



**MINISTERIO DE EDUCACIÓN SUPERIOR  
INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALÚRGICO  
“Dr. Antonio Núñez Jiménez”  
FACULTAD DE METALURGIA Y ELECTROMECAÁNICA  
DEPARTAMENTO DE METALURGIA**

**PARÁMETROS QUE INFLUYEN EN LAS EXTRACCIONES DE  
NÍQUEL EN LA PRIMERA ETAPA DE LIXIVIACIÓN  
CARBONATO AMONIAICAL DE LA EMPRESA RENÉ RAMOS  
LATOUR**

**Tesis presentada en opción al título de Ingeniero en Metalurgia**

**Yorgan Orlando Baile Tamayo**

**MOA  
2013**



**MINISTERIO DE EDUCACIÓN SUPERIOR  
INSTITUTO SUPERIOR MINERO METALÚRGICO  
“Dr. Antonio Núñez Jiménez”  
FACULTAD DE METALURGIA Y ELECTROMECAÁNICA  
DEPARTAMENTO DE METALURGIA**

**PARÁMETROS QUE INFLUYEN EN LAS EXTRACCIONES DE  
NÍQUEL EN LA PRIMERA ETAPA DE LIXIVIACIÓN  
CARBONATO AMONICAL DE LA EMPRESA RENÉ RAMOS  
LATOOR**

**Tesis presentada en opción al título de Ingeniero en Metalurgia**

**Autor: Yorgan Orlando Baile Tamayo**

**Tutor: Amaury Palacios Rodríguez**

**MOA**

**2013**

## **PENSAMIENTO**

**“El hombre debe transformarse al mismo tiempo que la producción progresa; no realizaríamos una tarea adecuada si fuéramos tan sólo productores de artículos, de materias primas y no fuéramos al mismo tiempo productores de hombres”**



**Ernesto Che Guevara**

## **AGRADECIMIENTOS:**

Agradezco de la forma más sincera la colaboración de todos y todas las personas que de una forma u otra han contribuido a la realización de este trabajo, y en especial:

A Fidel Castro Ruz, a la Revolución Cubana por darme la oportunidad de cursar mis estudios y alcanzar el título de Ingeniero.

A mí querido hermano por todo el esfuerzo y el apoyo brindado.

A mi esposa por cuidarme y brindarme todo el apoyo en la realización de este trabajo.

A mis tutores Dr C. Amaury Palacios Rodríguez, y Ing. Leocadio Ortiz en general a todos los profesores que me brindaron sus herramientas necesarias para llevar a cabo una buena investigación.

A mi familia muy especial, por todo el amor, y apoyo brindado durante todo este período de mi vida.

A mis compañeros de trabajo por su colaboración y su apoyo.

A todos muchas gracias.

**DEDICATORIA:**

A mi madre, abuelos y hermanos cuya educación, valor y ejemplo, me han permitido alcanzar esta meta.

A mi hermano Yonal, que me ha dado su apoyo incondicional para cumplir los objetivos que me propuse.

A mi esposa, Baniuska Sánchez que tanto empeño ha puesto en que mis sueños sean realizados .A toda mi familia en general.

## **RESUMEN**

En el presente estudio, se muestran los resultados de las extracciones de níquel y cobalto en la primera etapa de lixiviación en la Empresa Comandante René Ramos Latour de Nicaro, con lo que se puede llegar a conclusiones de diseño y orientaciones preliminares que resultarían de utilidad a las empresas del níquel en trabajos futuros. Esta investigación tiene como objetivo determinar la influencia de los principales parámetros que intervienen en el proceso de lixiviación y determinar las vías para dar soluciones y lograr el incremento de las extracciones teniendo en cuenta las condiciones reales de operación, así como futuras excursiones dentro de las operaciones unitarias que su conjunto serán la clave de resultados reales y precisos que definirán las extracciones seguras en el futuro. Con el estudio de las variables independientes: la temperatura, la concentración inicial de amoníaco, el contenido inicial del sólido y la concentración inicial de níquel y cobalto, cuya realización fue a escala industrial utilizando los transportadores que conducen la pulpa a los tanques de contacto. Se obtiene un modelo matemático, el que permitió analizar la influencia de los principales parámetros, determinándose que los mismos influyen positivamente en la extracción de níquel y cobalto, de la manera siguiente: la temperatura, la concentración inicial de amoníaco, el contenido inicial del sólido y la concentración inicial de níquel y cobalto

## **SUMMARY**

Presently study, the results of the nickel extractions and cobalt are shown in the first lixiviation stage in the Company Major René Fields Latour of Nicaro, with what you can arrive to design conclusions and preliminary orientations that would be from utility to the companies of the nickel in future works. This investigation has as objective to determine the influence of the main parameters that you/they intervene in the lixiviation process and to determine the roads to give solutions and to achieve the increment of the extractions keeping in mind the real conditions of operation, as well as future trips inside the unitary operations that its group will be the key of real and precise results that you/they will define the sure extractions in the future. With the study of the independent variables: the temperature, the initial concentration of ammonia, the initial content of the solid and the initial concentration of nickel and cobalt whose realization went to industrial scale using the transporters that lead the pulp to the contact tanks. A mathematical model is obtained, the one that allowed to analyze the influence of the main parameters, being determined that the same ones influence positively in the nickel extraction and cobalt, in the following way: the temperature, the initial concentration of ammonia, the initial content of the solid and the initial concentration of nickel

and cobalt.

<b>ÍNDICE</b>	<b>PAG</b>
<u>INTRODUCCIÓN</u> .....	1
<u>CAPÍTULO 1. MARCO TEÓRICA</u> .....	
1.1 Análisis del efecto de las variables de operación sobre las extracciones de níquel.....	4
<u>CAPITULO 2. MATERIALES Y MÉTODOS</u> .....	19
<u>2.1 INTRODUCCIÓN</u> .....	19
<u>2.2 Materiales</u> .....	19
2.3 Descripción del flujo tecnológico planta lixiviación y lavado .....	19
<u>2.3.1TABLAS</u> .....	25
2.4 Elementos de la calidad del sistema productivo .....	35
2.5 Diagrama de flujo Planta Lixiviación Lavado .....	36
2.6 Causas que inciden en la extracción de níquel y Cobalto en la primera etapa Grafico causa-efecto Ichikawa.....	.40
2.7 Metodología empleada.....	.41
Tabla 2.7.1 Parametros fundamnetales de la extracción de níquel en primera etapa de lixiviación carbonato amoniaca.....	42
2.8 Método de muestreo y análisis.....	. 43-
2.8.1Determinación de amoníaco en los licores de lixiviación. Manual de Procedimientos Químicos. UEBT-LC-MPQ-2.....	-43



2.8.2 Determinación volumétrica de níquel en licores amoniacales. Método. complejo métrico con la sal di sódica del EDTA. Manual de Procedimientos Químicos. UEBT-LC-MPQ-2.....	- 44
2.8.3 Densidad en las pulpas. Manual de Procedimientos Químicos. UEBT-LC-MPQ-2	46
2.8.4 Determinación de dióxido de carbono. en licores amoniacales. Método gasométrico. Manual de Procedimientos Químicos UEBT-LC-MPO-5	46
CAPÍTULO 3. DISCUSIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	53
3.1 Análisis del níquel que llega al sistema de lixiviación.....	53
3.2 Análisis del extractable de Níquel.....	54
3.3 Análisis de la densidad de la pulpa.....	55
3.4 Análisis de la temperatura de la pulpa.....	56
3.5 Análisis del consumo de aire en la primera etapa.....	57
3.6 Análisis del contenido de amoníaco y dióxido de carbono en el licor producto.....	58
3.7 Análisis del inventario de amónico y dióxido de carbono en el Sistema de lixiviación. ....	60
3.8 Análisis de las extracciones en el período.....	61
CONCLUSIONES.....	64
RECOMENDACIONES.....	65
BIBLIOGRAFÍA.....	66

## INTRODUCCIÓN

El procesamiento de níquel y el cobalto en Cuba data desde el año 1943 con la fundación en Nicaro de la primera industria en el mundo con Tecnología Carbonato Amoniacal (proceso Caron), hoy empresa “René Ramos Latour” cuyo cese de las operaciones productivas de níquel comenzó en octubre del 2012.

Desde sus inicios tuvo una producción continua favorable para la economía del país. En ella se destacaron grandes méritos ingenieriles. Con el paso del tiempo, en la planta de Lixiviación y Cobalto, comenzaron a presentarse situaciones debido a la falta de piezas de repuesto, tales como: problemas de bombeo, arenamientos en los turboaeradores y sedimentadores y pérdidas de níquel por los salideros y la fineza del mineral que trajo como resultado tupiciones en las líneas de cola. Por su importancia se llegó al consenso de analizar los parámetros de las extracciones de níquel + cobalto en la primera etapa de lixiviación para recuperar ese níquel que se pierde en la cola y reincorporarlo al proceso.

**Situación problema** Necesidad de analizar las extracciones de níquel y cobalto en la Empresa Comandante René Ramos Latour de Nicaro y de esta forma disminuir los gastos de producción.

El **problema** científico de esta investigación se fundamenta en las pérdidas que ocurren en la primera etapa de la planta de lixiviación de la tecnología carbonato amoniacal de la empresa “Comandante René Ramos Latourt”.

**Objeto de investigación:** primera etapa de la planta de lixiviación

El **objetivo general de la investigación** es determinar la influencia de parámetros tecnológicos del proceso de lixiviación, teniendo en cuenta las variables necesarias para obtener resultados satisfactorios en la tecnología carbonato amoniacal de la Empresa René Ramos Latourt de Nicaro

**Campo de acción:** transformaciones físico-químicas

### **Objetivos específicos**

1. Caracterizar el proceso de lixiviación carbonato amoniacal.
2. Analizar la influencia de los parámetros fundamentales con respecto a las extracciones de níquel en la primera etapa de la planta de lixiviación y lavado.

**Hipótesis** si se determina la influencia de parámetros tecnológicos del proceso de lixiviación de mineral reducido de la tecnología carbonato amoniacal de la empresa “Comandante René Ramos Latourt”, entonces se podrán determinar las principales acciones que mejoraran los resultados de las extracciones y de esta forma un mayor crecimiento económico.

### **Metodología de la Investigación.**

Obtenida la información bibliográfica, se analizaron las principales variables que intervienen en el proceso de lixiviación para el análisis de la pulpa, de la tecnología carbonato amoniacal de la “Empresa René Ramos Latourt”.

El análisis estadístico de correlación y regresión, fueron auxiliados por el método computacional como el EXCEL, para analizar la influencia de los principales variables en el proceso de lixiviación para las pulpas de la tecnología carbonato amoniacal de la empresa “Comandante René Ramos Latourt”.

### **Los aportes de la investigación son:**

#### **En lo científico:**

Contribución al conocimiento del comportamiento de los principales parámetros tecnológicos del proceso de lixiviación de las pulpas de la tecnología carbonato amoniacal de la “Empresa René Ramos Latourt” en Nicaro.

#### **En lo social:**

Disminución de la contaminación ambiental del territorio.

Aprovechamiento racional e integral de los recursos minerales (Fuente de materia).Disminución de los costos.

**En lo económico:**

Obtención de mayores ingresos por concepto de la extracción de materiales valiosos.

## **CAPÍTULO 1 MARCO TEÓRICO Y ESTADO DEL ARTE**

Las investigaciones de la lixiviación del níquel y cobalto por la tecnología carbonato amoniacal han identificado una serie de factores químicos - físicos que inciden significativamente en los índices de eficiencias de recuperación de dichos metales.

Las pulpas son las materias prima fundamental para la lixiviación, de su calidad depende las extracciones futuras en el desarrollo de las operaciones con este fin para incrementar las producciones disminuyendo los costos.

### **1.2 Análisis del efecto de las variables de operación sobre las extracciones de níquel.**

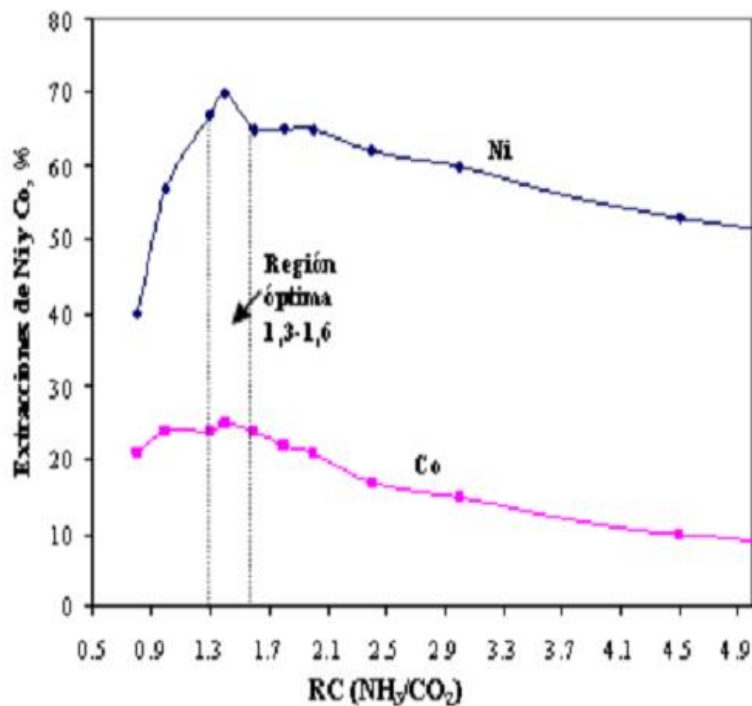
- Temperatura
- Concentración de  $\text{NH}_3$
- Relación  $\text{NH}_3/\text{CO}_2$
- Flujo de aire
- Azufre
- Tiempo de retención
- Calidad del mineral reducido
- Estabilidad operativa

Las extracciones de níquel y cobalto en el sistema de lixiviación y lavado están limitadas por la magnitud de sus tipos de pérdidas por: hidrólisis de sus amoniacos, coprecipitación con los óxidos e hidróxidos de hierro (OHH) en dos variedades, la primera-formando soluciones sólidas, y la segunda- segregándose en la superficie de los óxidos e hidróxidos de hierro, y finalmente, las pérdidas por pasivación de sus ferroaleaciones. A esto hay que agregarle, el recubrimiento de algunas partículas de níquel y cobalto por los compuestos sólidos que van precipitando desde los tanques de contactos hasta el final de la aireación, que provoca una alta resistencia a la difusión de

los oxidantes y reactivos hacia la superficie de dichos metales, y por tanto, no le da tiempo a lixiviarse. A continuación, se analizarán los tipos de pérdidas siguientes.

- Relación  $\text{NH}_3/\text{CO}_2$

Una de las confirmaciones empíricas del modelo de solubilidad /5, 7, 16/ se obtuvo por Ventura /31/ con mena reducida de Nicaro y un licor fresco (LF) con concentración de  $\text{NH}_3$  total constante para una temperatura de lixiviación de  $28^\circ\text{C}$ , cuyos resultados se muestran en la figura 1. La validación industrial del incremento de la extracción de cobalto con el aumento de la  $\text{CNH}_3$  total se publicó, entre otros trabajos, en el artículo /23/, basado en la experiencia de Yabulu-GRV (tabla 2).



**Fig. 1** Influencia de la relación de concentraciones totales de  $\text{NH}_3$  y  $\text{CO}_2$  sobre las extracciones de Ni y Co/31/. Flujo de aire y  $\text{CNH}_3$  total constantes.

