

Delegatura de Propiedad Industrial
División de Nuevas Creaciones

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
INVENTARIO

PCT

SOLICITUD DE

PATENTE DE INVENCION
PCT ENTRADA EN FASE NACIONAL

09-139681

21. EXPEDIENTE NO. _____

54. TITULO: RECUPERACION DEL LUELO A PARTIR DE UN MINERAL
DE LATERITA DE ALTO CONTENIDO FERROSO

52. CLASIFICACION INTERNACIONAL: C223 3/00

71. SOLICITANTE: BHP BILLITON SSM DEVELOPMENT PTY LTD.

DOMICILIO:

Level 13, Central Park 450-450 St. Georges
Terrace, 5th Fl, Sydney Australia, 2000,
AUSTRALIA

74. APODERADO: Dra. MARGARITA CASTELLANOS A.

22. BOGOTA, D.C.,

07 DIC. 2009

Recibido
en 14-12-2009



PETITORIO

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 09-139681- -00000-0000

Fecha: 2009-12-07 14:26:23
Tra. 11 PATENTEIYII
Act. 411 PRESENTACIONDep. 2020 DIR.NUEVASCR
Eve: 378 FASENACIONALI
Folios: 61FORMULARIO UNICO DE SOLICITUD DE PATENTES
PCT
ENTRADA EN FASE NACIONAL

SOLICITUD DE:

①

☒ Patente de Invención.☐ Patente de Modelo de Utilidad.☒ Capítulo I☐ Capítulo II

②

SOLICITANTE (71)

Nombre: BHP BILLITON SSM
DEVELOPMENT PTY LTD.
Dirección: Level 33, Central Park, 152-158 St.
Georges Terrace, Perth, Western
Australia 6000 - AUSTRALIANacionalidad o Domicilio: Perth, Western Australia
AUSTRALIA

Lugar de Constitución: AUSTRALIA

Teléfono: Fax:
E-mail:

IDENTIFICACIÓN

C.C. ☐ NIT ☐C.E. ☐ Otro ☐

Número Cual

③

REPRESENTANTE
O APODERADO

Nombre: MARGARITA CASTELLANOS A.

Dirección: CALLE 94A No. 7A-09

Teléfono: 756 07 70 Fax: 755 01 58

E-mail: info@castellanosyco.com

IDENTIFICACIÓN

C.C. ☒ NIT ☐C.E. ☐ Otro ☐
Cual

Número 39'779.654 TPA 70.819

④

INVENTOR (ES) (72)

OMAR YESID CACERES HERNANDEZ
Calle 113 No. 7-21, Torre A, 509
Bogotá, D.C.
COLOMBIAGRAHAM REYNOLDS
8 Roscoe Street, Kotara South
New South Wales 2289
AUSTRALIAHARALD MULLER
34 Ridgewood Crescent, Eleebana
New South Wales 2282
AUSTRALIAHOUYUAN LIU
682 Pansy Place
Henderson, Nevada 89052
ESTADOS UNIDOS DE AMERICA

⑤

PCT (86)

Solicitud Internacional No. PCT/AU2008/000646

Fecha 12/05/2008

Publicación Internacional No. WO 2008/138039 A1

Fecha 20/11/2008

⑥

Título (54)

RECUPERACION DE NIQUEL A PARTIR DE UN MINERAL DE LATERITA DE ALTO
CONTENIDO FERROSO

⑦

Clasificación Internacional (51) C22B 3/00

⑧

Prioridad

(33) País de Origen

(32) Fecha

(31) Número de Solicitud

SI ☒ NO ☐

AU

14/05/2007

2007902546

⑨

Comprobante de pago No. 09-91,511 y 09-91,514

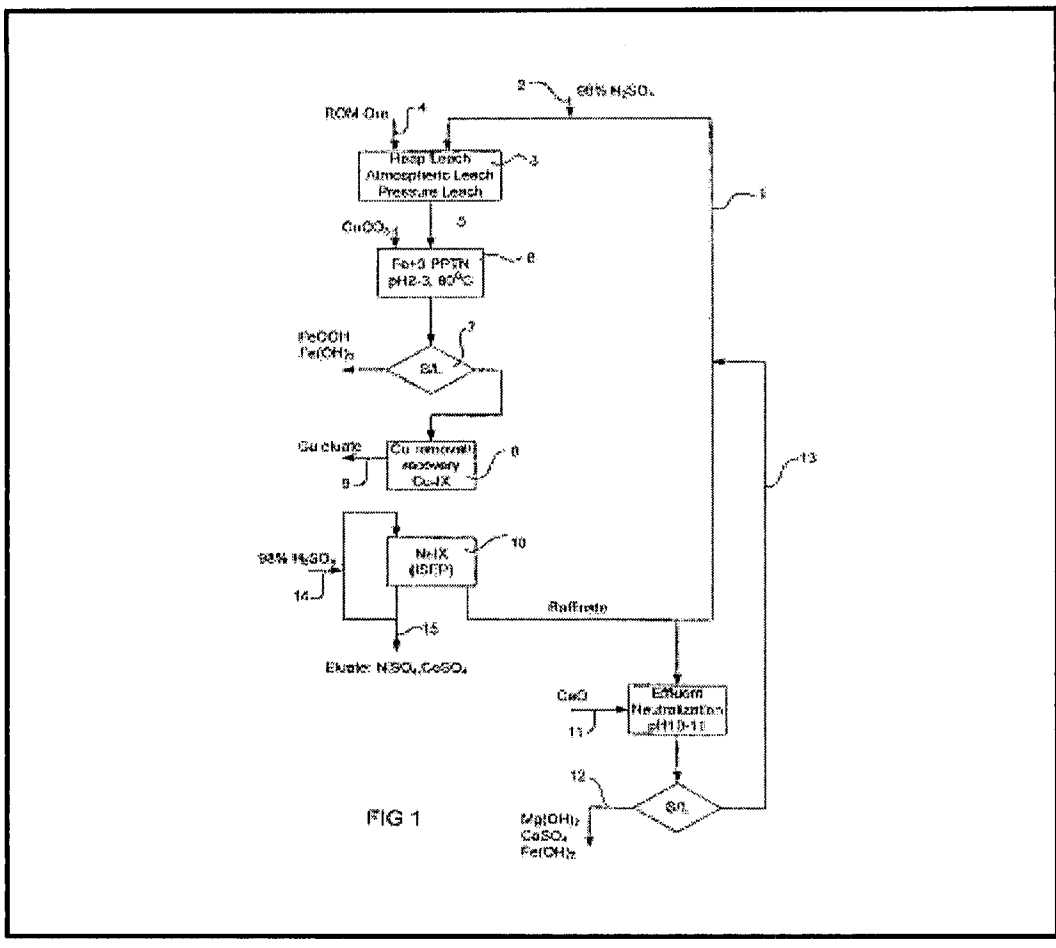
Fecha Diciembre 4 de 2009

Instrucciones para el diligenciamiento del presente formulario, ver reverso de esta página.

10 Anexos

- ☒ Comprobante de pago de la tasa de presentación de la solicitud.
- ☒ Documento que acredita la existencia y representación legal cuando el solicitante sea persona jurídica.
- ☒ Poderes, si fuere el caso, junto con la sustitución del mismo a mi favor
- ☐ Documento de cesión del inventor al solicitante o a su causante.
- ☐ Declaraciones.
- ☒ Copia de la solicitud internacional (Resumen, descripción, reivindicaciones, dibujos).
- ☒ Traducción de la solicitud internacional al castellano (Resumen, descripción, reivindicaciones, dibujos).
- ☐ Copia del examen preliminar internacional efectuado por la Autoridad Internacional de Examen Preliminar (IPEA).
- ☐ Traducción del examen preliminar internacional efectuado por la IPEA.
- ☐ De ser el caso, copia del contrato de acceso.
- ☐ De ser el caso, documento que acredite la licencia o autorización de uso de conocimientos tradicionales de las comunidades indígenas.
- ☐ De ser el caso, certificado de depósito del material biológico.
- ☒ Arte final 12x12
- ☐ De ser el caso, información sobre otras solicitudes de patente o títulos obtenidos en el extranjero por el mismo titular o su causante, relacionadas parcial o totalmente con la invención de esta solicitud.
- ☐ De ser el caso, modificaciones efectuadas a la solicitud internacional.
- ☒ Otros: Tarjeta Propietario, Extracto para la publicación

11 FIGURA CARACTERISTICA:



12 Solicito la concesión de la patente,

NOMBRE: MARGARITA CASTELLANOS ABONDANO

FIRMA: *Margarita Castellanos*
C.C. No. 39'779.654 Usaquén - TPA 70.819 C.S.J.

07 DIC. 2009

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

NIT : 800176089-2

RECIBO OFICIAL DE CAJA : 09 - 91,511
FECHA : DICIEMBRE 4 DE 2009

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 09-139681- -00000-0000

Fecha: 2009-12-07 14:26:23 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 61

***** CONSIGNACION *****

DEPOSITANTE	TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	Nº. PAGO	FECHA PAG	Vr. PAGO
ALVARO CASTELLANDOS	CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	112277955	04/12/2009	14,245,000.00

***** CONCEPTO *****

CANT. RENTISTICO	CONCEPTO	TOTAL CONCEPTO
1 50005-01-01 SOLICITUDES	1 TRAMITES DE SOL. DE PATENTE DE IN	540,000.00
	TOTAL :	\$ 540,000.00

SON: QUINIENTOS CUARENTA MIL PESOS

RESPONSABLE : 

RECIBO DE CAJA APLICADO AL EXPEDIENTE No. _____

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

NIT : 800176089-2

CERTIFICACION DE EXCEDENTE : 09 - 91,514
FECHA : DICIEMBRE 4 DE 2009

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO



No. 09-139681- -00000-0000

Fecha: 2009-12-07 14:26:23 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 61

***** CONSIGNACION *****

DEPOSITANTE	TIPO PAGO	BANCO	CUENTA	No. PAGO	FECHA PAGO	Vr. PAGO
ALVARO CASTELLANDOS	CONSIGNACION	BANCO DE BOGOTA	062754387	112277955	04/12/2009	14.245.000,00

***** CONCEPTO *****

CANT.	RENTISTICO	CONCEPTO	TOTAL CONCEPTO
1	50005-01-09	OTROS SERVICIOS DE PROPIEDAD Y	
		99 OTROS SERVICIOS ADMINISTRATIVOS	175,000.00
		TOTAL :	\$ 175,000.00

SON: CIENTO SETENTA Y CINCO MIL PESOS

RESPONSABLE :

RECIBO DE CAJA APLICADO AL EXPEDIENTE No. _____

ESTA CERTIFICACION DE EXCEDENTE DE PAGO SOLO PODRA SER UTILIZADA
COMO PARTE DE LA CANCELACION DE UNA TARIFA VIGENTE Y NO PODRA SER
SUSTITUIDA POR NINGUN RECIBO.

5

CASTELLANOS & CO LTDA
ABOGADOS
Calle 94 A No. 7 A-09
Bogotá, D.C. – COLOMBIA

Señor

Jefe de la División de Nuevas Creaciones

Superintendencia de Industria y Comercio

Ministerio de Comercio, Desarrollo, Industria y Turismo

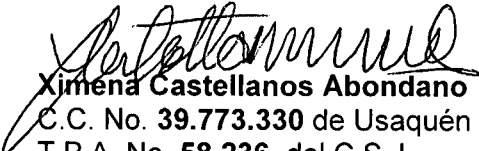
E. S. D.

Ref.: **PODER** conferido por **BHP BILLITON SSM DEVELOPMENT PTY LTD.**

Yo, **XIMENA CASTELLANOS ABONDANO**, mayor de edad, identificada y domiciliada como aparece al pie de mi firma, atentamente manifiesto a Uds. que sustituyo en la Dra. **MARGARITA CASTELLANOS ABONDANO**, el poder que me confirió el **BHP BILLITON SSM DEVELOPMENT PTY LTD.**, con domicilio en **Level 33, Central Park, 152-158 St. Georges Terrace, Perth, Western Australia, 6000, AUSTRALIA**, debidamente legalizado por Apostilla, el día **30 de Julio de 2008**, bajo el número **M000 23920**, con las mismas facultades que me fueron conferidas, para tramitar la solicitud de Patente PCT Entrada en Fase Nacional en Colombia, para: **RECUPERACION DE NIQUEL A PARTIR DE UN MINERAL DE LATERITA DE ALTO CONTENIDO FERROSO.**

De la Señora Jefe,

Acepto


Ximena Castellanos Abondano
C.C. No. **39.773.330** de Usaquén
T.P.A. No. **58.236** del C.S.J.
Calle 94 A No. 7 A-09 – Bogotá
PBX: 7560770

Bogotá, D.C.
XCA/MCA/gcb/ P1841

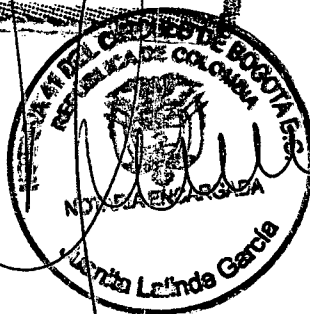

Margarita Castellanos Abondano
C.C. No. **39.779.654** de Usaquén
T.P.A. No. **70.819** del C.S.J.
Calle 94 A No. 7 A-09 – Bogotá
PBX: 7560770

NOTARIA 41 DEL CÍRCULO DE BOGOTÁ D.C.
DEPARTAMENTO DE CUNDINAMARCA
REPÚBLICA DE COLOMBIA

El Notario 41 del círculo de Bogotá, da fe de que compareció personalmente: Kimera Castellanos Abondano
identificada (o) con: 39773330 y tarjeta
profesional de abogado No. 58238 del Consejo
Superior de la Judicatura, quien autentica la firma puesta por ella
(el) mismo en este escrito.
(Art. 84 C. P. C. Decreto. 2282/89 mod. 36)

Bogotá D.C. - 1 DIC. 2009

Kimera Castellanos
FIRMA DE LA (EL) COMPARECIENTE

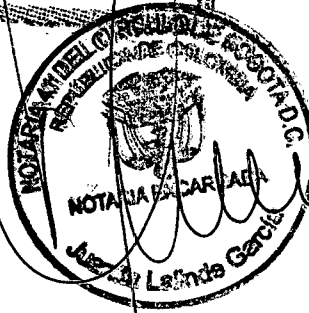


NOTARIA 41 DEL CÍRCULO DE BOGOTÁ D.C.
DEPARTAMENTO DE CUNDINAMARCA
REPÚBLICA DE COLOMBIA

El Notario 41 del círculo de Bogotá, da fe de que compareció personalmente: Margarita Castellanos Abondano
identificada (o) con: 39779659 y tarjeta
profesional de abogado No. 70819 del Consejo
Superior de la Judicatura, quien autentica la firma puesta por ella
(el) mismo en este escrito.
(Art. 84 C. P. C. Decreto. 2282/89 mod. 36)

Bogotá D.C. - 1 DIC. 2009

Margarita Castellanos
FIRMA DE LA (EL) COMPARECIENTE



COLOMBIA

PODER

El (los)

BHP Billiton SSM Development Pty Ltd

Domiciliados en Level 33, Central Park

152-158 St Georges Terrace
Perth, Western Australia, 6000Nombran por el presente a XIMENA CASTELLANOS A. y/o
MARGARITA CASTELLANOS A. abogadas con oficinas en la
Calle 94A No. 7A-09, Bogotá-Colombia para

y para obtener la protección de mi (nuestra) propiedad Industrial y con este fin autorizamos a dichos apoderados para que nos representen ante cualesquiera autoridades o personas de los órdenes administrativo, contencioso -administrativo y judicial en todo lo relacionado con los siguientes actos y gestiones:

- Obtención de patentes de invención, modelos y dibujos industriales; registro de marcas de fabrica, de servicio, colectivas o defensivas y de denominaciones de origen, depósito de nombres y enseñas comerciales; su renovación, prórroga, inscripción de traspaso y cambio de nombre o domicilio, cancelación voluntaria y el registro de licencias de uso de esos derechos;
- Para la obtención de registros sanitarios;
- Acciones de oposición, observación, cancelación, nulidad, medidas cautelares y en general los juicios civiles, penales, administrativos o contencioso - administrativos que promovamos o se nos promuevan.

