

Potencialidades del CIL



Potencialidades existentes en el CIL

- Planta piloto para la tecnología carbonato-amoniaco.
- Planta piloto e briquetas y metalización.
- Planta piloto para la obtención de sales de nitrato.
- Planta piloto para la refinación de sulfuros y obtención de sales de Ni y Co.
- Planta piloto para la obtención de pigmentos para pintura.

Instalaciones e Laboratorio y de Banco

- Laboratorio y banco de extracción por solventes.
- Banco de lixiviación ácida a presión.
- Laboratorio de hidrometalurgia.

Proyectos realizados en el CIL

- Pruebas de utilización de la tecnología de petróleo aditivo en sustitución del gas reductor en la planta de Punta Gorda.
- Pruebas de precipitación de cobalto en la segunda etapa de lixiviación con hidrosulfuro de amonio.
- Pruebas con mineral de la futura planta de níquel de Las Amarilocas.
- Prueba para la determinación del proceso de

metalización de las briquetas de óxido.

- Producción de briquetas metalizadas de óxido de níquel.
- Prueba de utilización del carbonato de níquel industrial para la obtención del sulfato de níquel.
- Obtención de cátodos de níquel a partir de soluciones purificadas con sal negra.
- Obtención de níquel metálico en polvo por reducción con hidrógeno a presión en autoclaves.
- Pruebas de disolución y purificación de los sulfuros amoniacales y ácidos de Ni y Co.
- Separación de Ni y Co a escala de banco, utilizando el extrayente PC-88A.
- Separación del Ni y el Co a escala de banco, utilizando el extrayente P-507.
- Separación del Ni y Co a escala de banco, empleando el extrayente Cyanex 272 y 302.
- Estudio sobre la introducción del mineral

Nuestra dirección:

Centro de Investigaciones de la Laterita
Carretera Moa-Baracoa km 6
Moa, Holguín, Cuba, CP 83330
Teléfono: (53) (24) 6 4184, 6 2202
Fax: (53) (24) 6 2201

Pérdidas de solventes. Determinación y análisis

Aurora María Moreno Daudinot
Bernardo Rosales Bárzaga
Elizabeth García Liranza

Centro de Investigaciones de la Laterita

INTRODUCCIÓN

El empleo de la extracción por solventes en los procesos metalúrgicos se ha incrementado en los últimos 20 años porque con su surgimiento y aplicación abrió amplias posibilidades en la creación de esquemas tecnológicos continuos y de alta productividad. Después de ser utilizada en la industria del uranio y en la extracción del cobre a gran escala, ha conquistado una sólida posición en la tecnología de obtención de metales raros, metales preciosos y metales no ferrosos.

La extracción por solventes como método no contaminante, es una tecnología que está bien desarrollada para la separación del níquel y el cobalto (Habashi, 1993), conociéndose varios reactivos selectivos para el cobalto presente en soluciones ácidas.

La implementación de esta tecnología persigue purificar soluciones que contienen al metal de interés o concentrar valores metálicos y convertir estos a una forma que simplifique su recuperación posterior. Tiene como ventajas la baja corrosión de los equipos, el uso repetitivo del solvente, la elevada extracción de metales, bajas temperaturas del proceso, alta pureza de los productos que se obtienen y baja contaminación del ambiente; pero todas estas ventajas del proceso de extracción por solventes orgánicos sobre otro tipo de proceso de separación de elementos metálicos pueden dejar de ser atractivas, si las pérdidas de solvente en el sistema son altas.

Esencialmente en este proceso ocurren pérdidas por 5 causas fundamentales que son:

- Solubilidad del solvente en la fase acuosa.
- Arrastre del solvente por las fases acuosas.
- Volatilización.
- Degradación.
- Formación de crud¹.

Además de estas, las pérdidas causadas por:

- Derrame o muestreo excesivo de las celdas (Ritcey *et. al.*, 1974).

Para la mayoría de los sistemas, las pérdidas por solubilidad del solvente en la fase acuosa son usualmente pequeñas, las pérdidas por arrastre pueden variar considerablemente como resultado del diseño de equipamiento, de perturbaciones en el sistema o de una mala elección del diluyente.

Las pérdidas por degradación del extrayente dependen de la composición de la fase acuosa y de la temperatura. Las pérdidas por formación de crud se deben a la presencia de polvos, sólidos en la solución de alimentación o cationes tales como: hierro, silicio, calcio, magnesio, aluminio, o presencia de otros constituyentes orgánicos.

¹ Definido como el resultado de la agitación de una fase orgánica, una fase acuosa y finas partículas de polvo, formando una mezcla estable.

