

(19) 日本国特許庁(JP)

(12) 公表特許公報(A)

(11) 特許出願公表番号

特表2004-507624
(P2004-507624A)

(43) 公表日 平成16年3月11日(2004.3.11)

(51) Int.C1.⁷

F 1

テーマコード(参考)

C22B 19/00	C 22 B 19/22
C22B 3/04	C 22 B 19/30
C22B 3/26	C 22 B 3/00
C22B 3/44	C 22 B 3/00
C22B 19/30	C 22 B 3/00

4 KOO 1

審査請求 未請求 予備審査請求 有 (全 33 頁) 最終頁に続く

(21) 出願番号	特願2002-525860 (P2002-525860)
(86) (22) 出願日	平成13年9月11日 (2001.9.11)
(85) 翻訳文提出日	平成15年3月10日 (2003.3.10)
(86) 國際出願番号	PCT/CA2001/001288
(87) 國際公開番号	W02002/020855
(87) 國際公開日	平成14年3月14日 (2002.3.14)
(31) 優先権主張番号	09/659,098
(32) 優先日	平成12年9月11日 (2000.9.11)
(33) 優先権主張国	米国(US)

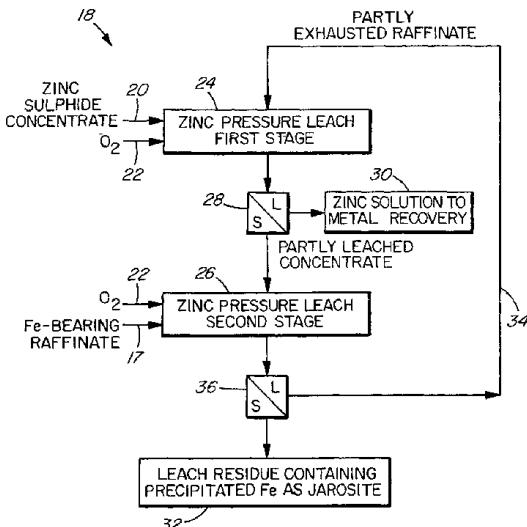
(71) 出願人	500064775 コミニコ・エンジニアリング・サービス・ リミテッド COMINCO ENGINEERING SERVICES LTD. カナダ ブリティッシュ・コロンビア ブ イ6シー 3エル9, バンクーバー, 20 0 バーラード・ストリート, スイート6 00
(74) 代理人	100077805 弁理士 佐藤 辰彦
(74) 代理人	100099690 弁理士 鷲 健志
(74) 代理人	100109232 弁理士 本間 賢一
	最終頁に続く

(54) 【発明の名称】亜鉛のための加圧浸出方法

(57) 【要約】

精鉱を、溶液中に少なくとも約15g/Lの鉄を含む酸性溶液による加圧浸出にて供して、亜鉛溶液と、鉄を含む固体の浸出残渣とを生成する工程からなる硫酸亜鉛の鉱石または精鉱から亜鉛を回収するための方法。亜鉛溶液は、亜鉛の溶媒抽出に供せられ、残留物と富化された亜鉛溶液とを生成する。また、鉄を含む残留物からイオンを除去する方法が提供される。この方法は、鉄を含む残留物により硫酸亜鉛の鉱石を加圧浸出し、鉄を含む固体の浸出残渣と亜鉛溶液とを生成する。

【選択図】図1



【特許請求の範囲】**【請求項 1】**

精鉱を、溶液中に少なくとも約15g/Lの鉄を含む酸性浸出溶液による加圧浸出に供して、亜鉛溶液と、鉄を含む固体の浸出残渣とを生成する工程と、
該亜鉛溶液を亜鉛の溶媒抽出に供して、抽出残留物と、富化された亜鉛溶液(*pregnant zinc solution*)とを生成する工程と、
該富化された亜鉛溶液を、亜鉛を回収するための電解抽出に供し、結果として得られる使用済みの電解質溶液(*spent electrolyte*)を生成する工程とからなることを特徴とする硫化亜鉛の鉱石または精鉱から亜鉛を回収するための方法。

【請求項 2】

前記酸性浸出溶液は、溶液中に少なくとも約30g/Lの鉄を含むことを特徴とする請求項1記載の方法。10

【請求項 3】

前記加圧浸出は、2段階で反流的に(*counter currently*)行われ、
亜鉛溶液と中間的残渣とを生成する第1段階の浸出と、
該中間的残渣が、少なくとも約15g/Lの鉄を含む前記酸性浸出溶液により浸出され、
鉄を含む前記浸出残渣と、含有する鉄が部分的に除去された浸出溶液(*partly exhausted iron containing leach solution*)と
を生成する第2段階の浸出と、
前記含有する鉄が部分的に除去された浸出溶液により第1段階の浸出を行うこととからなることを特徴とする請求項1記載の方法。20

【請求項 4】

前記酸性浸出溶液は、溶液中に少なくとも約30g/Lの鉄を含むことを特徴とする請求項2記載の方法。

【請求項 5】

前記酸性浸出溶液は、約40g/Lから約80g/Lの鉄を含むことを特徴とする請求項4記載の方法。

【請求項 6】

前記酸性浸出溶液は、約15g/Lから約20g/Lの遊離酸を含むことを特徴とする請求項1記載の方法。30

【請求項 7】

前記使用済みの電解質溶液は、前記亜鉛の溶媒抽出にリサイクルされることを特徴とする請求項1記載の方法。

【請求項 8】

少なくとも15g/Lの鉄を含む前記酸性浸出溶液は、硫化物鉱石の浸出から結果として得られる鉄を含む残留物(*iron bearing raffinate*)からなることを特徴とする請求項1記載の方法。

【請求項 9】

硫化物は、採鉱廃棄物の堆積に含まれる低級鉱石または廃鉱石からなることを特徴とする請求項8記載の方法。

【請求項 10】

前記亜鉛の溶媒抽出からの抽出残留物は、前記加圧浸出にリサイクルされることを特徴とする請求項1記載の方法。

【請求項 11】

前記鉱石または精鉱は、また、銅を含む加圧酸化からの亜鉛溶液中に結果として得られる銅を含み、さらに前記亜鉛溶液を前記亜鉛の溶媒抽出に先立って銅の溶媒抽出に供する工程からなることを特徴とする請求項1記載の方法。

【請求項 12】

前記鉄を含む残留物により硫化亜鉛鉱石を加圧浸出し、鉄を含む固体の浸出残渣と亜鉛溶液とを生成する工程からなる、鉄を含む残留物から鉄を回収する方法。50

【請求項 1 3】

前記加圧浸出は、2段階で反流的に行われ、
亜鉛溶液と中間的残渣とを生成する第1段階の浸出と、
該中間的残渣が、鉄を含む残留物により浸出され、鉄を含む前記浸出残渣と、含有された
鉄が部分的に除去された浸出溶液とを生成する第2段階の浸出と、
前記含有された鉄が部分的に除去された浸出溶液により第1段階の浸出を行うことから
なることを特徴とする請求項12記載の方法。

【発明の詳細な説明】**【0001】****【発明の属する技術分野】**

10

本発明は、2段階の浸出プロセスにおける亜鉛の加圧浸出のための方法に関するものである。

【0002】**【従来の技術】**

硫化物鉱石を含む銅山のような採鉱操作では、廃鉱石または低級鉱石が、高級鉱石から分離される。前記高級鉱石は、そこから銅等の金属を抽出するために処理される。また、低級鉱石または廃鉱石は、例えば、廃棄物の堆積中の鉱石を浸出すること（堆積浸出）により、銅の回収のために処理され、銅溶液を生成する。銅は、前記銅溶液から抽出されて、抽出残留物を生成する。

