

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIA QUÍMICA Y TEXTIL



**“OPTIMIZACIÓN Y MEJORA DE LAS
OPERACIONES EN EL PROCESO DE OBTENCIÓN
DE ORO Y PLATA EN LA MINA ANTAPITE DE
INVERSIONES MINERAS DEL SUR S.A.”**

INFORME DE INGENIERIA

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO QUIMICO

POR LA MODALIDAD DE EXPERIENCIA PROFESIONAL

PRESENTADO POR:

JOSE LUIS DE LA CRUZ GARCIA

LIMA – PERU

2 006

DEDICATORIA

Dedico este Informe a mi Esposa, por el apoyo brindado en los momentos que más lo necesitaba; a mis Padres, por el esfuerzo en haberme dado educación.

AGRADECIMIENTO

Mi agradecimiento muy especial al Ingeniero Francois Muths Cárdenas, Gerente General de Inversiones Mineras del Sur S.A. y Gerente de Operaciones de Compañía de Minas Buenaventura S.A.A. , por haberme permitido laborar en la Unidad Minera de su Gestión y autorizado la realización del presente Informe Técnico.

RESUMEN

La Mina Antapite de Inversiones Mineras del Sur S.A., subsidiaria de Compañía de Minas Buenaventura S.A.A.; explota, extrae y procesa los minerales con contenido metálico de oro y plata, obteniendo como producto final la barra Dore de oro y plata.

El proceso empleado para la extracción de los metales preciosos es Concentración Gravimétrica y Cianuración del oro y la plata con cianuro de sodio y Adsorción del oro con Carbón Activado.

Se estuvo presente desde el inicio de las operaciones de la Planta, pruebas de funcionamiento de equipos, prueba hidráulica de tanques para pulpa, reactivos, soluciones, etc., arranque de la Planta, obtención de las recuperaciones iniciales, optimización de parámetros en cada área, incremento de la recuperación final y optimización de los materiales empleados como reactivos químicos, bolas de acero, repuestos de equipos, etc.

En el año 2 001, la recuperación promedio de oro fue de 91,40 %, después de la adquisición de nuevos equipos de última generación, optimización de los mismos, al 30 de abril del año 2 006, la recuperación final promedio de oro es 95,20 %.

Actualmente la Mina Antapite tiene la Planta de procesamiento de menas auríferas con carbón activado más moderna del País.

INDICE

	pg	
I	INTRODUCCION	11
II	ORGANO EMPRESARIAL	12
	2.1 Datos Principales	12
	2.2 Estructura Orgánica	12
	2.3 Organigrama de la Empresa	13
	2.4 Diagrama de Flujos	14
III	RELACION PROFESIONAL Y EMPLEADOR	14
	3.1 Condiciones de Trabajo	14
	3.2 Actualidad	14
IV	TRABAJO PROFESIONAL DESARROLLADO	15
	4.1 Funciones y Actividades de la Jefatura de Guardia de la Planta	15
	4.2 Principales Actividades Profesionales realizadas	15
V	DESARROLLO DE LAS ACTIVIDADES PROFESIONALES	16
1	INTRODUCCIÓN	17
	1.1 Antecedentes	17
	1.2 Ubicación y Acceso	17
	Figura N° 1: Ubicación de la Mina	17
	1.3 Geología Regional y Mineralización	18
2	PROCESO METALÚRGICO	18
	2.1 Flow Shet de la Planta, figura N° 2	19
	2.2 Chancado	20
	Fotografía N° 1: Chancado	20
	2.3 Molienda y Clasificación	21
	Fotografía N° 2: Molienda	22
	Fotografía N° 3: Clasificación	22
	2.4 Concentración Gravimétrica	23

	Fotografía N° 4: Concentradores Falcon	23
2.5	Cianuración Intensivo de los Concentrados Gravimétricos	24
	Fotografía N° 5: Reactor de Cianuración Intensivo	24
2.6	Cianuración y Adsorción con Carbón Activado “CIP”	24
	Fotografía N° 6: Espesamiento y Cianuración en tanques	25
	Fotografía N° 7: Adsorción y bombas peristálticas	25
2.7	Desorción de carbón y fundición	26
	Fotografía N° 8: Horno de Fundición	26
	Fotografía N° 9: Colada	26
2.8	Destrucción del Cianuro de Sodio del Relave	26
2.9	Presa de Relaves	27
2.10	Relave de la Mina Antapite	27
	Cuadro N° 1: Propiedades Físicas del Relave	27
3	DESCRIPCION DE LOS TRABAJOS DE MEJORA DESARROLLADOS	28
3.1	Mejora de la Cinética de la Lixiviación del oro mediante el Uso de Oxígeno gaseoso al 92% en reemplazo de aire	28
3.1.1	Circuito inicial de Lixiviación del oro	28
3.1.2	Cinética de la Cinética del oro	29
3.1.2.1	Efecto del Oxígeno en la Lixiviación del oro	29
	Gráfico N°1: Efecto del oxígeno en la Cianuración del Oro	31
3.1.2.2	Minerales consumidores de O ₂ y Cianuro	31
	A. Inhibidores por Consumo de Oxígeno en la solución	31
	B. Inhibidores por consumo de Cianuro	32
	C. Pasivación superficial de la interfase de la Reacción	33
	D. Secuestro del Complejo químico Aurocianuro	33
3.1.2.3	Comportamiento del Cianuro en la Lixiviación del Oro	34

