



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

(11) PI 0905614-9 B1

(22) Data do Depósito: 15/01/2009

(45) Data de Concessão: 16/05/2017



(54) Título: PROCESSO PARA TRATAMENTO DE EFLUENTES LÍQUIDOS E SÓLIDOS

(51) Int.Cl.: C22B 3/20; C02F 1/26; C02F 1/52; C02F 1/58; C22B 23/00; C22B 26/22; C22B 3/04; C22B 3/22; C22B 3/46

(30) Prioridade Unionista: 09/01/2009 US 12/351,058, 15/01/2008 US 61/021,147

(73) Titular(es): VALE INCO LIMITED

(72) Inventor(es): SALOMÃO SOLINO EVELIN; ROBERTO MATTIOLI SILVA

Relatório Descritivo da Patente de Invenção para **"PROCESSO PARA TRATAMENTO DE EFLUENTES LÍQUIDOS E SÓLIDOS"**

Esta invenção refere-se a um processo de tratamento de efluentes líquidos e sólidos que permite a recuperação de metais através da precipitação de co-sulfeto, permitindo a recuperação de magnésio e fornecendo a recuperação de sulfato como gipsita e sulfato de amônia.

Descrição do estado da técnica

Os objetivos principais de qualquer método de tratamento de efluentes sólidos e líquidos são (i) neutralizá-los e ajustá-los de maneira adequada para serem lançados e devolvidos ao meio ambiente e (ii) obter subprodutos recicláveis para serem reutilizados na forma de consumo cativo e/ou via comercialização para terceiros.

Na utilização de minérios lateríticos e niquelíferos, vários fatores afetam o processo de produção de níquel por via hidrometalúrgica e por lixiviação ácida de alta pressão (HPAL), entre eles:

- Origem geológica de leitos;
- Composição mineralógica dos minérios;
- Distribuição granulométrica dos minérios;
- Condições da operação de processamento;
- Configuração dos sistemas de preparação, lixiviação, precipitação, extração de solvente e eletro-refino dos minérios.

A lixiviação ácida de alta pressão (HPAL) é recomendada para minérios predominantemente limoníticos que apresentam baixos teores de magnésio – normalmente limitado a no máximo 4% - uma vez que minérios com altos teores de magnésio apresentam altos consumos de ácido sulfúrico.

Os processos utilizados para produzir níquel por vias conhecidas, como HPAL, conforme ilustrado na figura 1, são constituídos essencialmente das seguintes etapas: (i) preparação do minério laterítico de níquel, (ii) lixiviação de níquel sob pressão com ácido sulfúrico, (iii) precipitação de níquel, (iv) relixiviação, (v) extração de níquel por solvente e (vi) eletro-refino para produção de

catodo de níquel (níquel metálico com 99,95% de pureza). Em vista da significativa presença de cobalto no minério, o mesmo será obtido como subproduto, também na forma metálica.

Esta tecnologia é o processo mais indicado para extrair níquel e cobalto de lateritas limoníticas, devido às seguintes vantagens:

- lateritas limoníticas apresentam baixos teores de magnésio e, portanto, baixo consumo de ácido sulfúrico;

- Baixo custo operacional devido ao baixo custo e baixo consumo específico de ácido sulfúrico;

- Não há necessidade de etapas de secagem ou redução, já que a laterita bruta (*Run Of Mine* - ROM) é usada na forma de suspensão;

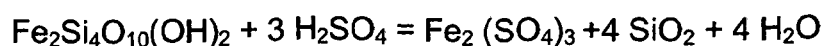
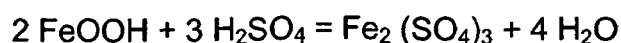
- Alta seletividade dos metais relevantes;

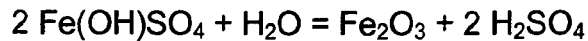
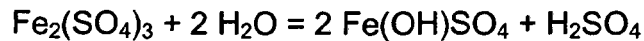
- As emissões de dióxido de enxofre são abaixo dos padrões ambientais;

- As taxas de recuperação são acima de 90% para o níquel e o cobalto contidos no minério.

A lixiviação sob pressão é normalmente executada em autoclaves revestidas de titânio, em temperaturas que variam de 463°F a 518°F (245°C a 270°C). Neste processo, a suspensão de alimentação da autoclave contém aproximadamente 40-45% de sólidos, quando previamente aquecido com vapor.

