

SUMARIO

EDITORIAL: 49 Reunión de la Comisión Permanente del CAME para la metalurgia no-ferrosa	2
Separación de cobalto de soluciones amoniacaes con ácido sulfhídrico en reactores tubulares CSc Ing. Guillermo Samalea; Ing. Lourdes Bobes; Ing. José Kasavin	3
La ciencia en búsquedas APN	11
Uso del calcinado de carbonato de níquel en circuitos electrolíticos de níquelado brillante Ing. Lourdes Bobes	12
Estudio de la resistencia a la corrosión atmosférica de distintos recubrimientos orgánicos e inorgánicos en atmósfera contaminada Ing. José F. Couso Miranda	22
Reducción de compuestos causantes de pérdidas secundarias de níquel y cobalto en el proceso de lixiviación Ing. Osvaldo Granda; Lic. Aida Alvarez	27
Algunas consideraciones durante la explotación de minas subterráneas profundas CSc Ing. Orestes Santana Maureli; Ing. Omar Castro González	35
Presión minera en el laboreo subterráneo Ing. Omar Castro González	41
Una melange en Cuba oriental Ing. Jorge E. Cobiella	46
Refinación del concentrado de sulfuro de Moa Ing. Raúl de la Nuez	52
Aumento de la extracción de níquel y cobalto en el proceso carbonato-amoniacal. Ing. José Castellanos, Técn. Idalberto García	58
El cuarzo pseudocúbico del yacimiento La Pimienta. Ing. Rebeca Fernandez e Ing. Alexei Yalovoy	62
Estudio sobre el control del proceso carbonato amoniacal con mediciones del potencial Redox. Ing. Marta Serrano, Químico Diplomado Edgar Dix, Ing. Diplomado Wolfgang Götzelt	66
Reseña Bibliográfica	74
Breves Técnica	75

Inscripta como impreso periódico en la Dirección Nacional de Correos, Telégrafo y Prensa. Número 81 905-164.

AÑO 4 No. 4 OCT- DIC 1978
AÑO DEL XI FESTIVAL

Editada por la Dirección de Ciencia y Técnica
Ministerio de Minería y Geología

DIRECTOR:

Jorge Emilio González Villa

DIRECCION ARTISTICA:

Roberto Infante Espinosa

JEFE DE REDACCION:

Lic. Pura E. Hevia de la Nuez

FOTOS:

Antonio Zanini

CONSEJO DE REDACCION

Ing. Abilio García Merlot

Sirio Morales

Ing. Enrique Saunders

Ing. Ramón Cortés

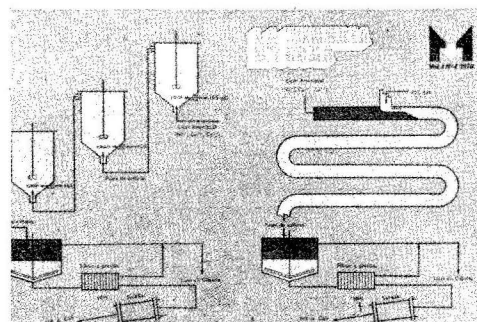
Ing. Osvaldo Granda

Dr. Gustavo Furrázola

Ing. Oreste Santana

REDACCION - ADMINISTRACION:

Empedrado No. 113, Habana Vieja,
Ciudad Habana. Teléfono 61-7956
Impresa en la Unidad 01
"Osvaldo Sánchez".



PORTADA Y CONTRAPORTADA: Esquemas tecnológicos del proceso de separación de cobalto de soluciones amoniacaes.

REFINACION DEL CONCENTRADO DE SULFURO DE MOA

C.D.U.: 661.249 (729.1)

Ing. Raúl de la Nuez
Ing. Lino Chaviano

INTRODUCCION

La empresa **Comandante Pedro Soto Alba** se construyó en el año 1958 en la región de Moa, provincia de Holguín, para el procesamiento de las lateritas niquelíferas existentes en esta zona.

El producto final de dicha fábrica consiste en un concentrado de sulfuros de níquel más cobalto con un contenido de Ni 50 — 55 %, Co 5 — 6 %, S 33 — 34 %, Zn 1 %, Cu 0,5 % y Fe 1 %, cuya refinación, según el proyecto, debía realizarse en Port Nickel, E.U.