Este trabajo tuvo como objetivo determinar y cuantificar las pérdidas que ocurren en la miniplanta de extracción por solvente, precisar la incidencia de cada una de ellas en el total y buscar las vías para minimizarlas.

DESARROLLO

Las pérdidas fueron evaluadas en una miniplanta constituida por 10 mezcladores sedimentadores (MS) de acrílico (ver Figuras 1 y 2), los que se alimentan en las diferentes etapas del proceso con: solvente orgánico

PC 88A, solución de sulfatos obtenida de la disolución y purificación de los sulfuros mixtos de la tecnología carbonato-amoniaco y soluciones ácidas para el lavado y la reextracción del cobalto. Se hicieron corridas discontinuas durante un período de dos meses, en el cual se registró: la temperatura promedio diaria, los consumos de reactivos, las concentraciones de los flujos de salida de fase acuosa de las etapas del proceso (extracción, lavado y reextracción). Se realizó un inventario diario de solvente en cada uno de los mezcladores sedimentadores (MS) y tanques de solvente de la instalación, para determinar las pérdidas en el sistema.

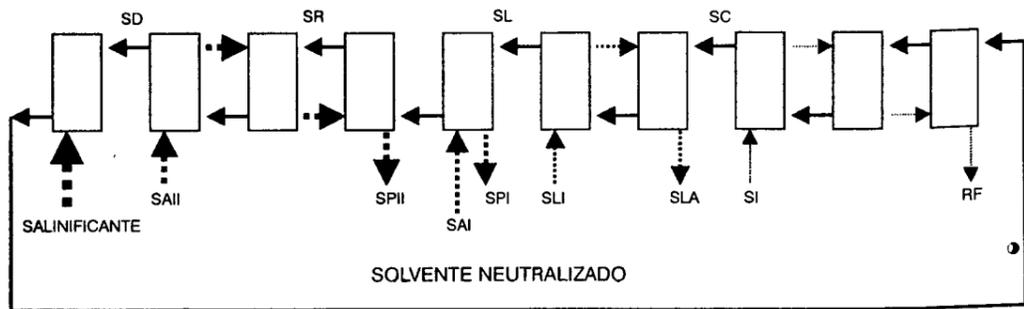


FIGURA 1. Diagrama de flujos de la miniplanta.

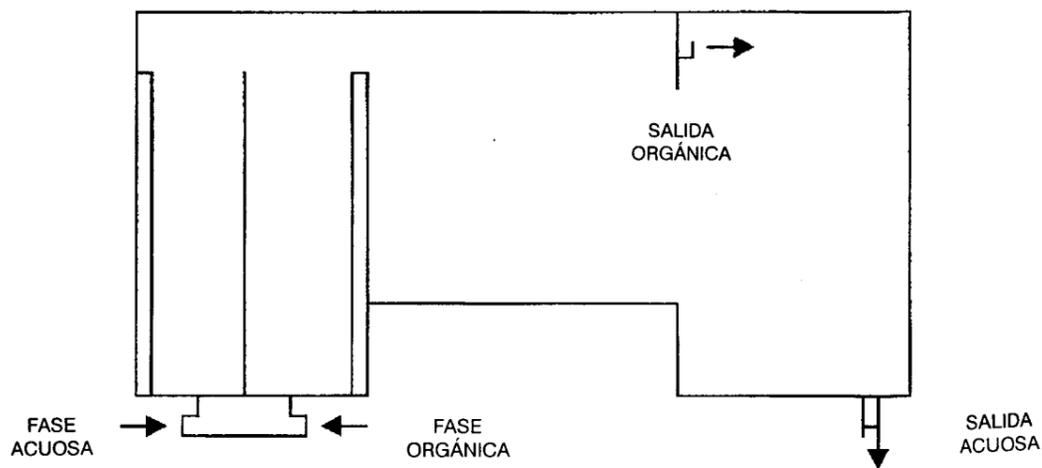


FIGURA 2. Mezclador-sedimentador de la instalación de miniplanta.

RESULTADOS

Las pérdidas fundamentales de solvente en el sistema ocurren por volatilidad, arrastre, formación de crud, adsorción y derrame de los mezcladores sedimentadores.

Para obtener 107,5 L de licor de sulfato de cobalto con un contenido de 10,2 kg de cobalto, se requieren procesar 3,08 m³ de solución inicial (sulfatos de cobalto, níquel e impurezas) con un contenido de cobalto de

18,84 kg; de estos, 8 kg pasarán a formar parte de la solución de lavado con la cual se encuentra el solvente cargado para la separación del níquel coextraído con el cobalto en la etapa de extracción, y a su vez el enriquecimiento en cobalto del extracto. Se consumen 47,71 kg de NaOH en la neutralización del solvente, 33,99 kg de ácido sulfúrico concentrado en la obtención del licor producto, perdiéndose un total de 21,57 kg de solvente PC 88A al 20 % (Tabla 1).