3.1.2.4	Consecuencias de la Dosificación de Aire por las Compresoras	34
3.1.3	Planta de Generación de Oxígeno Airsep 1000	35
	Figura N° 3: Planta de Producción de Oxígeno	36
3.1.4	Resultados de Operación de la Planta de Generación de Oxígeno	36
	Gráfico N° 2: Descenso de la ley de oro en el relave	37
	Gráfico N° 3: Descenso de la ley de oro en el relave por meses	37
	Gráfico N° 4: Recuperación del oro promedio mensuales	38
3.1.5	Conclusiones	38
3.2	Incremento de la Recuperación de oro por la Disminución de las pérdidas por Atrición de Carbón Activado, por el reemplazo de los Tanques Pachucas por Tanques con Agitación Mecánica y Separadores Kemix	39
3.2.1	Circuito Inicial de Adsorción en los Tanques Pachucas	39
	Cuadro N° 2: Pérdidas de carbón activado en los tanques pachucas en el año 2,003	40
3.2.2	Conceptos Importantes del Carbón Activado, Adsorción y Atrición del Carbón en la Planta de Procesos	41
3.2.2.1	Carbón Activado	41
	Gráfico N° 5: Índice de Adsorción del carbón	42
3.2.2.2	Elección del Carbón Activado para las Operaciones de la Planta	42
	A. Prueba de Adsorción de carbón activado a nivel laboratorio	42
	B. Prueba de Atrición de carbón activado a nivel Laboratorio	43
3.2.2.3	Puntos de pérdidas por Atrición de carbón activado en la Planta	44
	Figura N° 4: Diferentes pérdidas de carbón en la Planta	44
3.2.3	Tanques de Adsorción con Agitación Mecánica y Cedazos Autolimpiantes “Kemix”	45

3.2.4	Resultados de la Optimización del circuito de Adsorción	45
	Cuadro N° 3: Pérdidas de carbón desde el inicio de operaciones	45
	Figura N° 5: Flow Shet del Circuito de Adsorción Actual	46
	Gráfico N° 6: Estadística de las Pérdidas de Carbón	46
	Gráfico N° 7: Cuantificación de las Pérdidas de Carbón	47
	Gráfico N° 8: Costos de Operación en el “CIP”	47
	Cuadro N° 4: Comparación de Costos de Operación con otras Minas en el mundo	48
	Gráfico N° 9: Incremento de la Recuperación del oro	48
3.2.5	Conclusiones	48
3.3	Mejora de la Destrucción de Cianuro Total del Relave Final por el Reemplazo de los Reactivos H_2O_2 y Cu_2SO_4 en la Destrucción del Cianuro total del Relave por el Reactivo Ácido Caro (H_2SO_5)	49
3.3.1	Circuito Inicial de Destrucción de Cianuro Total del Relave	49
	Fotografía N° 10: Destrucción de Cianuro, inicialmente	50
	Fotografía N° 11: Destrucción con Cu_2SO_4 y H_2O_2	51
3.3.2	Conceptos Importantes de los Reactivos Químicos utilizados en la Destrucción del cianuro total por el Ácido Caro	51
	3.3.2.1 El Cianuro de Sodio ($NaCN$)	51
	3.3.2.2 Ácido Sulfúrico (H_2SO_4)	52
	3.3.2.3 Peróxido de Hidrogeno (H_2O_2)	53
	3.3.2.4 Ácido Caro (H_2SO_5)	53
3.3.3	Destrucción de Cianuro con Ácido Caro	53
	Fotografía N° 12: Tanque para Ácido Sulfúrico	54
	3.3.3.1 Pruebas Metalúrgicas a N. Laboratorio	55
	A. Resultados de Laboratorio de Lima de Destrucción de Cianuro con Ácido Caro	55
	B. Resultados de Laboratorio de la Destrucción de Cianuro con Ácido Caro en la Mina	56
3.3.4	Resultados a Nivel Industrial	57

	Fotografía N° 13: Destrucción del Cianuro Total del Relave con el Ácido Caro y disposición en la Presa de Relaves	58
	Cuadro N° 5: Resultados de Destrucción de Cianuro total	59
	3.3.5 Conclusiones del capítulo 3	59
VI	RECOMENDACIONES	61
VII	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	62
VIII	APENDICE	64
	“Técnicas de Destrucción de Cianuro por el Método del Ácido Caro”.	