El proceso empleado, aunque permitía la separación del níquel y el cobalto, presentaba una serie de desventajas, tales como complejidad de los equipos, elevado consumo de amoníaco y gas natural y alto costo de las inversiones capitales, las cuales limitan su aplicación en nuestro país. Después de la nacionalización no se realizó la refinación según el proceso de Port Nickel y la producción del concentrado se interrumpió durante dos años, hasta que en 1961 fue propuesto, por especialistas soviéticos otro esquema tecnológico²³ que encontró utilización práctica en la URSS. De acuerdo a esto último, se logra separar el níquel y el cobalto y obtener un producto de mayor calidad. No obstante, este método se caracteriza por el elevado consumo de energía eléctrica.

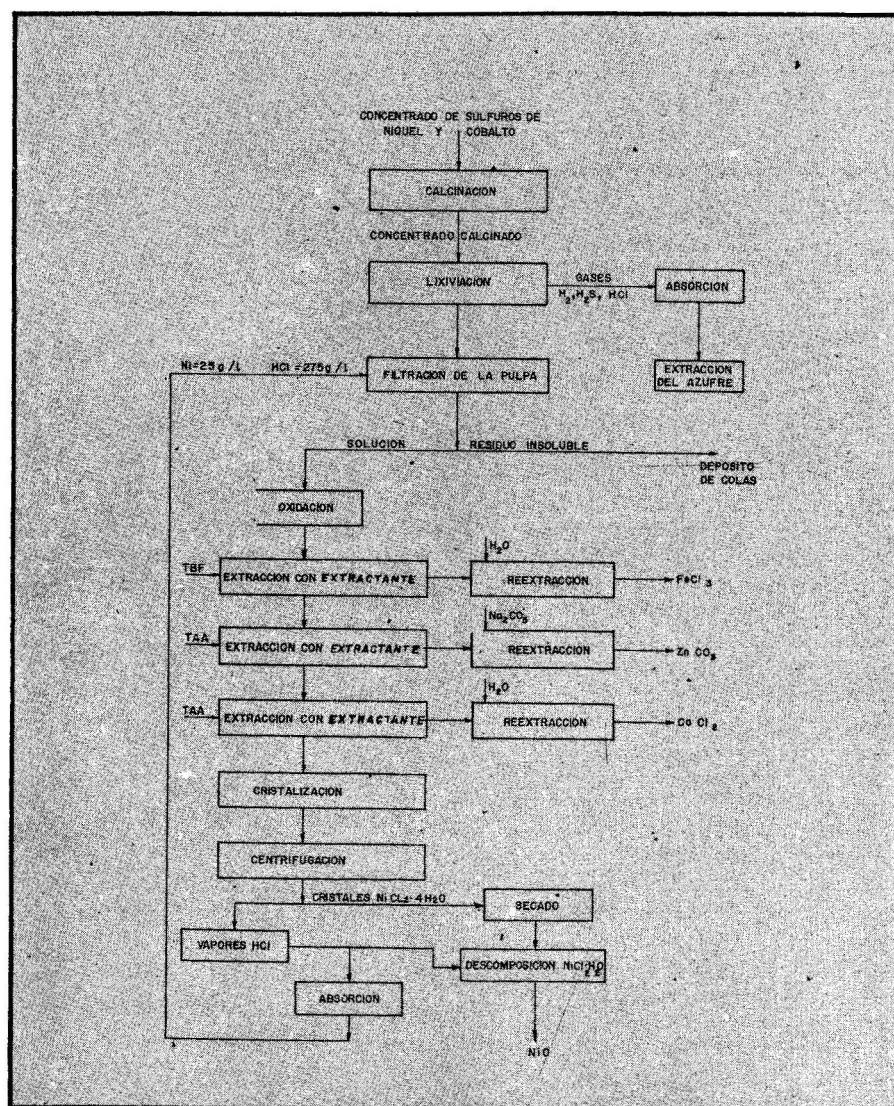


Figura 1. Esquema tecnológico para la refinación del concentrado de sulfuros de la fábrica de Moa.

Los elementos fundamentales del esquema tecnológico propuesto para el procesamiento del concentrado de sulfuros de la Planta de Moa, son las operaciones de lixiviación clorhídrica de los sulfuros, separación por extracción de las impurezas metalúrgicas, cristalización del cloruro de níquel y descomposición térmica de éste último; con la obtención del protóxido de níquel comercial y de ácido clorhídrico circulante. El H_2O que se desprende durante la disolución de los sulfuros, puede ser utilizado en el esquema principal de la planta.