Em alguns minérios, devido à natureza argilácea do minério que está presente, esta concentração pode ser limitada a até 25% a 30%. O nível de espessamento da suspensão possui uma influência significativa na capacidade da autoclave, que constitui um equipamento com alto custo capital. O mecanismo de lixiviação envolve a dissolução ácida em altas temperaturas do níquel e cobalto contido na matriz hospedeira de minério. Nestas condições ocorre a dissolução de ferro destes minérios, seguido da formação de sulfatos, que em condições de alta temperatura reagem com água para formar hematita, dessa forma regenerando o ácido sulfúrico:





Os níveis de extração deste processo atingem valores de 92% a 96% para o níquel e 90% a 92% para o cobalto. Normalmente, a fim de obter este grau de extração, a suspensão da reação após o ataque químico deve apresentar uma concentração residual de ácido livre entre 30 e 50 g/l.

Após a lixiviação, a suspensão derivada da autoclave é despressurizada e resfriada em câmaras de expansão (tanques de flash), à aproximadamente 212°F (100°C), com os sólidos remanescentes sendo separados da fase líquida. A separação sólido-líquido é realizada em decantadores operando em contracorrente (CCD), gerando um licor carregado de níquel, cobalto, magnésio, manganês, zinco, cobre, ferro e outros sulfatos metálicos. Então, o níquel e o cobalto presentes no licor são precipitados na forma de sulfetos (usando H_2S), carbonatos (usando carbonato de amônia) ou como hidróxidos, usando magnésia - MgO . Estes produtos intermediários normalmente apresentam teores de 55% (Ni+Co) para sulfitos (MSP – Precipitação de Sulfitos Misturados) e 40% a 45% (Ni+Co) no caso de hidróxidos (MHP – Precipitação de Hidróxidos Misturados). A recuperação destes metais também é possível através de extração por solvente diretamente aplicado no licor derivado do sistema de decantação. Deve-se notar que o processo MSP permite obter um produto com teores mais altos de metais valiosos e um nível mais baixo de contaminação por manganês, magnésio e sulfatos. No entanto, a produção por via de MSP envolve um alto custo de capital para instalações auxiliares, uma vez que são necessárias unidades de hidrogênio e sulfito de hidrogênio, o que requer segurança sofisticada e sistemas de manuseio para estes produtos.

Na próxima etapa – refino – produtos intermediários (sulfitos ou hidróxido de níquel e cobalto) são re-lixiviados e, portanto, dissolvidos. Eles são submetidos à tratamentos de purificação, tais como (i) extração por solvente para separação de níquel e cobalto e (ii) eletrólise (eletro-refino) com vistas a alcançar graus de pureza maiores.

No processo de produção de níquel por HPAL a partir de minério contendo silicato e carbonato de magnésio, acontece a geração de efluentes líquidos em proporção de 250 a 400 m³/kg de Ni produzido, contendo essencialmente magnésio e sulfato, e, em menor quantidade, cobalto, zinco, manganês, níquel, ferro, cromo, entre outros elementos. A Tabela 1 apresenta a composição química do efluente a ser tratado e mostra os teores significativos de sulfato e magnésio.

Tabela 1 – Composição dos efluentes a ser tratados

Componente	Unid.	Teores
Ni	ppm	2,00
Co	ppm	6,00
Zn	ppm	0,90
Mn	ppm	40,00
Fe	ppm	10,00
Cr	g/l	3,45
Mg	g/l	18,00
SO ₄	g/l	75,00
NH ₃	g/l	0,50
pH		7,5

O processo de tratamento de efluentes vem sendo exaustivamente usado para evitar o despejo de resíduos nocivos ao meio ambiente. A maior parte do produto final do tratamento de efluentes vem sendo descartado, quando ele poderia estar sendo reutilizado no processo principal ou para outras situações em muitas áreas. Neste sentido, a patente US 6,861,041 refere-se a um método para tratar e melhorar a qualidade dos efluentes contendo pelo menos um sulfato metálico. Este método compreende as etapas que consistem em: adição de ao menos uma base ao efluente para precipitar os íons metálicos na forma de hidróxidos metálicos $Mea(OH)_x$; separação do sulfato de cálcio $CaSO_4$ precipitado; e separação do sulfato de cálcio $CaSO_4$ precipitado durante a etapa anterior. Tal método permite obter sulfato de cálcio (gipsita branca) substancialmente livre de metais e, portanto, capaz de ser melhorado, e oxi-hidróxidos metálicos igualmente capazes de serem melhorados. Embora este processo permita a remoção de sulfatos metálicos do efluente, a produto final do tratamento, o sulfato, não é reutilizado.