- Efecto de la temperatura de lixiviación

El aumento de la temperatura de la pulpa durante la lixiviación provoca una disminución de la extracción de níquel, pero en mayor medida- la de cobalto, lo cual es una realidad industrial reconocida por todos los productores, constituyendo el enfriamiento, una de las principales vías más económicas para elevar la extracción de cobalto. Según la

práctica industrial de Yabulu-QNi /24/, por cada 1 °C de decrecimiento de la temperatura en lixiviación, se recupera el 1 % de cobalto. No obstante, todavía no se comprende del todo, que un pequeño aumento de la temperatura desplaza la región óptima de composición del licor lixivante hacia la zona de mayor concentración de dióxido de carbono, coincidente tanto para el níquel, como para el cobalto, lo que se ha demostrado, tanto en soluciones puras, como con menas reducidas /5, 7, 16/.

De todo el análisis anterior se deduce, que mientras más se enfríe el sistema de lixiviación y se incremente la CNH<sub>3</sub> total en su región óptima, se elevarán las extracciones de níquel y cobalto, disminuirá la solubilidad del magnesio, menos habrá que carbonatar el licor fresco en la operación de absorción del dióxido de carbono y el amoníaco, también, mermarán las pérdidas de amoníaco en dicha operación. Lo que se traducirá, en un aumento de la producción de níquel y cobalto con menos costos de explotación. Quedaría el inconveniente de lidiar con una mayor masa de hierro en el licor lixivante durante la aireación.

- Flujo de aire

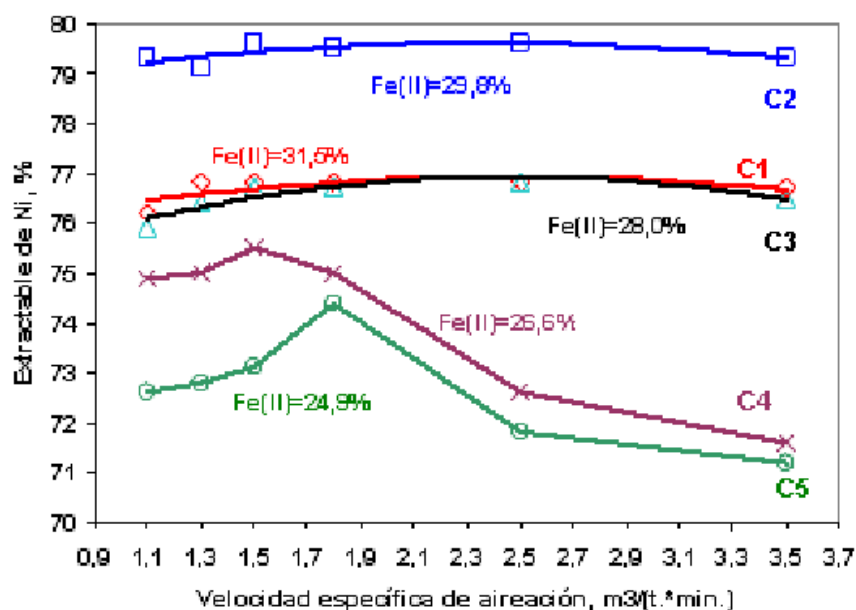


Tabla 5  
Flujos de aire específicos en los turboaireadores de las plantas de lixiviación carbonato-amoniacal en funcionamiento

Turbo No.	NICARO 1991		PUNTA GORDA				YABULU 1982 /24/		Tocantins 1999 /22/	
	V <sub>s</sub> m <sup>3</sup> /t	Q <sub>s</sub> m <sup>3</sup> /(t <sup>2</sup> ·min)	1987 V <sub>s</sub>	1991 V <sub>s</sub>	Actual V <sub>s</sub> Q <sub>s</sub>		V <sub>s</sub>	Q <sub>s</sub>	V <sub>s</sub>	Q <sub>s</sub>
<b>PRIMERA ETAPA DE LIXIVIACIÓN (I)</b>										
1	19	2,3	17	20	18	3,1	47	3,1	38	2,5
2	19	2,3	17	20	18	3,1	28	1,9	36	2,4
3	19	2,3	17	20	18	3,1	19	1,3	35	2,3
4	19	2,3	17	20	18	3,1	13	0,9	31	2,1
5	19	2,3	17	20	18	3,1				
6	19	2,3	17	20	18	3,1				
7	19	2,3	17							
8	19	2,3	17							
<b>Total (I)</b>	<b>95</b>	<b>2,3</b>	<b>135</b>	<b>120</b>	<b>108</b>	<b>3,1</b>	<b>107</b>	<b>1,8</b>	<b>140</b>	<b>2,3</b>
$\tau_{\text{liberada}}, \text{min}$		8,4				5,8		15		15
$\tau_R, \text{min}$	42		42	35	35		60		60	
<b>SEGUNDA ETAPA DE LIXIVIACIÓN (II)</b>										
<b>Total (II)</b>	<b>50</b>		<b>50</b>	<b>50</b>	<b>50</b>					
<b>(I + II)</b>	<b>145</b>		<b>185</b>	<b>170</b>	<b>158</b>		<b>107</b>		<b>140</b>	
<b>TERCERA ETAPA DE LIXIVIACIÓN (III)</b>										
<b>Total (III)</b>	<b>25</b>		<b>25</b>							
<b>(I+II+III)</b>	<b>170</b>		<b>210</b>	<b>170</b>	<b>158</b>		<b>107</b>		<b>140</b>	

Este último fenómeno, junto al aumento de la temperatura en lixiviación, han sido las dos principales causas que han limitado elevar los extractables de níquel y cobalto en la operación de la reducción \ 10\ debido al incremento de la metalización del hierro, el cual implica un mayor contenido de hierro (Fe II) .

Investigaciones realizadas por Rojas, A (2009) plantea que las pérdidas en el proceso de lixiviación están dadas por:

1. Hidrólisis
2. Oxihidróxidos de hierro (OHH)
3. Pasivación de la superficie del mineral

Estas dependen de la calidad del mineral alimentado y del mineral reducido que considera la composición de las aleaciones metálicas formadas durante la reducción, la temperatura de la pulpa, calidad del licor de lixiviación dada principalmente por la concentración de amoníaco, relación NH<sub>3</sub>/CO<sub>2</sub>, concentración de cobalto, azufre, hierro y por el régimen de aireación. Estas variables revelan que la obtención de las condiciones óptimas de lixiviación dependen tanto del minado que implica buena selección y homogeneización de la muestra, como la operación integrada de todo el



proceso industrial, por ejemplo, la reducción para obtener una buena metalización de los compuestos valiosos y ofrecer un elevado extractable; la absorción de dióxido de carbono y amoníaco que asegura la calidad del licor de lixiviación; la operación del sistema de enfriamiento para mantener la temperatura de la pulpa dentro de los parámetros establecidos, estos en interrelación con el estado técnico de equipos y accesorios así como el cumplimiento con las especificaciones de diseño.

La disminución de la concentración del amoníaco por debajo de lo indicado hasta el límite de 68 g/L para la misma relación de concentración amoníaco-dióxido de carbono hace decrecer la solubilidad del cobalto en 2 veces, mientras que el Níquel lo hace en 1,4 veces (Grigorieva, 1987; Chang, 1988).

El incremento de la temperatura de lixiviación hasta 50 °C desplaza la relación óptima de amoníaco-dióxido de carbono hacia la región más ácida: 1.2 – 1.4 (Chang, 1984), pero con un apreciable decrecimiento de la solubilidad de ambos metales, o sea, de sus extracciones. Al mismo tiempo estos licores favorecen la solubilidad del hierro (Chang, 1988) aumentando el riesgo de pérdidas de cobalto con sus óxidos e hidróxidos (OHH) durante la aeración.

En trabajo a escala de laboratorio con licor fresco (Ventura, 1956) se realizaron varios experimentos a 28 °C, 45 g/L de amoníaco, tiempo retención 37 min. Y se varió la concentración de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>). Recomendaron operar a relación amoníaco-dióxido de carbono en el intervalo de 1.3-1.6 para alcanzar altas extracciones de cobalto sin afectar la de níquel. Estos resultados corroboran los anteriormente obtenidos, en un rango intermedio de temperatura.

La clave para regular la cantidad y calidad de los OHH radica en el conocimiento de los factores que influyen sobre la velocidad de oxidación e hidrólisis de los iones de hierro, del orden de formación de los OHH y su identificación electroquímica. Se han identificado (Chang, 1993, 1995) dinámicamente a los óxidos e hidróxidos formados durante la lixiviación de materiales que contienen Fe, tanto en sistemas puros, mezclados y con mineral laterítico reducido.

Este resultado se corrobora con los reportados en patente canadiense (Nicolás, et al. 1974). Realizaron varios experimentos con mineral laterítico de New Caledonian,

durante 5 horas a 43 °C con un 30% de sólidos. La concentración de amoníaco fue de 78 g/L y de dióxido de carbono de 65 g/l para una relación amoniaco-dióxido de carbono igual a 1.2. Las características del mineral empleado disminución del contenido de cobalto en el licor reciclado, sin afectar la concentración de níquel en el licor ni la extracción total y recomiendan operar en el circuito de lixiviación a concentraciones inferiores a 0.2 g/L.

Patente estadounidense (Conrad, 1960) refleja que la presencia de azufre en forma de sulfuros en el mineral reducido tiene un efecto adverso sobre las extracciones de cobalto y que los iones sulfitos son capaces de reaccionar con dichos compuestos sulfurados (actúan como agentes oxidantes) y dan lugar a tiosulfatos los cuales no interfieren en la extracción y recuperación de cobalto. Estos estudios lo realizaron a condiciones no

Especificadas de lixiviación.

Autores (Chang , 1993, 1995) consideran que la presencia de iones reductores de azufre ( $SxOy^{2-}$ ) en el licor de lixiviación hacen más electronegativos los potenciales de formación del sistema coloidal y los de precipitación de los óxidos e hidróxidos de hierro formados durante la lixiviación ,debido a la acción reductora de dichos aniones azufre sobre los hidroxocomplejos de hierro (II). Este coloide está compuesto esencialmente por ferroferrita y partículas de hidroxocomplejos de Fe (II) y de Fe (III).

La acumulación de los hidroxocomplejos de hierro (II) en el sistema coloidal, conlleva al incremento del contenido de magnetita en el precipitado y permite mantener un potencial más electronegativo durante su formación, lo que favorece la lixiviación del Ni y el Co, al disminuir la velocidad de oxidación de los iones Fe (II) por la reacción de primer orden de hierro (oxidación e hidrólisis de los iones de hierro), como se refleja por las reacciones (7) y (8).

Estos resultados han sido corroborados en trabajo efectuado (Rojas, 2004) con mineral reducido de la Empresa Cmdte. René Ramos Latour, a escala de laboratorio con un volumen de pulpa de 5 litros, flujo de aire de 120 m, tiempo de retención de 80 min., concentración de amoníaco de 60 g/l y velocidad de agitación de 700 rpm. La pulpa de mineral reducido se preparó con licores amoniacaes puros (sin metales disueltos) y

mineral reducido. Se realizaron pruebas incrementando el contenido de tiosulfato en el licor adicionando tiosulfato de sodio y se compararon con una prueba en blanco.

Los resultados mostraron que al incrementar la concentración de tiosulfato en los licores amoniacales puros hasta 3.8 g/l, tal como la obtenida comúnmente en el proceso industrial de la ECRRL, no produce afectaciones en las extracciones de níquel. En cuanto al cobalto, incrementa las extracciones con respecto a licores sin tiosulfato. Altas concentraciones de tiosulfato de 8 g/l en los licores amoniacales puros, la extracción del níquel cae ligeramente y la del cobalto disminuye apreciablemente.

En trabajo realizado (Nikoloski, 2003) se construyó un electrodo de hierro metálico (electrodo de trabajo) y se estudió su comportamiento electroquímico durante la disolución en soluciones carbonato amoniacales con y sin tiosulfato, típicas de proceso

Amancia García Pérez. 1997, evaluó la operación de un reactor tubular en una serie de planta nueva de Lixiviación, comparando la misma con otra serie de dicha planta sin reactor y con los resultados históricos de la fábrica. La serie con el reactor siempre recibió una carga de sólidos superior en 7 % a la de diseño, con esta desproporción, la serie con el reactor obtuvo resultados iguales o superiores a la usada como blanco.

En cuanto a la cinética de lixiviación del níquel, se encontró que en la serie donde descargaba el reactor, los dos últimos turbos prácticamente no extraen más níquel. Para el cobalto en dicha serie los valores pasan a positivos en el segundo turbo, mientras en la serie sin reactor esto ocurre en el cuarto.

En agosto de 2010 Amancia Garcia expone las modificaciones propuestas en los turbos de primera etapa, cuyo objetivo consistía en:

- Simplificar el esquema tecnológico de la primera etapa de lixiviación.
- Concentrar la atención y los recursos humanos y materiales de la operación y el mantenimiento en menor número de turboaeradores.
- Contribuir a elevar la concentración de amoniaco en primera etapa hasta los valores deseados.
- Donde se concluyó que:
  - El esquema propuesto cumple con los requerimientos técnicos de tiempo de retención, velocidad periférica del aire y velocidad de la pulpa.

- Se establece la filosofía de operación y mantenimiento hasta llegar al Esquema propuesto, con las menores afectaciones posibles a la operación.
- Operando con 12 turboaeradores menos se logra un adecuado tiempo de retención y optimiza recursos humanos y materiales de operación y mantenimiento.
- Al operar con un número menor de turboaeradores se reduce el inventario de proceso y se reducen las pérdidas de amoníaco por concepto de dispersión de los gases amoniacales y se contribuye al aumento de concentración en primera etapa.
- De las cuatro series propuestas a no operar, tres están entre las que presentan más interrupciones en su operación por concepto de turboaeradores arenados y/o trancados (5ta B, 2da C, 2da A), y afectaciones apreciables en 5ta A durante el primer trimestre/08.
- El costo estimado de las modificaciones es de \$385020,89

**Las modificaciones consistieron en:**

- ❖ Turbo 99 A (1er período). Se sustituyó el impelente de paletas curvas con conchas por un solo impelente de disco y paletas rectas con diámetro semejante a los tradicionales. Se eliminaron las conchas y el distribuidor de aire se sustituyó por uno del mismo tipo, pero de diámetro 863.6 mm.
- ❖ Turbo 99 A (2do período). Se aumentó el diámetro del impelente hasta 1310 mm. Se sustituyó el distribuidor de aire anterior por uno de los tradicionales (diámetro 457 mm).
- ❖ Turbo 99 C (1er período). Se sustituyó el impelente tradicional por uno de disco y paletas rectas con diámetro 1422 mm. El distribuidor de aire tipo caldero se sustituyó por uno acanalado. El motor instalado era de 70 HP. Turbo y difusor utilizado en la Che Guevara.
- ❖ Turbo 99 C (2do período). Se aumentó el diámetro del impelente hasta 1460 mm y el distribuidor se modificó para hacerlo más operable. Se eliminó del tanque el bajante de entrada de pulpa, y el de salida se sustituyó por un tubo de 12 pulgadas, separado del fondo del tanque 1.6 m.

## **Modos de resumen.**

1. En las condiciones actuales de baja demanda de oxígeno existente en la planta, el impelente de disco y 6 paletas rectas con diámetro de 1175-1180 mm no trajo una mejora sustancial en la extracción de níquel para la serie A, con una media de 63,82 %, siendo ligeramente inferior a la de la serie B.
2. El impelente de disco y 6 paletas rectas y diámetro de 1180 mm no mejoró la absorción de oxígeno en la pulpa.
3. El impelente de disco y 6 paletas rectas y diámetro de 1180 mm presentó una eficiencia relativa de transferencia de masa semejante al impelente tradicional de Nicaro.
4. No es posible instalar 4 baffles en el tanque con un impelente de 1310 mm de diámetro con los motores existentes en los turboaeradores.
5. Los impelentes de disco y 6 paletas rectas permiten una menor acumulación de arena en los turboaeradores. El aumento del nivel de arenamiento está asociado al desgaste de las paletas.