Pudiendo en todos los actos y gestiones arriba mencionados, sustituir éste mandato, transigir, desistir, recibir, cancelar, renunciar, aceptar notificaciones y nombrar apoderados judiciales y extrajudiciales.

Dado y firmado hoy 23 de Julio de 2008

en Perth, Australia

BHP Billiton SSM Development Pty Ltd
por Chris Campbell

(El notario debe suscribir el documento en la pagina siguiente)

(Se requiere legalización consular o mediante apostilla)

POWER OF ATTORNEY

I (we) the undersigned

BHP Billiton SSM Development Pty Ltd

Of

Level 33, Central Park
152-158 St Georges Terrace,
Perth, Western Australia, 6000
Australia

hereby grant(s) Power of Attorney to XIMENA CASTELLANOS A. and /or MARGARITA CASTELLANOS a. attorneys residing at Calle 94A No. 7A-09, Bogotá- Colombia, to and to obtain the protection of my (our) Industrial Property, for which purpose we authorize the said attorneys to represent us before any authorities, or persons, specially those, administrative, contentious and judicial, in all matters concerning the following:

- Obtainment of patents, models and designs, registration of trademarks, service, collective and defensive marks, and of designations of origin; the deposit of trade names and ensigns; its renewal, extension, recordal of assignments, change of name or domicile, voluntary cancellation, and the registration of licenses of use of the above rights;
- For the obtainment of Sanitary registrations;
- Actions of opposition, cancellation, nullity, infringement, granting of licenses; and in general the civil, criminal and administrative suits related to those rights; actions and suits instituted by us or against us;

In all the above matters they may substitute this power of attorney, compromise, desist, cancel, receive, renounce, accept notifications and appoint attorneys in fact, in or out of court.

Given and signed this 23rd day of
July, 2008

by

Executed for and on behalf of BHP Billiton SSM Development Pty Ltd

Name:

Chris Campbell

(Notary shall execute on the other side)

(Consular legalization or apostille is required)

CASTELLANOS & Co.

INTELLECTUAL PROPERTY LAW FIRM

CALLE 94 A No. 7 A - 09 / P.O. BOX 6349

PHONE (57 1) 610 7420 / FAX (57 1) 610 0706

BOGOTÁ D.C. COLOMBIA

info@castellanosyco.com



COLOMBIA

CERTIFICADO NOTARIAL (Sociedad)

Hoy 23 de Julio del año 2008
compareció (eron) personalmente

CH CAMPBELL

a quienes conozco como la(s) personas que firma(n) en
representación de la Sociedad (Compañía) denominada

BHP Billiton SSM Development Pty Ltd

Certifico:

a) Que

BHP Billiton SSM Development Pty Ltd

es una sociedad/Compañía legalmente constituida y existente de
acuerdo con las leyes de

Queensland

b) Que el domicilio de dicha Sociedad/Compañía es

Victoria.

c) Que el objeto u objetos para los cuales se otorga el presente poder
están comprendidos dentro del objeto social de la mencionada
Sociedad /Compañía.

d) Que el Sr. CH CAMPBELL

esta autorizado para otorgar el presente poder. Lo anterior esta
probado por medio de los siguientes documentos, que certifico he
visto*

(Ciudad) PERTH

(Estado) WESTERN AUSTRALIA

Hoy 23 del Julio de 2008

(Notario Público)

*Los documentos debe identificarse con fecha y origen.

NOTARIAL CERTIFICATION (Corporation)

On this 23rd day of July of 2008
personally appeared

CM CAMPBELL

whom I know to be the person(s) who signed this document as
representative(s) of the Corporation /Company named

BHP Billiton SSM Development Pty Ltd

I certify:

a) That

AS ABOVE

is a corporation (Company legally constituted and in existence in
accordance with the laws of

QUEENSLAND

b) That the domicile of said Corporation/Company is

VICTORIA

c) That the purpose or purposes for which the present Power of
Attorney is granted are comprised within the object set forth in the
charter of the mentioned Corporation/Company.

d) That Mr. CM CAMPBELL

is (are) authorized to grant the present Power of Attorney. The
aforementioned was duly proven through the following documents
and I duly certify having seen them*:

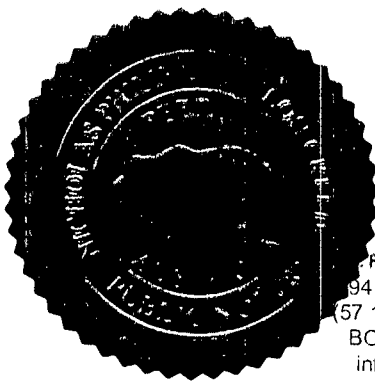
(City) PERTH

(State) WESTERN AUSTRALIA

this day 23rd of July of the year 2008

(Notary Public)

*Documents must be identified with date and origin.



LLANOS & Co.
PROPERTY LAW FIRM
94 A No. 7 A - 09 / P.O. BOX 6349
(57 1) 610 7420 / FAX (57 1) 610 0706
BOGOTÁ D.C. COLOMBIA
info@castellanosyco.com



APOSTILLE

(Convention de La Haye du 5 octobre 1961)

1. Country: Australia

This public document

2. has been signed by N. O'HANLON CREED

3. acting in the capacity of NOTARY PUBLIC

4. bears the seal/stamp of NICHOLAS PHILIP

O'HANLON CREED NOTARY PUBLIC

Certified

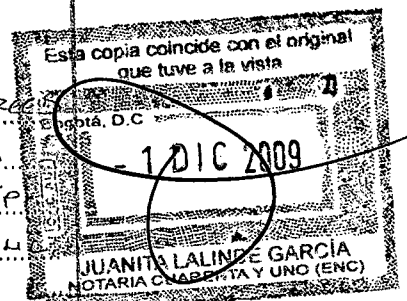
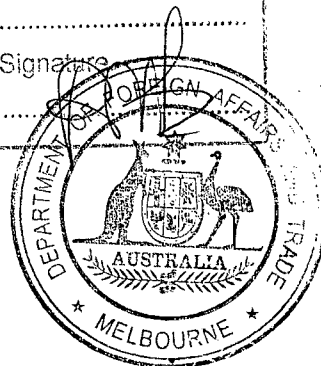
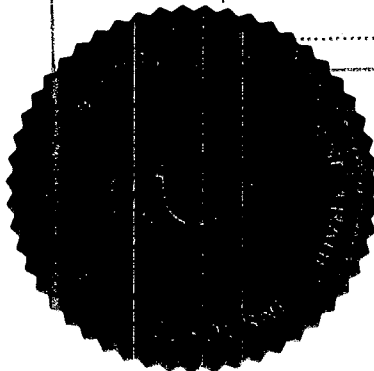
5. at MELBOURNE 6. 30-07-2008

7. by RANU VATANA

8. No. M00023920

9. Seal/Stamp:

10. Signature



TRADUCCION OFICIAL No. 158-08, DE UN DOCUMENTO ESCRITO EN INGLÉS, SELLADO CON EL SELLO DEL SUSCRITO TRADUCTOR OFICIAL, HOY AGOSTO 6 DEL 2008, EN LA CIUDAD DE BOGOTÁ D.C., REPUBLICA DE COLOMBIA.

PODER Y CERTIFICACIÓN NOTARIAL ESCRITOS EN ESPAÑOL.

FECHA: JULIO 23, 2008

FIRMA Y SELLO DE: NICHOLAS PHILIP O'HANLON CREED

NOTARIO PUBLICO- PERTH WESTERN, AUSTRALIA

PRACTICANTE LEGAL QUE TIENE CERTIFICADO DE EJERCICIO POR 2 AÑOS COMO MÍNIMO Y QUIEN TIENE UN CERTIFICADO ACTUAL DE EJERCICIO.

EN LA PARTE POSTERIOR DEL DOCUMENTO SE ENCUENTRA LO SIGUIENTE:

APOSTILLE

(CONVENCION DE LA HAYE DU 5 OCTOBRE 1961)

1.- PAIS: AUSTRALIA

ESTE DOCUMENTO PUBLICO

2.- HA SIDO FIRMADO POR: N.P. O'HANLON CREED

3.-ACTUANDO EN CAPACIDAD DE: NOTARIO PUBLICO

4.- LLEVA EL SELLO/ESTAMPILLA DE NICHOLAS PHILIP O'HANLON CREED- NOTARIO PUBLICO

CERTIFICADO

5.- EN: MELBOURNE 6. EN 30-07-2008

7.- POR RANU VATANA

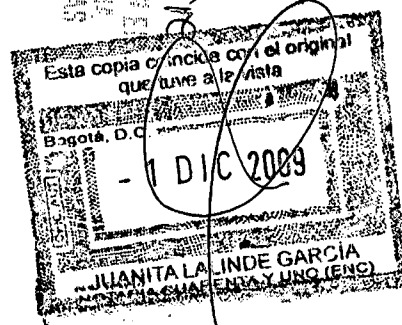
8.- No. M000 23920

9.- FIRMA:

10.- FIRMA DE

DEPARTAMENTO DE RELACIONES EXTERIORES

Sergio Guterro Latorre Mendoza
Traductor e Interpreté Oficial
Resol. No. 2837 Minjusticia 1991



(19) World Intellectual Property Organization
International Bureau(43) International Publication Date
20 November 2008 (20.11.2008)

PCT

(10) International Publication Number
WO 2008/138039 A1

(51) International Patent Classification:

C22B 3/00 (2006.01) C22B 3/42 (2006.01)
C22B 3/08 (2006.01) C22B 23/02 (2006.01)

(21) International Application Number:

PCT/AU2008/000646

(22) International Filing Date: 12 May 2008 (12.05.2008)

(25) Filing Language: English

(26) Publication Language: English

(30) Priority Data:

2007902546 14 May 2007 (14.05.2007) AU

(71) Applicant (for all designated States except US): BHP BIL-
LITON SSM DEVELOPMENT PTY LTD [AU/AU];
Level 33, Central Park 152-158 St Georges Terrace, Perth,
Western Australia 6000 (AU).

(72) Inventors; and

(75) Inventors/Applicants (for US only): CACERES, HER-
NANDEZ, Omar, Yesid [CO/CO]; Calle 113 # 7-21,
Torre A, 509, Bogotá (CO). MULLER, Harald [ZA/AU];
34 Ridgewood Crescent, Elcebana, New South Wales
2282 (AU). REYNOLDS, Graham [AU/AU]; 8 Roscoe
Street, Kotara South, New South Wales 2289 (AU).LIU, Houyuan [US/AU]; Unit 4, 36A Mawson Street,
Shortland, New South Wales 2307 (AU).(74) Agent: PHILLIPS ORMONDE & FITZPATRICK;
Level 21, 22 & 23, 367 Collins Street, Melbourne, Victoria
3000 (AU).(81) Designated States (unless otherwise indicated, for every
kind of national protection available): AE, AG, AL, AM,
AO, AT, AU, AZ, BA, BB, BG, BH, BR, BW, BY, BZ, CA,
CH, CN, CO, CR, CU, CZ, DE, DK, DM, DO, DZ, EC, EE,
EG, ES, FI, GB, GD, GE, GH, GM, GT, HN, HR, HU, ID,
IL, IN, IS, JP, KE, KG, KM, KN, KP, KR, KZ, LA, LC,
LK, LR, LS, LT, LU, LY, MA, MD, ME, MG, MK, MN,
MW, MX, MY, MZ, NA, NG, NI, NO, NZ, OM, PG, PH,
PL, PT, RO, RS, RU, SC, SD, SE, SG, SK, SL, SM, SV,
SY, TJ, TM, TN, TR, TT, TZ, UA, UG, US, UZ, VC, VN,
ZA, ZM, ZW.(84) Designated States (unless otherwise indicated, for every
kind of regional protection available): ARIPO (BW, GH,
GM, KE, LS, MW, MZ, NA, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZM,
ZW), Eurasian (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM),
European (AT, BE, BG, CH, CY, CZ, DE, DK, EE, ES, FI,
FR, GB, GR, HR, HU, IE, IS, IT, LT, LU, LV, MC, MT, NL,
NO, PL, PT, RO, SE, SI, SK, TR), OAPI (BF, BJ, CF, CG,
CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

Published:

— with international search report

(54) Title: NICKEL RECOVERY FROM A HIGH FERROUS CONTENT LATERITE ORE

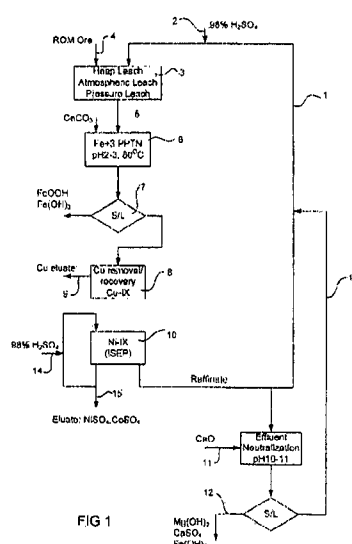


FIG 1

(57) Abstract: A process for the recovery of nickel and/or cobalt from laterite or partially oxidised lateritic ores having a substantial proportion of the iron present in the ferrous state, said process including the steps of : a) providing a laterite or partially oxidised laterite ore wherein a substantial proportion of the iron present in the ore is in the ferrous state; b) acid leaching the ore to provide a product leach solution containing at least ferrous iron, nickel and cobalt together with acid soluble impurities; and c) recovering the nickel and cobalt from the product leach solution with a selective ion exchange resin in an ion exchange process leaving the ferrous iron and other acid soluble impurities in the raffinate.

Nickel Recovery from a High Ferrous Content Laterite Ore

Field of the Invention

5 In general, the present invention relates to a new method for recovering nickel from a laterite or partially oxidised lateritic ore. In a preferred embodiment, the present invention provides a new process for treating partially oxidised ore which contains a substantial proportion of its iron component in ferrous form, and which involves heap leaching, atmospheric leaching or pressure leaching of the ore, or any combination of
10 these leaching methods, followed by nickel and cobalt recovery and impurity removal by an ion exchange process and the production of mixed nickel and cobalt hydroxide. Cobalt may also be recovered separately following a further ion exchange, solvent extraction or other known processes by precipitation as cobalt hydroxide or cobalt sulfide.

15

Background of the Invention

Laterite nickel and cobalt ore deposits generally contain oxidic type ores, limonites, and silicate type ores, saprolites, as two layers in the same deposits, separated by a transition zone.

20

The higher nickel content saprolites tend to be treated by a pyrometallurgical process involving roasting and electrical smelting techniques to produce ferro-nickel. This treatment normally involves a drying step, followed by a reduction roast step to partially convert the nickel oxides to nickel, and smelting in an electrical furnace. This is
25 a highly energy intensive process and requires a high grade saprolite source to make it economic. It also has the disadvantage that financial value of any cobalt in the ore, which is recovered into the ferro-nickel, is not realised.

The high nickel and cobalt content limonite is normally commercially treated
30 hydrometallurgically by the High Pressure Acid Leach (HPAL) process using sulphuric acid in which iron is precipitated as hematite as ferric oxide, or by a combination of pyrometallurgical and hydrometallurgical processes, such as the Caron reduction roast-ammonium carbonate leach process.

Other acid leach processes for extracting nickel and cobalt from laterites are described in the literature. These include atmospheric pressure acid leaching, separately leaching the limonite and saprolite fractions by combinations of high pressure and atmospheric leaching, and heap leaching. In these acid leach processes sulfuric acid is usually the acid of choice, but the use of hydrochloric acid, or organic acids has also been described. As the iron in the ores treated is in the ferric state, the leached iron is precipitated as jarosite, goethite, ferrihydrite, hematite or iron hydroxide, depending on the technology used. The relevant recovery methods for nickel and cobalt described are also limited to the treatment of liquor containing ferric as the unique iron component

A common feature in atmospheric pressure acid leaching is that a substantial portion of the high iron content of the laterite leaches along with the nickel and cobalt, and reports as ferric ions in the product leach solution (PLS), and current processes for treatment of the (PLS) focus on the recovery of target metals such as nickel, cobalt and occasionally copper from the leachate containing ferric as the dominant iron component.