【0003】

20

廃鉱石の高い硫化鉄含有量と、天然バクテリアにより促進される大気中の酸素によるこの鉱石の自然酸化とにより、この鉱石の浸出の結果として得られる残留物の鉄濃度は、長年の操業により累積する。

【0004】

溶液から鉄を除去しようとする試みは、成功することなく行われており、結果として、溶液に含まれる大量の酸性鉄が累積されている。

【0005】**【発明が解決しようとする課題】**

本発明の目的は、鉄を溶液から除去できる方法を提供することにある。

【0006】

30

米国特許第4004991号は、稀H₂SO₄溶液中での無機硫化物を含む亜鉛及び鉄の加圧浸出のためのプロセスについて述べている。前記加圧浸出は、2段階の反流プロセスで行われ、精密に分割された硫化物は第1の浸出段階で第2の浸出段階からの溶液により浸出され、高濃度の亜鉛と低濃度の鉄とH₂SO₄とを含む第1段階の浸出溶液を生成する。前記第1段階の浸出溶液は精製処理に供せられ、亜鉛の回収のために電解抽出により処理される。第1段階からの残渣は、第2段階で、前記電解抽出から戻ってくる電解質溶液により加圧浸出される。

【0007】

本発明の他の目的は、廃棄物の堆積浸出からの鉄を含む残留物を用いることができる別の亜鉛抽出方法を提供することである。

【0008】

40

【課題を解決するための手段】

本発明に従って、精鉱を、溶液中に少なくとも約15g/Lの鉄を含む酸性浸出溶液による加圧浸出に供して、亜鉛溶液と、鉄を含む固体の浸出残渣とを生成する工程と、該亜鉛溶液を亜鉛の溶媒抽出に供して、抽出残留物と、富化された亜鉛溶液とを生成する工程と、該富化された亜鉛溶液を、亜鉛を回収するための電解抽出に供し、結果として得られる使用済みの電解質溶液を生成する工程とからなることを特徴とする硫化亜鉛の鉱石または精鉱から亜鉛を回収するための方法が提供される。

【0009】

前記酸性浸出溶液は、15g/Lまたはそれ以上の鉄と、約15乃至20g/Lの遊離酸

50

または、鉄の硫酸化物と硫酸とを合わせて、合計で約 50 g / L の硫酸イオンを含んでいてもよい。

【0010】

また、本発明に従って、鉄を含む残留物により硫化亜鉛鉱石を加圧浸出し、鉄を含む浸出残渣と亜鉛溶液とを生成する工程からなる、鉄を含む残留物から鉄を回収する方法が提供される。

【0011】

前記加圧浸出は、好ましくは、2段階で反流的に行われ、亜鉛溶液と中間的残渣とを生成する第1段階の浸出と、該中間的残渣が、少なくとも 15 g / L の鉄を含む前記酸性浸出溶液により浸出され、鉄を含む前記浸出残渣と、含有する鉄が部分的に除去された浸出溶液とを生成する第2段階の浸出と、前記鉄が部分的に除去された浸出溶液により第1段階の浸出を行うこととなる。

【0012】

好ましくは、前記酸性浸出溶液は 30 g / L の鉄を含む。

【0013】

本発明のさらなる目的及び有利な点は、以下の発明の好適な実施態様の記述から明らかになるだろう。

【0014】

【発明の実施の形態】

本発明は、添付の図面を参照して実施例により記述される。

【0015】

プロセス全体を示す図1を参照して、鉱山の廃棄物堆積中の低級硫化物鉱石、例えば 14 で示される硫化銅鉱石の酸浸出から結果として得られる残留物 12 は、最初には約 40 g / L の Fe、13 g / L の遊離酸及び少量の、例えば 0.1 g / L の銅を含んでいる。(酸濃度は、pH 4 における標準酸 - 塩基滴定により定められる。)

プロセスの効果を向上するために、残留物 12 は 16 で示されるように、最初にその容積の約 2 / 3 を蒸発させ、より濃縮された鉄及び酸、例えば 76 g / L の Fe と 25 g / L の遊離酸とを含む供給溶液を生成する。より濃縮された残留物 12 は、矢印 17 で示されるように、亜鉛の加圧浸出工程 18 に供給される。本実施例では、約 57 % の Zn と 3 % の Cu を含む硫化亜鉛精鉱が矢印 20 で示されるように加圧浸出 18 に供給され、矢印 22 で示されるように酸素も同様に供給される。

【0016】

加圧浸出 18 は、図2に示されるように2段階で反流的に実施される。即ち、第1段階 24 と第2段階 26 である。前記プロセスは、溶液中の無視できる(negligible)酸と鉄との間で、第1段階 24 からの富化された亜鉛溶液 30 と、第2段階 26 からの十分に浸出された残渣 32 とを生成するために、液 / 固分離 28 と共に反流形式で2つのオートクレーブを含む。

【0017】

図2において 20 で示されるように、亜鉛の精鉱が、酸素(矢印 22)と共に第1段階の加圧浸出 24 に供給され、矢印 34 で示されるように第2段階 26 からの部分的に除去された Fe を含む残留物を用いて浸出される。図示のように、残渣 32 から部分的に除去された残留物を分離するために、第2段階 26 の後に、液 / 固分離 36 がある。

【0018】

第1段階 24 からの生成物スラリーは、まだ部分的に反応(浸出)される精鉱(濾過ケイキ)から、富化された亜鉛溶液 30 を分離するために濾過され(液 / 固分離 28)、次いで第2段階の浸出 26 に供される。

【0019】

上述の廃棄物の堆積からの鉄を含む残留物 12 は、矢印 17 で示されるように、第2段階の浸出 26 に供給され、そこで、第1段階 24 からの部分的に浸出された精鉱の浸出が完成される。

【0020】

第2段階26からの結果として得られたスラリーは濾過され(液/固分離36)、このとき、鉄と酸成分とが低減されたレベルになるように部分的に除去された濾過液は第1段階24にリサイクルされる(上述の矢印34)。

【0021】

残渣32は、全ての沈殿された鉄を鉄ミヨウバンとして含む浸出残渣である。

【0022】

残渣32(濾過ケーキ)の重量は、沈殿された鉄が浸出された亜鉛と置換することにより、もともとの供給された精鉱とほぼ同一である。浸出残渣中に残留する亜鉛は低濃度で、通常1%未満であり、対応して98%を超える亜鉛が溶液中に回収される。

10

【0023】

鉄ミヨウバンに加えて、亜鉛の加圧浸出プロセスの他の主要な副生成物は、原子状硫黄である。もともとの供給された精鉱中の硫黄の大部分は、硫化物の硫酸イオンへの酸化が最小(通常10%未満)であるような加圧浸出プロセス18の条件により、原子状の形態に変換される。

【0024】

リグノゾルまたはカルシウムリグノスルホン酸は、液体硫黄が加圧酸化18内で反応していない硫化物粒子を濡らすことと、完全な反応を妨げることとを妨げるために、低濃度、例えば0.05g/Lから0.5g/Lまでで、触媒として用いられてもよい。

20

【0025】

加圧酸化18は、約150、100g/Lから300g/L、好ましくは200g/Lの固体分、気相中(乾物基準)の85%の酸素による200psigの圧力という条件で、段階24と26とのそれぞれに1時間維持して実施される。浸出溶液中に存在する溶解可能な鉄は、亜鉛の加圧酸化18の間、触媒として作用する。第二硫酸鉄はZnS(固体)と反応して、可溶化された亜鉛になり、第一硫酸鉄に還元される。第一鉄は、酸化されて第二鉄状態に戻る。