Luego de los primeros años de explotación de la fábrica los señores E.W Olsen y Chatelain expresaron sus impresiones técnicas del proceso de lixiviación en Nicaro, en las mismas mostraron la propuesta de que en lugar de un sistema de lixiviación en tres etapas y un sistema de lavado de dos etapas sería conveniente un sistema de lixiviación con una única etapa, donde las razones que expresaron fueron:

- El costo original hubiera sido más bajo
- Se requeriría menos espacio
- Sería necesario menos personal
- Se simplificaría la operación debido a que se operarían siete sedimentados en lugar de diecisiete.
- Menor mantenimiento, con menor equipo
- Los sistemas de distribución eléctrica, de agua y aire serían más simples.
- Existirían menos afectaciones al sistema por cambio de tonelaje en la Planta de Hornos
- Las líneas de licor y pulpa serían más cortas
- Menor carga analítica y de muestreo.

Plantearon además simplificar el sistema de enfriamiento del mineral reducido, añadiendo canales cubiertas a la descarga de los enfriadores; utilizar tres; dos trabajando y una de repuesto. Las canales pasarían frente a todos los enfriadores, el licor enfriador sería introducido en el extremo más apartado de la canal y la pulpa formada pasaría por gravedad a un sumidero donde una bomba Wilfley la enviaría al sistema de lixiviación.

El sistema de canales tendría las siguientes ventajas sobre el diseño original de descarga en tanques:

- El costo de instalación sólo sería una pequeña fracción del costo del sistema original
- Se eliminarían las complicadas tuberías para licores y pulpas.
- Se eliminarían los agitadores y bombas conjuntamente con el consumo de energía y mantenimiento de los mismos
- Los tanques provocaron problemas debido a la costra formada por lo que el tanque debe ser limpiado periódicamente, requiriéndose 5 días para cada tanque. Una canal completa pudiera limpiarse en pocos días
- Sólo habría que controlar un flujo de licor en lugar de 6 como ocurría al inicio de las operaciones.

Proponen una serie de lixiviación única en lugar de tres, en la que toda la pulpa pasara a través de cada tanque en lugar de 1/3 como ocurre en el sistema original. La primera tea tendría doce tanques en serie, la segunda nueve y la tercera nueve. Esto dará el mismo tiempo de retención en los aereadores tal y como se diseñó.

De estos análisis y propuestas de la primera etapa de producción (1943 -1947) salieron las primeras modificaciones tecnológicas aplicadas en este circuito de la Planta Metalúrgica

El Reporte de Hill indica que en 1954 la alta temperatura del licor y el bajo grado de concentración del amoniaco aumenta la solubilidad del magnesio; sin embargo, en el equilibrio, la solubilidad del magnesio en el licor amoniacal, para un rango de

temperatura como ocurre en Nicaro, es tal que solamente una cantidad limitada de magnesio puede ser disuelta.

Sus tabulaciones indicaban que: el licor de lixiviación a 48,88 °C (relación de pulpa 4.5:1) puede disolver 0,068 g de magnesio por cada 100 g de mineral. La única incrustación formada es el equivalente de la solución del magnesio en licor a 48,88 °C y repetido a 37,77 °C (0,068 – 0,036/peso del mineral). Consecuentemente planteó que no se puede esperar que una temperatura de reducción más alta, reduzca el magnesio soluble por debajo de 0,068 g/100 g de mineral.

La cantidad máxima de magnesio depositada como incrustación de minerales reducidos a temperatura por debajo de 871,11 °C debe ser aproximadamente:

$$0,036 \% \times 4000 \text{ t/d mineral} = 1,4 \text{ t/d Mg en incrustación}$$

Un aumento de la temperatura de reducción deberá gradualmente disminuir la cantidad de magnesio soluble y a 926,66 °C teóricamente no habrá formación de incrustaciones de ningún tipo.

Las consideraciones anteriores no tomaron en cuenta la llamada “súper saturación” o alta solubilidad inicial de magnesio. Los compuestos altamente solubles reaccionan posteriormente con el licor amoniacal para formar sales magnesio – amoniacaes de solubilidad limitada; como resultado de estas reacciones secundarias, el magnesio comienza a precipitarse.

La importancia principal de la súper saturación es evidente. Si los datos de Hill son válidos para la operación práctica aparece como una ventaja el limitar la cantidad de magnesio soluble en el mineral reducido aplicando temperaturas de reducción más altas.

Variantes de solución al problema del magnesio

Un método recomendado consiste en separar el MgO del mineral reducido mediante optimización de las condiciones de su lixiviación carbonato amoniacal y cristalización del carbonato básico de MgO a partir del licor obtenido por medio de su enfriamiento. Después se separan los cristales por sedimentación, filtración (centrifugación), se puede calcinar para la obtención de MgO.

En el trabajo de Douglas Parra se mostró que la solubilidad del magnesio en el circuito de lixiviación es favorecida por las temperaturas altas, bajo amoniaco y particularmente

bajo CO<sub>2</sub>. Indicó que el enfoque más prometedor sobre el problema de la incrustación del magnesio radica en la manipulación conveniente del licor de lixiviación.

En la primera etapa de lixiviación las incrustaciones se deben a la formación de compuestos débiles entre el Fe ferrosos, Ni, Mg, NH<sub>3</sub>, CO<sub>2</sub>, etc. Las incrustaciones en esta parte, deben estar más asociadas con una deficiencia de O<sub>2</sub> que con los cambios desfavorables de las temperaturas.

En otro trabajo realizado por el mismo autor (Douglas Parra ) trató de comprobar, si es factible disminuir el óxido de magnesio en los licores amoniacaes de la Planta de Lixiviación y Lavado mediante el control de la temperatura máxima de reducción del mineral , llegando a las conclusiones de que la temperatura a la cual se igualan el MgO libre que entra al proceso de lixiviación y el que es eliminado por éste es de 856 °C, esto equivale a decir que para que no se formen incrustaciones en la Planta de Lixiviación, es necesario aumentar la temperatura de reducción por encima de 856 °C.

Durante su visita a Nicaro, en diciembre de 1952, el profesor M.H. Carón solicitó pruebas con cuatro turbos en paralelo y aumento de la aeración en lixiviación, reproducimos un párrafo de su trabajo:

La primera etapa de lixiviación, ha estado operando desde hace varios años con 38 turboaeradores (14 metálicos, de ellos 6 de 35 m<sup>3</sup> de volumen útil y 8 de 41.6 m<sup>3</sup> cada uno; y 24 de concreto de 36.5 m<sup>3</sup> cada uno), con un tiempo de residencia calculado de 73 minutos para planta vieja y 85 minutos para planta nueva, para una alimentación de pulpa equivalente a 230 t/h de mineral alimentado a los Hornos de Reducción. Los turboaeradores están siendo modificados, (impelente, canal y cambio del tanque en mucho de los casos de los turboaeradores metálicos), con el propósito de evitar el arenamiento de los mismos y lograr una operación estable, con menor gasto de mantenimiento y posiblemente mayor extracción de níquel. Una vez concluidas estas modificaciones, ya probadas en su funcionamiento con buenos resultados en los turboaeradores 99 y 100 °C, se procederá a evaluar el comportamiento de las series norte y sur ya modificadas.

Durante el año 2007 los turboaeradores de primera etapa operaron muy afectados desde el punto de vista de arenamiento, tupidos o trancados, incidiendo grandemente



los fallos energéticos, lo cual solapaba el comportamiento del arenamiento normal de la operación.

A partir de tener una relativa mayor estabilidad en el suministro eléctrico del SEN, se refleja una mayor estabilidad de la operación y se pueden descartar las afectaciones propias de arenamiento por concepto de operación. Hay que tener en cuenta en ambos casos que el tonelaje procesado se ha incrementado en los últimos 4 meses, lo cual favorece el bajo nivel de arenamiento en los turboaeradores.

Para descartar esta hipótesis se le solicitó a la planta de lixiviación una información que demuestra como han trabajado las 10 miniseries de la primera etapa y cuales son los motivos por lo que han estado fuera de operación en determinados momentos, obteniéndose la cantidad de horas de afectación de las miniseries y las diferentes causales, y deduciéndose el tiempo real trabajado por cada una de estas.

En el trabajo “Determinación de la cinética de disolución de los metales en la lixiviación carbonato amoniacal primera parte” realizado por muestra los resultados de las pruebas realizadas a escala de laboratorio para la determinación de la disolución de los metales en la lixiviación carbonato amoniacal de mineral reducido, con diferentes licores lixiviantes.

Se obtuvo para cualquiera de los tres licores utilizados en la Lixiviación: Licor fresco, carbonato amoniacal de 80 g/L de dióxido de Carbono ( $\text{CO}_2$ ) y licor de contacto con 9 y 9.5 g/L de Níquel y 60 g/L de amoníaco, que el Zinc se disuelve en los primeros minutos de la lixiviación, manteniendo su concentración inalterable a través de todo el tiempo; el manganeso se disuelve rápidamente, precipitando después debido a su oxidación hasta  $\text{Mn}^{+4}$  el cual es insoluble en solución amoniacal, el hierro se oxida pasando a solución rápidamente, precipitando después como un hidróxido. El níquel y cobalto pasan a solución, en los primeros 60 minutos, a partir de los cuales varían muy poco. El cobre aparece a partir de los 40 – 60 minutos, variando muy poco su concentración después de ese tiempo.

Jorge Miranda López en su trabajo titulado “Intensificación de la recuperación del cobalto y del níquel contenido en las pulpas lixiviadas de la tecnología carbonato amoniacal”. establece los aspectos teórico –experimentales del proceso de lixiviación carbonato-amoniaca, se muestran los mecanismo que incrementan la recuperación de cobalto , caracterizados por el control del contenido de hierro metálico en el mineral reducido, que provoca la elevación de la temperatura de la pulpa, la oxidación del manganeso y la del cobalto en la solución carbonato- amoniacal . Además se demuestra que el proceso de floculación magnética de la pulpa lixiviada mayormente origina la magnetización del cobalto metálico y  $\text{Co}^{+3}$ , presentes en las estructuras descompuesta térmicamente durante el proceso de calcinación reductora, la cual causa de esta forma que co-precipiten con las colas, por el mecanismo de imantación, con las estructuras de las Espinelas de Hierro (Magnetita-Magnemita), especialmente en la primera etapa de lixiviación. Este mecanismo ha sido encontrado a escala piloto e industrial. Por último se proponen variantes para intensificar la recuperación, especialmente de cobalto y en menor proporción la de Níquel.

Armando Rojas Vargas y Antonio Ramón Chang C.2009, estudiaron experimentalmente el efecto de la calidad del mineral laterítico reducido sobre el extractable de níquel y cobalto a distintas velocidades de aireación, además se demostró que los extractables se ordenan por la altura de sus máximos en función del porcentaje de hierro (II) en el mineral reducido, determinando la magnitud potencial de este indicador, independientemente del flujo de aire que se emplee, siendo más significativo para el extractable de cobalto; en tanto, define para cada uno de sus valores la posición real máxima del extractable, hacia la derecha o hacia la izquierda respecto a su eje de coordenadas tal como una función polinomial de segundo orden. Se propuso un algoritmo para construir la Curva Patrón y controlar la oxidación del hierro en vistas a continuar perfeccionando el presente método, con este fin, se recomendaron tres hipótesis para ser evaluadas y un algoritmo de investigación para el control del flujo de aire por medición del Potencial Redox en un sistema continuo de lixiviación.

## CONCLUSIONES DEL CAPITULO 1:

De acuerdo al estudio realizado en el capítulo se consultaron varios trabajos realizados en la planta de lixiviación, por lo cual se decidió analizar los principales parámetros que influyen en la extracción de níquel de la primera etapa.

## **CAPITULO 2 MATERIALES Y MÉTODOS**

### **2.1 Introducción**

En el capítulo se presentan los materiales, métodos y procedimientos utilizados para la Lixiviación carbonato amoniacal del mineral reducido de la planta de hornos de reducción para determinar la influencia de los parámetros que influyen en el proceso de extracción de níquel en la primera etapa de lixiviación.

### **2.2 Materiales**

Para el estudio se utilizó el mineral reducido obtenido de los hornos de reducción de la planta de reducción de la empresa comandante “René Ramos Latour” y el licor amoniacal procedente de la primera y segunda etapa de lixiviación, obteniéndose la pulpa con la cual se realizaron las evaluaciones correspondientes.

### **2.3 Descripción del flujo tecnológico planta lixiviación y lavado**

Esta planta es la encargada de llevar desde la fase sólida hasta la fase líquida los componentes del mineral níquel (Ni) y cobalto (Co) aunque pasan también a la fase líquida componentes no deseados como por ejemplo el magnesio (Mg).

Este proceso químico es llamado Lixiviación, que no es más que una extracción selectiva de determinado componente de una fase sólida, utilizando un solvente que posibilite esta extracción, en este caso una solución carbonato - amoniacal.

El proceso de Lixiviación comienza por los tanques de contacto donde ocurre un mezclado entre el mineral reducido enviado por los Hornos, a través de los enfriadores de mineral y el licor de reciclaje proveniente de la primera y segunda etapa de lixiviación, previamente enfriado hasta una temperatura de 30- 35 °C. Este mezclado ocurre en dos plantas, Planta Vieja (PV) y Planta Nueva (PN); Planta Vieja con una canal donde descargan seis enfriadores de mineral a una temperatura de alrededor de 205 °C y PN donde descarga cinco enfriadores de mineral aproximadamente una temperatura 175 °C.

En cada planta existen dos canales (1 y 2), una en operación y la otra de repuesto. La pulpa formada en las canales de Planta vieja cae a los tanques de contacto (2) de capacidad.

30 m<sup>3</sup> cada uno (uno en operación y el otro de repuesto) y con un sistema de agitación; desde estos tanques es succionada la pulpa formada, por bombas tipo Wilfrey (4), tres trabajando y una de repuesto, y es descargada al tanque de contacto que se encuentra en operación en PN donde es mezclado con la pulpa que se forma en las canales de dicha planta; estos tanques de contacto (2) de Planta Nueva tienen una capacidad de 40 m<sup>3</sup> cada uno y además están provistos de un sistema de agitación, con el objetivo de homogenizar la mezcla.

La mezcla total formada, cuya densidad debe estar entre 1130-1160 g/L y una temperatura de 40 – 44 °C, es bombeada hacia el distribuidor general de pulpa (DGP), mediante bombas tipo Morris (4), dos en operación y dos de repuesto, una de ellas (la Morris # 4) trabaja automáticamente, es decir cuando el tanque alcanza un determinado nivel, la misma arranca automáticamente.

El DPG es circular y tiene un sistema de distribución rotatorio equitativo, que hace caer la pulpa a las cinco secciones del distribuidor en igualdad de carga para cada serie. Existen dos DGP, uno trabajando y el otro de repuesto o en mantenimiento.

La descarga de cada uno de las secciones se hace llegar a cada una de las series de lixiviación de primera etapa que son denominadas serie A, B, C, Norte (N) y Sur (S).

La distribución de turboareadores en cada serie es la siguiente:

Serie A: Miniserie 1- 100, 101, 102, 103 A

Miniserie 2 - 99, 107, 108, 109 A

Serie B: 99, 100, 101, 102, 103 B

Serie C: 99, 100, 101, 102, 103 C

Serie Norte: 100, 101, 102, 103 N

Serie Sur: 100, 101, 102, 103 S

En los turboareadores es donde ocurre la mayor parte de la reacción química, es decir, es donde se lixivia el níquel, por lo que, entre más turboareadores tengas en operación mejor va ser la extracción de níquel, con la concentración de amoníaco normada.