Heap leaching is a conventional method of economically extracting metals from ores and has been successfully used to recover materials such as copper, gold, uranium and silver. Generally it involves piling raw ore directly from ore deposits into heaps that vary in height. The leaching solution is introduced onto the top of the heap to percolate down through the heap. The effluent liquor is drained from the base of the heap and passes to a processing plant where the metal values are recovered.

Heap leaching of laterites is taught in US Patent. No. 5,571,308 (BHP Minerals International, Inc), which describes a process for heap leaching of high magnesium containing laterite ore such as saprolite.

US patent no. 6,312,500 (BHP Minerals International, Inc) also describes a process for heap leaching of laterites to recover nickel, which is particularly effective for ores that have a significant clay component such as nickel-containing smectite and nontronite (greater than 10% by weight).

A major problem with the heap leach process is that the leachate produced contains, in addition to the nickel and cobalt values targeted, large quantities of ferric iron ions and a variety of other impurities. The purification of similar nickel solutions from commercial laterite acid leach processes involves neutralisation of the acid content, precipitation of ferric iron ions, followed by production of a nickel/cobalt intermediate, a re-dissolution step, and complex solvent extraction stages to produce saleable nickel and cobalt. The purification steps generally aim for complete removal of iron and the other impurities.

Ion Exchange (IX) processes have been disclosed for the extraction of both the nickel and cobalt from the nickel leachate, leaving the major impurities in the raffinate.

US Patent 95/16118 (BHP Minerals International Inc.) describes an ion exchange process for separating nickel from the leachate from treatment of laterite by the pressure acid leach process. Nickel is extracted by the resin at pH less than 2, and stripped with sulfuric acid for subsequent electrowinning. Cobalt remains in the raffinate along with other impurities, and after solution neutralisation, is precipitated as a sulfide.

Patent WO 00/053820 (BHP Minerals International Inc.) describes the ion exchange extraction of nickel and cobalt from acid sulfate leach solution onto the resin, and the subsequent acid stripping of the metals from the resin, and their separation by solvent extraction.

US Patent 6350420 B1 (BHP Minerals International Inc.) also teaches the use of ion exchange resin in a resin in pulp process to extract nickel and cobalt onto the resin from an acid leach slurry.

The preferred resin used in these patents is Dow M4195 which has the functional group bis-picolyamine and the adsorption constants indicating selectivity of the resin at pH 2 are in the order of $\text{Cu}^{2+} > \text{Ni}^{2+} > \text{Fe}^{3+} > \text{Co}^{2+} > \text{Fe}^{2+} > \text{Mn}^{2+} > \text{Mg}^{2+} > \text{Al}^{3+}$. The above patents all aim to produce relatively pure nickel solution, or nickel and cobalt strip solutions from the ion exchange resins.

An improvement to the ferro nickel process described earlier is taught in International Patent application (PCT/AU.2005/001360) (BHPBilliton SSM Development Pty Ltd) which teaches a method of producing a nickel/iron hydroxides to feed the smelting step. This involves heap leaching of the laterite, an ion exchange stage with Dow M4195 to separate nickel and some of the iron from the ferric ion containing product liquor. As ferric ion concentration in the PLS produced is ten times the concentration of the nickel ions, the effective resin capacity for nickel adsorption is decreased due to the loading of the ferric ions.

It has been surprisingly found following detailed experimental work and pilot plant operation, that contrary to what is taught in prior art, some partially oxidised laterite ores which are less weathered, or have a younger geological history, contain a substantial proportion of their iron content in ferrous form, and when acid leached in a heap leach process to recover nickel, generate a product leach solution in which most of the iron is in ferrous form. This discovery has required a changed philosophy for iron treatment in hydrometallurgical processes in the laterite industry, and has led to the process of the present invention which overcomes or at least alleviates one or more of the difficulties associated with the prior art.

The above discussion of documents, articles and the like is included in the specification solely for the purpose of providing a context for the present invention. It is not suggested or represented that any or all of these matters formed part of the prior art base or were common general knowledge in the field relevant to the present invention before the priority date.

Summary of the Invention

In general, the present invention relates to a new method for recovering nickel from partially oxidised laterite ore which contains a substantial proportion of its iron content in the ferrous state. In a preferred embodiment, the present invention provides a new process for treating laterite ore which contains a substantial proportion of its iron component in ferrous state, and which involves heap leaching, atmospheric pressure leaching, high pressure leaching, or any combination of these leaching processes of the ore, followed by nickel and cobalt recovery, impurity removal by an ion exchange

process, solvent extraction or other known methods and mixed nickel and cobalt hydroxide production by neutralisation.

Accordingly, the present invention resides in a process for the recovery of nickel and/or cobalt from laterite or partially oxidised laterite ores having a high ferrous iron content, said process including the steps of:

- a) providing a laterite or partially oxidised laterite ore wherein a substantial proportion of the iron present in the ore is in its ferrous state;
- b) acid leaching the ore to provide a product leach solution containing at least ferrous iron, nickel and/or cobalt together with acid soluble impurities; and
- c) recovering the nickel and/or cobalt from the product leach solution with a selective ion exchange resin in an ion exchange process leaving the ferrous iron and other acid soluble impurities in the raffinate.

The term "substantial proportion" as used in relation to describing the content of ferrous iron in the laterite ore, is indicative that the laterite ore contains a relatively higher proportion of ferrous to ferric iron than found in many laterite ore deposits. Typically, what is meant by a "substantial proportion" is that the content of ferrous iron represents about 30% or greater of the total iron content in the laterite ore.

The process of the present invention is particularly suitable for the recovery of cobalt together with the nickel. The selective ion exchange resin in one embodiment, is selective for the adsorption of nickel, but preferably is selective for the adsorption of both nickel and cobalt in a nickel and cobalt recovery process.

In general, the present invention provides a process for producing a nickel hydroxide or mixed nickel/cobalt hydroxide intermediate from laterite ore. It is applicable to laterite ore bodies, such as partially oxidised laterites, where a substantial proportion of the iron is in ferrous form, and reports to the leachate as ferrous ions. The invention is particularly applicable to a process where the laterite ore has been subjected to a heap leach process, wherein the nickel and cobalt is leached with sulfuric acid to form a product leach solution (PLS) containing nickel, cobalt, iron in ferrous and ferric form and acid soluble impurities, the process preferably includes the steps of:

1. Partially neutralising the PLS to precipitate and separate any ferric iron from solution. The PLS is then in a ferrous sulfate media form.
2. Contacting the product leach solution containing the nickel, cobalt, ferrous iron and acid soluble impurities with preliminary ion exchange (IX) resin, wherein the resin selectively adsorbs any copper from the solution leaving the nickel, cobalt, ferrous iron and the acid soluble impurities in the raffinate;
3. Contacting the raffinate with a selective ion exchange resin wherein the resin selectively adsorbs nickel and cobalt, leaving the ferrous iron and other impurities in the raffinate.
4. Stripping the nickel and cobalt from the selective ion exchange resin with a sulfuric acid solution to produce an eluate containing nickel and cobalt; and
5. Neutralising the eluate to precipitate a mixed nickel cobalt hydroxide product; or separating the cobalt before precipitation by known processes such as sulfidation, solvent extraction, or ion exchange.

In general, the process forms part of an overall process for the recovery of nickel and/or cobalt. Preferably, the product leach solution is produced by a heap leach process wherein at least one heap of ore is established and leached with a sulfuric acid supplemented liquor stream, which will percolate through the heap to produce a product leach solution containing at least nickel, cobalt, ferrous and ferric iron and acid soluble impurities. More preferably, the heap leach process is established in a counter current system whereby:

- a) a primary and a secondary heap are established;
- b) the secondary heap is treated with a liquor stream comprising recycled raffinate from the ion exchange process supplemented by sulfuric acid and the recycled acidic PLS from the primary heap, to produce an intermediate PLS; and
- c) treating the primary heap with the intermediate PLS to produce the PLS containing at least nickel, cobalt, iron and acid soluble impurities.

Whereas it is envisaged that the product leach solution will be produced by a heap leach process, preferably a counter current heap leach process, the process may also

be applied to a product leach solution containing at least nickel, cobalt and ferrous iron produced from partially oxidised lateritic ore by leaching with sulfuric acid by other means, such as leachate from a pressure acid leach process, an atmospheric leach process, or any combination of pressure, atmospheric and heap leaching.

5

Brief Description of the Drawings

Fig. 1 illustrates a flow sheet of the invention illustrating each aspect of the invention for recovery of nickel and cobalt from laterite ore containing a substantial proportion of iron in the ferrous state, including the leach process, ferric iron precipitation, copper removal, and production of nickel/cobalt sulphate solution.

10

Detailed Description of the Invention

In a preferred embodiment, where the product leach solution results from an acid heap leach process, high ferrous iron content laterite ore is crushed to a size, preferably less than 25mm size, and agglomerated if required for heap porosity using water, sulfuric acid, or other binding materials, to improve heap permeability

15

The agglomerated ore may be arranged into a single heap but preferably at least two heaps, a primary and a secondary heap, to be operated as a counter current heap leach system. The counter current heap leach process has the advantage of lower acid consumption, lower ferric ion concentration and a cleaner product leach solution than the single heap system.

20

In a preferred method, which is illustrated in Figure 1, the liquor stream (1) is sourced from the acidic nickel depleted recycled raffinate from the nickel and cobalt ion exchange step, supplemented with sulfuric acid (2), and added to the secondary heap leach (3) of Run of Mine ore (4), producing an intermediate product leach solution (5). The leach stage (3) may alternatively be an atmospheric, pressure or combination of heap, atmospheric or pressure leach processes. In one embodiment (not illustrated) the intermediate product leach solution is then added to a primary heap leach in a counter current process. This produces a nickel and cobalt rich product leach solution (PLS) with low acidity and low ferric ion concentration, which also contains ferrous iron and a number of other impurities. When the secondary heap is depleted of nickel, it is

25

30

discarded, the primary heap becomes the secondary heap, and a new ore heap becomes the primary heap.

In the embodiment in Figure 1, the product leach solution is neutralised by the addition of a suitable neutralising agent, preferably limestone, to a pH of 2-3 (6), and a preferred temperature around 80 °C, but at any temperature between ambient and 90 °C, in order to precipitate any ferric iron present as goethite or ferric hydroxide. Removal of ferric iron increases the effective resin capacity to extract nickel and cobalt as the ion exchange resins used to recover nickel downstream will also adsorb ferric iron. Ferrous iron, which is not adsorbed by the nickel IX resins, remains in the product leach solution.

If the nickel and cobalt are to be recovered by ion exchange, any copper present in the product liquor is preferably removed first, as the resins suitable for nickel recovery also adsorb copper and it would become an impurity in the final product. After solid/liquid separation to remove the precipitates (7), any copper in the product leach solution is removed by a preliminary ion exchange stage (8). The preferred preliminary ion exchange resins for copper IX are Amberlite IRC 748 or Bayer TP 207, but other suitable resins with selectivity for copper may be used. The copper (9) is stripped from the resin by sulphuric acid, and rejected if in small quantities.

If there is sufficient copper in the product leach solution to economically justify recovery, the copper removal step may be a solvent extraction step, using reagent such as Lix 84 or Lix 984, followed by electrowinning or cementation to recover the copper.

Accordingly, in one embodiment of the invention, prior to the recovery of nickel in the ion exchange process, any copper present in the product leach solution may be removed by contacting the product leach solution with a preliminary ion exchange resin as part of the ion exchange process, to selectively adsorb any copper present from the solution leaving the nickel, cobalt, ferrous iron and the acid soluble impurities in a preliminary raffinate.

In a further embodiment of the invention, prior to the recovery of nickel in the ion exchange process, any copper present in the product leach solution may be removed

by treating the product leach solution with an organic reagent in a solvent extraction process to selectively extract any copper present leaving the nickel, cobalt, ferrous iron and the acid soluble impurities in the raffinate.

5 The raffinate from the copper IX is then subjected to a nickel selective ion exchange step, preferably a nickel and cobalt selective ion exchange step (10), to recover the nickel and cobalt, which are adsorbed on the resin. The selective ion exchange resin for example, preferably is a resin with a bis-picolylamine functional group. Most preferably it is Dowex M4195. At pH 2 the adsorption constants indicating
10 selectivity of the resin are in the order is $\text{Cu}^{2+} > \text{Ni}^{2+} > \text{Fe}^{3+} > \text{Co}^{2+} > \text{Fe}^{2+} > \text{Mn}^{2+} > \text{Mg}^{2+} > \text{Al}^{3+}$. Therefore the resin can recover nickel and cobalt selectively (as ferric iron has already been removed), and ferrous iron and other acid soluble impurities remain in the raffinate. The raffinate is then partially neutralised with lime or other suitable neutralising agents (11) at pH 10-11 to precipitate out and remove ferrous hydroxide
15 and other impurities such as Mg for disposal (12), before recycling the liquor to the leach stage if required (13).

 The retained nickel and iron are stripped from the resin using a mineral acid, preferably a sulfuric acid solution (14), to produce an eluate containing nickel and cobalt
20 sulfates (15). Other resins with selectivity for nickel and cobalt, such as Amberlite IRC 748, or Bayer TP207 may also be used as the ions (ferric and copper), for which these resins have a higher selectivity than nickel and cobalt ions have been removed.

 A mixed nickel/cobalt hydroxide precipitate (MHP) may then be produced from the
25 eluate by neutralisation with magnesium oxide to pH 8-9.

 The liquor stream treated by this process may also be supplemented by leachate containing at least nickel, cobalt and ferrous iron from a pressure acid leach process, an atmospheric leach process, or any combination of pressure and atmospheric leaching of
30 laterite ores. In other alternative embodiments, the product leach solution for the ion exchange process can be sourced directly from the leachate of such leach processes, without a heap leach process.

In other alternative embodiments, the nickel and cobalt may be recovered from the IX eluate, either together by other known precipitation processes such as sulfidation, or separately by known separation methods such as solvent extraction, ion exchange or selective precipitation, followed by electrowinning or hydrogen reduction.

Accordingly, in another embodiment of the invention, the nickel and cobalt are recovered from the eluate by either:

- i) neutralising the eluate to a pH of about 8-9 to precipitate the nickel and cobalt as a mixed nickel/cobalt hydroxide product; or
- ii) separating the cobalt from the eluate by precipitation, solvent extraction or other known methods, and then subsequently neutralising the eluate to a pH of about 8-9 to precipitate the nickel as a nickel hydroxide product.

Each of the embodiments described illustrates various alternatives in the process and various combinations of the alternatives should be considered as forming part of the invention described herein.

There are several advantages of the process described where laterite contains a substantial proportion of ferrous iron rather than ferric iron as described in prior art.

Stoichiometric calculations indicate that the acid consumption to dissolve one unit of ferrous ion is two thirds of the acid consumption to dissolve ferric iron. Similarly, the limestone consumption to precipitate ferrous irons in effluent treatment is only two thirds of the limestone consumption to precipitate ferric irons. Consequently, processing a ferrous iron containing laterite in the process of the invention uses significantly less acid for leaching, and less limestone for neutralisation of the acid used. This is economically better for processing ferrous containing laterite ores, when compared to processing ferric containing laterite ores.

In some prior art processes, sulfur dioxide is used to control ORP to the range of 600-700mV (vs AgCl/Pt probe) to break down and leach the cobalt-containing mineral asbolane (Mn, Co)O₂. In addition, the ORP control of <900mV (vs AgCl/Pt probe) was

essential to protect the Dow 4195 resin used in the IX recovery of nickel from oxidants such as $\text{Cr}_2\text{O}_7^{2+}$, Cr(VI) , and Mn^{4+} in the PLS.

5 A further advantage of this process is that with ferrous ions Fe^{2+} leached from ferrous containing laterite ore, the ORP of PLS is naturally within the range to liberate cobalt from asbolane and to protect Dow M4195 resin from oxidants without introducing any sulphur dioxide or other reductants.

10 The process of the invention also offers advantages in the selection and economy of use of the IX resins.

15 IX with Dow M4195 resin is taught in patent WO 00/053820(BHP Minerals international Inc.) as a preferred route to recover nickel and cobalt from heap leaching PLS, because it has a unique higher affinity (selectivity) to Ni^{2+} than Fe^{3+} compared to other commercial resins such as Amberlite IRC748, Bayer TP207 and Purolite S930. Although Dow M4195 has this unique selectivity, its price is significantly higher than the other resins and an economic hurdle for application.