GLOSARIO

CARBON IN LEACH: Proceso de Adsorción del oro y la plata en Tanques con agitación en el momento que se inicia la lixiviación con cianuro.

CARBON IN PULP: Proceso de Adsorción del oro y la plata después de haberse terminado la lixiviación con cianuro.

INLINE LEACH REACTOR: Es un Reactor de Cianuración en Línea, equipo que se emplea para lixiviar el mineral molido de alta concentraciones de oro y plata, generalmente provenientes de los Concentradores Centrífugos.

OVER FLOW: Flujo de pulpa que descarga por la parte superior del ciclón, se denomina flujo de pulpa de granulometría fina y de baja densidad.

PREG ROBBING: Cuando el mineral de menas auríferas contiene mineral carbonáceos (carbón de mineral), al ser molidos con agua y después de ser lixiviados con cianuro, el carbón de mineral adsorbe el oro de la solución rica. A este fenómeno se le denomina preg robbing.

PRESSURE SWING ADSORPTION: Este fenómeno ocurre en la Planta de generación de oxígeno. La Planta tiene dos torres de Adsorción de Nitrógeno A y B, cuando la torre A es saturada con el Nitrógeno, automáticamente cierra la válvula de ingreso de aire en esa torre y abre la válvula para ingreso de aire a la torre B. Lo que se denomina Adsorción alternada a presión.

SOLUTION BARREN: Es la solución con contenido de oro en niveles mínimos, proveniente de la descarga de las Celdas Electrolíticas. También se le denomina solución pobre.

SOLUTION PREGNANT: Es la solución con contenido de oro en niveles altos, proveniente de la descarga de la torre de Desorción del carbón y alimenta a las Celdas Electrolíticas. También se le denomina solución rica.

STRIPPER: Torre Hermética donde se genera la Desorción a Presión del carbón activado con contenido de oro y plata.

UNDER FLOW: Flujo de pulpa que descarga por la parte inferior del ciclón, se denomina flujo de pulpa de granulometría gruesa y de alta densidad.

I INTRODUCCION

El Perú es un país minero, en todo el Territorio Nacional existen minerales con contenidos de oro, plata, cobre, zinc, plomo, molibdeno, etc., desde el norte, donde se encuentra el proyecto de oro y cobre de Tambogrande y los Fosfatos de Bayovar, los dos proyectos en el departamento de Piura, minera Yanacocha en Cajamarca; en el sur, donde se encuentra la mina de cobre y molibdeno Southern Perú en el departamento de Moquegua; en el centro donde se encuentran las minas polimetálicas de Volcan, Glencore, Atacocha, Milpo, Panamerican Silver, etc., todos en el departamento de Cerro de Pasco y Antamina en Ancash. Tenemos proyectos avanzados de Gran Minería, proyecto de cobre Toromocho en Pasco, proyecto polimetálico La Granja en Cajamarca, proyecto de cobre Quellaveco en Moquegua, proyecto de cobre Las Bambas en Apurímac, proyecto de cobre de Marcona en Ica, proyecto de oro Aruntani en Puno, proyecto de cobre y oro de Cerro Corona en Cajamarca, etc.

Existen diferentes métodos de extracción del oro del mineral, esto depende de las propiedades físicas del mineral, si es porfido, sulfuro, cuarcita y cuarcita con arcilla, etc. Para los minerales de porfido, se emplea la Lixiviación en Pilas, como es el caso de Minera Yanacocha en Cajamarca, Lagunas Norte en Trujillo y Aruntani en Moquegua; para los minerales con sulfuro, se emplea la Flotación, Gravimetría y Cianuración en tanques, como es el caso de las Minas de Retamas, Horizonte y Poderosa en Trujillo; para los minerales con cuarcita y cuarcita con arcilla, se emplea Gravimetría y Cianuración en tanques con agitación, es el caso de Minera Ares, Orcopampa y Caraveli en Arequipa, Antapite en Huancavelica, etc.

La eficiente operación en la Plantas de procesamiento de minerales esta de la mano con los últimos avances tecnológicos en el control de los procesos. El egresado de Ingeniería Química debe tener conocimiento teórico de la tecnología actual para llevarlos a la práctica y no tener tropiezos en el momento de aplicarlos.