Los mismos están provistos de un sistema de agitación y suministro de aire que es el que garantiza el oxígeno necesario para que ocurra la reacción química y además ayuda a la agitación de la pulpa. El consumo de aire de estos turboareadores es de 120 m<sup>3</sup>/t mineral reducido. También contienen un sistema de succión de gases a través

de un ciclón que es el que permite arrastrar los gases evaporados hasta las torres de absorción de amoníaco.

La pulpa areada de las series A, B, y C se mezclan en una caja colectora donde existen cuatro bombas tipo Warman, dos o tres trabajando y una o dos de repuesto en dependencia del tonelaje, encargada de enviar la pulpa mezclada y areada hacia el distribuidor circular.

El distribuidor circular es el encargado de distribuir la pulpa total para las dos series de sedimentadores que tiene la planta, Serie 1 y Serie 2.

Los sedimentadores son los encargados de provocar la separación mecánica entre la fase sólida y la fase líquida, mediante el proceso de sedimentación (espesador).

La serie 1 compuesta por los sedimentadores 104D, 116D, 205C, Planta Vieja y la serie 2 por los sedimentadores 110D, 201C, 209C (PN) y los sedimentadores de lavado 218V, 222V, 50-1, 214C, 222C, 226C y TR.

#### Serie 1

El 50 % de la pulpa que sale del distribuidor circular pasa por un magnetizador, con el objetivo de formar pequeños flósculos que ayuden a la sedimentación, luego cae al sedimentador 104D. La pulpa areada que sale de la serie Sur cae directamente al sedimentador 104D.

El licor de reboso del sedimentadores 104 D es bombeado (106A y 106B), una parte va al tanque (TK) CT-22 para ser enfriado y reciclado al proceso y la otra parte al tanque CT-56 para someterlo al proceso de descobaltización, la pulpa del 104D (1650 – 1700g/L) se bombea mediante bombas tipo Wilfrey (105A y 105B) para una segunda etapa de turboareadores, mezclándose antes de entrar con el licor de reboso de la tercera etapa de sedimentadores 205C (208A y 208B) y formando una pulpa cuya densidad oscila entre 1250 – 1350 g/L.

La segunda etapa está constituida por los siguientes turboareadores.

Serie Norte: 107, 108, 109 N

Serie Sur: 107, 108, 109 S

La cantidad de aire suministrado a estos turbos de segunda etapa es de 50 m<sup>3</sup>/ t mineral reducido. La descarga de los dos últimos turboareadores caen al Sedimentador 116D.

El licor de reboso del sedimentadores 116 D (119A y 119B) va al tanque CT-22, y la pulpa (1700 – 1750 g/L) se mezcla en una caja de dilución (118A y 118B) con el 50 por ciento del licor de reboso del sedimentador 50-1 (1250 – 1350 g/L) y es bombeada (50-1A y 50-1B) para el sedimentador 205C.

La pulpa del sedimentador 205C y 209C caen por gravedad a una caja de dilución, mezclándose con el reboso del sedimentador 218V, para ser bombeado al sedimentador 50-1.

### Serie 2

El otro 50 % de la pulpa que sale de distribuidor circular cae al sedimentador 110D pasando de igual forma por un magnetizador. La pulpa areada que sale de la serie Norte cae directamente al sedimentador 110D. El licor de reboso hace el mismo recorrido que el reboso del sedimentador 104D (112A y 112B). La pulpa es bombeada (111A y 111B) para una segunda etapa de los turbos, en este caso son:

Serie Norte: 113, 114, 115 N

Serie Sur: 113, 114, 115 S

La pulpa antes de entrar a estos turbos areadores se mezcla en una caja de dilución, con el licor de reboso del sedimentador 209C (212A y 212B) y se obtiene una suspensión cuya densidad esta alrededor de 1250 – 1350 g/L, la pulpa de los dos últimos turbos cae al sedimentador 201C. El reboso del sedimentador 201C hace el mismo recorrido que el del sedimentador 116D de la otra serie (204A y 204B).

La pulpa del fondo (1700 – 1750 g/L) del 201C se mezcla con el otro 50 % del reboso del sedimentador 50-1 en una caja de dilución (1250-1350 g/L) y es bombeada (50-1A y 50-1B) para el sedimentador 209C.

### Lavado.

El licor de reboso del sedimentador 218V bombeado (220A y 220B), se mezcla en una caja de dilución con la pulpa del sedimentador 205C y 209C, para luego ser bombeada (211A y 211B) al sedimentador 50-1. La pulpa del sedimentador 50-1 se diluye en una caja de dilución con el reboso del sedimentador 222V (223A y 223B) y cae al sedimentador 218V. La pulpa del fondo del sedimentador 218V es bombeada (219A y 219B), mezclándose en una caja de dilución con el reboso del sedimentador 214C y

222C (217A, 217B y 225A, 225B) y descargada en el sedimentador 222V. La pulpa del sedimentador 222V (222A y 222B) se diluye con el reboso del tanque de repuesto y del sedimentador 226C (RA, RB y 227A, 227B) en una caja de dilución y descarga al sedimentador 214C y 222C respectivamente. La pulpa del sedimentador 214C y la del sedimentador 222C (216A, 216B y 224A, 224B) caen al sedimentador tanque de repuesto (TR) y sedimentador 226C respectivamente, mezclándose previamente con licor débil proveniente de la torre de absorción cuya concentración oscila entre 20 – 25 g/L. La pulpa del tanque de repuesto (TR) y la del sedimentador 226C (RA, RB y 226A, 226B) se hace llegar al pozo de cola donde existen dos bombas (1 y 2) y dos líneas, una trabajando y otra de repuesto, mediante los cuales se envía para la planta de Recuperación de Amoníaco, con una concentración de amoniaco entre 30 y 40 g/L y una densidad de 1690 – 1710 g/L.

#### Torres de Absorción.

En ambas plantas existen torres de absorción de amoníaco, estas tienen como objetivo, recuperar el amoníaco que se evapora de los sedimentadores y el que arrastra el aire que se le inyecta a los turboaeradores.

El sistema se compone de cuatro torres para cada planta. De las cuatro torres trabajan tres y la otra queda de mantenimiento o de repuesto. Estas torres tienen en su interior empaques de madera con el objetivo de lograr una buena recuperación de amoniaco al entrar en contacto con el agua que se le suministra.

El proceso de recuperación es muy sencillo, los gases del sistema son succionados por ventiladores de tiro forzado y se hacen pasar por las torres que están en operación. Los gases entran a las torres por la parte inferior y por la parte superior se le suministra el agua, la cual se va enriqueciendo en amoniaco a medida que pasa de una torre a otra. En estas torres se opera a contracorriente, los gases ricos en amoniaco se incorporan por la parte inferior de una torre hueca y salen por la parte superior, luego se hace pasar por una segunda torre que tiene empaques de madera y luego por otra de la misma característica que la anterior, posteriormente pasan por el ventilador que los succiona y los envía para la atmósfera. El agua que se utiliza en el proceso hace el recorrido contrario al gas, primero se le suministra al gas que tiene menos concentración de amoniaco y luego se va bombeando para las siguientes torres hasta



llegar a la torre hueca, lugar en el cual se logra un licor débil con concentración de amoníaco de 20-25 g/L, el cual es bombeado para la última etapa de lavado a través de bombas soviéticas 1 y 2 (una en operación y otra de repuesto). Cada torre tiene su juego de atomizadores en la parte superior de las mismas para distribuir el agua en toda su área. La torre hueca cuenta también con atomizadores laterales. Cada torre tiene una bomba American para bombear el agua desde su parte inferior (descarga) hacia la parte superior de la otra torre que le corresponde. En caso de planta vieja cada bomba cuenta con una de repuesto.

Enfriadores de placa.

El objetivo fundamental de los enfriadores de placa es enfriar el licor de reciclo (30 -35 °C) que va a los tanque de contacto, lográndose así la temperatura (40-44 °C) y la densidad (1130-1150 g/L) establecida por la norma de la pulpa.

El licor a enfriadores proviene de la primera y segunda etapa de lixiviación (parte del reboso del sedimentador 104D y 110D y todo el reboso del sedimentador 116D y 201C) que se envían al tanque CT-22. Este tanque es el encargado de suministrar el licor a los enfriadores de placas mediante bombas. El rango del nivel de operación del tanque es, mínimo de 1,5 m y máximo de 5,0 m. Debe tener alarma lumínica y sonora por alto y bajo nivel.

Son tres enfriadores de placa 5 APV (EX.001, EX.002 y EX.003), dos en operación y uno de reserva con capacidad de 600 m<sup>3</sup>/h cada uno. El flujo de licor se moverá en el rango de 500 -1200 m<sup>3</sup>/h.

El licor es suministrado a los enfriadores mediante un sistema de bombeo compuesto por tres bombas centrifugas PU01, PU02 y PU03 (una de reserva), de 600 m<sup>3</sup> de capacidad cada una. La temperatura de entrada del licor es de 40 – 60 °C, con una presión de 3 – 4 kgf/cm<sup>2</sup> y la temperatura de salida de mismo es de 30 – 35 °C.

Como medio de enfriamiento se utiliza el agua, Planta de Tratamiento de agua, con temperatura de 25 – 29 °C y una presión de 3,8 - 4,5 kgf/cm<sup>2</sup>, calentándose hasta una temperatura mayor de 38 °C.

La presión de entrada de agua de enfriamiento no debe bajar de los valores predeterminados.

(3,5 – 3,8 kgf/cm<sup>2</sup>) porque provocarían un incremento ligero en la temperatura del licor de salida, sin estar completamente cargado (sucio) el filtro para proceder a la limpieza química con ácido.

$$\text{Eficiencia de los enfriadores} = \frac{\text{Te licor} - \text{Ts licor}}{\text{Te H}_2\text{O}} \times 100$$

$$\text{Te licor} - \text{Te H}_2\text{O}$$

Donde:

Te licor = Temperatura de entrada de licor.

Ts licor = Temperatura de salida de licor.

Te H<sub>2</sub>O = Temperatura de entrada del agua.

2.3 Condiciones del régimen tecnológico normal.

- Área de contacto: Operar con densidad en la pulpa de 1130-1150 g/L y temperatura de 40-44 °C, temperatura de licor < 35 °C, relación L/S=5/1, controlar el flujo de licor a QT a través de la instrumentación, controlar amperaje de las bombas y agitadores.

Tabla 2.3.1 Área de enfriadores Parámetros de operación

No	Parámetros de Operación	Rango de variación del parámetro
1	Flujo de licor a enfriadores	500 – 1200 m <sup>3</sup> /h
2	Temperatura de entrada del licor	40 – 60 °C
3	Temperatura de salida del licor	30 – 35 °C
4	Presión del licor de entrada	3 -4 kgf/cm <sup>2</sup>
5	Gravedad específica del licor	1,02 – 1,05 kg/L
6	Capacidad calorífica del licor	1,0 kcal/kg °C
7	Conductividad térmica	0,55 kcal/h °Cm
8	Viscosidad de entrada del licor	0,6 Cp
9	Viscosidad de salida del licor	0,65 Cp

10	Caída de presión en los enfriadores	0,87 kgf/cm <sup>2</sup>
11	Volumen de agua de enfriamiento	1,350 m <sup>3</sup> /h
12	Temperatura de entrada del agua	24 – 30 °C
13	Temperatura de salida del agua	Mayor de 38 °C
14	Presión del agua de entrada	3,8 – 4,5 kgf/cm <sup>2</sup>
15	Gravedad específica del agua	1,0 kg/L
16	Capacidad calorífica del agua	1,0 kcal/kg °C
17	Conductividad térmica	0,54 kcal/h °Cm
18	Viscosidad de entrada del agua	0,67 Cp
19	Viscosidad de salida del agua	0,59 Cp
20	Caída de presión del agua	0,78 kgf/cm <sup>2</sup>
21	Presión del aire de instrumentación	2.5– 10 bar

Tabla 2.3.2 Área de Turboareadores Parámetros de operación

Parámetros a controlar	Rango establecido
Flujo de aire en primera etapa	120 m <sup>3</sup> /t mineral reducido.
Flujo de aire en segunda etapa	50 m <sup>3</sup> /t mineral reducido.
Concentración del licor débil	20-25 g/L

Presión de aire en primera etapa	0,7-0.8 atm.
Presión de aire en segunda etapa	0,7-0.8 atm.
Flujo de metros vacío de agua	-0,25 a -0.75 cm
Flujo de agua de las torres de Planta Vieja y Planta Nueva.	$\geq 1,14 \text{ m}^3/\text{min.}$
Concentración de amoniaco	$\geq 60 \text{ g/L}$
Amperaje de los motores reductores	50-60 A

Tabla 2.3.4 Parámetro de operación área de Lixiviación:

Parámetros a controlar	Rango establecido
Densidad de la pulpa a la entrada de 2 <sup>da</sup> etapa	1250 g/L - 1350 g/L
Densidad de la pulpa en la descarga de los sedimentadores	1750 g/L - 1800 g/L
Altura de los sedimentadores	
104 D	1,47 m. (+ - 0,10 m)
110 D – 116 D – 201 C – 205 C – 209 C	1,22 m (+ - 0,10 m)
Velocidad de sedimentación.	1,2 -2,0 m/h
Sólido en suspensión en los licores de reboso	$\leq 100 \text{ PPM}$
Licor producto a Recuperación de amoníaco	
Amoniaco	60 – 65 g/L
Níquel	8 – 9,5 g/L
Cobalto	0,04-0,08 g/L

Magnesio	0,23 g/L
Amperaje de los sedimentadores americanos	2,5- 5 A
Amperaje de los sedimentadores alemanes	3,0 – 10 A

Tabla 2.3.5 Área de Lavado Parámetros de operación

Parámetros a controlar	Rango establecido
Pulpa en la descarga de los sedimentadores	1800 - 1850 g/L
Sólido en suspensión en los licores de reboso.	<=100 PPM
Densidad de la cola enviada a Recuperación	1690 - 1710 g/L
Altura de los sedimentadores	
214 C y TR	1,22 m (+ - 0,10 m)
218V y 222V	1,47 m. (+ - 0,10 m)
222 C y 226C	1,22 m (+ - 0,10 m)
Control del amperaje de los sedimentadores	
214 C y tanque de repuesto (TR)	2,0- 5 A
218V, 222V, 222 C y 226C	5,0 - 10 A

Desviaciones del régimen tecnológico norma, causas y soluciones.

En este punto se darán a conocer las principales desviaciones que pueden ocurrir en el proceso tecnológico, se explicarán las principales causas por las que pueden ocurrir dichas desviaciones y se expondrán las posibles soluciones.

Tabla 2.3.6 Desviaciones del régimen tecnológico Área de contacto

Tipo de alteración	Posibles causas	Posible solución
Alta densidad de la pulpa.	Bajo flujo de licor a las canales. Alto flujo de mineral reducido.	Aumentar el flujo de licor enviado de los enfriadores.
Baja densidad de la pulpa.	Alto flujo de licor. Bajo flujo de mineral reducido.	Disminuir el flujo de licor a las canales.
Baja temperatura de la pulpa.	Alto flujo de licor. Temperatura de licor muy baja.	Regular el flujo y temperatura del licor a las canales.
Alta temperatura de la pulpa.	Bajo flujo de licor. Alta temperatura del licor. Alta temperatura del mineral reducido.	Aumentar el flujo de licor Disminuir su temperatura. Mantener la temperatura del mineral en su norma.

Tabla 2.3.7 Desviaciones del régimen tecnológico. Área de enfriadores de placa

Tipo de alteración	Posibles causas	Posible solución
Alta temperatura a la salida del licor.	Bajo flujo de agua. Alto flujo de licor. Alta temperatura del agua.	Aumentar el flujo de agua y disminuir el flujo de licor. Disminuir la temperatura del agua a la norma.
Baja eficiencia de los enfriadores.	Alto flujo de licor y bajo flujo de agua. Alta incrustación de magnesio.	Estabilizar los flujos a los enfriadores. Sacar de operación el enfriador y acometer la limpieza con ácido.