20 The existence of a substantial proportion of ferrous in ferrous containing laterite processed in this invention may allow the choice of a cheaper resin in the acid leach/IX processing route for nickel recovery, thus improving the economics. The high ferrous iron content of product liquor, and the low ferric content offer the following other advantages for the IX processing route.

25 If Dow M4195 resin is used for the nickel extraction IX stage, the effective nickel capacity of the resin is increased, as all ferric iron has been removed in the first neutralisation step, and the ferrous iron is not preferentially adsorbed by the resin. The capital investment of the IX route is therefore reduced due to the higher effective nickel capacity per unit of resin, when it is dominated by only ferrous ions.

30

A further advantage is that with no ferric ions loaded on the resin, cobalt can also be loaded easily, improving the efficiency of cobalt recovery by the IX process.

Without the interference of ferric ions, the inexpensive resins such as Amberlite IRC748, Purolite S930 and Bayer TP207 could replace Dow M4195 for the copper removal IX stage. The loaded copper on these resins can be stripped out with mild
5 acidic solution instead the ammoniacal solution used for Dow M4195.

The above description is intended to be illustrative of the preferred embodiment of the present invention. It should be understood by those skilled in the art, that many variations or alterations may be made without departing from the spirit of the invention.
10

Examples

Example 1: The composition of partially oxidised laterite ores and the PLS (Pregnant Leachate Solution) of heap leach and atmospheric agitation leach

Table 1 compares the chemical compositions of the fully oxidised and partially
15 oxidised laterite ore, marked with the content of ferrous ions (Fe^{2+}). Mineralogical investigation identified magnetite (Fe_3O_4) and the lower saprolite zone (which is distinguished from the upper saprolite zone by less oxidation) were the major mineral phases containing ferrous ions (Fe^{2+}).

Table 2 and Table 3 show the compositions of heap leach PLS and atmospheric
20 agitation leach PLS respectively. Ferrous ions in the PLS verified substantial ferrous ions (Fe^{2+}) contained the tested laterite ore.

25

30

Table 1: Chemical Compositions (%) of Fully and Partially Oxidized Laterite Ores

Laterite ore	Tot. Fe	Fe ²⁺	Mg	Ni	Co
Indonesian limonite	40.8	nd*	1.3	1.53	0.10
Indonesian saprolite	8.5	nd*	14.6	3.37	0.03
New Caledonian limonite	47.1	nd*	0.4	1.33	0.16
New Caledonian saprolite	7.7	nd*	23.3	1.00	0.02
Western Australian low-Mg ore	25.4	nd*	4.9	2.50	0.07
Western Australian high-Mg ore	10.0	nd*	16.6	1.38	0.02
South American partially oxidized limonite	30.60	8.36	3.98	1.38	0.10
South American partially oxidized saprolite	14.38	4.93	15.53	0.96	0.04
South American partially oxidized laterite composite of limonite and saprolite	22.6	6.6	6.9	1.30	0.10

5 nd* : Not detected

Table 2: Heap Leach PLS Compositions of South American Partially Oxidised
Laterite Composition of Limonite and Saprolite with Weight Ratio of 1:1 and
Various Leaching Conditions

Sample No.	ORP* mV	pH	Fe ³⁺ g/L	Fe ²⁺ g/L	Mg g/L	Ni g/L	Co g/L
1	432	2.31	0.7	4.7	12.01	2.00	0.23
2	383	2.99	0.0	4.0	13.17	2.14	0.30
3	415	2.21	3.25	15.98	6.34	1.52	0.11
4	476	1.47	28.52	2.93	6.69	1.04	0.08

10
ORP*: versus Pt/AgCl probe

Table 3: Atmospheric Agitation Leach PLS Compositions of South American Partially Oxidized Limonite and Saprolite
(80°C, constant 100g/L H₂SO₄, liquid/ solid ratio: 10mL:1 gram)

Ore	Ni Ext. %	Fe ³⁺ g/L	Fe ²⁺ g/L	Mg g/L	Ni g/L	Co g/L
Limonite	93.5	16.0	7.3	3.79	1.09	0.076
Saprolite	91.0	8.5	5.6	10.2	0.74	0.043

5

Example 2: Atmospheric Leaching of Ferrous Bearing Nickel Laterite Ore

One litre of 25%w/w limonite slurry was added to an agitated three litre reactor and heated to 60°C. 98% sulphuric acid was added to the slurry with the acid/limonite weight ratio of 650kg acid per dry tonne of ore, increasing the leach temperature to approximately 100°C. The limonite slurry was leached for three hours, after which time approximately 90% of the solid was dissolved.

10

Approximately one litre of 25%w/w saprolite slurry was added to the limonite leached slurry. The presence of saprolite consumes remnant free acidity. This in turn causes ferric iron present in solution to precipitate, either as a jarosite or as goethite. The precipitation of iron generates free acidity in solution which further leaches the saprolite slurry. This process continues to equilibrium over eleven hours, with a leach temperature of 100°C maintained throughout.

15

20

After saprolite leaching a slurry of limestone is added to the reactor. The limestone neutralises any remaining acid in solution and precipitates any remaining ferric ions.

Figure 2 shows the relationship between ferrous and ferric iron and nickel in solution with time during the atmospheric leach process. The graph shows that with time ferric iron ions are precipitated from the liquid phase, showing the separation of ferric ions from nickel and ferrous ions in solution. The concentration of nickel increases with time as the saprolite slurry is leached and remains unaffected by the precipitation of ferric ions. The obtained PLS is an intermediate product for the manufacture of

25

nickel/cobalt mixed hydroxide or sulfide, ferronickel, metallic nickel powders or nickel cathode.

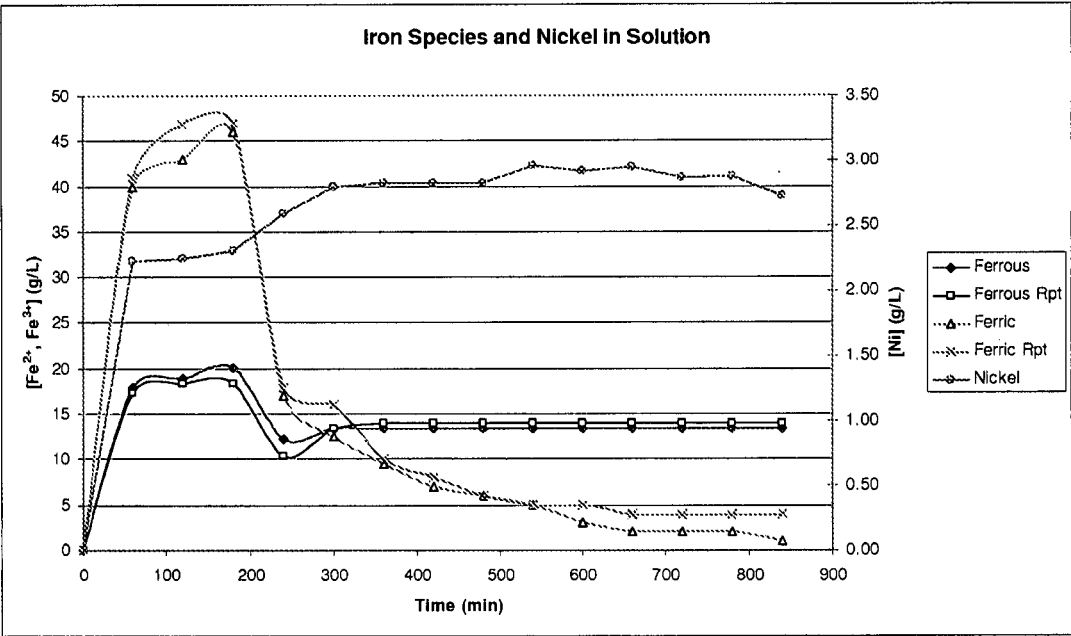


Figure 2

Example 3: Nickel recovery with ferric ions precipitation followed by IX separation/purification

In a pilot plant operation, the heap leach PLS was heated at 80°C and neutralised to pH 2.5-3.5 with limestone slurry to precipitate ferric ions as goethite or para-goethite or ferrihydrite or hydroxide. Ferrous ions Fe^{2+} were not precipitated under such conditions. After solid/liquid separation with a frame filter, the filtrate containing Ni^{2+} and Fe^{2+} was first passed through a Copper-IX fixed-bed column to scavenge Cu^{2+} . The solution was then passed through an IX device named ISEP® in which 30 IX columns charged with ion exchange resin Dow M4195 are fixed on a carousel. An acidified, synthetic spent electrolyte solution, manufactured to correspond to a nickel electrowining solution was used as a stripping solution. Almost all impurities such as ferrous, aluminium, chromium and magnesium ions were rejected into the raffinate, with nickel recovered in the eluate. Table 4 illustrate the compositions for the feed in/out solution to ferric ions precipitation, ISEP® feed solution, raffinate and eluate. Variations in the composition of various liquid streams indicated that nickel was separated from impurities and purified with the consecutive operation of ferric ions precipitation and ion exchange. The obtained elution solution is an intermediate product for manufacture of

nickel/cobalt mixed hydroxide or sulfide, ferronickel, metallic nickel powders or nickel cathode.

Table 4: Average Compositions of Liquid Streams of the Process of Heap Leach-Ferric Ions precipitation-Nickel Recovery with IX (Ion Exchange)

Stream	Ni g/L	Fe ³⁺ g/L	Fe ²⁺ g/L	Co g/L	Al g/L	Cr g/L	Cu mg/L	Mg g/L	Mn g/L
Heap leach PLS	1.94	8.56	10.89	0.23	4.10	0.24	12	10.63	1.74
Filtrate after Fe ³⁺ precipitation	1.57	0.23	10.14	0.21	2.90	0.06	9	9.60	1.57
ISEP® feeding solution after Cu ²⁺ scrubbing	1.39	0.20	8.81	0.19	1.94	0.05	1	8.34	1.32
ISEP® Raffinate	0.10	0.10	8.29	0.15	2.02	0.05	0	7.85	1.28
ISEP® Eluate	47.06	3.80	0	0.75	0.26	0.018	21	0.02	0.03

CLAIMS:

1. A process for the recovery of nickel and/or from laterite or partially oxidised laterite
5 ores having a substantial proportion of the iron present in the ferrous state, said process including the steps of:
 - a) providing a laterite or partially oxidised laterite ore wherein a substantial proportion of the iron present in the ore is in the ferrous state;
 - b) acid leaching the ore to provide a product leach solution containing at least
10 ferrous iron, nickel and/or cobalt together with acid soluble impurities; and
 - c) recovering the nickel and/or cobalt from the product leach solution with a selective ion exchange resin in an ion exchange process leaving the ferrous iron and other acid soluble impurities in the raffinate.
- 15 2. A process according to claim 1 wherein the product leach solution is partially neutralised to precipitate and separate any ferric iron from the solution prior to the ion exchange process.
3. A process according to claim 1 wherein prior to the recovery of the nickel in the ion
20 exchange process, copper present in the product leach solution is removed.
4. A process according to claim 3 wherein the copper is removed by contacting the product leach solution with a preliminary ion exchange resin as part of the ion
25 exchange process, to selectively adsorb any copper present from the solution leaving the nickel, cobalt, ferrous iron and the acid soluble impurities in a preliminary raffinate.
5. A process according to claim 3 wherein copper present in the product leach
30 solution is removed by treating the product leach solution with an organic reagent in a solvent extraction process to selectively adsorb any copper present leaving the nickel, cobalt, ferrous iron and the acid soluble impurities in the raffinate.

6. A process according to claim 4 wherein the preliminary ion exchange resin is selected from Amberlite IRC 748, Purolite S 930, Bayer TP 207 and Dowex M 4195
- 5
7. A process according to claim 4 wherein the copper is stripped from the preliminary ion exchange resin with a mild acid solution for disposal or recovery.
8. A process according to claim 4 or 5 wherein the copper is recovered by electrowinning or cementation.
- 10
9. A process according to claim 1 wherein the selective ion exchange resin is selective for at least the adsorption of nickel, whereby the nickel is recovered by stripping the nickel from the selective resin.
- 15
10. A process according to claim 1 wherein the process is a nickel and/or cobalt recovery process and the selective ion exchange resin is selective for the adsorption of nickel and/or cobalt.
11. A process according to claim 4 wherein the preliminary raffinate is contacted with the selective ion exchange resin as part of the ion exchange process to selectively adsorb nickel and/or cobalt from the preliminary raffinate, leaving the ferrous iron and other acid soluble impurities in the raffinate.
- 20
12. A process according to claim 11 further including the step of stripping the nickel and/or cobalt from the selective ion exchange resin to produce an eluate containing nickel and/or cobalt.
- 25
13. A process according to claim 12 wherein the nickel and/or cobalt are stripped from the resin with a mineral acid solution.
- 30
14. A process according to claim 1 wherein the selective ion exchange resin has a bis-picolylamine functional group.

15. A process according to claim 14 wherein the selective ion exchange resin is Amberlite IRC 748, Purolite S 930, Bayer TP 209 or Dowex M 4195.
- 5 16. A process according to claim 12 wherein the nickel and/or cobalt are recovered from the eluate by either:
- i) neutralising the eluate to a pH of about 8-9 to precipitate the nickel and/or cobalt as a nickel or cobalt hydroxide or a mixed nickel/cobalt hydroxide product; or
 - 10 ii) separating the cobalt from the eluate by precipitation, solvent extraction or other known methods, and then subsequently neutralising the eluate to a pH of about 8-9 to precipitate the nickel as a nickel hydroxide product.
- 15 17. A process according to claim 16 wherein the cobalt is precipitated by sulfidation.
18. A process according to claim 11 wherein after the nickel and/or cobalt ion exchange step, the raffinate is partially neutralised with lime or other suitable neutralising agents to a pH of from about 10 to 11 to precipitate out and remove ferrous hydroxide and other impurities such as magnesium for disposal before recycling the liquor to the acid leach stage if required.
- 20 19. A process according to any one of the preceding claims wherein the laterite ore is a partially oxidised laterite ore.
- 25 20. A process according to any one of the preceding claims wherein the acid leaching is either heap leaching, atmospheric pressure leaching, high pressure leaching or a combination of two or more of these leaching processes.
- 30 21. A process according to claim 20 wherein the acid leaching is a heap leach process.
22. A process according to claim 21 wherein the heap leach process is established in a counter current system by:
- a) preparing a primary and secondary heap;

- b) treating the secondary heap with a liquor stream comprising recycled raffinate from the ion exchange process, supplemented with sulfuric acid to produce an intermediate product liquor solution;
- 5 c) treating the primary heap with the intermediate product liquor solution to produce the product liquor solution containing at least nickel and/or cobalt, iron and acid soluble impurities.