En el presente trabajo se analizan y discuten los resultados fundamentales obtenidos durante el desarrollo de la investigación.

ca y combustible, complejidad de los equipos tecnológicos, gran número de operaciones y dificultades para su automatización, lo que impide igualmente, su aplicación en nuestras condiciones.

De todo lo expuesto se deriva que no existe hasta la fecha un esquema tecnológico de la elaboración del concentrado de Moa, lo necesariamente rentable para aplicar en Cuba, y en la actualidad éste se exporta a la URSS. El objetivo fundamental de este trabajo consiste en investigar las operaciones fundamentales de un nuevo proceso de refinación (Fig. 1) que permita separar el níquel y el cobalto, así como obtener y recuperar el azufre, lo cual es de gran significado económico para la fábrica Comandante Pedro Soto Alba.

Métodos, resultados y discusión

La muestra del concentrado de níquel más cobalto con que se realizaron las investigaciones consiste en un polvo fino con una humedad de un 13 % y un contenido de Ni — 51,0 %, Co — 5,14 %, azufre 33,0 % y 10,8 % de otras impurezas, tomado en base seca.

Las soluciones para la lixiviación se prepararon de ácido clorhídrico y ésta se realizó en la instalación compuesta de un beaker de 1 dm³ de capacidad, una hornilla eléctrica, y un agitador. Para regular la temperatura y la intensidad de la agitación; la hornilla y el agitador se conectaron a través de un autotransformador y un reóstato. Durante la lixiviación se tomaron muestras cada 0,5h. En ellas se determinaba el contenido de Ni, Co y la acidez mediante titulación con dimetilglioxima al 0,1 N e hidróxido de sodio, respectivamente (en presencia de indicadores)⁴.

La calcinación del concentrado se efectuó en un modelo de cuarzo de un horno rotatorio en atmósfera inerte (nitrógeno). El tiempo habitual de calcinación era de unas 2 horas.

La parte experimental concerniente a la purificación de la solución con extractantes orgánicos se realizó con una relación volumétrica de fases $V_{acuoso} : V_{organico} = 1:1$ en embudos con condiciones termostáticas y un agitador mecánico de pulsaciones, a una temperatura de $25 \pm 2^\circ\text{C}$.

El tiempo de agitación de las fases fue de 20 minutos, lo cual es suficiente para lograr el equilibrio de la reacción. Los contenidos de níquel y de ácido clorhídrico se determinaron según los métodos descritos anteriormente. El cobalto según su contenido se determinó por potenciometría o calorimetría. El zinc se determinó por el método polarográfico.

Los resultados obtenidos al tratar directamente el concentrado húmedo con ácido clorhídrico a distintos regímenes de temperatura y concentración no fueron satisfactorios. Estos experimentos mostraron, que incluso, a una temperatura de 70°C y concentraciones de HCL 270 g/l, la extracción de níquel y cobalto a la solución no pasaba de un 10 — 15 %

Con el objetivo de determinar el tipo de combinación en que se encuentra el níquel en el concentrado, se hicieron análisis termodiferenciales y de rayos X a muestras de éste y de los residuos insolubles de la lixiviación. Los resultados de éstos demostraron que el níquel se presenta, fundamentalmente, en forma de β NiS (millerita) y en menor cantidad, como Ni_3S_2 .

Los residuos de la lixiviación contenían azufre elemental, pu-

diendo ser la causa de la no disolución, la formación de una película poco penetrable de este elemento. Después de esto, los esfuerzos se dirigieron a tratar de obtener la transformación de β NiS en Ni_3S_2 , que resultó ser una modificación más activa y posible de obtener mediante el calentamiento a temperaturas superiores a los 600°C . La alta solubilidad del Ni_3S_2 se comprobó realizando un experimento auxiliar, al lixiviar el concentrado de níquel obtenido durante la flotación selectiva de la mata pura de dicho metal. En dos horas de lixiviación se alcanzó un 85 % de extracción de níquel más cobalto en la solución.