Tabla 2.3.8 Desviaciones del régimen tecnológico Área de turboaeradores

Tipo de alteración	Posibles causas	Posible solución
Bajo de flujo de aire.	Deficiencias en el metro. Bajante perforado. Turboaeradores con el bajante tupido. Alto nivel de licor en el turboaerador. Arenamiento del turboaerador.	Chequear el metro de aire. Ponerle más aire y si no se destupe avisar al J' de Turno. Regular el flujo de licor o chequear la alimentación al tanque que corresponda. Sacarlo de operación y limpiarlo.

Turbos Tupidos	<p>Poco flujo de aire.</p> <p>Alta densidad de la pulpa.</p> <p>Bajante perforado.</p> <p>Alto nivel de arena.</p> <p>Medición de aire deficiente.</p>	<p>Incrementar flujo de aire.</p> <p>Incrementar flujo de licor.</p> <p>Sacar de operación para su reparación</p> <p>Reportar a instrumentación.</p>
Turboareador con presión positiva	<p>Exceso de flujo de aire.</p> <p>Ciclón tupido.</p> <p>Alto nivel de licor en el turbo</p> <p>Deficiencias con el metro</p> <p>Arenamiento del turbo.</p>	<p>Controlar el flujo de aire.</p> <p>Comunicar a su Jefe de turno para chequear el ciclón.</p> <p>Regular los flujos de licor o chequear la alimentación del tanque que corresponda.</p> <p>Chequear el metro del turbo.</p> <p>En caso de arenamiento alto comunicar al Jefe de turno para sacarlo de operación y limpiarlo.</p>
Alta concentración amoniaco en el licor débil.	<p>Bajo flujo de agua.</p> <p>Agua o gases semicortados.</p>	<p>Aumentar el flujo de agua hasta obtener la norma.</p> <p>Normalizar la operación eliminando agua y gases por paseados.</p>
Falta de succión en la planta	<p>Disparo de ventilador.</p> <p>Inundación de las torres</p>	<p>Localizar el instrumentista y poner en operación el ventilador de repuesto.</p> <p>En caso de inundación se corta el agua total y se drena el ventilador.</p>



Tabla 2.3.9 Desviaciones del régimen tecnológico Área de Lixiviación

Tipo de alteración	Posibles causas	Posible solución
Bajas densidades en los sedimentadores.	Alto flujo de pulpa del cono del sedimentador (cono tupido).	Disminuir el flujo en el cono del sedimentador.
Altas densidades en los sedimentadores.	Bajo flujo de pulpa del cono del sedimentador.	Aumentar flujo en el cono del sedimentador.
Bajas densidades en las canales.	Alto flujo de licor.	Regular los flujos para mantener las densidades establecidas.
Alta concentración de Ni en la segunda etapa.	Bajas densidades de los conos de los sedimentadores de primera etapa 104D o 110D.  Bajo flujo de licor de la tercera etapa.  Deficiente distribución de licor de reboso del sedimentador 218V.  Error de análisis.	Trabajar con las densidades de operación establecidas.  Incrementar flujo de licor del sedimentador 218V.  Chequear distribuidor del techo del sedimentador 205C  Mandar muestras especiales para el Laboratorio.
Bajo nivel en los sedimentadores.	Exceso de flujo de pulpa del sedimentador.  Alto flujo de licor del reboso.  Bajo flujo de licor del sedimentador de la etapa siguiente.	Regular los flujos de entrada y salida del sedimentador.

Alto nivel en los sedimentadores.	Bajo bombeo de pulpa del sedimentador.  Bajo flujo del licor de reboso.  Alto flujo de licor del sedimentador de la etapa siguiente.	Regular los flujos de entrada y salida del sedimentador.
Alto nivel de amperaje de los sedimentadores.	Exceso de sólido en el sedimentador.  Desperfecto mecánico o eléctrico.	Aumentar el flujo de salida de pulpa del sedimentador hasta normalizar el amperaje.
Alta concentración de Co en el tratado con Hidrosulfuro de amonio	Bajo flujo o concentración de Amonio.	Aumentar el flujo hasta controlar el valor de Cobalto en el licor según las orientaciones establecidas.

Tabla 2.3.10 Desviaciones del régimen tecnológico Área de Lavado

Tipo de alteración	Posibles causas	Método para eliminarla
Baja densidad de los sedimentadores.	Alto flujo de pulpa del cono del sedimentador.	Disminuir el flujo del cono del sedimentador.
Altas densidades en los sedimentadores.	Bajo flujo de pulpa del cono del sedimentador.	Aumentar el flujo del cono del sedimentador.

Bajo nivel en los sedimentadores.	Exceso de flujo de pulpa del sedimentador.  Alto flujo de licor del reboso.  Bajo flujo del licor del sedimentador de la etapa siguiente.	Regular los flujos de entrada y salida del sedimentador.
Alto nivel en los sedimentadores.	Bajo flujo de pulpa del sedimentador.  Bajo flujo de licor de reboso.  Alto flujo del sedimentador de la etapa siguiente.	Regular los flujos de entrada y salida del sedimentador.
Alto amperaje en los sedimentadores.	Exceso del sólido en el sedimentador.  Desperfecto mecánico o eléctrico.	Aumentar el flujo de salida de pulpa del sedimentador hasta normalizar el arranque.
Alta concentración de Níquel en las últimas etapas.	Bajas densidades de los conos de los sedimentadores.  Bajo flujo de licor débil.  Deficiente distribución de licor débil.  Error de análisis.  Baja concentración de amoniaco en el licor débil.	Trabajar con las densidades de operación establecidas.  Incrementar ó disminuir flujo de agua a las torres si el balance lo permite.  Chequear distribuidor de licor débil.  Mandar muestras especiales para el Laboratorio.

Baja concentración Amoniaco en los sedimentadores en que se añade licor fresco.	Poco flujo de licor fresco. Deficiente distribución de licor fresco. Posible entrada de agua. Baja concentración de Amoniaco en el licor fresco.	Aumentar el flujo de licor y distribuirlo correctamente. Chequear la entrada de agua. Analizar las normas del licor fresco.
Alta densidad de cola a Recuperación de Amoniaco	Poca dilución de cola	Aumentar el flujo de licor débil o agua a la cola.
Baja densidad de cola a Recuperación de Amoniaco	Exceso de licor débil o agua. Baja densidad de la última etapa.	Disminuir el licor débil o agua a la cola. Controlar la densidad de la última etapa.

## 2.4 Elementos de la calidad del sistema productivo

Dentro del control de la calidad de un proceso existen varios factores que resultan ser los de mayor influencia: materia prima, proceso, producto, dirección del proceso y seguridad industrial. A efectos de resumir de manera precisa las cuestiones fundamentales relacionadas con este aspecto haremos énfasis en los tres primeros factores.

### Materia prima:

Las materias primas fundamentales en esta planta son: el mineral reducido y el licor carbonatado- amoniacal.

- ✓ Como materia prima del proceso se utiliza el mineral reducido, las características de este producto son las siguientes:
  - Temperatura 175 – 205 °C.
  - Níquel > 1,14 %

- Hierro > 40 %
- Cobalto > 0,08 %
- Densidad 3,3 – 3,5 t/m<sup>3</sup>
- Granulometría Mayor de 83% de la malla -0,07 mm

Si se altera la granulometría, es decir, se alimentan partículas más grandes, estas se quedan atrapadas en los turbos y no salen, se dice que estos equipos se arenan y es necesario sacarlos de operación, lo mismo ocurre en los sedimentadores. Adicionalmente el proceso de extracción se ve afectado debido a que partículas de mayor tamaño brindan una menor superficie de contacto con el licor amoniacal lo que provocaría disminución en la extracción efectiva de los elementos del sistema que se desean.

La temperatura del mineral debe estar entre 175 y 205 °C, una temperatura superior puede ocasionar grandes pérdidas de amoníaco por el choque brusco entre el mineral muy caliente y licor frío, favorece a las reacciones de lixiviación del Magnesio que una vez formado se deposita en los enfriadores, y en la segunda etapa de lixiviación. Por esta causa el tiempo de limpieza de los enfriadores, tuberías y turboaeradores disminuye.

Si el níquel baja de esa composición, baja en las concentraciones de licor producto, y es necesario bombear más licor para lograr las producciones requeridas por la planta, provocando afectaciones en el consumo de vapor, energía etc.

El hierro bajo ocasiona problemas en la sedimentación es decir, baja sedimentación porque disminuye la densidad del mineral y aumenta el nivel de sólido de los tanques (transverso) la zona de sedimentación se desplaza a la de clarificación.

✓ Como materia prima también tenemos, el licor fresco proveniente de recuperación de amoníaco con la siguientes características:

- Amoníaco: 130, 0 – 140, 0 g/L
- Dióxido de carbono: 60, 0 – 70, 0 g/L
- Relación amoníaco / dióxido de carbono: 1,78

Si las concentraciones bajan de lo establecido tienen que bombear más licor para lograr las extracciones deseadas y se altera el balance de la planta porque se tiene que bombear menos agua en las torres de absorción y se pierde amoníaco por este problema.

#### Proceso:

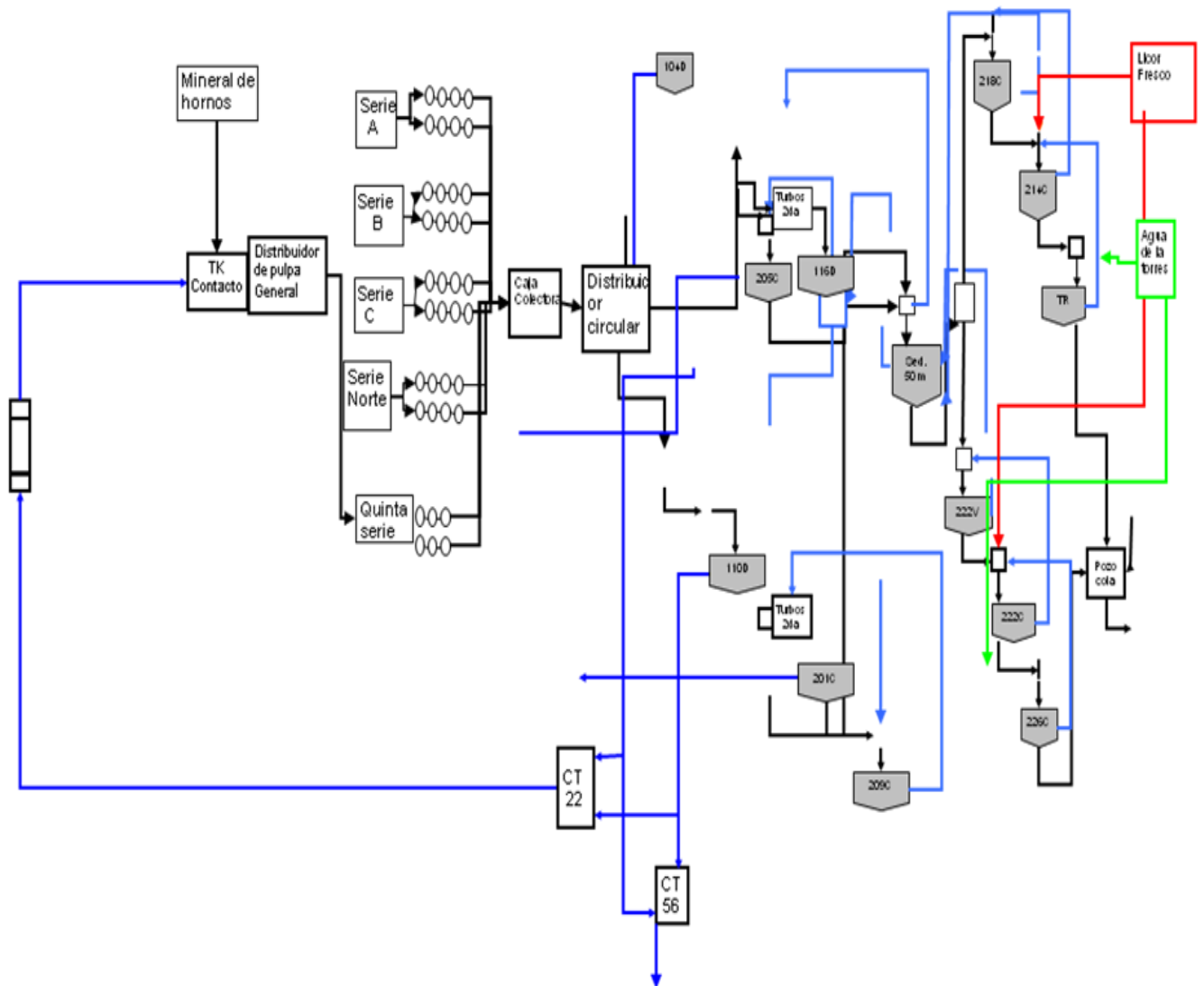
- ✓ En los tanques de contacto se controla la temperatura (38 – 40 °C) y la densidad de la pulpa 1130 –1140 g/L. Si la densidad aumenta de 1140 g/L aumenta la temperatura y ocurren pérdidas de amoníaco y por tanto disminuyen las extracciones y aumenta la formación de Magnesio, si disminuye la densidad existe más líquido por unidad de sólido y bajan las concentraciones porque se diluye más el sistema.
- ✓ En los turboareadores se controla la altura de arenamiento, esta no debe de ser superior a 1 m cuando esto sucede se descargan por arriba y se derraman, se tienen que sacar de operación. Se mide además el amperaje del motor reductor (50 y 60 A), el amperaje permite conocer el funcionamiento del equipo, si este está por encima de 60 A se dice que al turboareador no le está llegando aire o está arenado; si está por debajo de 50 ampere da síntomas de que el impelente se está gastando y se arena el turbo por lo que es necesario sacar el equipo de operación.
- ✓ El flujo de aire en la primera etapa debe de estar alrededor de 120 m<sup>3</sup>/t mineral reducido, si baja de la cifra de su valor permisible no se logra las extracciones deseadas y si está por encima de este rango se puede derramar el turbo porque aumenta el volumen efectivo.
- ✓ La densidad en la segunda y tercera etapa debe de estar entre 1250 – 1350 g/L.
- ✓ En los sedimentadores se controla la densidad en los conos, si la densidad del fondo baja de 1700 g/L se está introduciendo una pulpa de mayor líquido y el Ni se pierde, y si sube de este valor las bombas no son capaces de bombear una pulpa muy densa.
- ✓ Se controla densidad en el transverso a partir del nivel del líquido, a esta altura la densidad debe asemejarse a la del agua, si esta aumenta el sedimentador coge carga por que tiene que mover el fondo más el sólido que existe en la otra capa.

- ✓ Las torres de absorción deben de trabajar con un flujo de agua mayor que 300gpm para mantener concentraciones de licor débil de 20 - 25 g/L de amoníaco.
- ✓ Los enfriadores operan con un licor a la entrada con una temperatura de 40 -60 °C y el agua de 25 – 30 °C con el fin de lograr una temperatura de salida del licor entre 30 – 35 °C. Si la temperatura del licor aumenta no se logra un buen enfriamiento. Además ocurren los fenómenos que se han explicado anteriormente.