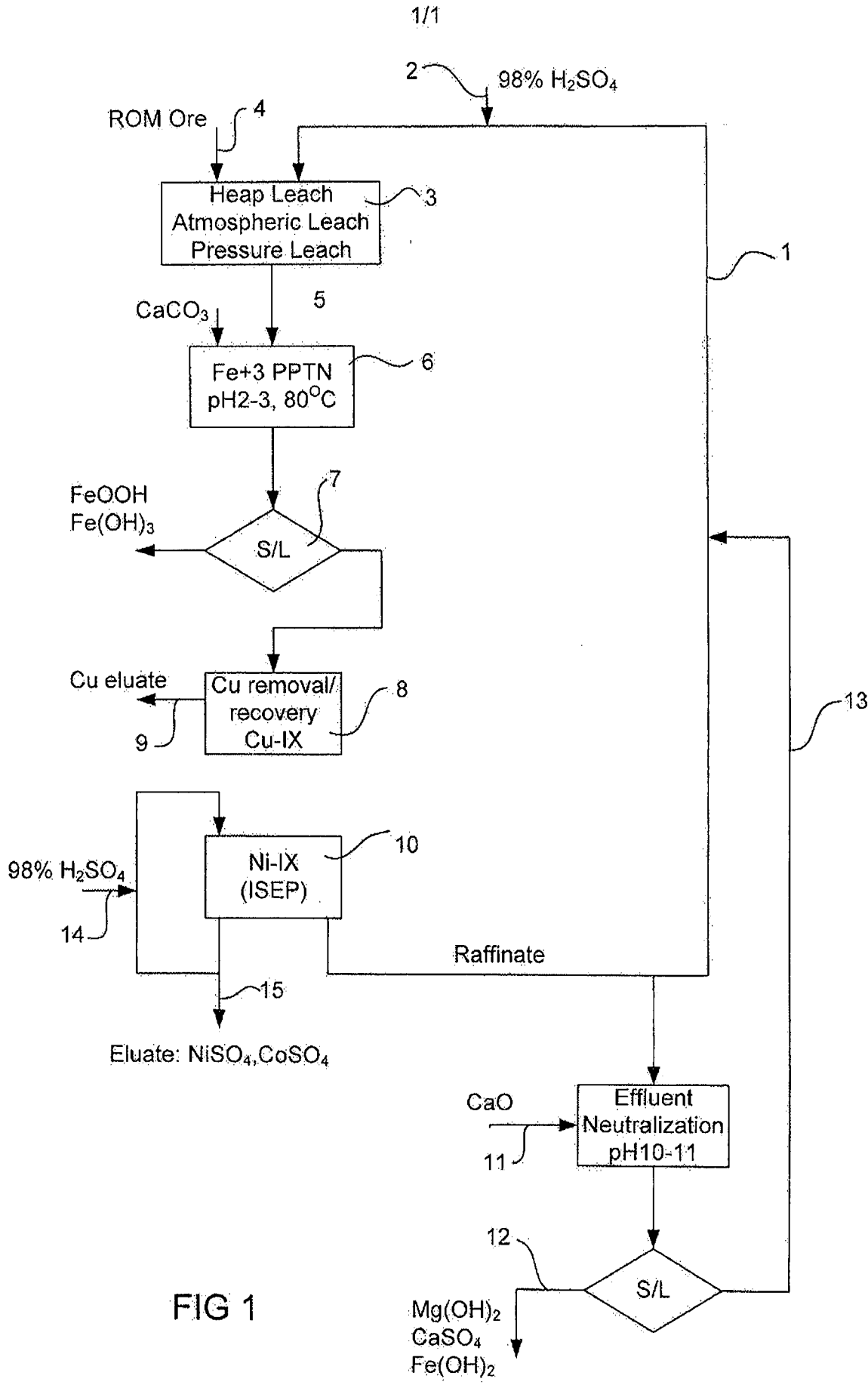
10

15

20

25

30



INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.

PCT/AU2008/000646

A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER

Int. Cl.

C22B 3/00 (2006.01)

C22B 3/42 (2006.01)

C22B 3/08 (2006.01)

C22B 23/02 (2006.01)

According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC

B. FIELDS SEARCHED

Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbols)

Documentation searched other than minimum documentation to the extent that such documents are included in the fields searched

Electronic data base consulted during the international search (name of data base and, where practicable, search terms used)

DWPI: nickel or Ni or Co or cobalt; leach+; ferrous or Fe or Iron, ion exchange+; laterit+ or limonit+ or saprolit+;
C22B-003/IC; C22B-023/IC; C22B-023/04/IC

C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT

Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
X	WO 2000/053820 A1 (BHP MINERALS INTERNATIONAL, INC. [US]) 14 September 2000. See abstract; pages 1, 2, 8, 9, 11, 12, 14, 15, 16; examples 1- 7; and claims.	1- 15, 19, 20
X	WO 1996/020291 A1 (BHP MINERALS INTERNATIONAL, INC. [US]) 4 July 1996. See abstract; pages 1, 3, 4- 7; page 8, line 27- page 10, line 18; page 15, line 23- page 16, line 28; examples 1- 3, 6 and 7; and claims.	1- 4, 6, 8- 16, 18- 20

☒ Further documents are listed in the continuation of Box C☒ See patent family annex

* Special categories of cited documents:	
"A" document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance	"T" later document published after the international filing date or priority date and not in conflict with the application but cited to understand the principle or theory underlying the invention
"E" earlier application or patent but published on or after the international filing date	"X" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered novel or cannot be considered to involve an inventive step when the document is taken alone
"L" document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the publication date of another citation or other special reason (as specified)	"Y" document of particular relevance; the claimed invention cannot be considered to involve an inventive step when the document is combined with one or more other such documents, such combination being obvious to a person skilled in the art
"O" document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means	"&" document member of the same patent family
"P" document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed	

Date of the actual completion of the international search

18 July 2008

Date of mailing of the international search report

23 JUL 2008

Name and mailing address of the ISA/AU

AUSTRALIAN PATENT OFFICE
PO BOX 200, WODEN ACT 2606, AUSTRALIA
E-mail address: pct@ipaustalia.gov.au
Facsimile No. +61 2 6283 7999

Authorized officer

PETER ELLIS
AUSTRALIAN PATENT OFFICE
(ISO 9001 Quality Certified Service)
Telephone No : (02) 6225 6106

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.

PCT/AU2008/000646

C (Continuation). DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT		
Category*	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
X	WO 2006/029443 A1 (BHP BILLITON SSM TECHNOLOGY PTY LTD [AU]) 23 March 2006. See abstract; page 1, lines 1- 11; page 2, lines 26- 33; page 3, line 28- page 9, line 20; page 10, line 27- page 12, line 8; examples 3- 7, 9; and claims.	1, 9, 10, 13- 17, 19- 22
A		2- 8, 11, 12, 18
A	WO 2001/029276 A1 (BHP MINERALS INTERNATIONAL, INC. [US]) 26 April 2001. See abstract; pages 1, 4- 7; examples 1- 3; and claims.	1- 22
A	US 5571308 A (BHP MINERALS INTERNATIONAL, INC. [US]) 5 November 1996. See abstract; column 1, lines 11- 21; column 1, line 65- column 2; line 61; column 3, line 3- column 4, line 14; column 5, lines 2- 47; column 9, lines 50- 57; column 12, lines 40- 45; figures 1- 4, 9, 10; and claims.	1- 22
A	US 3884681 A (GANDON) 20 May 1975. See abstract; column 1, lines 35- 49; column 1, line 66- column 2, line 13; and claims.	1- 22
A	US 2007/0041884 A1 (ZONTOV) 22 February 2007. See abstract; paragraphs [0001]- [0007], [0012], [0017]- [0028]; examples 1- 3; and claims.	1- 22
A	US 4301125 A (BURKIN et al.) 17 November 1981. See abstract; and column 1, line 50- column 2, line 64.	1- 22
A	WO 2005/005671 A1 (BHP BILLITON SSM TECHNOLOGY PTY LTD [AU]) 20 January 2005. See abstract; page 1, lines 5- 12; page 3, line 28- page 5, line 23; page 6, line 1- page 7, line 20; page 8, lines 11- 26; and claims.	1- 22
A	GB 2086872 A (FALCONBRIDGE NICKEL MINES LIMITED [CA]) 19 May 1982. See page 1, lines 1- 5 and 18- 24; page 2, lines 12- 46; figures 1 & 2; and claims.	1- 22
A	WO 2006/029499 A1 (SKYE RESOURCES INC. [CA]) 23 March 2006. See abstract; paragraphs [0002], [0004], [0005], [0012], [0013], [0029]- [0039], [0042], [0047]- [0052]; figures 1 & 2; and claims.	1- 22
A	WO 2004/067787 A1 (BHP BILLITON SSM TECHNOLOGY PTY LTD [AU]) 12 August 2004. See abstract; page 1, lines 6- 11; page 4, line 33- page 5, line 6; page 6, line 27- page 7, line 29; and claims.	1- 22

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.
PCT/AU2008/000646

This Annex lists the known "A" publication level patent family members relating to the patent documents cited in the above-mentioned international search report. The Australian Patent Office is in no way liable for these particulars which are merely given for the purpose of information.

Patent Document Cited in Search Report		Patent Family Member					
WO	0053820	AU	35154/00	EP	1159461	US	2001001650
WO	9620291	AU	45153/96	BR	9510115	OA	10492
WO	2006029443	AU	2005284665	CA	2580542	CN	101068940
		EP	1794331	KR	2007006012	US	2008016986
WO	0129276	AU	10840/01	BR	0014866	CA	2387834
		EP	1228259	US	6350420	ZA	200203068
US	5571308	AU	57310/96	BR	9609735	CA	2224218
		EP	0862659	MX	9800533	OA	10651
		WO	9704139				
US	3884681	AU	63000/73	BE	807828	CA	1039234
		DE	2359841	ES	421062	FR	2208983
		GB	1443788	JP	50005224	JP	56119744
		LU	68884	NL	7316365	ZA	7309068
US	2007041884	AU	2004235837	BR	PI0410165	CA	2525272
		CN	1805793	EP	1628767	KR	2006005545
		RU	2005138321	WO	2004098775		
US	4301125	AU	34416/78	BR	7801966	BR	7801967
		CA	1116871	ES	468459	FR	2385802
		GB	1600411	GR	68944	YU	75478
WO	2005005671	AU	2004256147	BR	PI0412696	CA	2532144
		CN	1823172	EP	1644541	KR	2006005281
		US	2007034056				
GB	2086872	AU	76688/81	BR	8107095	CA	1171287
		FR	2493341	GR	78366	NO	813732
		NZ	198818	OA	6937	PH	18315
		US	4410498	ZW	25781		
WO	2006029499	AU	2005284620	BR	PI0513652	CA	2572420
		CN	101001964	EP	1778883	KR	2007004177
		US	2006024224				
WO	2004067787	AU	2004207148	BR	PI0406988	CA	2512865
		CN	1738917	EP	1587964	RU	2005127198

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International application No.

PCT/AU2008/000646

US 2006263282 ZA 200505144

Due to data integration issues this family listing may not include 10 digit Australian applications filed since May 2001.

END OF ANNEX

**RECUPERACIÓN DE NÍQUEL A PARTIR DE UN MINERAL DE LATERITA DE ALTO
CONTENIDO FERROSO**

Campo de la invención

En general, la presente invención se refiere a un nuevo método para la
5 recuperación de níquel a partir de un mineral de laterita o de laterita parcialmente
oxidada. En una realización preferida, la presente invención provee un nuevo proceso
para el tratamiento de mineral parcialmente oxidado que contenga una proporción
substantial de su componente de hierro en forma ferrosa, y que involucre lixiviación en
pila, lixiviación atmosférica o lixiviación a presión del mineral, o cualquier combinación
10 de estos métodos de lixiviación, seguido por la recuperación de níquel y cobalto y la
remoción de impurezas mediante un proceso de intercambio iónico y la producción de
hidróxido de una mezcla de níquel y cobalto. También se puede recuperar el cobalto en
forma separada después de un proceso adicional de intercambio iónico, extracción por
solvente u otros procesos conocidos al precipitarlo como hidróxido de cobalto o sulfuro
15 de cobalto.

Antecedentes de la invención

Los depósitos de mineral de laterita de níquel y cobalto contienen generalmente
minerales del tipo óxido, limonitas, y minerales del tipo silicato, saprolitas, como dos
capas en los mismos depósitos, separadas por una zona de transición.

20 Las saprolitas, de mayor contenido de níquel, tienden a ser tratadas mediante un
proceso piro-metalúrgico, que involucra técnicas de tostado de azufre y de fundición
eléctrica para producir ferro-níquel. Este tratamiento involucra normalmente un paso de
secado, seguido por un paso de reducción por tostado para convertir parcialmente los
óxidos de níquel a níquel, y uno de fundición en un horno eléctrico. Este es un proceso
25 altamente intensivo en energía y requiere una fuente de saprolita de alto grado para que

sea económico. También tiene la desventaja de que no se recupera el valor financiero de cualquier cantidad de cobalto en el mineral, ya que éste queda en el ferro-níquel.

La limonita, de alto contenido de níquel y cobalto, normalmente se trata comercialmente en forma hidro-metalúrgica mediante el proceso de Lixiviación Ácida de Alta Presión (HPAL, por sus siglas en inglés) usando ácido sulfúrico en el que se precipita el hierro como hematita como óxido férrico, o mediante una combinación de procesos piro-metalúrgicos e hidro-metalúrgicos, tales como el proceso de lixiviación de reducción de aluminio por tostado de Caron.

En la literatura se describen otros procesos de lixiviación ácida para la extracción de níquel y cobalto de las lateritas. Éstos incluyen lixiviación ácida a presión atmosférica, lixiviar en forma separada las fracciones de limonita y saprolita mediante combinaciones de lixiviación atmosférica y a alta presión, y lixiviación en pila. En estos procesos de lixiviación ácida, normalmente se escoge el ácido sulfúrico como ácido preferente, aunque también se describe el uso de ácido clorhídrico o de ácidos orgánicos. Dado que el hierro en los minerales tratados está en el estado férrico, el hierro lixiviado se precipita como jarosita, goethita, ferrihidrita, hematita o hidróxido de hierro, dependiendo de la tecnología que se use. Los métodos relevantes de recuperación descritos para níquel y cobalto también están limitados al tratamiento de un licor contentivo de hierro férrico como el único componente de hierro.

Una característica común en la lixiviación ácida a presión atmosférica es que se lixivia una porción substancial de laterita de alto contenido de hierro junto con el níquel y cobalto, y se reporta como iones férricos en la producto de solución lixiviada (PLS, por sus siglas en inglés), y los procesos actuales para el tratamiento del (PLS) se enfocan en la recuperación de metales clave tales como el níquel, cobalto y ocasionalmente cobre del lixiviado que contiene hierro férrico como su componente dominante de hierro.

La lixiviación en pila es un método convencional para la extracción económica de metales a partir de minerales y se ha utilizado con éxito para la recuperación de materiales tales como el cobre, oro, uranio y plata. Generalmente involucra el apilar mineral en bruto directamente desde los depósitos de mineral en pilas de altura variable. Se introduce la solución de lixiviación por el tope de la pila para que se cuele hacia abajo a través de la pila. El licor efluente se drena desde la base de la pila y pasa a una planta procesadora donde se recuperan los metales valiosos.

La Patente de los EE.UU. N° 5,571,308 (BHP Minerals International, Inc) muestra la lixiviación en pila de lateritas, al describir un proceso de lixiviación en pila de un mineral de laterita de alto contenido de magnesio tal como la saprolita.

La Patente de los EE.UU. N° 6,312,500 (BHP Minerals International, Inc) también describe un proceso para la lixiviación en pila de lateritas para recobrar níquel, que es particularmente efectivo para minerales que tengan un importante componente de arcilla, tales como la smectita y nontronita contentivas de níquel (mayor que 10% en peso).

Un gran problema del proceso de lixiviación en pila es que el lixiviado producido contiene, además de los valiosos y deseados níqueles y cobaltos, grandes cantidades de iones de hierro férrico y una variedad de otras impurezas. La purificación de soluciones similares de níquel de procesos comerciales de lixiviación ácida de laterita involucra la neutralización del contenido ácido, la precipitación de iones de hierro férrico, seguido por la producción de un producto intermedio de níquel/cobalto, un paso de re-disolución, y una extracción compleja por solvente en etapas para producir níquel y cobalto de grado comercial. Los pasos de purificación generalmente tienen el fin de remover completamente el hierro y las otras impurezas.

Se han divulgado procesos de intercambio iónico (abreviatura en inglés: IX) para la extracción tanto del níquel como del cobalto del lixiviado de níquel, dejando las mayores impurezas en el refinado.

La Patente de los EE.UU. N° 95/16118 (BHP Minerals International Inc.) describe un proceso de intercambio iónico para separar el níquel del lixiviado del tratamiento de la laterita mediante el proceso de lixiviación ácida a presión. La resina extrae el níquel a un pH menor que 2, y se despoja con ácido sulfúrico para su subsiguiente electro-extracción. El cobalto permanece en el refinado junto con las otras impurezas, y después de neutralizar la solución, se precipita como un sulfuro.

La Patente WO 00/053820 (BHP Minerals International Inc.) describe la extracción por intercambio iónico de níquel y cobalto de una solución de lixiviación de sulfato ácido sobre la resina, y el despojamiento ácido subsiguiente de los metales de la resina, y su separación mediante extracción por solvente.