II ORGANISMO EMPRESARIAL

2.1 Datos Principales:

COMPAÑÍA: INVERSIONES MINERAS DEL SUR S.A.
DIRECCION: MANUEL VILDOSO 953, URBANIZACION SANTA CATALINA, LA VICTORIA, LIMA 13
TELEFONOS: 4729105, 4728396

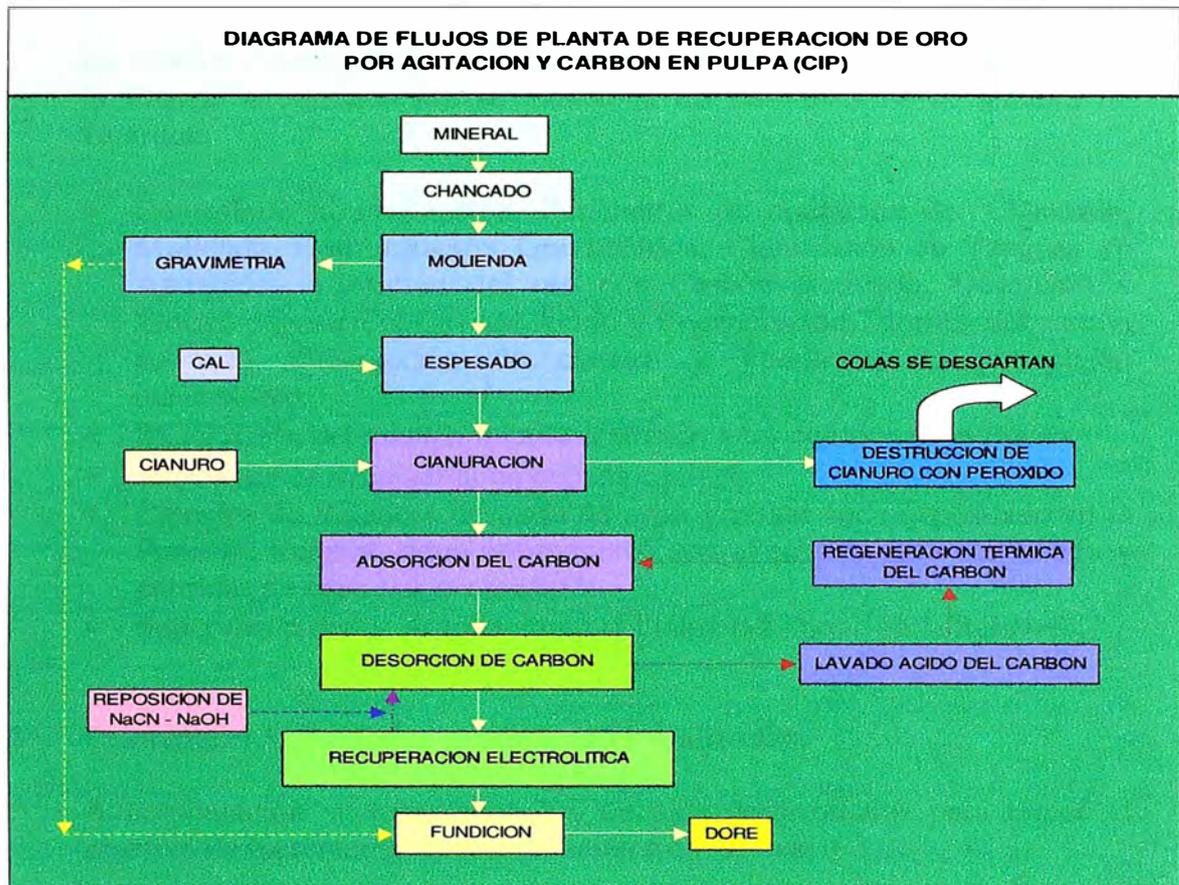
2.2 Estructura Orgánica:

PRESIDENTE DEL DIRECTORIO, INGENIERO ROQUE BENAVIDES
GERENTE GENERAL, INGENIERO FRANCOIS MUTHS CARDENAS
SUPERINTENDENTE GENERAL, INGENIERO LUIS VELASCO
JEFE DE MINA, INGENIERO JAMES LEON
JEFE DE GEOLOGIA, INGENIERO JUAN TEJADA
JEFE DE PLANTA, INGENIERO JORGE OLIVERA
JEFE DE SEGURIDAD, INGENIERO JUAN JARA
JEFE DE MANTENIMIENTO MECANICO, INGENIERO ARTURO ANCCASI
JEFE DE MANTENIMIENTO ELECTRICO, INGENIERO G. VALDIVIESO
JEFE DE COMUNIDADES, SR. GREGORIO VELARDE.
JEFE DE MEDIOAMBIENTE, ING. LUIS ZEGARRA
JEFE DE RELACIONES INDUSTRIALES, LICENCIADO JULIO LLORENTE
JEFE DE POSTA MÉDICA, DR. JAVIER MIRANDA
JEFE DE ALMACEN, INGENIERO JORGE PALACIOS
JEFE DE PLANEAMIENTO Y SISTEMAS, INGENIERO LUIS LLONTOP
JEFE DE INGENIERIA, INGENIERO HUGO HERNANDEZ
JEFE DE LABORATORIO QUIMICO, INGENIERO DANIEL ACEVEDO

2.3 Organigrama de la Empresa:



2.4 Diagrama de Flujos:



III RELACION PROFESIONAL Y EMPLEADOR

Profesional que inicia su Labor el 14 de Mayo del año 2 001, el puesto es de Jefe de Guardia de la Planta de Procesos.