Producto:

- ✓ El licor producto debe tener una concentración de Ni de 8,0 - 9,5 g/L, de 60,0 - 65,0 g /L de amoníaco, 0,02-0,08 g/L de cobalto y los sólidos en suspensión menor que 100 ppm.
- ✓ La cola que se envía a recuperación de amoníaco debe poseer una densidad de 1690 -1710 g/L y el licor en cola una concentración < 0,12 g/L de Ni para de esta forma tener pequeñas pérdidas de Ni

## 2.5 Diagrama de flujo Planta Lixiviación Lavado.





2.6 Causas que inciden en la extracción de níquel y Cobalto en la primera etapa.

Grafico causa-efecto Ichikawa

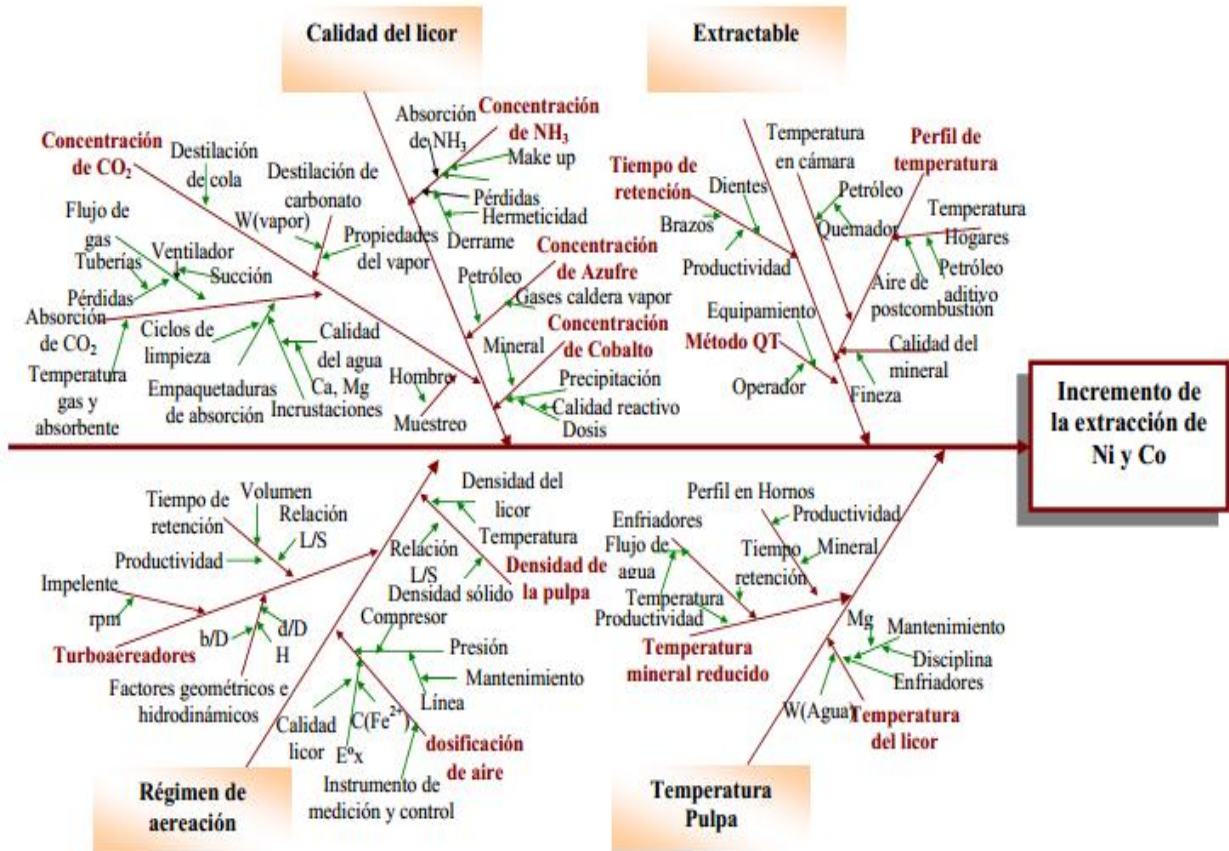


Figura 1 Gráfico causa-efecto Ishikawa. Incremento de la extracción de níquel y cobalto.

Utilizamos esta técnica gráfica para definir y encontrar las causas que provocan un problema, en este caso se refiere a la extracción de níquel y Cobalto en la primera etapa de lixiviación. Para la elaboración de este diagrama usamos la técnica de la tormenta de ideas, basada en el trabajo en grupo, para lo cual nos reunimos varios técnicos y operadores.

El gráfico se trata de una estructura similar a una espina de pescado en la cual la característica problemática de la calidad se señala mediante la espina central: Extracción de níquel y Cobalto.

Los factores principales que son las causas fundamentales del problema (Extracción de níquel y Cobalto) se representan, en forma de flechas que parten sesgada desde la espina central:

- ✓ Extractable
- ✓ Calidad de licor.
- ✓ Régimen de aereación
- ✓ Temperatura de la pulpa.

Las causas secundarias (sub-causas) se representan mediante flechas pequeñas que surgen de las causas fundamentales.

## **2.7 Metodología empleada**

Para el estudio se creó una base de datos del período analizado, comprendido entre los años de 2007 hasta año 2011. Para ello se utilizó como herramienta el Microsoft Excel para la representación gráfica, determinando la incidencia de los parámetros fundamentales en las extracciones de la primera etapa de lixiviación.

**Tabla 2.7.1 Parametros fundamnetales de la extracción de níquel en primera etapa de lixiviación carbonato amoniacal**

Parámetros Fundamentales	Unidad	plan	Años				
			2007	2008	2009	2010	2011
Ni al sistema de Lixiviación	t	14500	13632,91	14357,36	13294,25	11655,38	12399,66
Extractable de níquel	%	78,0	76,06	76,57	75,54	75,85	75,85
Concentración de: níquel en licor producto.	g/L	8,0	7,14	7,05	6,52	6,71	7,25
Concentración de: amoniaco en licor producto.	g/L	65,0	64,39	52,26	51,32	54,35	57,42
Concentración de: dióxido de carbono en licor producto.	g/L	35,0	37,06	31,65	29,31	31,75	32,08
Extracción de Ni por: 1ra etapa	%	85,0	63,48	64,44	64,29	64,17	66,55
Temperatura pulpa tanques de contacto	°C	40,0	39,80	40,19	39,76	39,05	37,84
Densidad pulpa tanques de contacto.	g/L	1140	1135	1130	1133	1136	11374

Flujo de aire primera etapa.	m <sup>3</sup> /kg	0,120	0,140	0,190	0,150	0,150	0,090
Inventario amoníaco en Proceso.	t	3000,0	2820,70	1644,87	1625,83	2339,68	2375,00
Inventario de dióxido de carbono en	t	1665,0	1721,80	1201,84	1018,16	1573,54	1308,00

## 2.8 Método de muestreo y análisis

### 2.8.1 Determinación de amoníaco en los licores de lixiviación. Manual de Procedimientos Químicos. UEBT-LC-MPQ-2

Este método se utiliza para la determinación de amoníaco en las muestras de los licores de lixiviación, valorando con ácido clorhídrico 0,588 N.

La muestra se pipetea y se transfiere a un erlenmeyer que contenga 50 ml de agua con indicador metil naranja y se valora con una solución de ácido clorhídrico de concentración conocida.

#### Reactivos

##### Agua con indicador metil naranja

- Acido clorhídrico 0,588 N

Muestreo:

La porción de ensayo se toma directamente de la muestra del Laboratorio, la misma debe encontrarse a temperatura ambiente.

Procedimiento.

1. Tomar con pipeta 5 mL de la muestra.
2. Transferir a un erlenmeyer de 250 mL que contenga 50 mL de agua con indicador metil-naranja.
3. Valorar con ácido clorhídrico de concentración conocida hasta cambio de coloración de amarillo a rojo salmón.

El contenido de amoníaco expresado como gramos por litro de  $\text{NH}_3$  se calcula mediante la fórmula siguiente:

$$\text{g/L NH}_3 = \frac{V * N * 0.017 * 1000}{V_1}$$

Donde:

V ----- mL de ácido clorhídrico consumidos en la valoración.

N ----- normalidad del ácido clorhídrico.

0,017 ----- mili equivalente del amoníaco.

$V_1$  ----- volumen de la muestra expresada en mL.

Resolviendo la fórmula anterior obtenemos el factor:

Para HCL = 0,588 N                      g/l  $\text{NH}_3 = V \times 2$

Para HCL = 1,176 N                      g/l  $\text{NH}_3 = V \times 10$  (alícuota de 2 mL).

Los resultados se dan en número entero.

### **2.8.2 Determinación volumétrica de níquel en licores amoniacaes. Método complejométrico con la sal disódica del EDTA. Manual de Procedimientos Químicos. UEBT-LC-MPQ-2**

Este método ha sido elaborado para el análisis de control de licores amoniacaes cuyo contenido de níquel varía entre 6,0 g/L y 12,3 g/L. Este método ha sido elaborado para el análisis de control de licores amoniacaes cuyo contenido de níquel varía entre 6,0 g/L y 12,3 g/L.

Fundamento del método.

En medio fuertemente alcalino el níquel y el cobalto son valorados cuantitativamente con solución de sal disódica del EDTA, empleando murexide como indicador.

Reactivos.

- Hidróxido de amonio (d = 0,90)
- Mezcla indicadora de murexide y cloruro de potasio (1+99)

- Versenato de sodio (EDTA)

Muestreo:

La porción de ensayo se toma directamente de la muestra del Laboratorio, la misma debe encontrarse a temperatura ambiente.

Procedimiento.

1. Tomar una porción alícuota de 5 ml de la muestra.
2. Transferir a un erlenmeyer de 500 ml de capacidad.
3. Añadir 20 ml de hidróxido de amonio y aumentar el volumen hasta unos 200 ml con agua destilada.
4. Añadir  $\pm 0.1$ g de indicador.
5. Valorar con solución disódica del EDTA hasta viraje del indicador a violeta.

Método para los cálculos.

El contenido de níquel expresado como gramos por litros de Ni se calcula por la fórmula siguiente:

$$g/l = \frac{(V * M * 0.05871 * 1000)}{a} - g / L_{decobalto}$$

Donde:

V ----- mL de EDTA consumidos en la valoración.

M ----- molaridad del EDTA.

0,05871 ----- mili equivalente del níquel

a ----- volumen de la muestra tomada expresada en mL.

$$g/L Ni = V \times F$$

F ----- factor resultante de multiplicar la molaridad del EDTA por el miliequivalente del níquel por 1000 entre el volumen de muestra tomada.

Los resultados se dan aproximados hasta la décima.

### **2.8.3 Densidad en las pulpas. Manual de Procedimientos Químicos. UEBT-LC-MPQ-2**

Procedimiento.

- Tarar la probeta  $T_1$  (sin tapa).
- Pesar la probeta con 1000 ml de la pulpa  $T_2$

Método para los cálculos.

Densidad g/l =  $T_2 - T_1$  (si se parte de un volumen de 1000 mililitros).

Donde:

$T_1$  -----Tara de la probeta

$T_2$  ----- Peso de la probeta más muestra

El resultado se da en número entero.

### **2.8.4 Determinación de dióxido de carbono. en licores amoniacales. Método gasométrico. Manual de Procedimientos Químicos UEBT-LC-MPO-5**

Este método se utiliza para la determinación gasométrica de  $\text{CO}_2$  en licores amoniacales.

Fundamento del método.

El  $\text{CO}_2$  contenido en la muestra es desplazado por la acción del  $\text{H}_2\text{SO}_4$  siendo igualado el volumen de la bureta con el del frasco nivelador Este volumen es el que se usa para el cálculo. Basado en la ecuación general de los gases  $\text{Planta Vieja} = nRT$

Reactivos.

- Agua con indicador
- Ácido sulfúrico (1+1)

Muestreo:

La porción de ensayo se toma directamente de la muestra del Laboratorio, la misma debe encontrarse a temperatura ambiente.

Preparación de la porción de ensayo.

1. Tomar con pipeta 2 mL de la muestra
2. Transfírela a un erlenmeyer de 250 mL que contiene 50 mL de agua con indicador.
3. Conecte el erlenmeyer al equipo gasométrico. Añada 2 mL de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (1+1) y agite vigorosamente; entonces comienza a descender el líquido contenido en la bureta, se igualan los volúmenes en la bureta con el frasco nivelador. Este volumen es el que se usa para el cálculo.

Nota: El H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> actúa como catalizador acelerando la reacción y el metil naranja retiene el amoníaco.

Método para los cálculos.

Fórmula para el cálculo del CO<sub>2</sub> con error de 0,1 g/L

$$P * V = n * R * T$$

$$P * V = \frac{C * V_1}{M} * R * T$$

$$C = \frac{P * V * M}{V_1 * R * T}$$

Donde:

$C$  = Concentración del gas CO<sub>2</sub> g/L

$P$  = Presión absoluta en atmósfera

$V$  = Volumen desplazado en mL

$V_1$  = alícuota en mL

$M$  = masa molecular del CO<sub>2</sub>

$R$  = Constante universal de los gases ideales

$T$  = Temperatura absoluta en K



Sustituyendo:

$$\text{g/L CO}_2 = \frac{1 * V * 44}{2 * 0.082 * (273 + ^\circ\text{C})}$$

Para una temperatura de 32 °C obtenemos lo siguiente:

$$\text{g/ L CO}_2 = V * 0,88$$

Los resultados se dan aproximados hasta la décima.

### **Mineral reducido y lixiviado. Determinación de níquel y cobalto. Método espectrofotométrico por absorción atómica**

Se establece para la determinación espectrofotométrica por absorción atómica de níquel y cobalto en muestras de mineral reducido y lixiviado.

#### **Fundamento del Método**

La muestra de ensayo es tratada con mezcla de ácidos (HCl + HNO<sub>3</sub>), luego de reducir el volumen se transfiere cuantitativamente a un matraz aforado de 250 ml, se enrasa y se homogeniza, filtre. La determinación de níquel y cobalto se realiza directamente de la muestra filtrada.

#### **Reactivos**

Mezcla de ácidos (HCl + HNO<sub>3</sub>)

#### **Aparatos y Utensilios**

- Espectrofotómetro de absorción Atómica.
- Lámpara de cátodo hueco de níquel y cobalto.
- Quemador de aire-acetileno, con una ranura de 10 cm. de largo

#### **Muestreo**

La muestra de ensayo debe pulverizarse hasta una granulometría no mayor de 0, 74 mm, secándose por un período no menor de dos horas a una temperatura de  $107 \pm 3^{\circ}$  C.

#### **Procedimiento**

- 1) Pesar  $0,5000\text{g} \pm 2 \times 10^{-4}$  de la muestra.
- 2) Transferir cuantitativamente a un vaso de precipitado de 250 ml de capacidad.
- 3) Añadir 30 mL de mezcla de ácidos (HCl + HNO<sub>3</sub>).
- 4) Disolver en la plancha hasta que quede en el vaso de precipitado un volumen de  $\pm 5$  ml de solución.
- 5) Enfriar y transferir cuantitativamente a un frasco volumétrico de 250 ml, lave bien el vaso de precipitado, enrase con agua destilada y homogeneice.
- 6) Filtre con papel cualitativo.

**Nota:** La determinación de níquel y cobalto se realiza directamente de la muestra filtrada.

Tome las alícuotas y realice los análisis guiándose por la siguiente tabla.