La Patente de los EE.UU. N° 6350420 B1 (BHP Minerals International Inc.) divulga también el uso de resina de intercambio iónico en un proceso de resina en pulpa para la extracción de níquel y cobalto sobre la resina a partir de una lechada de lixiviación ácida.

La resina preferida utilizada en estas patentes es la Dow M4195 que tiene el grupo funcional bis-picolilamina y las constantes de absorción indican que la selectividad de la resina a pH 2 está en el orden $\text{Cu}^{2+} > \text{Ni}^{2+} > \text{Fe}^{3+} > \text{Co}^{2+} > \text{Fe}^{2+} > \text{Mn}^{2+} > \text{Mg}^{2+} > \text{Al}^{3+}$. Todas las patentes anteriores tienen el fin de producir soluciones relativamente puras de níquel, o soluciones de despojamiento de níquel y cobalto de las resinas de intercambio iónico.

En la solicitud de Patente Internacional (PCT/AU.2005/001360) (BHP Billiton SSM Development Pty Ltd) se muestra una mejora al proceso de ferro-níquel descrito anteriormente, que revela un método para producir hidróxidos de níquel/hierro para

alimentar el paso de fundición. Ésto involucra la lixiviación en pila de la laterita, una etapa de intercambio iónico con Dow M4195 para separar níquel y algo del hierro del licor de producto contentivo de ión férrico. Dado que la concentración de ión férrico en la PLS producida es diez veces la concentración de los iones de níquel, la capacidad efectiva de la resina para adsorber níquel se reduce debido a la carga de los iones férricos.

Sorprendentemente se ha encontrado según trabajo experimental detallado y operación de plantas piloto que, al contrario de lo que enseñan los antecedentes, algunos minerales de laterita parcialmente oxidados que estén menos meteorizados, o que tengan una historia geológica más corta, contienen una proporción substancial de su contenido de hierro en forma ferrosa, y cuando se someten a lixiviación ácida en un proceso de lixiviación en pilas para recuperar el níquel, se genera un producto de solución de lixiviación en el que la mayor parte del hierro está en forma ferrosa. Este descubrimiento ha requerido que se cambie la filosofía para el tratamiento de hierro en procesos hidro-metalúrgicos en la industria de la laterita, y ha llevado al proceso de la presente invención que supera o al menos alivia una o más de las dificultades asociadas con los antecedentes.

La anterior discusión sobre documentos, artículos y similares se incluye en la especificación únicamente con el propósito de proporcionar un contexto para la presente invención. No se sugiere o se declara que cualesquiera o todos estos asuntos hubieran formado parte de la base de los antecedentes o fueran de un común conocimiento general en el campo relacionado con la presente invención antes de la fecha de precedencia.

Sumario de la invención

En general, la presente invención se refiere a un método nuevo para la recuperación de níquel a partir de mineral de laterita parcialmente oxidado que

contenga una proporción substancial de su contenido de hierro en estado ferroso. En una realización preferida, la presente invención provee un nuevo proceso para tratar mineral de laterita que contenga una proporción substancial de su componente de hierro en estado ferroso, y que involucre lixiviación en pila, lixiviación a presión atmosférica, lixiviación a alta presión, o cualquier combinación de estos procesos de lixiviación del mineral, seguidos por la recuperación del níquel y el cobalto, remoción de impurezas mediante un proceso de intercambio iónico, extracción por solvente u otros métodos conocidos y producción de hidróxido de una mezcla de níquel y cobalto mediante neutralización.

10 De acuerdo a ésto, la presente invención reside en un proceso para la recuperación de níquel y/o cobalto a partir de laterita o minerales de laterita parcialmente oxidados que tengan un alto contenido de hierro ferroso, incluyendo el mencionado proceso los pasos de:

- 15 a) proporcionar una laterita o mineral de laterita parcialmente oxidado en el cual una proporción substancial del hierro presente en el mineral está en estado ferroso;
- b) lixiviar el mineral con ácido para proporcionar un producto de solución de lixiviación contentivo de al menos hierro ferroso, níquel y/o cobalto junto con impurezas solubles en ácido; y
- 20 c) recuperar el níquel y/o cobalto del producto de solución de lixiviación con una resina selectiva de intercambio iónico en un proceso de intercambio iónico que deja el hierro ferroso y otras impurezas solubles en ácido en el refinado.

El término "proporción substancial" como se usa en relación a la descripción del contenido de hierro ferroso en el mineral de laterita, es indicativo de que el mineral de laterita contiene una proporción relativamente más alta de hierro ferroso a hierro férrico que la que se encuentra en muchos depósitos de mineral de laterita. Típicamente, lo

que se quiere indicar con una "proporción substancial" es que el contenido de hierro ferroso representa alrededor de 30% o más del contenido total de hierro en el mineral de laterita.

El proceso de la presente invención es particularmente adecuado para la recuperación conjunta de cobalto y níquel. La resina selectiva de intercambio iónico en una realización, es selectiva para la adsorción de níquel, aunque es selectiva preferiblemente para la adsorción tanto de níquel como de cobalto en un proceso de recuperación de níquel y cobalto.

En general, la presente invención proporciona un proceso para producir un hidróxido de níquel o un producto intermedio de mezcla de hidróxido de níquel/cobalto a partir de mineral de laterita. Es aplicable a cuerpos de mineral de laterita, tales como lateritas parcialmente oxidadas, en las cuales una proporción substancial del hierro esté en forma ferrosa, y su análisis se reporta en el lixiviado como iones ferrosos. La invención se aplica particularmente a un proceso en el que el mineral de laterita se ha sometido a un proceso de lixiviación por pilas, en el cual el níquel y cobalto se lixivian con ácido sulfúrico para formar un producto de solución de lixiviación (PLS, por sus siglas en inglés) contentivo de níquel, cobalto, hierro en forma ferrosa y férrica e impurezas solubles en ácido, incluyendo el proceso preferiblemente los pasos de:

1. Neutralizar parcialmente el PLS para precipitar y separar cualquier hierro férrico de la solución. El PLS está entonces en una forma de medio de sulfato ferroso.
2. Poner en contacto al producto de solución de lixiviación contentivo de níquel, cobalto, hierro ferroso e impurezas solubles en ácido con una resina preliminar de intercambio iónico (IX), en el cual la resina adsorbe selectivamente cualquier cobre de la solución dejando el níquel, cobalto, hierro ferroso y las impurezas solubles en ácido en el refinado;

3. Poner en contacto al refinado con una resina selectiva de intercambio iónico en donde la resina adsorbe selectivamente níquel y cobalto, dejando el hierro ferroso y otras impurezas en el refinado.
4. Despojar el níquel y el cobalto de la resina selectiva de intercambio iónico con una solución de ácido sulfúrico para producir un eluente contentivo de níquel y cobalto; y
5. Neutralizar el eluente para precipitar un producto de hidróxido de mezcla de níquel y cobalto; o separar el cobalto antes de la precipitación mediante procesos conocidos tales como sulfuración, extracción por solvente, o intercambio iónico.

En general, el proceso forma parte de un proceso global para la recuperación de níquel y/o cobalto. Preferiblemente, el producto de solución de lixiviación se produce mediante un proceso de lixiviación por pilas en el cual se establece al menos una pila de mineral y se lixivia con una corriente de licor con ácido sulfúrico agregado, que se colará a través de la pila para producir un producto de solución de lixiviación contentivo de al menos níquel, cobalto, hierro férrico y ferroso e impurezas solubles en ácido. Más preferiblemente, el proceso de lixiviación por pilas se establece en un sistema en contracorriente por lo que:

- a) se establecen una pila primaria y una secundaria;
- b) se trata la pila secundaria con una corriente de licor que incluye refinado reciclado del proceso de intercambio iónico con ácido sulfúrico agregado y el PLS ácido reciclado de la pila primaria, para producir un PLS intermedio; y
- c) tratar la pila primaria con el PLS intermedio para producir el PLS contentivo de al menos níquel, cobalto, hierro e impurezas solubles en ácido.

Cuando se visualiza que el producto de solución de lixiviación se producirá mediante un proceso de lixiviación por pilas, preferiblemente un proceso de lixiviación

por pilas a contracorriente, se podría aplicar también el proceso a un producto de solución de lixiviación contentivo de al menos níquel, cobalto y hierro ferroso producido a partir de mineral de laterita parcialmente oxidada al lixiviarse con ácido sulfúrico por otros medios, tal como el lixiviado de proceso de lixiviación ácida a presión, un proceso de lixiviación atmosférica, o cualquier combinación de lixiviación a presión, atmosférica y en pila.

Breve descripción de las figuras

La Fig. 1 ilustra un diagrama de flujo de la invención que ilustra cada aspecto de la invención para la recuperación de níquel y cobalto a partir de mineral de laterita contentivo de una proporción substancial de hierro en estado ferroso, incluyendo el proceso de lixiviación, precipitación de hierro férrico, remoción de cobre, y producción de una solución de sulfato de níquel/cobalto.

Descripción detallada de la invención

En una realización preferida, en la cual el producto de solución de lixiviación resulta de un proceso ácido de lixiviación por pilas, el mineral de laterita de alto contenido de hierro ferroso se tritura hasta un tamaño, preferiblemente un tamaño menor que 25 mm, y se aglomera de ser requerido para la porosidad de la pila usando agua, ácido sulfúrico, u otros materiales de enlace, para mejorar la permeabilidad de la pila.

El mineral aglomerado se puede acumular en una pila única, pero preferiblemente en al menos dos pilas, una pila primaria y una secundaria, para ser operado como un sistema de lixiviación de pilas en contracorriente. El proceso de lixiviación por pilas en contracorriente tiene la ventaja de un menor consumo de ácido, una concentración más baja de ión férrico y un producto de solución de lixiviación más limpio que para el sistema de pila única.

En un método preferido, que se ilustra en la Figura 1, la corriente de licor (1) proviene del refinado ácido despojado de níquel reciclado del paso de intercambio iónico de níquel y cobalto, al cual se le ha agregado ácido sulfúrico (2), se añade al lixiviado de la pila secundaria (3) de mineral fresco de la mina (4), produciendo una solución de producto intermedio de lixiviación (5). El paso de lixiviación (3) podría ser alternativamente un proceso de lixiviación atmosférica, a presión o una combinación de procesos en pila, atmosférico o a presión. En una realización (no ilustrada) el producto intermedio de solución de lixiviación se agrega entonces al lixiviado de la pila primaria en un proceso en contracorriente. Ésto produce un producto de solución de lixiviación (PLS) rico en níquel y cobalto con baja acidez y baja concentración de ión férrico, la cual también contiene hierro ferroso y un número de otras impurezas. Cuando a la pila secundaria se le ha removido todo níquel posible, se descarta, la pila primaria se convierte en la pila secundaria, y una nueva pila de mineral se convierte en la pila primaria.

En la realización de la Figura 1, el producto de solución de lixiviación se neutraliza mediante la adición de un agente neutralizante adecuado, preferiblemente piedra caliza, hasta un pH de 2-3 (6), y una temperatura preferida de alrededor de 80°C, aunque sirve cualquier temperatura entre ambiental y 90°C, a fin de precipitar cualquier hierro férrico presente como goethita o hidróxido férrico. La remoción del hierro férrico incrementa la capacidad de la resina efectiva para extraer níquel y cobalto ya que las resinas de intercambio iónico utilizadas para recuperar níquel aguas abajo también adsorberán hierro férrico. El hierro ferroso, que no se adsorbe por las resinas IX para níquel, permanece en el producto de solución de lixiviación.

Si el níquel y el cobalto han de recobrase mediante intercambio iónico, cualquier cobre presente en el licor de producto se remueve preferiblemente de primero, ya que las resinas adecuadas para la recuperación de níquel también adsorben cobre, lo que se convertiría en una impureza en el producto final. Después de una separación

sólido/líquido para remover los precipitados (7), se remueve cualquier cobre en el producto de solución de lixiviación mediante una etapa preliminar de intercambio iónico (8). Las resinas preliminares IX preferidas de intercambio iónico para el cobre son Amberlite IRC 748 ó Bayer TP 207, pero se podrían utilizar otras resinas adecuadas con selectividad para el cobre. El cobre (9) se despoja de la resina mediante ácido sulfúrico, y se rechaza si está en cantidades pequeñas.

Si hay suficiente cobre en el producto de solución de lixiviación para justificar económicamente su recuperación, el paso de remoción de cobre podría ser un paso de extracción por solvente, utilizando reactivos tales como Lix 84 ó Lix 984, seguido por electro-extracción o cementación para recuperar el cobre.

De acuerdo a ello, en una realización de la invención, antes de recuperar el níquel en el proceso de intercambio iónico, cualquier cobre presente en el producto de solución de lixiviación se podría remover al poner en contacto el producto de solución de lixiviación con una resina preliminar de intercambio iónico como parte del proceso de intercambio iónico, para adsorber selectivamente cualquier cobre presente de la solución dejando el níquel, cobalto, hierro ferroso y las impurezas solubles en ácido en un refinado preliminar.

En una realización adicional de la invención, antes de recuperar el níquel en el proceso de intercambio iónico, cualquier cobre presente en el producto de solución de lixiviación se podría remover al tratar el producto de solución de lixiviación con un reactivo orgánico en un proceso de extracción por solvente para extraer selectivamente cualquier cobre presente dejando el níquel, cobalto, hierro ferroso y las impurezas solubles en ácido en el refinado.

El refinado del cobre IX se somete entonces a un paso de intercambio iónico selectivo a níquel, preferiblemente a un paso de intercambio iónico selectivo a níquel y cobalto (10), para recuperar el níquel y el cobalto, que se adsorben sobre la resina. La

resina selectiva de intercambio iónico de ejemplo es preferiblemente una resina con un grupo funcional bis-picolilamina. Más preferiblemente es Dowex M4195. A pH 2, las constantes de absorción indican que la selectividad de la resina está en el orden $\text{Cu}^{2+} > \text{Ni}^{2+} > \text{Fe}^{3+} > \text{Co}^{2+} > \text{Fe}^{2+} > \text{Mn}^{2+} > \text{Mg}^{2+} > \text{Al}^{3+}$. Por tanto la resina puede recuperar níquel y cobalto selectivamente (dado que se ha removido ya el hierro férrico), y el hierro ferroso y otras impurezas solubles en ácido permanecen en el refinado. Entonces se neutraliza parcialmente el refinado con cal u otros agentes neutralizantes adecuados (11) a pH 10-11 para precipitar y remover el hidróxido ferroso y otras impurezas tales como Mg para su eliminación (12), antes de reciclar el licor a la etapa de lixiviación de ser requerido (13).

El níquel y el hierro retenidos se despojan de la resina utilizando un ácido mineral, preferiblemente una solución de ácido sulfúrico (14), para producir un eluente que contiene sulfatos de níquel y de cobalto (15). También se podrían utilizar otras resinas con selectividad para níquel y cobalto, tales como la Amberlite IRC 748, ó Bayer TP207 ya que se han removido los iones (férrico y cúprico), para los cuales estas resinas tienen una mayor selectividad que para los iones de níquel y cobalto.

Se podría producir entonces un precipitado de hidróxido de mezcla de níquel/cobalto (MHP, por sus siglas en inglés) a partir del eluente mediante neutralización con óxido de magnesio hasta pH 8-9.

A la corriente de licor tratada mediante este proceso también se le podría agregar el lixiviado contentivo de al menos níquel, cobalto y hierro ferroso de un proceso de lixiviación ácida a presión, un proceso atmosférico de lixiviación, o cualquier combinación de lixiviación atmosférica y a presión de minerales de laterita. En otras realizaciones alternativas, el producto de solución de lixiviación para el proceso de intercambio iónico puede provenir directamente del lixiviado de tales procesos de lixiviación, sin que haya un proceso de lixiviación por pilas.

En otras realizaciones alternativas, se podría recuperar el níquel y el cobalto del eluente del IX, ya sea juntos mediante otros procesos conocidos de precipitación tales como la sulfuración, o separadamente mediante métodos conocidos de separación tales como extracción por solvente, intercambio iónico o precipitación selectiva, seguidos por electro-extracción o reducción con hidrógeno.