3.1 Condiciones de Trabajo

Desde el inicio de la Labor ingrese a la Planilla de profesional Ejecutivo de confianza de la Compañía Minera.

3.2 Actualidad

El 30 de Abril del año 2 006, presento mi carta de renuncia a la Compañía. A partir del 19 de junio del año 2 006, empiezo a Laborar en la Planta Concentradora de Sulfuros Primarios de la Mina Cerro Verde de la Transnacional Phelps Dodge.

IV TRABAJO PROFESIONAL DESARROLLADO

4.1 Funciones y Actividades de la Jefatura de Guardia de la Planta

La función desempeñada en la Planta es la de Jefatura de Guardia de toda la Planta. A continuación se menciona las funciones de la Jefatura de Guardia:

- Control de la Producción, Parámetros de operación de: Chancado, Molienda, Concentración Gravimétrica, Cianuración en Tanques de Agitación, Adsorción del oro con Carbón Activado, Desorción y Electro deposición, Lavado Ácido y Regeneración Térmica del carbón activado, Destrucción de cianuro y Fundición de precipitado electrolítico.
- Supervisión del mantenimiento realizado a los equipos de la Planta.
- Supervisar la Instalación de nuevos equipos.
- Cálculos de Balances de masa de agua y relave seco depositado en la Presa de Relaves, agua sedimentado con el relave, agua clarificada y pérdidas de agua por evaporación.
- Supervisión de las Ampliaciones del talud del Dique de la Relavera.

4.2 Principales Actividades profesionales realizadas

A continuación se mencionan los trabajos desarrollados para lograr el objetivo de incrementar la recuperación final de oro:

1. Incremento de la Recuperación del oro por la Mejora de la Cinética de Lixiviación del oro, por el reemplazo de la dosificación de oxígeno de la Compresora de aire por la Planta de Generación de Oxígeno Gaseoso al 92%.
2. Incremento de la Recuperación de oro por la Disminución de la pérdidas por Atrición de Carbón Activado, por el reemplazo de los Tanques Pachucas por Tanques con Agitación Mecánica y Separadores Kemix
3. Mejora de la Destrucción de Cianuro Total del Relave Final por el Reemplazo de los Reactivos H_2O_2 y Cu_2SO_4 en la Destrucción del cianuro total del Relave por el Reactivo Ácido Caro (H_2SO_5).

V

**DESARROLLO DE LAS ACTIVIDADES
PROFESIONALES**

1. INTRODUCCIÓN

1.1 Antecedentes

La Unidad de Producción de Antapite es una Empresa Minera que pertenece a Inversiones Mineras del Sur S.A., subsidiaria de CIA de Minas Buenaventura S.A.A, cuya actividad minera es la extracción y el procesamiento de minerales de oro y plata. El inicio de las Exploraciones fue en el año 1,995, después de los estudios de pre factibilidad y factibilidad, las operaciones comienzan el 28 de Mayo del 2,001, convirtiéndose en la actualidad en una de las más importantes minas subterráneas de producción de oro del Perú.

1.2 Ubicación y Acceso

El distrito minero de Antapite se ubica en la parte Meridional de la provincia de Huaytará, departamento de Huancavelica, en las cabeceras de los ríos Ica y Grande, a una altitud de 3,350 msnm.

Antapite es accesible desde el poblado de Aquije departamento de Ica (*kilómetro 307 de la Panamericana Sur*), se ingresa por la vía afirmada hacia Tingue - Córdova – Antapite, haciendo un recorrido de 130 kilómetros.

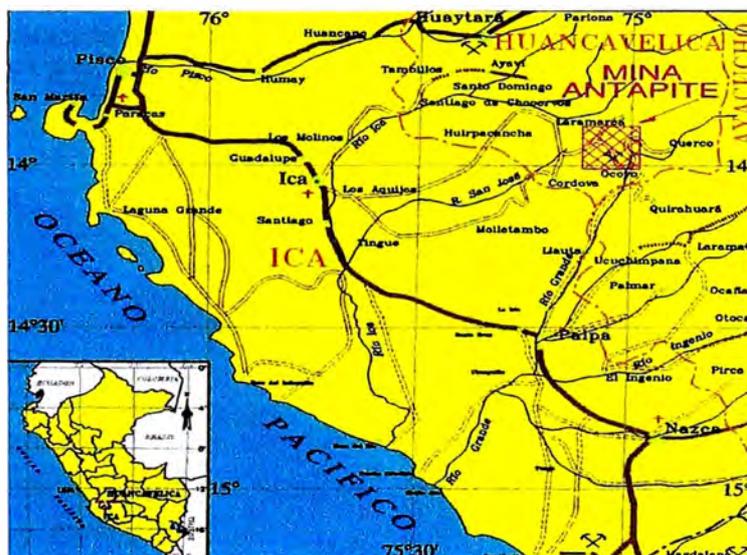


Figura N° 1: Ubicación de la Mina Antapite en el Departamento de Huancavelica

1.3 Geología Regional y Mineralización

La mineralización filoneana del distrito de Antapite, se encuentra hospedada en rocas volcánicas y volcanosedimentarias, de probable edad Eocena a Miocena inferior. Estas reposan discordantemente sobre un basamento compuesto de sedimentos Mesozoicos correlacionables con las unidades del Grupo Yura, las mismas que están intruidas por el Batolito de la Costa.

