 24 horas e percentagem de sólidos em torno de 33%. Nestas condições é possível tratar minérios do tipo 20 limonítico ou saprolítico, com as mais variadas composições químicas e mineralógicas. O consumo de ácido tende a ser maior nestas condições, porém compensado pelo menor custo de investimento. A lixiviação combinada entre estes dois tipos de lixiviação é igualmente atrativa pela redução do consumo de ácido.

25 Resina em polpa: a técnica de resina de troca iônica é considerada uma opção emergente, sem aplicação em larga escala, dentre as opções de tratamento de soluções em fluxogramas de processamento de níquel. Estudos vêm se intensificando com diversas abordagens e resultados bastante

promissores. Foi criada inicialmente para ouro, evoluiu do processo de carvão em polpa (carbon-in-pulp – CIP), trocando carvão ativado por resina de troca iônica. A primeira planta comercial a utilizar RIP para a recuperação de ouro foi a Golden Jubilee Mine, na África do sul (Fleming, C.A., 1988). A operação industrial nesta mina serviu como base para analisar as vantagens de RIP sobre CIP (Fleming, C.A., 1991). O que pode ser observado recentemente é um grande incentivo ao desenvolvimento da técnica voltada para níquel, já que pode competir com tecnologias convencionais como extração por solventes e precipitação-relixiviação, dada a sua simplicidade operacional, menor número de equipamentos e menores custos envolvidos. As principais vantagens são a eficiente recuperação e remoção de pequenas concentrações de alguns íons metálicos seletivamente em relação a um excesso de outros metais, os altos carregamentos metálicos, alta resistência mecânica reduzindo as perdas por atrito, características de rápida eluição e baixas perdas por contaminação por matéria orgânica. As usinas que empregam industrialmente lixiviação ácida para minérios lateríticos incluem um circuito multi-estagiado de decantação em contracorrente para separação sólido-líquido, o qual envolve apreciáveis custos de capital e operacional, ocupa grandes áreas e exige uma quantidade significativa de água de lavagem. Usufruindo das grandes vantagens da tecnologia de troca iônica, uma alternativa para recuperação de níquel e cobalto da polpa de lixiviação sem o uso de espessadores é a aplicação de um sistema de resina-em-polpa. Usualmente entre a etapa de lixiviação e a etapa de resina em polpa, existe uma etapa de neutralização que tem o objetivo de neutralizar o excesso de ácido do efluente da lixiviação, assim como precipitar ferro e algumas impurezas. Nesta etapa a temperatura pode estar na faixa de 70 a 95°C, ocorre a adição de calcário e injeção de ar para oxidar o ferro. O pH nesta etapa apresenta-se na faixa de 4 a 5.

A operação de resina em polpa apresenta três etapas

distintas. 1) Adsorção: Níquel e cobalto são seletivamente recuperados na etapa de adsorção. Esta etapa pode ser realizada em panchucas agitadas com ar ou em tanques com agitação mecânica. As resinas sugeridas para este tipo de aplicação são aquelas com grupo funcional ácido iminodiacético ou picolilamina.

5 A contactação entre resina e polpa é feita em fluxo contra-corrente com peneiras intermediárias entre tanques para a separação das fases. A resina carregada do primeiro tanque é retirada do circuito, lavada para remoção de sólidos agregados e transferida para o circuito de eluição. 2) Eluição: A eluição deve ser realizada com ácido clorídrico, na concentração de cerca de 50 a cerca de 150g/L, obtido

10 no processo de regeneração ocorrido na etapa de pirohidrólise. 3) Regeneração: A resina eluída é então contactada com algum reagente, como soda ou calcário, para regenerá-la e revertê-la a forma cálcio ou sódio.

Extração por solventes: Vários extratantes podem ser utilizados para a recuperação de níquel em meio sulfato, como ácidos

15 carboxílicos (versático 10) e derivados de ácidos forfórico (D2EHPA). Há também aqueles extratantes seletivos para o cobalto a base de ácido fosfínico (Cyanex 301 e cyanex 272). Estes extratantes não oferecem alta seletividade para níquel se comparado com os demais elementos, como manganês, ferro, cobalto, magnésio e cálcio. Para se obter uma melhor seletividade para níquel,

20 estes reagentes requerem um controle rigoroso de pH e múltiplos estágios de lavagem. O desenvolvimento de extratantes seletivos para níquel é sempre um desafio, já que a eletrólise do níquel é muito sensível ao pH, onde existe uma janela ótima de pH na faixa de 3,5 a 4,0. Este pH é sensivelmente maior que o pH típico de soluções efluentes de lixiviação, ou seja, um extratante usado para

25 recuperação de níquel de soluções efluente com pH na faixa de 1-2 deverá ser regenerado em pH = 4. Para melhor eficiência da etapa de extração por solventes, está sendo proposta uma etapa para remoção de cobre que pode ser por precipitação do metal na forma de sulfeto ou recuperação do mesmo em

resina de troca iônica em leito fixo.