【0026】

加圧酸化18の後で、前記スラリーは大気圧にフラッシュ降下される(図示せず)。前記フラッシュ降下の結果として得られる蒸気は、特に、もし固体分のパーセンテージの低い供給物が用いられるときには、加圧酸化18で所望の温度を達成するために供給溶液の予熱に用いられる。これは、供給溶液の鉄濃度を低くできる利点がある。

30

【0027】

加圧酸化18からの富化された亜鉛溶液のさらなる処理は、図1を参照して述べられる。加圧酸化18が図1では一段階としてのみ示されていることから、38で示される単一の液/固分離は、残渣32が富化溶液30から分離されることを示し、単純化されていることに留意するべきである。

30

【0028】

富化溶液30は、このとき約110g/LのZn、0.1乃至1g/LのFe、1乃至10g/Lの遊離酸及び6g/LのCuを含み、余分の酸と鉄とを除去するために、最初に、石灰または他の中和試薬(矢印42)で、任意には空気(矢印44)の存在下に、中和40に供せられる。これは、富化溶液30から液/固分離48により分離される石膏/鉄残渣46を生成する。このとき、富化溶液30は、約110g/LのZn、0.1g/LのFe、0g/Lの遊離酸及び6g/LのCuを含んでいる。

40

【0029】

このプロセスで、液体の各種成分の濃度の値は、実施例のためのみに与えられるということが、留意されるべきである。特に、加圧酸化18への供給物中の固体分のパーセンテージは、生成溶液中の亜鉛と銅との濃度を低くも高くも変えることができる。

【0030】

亜鉛の溶媒抽出をさらに効果的にするために、中和40からの富化溶液30は、50で示されるように希釈される。しかしながら、所望により、鉄残留物12がそこから得られる

50

もともとの廃鉱石中の少量の銅を回収するために、中和 40 と希釀 50 との間で、銅の溶媒抽出 52 が行われてもよい。

【0031】

銅の溶媒抽出 52 は、銅の富化された抽出物（有機物）を生成する。銅の富化された抽出物は、図 3 に 53 で示すようにストリップされ、富化された電解質溶液を生成する。銅は、電解抽出 55 により、富化された電解質溶液から回収される。ストリップ 53 は、電解抽出 55 からリサイクルされる使用済みの電解質溶液により行われ、ストリップされた抽出物（有機物）は、銅の溶媒抽出 52 にリサイクルされる。

【0032】

亜鉛富化溶液 30（銅の溶媒抽出 52 からの残留物）は、このとき低減された量の銅（例えれば 0.3 g / L）を含み、希釀工程 50 で、亜鉛の濃度が（もともとの約 125 ~ 130 g / L の値から）約 15 g / L に低減するように希釀される。10

【0033】

希釀された亜鉛溶液は、次に、少なくとも 2 つの段階で行われる亜鉛の溶媒抽出に供せられる。後続の第 1 段階の亜鉛の溶媒抽出 54 からの亜鉛残留物は、矢印 56 で示されるように、希釀媒（diluent）として用いられる。

【0034】

亜鉛は、第 1 段階の溶媒抽出 54 で、約 3 g / L の亜鉛を含む第 1 の残留物を生成するよう、約 20 % 乃至 40 % の濃度でケロセンに溶解されたジエチルヘキサホスホン酸（DEHPA）のような適切な亜鉛抽出剤を用いて、富化溶液 30 から抽出される。20

【0035】

第 1 段階の溶媒抽出 54 はまた、亜鉛が富化された抽出物を生成する。亜鉛が富化された抽出物はストリップされ、図 3 に示される銅と同様に、58 で示される亜鉛を回収するための電解抽出に供せられる。

【0036】

第 1 段階の溶媒抽出 54 からの第 1 の残留物は、遊離酸を除去するために、石灰石（矢印 62）による中和 60 に供せられる。中和 60 は、液 / 固分離 66 により前記残留物から分離されるさらなる石膏残渣 64 を生成する。

【0037】

液 / 固分離 66 からの残留物は、68 で示されるように 10 : 1 に分配される。大きい方の部分（90 %）は、上述のようにリサイクルされる（矢印 56）中和された残留物である。30

【0038】

小さい方の部分（10 %）は、第 2 段階の亜鉛の溶媒抽出 70 に供せられ、3 g / L の亜鉛濃度が同一の抽出剤を用いて約 0.5 g / L にさらに低減される。第 2 段階の溶媒抽出 70 からの残留物は、72 で示されるように、もともとの廃棄物の堆積抽出溶液にリサイクルされ、サイクルを完成する。

【0039】

上記プロセスは、同時に 2 つの目的を達成すると見ることができる。即ち、(i) 硫化亜鉛の精鉱から亜鉛を浸出することと、(ii) 銅の堆積浸出の残留物から効果的に可溶の鉄を除去することである。40