Além disso, a patente GB 1346524 descreve um tratamento de água poluída que compreende a mistura de água com um ou mais ácidos selecionados

do grupo de ácido sulfúrico, ácido nítrico e ácido clorídrico para abaixar o pH da água para pelo menos 2,5, mantendo este pH por tempo suficiente para destruir as bactérias presentes, e então trazer a mistura para contato com uma forma de ferro solúvel em ácido por tempo suficiente para que o ferro reaja com parte do ácido e então elevar o pH da mistura para 7 pela adição de uma solução alcalina. Durante o contato com a forma de ferro solúvel em ácido, pelo menos um sal selecionado do grupo de sulfatos e nitratos de ferro e alumínio pode estar presente. A mistura de ácido e água deve entrar em contato de preferência com pelo menos 3,2 pés quadrados ($0,3\text{m}^2$) de ferro por galão por minuto da mistura de ácido e água; os hidróxidos de amônio, sódio e potássio são soluções alcalinas adequadas para uso na fase de neutralização.

Objetivos da invenção

Devido às características mencionadas acima dos efluentes líquidos e certas limitações das vias atuais para o processo de produção de níquel relacionadas aos métodos de tratamento de efluentes e reutilização de água tratada, o presente processo foi desenvolvido para recuperar (i) magnésio e (ii) enxofre. O primeiro, a fim de ser reciclado no próprio processo hidrometalúrgico de extração de níquel, para fins agrícolas (corretivos e fertilizantes) e como matéria prima para a indústria em geral. O segundo, na forma de sulfato de cálcio e/ou sulfato de amônia (SAM), usado como corretivo agrícola e fertilizante nitrogenoso, respectivamente.

Adicionalmente, este processo permite remover metais remanescentes no efluente líquido, tais como Mn, Zn, Co, Cu, entre outros, o que permite (i) uma melhora significativa na qualidade da água, desse modo criando condições para sua reciclagem integral em processos industriais e (ii) permite uma produção adicional de micronutrientes para fins agrícolas, entre outros.

As principais características do presente processo são:

a) Uso de amônia, uma substância facilmente reciclável, gerando condições alcalinas, recuperação e melhoria em subprodutos valiosos;

b) Uso de cal viva (CaO) como gerador adicional de calor e agente fixador de sulfato ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, gipsita dihidratada);

c) Remoção do metal remanescente no efluente líquido (Co, Mn, Ni, Zn, Cu, etc.) e melhoria deste como matéria prima na produção de micronutrientes para fins agrícolas;

5 d) Remoção do magnésio solúvel, derivado da solubilização do ácido laterita niquelífera, na forma de $Mg(OH)_2$ precipitado e sua mudança para magnésio (MgO) para fins de reutilização no próprio processo de extração de níquel e como matéria prima para fins agrícolas e industriais;

10 e) Remoção do sulfato (SO_4^{-2}) na forma de (i) sulfato de amônia (SAM) - $(NH_4)_2SO_4$ - e/ou (ii) sulfato de cálcio - $CaSO_4.2H_2O$ -, também para fins agrícolas e industriais;

f) Mudança do efluente líquido para água com um grau de pureza suficiente para uso industrial, desta forma viabilizando operações em condição de "efluente zero", com uma significativa redução no consumo de água de reposição no complexo industrial;

15 g) Este processo, além de reduzir significativamente o impacto ambiental das operações industriais, fornece (i) redução das emissões de CO_2 e (ii) um aumento no uso de outras fontes minerais de níquel;

20 h) Ademais, este processo de tratamento de efluente líquido apresenta uma ampla flexibilidade operacional e pode ser implementado de maneira modular.

Breve descrição da invenção

A invenção tem por objeto um

Descrição resumida dos desenhos

25 A presente invenção será, a seguir, mais detalhadamente descrita com base em um exemplo de execução representado nos desenhos. As figuras mostram:

A Figura 1. é um diagrama do processo de produção de níquel pelo processo HPAL do estado da técnica;

30 A Figura 2 é um diagrama do processo de tratamento de efluentes líquidos de acordo com a Rota I; e

A Figura 3 é um diagrama do processo de tratamento de efluentes líquidos de acordo com a Rota II.

Descrição detalhada das figuras

As Figuras 2 e 3 mostram as duas modalidades de operação para o processo de tratamento de efluentes (Rota I e Rota II) da presente invenção de invenção. A unidade de tratamento de efluentes, em vista de sua flexibilidade, contempla as duas rotas mencionadas (I e II), e pode também operar por neutralização direta do efluente com cal viva (CaO), desta forma resultando em um precipitado contendo $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$, $\text{Mg}(\text{OH})_2$ e MgCO_3 , que pode ser armazenado para uso futuro na área agrícola.