No caso do fluxograma que está sendo proposto, o meio solvente é o ácido clorídrico e as espécies metálicas se encontram na forma de cloretos. A única opção de extratante orgânico neste caso passa a ser o Alamine 308 (tri-iso-octilamina). Este reagente extrai preferencialmente o cobalto em relação a outros metais. Três etapas básicas fazem parte do processo: extração, lavagem e reextração. O stripping de cobalto do extratante orgânico deve ser feito com ácido clorídrico, resultante da regeneração na etapa de pirohidrólise. A obtenção do produto cobalto final deve ser na forma de precipitado com a adição de soda e conseqüente formação de carbonato de cobalto.

□ Alamine 308 (tri-iso-octilamina)

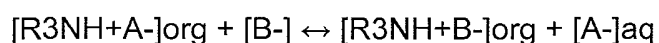
Esta amina terciária é utilizada como extratante de troca iônica para extrair  $\text{CoCl}_4^{2-}$  de soluções lixiviadas por ácido clorídrico. Níquel não forma cloro-complexos e não é extraído, já cobre e zinco são, sendo o último extraído em concentrações mais baixas de cloro do que cobalto.

Como contém um átomo de nitrogênio básico, reage facilmente com uma variedade de ácidos orgânicos e inorgânicos, formando sais de amina, que são capazes de sofrer reações de troca iônica, como as equações abaixo mostram.

20 Protonação



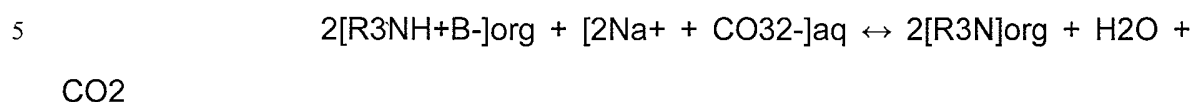
Troca Iônica



O grau de troca iônica entre os ânions de A e B é função da afinidade relativa de ambos com o cátion orgânico e suas respectivas energias de solvatação.

A etapa de regeneração da espécie-alvo pode ser feita por uma grande gama de soluções de sais inorgânicos, como de NaCl,  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  e

(NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>. O reagente da etapa de stripping depende da recuperação total do processo, mas de forma geral agentes básicos, que revertem a reação de protonação, dão melhores resultados em um número menor de estágios. A equação abaixo traz a recuperação por Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>.



Em alguns casos a formação de complexos aniônicos, e sua subsequente extração, dependem da concentração deste ânion, como por exemplo, a extração de cobalto como cloro-complexo.

10 Pirohidrólise: a aplicação convencional da pirohidrólise em leite fluidizado oferece a regeneração de ácido clorídrico. O uso deste processo oferece duas grandes vantagens. Primeiro, a reciclagem do ácido clorídrico que é uma necessidade ambiental. Em muitos processos hidrometalúrgicos, recuperar o lixiviante (HCl, Cl<sub>2</sub>, FeCl<sub>3</sub>) é absolutamente essencial já que a  
15 disposição dos lixiviante e dos metais nele contidos são econômica e ecologicamente inaceitáveis. Segundo, a economia causada pela regeneração do ácido, minimizando o custo operacional com reagentes. Recuperação acima de 99% é comumente alcançada com alta pureza, o que é importante caso o HCl seja destinado a venda. Durante a pirohidrólise regenera-se ácido clorídrico, o  
20 qual é usado na eluição da resina e na re-extração do solvente orgânico.

Em alguns processos hidrometalúrgicos, o óxido metálico é o produto desejado e o HCl regenerado é o sub-produto. Em alguns casos, uma solução de NiCl<sub>2</sub> concentrada também pode ser produzida. Esta solução pode ser processada por pirohidrólise, gerando NiO e HCl ou processada por eletrólise gerando níquel metálico e gás cloro. Para obtenção do metal a partir de NiO, o  
25 óxido deve ser reduzido a 750°C com H<sub>2</sub>.

Eletrólise oferece a vantagem de que o níquel metálico é produzido em um único estágio. Entretanto há algumas desvantagens, como o

cloro necessário para produzir HCl para a lixiviação é gerado em pequenas quantidades em milhares de anodos, que devem ser cuidadosamente coletados e tratados, como também o alto custo envolvido na geração de energia elétrica cuja eficiência é de somente 35%.