La vetas son del tipo Relleno de fracturas, su origen es hidrotermal de baja sulfuración de cuarzo, adularia, sericita y pirita. La mineralización es aurífera con plata subordinada, el oro se encuentra en estado nativo o como Electrum. La mineralización aurífera económica ocurre en Paragénesis tardías de cuarzo gris, calcedónico, blanco y cuarzo hialino, con un cociente de relación oro / plata de 1/1 a 1/3.

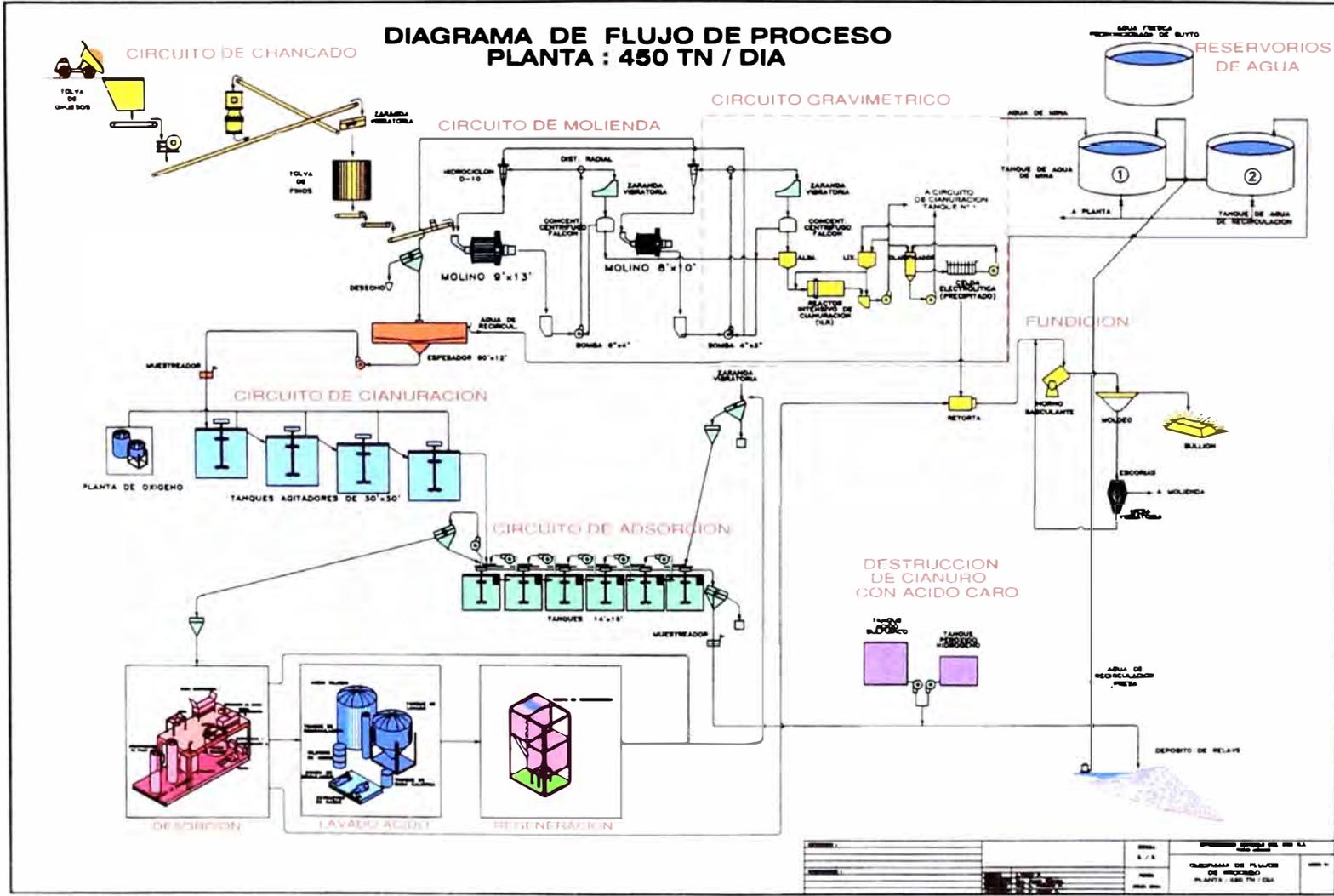
2. PROCESO METALÚRGICO

El Proceso Metalúrgico es de Concentración Gravimétrica y Cianuración Convencional con circuito de Adsorción con Carbón Activado (CIP).