Na Rota I (Figura 2), o efluente líquido (1) é recebido em tanques de agitação para equalização. Então, o efluente homogeneizado (2) recebe adições de sulfetos (3) – na forma de Na_2S e/ou H_2S – para precipitação dos metais remanescentes – Ni, Co, Mn, Zn, Cu, entre outros - na forma de sulfetos metálicos (4). Na etapa seguinte, os sulfetos metálicos são submetidos a uma etapa de separação sólido-líquido, que resulta em uma corrente repleta de sulfetos metálicos (5). Lavados de maneira adequada, os sulfetos são oxidados em reatores tipo injeção de oxigênio-agitado (6) e a solução resultante (7) é submetida à cristalização direcionada à obtenção dos respectivos sais (8), fracionados ou misturados, que são armazenados e enviados para remessa (9).

O efluente líquido tratado desta maneira e praticamente livre de metais (10) é transferido para um sistema de reação, composto por tanques de agitação e colunas em bandeja, onde é posto em contato com amônia de reposição (12), corrente gasosa de amônia recuperada (11) e uma solução amoníaca fraca (14) da lavagem do hidróxido de magnésio precipitado (19), resultando na suspensão de hidróxido de magnésio precipitado. Esta suspensão é transferida para um espessante para melhorar os teores de sólidos e reduzir a fase de separação sólido/líquido, e então para uma separação sólido/líquido a fim de reduzir a quantidade de água para as etapas de secagem e calcinações com um consumo econômico de energia.

O hidróxido de magnésio lavado (15) é transferido para secagem e calcinação, resultando na obtenção de magnésia (16) que é armazenada, uma parte da qual será reciclada para o processo de extração de níquel e a parte restante será comercializada.

5 No sistema de reação, o pH da precipitação é mantido dentro da faixa entre 9 e 11, e a concentração de amônia fica entre 20 e 150 g/l de NH_3 . A temperatura está entre 60°C e 100°C, a quantidade de sólidos está entre 1,5% e 15% em peso e o tempo de residência pode variar de 0,5 a 2 horas.

10 Parte da suspensão de hidróxido de magnésio precipitado circula novamente para os reatores de contato, a fim de promover um aumento dos cristais de $\text{Mg}(\text{OH})_2$ por meio de sementes, à taxa de 1:1 até 15:1.

A corrente gasosa que deixa os reatores de precipitação (17) é transferida para o sistema de redução de amônia e, juntamente com a adição de vapor à baixa pressão (21) – 2 a 6 kgf/cm² – a amônia livre contida no efluente sem magnésio (20) – fase líquida da separação sólido-líquido do $\text{Mg}(\text{OH})_2$ – é removida em uma operação de redução que ocorre na coluna de redução em múltiplos estágios, contrafluxo, com uma mistura de vapor/ar à baixa pressão, de preferência entre 2 a 6 kgf/cm². A amônia livre é recuperada e transferida para um sistema de precipitação de magnésio. O efluente assim tratado (22) apresenta
20 cerca de 0 a 1 g/l de NH_3 livre, e de 15 a 30 g/l de NH_3 total.

O efluente líquido resultante da redução da amônia (22) contém aproximadamente 90 a 140 g/l de sulfato de amônia (SAM) – $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ – em solução. Nestas condições, o efluente líquido é submetido à clarificação para remoção de sólidos suspensos remanescentes na fase sobrenadante (23),
25 resultando em um clarificado (24). Após a clarificação, a solução é concentrada através de membranas – operações de microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e osmose reversa – ou eletrodialise, resultando em uma corrente de água recuperada (25) e outra corrente, de solução salina (26), contendo por volta de 200 a 450 g/l de $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ dissolvido.

30 Esta solução salina (26) é então alimentada em um sistema de evaporação-cristalização, com um número de etapas que varia de 3 a 6,

recebendo vapor à baixa pressão (27). A remoção de água derivada da evaporação promove a cristalização de sulfato de amônia (30), que é centrifugado, secado, armazenado e enviado (31) no final. O sulfato de amônia cristalizado apresenta uma pureza que varia de 94 a 97%, o que gera produtos com teores médios de nitrogênio e enxofre da ordem de 20% e 23%, respectivamente.

A água recuperada (28) na unidade de evaporação-cristalização é enviada para o tanque de armazenagem de água recuperada, juntamente com a corrente de água recuperada (25) da unidade de tratamento de membrana, para ser reutilizada durante o processamento industrial do níquel (13, 29).

Oscilações na demanda por sulfato de amônia causadas pelas variações no mercado de fertilizantes podem ser compensados com variações na armazenagem deste produto.