TABLA 1. Condiciones de la instalación donde se evaluaron las pérdidas

| Mes | Horas | Flujos (L/h) | | | | Consumo (kg) | | | Licor Inicial (m ³) | Contenido Co (kg) | Licor producto (L) | Contenido Co (kg) |
|-------|-------|--------------|------|------|------|--------------|--------------------------------|----------|---------------------------------|-------------------|--------------------|-------------------|
| | | RF | SLS | SPI | SPII | NaOH | H ₂ SO ₄ | Solvente | | | | |
| 9 | 12 | 65 | 5,84 | 5,84 | 4,67 | 15,67 | 11,42 | 4,92 | 0,72 | 6,61 | 21 | 1,99 |
| 10 | 14 | 72,6 | 3,02 | 3,02 | 2,41 | 12,70 | 6,86 | 5,74 | 0,85 | 3,54 | 41 | 4,03 |
| 10 | 16,35 | 72,6 | 4,56 | 4,56 | 3,65 | 11,90 | 9,09 | 6,80 | 0,90 | 5,66 | 24 | 2,26 |
| 11 | 10 | 72,6 | 4,11 | 4,11 | 2,75 | 7,44 | 5,80 | 4,10 | 0,61 | 3,03 | 21,5 | 1,91 |
| Total | 52,35 | 68,8 | 4,38 | 4,38 | 3,37 | 47,71 | 33,99 | 21,57 | 3,08 | 18,84 | 107,5 | 10,19 |

Leyenda:

RF: Refinado o licor despojado de cobalto.

SLS: Solución de lavado agotada.

SPI: Solución producto de la primera reextracción.

SPII: Licor producto obtenido en las etapas posteriores de reextracción.

Simultáneamente al estudio realizado en la miniplanta, se contabilizaron las pérdidas por volatilidad a 3 diluentes:

- Turbocombustible².
- SHELL 140³.
- SHELL 160⁴.

con el diluyente SHELL 160. Para todos los diluentes las pérdidas por volatilidad aumentan con el aumento de la temperatura local. La mayor volatilidad del diluyente trae consigo un incremento de la pérdida de extractante. Con el turbocombustible se pierden por volatilidad 0,33 g de extractante y con el SHELL 160 sólo 0,23 g.

TABLA 2. Características de los diluentes

| Diluentes | Punto de inflamación | Densidad (kg/m ³) |
|------------------|----------------------|-------------------------------|
| Turbocombustible | 46 | 0,792 |
| SHELL 140 | 60 | 0,793 |
| SHELL 160 | 82 | 0,799 |

También se estudiaron las pérdidas de PC 88A mezclado con cada uno de estos diluentes en las diferentes locaciones de la instalación (Tabla 3).

Entre la volatilidad y el punto de inflamación de los diluentes existe una relación inversa (Figura 3).

Las mayores pérdidas por volatilidad ocurren para el turbocombustible, representando el 70,96 % del total de las pérdidas de solvente. La menor pérdida se obtiene

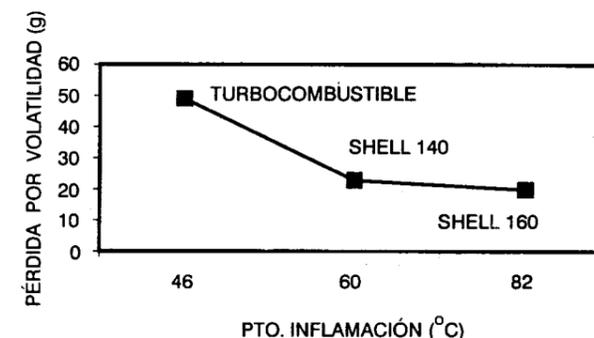


FIGURA 3. Relación entre el punto de inflamación y la volatilidad.

TABLA 3. Pérdidas por volatilidad de los diluentes y su mezcla con PC 88A

| Diluentes y solventes | Volatilizaciones promedio (g/día) | Pérdidas totales (g) | Temperaturas °C | | % de diluyente volatilizado del solvente |
|------------------------|-----------------------------------|----------------------|-----------------|----------|--|
| | | | máxima | promedio | |
| Turbocombustible | 0,82 | 48,96 | 30 | 27,72 | 70,96 |
| PC88A+Turbocombustible | 1,15 | 69,00 | | | |
| SHELL 140 | 0,38 | 22,80 | | | |
| PC88A+ SHELL 140 | 0,60 | 36,00 | | | |
| SHELL 160 | 0,33 | 19,80 | | | |
| PC88A+ SHELL 160 | 0,56 | 33,60 | | | |

² Procedente de la Refinería «Hermanos Díaz» de Santiago de Cuba.