**Elementos Alícuotas**

Níquel 0.5/250 mL

Cobalto 0.5/250 mL

**Níquel**

$$\% \text{ Ni} = \text{mg/L} \times 0,1$$

mg/L = Lectura del instrumento

0,1 = Factor de cálculo

$$\frac{0,5}{250} = 0.002 = 0.05 \text{ -----} \rightarrow \text{Factor de dilución}$$

$$250 \quad 0,5 \times 10^4$$

Factor de cálculo x p.p.m de la última Standard.

$$0.05 \times 15,00 = 0.750 \text{ -----} \rightarrow \text{factor para el equipo en \%}$$

**Cobalto**

$$\% \text{ Co} = \text{mg/L} \times 0,05$$

mg/L = Lectura del instrumento

0,05 = Factor de cálculo

$0,5 = \frac{250}{0,5 \times 10^4} = \frac{25}{500} = 0,05$  -----> Factor de dilución

250     $0,5 \times 10^4$     500

Factor de cálculo x p.p.m de la ultima Standard

$0,05 \times 15,00 = 0,750$  -----> factor para el equipo en %

### **Método para los cálculos**

#### **Níquel**

% Ni = mg/L x 0,167

mg/L = Lectura del instrumento

0,167 = Factor de dilución

$$\% = \frac{ppm * 250ml * 50ml}{0.5g * 15ml * 10^4}$$

$$F = 0.167$$

% = ppm x 0.167

Valor del última Standard 15 ppm x F (0.167) = 2.51 %

El valor del último Standard es el que se introduce en la computadora para leer directo en %

#### **Cobalto**

% Co = mg/L x 0,05

mg/L = Lectura del instrumento

0,05 = Factor de cálculo

## Níquel

$$\% \text{ Ni} = \text{mg/L} \times 0,167$$

mg/L = Lectura del instrumento

0,167 = Factor de dilución

$$\% = \frac{\text{ppm} * 250\text{ml} * 50\text{ml}}{0,5\text{g} * 15\text{ml} * 10^4}$$

$$F = 0.167$$

$$\% = \text{ppm} \times 0.167$$

Valor del última Standard 15 ppm x F (0.167) = 2.51 %

El valor del último Standard es el que se introduce en la computadora para leer directo en %

## Cobalto

$$\% \text{ Co} = \text{mg/L} \times 0,05$$

mg/L = Lectura del instrumento

0,05 = Factor de cálculo

$$\underline{0,5} = \frac{250}{0,5 \times 10^4} = \underline{25} = 0,05 \text{ -----} \rightarrow \text{Factor de dilución}$$

$$250 \quad 0,5 \times 10^4 \quad 500$$

Factor de cálculo x p.p.m de la ultima Standard

$$0,05 \times 15,00 = 0,750 \text{ -----} \rightarrow \text{factor para el equipo en \%}$$

## Conclusiones Parciales:

1. Mediante el gráfico de causas- efecto de Ishikawa se identifican las causas generales fundamentales y las secundarias que originan el problema principal, extracción de níquel en primera etapa..

2. Se utiliza la técnica gráfica para definir y encontrar las causas que provocan un problema, en este caso se refiere extracción de níquel en primera etapa..a la carga de carbonato de níquel alimentada al calcinador.
3. El Sistema de Gestión de la Calidad del laboratorio analítico permite que las determinaciones analíticas sean repetibles y reproducibles, elevando la confiabilidad de los resultados.

## CAPÍTULO 3 DISCUSIÓN Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

En este capítulo se muestran los principales resultados de la investigación, así como el análisis realizado a cada una de las variables de estudio.

### 3.1 Análisis del níquel que llega al sistema de lixiviación

El comportamiento del níquel que llega al sistema de lixiviación se muestra la figura 3.1.

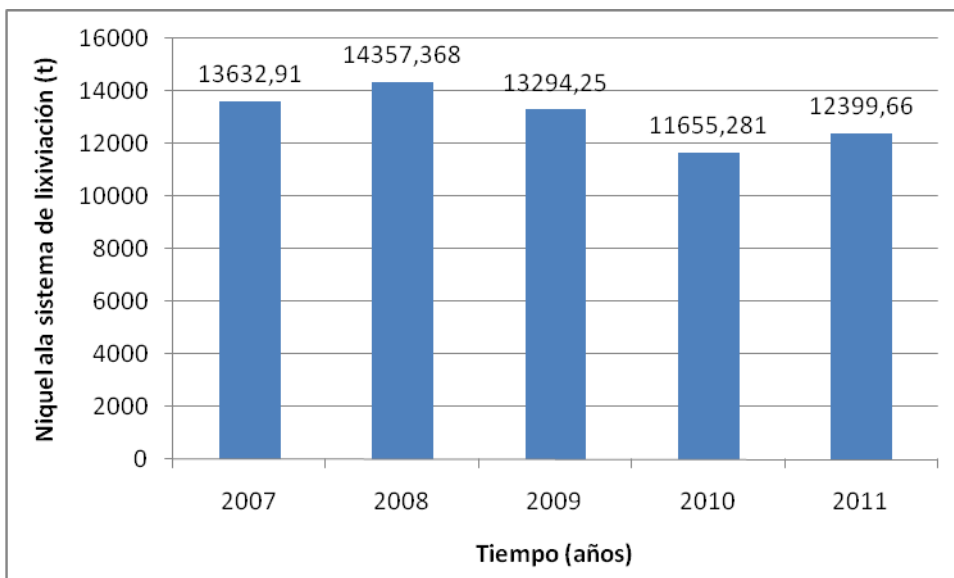


Figura 3.1 Níquel al sistema de lixiviación

El contenido de níquel que llega al proceso de lixiviación debe ser como promedio de 14500,00 toneladas, como se observa en la figura 3.1, en todos los años de estudio el valor se encuentra por debajo a este, lo que fue provocado en el 2007 por bajos inventarios en silos, debido a problemas en el suministro de mineral de los silos a las tolvas de alimentación de los hornos (compresores en mal estado) pero se nota que en el año 2008 hay un ligero incremento del níquel que llega al sistema motivado por la sustitución de los compresores en el área de los silos mejorando el bombeo de mineral y

a las reparaciones capitales que se realizaron en el propio año a 4 hornos, que aumentó la productividad. En el resto de los años se observa una disminución significativa de este parámetro, motivado por bajo promedio de cámara efectiva en a zona de reducción por falta de materiales refractarios, inestabilidad operativa por bajos inventarios de mineral en silos, por problemas en la planta de secaderos en las unidades de molienda y tupiciones en las canales de lixiviación en El bajo contenido de níquel al sistema provoca un uso irracional del mismo y a la vez un sobre consumo de reactivo y energía.

### **3.2 Análisis del extractable de Níquel**

La necesidad de controlar el porcentaje de reducción del mineral al proceso de lixiviación, para el pronóstico de la determinación de las extracciones de níquel en las diferentes etapas de lixiviación y lavado se muestra en la figura 3.2, Como se observa la variación del extractable en el tiempo estudiado, no es significativa, pero se encuentra por debajo de lo planificado (78,0%) esto se debe a:

En el año 2007: Fallos de mineral al proceso por bajos inventarios en las tolvas por problemas en los equipos para el transporte del mineral al proceso de reducción.

En el 2008 se observa el mejor resultado durante el periodo estudiado debido, a mejoras en la calidad del mineral alimentado y en la estabilidad operativa de los hornos.

Desde el año 2009 hasta el 2011 no se reportan mejoras en el extractable, ya que se opera con incumplimiento en los perfiles térmicos por hornos, debido a operarse parte de los hornos, con un número bajo de cámaras efectiva, por falta de materiales refractarios. Afectaciones en el bombeo de mineral de los silos a las tolvas de alimentación de los hornos por bajos inventario y problemas de bombeo. Así como variaciones en la calidad del mineral e Incumplimiento en la granulometría por problemas en las unidades de molienda en la planta de preparación de mineral.

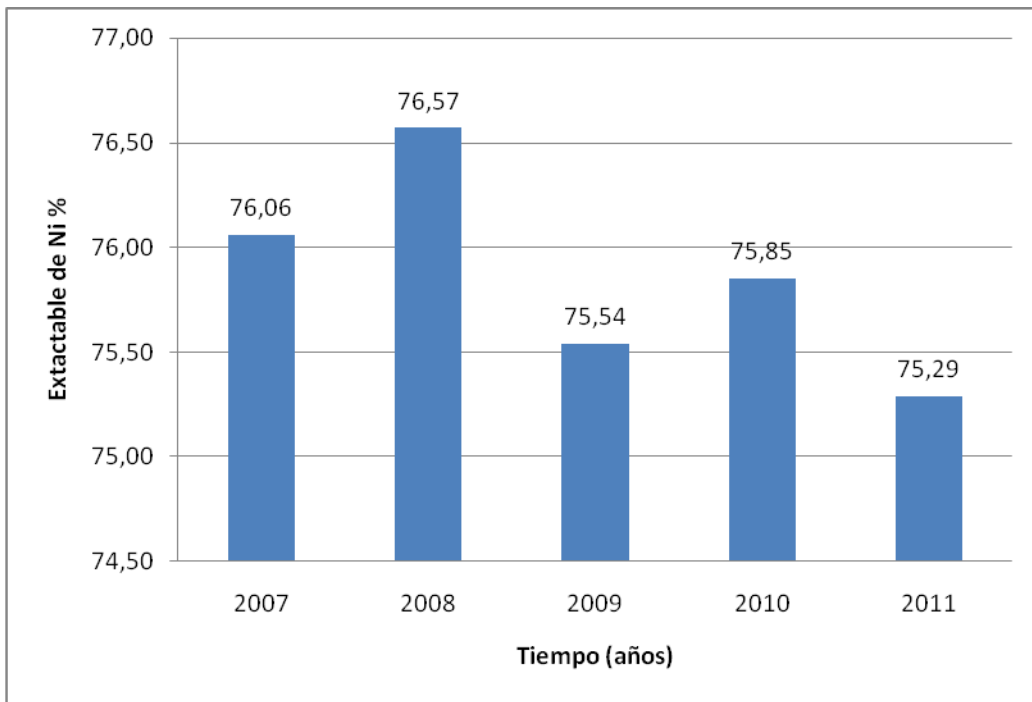


Figura 3.2 Comportamiento del extractable de Níquel

### 3.3 Análisis de la densidad de la pulpa

El comportamiento de la densidad de la pulpa de los tanques de contacto en la primera etapa de lixiviación se muestra en la figura 3.3, este parámetro es muy importante para la lixiviación, se nota que aunque varió, se mantiene dentro de la norma, menor de 1140 g/L.



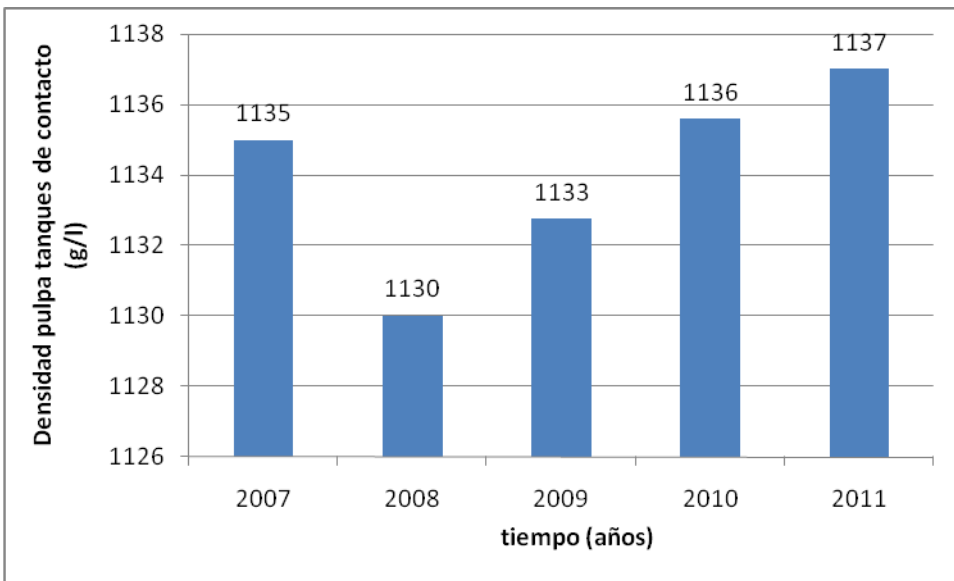


Figura 3.3 Densidad de la pulpa de tanque de contacto

### 3.4 Análisis de la temperatura de la pulpa

La temperatura es de la pulpa de los tanques de contacto a la primera etapa de lixiviación se muestra en la figura 3.4, como se observa se mantiene en norma, excepto el año 2008 que se tiene una pequeña desviación, sobrepasando la norma (cuarenta grados) en el 2011 se observa una mejora significativa ya que se consolida la puesta en operación de los enfriadores de placa, coincidiendo con el máximo de níquel extraído en la primera etapa.

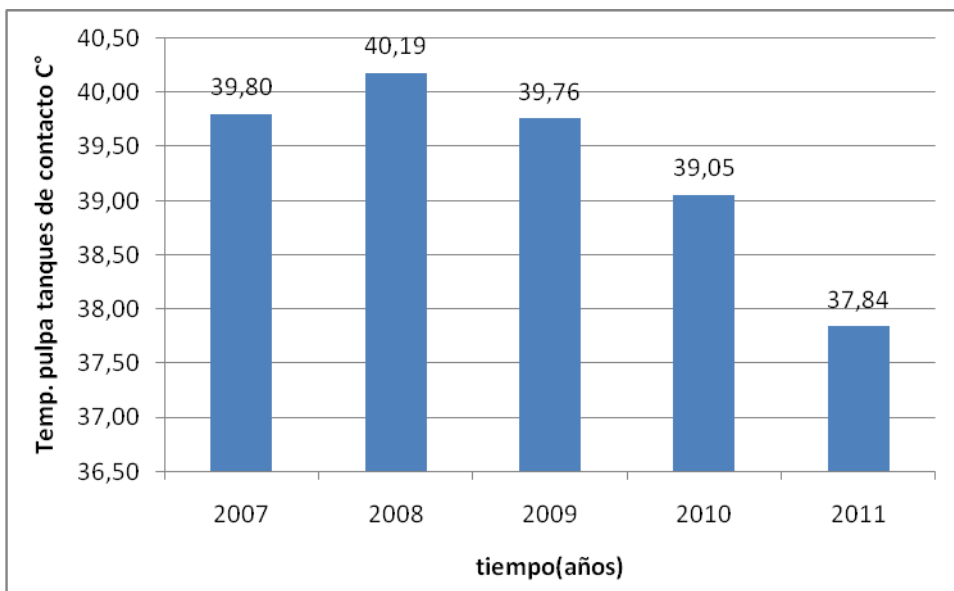


Figura 3.4 Temperatura de la pulpa de tanque de contacto

### 3.5 Análisis del consumo de aire en la primera etapa

El consumo de aire necesario para la lixiviación en la primera etapa, se muestra en la figura 3.5, como se observa en el año 2008, es de mayor consumo y está relacionado con, el valor máximo de níquel extractable y cantidad de níquel a los tanques de contacto, en todos los años se opero con un flujo por encima de la norma ( $0.120 \text{ m}^3/\text{kg}$ ) excepto en el 2011, que esta por debajo.