No entanto, caso essa condição se torne mais evidente, a Rota II (Figura 3), juntamente como o processo de precipitação do magnésio, permite a fixação do sulfato com cal viva (32), gerando assim uma suspensão de sulfato de cálcio dihidratado (33) – $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ – que é densificado em um espessante e bombeado (35) para a coluna de armazenagem de gipsita (Coluna I). Esta rota II deve ser utilizada quando houver uma redução significativa na demanda por sulfato de amônia no mercado. Neste caso, a cal é adicionada após a precipitação de hidróxido de magnésio para conversão de sulfato de amônia em sulfato de cálcio e, conseqüentemente, liberação de amônia e seu retorno para o processo. A densificação do sulfato de cálcio é necessária para diminuir o período da fase solido/líquido.

Caso o sistema de precipitação do hidróxido de magnésio com amônia esteja fora de operação, a neutralização do efluente, bem como a precipitação do sulfato e do magnésio podem ser executadas adicionando cal viva e dióxido de carbono (34), resultando em uma mistura de precipitado de gipsita, hidróxidos e carbonatos de magnésio e cálcio (35'), que deve ser armazenado separadamente (Coluna II). Neste caso, o sobrenadante espessante (36) vai para um tanque principal e, de lá (37), para uma unidade de abrandamento com resinas de troca iônica - IX, regeneradas com sais ou alcalinos (38) e ácidos (39). A água

abrandada resultante (40) é transferida para um tanque de água recuperada e de lá reciclada no processo de extração de níquel (41).

Assim, unindo as Rotas I e II, uma flexibilidade é criada para absorver as variações (i) na geração do efluente líquido, devido ao sistema pluviométrico no complexo industrial, e (ii) a sazonalidade da demanda por subprodutos resultantes do tratamento: sulfato de amônia, gipsita agrícola e micronutrientes.

Exemplo

Os testes de simulação do processo da presente invenção realizados em escala de laboratório mostraram a possibilidade de obter subprodutos (sólidos, recicláveis) com valor comercial e água recuperada com qualidade adequada para reutilização em processos industriais, o que permite alcançar a condição de efluente zero com relação às emissões de efluentes líquidos. A Tabela 2 mostra a evolução da qualidade do efluente líquido no curso do processo de tratamento da presente invenção.

15 Tabela 2 – Evolução da qualidade do efluente ao longo do processo de tratamento

Componentes	Unid.	Efluente Original	Após precipitação Me+n	Após precipitação Mg	Após Cristalização SAM
Ni	mg/L	2	<0,5	<0,5	<0,5
Co	mg/L	6	<0,5	<0,5	<0,5
Zn	mg/L	0,9	0,9	0,9	0,9
Mn	mg/L	40	9	9	0,1
Fe	mg/L	10	0,3	0,3	0,3
Cr	mg/L	3.450,00	0,05	0,05	0,05
Mg	mg/L	18.000,00	18.000,00	1.555,20	62,5
SO4	mg/L	75.000,00	75.000,00	75.000,00	250
NH3	mg/L	500	500	120.000,00	nd
PH		7,5	-	10,6	7

Como subprodutos, foram obtidos os seguintes: (i) óxido de magnésio (MgO), com qualidade adequada para reutilização em processo de extração de níquel, (ii) sulfetos metálicos, como matéria prima para obtenção de micronutrientes agrícolas, (iii) gipsita dihidratada, também para fins agrícolas e (iv) solução salina contendo sulfato de amônia em solução, adequada para fins de evaporação e cristalização.

De acordo com as disposições da lei, constam aqui ilustradas e descritas as concretizações específicas da invenção. Peritos no assunto entenderão que mudanças podem ser feitas na forma da invenção definida nas reivindicações e que certas características da invenção poderão às vezes ser utilizadas como

5 benefícios, sem o correspondente uso das outras características.

REIVINDICAÇÕES

1. Processo de tratamento de efluentes líquidos e sólidos derivados de processos de produção de níquel, caracterizado pelo fato de que compreende as seguintes etapas:

- 5 A) remoção do metal do efluente líquido por adição de sulfetos,
- B) precipitação de hidróxido de magnésio através da adição de amônia,
- C) lavagem, secagem e calcinação do hidróxido de magnésio precipitado, obtendo-se magnésia,
- D) redução e remoção de amônia livre, e
- 10 E) cristalização e extração do sulfato de amônio ou extração de sulfato de amônio através da adição de cal viva.

2. O processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que antes da etapa (A), ocorre uma etapa de equalização de efluente líquido.

3. O processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de
15 que na etapa (A) ocorre precipitação de metais como sulfetos, oxidação de sulfetos metálicos e cristalização como sulfetos metálicos.

4. O processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que na etapa (B) magnésio é precipitado como hidróxido de magnésio por meio de adição de amônia em uma quantidade entre 20g/L a 150g/L.