³ Producido por la SHELL CANADA CHEMICAL COMPANY.

⁴ Idem. al anterior.

Las mediciones experimentales se efectuaron en beakers en 4 puntos del área de la instalación de extracción por solventes (Tabla 4).

TABLA 4. Pérdidas por volatilidad en las locaciones experimentales

| | | Posición 1 | Posición 2 | Posición 3 | Posición 4 |
|---|----------|------------|------------|------------|------------|
| Temperaturas (°C) | Máxima | 31,00 | 32,50 | 31,80 | 33,00 |
| | Promedio | 28,66 | 28,74 | 28,80 | 29,14 |
| Solvente volatilizado en las locaciones experimentales | | 0,13 | 0,20 | 0,24 | 0,54 |
| Pérdidas por volatilidad del solvente en beakers durante el experimento (g) | | 7,98 | 11,76 | 14,52 | 32,35 |

Para determinar las pérdidas por volatilidad se realizaron también mediciones en los mezcladores sedimentadores y en los tanques de almacenamiento de solvente en la instalación de extracción. El total de pérdidas por volatilidad ascendió a 16,546 kg (Tabla 5).

Este total de 16,546 kg reporta una pérdida en turbocombustible de 11,741 kg, y en extrayente PC 88A de 4,805 kg.

TABLA 5. Pérdida total por volatilidad en la instalación

| | TK solvente | MS Ext-Lav | MS Reext, I y II | MS Reext, Zn | TK recepción | Total |
|--|-------------|------------|------------------|--------------|--------------|-----------|
| Pérdida de solvente por volatilidad (g/día) | 13,47 | 73,23 | 72,33 | 80,55 | 36,19 | 275,77 |
| Pérdida de solvente por volatilidad en el período evaluado | 808,80 | 4 393,62 | 4 339,80 | 4 832,94 | 2 171,88 | 16 546,32 |

TABLA 6. Pérdida total por arrastre en la instalación

| | | RF | SLS | SPII | SPI | Total |
|--|-------|----------|--------|-------|--------|----------|
| Pérdidas de solvente por arrastre | (g/L) | 0,64 | 0,97 | 0,23 | 0,974 | 2,82 |
| | (g/h) | 45,12 | 4,27 | 0,77 | 4,26 | 53,79 |
| Pérdidas de solvente por arrastre en el período evaluado | 9 | 542,12 | 51,24 | 9,30 | 51,12 | 653,78 |
| | 10 | 632,48 | 59,78 | 10,85 | 59,64 | 762,75 |
| | 10 | 749,19 | 70,81 | 12,85 | 70,64 | 903,49 |
| | 11 | 451,77 | 42,70 | 7,75 | 42,60 | 544,82 |
| Total (g) | | 2 375,56 | 224,53 | 40,75 | 224,00 | 2 864,84 |

Los valores de las pérdidas de solvente por arrastre en los flujos de salida de las etapas de extracción, lavado y reextracción, ascienden a 2,86 kg. Esta es una de las causas más serias de pérdida de solvente en el mundo, asociada a una insuficiente área de separación de fases, a un mal diseño u operación de los mezcladores sedimentadores, a una excesiva velocidad de agitación y a una alta concentración de extrayente en el solvente entre otras causas. Estas pueden ser disminuidas incluyendo tabiques en el sedimentador. Sin embargo en este

sistema el mayor problema está dado fundamentalmente por la alta volatilidad del diluyente, que puede solucionarse con el cambio del mismo y la climatización del local.

El diluyente turbocombustible de elevada volatilidad trae consigo mayor pérdida de extrayente que el SHELL 160, con la sustitución del primero por el segundo se logra disminuir el volumen de gastos por reposición del diluyente y extrayente volatilizados, y reducir las pérdidas de solvente que ocurren con el empleo de turbocombustible, de 16,546 kg a 8,057 kg.