5 A pirohidrólise também produz óxido de níquel em uma única etapa, mas também produz HCl simultaneamente na forma de off-gas que é absorvido em água. Combustíveis primários como gás ou óleo podem ser usados. A redução do metal pode ocorrer em um forno separado com adição estequiométrica de H<sub>2</sub>. Neste caso é desejado o óxido de níquel na forma  
10 granular, já que a forma fina pode aglomerar no forno de redução. Em temperaturas relativamente altas, acima de 1000K (727°C), ocorre a pirohidrólise do níquel. Os dados termodinâmicos mostram que se a temperatura do sistema off-gas diminui para 700°C, a reação oposta de NiO originando NiCl<sub>2</sub> ocorre. A temperatura exata vai depender da razão HCl/H<sub>2</sub>O no off-gas. À alta pressão  
15 parcial de HCl, a reação oposta para formação de NiCl<sub>2</sub> ocorre em temperaturas superiores a 700°C.

A única experiência de operação de pirohidrólise de cloreto de níquel ocorreu na Falconbridge Matte Leach Plant no período de 1968 a 1984. Neste processo, altas temperaturas são necessárias para que a reação ocorra e  
20 previna a reação inversa de formação de NiCl<sub>2</sub>. Por outro lado, NiCl<sub>2</sub> sublima na temperatura de 950°C, quando sua pressão de vapor atinge 1 atm.

A seguir exemplos que servem para melhor ilustrar o escopo da invenção, não devendo contudo serem tomados para efeitos limitativos da mesma:

25 Exemplos:

AMOSTRA 1 (SJP-FM08 46,95 a 49,25m)

A fração granulométrica compreendida entre 32# e 200# da amostra 1 de Níquel laterítico é composta por 0,5% de Ni, 0,02% de Co, 44,23%

de Fe e 0,28% de Mg. Tal fração, juntamente com uma solução de ácido sulfúrico a 96%, alimentou a Lixiviação Atmosférica (AL) com temperatura de 950C, agitação de 385 rpm e com 33% de sólidos durante 6 horas. Ocorreu, na AL, uma extração de 73,3% de Ni, e 59,0% de Fe, originando um efluente com

5 concentração de 2,9 g/L de Ni, 229,1 g/L de Fe e 138,1 g/L de acidez livre residual e, um resíduo com 0,23% de Ni e 31,20% de Fe. Parte desse licor formado, juntamente com uma solução de ácido sulfúrico a 96%, e com outra fração (abaixo de 200#) da amostra 1 (composta por 0,62% de Ni, 0,03% de Co, 43,10% de Fe e 0,31% de Mg), alimentou uma autoclave para realização da

10 Lixiviação sob Pressão (HPAL): a temperatura de 2500C, agitação de 500 rpm, pressão de 650 psi, com 30% de sólidos por 75 minutos. Ao alimentar a HPAL, o licor sofreu diluição e adquiriu as concentrações de 0,02 g/L de Ni e 1,37 g/L de Fe. Após a HPAL, o efluente da autoclave apresentou 4,7 g/L de Ni e 56,6 g/L de Fe, de forma que 41,0% de Fe, proveniente do licor da AL, foi precipitado. E, o

15 resíduo apresentou 0,02% de Ni e 44,1% de Fe. A reação de hidrólise do sulfato férrico ocasionou a precipitação do Fe na forma de hematita, regenerando cerca de 128,5 kg/t de ácido que representa 30% do consumo bruto. 93,9 kg/t de ácido (22% do consumo global) foi aproveitado da acidez livre residual presente no efluente da AL, sendo necessária adição de apenas 48% (206,6 Kg/t) de ácido. A

20 extração de Ni (AL seguida de HPAL) foi de 96,7%, podendo ressaltar que na Lixiviação sob Pressão a extração foi de 94,3% de Ni para um consumo bruto de ácido de 429,0 kg/t.

Tabela 1 – Dados da composição da amostra e dos produtos da AL.

Lixiviação Atmosférica - AL				
Composição (%) (-32# +200#)	Ni	Co	Fe	Mg
		0,50	0,02	44,23
Licor / Efluente (g/L)	Ni	Fe	Acidez Livre	

	2,9	229,1	138,1	
Composição do Resíduo (%)	Ni	Fe		
	0,23	31,20		
Extração (%)	Ni	Fe		
	73,3	59,0		

TABELA 1

Tabela 2: Dados da composição da amostra e dos produtos da HPAL:

Lixiviação sob Pressão - HPAL				
Composição (%) (-200#)	Ni	Co	Fe	Mg
	0,62	0,03	43,10	0,31
Diluição (g/L)	Ni	Fe		
	0,02	1,37		
Licor / Efluente (g/L)	Ni	Fe		
	4,7	56,6		
Composição do Resíduo (%)	Ni	Fe		
	0,02	44,10		
Extração (%)	Ni			
	96,7			