20 5. O processo, de acordo com a reivindicação 4, caracterizado pelo fato de que a etapa (B) apresenta um pH entre 9 e 11, temperatura entre 60°C e 100°C, teores de sólidos entre 1,5% e 15% em peso e tempo de residência entre 0,5 e 2 horas.

6. O processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de
25 que na etapa (D) ocorre a remoção de amônia livre em uma coluna de redução multiestágio, em contracorrente, com mistura de ar/vapor à baixa pressão, de

preferência entre 2 kgf/cm² a 6 kgf/cm².

7. O processo, de acordo com a reivindicação 6, caracterizado pelo fato de que no final da etapa (D) o efluente líquido compreende entre 90 g/L a 140 g/L de sulfato de amônio em solução.

5 8. O processo, de acordo com a reivindicação 1, caracterizado pelo fato de que após a etapa (D) o efluente líquido é submetido à clarificação para remoção dos sólidos suspensos.

9. O processo, de acordo com a reivindicação 8, caracterizado pelo fato de que após a clarificação a solução é concentrada através de membranas em
10 operação selecionado a partir do grupo que consiste em microfiltração, ultrafiltração, nanofiltração e osmose reversa, resultando em uma corrente de água recuperada e em uma corrente de solução salina compreendendo em torno de 200g/L a 450g/L de sulfato de amônio.

10. O processo, de acordo com a reivindicação 9, caracterizado pelo fato de
15 que o sulfato de amônio é submetido à cristalização através de vapor à baixa pressão, resultando na remoção de água e cristalização de sulfato de amônia.

11. O processo, de acordo com a reivindicação 10, caracterizado pelo fato de que após a cristalização, o sulfato de amônio é centrifugado, seco, armazenado e enviado para remessa.

20 12. O processo, de acordo com a reivindicação 10, caracterizado pelo fato de que a água recuperada da etapa de cristalização é armazenada com a água recuperada da etapa de tratamento da membrana para ser reutilizada em processamento industrial de níquel.

25 13. O processo, de acordo com a reivindicação 7, caracterizado pelo fato de que quando a etapa (D) é extração de sulfato de amônio, após a etapa (D) cal viva é adicionada ao sulfato de amônio gerando uma suspensão de sulfato de cálcio

dihidratado que é densificado em um espessante e bombeado para uma coluna de armazenagem de gipsita.