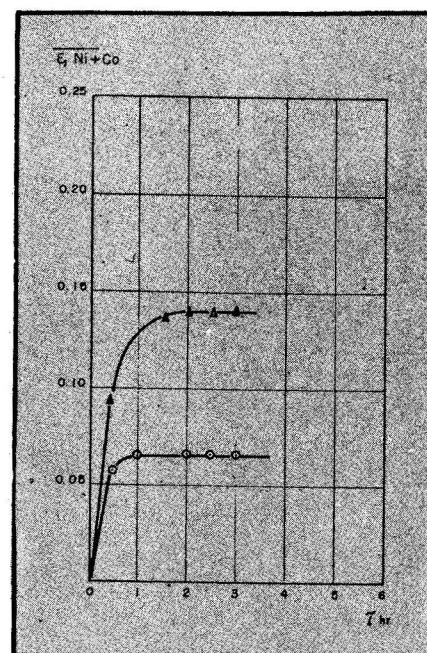


Figura 2.

Cinética de la lixiviación del concentrado húmedo de la fábrica de Moa, a distintas concentraciones iniciales de ácido clorhídrico. 0-160 g/dm³, Δ-270 g/dm³. Temperatura 70°C , Relación L:S = 500:118.

Según los resultados del análisis termodiferencial del concentrado de Moa a $650 - 700^\circ\text{C}$ y $800 - 840^\circ\text{C}$, ocurren reacciones de descomposición. Estas investigaciones definieron que la activación podía lograrse mediante el calentamiento y descomposición

de los sulfuros, lo cual quedó confirmado con los experimentos realizados posteriormente.

Se demostró que calcinando el concentrado a 700 — 780 °C se lograba su rápida disolución. La calcinación a temperaturas menores de 700 °C y mayores de 780 °C dio peores resultados.

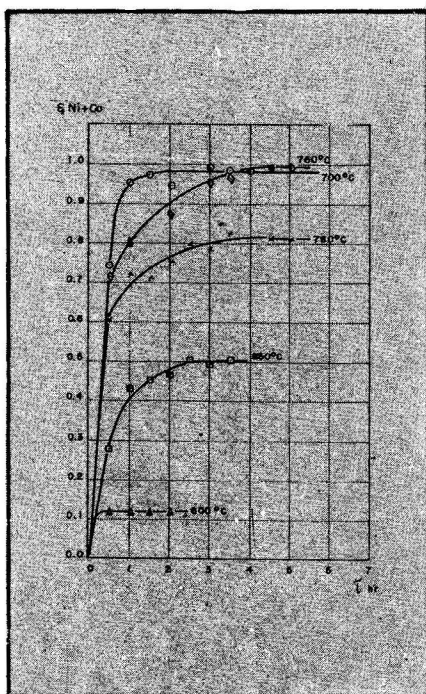


Figura 3.

Cinética de la lixiviación del concentrado de Moa calcinado entre 600-780 °C.

El análisis de rayos X de las cenizas obtenidas a 650 °C mostró la presencia de una mezcla de sulfuros de níquel (NiS_2 , Ni_3S_2 , Ni_3S_4) existiendo en mayor cantidad el β NiS , lo que hace suponer que es en este intervalo de temperatura donde ocurre el paso de β NiS a Ni_3S_2 .

Debido a que la calcinación del concentrado resulta ser una operación compleja a escala industrial, se investigaron otros métodos de activación. Según la literatura⁴, los sulfuros, tales como piritita y calcopiritita pueden ser activados para su lixiviación mediante adiciones de cobre metálico.

Con el fin de activar el concentrado durante la lixiviación, se añadió hierro metálico en cantidad de un 2,3 % del peso del mismo. Estas experiencias mostraron que la extracción de los metales aumentaba (de 14 % a 28 %) en comparación con la lixiviación sin adiciones; pero la acción catalizadora de hierro cesaba muy rápido y era imposible mediante este método alcanzar buenos resultados. Además el hierro contaminaba las soluciones.

La pequeña influencia del hierro metálico como catalizador de la lixiviación, podía deberse a la acción del hidrógeno liberado durante la disolución del metal capaz de eliminar alguna película de óxido que bloqueaba la superficie de las partículas de sulfuros. En este caso, los óxidos podían ser reducidos polarizando catódicamente.

El experimento correspondiente a una intensidad de corriente de 0,5a, dio una extracción de Ni + Co en la solución de un 26 %. Como se esperaba, la acción de la polarización catódica resultó ser más uniforme y estable (Fig. 4). No obstante, por este método no se logró una elevada extracción de los metales.

La influencia de la polarización anódica a una $I = 0,5$ a, resultó ser más efectiva. La extracción Ni + Co aumentó hasta un 39 %.