【0040】

本発明の好適な実施態様が詳細に示され、述べられたが、添付の請求項の範囲から離ることなく、その中で各種の変更、修正がなされてもよいことが理解されるであろう。

【図面の簡単な説明】

【図 1】

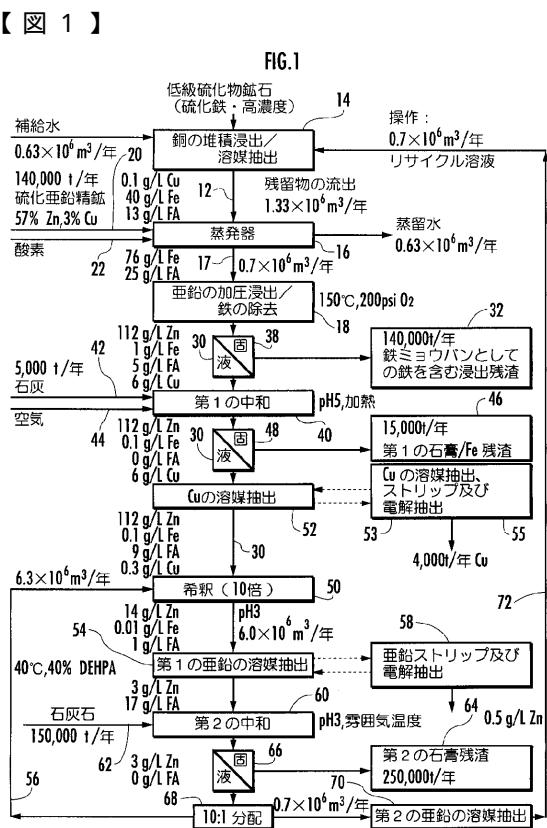
堆積浸出からの鉄を含む残留物を用いる硫化亜鉛プロセスを示す流れ図。

【図 2】

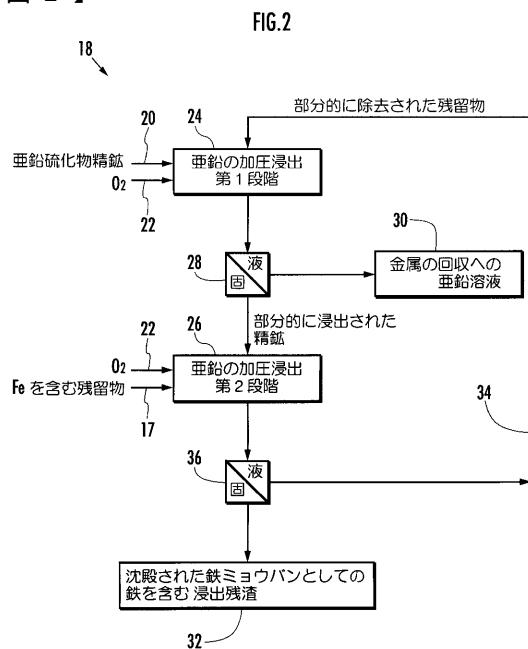
図 1 のプロセスの 2 段階の亜鉛の加圧浸出の詳細を示す流れ図。

【図 3】

図 1 のプロセスの一部で実施される銅の溶媒抽出を示す流れ図。

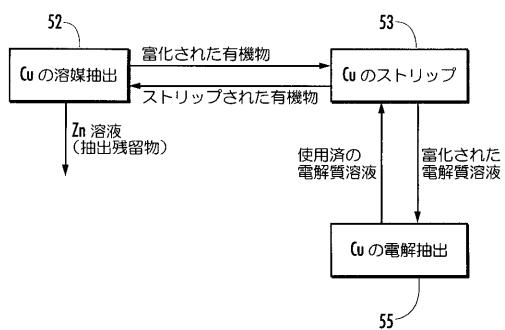


【 図 2 】



【図3】

FIG.3



【国際公開パンフレット】

(12) INTERNATIONAL APPLICATION PUBLISHED UNDER THE PATENT COOPERATION TREATY (PCT)

(19) World Intellectual Property Organization
International Bureau

PCT

(43) International Publication Date
14 March 2002 (14.03.2002)(10) International Publication Number
WO 02/20855 A2

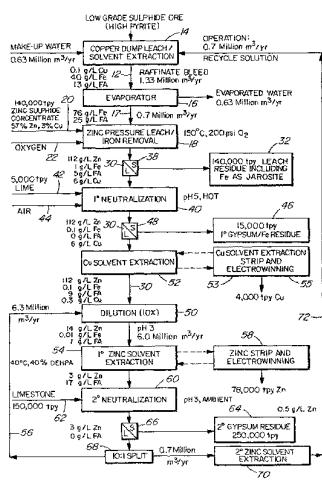
- (51) International Patent Classification⁷: C22B 3/08 (72) Inventor; and
 (21) International Application Number: PCT/CA01/01288 (75) Inventor/Applicant (for US only): JONES, David, L.
 (22) International Filing Date: 11 September 2001 (11.09.2001) [CA/CA]; 1028 - 51A Street, Delta, British Columbia V4M
 (25) Filing Language: English 2X8 (CA).
 (26) Publication Language: English
 (30) Priority Date: 09/659,098 11 September 2000 (11.09.2000) US
 (71) Applicant (for all designated States except US): COM-
 INCO ENGINEERING SERVICES LTD. [CA/CA]; Suite 500, 200 Burrard Street, Vancouver, British Columbia V6C 3L7 (CA).

{Continued on next page}

(54) Title: PRESSURE LEACHING PROCESS FOR ZINC



WO 02/20855 A2



(57) Abstract: A process for the recovery of zinc from a zinc sulphate ore or concentrate comprises the steps of subjecting the concentrate to pressure leaching with an acidic solution containing at least about 15 g/l iron in solution to produce a zinc solution and a solid leach residue containing iron. The zinc solution is subjected to zinc solvent extraction to produce a raffinate and a pregnant zinc solution. A method of removing iron from an iron bearing raffinate is also provided which comprises pressure leaching a zinc sulphate ore with the iron bearing raffinate to produce a solid leach residue containing iron and a zinc solution.

WO 02/20855 A2

(84) Designated States (*regional*): ARIPO patent (GH, GM, KE, LS, MW, MZ, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZW), Eurasian patent (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM), European patent (AT, BE, CH, CY, DE, DK, ES, FI, FR, GB, GR, IE, IT, LU, MC, NL, PT, SE, TR), OAPI patent (BF, BJ, CF, CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NE, SN, TD, TG).

Published:
— without international search report and to be republished upon receipt of that report

For two-letter codes and other abbreviations, refer to the "Guidance Notes on Codes and Abbreviations" appearing at the beginning of each regular issue of the PCT Gazette.

WO 02/20855

PCT/CA01/01288

PRESSURE LEACHING PROCESS FOR ZINCField of the Invention

5 This invention relates to a process for the pressure leaching of zinc in a two stage leaching process.

Background of the Invention

10 In mining operations, such as copper mining involving sulphide ores, waste ore or low grade ore is separated from the higher grade ore which is treated for the extraction of metal, such as copper, therefrom.

15 The low grade or waste ore is also treated for copper recovery, e.g. by leaching the ore in the waste dump (dump leach) to produce a copper solution, from which the copper is extracted to produce a

20 raffinate.

25 Due to the high pyrite content of the waste ore and natural oxidation of this ore by atmosphere oxygen, aided by natural bacteria, the iron concentration of the raffinate resulting from the leaching of this ore builds up over the many years of operation.

30 Attempts have been made to remove the iron from the solution, without success, resulting in large amounts of acidic iron containing solution being accumulated.

35 It is accordingly an object of the present invention to provide a method whereby the iron can be removed from these solutions.

U.S. Patent 4,004,991 describes a process for the pressure leaching of zinc and iron containing

WO 02/20855

PCT/CA01/01288

- 2 -

mineral sulphides in dilute H₂SO₄ solution. The pressure leaching is carried out in a two-stage countercurrent process in which finely divided sulphides are leached in a first leaching stage with
5 solution from the second leaching stage to produce a first stage leach solution containing a high zinc concentration and low iron and H₂SO₄ concentrations. The first stage leach solution is subjected to purification treatment and then treated for zinc
10 recovery by electrowinning. The residue from the first stage is pressure leached in the second stage with return electrolyte from the electrowinning process.

It is another object of this invention to
15 provide an alternative zinc extraction process in which the iron bearing raffinate from waste dump leach can be used.

Summary of the Invention

20 According to the invention there is provided a process for the recovery of zinc from a zinc sulphide ore or concentrate, comprising steps of subjecting the concentrate to pressure leaching with an acidic leach
25 solution containing at least about 15 g/L iron in solution to produce a zinc solution and a solid leach residue containing iron; subjecting the zinc solution to zinc solvent extraction to produce a raffinate and a pregnant zinc solution; and subjecting the pregnant
30 zinc solution to electrowinning to recover zinc and producing a resultant spent electrolyte.

The acidic leach solution may contain 15 g/L or more iron and about 15 to 20 g/L free acid or about
35 50 g/L sulphate total, combined sulphates of iron and sulphuric acid.

- 3 -

Also according to the invention there is provided a method of removing iron from an iron bearing raffinate comprising the steps of pressure leaching a zinc sulphide ore with said iron bearing raffinate to 5 produce a solid leach residue containing iron and a zinc solution.

The pressure leaching is preferably carried out in two stages countercurrently, comprising a first 10 stage leach to produce the zinc solution and an intermediate residue; a second stage leach wherein the intermediate residue is leached with said acidic leach solution containing at least 15 g/L iron to produce 15 said leach residue containing iron and a partly exhausted iron containing leach solution; and effecting the first stage leach with said partly exhausted iron containing leach solution.

Preferably, the acid leach solution contains 20 at least about 30 g/L iron.

Further objects and advantages of the invention will become apparent from the description of a preferred embodiment of the invention below.

25

Brief Description of the Drawings

The invention is now described by way of example with reference to the accompanying drawings, in 30 which:

Figure 1 is a flow diagram illustrating a zinc sulphide process using iron bearing raffinate from a dump leach;

35

WO 02/20855

PCT/CA01/01288

- 4 -

Figure 2 is a flow sheet showing details of a two-stage zinc pressure leach of the process of Figure 1; and

5 Figure 3 is a flow diagram illustrating a copper solvent extraction which may be carried out as part of the process of Figure 1.