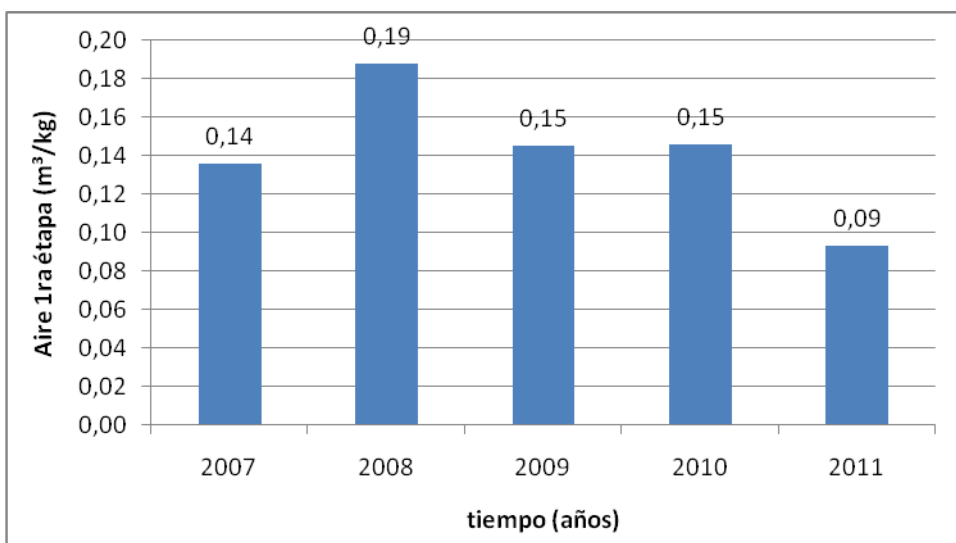


Figura 3.5 Flujo de aire a la primera etapa

### 3.6 Análisis del contenido de amoníaco y dióxido de carbono en el licor producto

El comportamiento del amoníaco y dióxido de carbono en la primera etapa de lixiviación se muestra en las figuras 3.6 y 3.7, este licor carbonato amoniacal es utilizado para la lixiviación del níquel y cobalto en el proceso carbonato amoniacal, en el año 2007 se logra operar con más de 60 g/L, favorecido por el mayor inventario de este reactivo en el proceso. Como se observa la variación de la concentración de este parámetro está relacionada, con las variaciones del inventario de amoníaco y dióxido de carbono en el sistema, observándose en los años 2008 y 2009 como los de las concentraciones más bajas y una ligera mejora en los años 2010 y 2011 debido al aumento del amoníaco y el dióxido de carbono en el proceso.

Estas variaciones en la concentración del licor amoniacal inciden en las extracciones de la primera etapa.

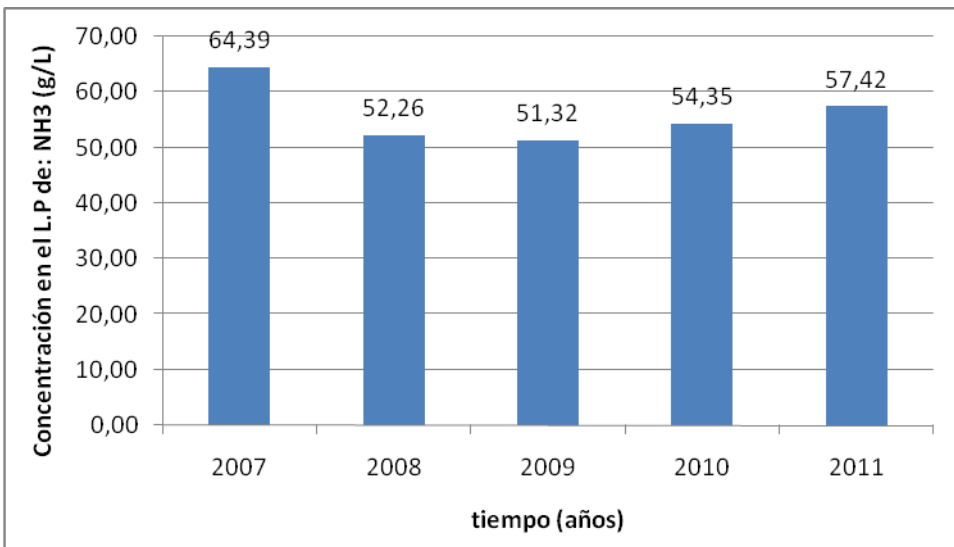


Figura 3.6 Concentración de amoniaco en el licor de primera etapa

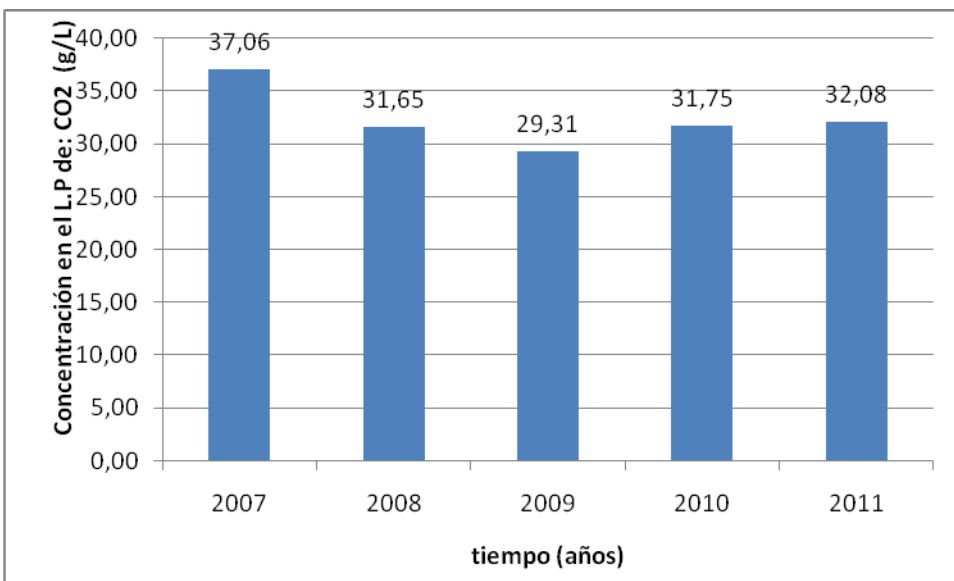


Figura 3.7 Inventario de dióxido de carbono en el licor producto

### 3.7 Análisis del inventario de amónico y dióxido de carbono en el sistema de lixiviación

El comportamiento de los inventarios de amoniaco y dióxido de carbono en el proceso se muestra en la figura 3.8 y 3.9, como se explica anteriormente en el año 2007 se logra el mayor inventario de amoniaco dióxido de carbono en el proceso, debido a la estabilidad

lograda en las plantas de lixiviación cobalto y recuperación de amoniaco. En los años 2008 y 2009 se obtuvieron los resultados más bajos, ya que se operaron con alta dilución los alambiques de licor y cola, así como inestabilidad en el suministro de dióxido de carbono al sistema de absorción por líneas en mal estado. En el año 2010 se observa una recuperación en los inventarios, estabilizándose estos valores en el 2011 debido a la estabilidad en el suministro de dióxido de carbono al sistema de absorción de la planta de recuperación de amoniaco, que permito mejorar su eficiencia.

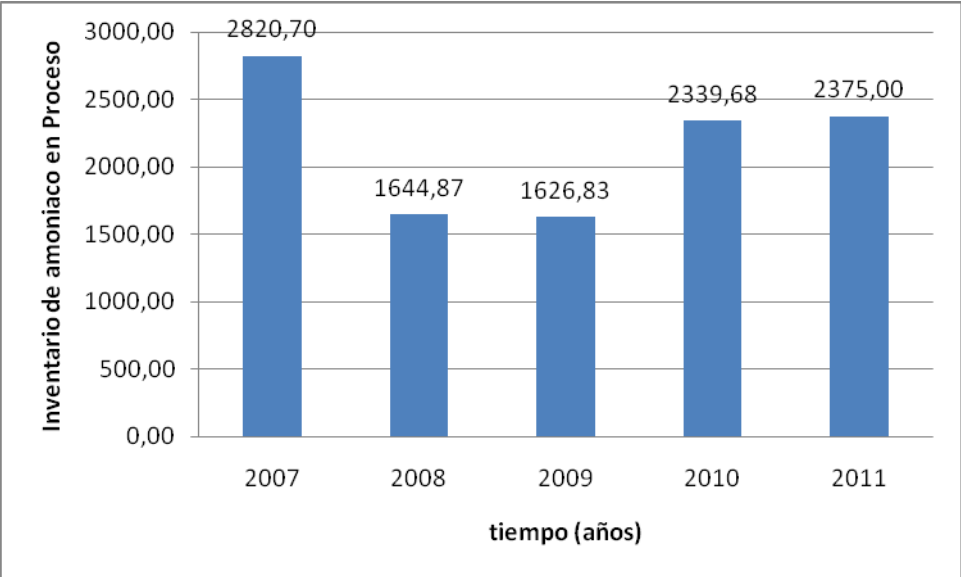


Figura 3.8 Inventario de amoniaco en proceso

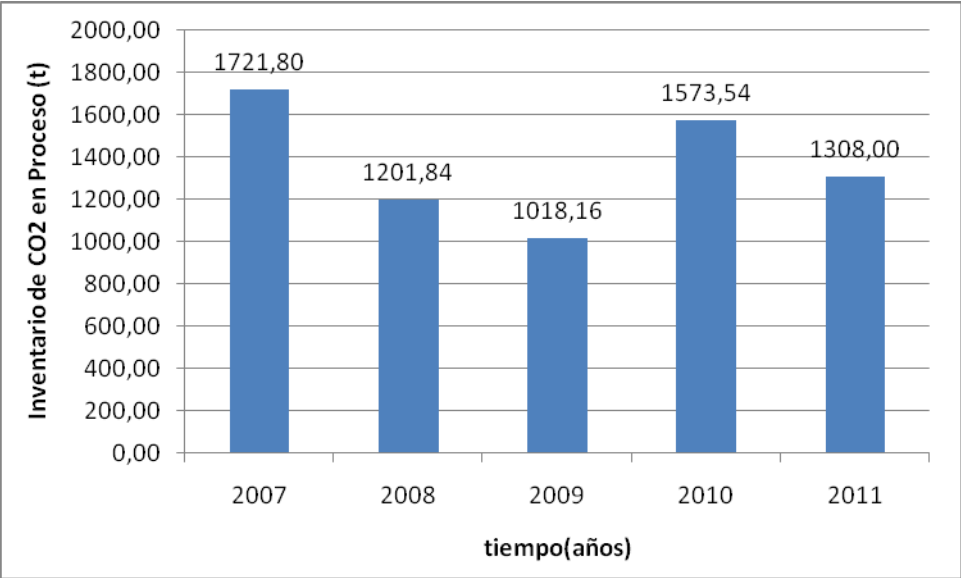


Figura 3.9 Inventario de dióxido de carbono en el sistema.

### 3.8 Análisis de las extracciones en el período

En el año 2007 de un plan de 64,65 % se obtiene 63,23 % con una diferencia de (-1,41), en las figuras se puede observar que es el año de mejores concentraciones de amoníaco y dióxido de carbono en el licor producto, un extractable mayor que en los tres últimos años sin embargo es el de peores resultados en los resultados de extracciones en primera etapa, la densidad y temperatura de la pulpa a la primera etapa de lixiviación el flujo de aire a los turbos se mantuvieron en norma, según los datos de los reportes de operación los resultados de las extracciones, incidiendo los problemas operativos presentados en los turboareadores por alto nivel de sólidos (Arenamiento) y las horas turbos pérdidas por tupiciones, tranques, mantenimiento y fallos energéticos. Cuando ocurren estas interrupciones disminuye el tiempo de residencia de la pulpa en el proceso de lixiviación, afecta además la estabilidad operativa del proceso y los resultados del lixiviado.

En el año 2008 de un plan de 65,07 % se obtiene 64,17 % con una diferencia de (-0,90) y en el 2009 de un plan de 64,20 % se obtiene 63,39 % con una diferencia de (-0,81). En estos años se obtienen extracciones bajas debido al deterioro del inventario de amoníaco y dióxido de carbono en el sistema, que trae aparejado las bajas concentraciones del reactivo en la primera etapa, a esto se une además los problemas operativos presentados en los turboareadores aún no resueltos por alto nivel de sólidos (Arenamiento) y las horas turbos pérdidas por tupiciones, tranques, mantenimiento y fallos energéticos.

En el año 2010 de un plan de 63,99 % se obtiene 63,95 % con una diferencia de (-0,04) con relación al plan disminuye la diferencia en la extracción, esto es dado por mejora en el inventario de amoníaco en el sistema, que favorece la concentración del reactivo en la primera etapa, además podemos señalar que en el tercer trimestre de este año se inicia la modificación de los turboareadores en la planta, con el propósito de evitar el Arenamiento de los mismos y lograr una operación estable, con menor gasto de mantenimiento y posiblemente mayor extracción de níquel, esto unido a que disminuyó el tonelaje a la planta por problemas en los procesos anteriores lo que aumentó el tiempo de residencia de la pulpa en el proceso de lixiviación favoreció las extracciones .

En el año 2011 de un plan de 64,00 % se obtiene 66,66 % con una diferencia de (+2,66), en esto incide la recuperación del inventario de amoníaco en el proceso y se logra aumentar las concentraciones en primera etapa de lixiviación a la estabilidad operativa lograda, producto de las modificaciones realizadas en los turboareadores, Se opera además con la menor temperatura en la pulpa debido a la consolidación del enfriamiento del licor en los enfriadores de placa.

### **Conclusiones parciales**

1. En el período analizado se observa que de los factores que más inciden en los resultados de las extracciones de la primera etapa son concentración de amoníaco y dióxido de carbono en el licor producto, estabilidad operativa en los turboareadores que disminuye el tiempo de residencia de la pulpa en el proceso de lixiviación. .
2. En el año 2007 aunque estuvo favorecido por una mejor concentración de amoníaco y dióxido de carbono, se obtienen los peores resultados de extracciones, dado por la inestabilidad operativa presentada (alto nivel de sólidos (Arenamiento) horas turbos pérdidas por tupiciones, tranques, mantenimiento y fallos energéticos).
3. La mayor extracción se logro en año 2011, operándose con la mayor estabilidad operativa.

## **CONCLUSIONES**

1. En el período analizado se observa que de los factores que más inciden en los resultados de las extracciones de la primera etapa son concentración de amoníaco y dióxido de carbono en el licor producto, estabilidad operativa en los turboareadores que disminuye el tiempo de residencia de la pulpa en el proceso de lixiviación, ya que el resto de los parámetros analizados se mantienen en norma o con poca variación.
2. La mayor extracción se logro en año 2011, operándose con la mayor estabilidad operativa, no interrupciones por alto nivel de sólidos (Arenamiento) disminuyen las horas turbos pérdidas por tupiciones y tranques, se minimizan los fallos energéticos.



## **RECOMENDACIONES**

1. Continuar el estudio acerca del tema durante el periodo que la instalación se mantenga en operación, para propiciar un análisis más certero de lo que ocurre en el proceso.

## **BIBLIOGRAFÍA**

1. Almaguer A., (1993). Estudio de la distribución de hierro, níquel y cobalto en los tamaños de los granos que componen el perfil de la corteza de interperismo de las rocas ultramáficas hasta su desarrollo laterítico y su relación con la mineralogía. Revista Minería y GEOLOGÍA. Volumen 2.
2. Brugueras, N.(2005). Evaluación del proceso de recuperación de cobalto mediante la lixiviación con ácidos orgánicos de las menas lateríticas fuera de balance. Moa, ISMM.
3. Amancia G. 2010. expone las modificaciones propuestas en los turbos de primera etapa.
4. Amancia G1997. Departamento Investigaciones y Desarrollo. Empresa “René Ramos Latour”.
5. E.W Olsen. et.al(1943 -1947) Análisis y propuestas de la primera etapa de producción, primeras modificaciones tecnológicas aplicadas en este circuito de la Planta Metalúrgica del proceso de lixiviación en la tecnología carbonato amoniacal Nicaro.
6. M. Carón 1952 Solicitó pruebas con cuatro turbos en paralelo y aumento de la aereación en lixiviación, reproducimos un párrafo de su trabajo:
7. Manual de procedimiento del laboratorio de la empresa René Ramos Latour 2011.
8. Manual de operación de la planta lixiviación y lavado empresa René Ramos Latour 2011.
9. Tablas estadística de la empresa René Ramos Latour 2011.
10. Cairns, D. (1998). Bulong Nickel laterite project. Cobalt Development Paper.

11. Zelikman A “et al”. 1975. Teoría de los Procesos Hidrometalúrgicos. Editorial Metalurgia, Moscú.
12. [wikipedia.org/wiki/Lixiviación](https://wikipedia.org/wiki/Lixiviación)