Para efectuar la purificación de la solución de níquel es necesario con anterioridad realizar un estudio de las extracciones del zinc, hierro y cobalto con el objetivo de obtener las curvas isotérmicas de estos metales a fin de determinar el número de las etapas y relación de flujos de las extracciones y reextracciones.

En la figura 5 se observa que un aumento del Zn en la fase acuosa obedece a un aumento de éste

en la fase orgánica, sin embargo, con el aumento del Zn en la solución acuosa, el coeficiente de distribución del Zn (Yorg/Yacuosa) disminuye, lo que indica que la obtención de un extracto saturado será dificultoso, por consiguiente, el TBF libre se unirá con el HCL y en el proceso de reextracción se necesitaría un tratamiento especial del refinado del Zn, para la regeneración del ácido, de lo contrario el proceso sería antieconómico por las grandes pérdidas del ácido.

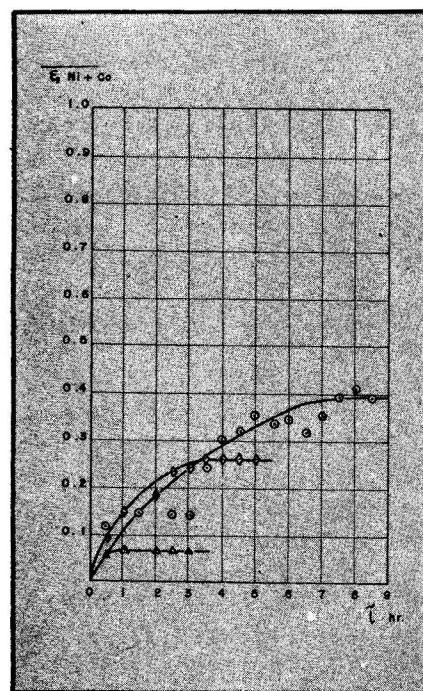


Figura 4.

Lixiviación del concentrado húmedo con polarización anódica y catódica. 0— Polarización anódica, □—Catódica, △— Sin polarización. Temperatura 70 °C, Relación L:S = 500 — 118.

Con una concentración de Zn en la solución acuosa inicial de 2,18 g/dm³, el coeficiente de distribución del Zn es de 0,29. Este coeficiente no es alto, pero no excluye las posibilidades de extracción del Zn.

La isoterma de extracción del Zn nos permite realizar el cálculo de las etapas y de los flujos de fases por el método gráfico⁵.

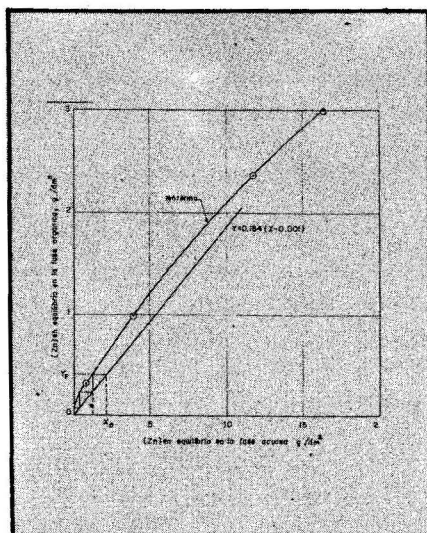


Figura 5.

Isoterma de extracción del zinc con tributifosfato de una solución de cloruro de níquel.

Composición de la solución acuosa: Ni — 100 g/dm³, HCL — 165 g/dm³.

Composición de la solución orgánica: TBF — 10 % en volumen, disolvente kerosene de alumbrado.

Relación de fases: V_{org}: V_{acuoso} = 1;1.

Agitación 30 min.

Temperatura 25 °C ± 2 °C.

En la gráfica se observa que para nuestras condiciones y grado de purificación se necesitan 4 etapas de extracción. La ecuación lineal de trabajo es $Y = 0,184 (X - 0,001)$

Para que la fase orgánica se sature de Zn se necesita obtener 11,5 g/dm³ en lugar de 0,4 g/dm³. Con 0,4 g/dm³ (0,0013 moles) se unen 0,0126 moles de TBF, por consiguiente (0,352 — 0,0126) moles libres de TBF que se unen con HCL, por lo que por cada mol de Zn se extraerán 55 moles de HCL lo que trae como consecuencia la organización de un proceso de regeneración del ácido del refinado de Zn.