Detailed Description of Preferred Embodiment

10

With reference to Figure 1 showing the overall process, raffinate 12, resulting from the acid leaching of a low grade sulphide ore in a mine waste dump, e.g. copper sulphide ore, as indicated at 14, initially contains about 40 g/L Fe, 13 g/L free acid and a small amount of copper, e.g. 0.1 g/L. (Acid concentration is determined by standard acid-base titration to pH 4.)

20 To improve the efficiency of the process, the raffinate 12 is first evaporated, as indicated at 16, to about 2/3 of its volume to produce a more concentrated iron and acid bearing feed solution, e.g. 76 g/L Fe and 25 g/L free acid. The more concentrated raffinate 12 is then fed to a zinc pressure leach step 18, as indicated by arrow 17. A zinc sulphide concentrate containing, in this example, about 57% Zn and 3% Cu is also fed to the pressure leaching 18, as indicated by arrow 20, as well as oxygen, as indicated 30 by arrow 22.

The pressure leaching 18 is carried out in two stages countercurrently, as shown in Figure 2, i.e. a first stage 24 and a second stage 26. The process 35 involves two autoclaves in countercurrent fashion with a liquid/solid separation 28 in between so as to produce a pregnant zinc solution 30, with negligible acid

WO 02/20855

PCT/CA01/01288

- 5 -

and iron in solution, from the first stage 24 and a fully leached residue 32 from the second stage 26.

As indicated by arrow 20 in Figure 2, the 5 zinc concentrate is fed to the first stage pressure leach 24, along with the oxygen (arrow 22), and is leached using partly exhausted Fe raffinate from the second stage 26, as indicated by arrow 34. As indicated, there is a liquid/solid separation 36 after 10 the second stage 26 to separate the partly exhausted raffinate from the residue 32.

The product slurry from the first stage 24 is filtered (liquid/solid separation 28) to separate the 15 pregnant zinc solution 30 from an as yet partly reacted (leached) concentrate (filter cake) which is then subjected to the second stage leach 26.

The iron containing raffinate 12 from the 20 waste dump referred to above, is fed to the second stage leach 26, as indicated by the arrow 17, where the leaching of the partly leached concentrate from the first stage 24 is completed.

25 The resultant slurry from the second stage 26 is filtered (liquid/solid separation 36) and the filtrate now partly exhausted in that the iron and acid contents are at reduced levels, is recycled to the first stage 24 (arrow 34 as referred to above).

30 The residue 32 is the leach residue containing all the precipitated iron as a jarosite solid.

35 The weight of the residue 32 (filter cake) is approximately the same as the original feed concentrate, due to the precipitated iron replacing the

WO 02/20855

PCT/CA01/01288

- 6 -

zinc that has been leached out. Residual zinc in the leach residue is low, typically less than 1%, corresponding to more than 98% zinc recovery to solution.

5

In addition to the jarosite, the other main byproduct of the zinc pressure leaching process is elemental sulphur. Most of the sulphur in the original feed concentrate is converted to the elemental form, 10 due to the conditions in the pressure leach process 18, with minimal (<10% typical) oxidation of sulphide to sulphate.

Lignosol or calcium lignosulphonate may be 15 used as catalyst in small concentrations, e.g. 0.05 g/L up to 0.5 g/L, to counteract liquid sulphur in the pressure oxidation 18 from wetting unreacted sulphide particles and hampering complete reaction.

20 The pressure oxidation 18 is carried out at about 150°C, 100 g/L to 300 g/L, preferably 200 g/L solids, at 200 psig pressure with 85% oxygen in the gas phase (dry basis) with one hour retention in each of the stages 24 and 26. The soluble iron present in the 25 leaching solution act as a catalyst during the zinc pressure oxidation 18. Ferric sulphate reacts with ZnS (solid) to solubilize the zinc and is reduced to ferrous sulphate. The ferrous iron is then oxidized back to the ferric state.

30

After the pressure oxidation 18, the slurry is flashed down to atmospheric pressure (not shown). The steam resulting from the flashdown may be used to pre-heat the feed solution to achieve the desired 35 temperature in the pressure oxidation 18, especially if a low percentage solids feed is used. This may be

WO 02/20855

PCT/CA01/01288

- 7 -

beneficial to allow a lower iron concentration in the feed solution.

The further treatment of the pregnant zinc
5 solution 30 from the pressure oxidation 18 is now
described with reference to Figure 1. It should be
noted that the single liquid/solid separation indicated
at 38 showing the residue 32 being separated from the
pregnant solution 30, is a simplification since the
10 pressure oxidation 18 is shown as only one stage in
Figure 1.

The pregnant solution 30, now containing
about 110 g/L Zn, 0.1 to 1 g/L Fe, 1 to 10 g/L free
15 acid and 6 g/L Cu, is first subjected to neutralization
40 with lime, or other neutralization agent, (arrow 42)
and optionally in the presence of air (arrow 44) to
remove excess acid and iron. This produces a
gypsum/iron residue 46 which is separated from the
20 pregnant solution 30, now containing about 110 g/L Zn,
0.1 g/L Fe, 0 g/L free acid and 6 g/L Cu, by means of a
liquid/solid separation 48.

It is to be noted that the values of the
25 concentrations of the various components of the liquids
during the process are given by way of example only.
In particular, the percentage solids in the feed to the
pressure oxidation 18 can be varied to produce lower or
higher zinc and copper concentrations in the product
30 solution.

In order to render zinc solvent extraction
more efficient, the pregnant solution 30 from the
neutralization 40 is diluted as indicated at 50.
35 However, if desired, a copper solvent extraction 52 may
be carried out between the neutralization and dilution
steps 40 and 50 to recover the small amount of copper

WO 02/20855

PCT/CA01/01288

- 8 -

present in the original waste ore from which the iron raffinate 12 is obtained.

The copper solvent extraction 52 produces a
5 copper loaded extractant (organic) which is stripped as
shown at 53 in Figure 3 to produce a pregnant
electrolyte from which copper is recovered by
electrowinning 55. The stripping 53 is carried out
with the spent electrolyte recycled from the
10 electrowinning 55 and the stripped extractant (organic)
is recycled to the copper solvent extraction 52.

The zinc pregnant solution 30 (raffinate from
the copper solvent extraction 52) now containing a
15 reduced amount of copper (e.g. 0.3 g/L) is diluted in
the dilution step 50 to reduce the zinc concentration
to about 15 g/L (from the original value of about 125-
130 g/L).

20 The diluted zinc solution is then subjected
to zinc solvent extraction which is carried out in at
least two stages.

Zinc raffinate from the subsequent first
25 stage zinc solvent extraction 54 is used as diluent, as
indicated by arrow 56.

Zinc is extracted from the pregnant solution
30 using a suitable zinc extractant, such as
30 diethylhexaphosphoric acid (DEHPA) in about 20% to 40%
concentration in kerosene to produce a first raffinate
of about 3 g/L zinc in the first stage solvent
extraction 54.

35 The first stage solvent extraction 54 also
produces a zinc loaded extractant which is stripped and
subjected to electrowinning to recover zinc, as

- 9 -

indicated at 58, similar as with copper as shown in Figure 3.

The first raffinate from the first stage solvent extraction 54 is subjected to neutralization 60 with limestone (arrow 62) to remove free acid. The neutralization 60 produces a further gypsum residue 64 which is separated from the raffinate by a liquid/solid separation 66.