TABELA 2

5 Tabela 3: Comparação dos resultados entre HPAL e AL seguida de HPAL.

	HPAL	AL seguida de HPAL
Consumo Bruto (Kg/t)	429,0	429,0
Ácido Regenerado (Kg/t)	0	128,5

Ácido Adicionado (Kg/t)	429,0	206,6
Ácido Aproveitado (Kg/t)	0	93,9
Extração de Ni (%)	94,3	96,7
Precipitação de Fe proveniente da AL (%)	Não se aplica	41,0

#### AMOSTRA 2 (SJP-FM09 27,00 a 28,00m)

Para efetuar a AL, foi alimentada uma fração compreendida entre 32# e 200# com: 1,11% de Ni, 0,21% de Co, 37,76% de Fe e 0,79% de Mg; e uma solução de ácido sulfúrico a 96%. As variáveis operacionais utilizadas foram: temperatura de 950C, agitação de 385 rpm, 33% de sólidos durante 6 horas. Na Lixiviação Atmosférica, foi produzido um licor de concentração de 7,0 g/L de Ni, 107,6 g/L de Fe de e uma acidez livre residual de 39,5 g/L. O resíduo apresentou 0,34% de Ni e 32,90% de Fe, sendo que a extração de Ni foi de 76,5% e a de Fe foi de 33,3%. A etapa subsequente (HPAL) foi alimentada com parte desse licor, uma solução sulfúrica de 96% e uma massa de minério correspondente à fração abaixo de 200# (1,49% de Ni, 0,13% de Co, 26,30% de Fe e 1,07% de Mg). Devido à adição da solução ao licor, ocorreu uma diluição e a alimentação passou a ter 0,04 g/L de Ni e 0,58 g/L de Fe. A Lixiviação sob Pressão foi realizada à temperatura de 2500C, agitação de 500 rpm, pressão de 650 psi, com 30% de sólidos por 75 minutos. O licor produzido obteve 8,8 g/L de Ni e 12,5 g/L de Fe e o resíduo apresentou 0,15% de Ni e 30,60% de Fe. Pode-se perceber que houve uma redução da quantidade de Fe no licor da HPAL quando comparado com o efluente da AL; tal redução corresponde a 61,1% de Fe que foi precipitado. Dentro da autoclave houve regeneração de 108,3 Kg/t de ácido sulfúrico, equivalendo a 30% do consumo bruto. Por esse motivo, a massa de ácido a ser adicionada na autoclave foi de 63%, ou seja, 226,0 Kg/t foram alimentados e 26,6 Kg/t (7% do consumo bruto) foram aproveitados da AL. A extração de Ni para uma etapa única de HPAL foi de 94,1% e na AL seguida de HPAL foi de 91,0%.

Tabela 4: Dados da composição da amostra e dos produtos da AL.

Lixiviação Atmosférica - AL				
Composição (%) (-32# +200#)	Ni	Co	Fe	Mg
	1,11	0,21	37,76	0,79
Licor / Efluente (g/L)	Ni	Fe	Acidez Livre	
	7,0	107,6	39,5	
Composição do Resíduo (%)	Ni	Fe		
	0,34	32,90		
Extração (%)	Ni	Fe		
	76,5	33,3		

TABELA 4

Tabela 5: Dados da composição da amostra e dos produtos

5 da HPAL.

Lixiviação sob Pressão - HPAL				
Composição (%) (-200#)	Ni	Co	Fe	Mg
	1,49	0,13	26,30	1,07
Diluição (g/L)	Ni	Fe		
	0,04	0,58		
Licor / Efluente (g/L)	Ni	Fe		
	8,8	12,5		
Composição do Resíduo (%)	Ni	Fe		
	0,15	30,60		
Extração (%)	Ni			
	91,0			

TABELA 5

Tabela 6: Comparação dos resultados entre HPAL e AL seguida de HPAL.

	HPAL	AL seguida de HPAL
Consumo Bruto (Kg/t)	360,8	360,8
Ácido Regenerado (Kg/t)	0	108,3
Ácido Adicionado (Kg/t)	360,8	226,0
Ácido Aproveitado (Kg/t)	0	26,6
Extração de Ni (%)	94,1	91,0
Precipitação de Fe proveniente da AL (%)	Não se aplica	61,1

TABELA 6

5 AMOSTRA 3 (SJP-FM09 51,45 a 53,00m)

A composição da fração (-32# +200#) que alimenta a AL é de 0,71% de Ni, 0,06% de Co, 13,89% de Fe e 1,67% de Mg. Essa fração foi adicionada a uma solução de ácido sulfúrico 96% e lixiviada com temperatura de 950C, agitação de 385 rpm e com 33% de sólidos durante 6 horas. O efluente da