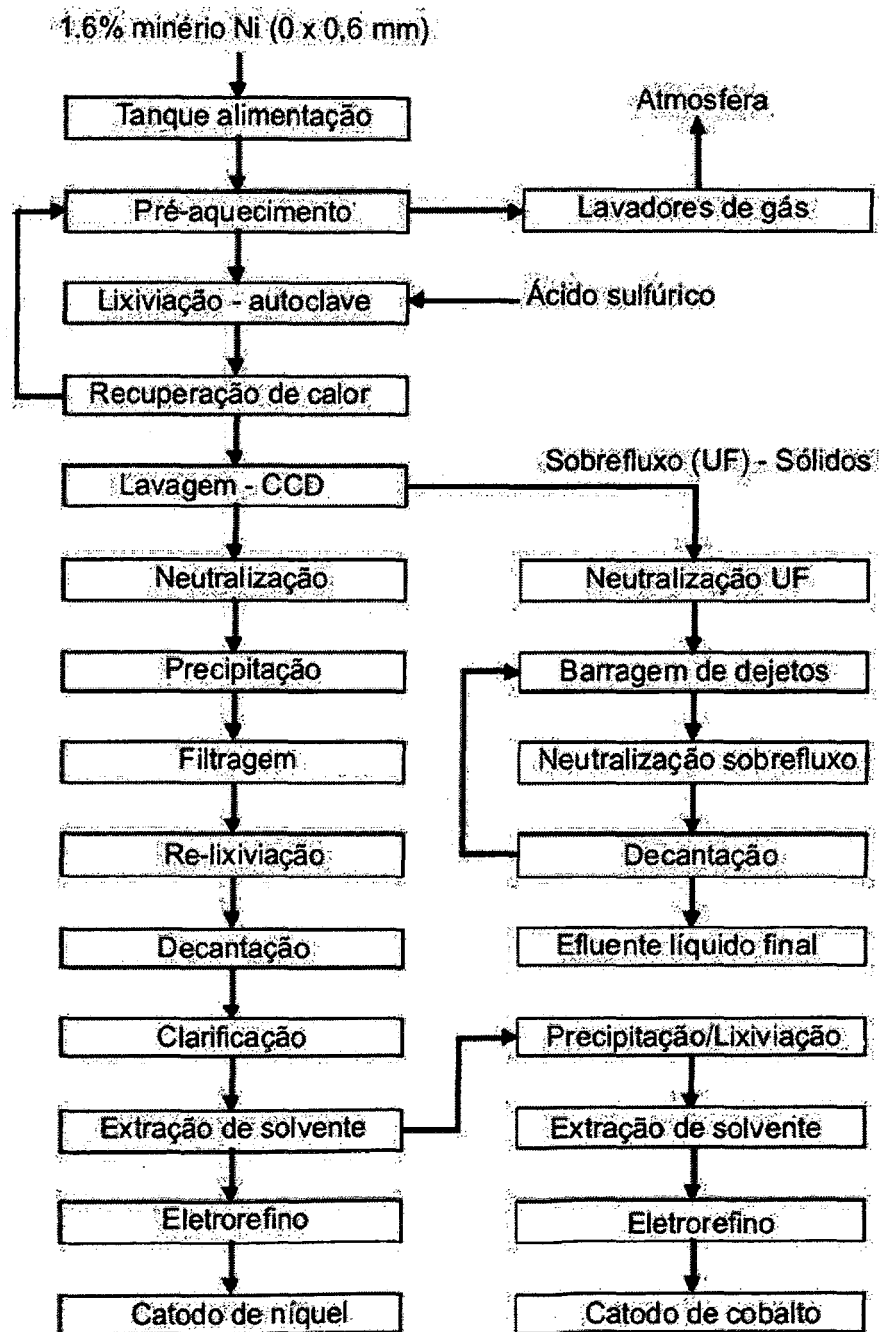


FIG. 1

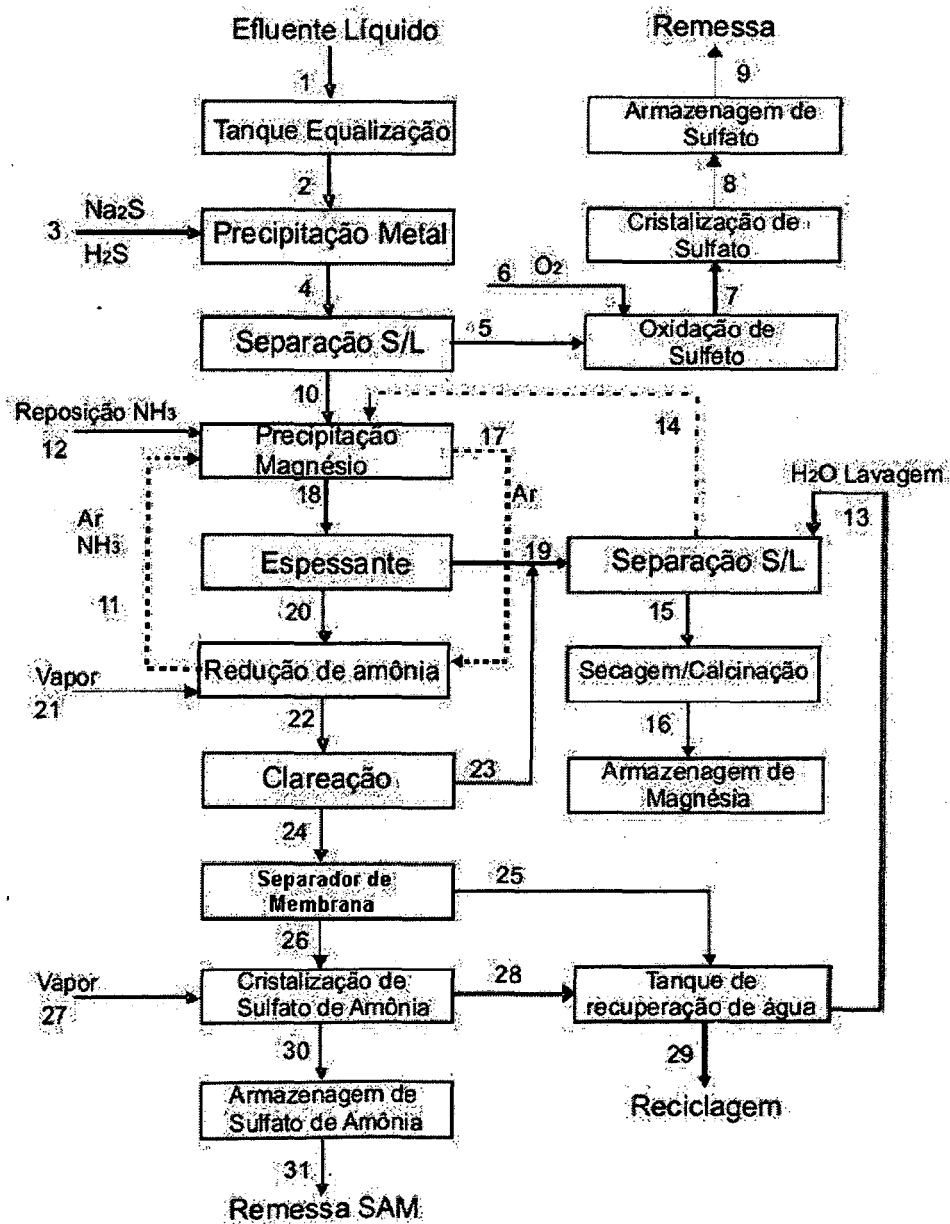