2.1 Flow Shet de la Planta

A continuación se observa el Flow shet de la Planta de Procesos en la Figura N° 2

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO PLANTA : 450 TN / DIA



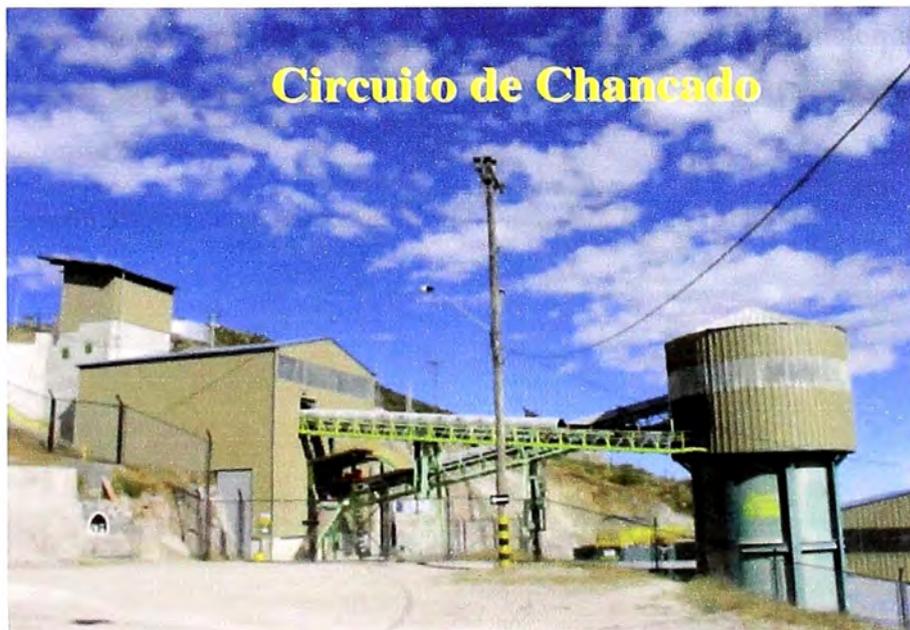
PROYECTO:	FECHA:	ESCALA:	OPERAÇÃO: 01/01/82
PROYECTO:	FECHA:	ESCALA:	OPERAÇÃO: 01/01/82
PROYECTO:	FECHA:	ESCALA:	OPERAÇÃO: 01/01/82
PROYECTO:	FECHA:	ESCALA:	OPERAÇÃO: 01/01/82

2.2 Área de Chancado

El área de Mina alimenta el mineral a la Planta mediante Volquetes de 25 tmh de capacidad; el tamaño máximo de mineral alimentado es de 8", este mineral se deposita en la Tolva de Gruesos de Capacidad de 300 tmh.

El circuito consta de una etapa de Chancado Primario, etapa de Chancado Secundario y Zaranda de Clasificación.

El Chancado primario esta formado por una Chancadora de Quijadas 15' x 30', marca TRAYLOR, que recibe el mineral de 8" para triturarlo hasta 3.5" de tamaño máximo. Este mineral triturado descarga en la faja transportadora N° 1 para transportar el mineral hasta la Zaranda de Clasificación 14' x 16' marca SIMPLICITY, que tiene 4 panales de mallas de abertura $\frac{3}{4}$ ", el mineral que pasa las mallas se deposita en la Tolva de Almacenamiento de finos. El mineral que no pasa la malla se descarga en la faja transportadora N° 2, para ser transportado hasta la Chancadora Secundaria 4' x 4', marca SYMONS, que tritura el mineral hasta $\frac{3}{4}$ " que descarga en la faja transportadora N° 1, formando un circuito cerrado de chancado.



Fotografía N° 1: Se observa la parte externa del circuito de chancado.

2.3 Área de Molienda y Clasificación

El mineral almacenado en la Tolva de finos es de 100% menos malla $\frac{3}{4}$ ", descarga en las fajas transportadoras en serie: N° 3, N° 4 y N° 5, para luego alimentar al área de Molienda.

El mineral es alimentado al Molino Primario 9' x 13', marca Allis Chalmers, la descarga del molino alimenta al nido de ciclones primario marca ICBA D10B mediante la bomba 6" x 4", marca WARMAN; el under flow de los ciclones retorna al alimento del molino y el over flow alimenta al cajón de bombas de la descarga del molino secundario. El Molino Secundario 8' x 10', marca MAGENSA, es alimentado por el under flow del nido de ciclones secundario marca ICBA D10B; la pulpa que descarga del molino se mezcla con la pulpa de la molienda primaria para alimentar al nido de ciclones secundario mediante la bomba Warman 6" x 4". El over flow de los ciclones tiene una malla de 95% menos 74 micrones que se alimenta al circuito de Espesamiento. Una parte de la pulpa que alimenta al nido de ciclones, alimenta a un Cedazo Vibratorio 5' x 9', el under flow del cedazo alimenta a los 2 Concentradores Centrífugos marca FALCON SB 750 para concentrar el oro libre mediante fuerzas centrifugas; el Concentrado Gravimétrico se almacena en una tolva cónica y el relave de los Concentradores retorna al cajón de bombas de la molienda secundaria.