10 AL apresentou 75,6% de extração de Ni e 53,0% de extração de Fe, com concentrações iguais a 3,3 g/L de Ni, 45,0 g/L de Fe e 110,9 g/L de acidez livre. O resíduo caracterizou-se por 0,20% de Ni e 7,54% de Fe. Uma fração desse licor em conjunto com uma solução sulfúrica 96% e com a fração fina (-200#) dessa amostra alimentou a autoclave para a realização da HPAL. Sendo que a

15 composição da fração fina é de 4,53% de Ni, 0,11% de Co, 27,80% de Fe e 3,31% de Mg. A concentração do licor que alimentou a HPAL foi de 0,02 g/L de Ni e 0,30 g/L de Fe devido à diluição promovida pela solução sulfúrica. Os parâmetros operacionais utilizados na HPAL foram: temperatura de 2500C; agitação de 500 rpm; pressão de 650 psi; e 30% de sólidos por 75 minutos. Essa

20 lixiviação obteve um licor com 24,1 g/L de Ni e 5,6 g/L de Fe e um resíduo com

0,20% de Ni e 34,60% de Fe. Durante a HPAL houve regeneração de 40% de ácido (174,4 Kg/t), aproveitando 76,1 kg/t (17%) proveniente da acidez livre e sendo necessário adicionar apenas 42% de ácido virgem o que corresponde a 185,4 Kg/t. O licor gerado por essa Lixiviação sob Pressão apresentou uma  
 5 extração de 96,2% de Ni, obtendo 2 pontos percentuais a mais que a HPAL não antecedida de AL. Observou-se, também, que 61,1% de Fe foi precipitado.

Tabela 7: Dados da composição da amostra e dos produtos da AL.

Lixiviação Atmosférica - AL				
Composição (%) (-32# +200#)	Ni	Co	Fe	Mg
	0,71	0,06	13,89	1,67
Licor / Efluente (g/L)	Ni	Fe	Acidez Livre	
	3,3	45,0	110,9	
Composição do Resíduo (%)	Ni	Fe		
	0,20	7,54		
Extração (%)	Ni	Fe		
	75,6	53,0		

TABELA 7

10 Tabela 8: Dados da composição da amostra e dos produtos da HPAL.

Lixiviação sob Pressão - HPAL

Lixiviação sob Pressão - HPAL				
Composição (%) (-200#)	Ni	Co	Fe	Mg
	4,53	0,11	27,80	3,31
Diluição (g/L)	Ni	Fe		
	0,02	0,30		

Licor Efluente (g/L)	Ni	Fe		
	24,1	5,6		
Composição do Resíduo (%)	Ni	Fe		
	0,20	34,60		
Extração (%)	Ni			
	96,2			

TABELA 8

Tabela 9: Comparação dos resultados entre HPAL e AL seguida de HPAL.

	HPAL	AL seguida de HPAL
Consumo Bruto (Kg/t)	435,9	435,9
Ácido Regenerado (Kg/t)	0	174,4
Ácido Adicionado (Kg/t)	435,9	185,4
Ácido Aproveitado (Kg/t)	0	76,1
Extração de Ni (%)	94,2	96,2
Precipitação de Fe proveniente da AL (%)	Não se aplica	61,1

TABELA 9.

## REIVINDICAÇÕES

1. "PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NIQUEL E COBALTO A PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA", caracterizado pelo fato de compreender as etapas:

5 (a) Preparação ou pré-tratamento do minério para seu enriquecimento através da rejeição de sílica;

(b) Lixiviação ácida do minério pré-tratado;

(c) Tratamento da solução efluente obtida na etapa de lixiviação empregando resina de troca iônica aplicada a polpa;

10 (d) Eluição ou dessorção da resina de troca iônica empregando ácido clorídrico regenerado da etapa da pirohidrólise;

(e) Remoção do cobre e outras impurezas através de precipitação empregando sulfeto ou ácido sulfídrico;

15 (f) A solução que ainda contém níquel e cobalto pé submetida a processo de extração por solvente;

(g) Striping ou reextração, empregando ácido clorídrico regenerado da etapa de pirohidrólise;

(h) Precipitação de cobalto na forma de carbonato ou qualquer outro produto, como sulfato, óxido, hidróxido.

20 (i) Pirohidrólise da solução contendo níquel, obtendo-se assim níquel na forma de óxido e ácido clorídrico.

2. "PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NIQUEL E COBALTO A PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA", segundo reivindicação 1, caracterizado pelo fato do pré-tratamento do minério incluir: britagem (primária e secundária), escrubagem para liberação de partículas finas, classificação para rejeição do material grosseiro silicoso de baixo teor e atrição para maximizar a recuperação de níquel.

3. "PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NIQUEL E COBALTO A PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA", segundo reivindicação

1, caracterizado pelo fato da lixiviação ocorrer em presença de ácido sulfúrico ou ácido clorídrico.