La extracción del Zn con TAA está bien estatuida⁶ y no se necesita un estudio adicional. La reextracción se realizaría con soda con la obtención de una fase sólida. De los estudios realizados se deduce que para las condiciones analizadas sólo es necesario 2 etapas para la extrac-

ción y reextracción con soda 0,8 N, con lo cual se garantiza una buena separación de las fases. Las pérdidas de HCL son de 1 mol de TAA.

El contenido de los iones CL en la solución obtenida en la lixiviación es de 8,5 g-equiv., que es suficiente⁷, para que se forme el complejo aniónico CoCl_4^{2-} , el cual se extraería en la solución orgánica.

En la figura 6, se observa que hasta aproximadamente 14,0 g/dm³ el coeficiente de distribución del cobalto es elevado.

Con el incremento de la concentración del cobalto ocurre la saturación de la fase orgánica y por consiguiente disminución del coeficiente de distribución, pero para la solución real de cloruro de níquel, que contiene 13 g/dm³ de Co, el coeficiente de distribución es 25, que constituye un valor alto, esto da la posibilidad de la extracción del cobalto, con un número de etapas no muy grande.

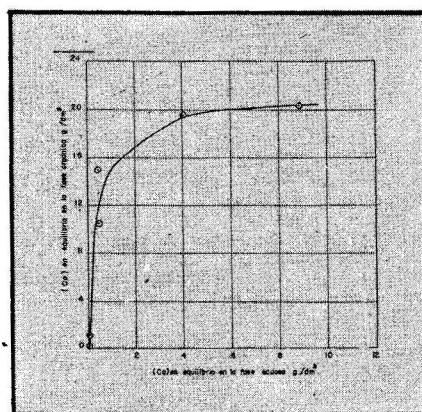


Figura 6.

Isoterma de extracción del cobalto con trialquilamina de la fracción C₇ — C₉ de una solución de cloruro de níquel.

Composición de la solución acuosa: Ni — 100 g/dm³, HCL — 165 g/dm³.

Composición de la solución orgánica: R₃NHCL = 1 mol/dm³ disolvente pseudocumeno (componente de fracciones de Xilol).

Relación de fases: V_{org}: V_{acuoso} = 1;1.

Agitación 30 min.

Temperatura 25 °C ± 2 °C.

La isoterma obtenida permite, por el método gráfico, calcular el número de etapas y relación de flujos, el cual para 13 g/dm³ de Co en la solución acuosa inicial y 0,001 g/dm³ en la solución acuosa final es de 3 etapas con una relación de V_{acuoso}:V_{org} = 1,46:1 con la obtención de un extracto que contiene 19 g/dm³ de Co. La ecuación lineal de trabajo es $Y = 1,46 (X - 0,001)$.

En la figura 7, se muestra una isoterma de extracción de cobalto, de una solución de cloruro de cobalto, obteniéndose un refinado de cobalto de 100 g/dm³ con una concentración inicial en la fase orgánica de 19 g/dm³ en cuatro etapas de reextracción y una relación de fases de V_{org}:V_{acuoso} = 5,27:1.

La ecuación lineal de trabajo es $Y = 0,1 + 0,1899 x$.

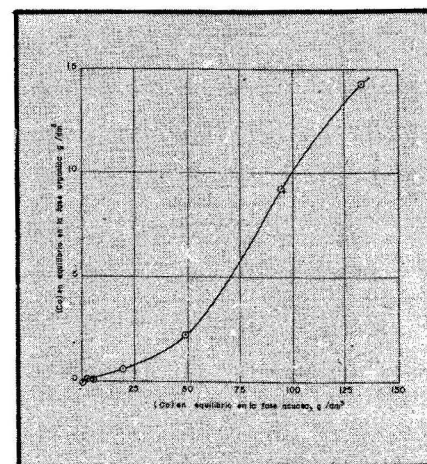


Figura 7.

Isoterma de la extracción del cobalto de cloruros de Co con TAA.

Los resultados obtenidos en la extracción del cobalto con aminas fueron utilizados para la separación de este metal de la solución real obtenida en la lixiviación.

La separación de las restantes impurezas (Fe y Zn) se realizaron según se recomienda en los trabajos 6 y 7.

Estos experimentos, con solución real, se realizaron en un recipiente con un agitador magnético a la temperatura ambiental.

El tiempo de agitación fue de 20 minutos. Debido al volumen insuficiente de solución de níquel, la solución orgánica para cada etapa se regeneraba.