FIG. 2

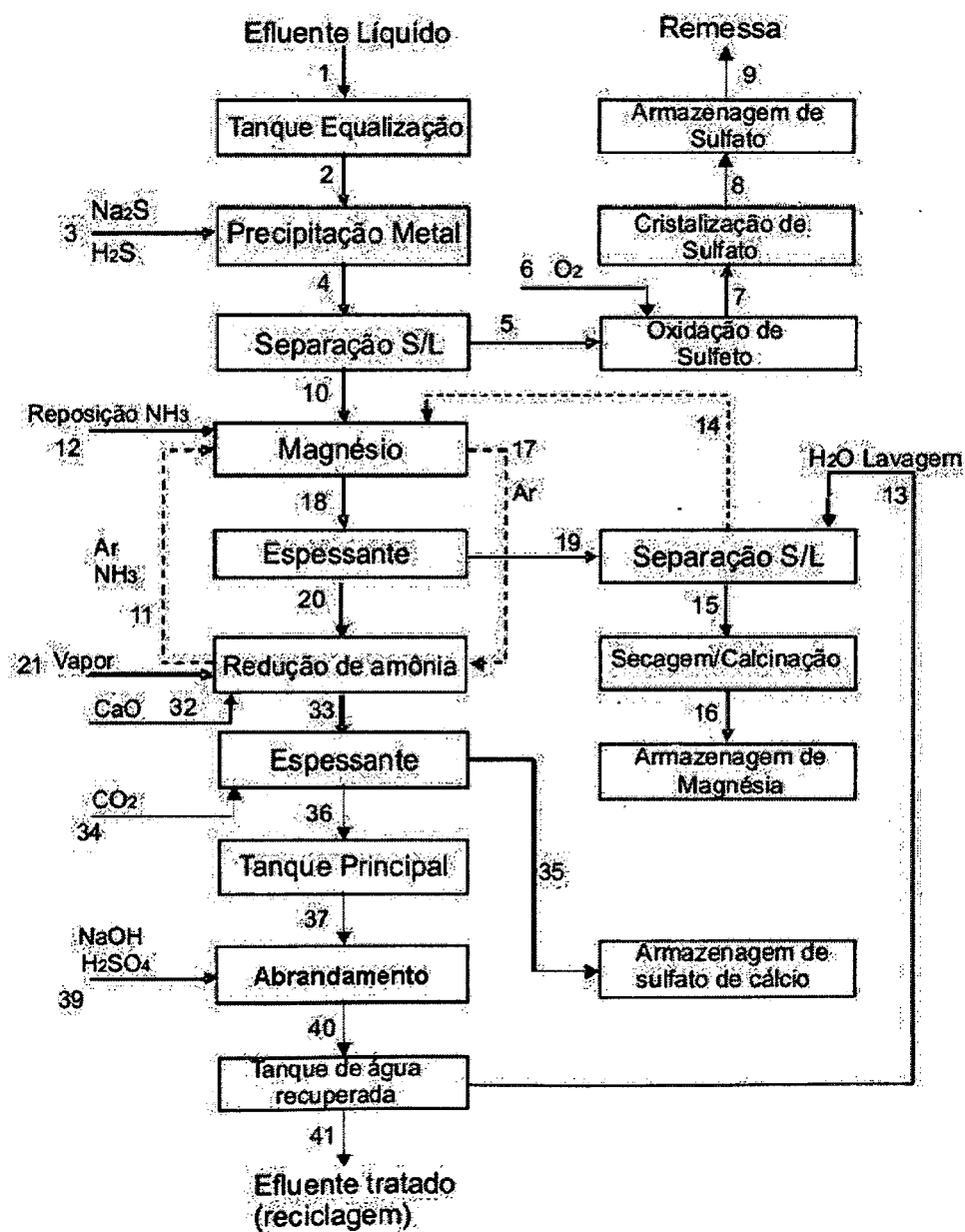


FIG. 3