4. "PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NIQUEL E COBALTO A PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA", segundo reivindicação

5 1, caracterizado pelo fato da lixiviação do minério poder se dar por lixiviação sob pressão e/ou atmosférica, ou por suas combinações.

5. "PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NIQUEL E COBALTO A PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA", segundo reivindicação

10 1, caracterizado pelo fato de opcionalmente o efluente da lixiviação poder sofrer neutralização anteriormente ao tratamento com resina de troca iônica.

6. "PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NIQUEL E COBALTO A PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA", segundo reivindicação

1, caracterizado pelo fato de empregar-se resina de troca iônica, em polpa.

7. "PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NIQUEL E COBALTO A PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA", segundo reivindicação

15 1 ou 6, caracterizado pelo fato de na etapa empregando resina de troca iônica, a eluição ou dessorção ocorrer em presença de ácido clorídrico regenerado da etapa de pirohidrólise.

8. "PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NIQUEL E COBALTO A PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA", segundo reivindicação

20 1, caracterizado pelo fato de poder empregar resinas apresentando grupo funcional ácido iminodiacéticos ou picolilamina.

9. "PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NIQUEL E COBALTO A PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA", segundo reivindicação

25 1, caracterizado pelo fato da concentração do ácido clorídrico na etapa de eluição poder variar entre cerca de 50 e cerca de 150 g/l.

10. "PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NIQUEL E COBALTO A PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA", segundo reivindicação

1, caracterizado pelo fato de empregar-se resinas em leito fixo para a absorção

seletiva de cobre e impurezas.

11. "PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NIQUEL E COBALTO A PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA", segundo reivindicação 1, caracterizado pelo fato de empregar-se sulfeto ácido de sódio ou ácido sulfídrico para remoção de cobre e impurezas.

12. "PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NIQUEL E COBALTO A PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA", segundo reivindicação 1, caracterizado pelo fato do extratante seletivo na etapa de extração por solventes para remoção de cobalto poder ser uma amina terciária, empregada em meio clorídrico.

13. "PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NIQUEL E COBALTO A PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA", segundo reivindicação 1, caracterizado pelo fato da remoção de cobalto poder ocorrer em três etapas: extração, lavagem e re-extração.

14. "PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NIQUEL E COBALTO A PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA", segundo reivindicação 1, caracterizado pelo fato do cobalto ser recuperado na forma de hidróxido, óxido, sulfato ou carbonato de cobalto.

15. "PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NIQUEL E COBALTO A PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA", segundo reivindicação 1, caracterizado pelo fato do re-extratante seletivo para cobalto poder ser ácido clorídrico regenerado da etapa de pirohidrólise.

16. "PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NIQUEL E COBALTO A PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA", segundo reivindicação 1, caracterizado pelo fato dos extratantes seletivos para cobalto poderem ser a base de ácido fosfínico.

17. "PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NIQUEL E COBALTO A PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA", segundo reivindicação 1, caracterizado pelo fato dos extratantes seletivos para níquel em meio sulfato,

poderem ser ácidos carboxílicos e/ou derivados de ácidos fosfóricos.

18. "PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NIQUEL E COBALTO A PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA", segundo reivindicação 1, caracterizado pelo fato do cobalto ser recuperado na forma de precipitado com  
5 adição de soda e conseqüente formação de carbonato de cobalto.

19. "PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NIQUEL E COBALTO A PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA", segundo reivindicação 1, caracterizado pelo fato da pirohidrólise poder ocorrer em leite fluidizado.

20. "PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NIQUEL E COBALTO A  
10 PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA", segundo reivindicação 1, caracterizado pelo fato da pirohidrólise regenerar ácido clorídrico que é usado na eluição da resina e na re-extração do solvente orgânico.

21. "PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NIQUEL E COBALTO A PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA", segundo reivindicação  
15 1, caracterizado pelo fato do óxido de níquel obtido apresentar-se na forma granular.