TABLA 7. Resumen de pérdidas y gastos por reposición

| | Turbocombustible | SHELL 160 | Ahorro por sustitución del diluyente |
|--|------------------|-----------|--------------------------------------|
| Pérdida de diluyente (kg/año) | 46,96 | 18,99 | 27,97 |
| Pérdida del extrayente (kg/año) | 19,22 | 13,24 | 5,98 |
| Pérdida de solvente (kg/año) | 66,18 | 32,23 | 33,95 |
| Gasto por reposición del diluyente (\$) | 23,48 | 20,89 | 2,59 |
| Gasto por reposición del extrayente (\$) | 480,50 | 331,00 | 149,50 |
| Gasto por reposición del solvente (\$) | 503,98 | 351,89 | 152,09 |

La utilización del SHELL 160 disminuye de 66 a 32 kg el volumen de solvente emanado a la atmósfera, a la vez que se reduce el riesgo de incendio en las instalaciones y la contaminación ambiental. Desde el punto de vista económico esto significa un ahorro de \$ 152,00 en la adquisición del diluyente y extrayente para la reposición del volatilizado.

En la miniplanta de extracción por solventes las pérdidas fundamentales ocurren por volatilidad y arrastre, siendo mínimas las ocasionadas por formación de crud, adsorción del solvente en sólidos presentes, derrames y otras (Tabla 8 y Figura 4).

TABLA 8. Cuantificación de las pérdidas

| | Pérdidas de solvente | | | |
|-----|----------------------|----------|--------------|-----------|
| | Volatilidad | Arrastre | Crud y otras | Total |
| (g) | 16 546,32 | 2 864,84 | 2 156,79 | 21 567,95 |
| (%) | 76,72 | 13,28 | 10 | 100 |

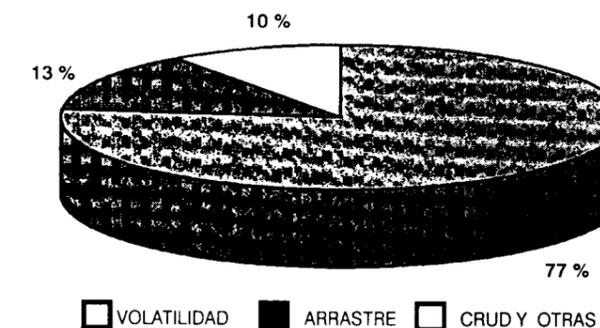


FIGURA 4. Pérdidas totales en la instalación.

CONCLUSIONES

1. Las mayores pérdidas ocurren por volatilidad (77 %).

2. El empleo del diluyente SHELL 160 permite reducir en 2,05 veces las pérdidas de solvente por volatilidad y la contaminación ambiental.
3. Con la sustitución del turbocombustible por el SHELL 160 se logra un ahorro de \$ 152,00.

AGRADECIMIENTOS

Colaboradores. Addys García, M^a. Elena San Román, Arnoldo Gresesqui, Xiomara Hernández. Agradecemos a todos su cooperación.

BIBLIOGRAFÍA

ELIASSEN, R.D.: *The operation of a nickel solvent extraction and electrowinning circuit*, Artículo presentado en Symposium on Solvent Extraction and Ion Exchange, Section of AIChE, Tucson, Arizona, may, 1973.

HABASHI, FATHI: «Cobalt in Cuba», *Cobalt News*, vol. 7, pp. 6-8, 1993.

RICKELTON, W.A.; A.J. ROBERTSON and J.H. HILLHOUSE: «The significance of diluent oxidation in cobalt nickel separation», *Solvent Extraction and Ion Exchange*, vol. 9, no. 1, pp. 73 - 84, 1991.

RITCEY GORDON, M.; B.H. LUCAS and A.W. ASHBROOK: «Treatment of solvent extraction raffinates for the removal of organic reagents», *Proceedings of Solvent Extraction Conference*, Lyons, France, pp. 943 - 948, september, 1974.

RITCEY GORDON, M. and ALLAN W. ASHBROOK: *Solvent Extraction. Principles and Applications to Process Metallurgy*, Part I, pp. 230 - 283, Elsevier, Amsterdam, 1979.

———: *Solvent Extraction. Principles and Applications to Process Metallurgy*, Part II, pp. 569 - 576, Elsevier, Amsterdam, 1979.

RITCEY GORDON, M.: «Solvent Extraction Contactors», *Proceedings of AIChE, Symposium on Solvent Extraction and Ion Exchange*, Tucson, Arizona, 1973.

———: *Hydrometallurgy*, vol. 5, pp. 97 - 107, 1980.

———: *Crud in Uranium Solvent Extraction*, *Proceedings of International Mineral Processing Congress*, vol. 1, PUB. CIM, Toronto, 1982.

———: «Influence of cations on crud formation in uranium circuits», in: *Proceedings of International Solvent Extraction Conference*, vol. 9, ISEC'83, Denver, 1983.