De acuerdo a ésto, en otra realización de la invención, se recuperan el níquel y el cobalto del eluente ya sea por:

- i) neutralización del eluente hasta un pH de alrededor de 8-9 para precipitar el níquel y cobalto como un producto de hidróxido de mezcla de níquel/cobalto; ó
- ii) separación del cobalto del eluente mediante precipitación, extracción por solvente u otros métodos conocidos, y entonces a continuación neutralizar el eluente hasta un pH de alrededor de 8-9 para precipitar el níquel como un producto de hidróxido de níquel.

Cada una de las realizaciones descritas ilustra diversas alternativas en el proceso y se debería considerar que diversas combinaciones de las alternativas forman parte de la invención descrita en este documento.

Se tienen varias ventajas del proceso descrito cuando la laterita contiene una proporción substancial de hierro ferroso en vez de hierro férrico como se describe en los antecedentes.

Los cálculos estequiométricos indican que el consumo de ácido para disolver una unidad de ión ferroso representa dos tercios del consumo de ácido para disolver hierro férrico. De manera parecida, el consumo de piedra caliza para precipitar hierro ferroso en el tratamiento de efluente es solamente dos tercios del consumo de piedra caliza para precipitar hierro férrico. En consecuencia, el procesar laterita contentiva de hierro ferroso en el proceso de la invención utiliza considerablemente menos ácido en la

lixiviación, y menos piedra caliza para la neutralización del ácido utilizado. Se tiene una mejora económica al procesar minerales de laterita contentivos de hierro ferroso, al compararse con el procesamiento de minerales de laterita contentivos de hierro férrico.

En algunos procesos de los antecedentes, se utiliza dióxido de azufre para controlar el ORP¹ al rango de 600-700mV (vs. una probeta de AgCl/Pt) a fin de separar el mineral de asbolano (Mn, Co)O₂ contentivo de cobalto. Además, el control de ORP de <900mV (vs. una probeta de AgCl/Pt) fue esencial para proteger la resina Dow 4195 utilizada en la recuperación por IX de níquel de oxidantes tales como Cr₂O₇²⁺, Cr(VI), y Mn⁴⁺ en el PLS.

Una ventaja más de este proceso es que con iones ferrosos Fe²⁺ lixiviados de mineral de laterita contentivos de hierro ferroso, el ORP del PLS está naturalmente dentro del rango para liberación del cobalto del asbolano y para proteger a la resina Dow M4195 de oxidantes sin introducir algún dióxido de azufre u otros agentes reductores.

El proceso de la invención también ofrece ventajas en la selección y economía de uso de las resinas IX.

En la Patente WO 00/053820 (BHP Minerals international Inc.) se muestra el IX con resina Dow M4195 como una ruta preferida para recuperar níquel y cobalto del PLS de la lixiviación en pila, ya que tiene una afinidad mayor única (selectividad) a Ni²⁺ sobre Fe³⁺ comparado con otras resinas comerciales tales como Amberlite IRC748, Bayer TP207 y Purolite S930. Aunque la Dow M4195 tiene esta selectividad única, su precio es considerablemente mayor que el de las otras resinas, lo que representa un obstáculo económico para su aplicación.

La existencia de una proporción substancial de ión ferroso en la laterita contentiva de hierro ferroso procesada en esta invención podría permitir la escogencia de una

¹ Nota del Traductor: Abreviatura no definida. Se supone que es *Oxidation Reduction Potential* (Potencial de Oxidación-Reducción).

resina más barata en la ruta de procesamiento de lixiviación ácida/IX para la recuperación de níquel, mejorando así la economía. El alto contenido de hierro ferroso del licor de producto, y el bajo contenido de hierro férrico ofrecen las siguientes ventajas adicionales para la ruta de procesamiento IX.

5 Si se utiliza resina Dow M4195 para la etapa de extracción de níquel por IX, se incrementa la capacidad efectiva de la resina para el níquel, dado que todo el hierro férrico se ha removido en el primer paso de neutralización, y la resina no adsorbe al hierro ferroso en forma preferencial. Por tanto, se reduce la inversión de capitales de la ruta IX debido a la mayor capacidad efectiva al níquel por unidad de resina, cuando está
10 dominado solamente por iones ferrosos.

Una ventaja más es que sin iones férricos cargados en la resina, se puede también cargar fácilmente cobalto, mejorando la eficiencia de la recuperación de cobalto del proceso IX.

Sin la interferencia de iones férricos, se podría reemplazar la Dow M4195 por
15 resinas baratas como la Amberlite IRC748, Purolite S930 y Bayer TP207 para la etapa IX de remoción de cobre. Se puede despojar el cobre cargado de estas resinas con una solución levemente ácida en vez de la solución amoniacal utilizada para la Dow M4195.

El propósito de la descripción anterior es de ser ilustrativa de la realización preferida la
20 presente invención. Los expertos en la materia comprenderán que se pueden efectuar muchas variaciones o alteraciones sin apartarse del espíritu de la invención.

Ejemplos

**Ejemplo 1: La composición de minerales de laterita parcialmente oxidados y la PLS (Solución Rica de Lixiviado²) del lixiviado en pilas y del lixiviado bajo
25 agitación atmosférica**

² Nota del Traductor: Esta definición de PLS es diferente a la que se ha utilizado hasta ahora en el documento.

La Tabla 1 compara las composiciones químicas del mineral de laterita completamente oxidado y parcialmente oxidado, marcado con el contenido de iones ferrosos (Fe^{2+}). La investigación mineralógica identificó a la magnetita (Fe_3O_4) y a la zona baja de saprolita (que se distingue de la zona alta de saprolita por una menor oxidación) como las principales fases minerales contentivas de iones ferrosos (Fe^{2+}).

La Tabla 2 y la Tabla 3 muestran las respectivas composiciones de la PLS de lixiviación en pilas y de la PLS de la lixiviación bajo agitación atmosférica. Los iones ferrosos en la PLS verificaron la cantidad substancial de iones ferrosos (Fe^{2+}) en el mineral de laterita de prueba.

Tabla 1: Composiciones químicas (%) de los minerales de laterita completa y parcialmente oxidados

Mineral de laterita	Total Fe	Fe^{2+}	Mg	Ni	Co
Limonita de Indonesia	40,8	nd*	1,3	1,53	0,10
Saprolita de Indonesia	8,5	nd*	14,6	3,37	0,03
Limonita de Nueva Caledonia	47,1	nd*	0,4	1,33	0,16
Saprolita de Nueva Caledonia	7,7	nd*	23,3	1,00	0,02
Mineral de bajo Mg de Australia Occidental	25,4	nd*	4,9	2,50	0,07
Mineral de alto Mg de Australia Occidental	10,0	nd*	16,6	1,38	0,02
Limonita suramericana parcialmente oxidada	30,60	8,36	3,98	1,38	0,10
Saprolita suramericana parcialmente oxidada	14,38	4,93	15,53	0,96	0,04
Laterita suramericana parcialmente oxidada compuesta de limonita y saprolita	22,6	6,6	6,9	1,30	0,10

nd* : No detectado

Tabla 2: Composiciones de PLS de lixiviación en pilas de laterita suramericana parcialmente oxidada compuesta de limonita y saprolita con relación en peso de 1:1 y diversas condiciones de lixiviación

Muestra No.	ORP*	pH	Fe ³⁺	Fe ²⁺	Mg	Ni	Co
	mV		g/L	g/L	g/L	g/L	g/L
1	432	2,31	0,7	4,7	12,01	2,00	0,23
2	383	2,99	0,0	4,0	13,17	2,14	0,30
3	415	2,21	3,25	15,98	6,34	1,52	0,11
4	476	1,47	28,52	2,93	6,69	1,04	0,08

ORP*: versus probeta de Pt/AgCl

Tabla 3: Composiciones de PLS de lixiviación bajo agitación atmosférica de limonita y saprolita suramericanas parcialmente oxidadas (80°C, 100g/L constantes de H₂SO₄, relación líquido/sólido: 10mL:1 gramo)

Mineral	Ni Ext.	Fe ³⁺	Fe ²⁺	Mg	Ni	Co
	%	g/L	g/L	g/L	g/L	g/L
Limonita	93,5	16,0	7,3	3,79	1,09	0,076
Saprolita	91,0	8,5	5,6	10,2	0,74	0,043

Ejemplo 2: Lixiviación atmosférica de mineral de laterita de níquel portador de hierro ferroso

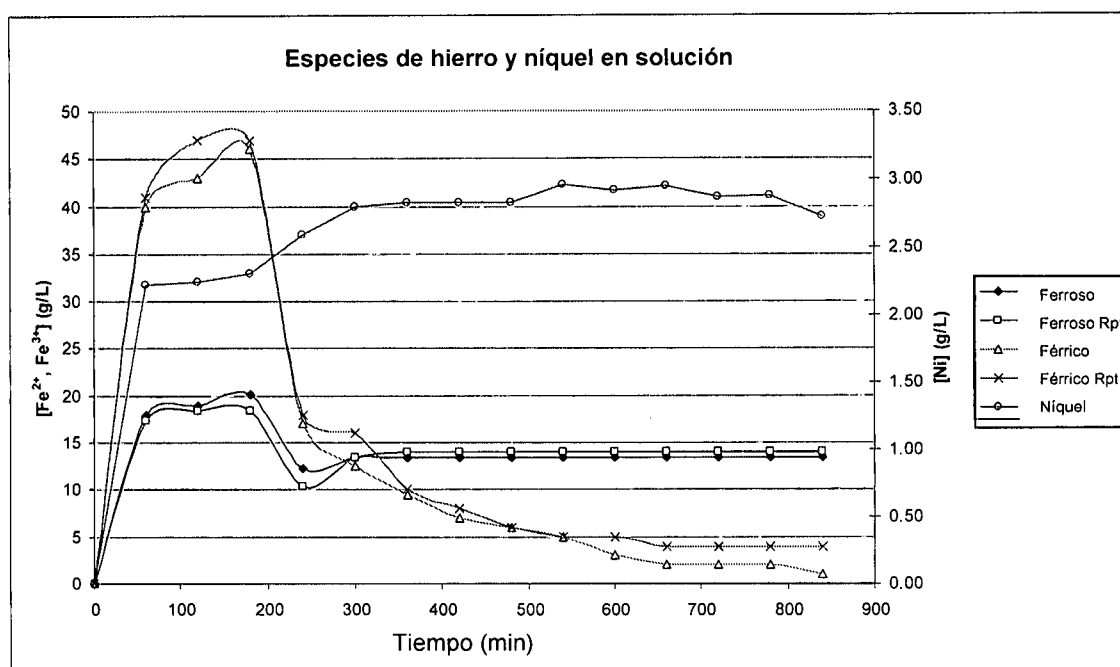
Se agregó un litro de lechada de limonita de 25% peso/peso a un reactor agitado de tres litros y se calentó hasta 60°C. Se agregó ácido sulfúrico al 98% a la lechada con una relación en peso ácido/limonita de 650 kg de ácido por tonelada seca de mineral,

incrementando la temperatura de la lechada hasta aproximadamente 100°C. Se lixivió la lechada de limonita durante 3 horas, después de lo cual se había disuelto aproximadamente 90% del sólido.

Se agregó aproximadamente un litro de lechada de limonita de 25% peso/peso a la lechada lixiviada de limonita. La presencia de saprolita consumió la acidez libre remanente. Ésto a su vez hizo que el hierro férrico presente en la solución se precipitara, ya fuera como una jarosita o como una goethita. La precipitación de hierro genera acidez libre en solución que lixivia aún más la lechada de saprolita. Este proceso continúa durante once horas hasta llegar al equilibrio, durante las cuales se mantiene una temperatura de la lechada de 100°C.

Después de lixiviar la saprolita se agrega una lechada de piedra caliza al reactor. La piedra caliza neutraliza cualquier ácido remanente en solución y precipita cualesquiera iones férricos remanentes.

La Figura 2 muestra la relación entre hierro férrico y ferroso y níquel en solución con el tiempo durante el proceso atmosférico de lixiviación. El gráfico muestra que con el tiempo los iones de hierro férrico se precipitan de la fase líquida, mostrando la separación de iones férricos del níquel y de los iones ferrosos en solución. La concentración de níquel se incrementa con el tiempo a medida que se lixivia la lechada de saprolita y permanece inalterada por la precipitación de iones férricos. La PLS obtenida es un producto intermedio para la manufactura de hidróxido o sulfuro de mezcla de níquel/cobalto, ferro-níquel, polvos de níquel metálico o cátodos de níquel.

Figura 2³

10 **Ejemplo 3: Recuperación de níquel con precipitación de iones férricos seguido por separación IX/purificación**

En una operación de plantas piloto, se calentó la PLS de lixiviación en pilas hasta 80°C y se neutralizó hasta pH 2,5-3,5 con lechada de piedra caliza para precipitar los iones férricos como goethita o para-goethita o ferrihidrita o hidróxido. Bajo tales

15 condiciones no se precipitaron los iones ferrosos Fe²⁺. Después de la separación sólido/líquido con un filtro de armazón, el filtrado contentivo de Ni²⁺ y Fe²⁺ se pasó primeramente a través de una columna de lecho fijo de IX para cobre a fin de capturar el Cu²⁺. Se pasó entonces la solución a través de un dispositivo IX de nombre ISEP[®] en el que 30 columnas de IX cargadas con resina de intercambio iónico Dow M4195 se

20 fijan sobre un carrusel. Se utilizó una solución acidificada de electrolito sintético gastado, manufacturada para que correspondiera a una solución de electro-extracción de níquel, como solución de despojamiento. Se rechazaron al refinado casi todas las impurezas tales como los iones ferroso, aluminio, cromo y magnesio, y el níquel se recuperó en el eluyente. La Tabla 4 ilustra las composiciones de las soluciones de

³ Nota del Traductor: No se comprendió ni tradujo la abreviatura "Rpt" de la leyenda en la figura.

alimentación de entrada/salida respecto a precipitación de iones férricos, solución de alimentación ISEP®, refinado y eluente. Las variaciones en la composición de las diversas corrientes líquidas indican que el níquel se separó de las impurezas y se purificó mediante la operación consecutiva de precipitación de iones férricos e intercambio iónico. La solución de elución obtenida es un producto intermedio para la 5 manufactura de hidróxido o sulfuro de mezcla de níquel/cobalto, ferro-níquel, polvos de níquel metálico o cátodos de níquel.

Tabla 4: Composiciones promedio de corrientes líquidas del proceso de lixiviación en pilas - Precipitación de iones férricos - Recuperación de níquel con

10

Corriente	IX (intercambio iónico)								
	Ni	Fe ³⁺	Fe ²⁺	Co	Al	Cr	Cu	Mg	Mn
	g/L	g/L	g/L	g/L	g/L	g/L	mg/L	g/L	g/L
PLS de Lixiviación en pilas	1,94	8,56	10,89	0,23	4,10	0,24	12	10,63	1,74
Filtrado después de precipitación de Fe ³⁺	1,57	0,23	10,14	0,21	2,90	0,06	9	9,60	1,57
Solución de alimentación de ISEP® después del lavado de Cu ²⁺	1,39	0,20	8,81	0,19	1,94	0,05	1	8,34	1,32
ISEP® Refinado	0,10	0,10	8,29	0,15	2,02	0,05	0	7,85	1,28
ISEP® Eluente	47,06	3,80	0	0,75	0,26	0,018	21	0,02	0,03

REIVINDICACIONES

1. Un proceso para la recuperación de níquel y/o cobalto⁴ a partir de laterita o minerales de laterita parcialmente oxidados que tengan una proporción substancial del hierro presente en estado ferroso, incluyendo el mencionado proceso los
5 pasos de:
 - a) proporcionar una laterita o un mineral de laterita parcialmente oxidado en donde una proporción substancial del hierro presente en el mineral esté en estado ferroso;
 - b) someter el mineral a lixiviación ácida para proporcionar un producto de
10 solución de lixiviación contentivo de al menos hierro ferroso, níquel y/o cobalto junto con impurezas solubles en ácido; y
 - c) recuperar el níquel y/o cobalto del producto de solución de lixiviación con una resina selectiva de intercambio iónico en un proceso de intercambio iónico que deje al hierro ferroso y a otras impurezas solubles en ácido en el
15 refinado.
2. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 1 en el cual el producto de solución de lixiviación se neutraliza parcialmente para precipitar y separar cualquier hierro férrico de la solución antes del proceso de intercambio iónico.
3. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 1 en el cual antes de la recuperación
20 del níquel en el proceso de intercambio iónico, se remueve el cobre presente en el producto de solución de lixiviación.
4. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 3 en el cual se remueve el cobre al poner en contacto el producto de solución de lixiviación con una resina preliminar de intercambio iónico como parte del proceso de intercambio iónico, para adsorber

⁴ Nota del traductor: El documento original no muestra aquí la palabra cobalto, pero de acuerdo al contexto mostrado en otros párrafos similares, ésto es una omisión.

selectivamente cualquier cobre presente de la solución dejando el níquel, cobalto, hierro ferroso y las impurezas solubles en ácido en un refinado preliminar.

5. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 3 en el cual se remueve el cobre presente en el producto de solución de lixiviación al tratar el producto de solución de lixiviación con un reactivo orgánico en una extracción por solvente proceso para adsorber selectivamente cualquier cobre presente dejando el níquel, cobalto, hierro ferroso y las impurezas solubles en ácido en el refinado.
6. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 4 en el cual la resina preliminar de intercambio iónico de selecciona de Amberlite IRC 748, Purolite S 930, Bayer TP 207 y Dowex M 4195.
7. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 4 en el cual se despoja el cobre de la resina preliminar de intercambio iónico con una solución ácida débil para su eliminación o recuperación.
8. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 4 ó 5 en el cual se recupera el cobre mediante electro-extracción o cementación.
9. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 1 en el cual la resina selectiva de intercambio iónico es selectiva al menos para la adsorción de níquel, por lo que el níquel se recupera al despojar el níquel de la resina selectiva.
10. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 1 en el cual el proceso es un proceso de recuperación de níquel y/o cobalto y la resina selectiva de intercambio iónico es selectiva para la adsorción de níquel y/o cobalto.
11. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 4 en el cual el refinado preliminar se pone en contacto con la resina selectiva de intercambio iónico como parte del proceso de intercambio iónico para adsorber selectivamente níquel y/o cobalto del refinado preliminar, dejando el hierro ferroso y otras impurezas solubles en ácido en el refinado.

12. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 11 que incluye además el paso de despojar el níquel y/o el cobalto de la resina selectiva de intercambio iónico para producir un eluente contentivo de níquel y/o cobalto.
13. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 12 en el cual el níquel y/o el cobalto se despojan de la resina con una solución de ácido mineral.
14. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 1 en el cual la resina selectiva de intercambio iónico tiene un grupo funcional bis-picolilamina.
15. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 14 en el cual la resina selectiva de intercambio iónico es Amberlite IRC 748, Purolite S 930, Bayer TP 209 ó Dowex M 4195.
16. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 12 en el cual se recuperan el níquel y/o el cobalto del eluente ya sea al:
 - i) neutralizar el eluente hasta un pH de alrededor de 8-9 para precipitar el níquel y/o el cobalto como un producto de hidróxido de níquel o de cobalto o un hidróxido de mezcla de níquel/cobalto; o
 - ii) separar el cobalto del eluente mediante precipitación, extracción por solvente u otros métodos conocidos, y a continuación neutralizar el eluente hasta un pH de alrededor de 8-9 para precipitar el níquel como un producto de hidróxido de níquel.
17. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 16 en el cual se precipita el cobalto mediante sulfuración.
18. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 11 en el cual después del paso de intercambio iónico de níquel y/o cobalto, se neutraliza parcialmente el refinado con cal u otros agentes neutralizantes adecuados hasta un pH de alrededor de 10 a 11 para precipitar y remover hidróxido ferroso y otras impurezas tales como magnesio

para eliminarlas antes de reciclar el licor a la etapa de lixiviación ácida de ser requerido.

19. Un proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes en el cual el mineral de laterita es un mineral de laterita parcialmente oxidado.

5 20. Un proceso de acuerdo con cualquiera de las reivindicaciones precedentes en el cual la lixiviación ácida es ya sea lixiviación en pila, lixiviación a presión atmosférica, lixiviación a alta presión o una combinación de dos o más de estos procesos de lixiviación.

10 21. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 20 en el cual la lixiviación ácida es un proceso de lixiviación por pilas.

22. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 21 en el cual el proceso de lixiviación por pilas se establece en un sistema en contracorriente al:

a) preparar una pila primaria y una secundaria;

15 b) tratar la pila secundaria con una corriente de licor que incluye refinado reciclado del proceso de intercambio iónico, suplementada con ácido sulfúrico para producir una solución de licor de producto intermedio;

c) tratar la pila primaria con la solución de licor de producto intermedio para producir el producto de solución de licor contentivo de al menos níquel y/o cobalto, hierro e impurezas solubles en ácido.

RESUMEN

Un proceso para la recuperación de níquel y/o cobalto a partir de laterita o minerales de laterita parcialmente oxidados que tengan una proporción substancial de su hierro presente en estado ferroso, incluyendo el mencionado proceso los pasos de:

- 5 a) proporcionar una laterita o un mineral de laterita parcialmente oxidado en donde una proporción substancial del hierro presente en el mineral esté en estado ferroso;
- 10 b) someter el mineral a lixiviación ácida para proporcionar un producto de solución de lixiviación contentivo de al menos hierro ferroso, níquel y/o cobalto junto con impurezas solubles en ácido; y
- c) recuperar el níquel y/o cobalto del producto de solución de lixiviación con una resina selectiva de intercambio iónico en un proceso de intercambio iónico que deje al hierro ferroso y a otras impurezas solubles en ácido en el refinado.



Industria y Comercio

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO

DIVISION DE NUEVAS CREACIONES

TARJETA ARCHIVO PROPIETARIOS

SUPERINTENDENCIA PATENTE DE INVENCION ____ PCT X MODELO DE UTILIDAD ____ DISEÑO INDUSTRIAL ____

(21) N° de solicitud:

(22) Fecha de solicitud:

(51) Clasificación Internacional :

(71) Solicitante(s) **BHP BILLITON SSM DEVELOPMENT PTY LTD**

(72) Inventor(es) **OMAR YESID CACERES HERNANDEZ, HARALD MULLER, GRAHAM REYNOLDS, HOUYUAN LIU**

(74) Apoderado: **DRA. MARGARITA CASTELLANOS ABONDANO**

(30) Prioridad

(31) No. Prioridad

(32)

Fecha

(33) País

2007902546

14/05/2007

AU

(85) Fecha inicio fase nacional:

(87) Publicación internacional

(86) Datos relativos a la presentación de la solicitud PCT

Fecha: **20/11/2008**

Fecha de presentación de la solicitud: **12/05/2008**

N° publicación: **WO 2008/138039 A1**

No. de solicitud **PCT/AU2008/000646**

(54) Título: **RECUPERACION DE NIQUEL A PARTIR DE UN MINERAL DE LATERITA DE ALTO CONTENIDO FERROSO**

SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO
DIVISION DE NUEVAS CREACIONES
EXTRACTO PARA PUBLICACIÓN
SOLICITUD DE PATENTE DE INVENCION PCT

(21) N° de solicitud:	(51) Int. Cl.: C22B 3/00
22) Fecha de solicitud:	(71) Solicitante(s) BHP BILLITON SSM DEVELOPMENT PTY LTD.
(30) Prioridad (31) N° Prioridad 32) Fecha (33) País 2007902546 14/05/2007 AU	(72) Inventor(es) OMAR YESID CACERES HERNANDEZ HARALD MULLER GRAHAM REYNOLDS HOUYUAN LIU
	(74) Apoderado: MARGARITA CASTELLANOS ABONDANO
(85) Fecha limite inicio fase nacional:	(87) Publicación internacional
(86) Datos relativos a la presentación de la solicitud PCT Fecha de presentación de la solicitud: 12/05/2008 N° de solicitud PCT/AU2008/000646	Fecha: 20/11/2008 N° publicación: WO 2008/138093 A1
(54) Título: RECUPERACION DE NIQUEL A PARTIR DE UN MINERAL DE LATERITA DE ALTO CONTENIDO FERROSO	

Reivindicación(es):

1. Un proceso para la recuperación de níquel y/o cobalto a partir de laterita o minerales de laterita parcialmente oxidados que tengan una proporción substancial del hierro presente en estado ferroso, incluyendo el mencionado proceso los pasos de:

a) proporcionar una laterita o un mineral de laterita parcialmente oxidado en donde una proporción substancial del hierro presente en el mineral esté en estado ferroso;

b) someter el mineral a lixiviación ácida para proporcionar un producto de solución de lixiviación contentivo de al menos hierro ferroso, níquel y/o cobalto junto con impurezas solubles en ácido; y

c) recuperar el níquel y/o cobalto del producto de solución de lixiviación con una resina selectiva de intercambio iónico en un proceso de intercambio iónico que deje al hierro ferroso y a otras impurezas solubles en ácido en el refinado.

2. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 1 en el cual el producto de solución de lixiviación se neutraliza parcialmente para precipitar y separar cualquier hierro férrico de la solución antes del proceso de intercambio iónico.

3. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 1 en el cual antes de la recuperación del níquel en el proceso de intercambio iónico, se remueve el cobre presente en el producto de solución de lixiviación.

4. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 3 en el cual se remueve el cobre al poner en contacto el producto de solución de lixiviación con una resina preliminar de intercambio iónico como parte del proceso de intercambio iónico, para adsorber selectivamente cualquier cobre presente de la solución dejando el níquel, cobalto, hierro ferroso y las impurezas solubles en ácido en un refinado preliminar.

5. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 3 en el cual se remueve el cobre presente en el producto de solución de lixiviación al tratar el producto de solución de lixiviación con un reactivo orgánico en una extracción por solvente proceso para adsorber selectivamente cualquier cobre presente dejando el níquel, cobalto, hierro ferroso y las impurezas solubles en ácido en el refinado.

6. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 4 en el cual la resina preliminar de intercambio iónico de selecciona

de Amberlite IRC 748, Purolite S 930, Bayer TP 207 y Dowex M 4195.

7. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 4 en el cual se despoja el cobre de la resina preliminar de intercambio iónico con una solución ácida débil para su eliminación o recuperación.

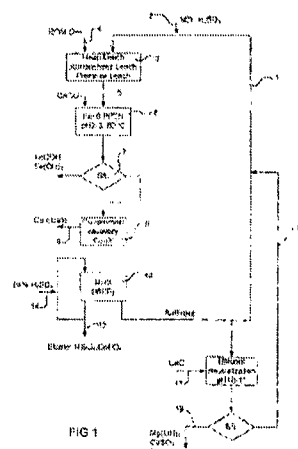
8. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 4 ó 5 en el cual se recupera el cobre mediante electro-extracción o cementación.

9. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 1 en el cual la resina selectiva de intercambio iónico es selectiva al menos para la adsorción de níquel, por lo que el níquel se recupera al despojar el níquel de la resina selectiva.

10. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 1 en el cual el proceso es un proceso de recuperación de níquel y/o cobalto y la resina selectiva de intercambio iónico es selectiva para la adsorción de níquel y/o cobalto.

11. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 4 en el cual el refinado preliminar se pone en contacto con la resina selectiva de intercambio iónico como parte del proceso de intercambio iónico para adsorber selectivamente níquel y/o cobalto del refinado preliminar, dejando el hierro ferroso y otras impurezas solubles en ácido en el refinado.

12. Un proceso de acuerdo con la reivindicación 11 que incluye además el paso de despojar el níquel y/o el cobalto de la resina selectiva de intercambio iónico para producir un eluyente contenido de níquel y/o cobalto.





No. 09-139681- -00000-0000

Fecha: 2009-12-07 14:26:23 Dep. 2020 DIR.NUEVASCR
Tra. 11 PATENTEIYII Eve: 378 FASENACIONALI
Act. 411 PRESENTACION Folios: 61



Industria y Comercio
SUPERINTENDENCIA

Delegatura de Propiedad Industrial
División de Nuevas Creaciones

**REQUISITOS NECESARIOS PARA PRESENTACION Y AGILIZACION
DEL TRÁMITE**

	USUARIO	RADICADOR
PATENTE DE INVENCION (X) MODELO DE UTILIDAD ()	(X)	()
- Indicación de que se solicita la concesión de una patente	(X)	()
- Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud	(X)	()
- Descripción de la invención	(X)	()
- Dibujos de ser estos pertinentes	(X)	()
- Comprobante de pago de las tasas establecidas	(X)	()

COMPLETA (X) INCOMPLETA ()

DISEÑO INDUSTRIAL ()

- Indicación de que se solicita el registro de Diseño Industrial	()	()
- Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud	()	()
- Representación gráfica y fotográfica del Diseño Industrial o muestra del material que incorpora el diseño	()	()
- Comprobante de pago de las tasas establecidas	()	()

COMPLETA () INCOMPLETA ()

EZQUEMA DE TRAZADO ()

- Indicación de que se solicita el registro de Diseño Industrial	()	()
- Datos de identificación del solicitante o de la persona que presenta la solicitud	()	()
- Representación gráfica del Esquema de Trazado	()	()
- Comprobante de pago de las tasas establecidas	()	()

COMPLETA () INCOMPLETA ()

Firma responsable: _____

Fecha: _____



Bogotá,
2020

Doctor(a)
MARGARITA CASTELLANOS ABONDANO
Apoderado(a) y/o Representante de
BHP BILLINTON SSM TECHNOLOGY PTY LTDA

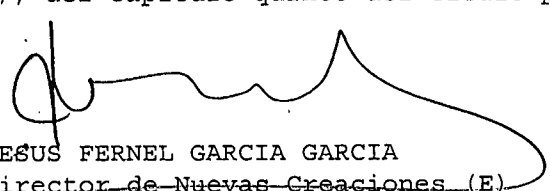
REFERENCIA	Radicación No.	9 139681
	Solicitud internacional	PCT/AU2008/000646
	Fecha inicio fase nacional	14/12/2009
	Trámite	11
	Evento	378
	Actuación	430
	Oficio No.	406

Como resultado del examen de forma, realizado con fundamento en el artículo 38 de la Decisión 486 de la Comisión de la Comunidad Andina, artículo 27 del Tratado de Cooperación en Materia de Patentes (PCT), regla 51 bis del Reglamento y Circular Única de la Superintendencia de Industria y Comercio, se le comunica que:

1. La solicitud no contiene la copia del documento en que consta la cesión del derecho a la patente del inventor al solicitante o a su causante, conforme a lo establecido por el artículo 26 literal k) de la Decisión 486 de la Comisión de la Comunidad Andina. Cuando se trate de documentos otorgados en el extranjero, estos deberán legalizarse de conformidad con lo dispuesto por los artículos 259 y 260 del Código de Procedimiento Civil. Cuando se trate de las declaraciones a que hace referencia la Regla 4.17 ii) del Tratado de Cooperación en Materia de Patentes PCT., el alcance de las tales declaraciones se determinará según indiquen claramente una cesión de derechos del inventor al solicitante o su causante, de conformidad con lo dispuesto en el numeral 5.2.15 del Capítulo Quinto, Título X de la Circular Única de Superintendencia de Industria y Comercio.

En cumplimiento de lo dispuesto por el artículo 39 de la Decisión 486, se le requiere para que dentro del término de dos meses siguientes a la fecha de notificación del presente oficio, complete los requisitos anteriormente enunciados. En caso de no dar cumplimiento al presente requerimiento, la solicitud se considerará abandonada y perderá su prelación.

Notifíquese el presente oficio conforme a lo dispuesto en el numeral 5.2, literal e), del capítulo quinto del título primero de la Circular Única No.10 de 2001.


JESUS FERNEL GARCIA GARCIA
~~Director de Nuevas Creaciones (E)~~

El anterior requerimiento fue notificado por fijación en lista de fecha 15 ENE. 2010
adpall

Al contestar favor indique el número de radicación consignado en el rótulo

Sede Centro: Carrera 13 No. 27-00 pisos 2, 5, 7 y 10 PBX: 5870060
Sede CAN: Av. Carrera 50 No. 26 - 55 int.2. Tel 5880070
Call Center 6513240. Línea 01800-910165
Web: www.sic.gov.co e-mail: info@sic.gov.co
Bogotá D.C. Colombia