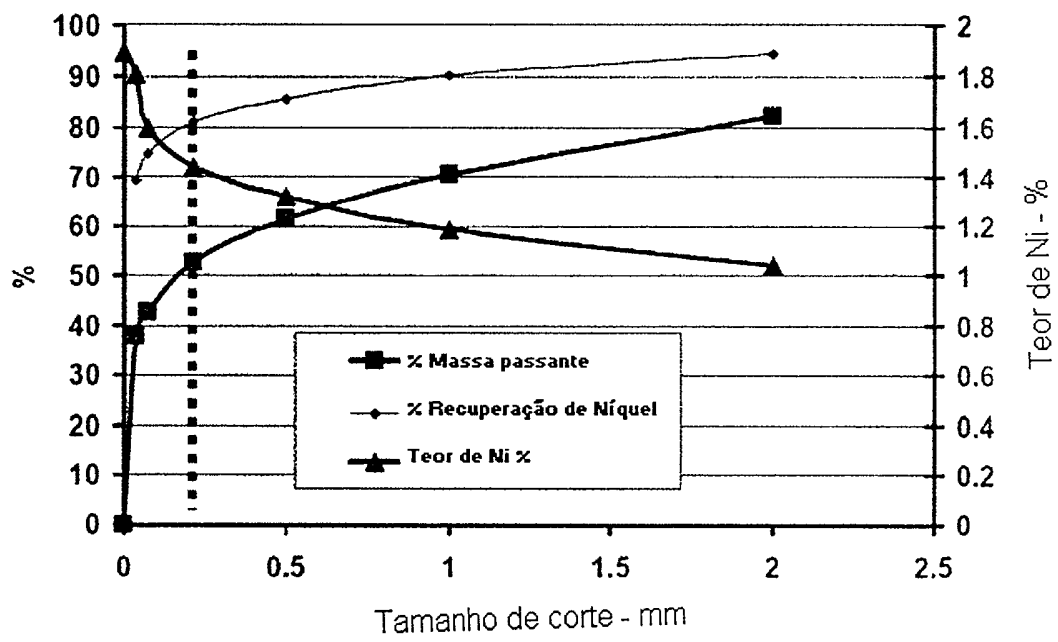
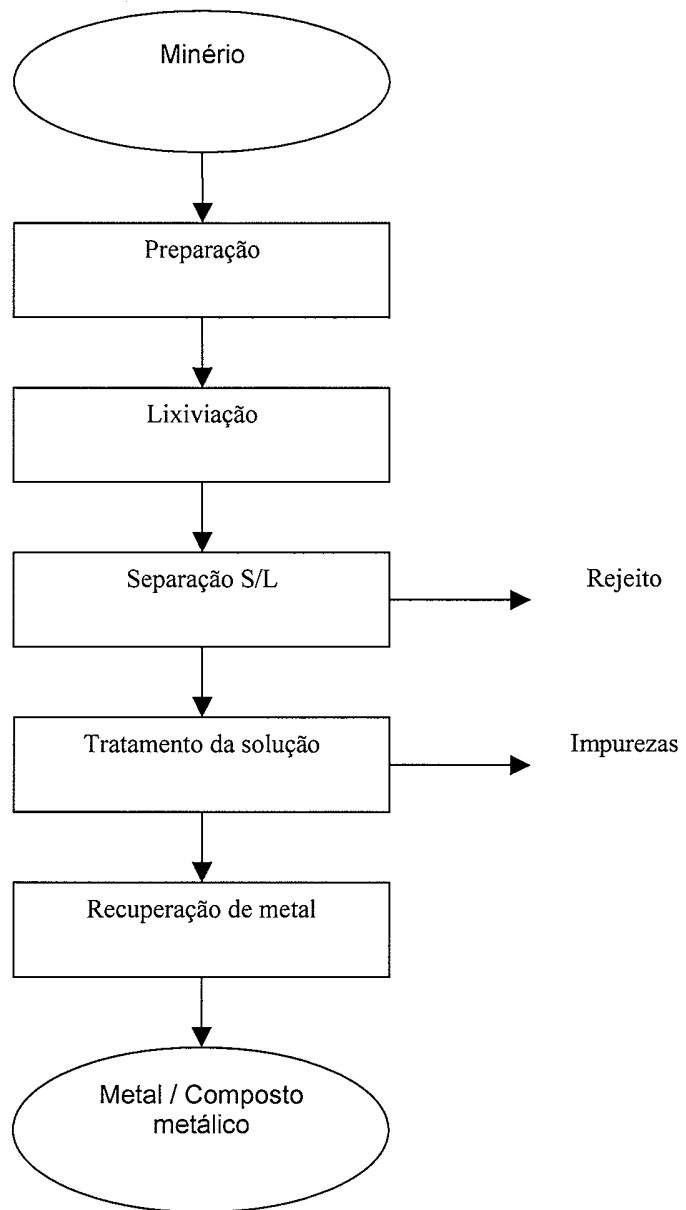