10

The raffinate from the liquid/solid separation 66 is split 10:1 as indicated at 68. The larger portion (90%) is the neutralized raffinate being recycled (arrow 56) referred to above.

15

The smaller portion (10%) is subjected to a second stage zinc solvent extraction 70, where the 3 g/L Zn concentration is reduced further to about 0.5 g/L, using the same extractant. The raffinate from the 20 second stage solvent extraction 70 is recycled to the original waste dump leach solution, as indicated by arrow 72, to complete the cycle.

It can be seen that the above process achieves two goals simultaneously, i.e. (i) it leaches zinc from the zinc sulphide concentrate and (ii) it removes soluble iron from the copper dump leach raffinate efficiently.

30 Although a preferred embodiment of the present invention has been shown and described in detail, it should be understood that various changes and modifications may be made therein without departing from the scope of the appended claims.

35

WO 02/20855

PCT/CA01/01288

- 10 -

WE CLAIM:

1. A process for the recovery of zinc from a zinc sulphide ore or concentrate, comprising the steps of:
 - 5 subjecting the concentrate to pressure leaching with an acidic leach solution containing at least about 15 g/L iron in solution to produce a zinc solution and a solid leach residue containing iron;
 - 10 subjecting the zinc solution to zinc solvent extraction to produce a raffinate and a pregnant zinc solution; and
 - 15 subjecting the pregnant zinc solution to electrowinning to recover zinc and producing a resultant spent electrolyte.
- 20 2. The process according to claim 1, wherein the acidic leach solution contains at least about 30 g/L iron in solution.
- 25 3. The process according to claim 1, wherein the pressure leaching is carried out in two stages countercurrently, comprising:
 - 30 a first stage leach to produce the zinc solution and an intermediate residue;
 - 35 a second stage leach wherein the intermediate residue is leached with said acidic leach solution containing at least about 15 g/L iron to produce said leach residue containing iron and a partly exhausted iron containing leach solution; and

WO 02/0855

PCT/CA01/01288

- 11 -

effecting the first stage leach with said partly exhausted iron containing leach solution.

5. The process according to claim 2, wherein the acidic leach solution contains at least about 30 g/L iron in solution.

10. The process according to claim 4, wherein the acidic leach solution contains from about 40 g/L to about 80 g/L iron.

15. The process according to claim 1, wherein the acidic leach solution contains about 15 g/L to about 20 g/L free acid.

20. The process according to claim 1, wherein the spent electrolyte is recycled to the zinc solvent extraction.

25. The process according to claim 1, wherein said acidic leach solution containing at least 15 g/L iron comprises an iron bearing raffinate resulting from leaching of a sulphide ore.

30. The process according to claim 8, wherein the sulphide comprises low grade or waste ore contained in a mining waste dump.

35. The process according to claim 1, wherein the raffinate from the zinc solvent extraction is recycled to the pressure leaching.

11. The process according to claim 1, wherein the ore or concentrate also contains copper resulting in the zinc solution from the pressure oxidation also containing copper and further comprising the

WO 02/20855

PCT/CA01/01288

- 12 -

step of subjecting the zinc solution to copper solvent extraction prior to said zinc solvent extraction.

5 12. A method of removing iron from an iron bearing raffinate comprising the steps of:

10 pressure leaching a zinc sulphide ore with said iron bearing raffinate to produce a solid leach residue containing iron and a zinc solution.

15 13. The method according to claim 12, wherein the pressure leaching is carried out in two stages countercurrently, comprising:

20 a first stage leach to produce the zinc solution and an intermediate residue;

25 a second stage leach wherein the intermediate residue is leached with the iron bearing raffinate to produce said leach residue containing iron and a partly exhausted iron containing leach solution; and

 effecting the first stage leach with said partly exhausted iron containing leach solution.

1/3

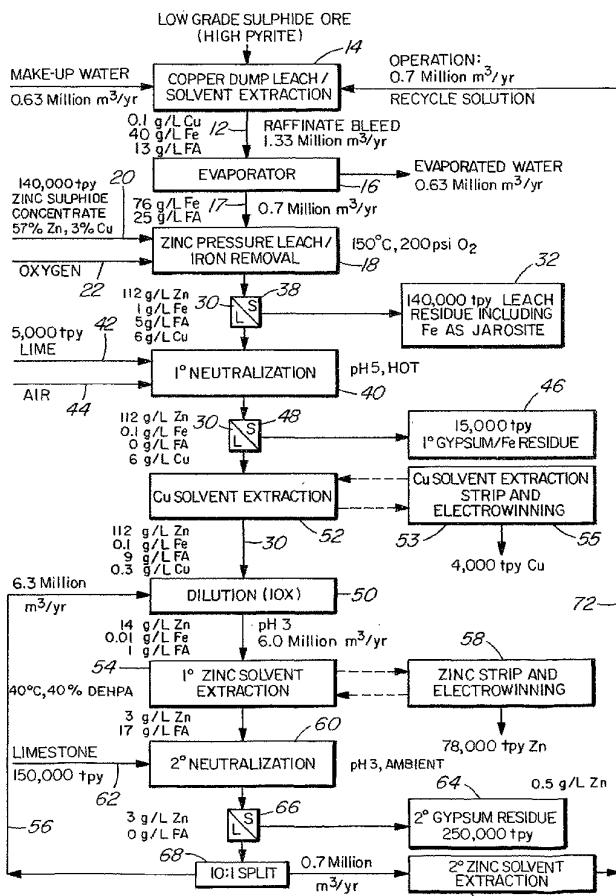


FIG. I

SUBSTITUTE SHEET (RULE 26)

2/3

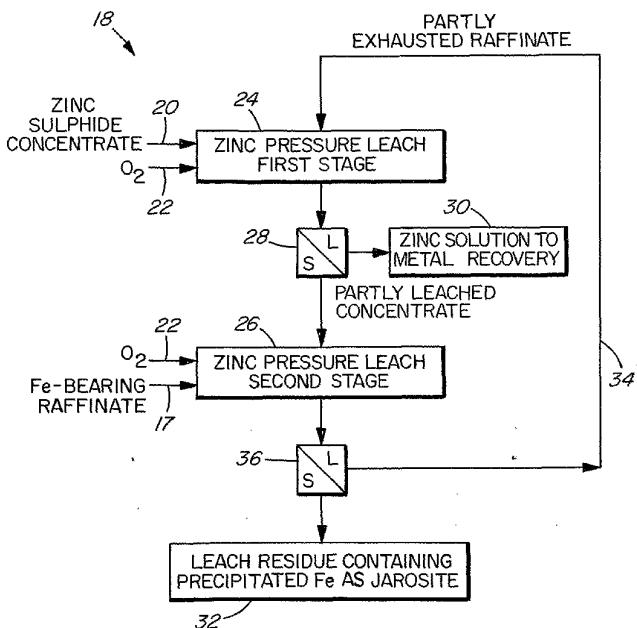


FIG. 2

SUBSTITUTE SHEET (RULE 26)

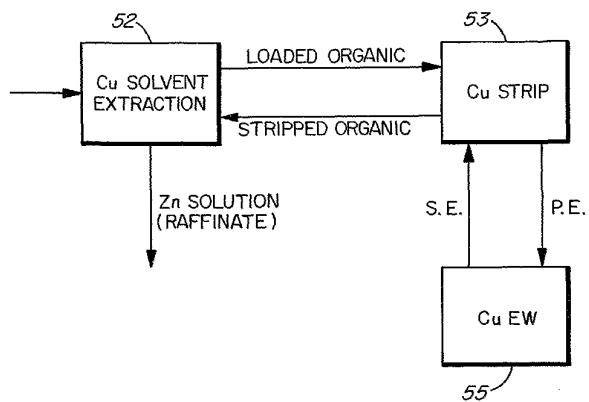


FIG. 3

【国際公開パンフレット（コレクトバージョン）】

(12) INTERNATIONAL APPLICATION PUBLISHED UNDER THE PATENT COOPERATION TREATY (PCT)

**(19) World Intellectual Property Organization
International Bureau**



**(43) International Publication Date
14 March 2002 (14.03.2002)**

PCT

(10) International Publication Number
WO 02/020855 A3

(51) International Par
19/00, 3/38, 3/44

C22B 3/08, (72) I

inventor; and

(21) International Application Number: PCT/CA01/01288

X8 (CA).