Inicialmente la solución de níquel se alimentó al proceso de extracción del hierro con TBF al 10 % en volumen en 2 etapas. La relación de fases $V_{acuoso} : V_{org} = 6,76:1$ calculada para un 80 % de saturación del TBF.

Posteriormente la solución de níquel pasa por una etapa de extracción del Zn con 0,2 moles de TAA. Fue elegida esa concentración por estar en 6 veces menor que el cobalto en la solución real de níquel. La relación de fases fue de $V_{acuoso} : V_{org} = 2,72:1$ tomando un exceso de la fase orgánica de un 20 % por encima de la cantidad estequiométrica necesaria.

Se observó alguna extracción del cobalto, debido al exceso del extractante dado. La reextracción del Zn se realizó con 0,8 N de solución de soda en una etapa, con una relación de fases de $V_{org} : V_{acuoso} = 1,6:1$. Se nota durante el experimento una buena separación del carbonato de Zinc de la fase orgánica. También se destaca la presencia del Fe, lo que parece indicar que es hierro divalente, que no se extrae con el TBF.

La solución de níquel, después de purificada del Fe y el Zn fue pasada por el proceso de extracción del cobalto por el método de extracción escalonada en 2 etapas, para lograr purificar la solución de níquel hasta $0,1 \text{ g/dm}^3$. Si esto se cumple en el experimento, será posible en el

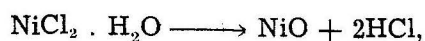
proceso industrial obtener una solución de níquel purificada hasta 5 mg/dm^3 por el método de extracción a contracorriente en 4 etapas de reextracción con agua acidificada a 5 g/dm^3 de HCL, con una relación de fases de $V_{org} : V_{acuoso} = 1:1$.

Ambos extractos se concentraron hasta 100 g/dm^3 , del cual puede obtenerse el óxido de cobalto. La solución de níquel purificada contenía $121,9 \text{ g/dm}^3$ de Ni, 6 mg/dm^3 de Fe, menos de 1 mg/dm^3 de Zn y 20 mg/dm^3 de Co.

La no coincidencia de la concentración del cobalto en la solución de níquel purificada ($0,02 \text{ g/m}^3$) con el calculado ($0,1 \text{ g/dm}^3$) ocurrió por una cantidad de amina en exceso en la extracción del zinc.

De acuerdo con los experimentos realizados y teniendo en cuenta las especificaciones requeridas del producto comercial, se puede garantizar la obtención de soluciones de distintos grados de purificación regulando la cantidad de etapas de extracción.

El análisis termodiferencial de la sal $\text{NiCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$, demostró que la masa fundamental del agua de cristalización se libera de los cristales entre $60 - 180^\circ\text{C}$. El resto del agua se desprende durante la descomposición de los cristales monohidratados, según la reacción.



que tiene lugar entre $880 - 900^\circ\text{C}$.

CONCLUSIONES

Se estableció que el concentrado de sulfuro de níquel y cobalto

obtenido en la fábrica de Moa se lixivia fácilmente con ácido clorhídrico, luego de una calcinación inicial a $700 - 750^\circ\text{C}$ en atmósfera inerte reductora. Se recomienda efectuar la lixiviación a una temperatura de 70°C con una concentración de HCL, mayor de 200 g/l y una temperatura de calcinación de 700°C durante 2,5 horas, lo que garantiza una extracción total de Ni + Co en la solución de un 98 %. Durante 5 horas de lixiviación la extracción es igual a un 99 %.

Con una calcinación del concentrado a 750°C y un tiempo de lixiviación de 5 horas, la extracción alcanza un 99 % de Ni + Co.

Es posible realizar la purificación de la solución de cloruros obtenida utilizando extractantes orgánicos.

Los resultados de la separación del Fe utilizando Tributil fosfato fueron satisfactorios. Se recomienda aerear la solución antes de comenzar el proceso de extracción, para evitar que el hierro divalente contamine el refinado de carbonato de Zn.

Se demostró que la separación del Zn resulta más racional ejecutarla con triálquilamina debido a que durante el proceso de extracción con tributilfosfato se extrae también el ácido clorhídrico, lo cual introduce una operación complementaria (regeneración del ácido).

La extracción del cobalto y su obtención como un producto final se logra fácilmente una vez separadas las impurezas anteriores.