FIGURA 1



**FIGURA 2**

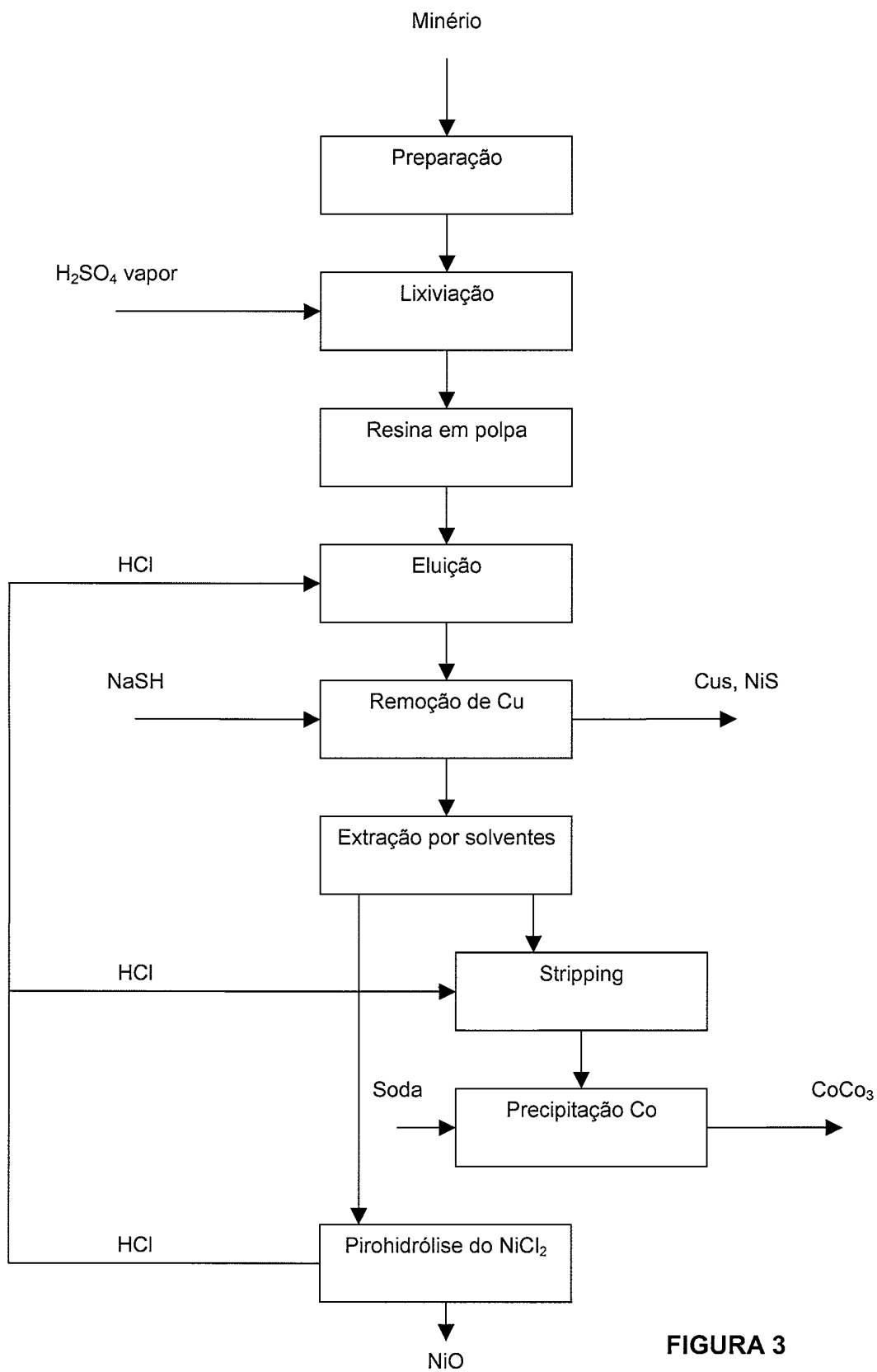


FIGURA 3

## RESUMO

“PROCESSO DE RECUPERAÇÃO DE NIQUEL E COBALTO A PARTIR DE UM ELUATO DE RESINA DE TROCA IÔNICA” a presente invenção trata de processo para a obtenção de níquel, cobalto, cobre e outros metais a partir de minérios que os contenham, assim como produto obtido em qualquer de suas etapas, abaixo indicadas:

- (a) Preparação ou pré-tratamento do minério para seu enriquecimento através da rejeição de sílica;
- (b) Lixiviação ácida do minério pré-tratado;
- 10 (c) Tratamento da solução efluente obtida na etapa de lixiviação empregando resina de troca iônica aplicada a polpa;
- (d) Eluição ou dessorção da resina de troca iônica empregando ácido clorídrico regenerado da etapa da pirohidrólise;
- (e) Remoção do cobre e outras impurezas através de precipitação empregando sulfeto ou ácido sulfídrico;
- 15 (f) A solução que ainda contém níquel e cobalto pé submetida a processo de extração por solvente;
- (g) Striping ou reextração, empregando ácido clorídrico regenerado da etapa de pirohidrólise;
- 20 (h) Precipitação de cobalto na forma de carbonato ou qualquer outro produto, como sulfato, óxido, hidróxido;
- (i) Pirohidrólise da solução contendo níquel, obtendo-se assim níquel na forma de óxido e ácido clorídrico.