(22) International Fil

date:

(25) Filing Languages

Endlich

M, HR, HU, ID, IL, IN, IS, JP, KB, KG, KP, KR, KZ, LC,
K, LB, LS, LT, LU, LY, MA, MD, MG, MK, MN, MW,

(50) Priority Data: 09/659,098 11 September 2000 (11.09.2000) US

JX, MZ, NO, NZ, PII, PI, PT, RO, RU, SD, SE, SG, SI, K, SI, TI, TM, TR, TT, TZ, HA, JIG, JIS, JIZ, VN, YU,

(71) **Applicant** (for all designated States except US): COM-

A, ZW.

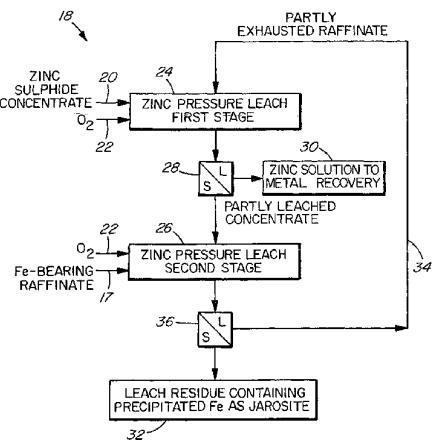
INCO ENGINEERING SERVICES LTD. [CA/CA];
Suite 500, 200 Burrard Street, Vancouver, British Columbia V6C 3L7 (CA).

Designated States (regional): ARPO patent (GH, GM, IE, LS, MW, MZ, SD, SL, SZ, TZ, UG, ZW), Eurasian patent (AM, AZ, BY, KG, KZ, MD, RU, TJ, TM), European

[Continued on next page]

(54) Title: PRESSURE LEACHING PROCESS FOR ZINC RECOVERY FROM SUPHTHIC ORE MATERIALS

卷之三



(57) Abstract: A process for the recovery of zinc from a zinc sulphate ore or concentrate comprises the step of subjecting the concentrate to pressure leaching with an acidic solution containing at least about 15 g/l iron in solution to produce a zinc solution and a solid leach residue containing iron. The zinc solution is subjected to zinc solvent extraction to produce a raffinate and a pregnant zinc solution. A method of removing iron from an iron bearing raffinate is also provided which comprises pressure leaching a zinc sulphate ore with the iron bearing raffinate to produce a solid leach residue containing iron and a zinc solution.

WO 02/020855 A3

patent (AD, BE, CH, CY, DE, DK, ES, FI, FR, GB, GR, IL,
IT, LU, MC, NL, PT, SI, TR), OAPI patent (BH, BJ, CI,
CG, CI, CM, GA, GN, GQ, GW, ML, MR, NT, SN, TD,
TG).

(88) Date of publication of the international search report:
3 October 2002

Published:
with international search report

For two-letter codes and other abbreviations, refer to the "Guidance Notes on Codes and Abbreviations" appearing at the beginning of each regular issue of the PCT Gazette.

【手続補正書】

【提出日】平成14年10月17日(2002.10.17)

【手続補正1】

【補正対象書類名】明細書

【補正対象項目名】特許請求の範囲

【補正方法】変更

【補正の内容】

【特許請求の範囲】

【請求項1】

精鉱を、溶液中に少なくとも約15g/Lの鉄を含む酸性浸出溶液による加圧浸出に供して、該加圧浸出の間に亜鉛を可溶化し、鉄を沈殿させて、亜鉛溶液と、鉄を含む固体の浸出残渣とを生成する工程と、

該亜鉛溶液を亜鉛の溶媒抽出に供して、抽出残留物と、富化された亜鉛溶液(pregnant zinc solution)とを生成する工程と、

該富化された亜鉛溶液を、亜鉛を回収するための電解抽出に供し、結果として得られる使用済みの電解質溶液(spent electrolyte)を生成する工程とからなることを特徴とする硫化亜鉛の鉱石または精鉱から亜鉛を回収するための方法。

【請求項2】

前記酸性浸出溶液は、溶液中に少なくとも約30g/Lの鉄を含むことを特徴とする請求項1記載の方法。

【請求項3】

前記加圧浸出は、2段階で反流的に(countercurrently)行われ、亜鉛溶液と中間的残渣とを生成する第1段階の浸出と、

該中間的残渣が、少なくとも約15g/Lの鉄を含む前記酸性浸出溶液により浸出され、鉄を含む前記浸出残渣と、含有する鉄が部分的に除去された浸出溶液(a partly exhausted iron containing leach solution)とを生成する第2段階の浸出と、

前記含有する鉄が部分的に除去された浸出溶液により第1段階の浸出を行うこととからなることを特徴とする請求項1記載の方法。

【請求項4】

前記酸性浸出溶液は、溶液中に少なくとも約30g/Lの鉄を含むことを特徴とする請求項2記載の方法。

【請求項5】

前記酸性浸出溶液は、約40g/Lから約80g/Lの鉄を含むことを特徴とする請求項4記載の方法。

【請求項6】

前記酸性浸出溶液は、約15g/Lから約20g/Lの遊離酸を含むことを特徴とする請求項1記載の方法。

【請求項7】

前記使用済みの電解質溶液は、前記亜鉛の溶媒抽出にリサイクルされることを特徴とする請求項1記載の方法。

【請求項8】

少なくとも15g/Lの鉄を含む前記酸性浸出溶液は、硫化物鉱石の浸出から結果として得られる鉄を含む残留物(iron bearing raffinate)からなることを特徴とする請求項1記載の方法。

【請求項9】

硫化物は、採鉱廃棄物の堆積に含まれる低級鉱石または廃鉱石をからなることを特徴とする請求項8記載の方法。

【請求項10】

前記亜鉛の溶媒抽出からの抽出残留物は、前記加圧浸出にリサイクルされることを特徴と

する請求項1記載の方法。

【請求項11】

前記鉱石または精鉱は、また、銅を含む加圧酸化からの亜鉛溶液中に結果として得られる銅を含み、さらに前記亜鉛溶液を前記亜鉛の溶媒抽出に先立って銅の溶媒抽出に供する工程からなることを特徴とする請求項1記載の方法。