Se demostró mediante el análisis termodiferencial, que la masa fundamental del agua de crista-

lización se libera a menos de 180 °C y que la descomposición de los cristales $\text{NiCl}_2 \cdot \text{H}_2\text{O}$ ocurre entre 850 — 900 °C.

Se recomienda continuar las investigaciones con el objeto de realizar un estudio más detallado de la tecnología propuesta, a fin de obtener los datos necesarios para el diseño de una planta piloto.

RECONOCIMIENTO

Los autores expresan su agradecimiento al profesor Dr. G.N. Dobrojtov por las consultas científicas ofrecidas durante el desarrollo del trabajo.

BIBLIOGRAFIA

1. Ed. Nueva empresa níquel cubana (Moa Bay) Engineering Mining Journal, 1959, V. 160 N. 2 p. 84-92.
2. DE LA NUEZ, RAUL. Informe de la Práctica Industrial realizada en el combinado LUZHURALNIQUEL, 1971.
3. SMIRNOV V.I., ZEIDLER A.A., JUDIKOV I.F., TIJONOV A.I. *Metallurgia* Cu, Ni y Co Ed. *Metallurgia*, Moskú, 1966, VII.
4. ZHENDUREV O.G., MUJIN Z.S. *Análisis de las celdas galvánicas*. Editorial Química, Moscú 1970.
5. TREYBAL E. Chemical Engineering Series, p. 399-426. Mc. Graw Hill Book Company, Inc., E.U. 1955.
6. IOFFE E.S. *Purificación del Zinc de Soluciones Electrolíticas de Níquel, por el Método de Extracción con Aminas*. Sbornik Tenicheskoi Informazii Gipronikel, 1962, N: 5, p. 23.
7. IOFFE E.S., PUSHKOVA R.A. *Purificación del cobalto de las soluciones Electrolíticas de Níquel, por el Método de Extracción con Aminas*. Trudi Instituto, Gipronikel, 1967. No. 32, p. 81.

UDC: 661.249 (729.1)

ABSTRACT

The fundamental elements of the technological scheme proposed for a concentrate processing of sulfides of the Plant in Moa. are the sulfids hydrochloric lixiviation operations, metallurgical impurities separation by extraction, nickel chloride crystallization and the thermal decomposition of the latter, with obtainment of commercial nickel protoxide and circulating hydrochloric acid.

The H_2S loosening during the sulphides dissolution may be utilized in the essential Plant scheme.

The fundamental results obtained during the research development have been analyzed and discussed in the present work

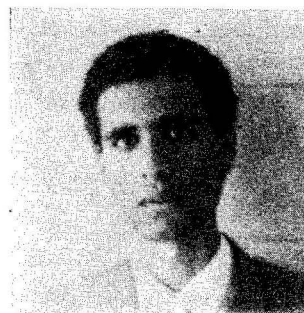
УДК : 661.249 (729.1)

РЕЗЮМЕ

Основные элементы технологической схемы предполагаемой для переработки сульфидного концентрата на заводе в Моа следующие: выщелачивание сульфидов соляной кислотой, кристаллизация хлорида никеля и термическое разложение его. При этом получают товарную окись-закись никеля и оборотную соляную кислоту. Сероводород, выделяющийся при растворении сульфидов, может использоваться в основной схеме завода.

В данной работе анализируются и обслуживаются основные результаты, полу-

ченные в процессе исследования.



ING. RAUL DE LA NUEZ

Ingeniero Metalúrgico en la especialidad no ferrosa, graduado en 1973 en el Instituto de Minas de Leningrado, URSS. Participó en el V Seminario Científico del CENIC y en el I Forum de las Lateritas.

Actualmente labora en la empresa **Comandante Pedro Soto Alba** y como profesor adjunto en el Instituto Minero Metalúrgico de Moa, en la facultad de Metalurgia no Ferrosa.

ING. LUIS CHAVIANO

Ingeniero Metalúrgico en la especialidad no ferrosa, graduado en 1973 en el Instituto de Minas de Leningrado URSS.

Presentó un artículo en esta revista, **Intensificación del proceso de Lixiviación**.

Ha realizado trabajos que se están aplicando en el proceso industrial de empresa **Comandante Pedro Soto Alba**.

Participó en el V Seminario Científico del CENIC y en el I Forum de las Lateritas.

Actualmente dirige tareas de investigación de la mencionada empresa, así como ha dirigido dos tesis de grado del Instituto Minero Metalúrgico de Moa.