【国際調査報告】

INTERNATIONAL SEARCH REPORT		International Application No PCT/CA 01/01288
A. CLASSIFICATION OF SUBJECT MATTER IPC 7 C22B3/08 C22B19/00 C22B3/38 C22B3/44		
According to International Patent Classification (IPC) or to both national classification and IPC		
B. FIELDS SEARCHED Minimum documentation searched (classification system followed by classification symbol) IPC 7 C22B		
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 practical, search terms used) WPI Data, EPO-Internal, PAJ		
C. DOCUMENTS CONSIDERED TO BE RELEVANT		
Category *	Citation of document, with indication, where appropriate, of the relevant passages	Relevant to claim No.
Y	US 5 993 635 A (HOURN MICHAEL MATTHEW ET AL) 30 November 1999 (1999-11-30) abstract; claim 1; figure 1; example 6	1-11
X	US 4 330 379 A (VERBAAN BERNARD) 18 May 1982 (1982-05-18) Claims 1-13; example 1	12,13
Y	US 5 869 012 A (JONES DAVID L) 9 February 1999 (1999-02-09) claim 1; figure 4	1-13
Y	US 4 004 991 A (VELTMAN HERBERT ET AL) 25 January 1977 (1977-01-25) Claims 1-4; figure 1; example 1	1-13
<input type="checkbox"/> Further documents are listed in the continuation of box C.		<input checked="" type="checkbox"/> Patent family members are listed in annex.
* Special categories of cited documents:		
A document defining the general state of the art which is not considered to be of particular relevance		
E earlier document but published on or after the international filing date		
L document which may throw doubts on priority claim(s) or which is cited to establish the priority date of another application specified in the specification		
O document referring to an oral disclosure, use, exhibition or other means		
P document published prior to the international filing date but later than the priority date claimed		
Data of the actual completion of the international search 17 June 2002		Date of mailing of the international search report 24/06/2002
Name and mailing address of the ISA European Patent Office, P.B. 5818 Patentlaan 2 NL - 2280 HV Rijswijk Tel: (+31-70) 340-2040, Tx. 31 651 epo nl. Fax: (+31-70) 340-3016		Authorized officer Bombeke, M

Form PCT/ISA/210 (second sheet) (July 1992)

INTERNATIONAL SEARCH REPORT

International Application No.
PCT/CA 01/01288

Patent document cited in search report		Publication date	Patent family members(s)	Publication date
US 5993635	A	30-11-1999	AT 195980 T AU 700850 B2 AU 4933196 A WO 9629439 A1 BG 63315 B1 BG 101980 A CA 2215963 A1 DE 69610081 D1 EP 0815270 A1 ES 2152013 T3 JP 2000515585 T NZ 303107 A PL 322364 A1 PT 815270 T ZA 9602223 A	15-09-2000 14-01-1999 08-10-1996 26-09-1996 28-09-2001 30-04-1998 26-09-1996 05-10-2000 07-01-1998 16-01-2001 21-11-2000 28-01-1999 19-01-1998 28-02-2001 30-09-1996
US 4330379	A	18-05-1982	AU 525900 B2 AU 5485380 A CA 1152446 A1 US 4274931 A ZA 8000224 A AU 535613 B2 AU 7362881 A CA 1179966 A1 ZA 8105009 A ZW 19581 A1	09-12-1982 31-07-1980 23-08-1983 23-06-1981 26-03-1980 29-03-1984 25-02-1982 25-12-1984 28-07-1982 06-01-1982
US 5869012	A	09-02-1999	US 5650057 A US 5645708 A US 5431788 A AU 694960 B2 AU 4296096 A AU 709602 B2 AU 4476696 A AU 708844 B2 AU 5888996 A BG 62180 B1 BG 102132 A BG 62178 B1 BG 102133 A BG 62290 B1 BG 102149 A BR 9608483 A BR 9608499 A BR 9608624 A CA 2221781 A1 CA 2221930 A1 CA 2221940 A1 WO 9641026 A1 WO 9641027 A1 WO 9641029 A2 CN 1186524 A ,B CN 1186523 A ,B CN 1187220 A ,B DE 69606036 D1 DE 69606036 T2 DE 69610208 D1 DE 69610208 T2	22-07-1997 08-07-1997 11-07-1995 06-08-1998 30-12-1996 02-09-1999 30-12-1996 12-08-1999 30-12-1996 30-04-1999 31-07-1998 30-04-1999 31-07-1998 30-07-1999 31-08-1998 06-07-1999 06-07-1999 29-06-1999 19-12-1996 19-12-1996 19-12-1996 19-12-1996 19-12-1996 19-12-1996 01-07-1998 01-07-1998 08-07-1998 10-02-2000 08-06-2000 12-10-2000 26-04-2001

Form PCT/ISA210 (patent family annex) (July 1992)

INTERNATIONAL SEARCH REPORT		International Application No. PCT/CA 01/01288		
Patent document cited in search report	Publication date	Patent family member(s)	Publication date	
US 5869012	A	DE 69612617 D1 DE 69612617 T2 DK 832302 T3 DK 832306 T3 EP 0832302 A1 EP 0832303 A1 EP 0832306 A2 EP 0930373 A1 EP 0924307 A1 ES 2153950 T3 ES 2159351 T3 ES 2144240 T3 FI 974427 A FI 974428 A JP 11510559 T JP 11506166 T JP 11506167 T NO 975707 A PL 323593 A1	31-05-2001 18-04-2002 20-11-2000 08-05-2000 01-04-1998 01-04-1998 01-04-1998 21-07-1999 23-06-1999 16-03-2001 01-10-2001 01-06-2000 05-12-1997 05-12-1997 14-09-1999 02-06-1999 02-06-1999 05-12-1997 14-04-1998	
US 4004991	A	25-01-1977	CA 1049953 A1 AU 497393 B2 AU 1889076 A BE 847511 A1 BR 7607062 A DE 2647601 A1 DK 476276 A ES 452614 A1 FI 763006 A ,B, FR 2328775 A1 GB 1494990 A IE 44035 B1 JP 1260159 C JP 52066818 A JP 59033652 B MX 143151 A NL 7611752 A SE 422813 B SE 7611751 A YU 256376 A1 ZA 7606135 A	06-03-1979 14-12-1978 27-04-1978 14-02-1977 06-09-1977 28-04-1977 23-04-1977 01-10-1977 23-04-1977 20-05-1977 14-12-1977 29-07-1981 12-04-1985 02-06-1977 17-08-1984 25-03-1981 26-04-1977 29-03-1982 23-04-1977 30-06-1982 28-09-1977

Form PCT/ISA210 (patent family annex) (July 1992)

フロントページの続き(51) Int.Cl.⁷

F I

テーマコード(参考)

C 22 B 19/26

(81) 指定国 AP(GH,GM,KE,LS,MW,MZ,SD,SL,SZ,TZ,UG,ZW),EA(AM,AZ,BY,KG,KZ,MD,RU,TJ,TM),EP(AT,BE,CH,CY,DE,DK,ES,FI,FR,GB,GR,IE,IT,LU,MC,NL,PT,SE,TR),OA(BF,BJ,CF,CG,CI,CM,GA,GN,GQ,GW,ML,MR,NE,SN,TD,TG),AE,AG,AL,AM,AT,AU,AZ,BA,BB,BG,BR,BY,BZ,CA,CH,CN,CO,CR,CU,CZ,DE,DK,DM,DZ,EC,EE,ES,FI,GB,GD,GE,GH,GM,HR,HU,ID,IL,IN,IS,JP,KE,KG,KP,KR,KZ,LC,LK,LR,LS,LT,LU,LV,MA,MD,MG,MK,MN,MW,MX,MZ,NO,NZ,PH,PL,PT,RO,RU,SD,SE,SG,SI,SK,SL,TJ,TM,TR,TT,TZ,UA,UG,US,UZ,VN,YU,ZA,ZW

(72) 発明者 デービッド・エル・ジョーンズ

カナダ ブリティッシュ・コロンビア ブイ4エム 2エックス8, デルタ, 51エー ストリー
ト, 1028番

F ターム(参考) 4K001 AA30 BA03 BA06 BA16 DB02 DB21 DB30