A continuación se observa las Fotografías N° 2 y N° 3:



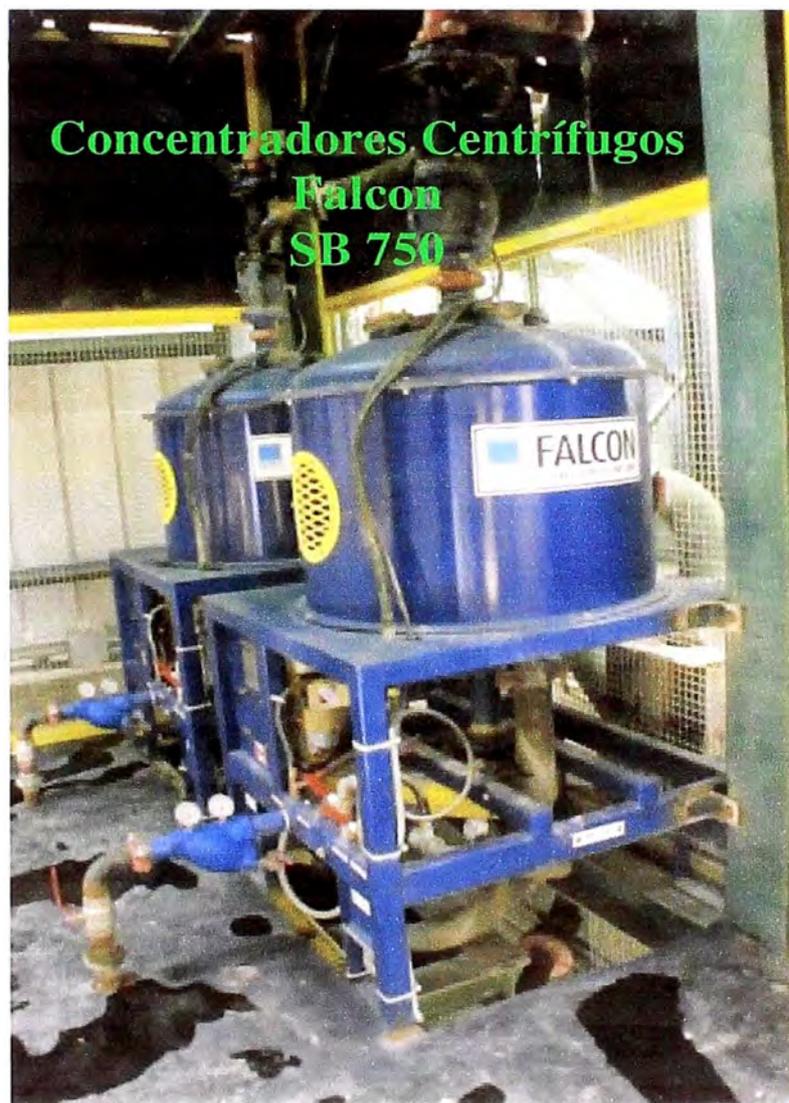
Fotografía N° 2: Se observa el circuito de Molienda



Fotografía N° 3: Se observa la Clasificación y alimento a los Concentradores (derecha)

2.4 Concentración Gravimétrica

Son Equipos que concentran el oro libre del mineral después de haberse realizado la Molienda; utilizan la Fuerza Centrífuga para la concentración. En la Planta se tiene 2 Concentradores Centrífugos marca FALCON, modelo SB 750, el mineral ingresa a cada concentrador con una ley en el mineral de 15 a 17 gr. Au / tms de mineral. La Concentración se encuentran de 450 a 600 gr. Au / tms de mineral ó un ratio de concentración de 30 a 35 veces. Se observa la Fotografía N° 4:



Fotografía N° 4: Se observa los dos Concentradores Centrífugos

2.5 Cianuración Intensivo de los Concentrados Gravimétricos

El Concentrado Gravimétrico de los Concentradores Falcon, son bombeados al Reactor: InLine Leach Reactor “ILR”; el principio del reactor es lixiviar el concentrado a una alta concentración de cianuro, sobre el 2.5%; la recuperación del oro al término del Batch es 99.6% con un tiempo de 12 hr. de operación. El oro de la solución pregnant (rica en oro), se recupera en la Celda Electrolítica, obteniéndose el precipitado electrolítico, la solución Barren de la Celda se recircula para el siguiente Batch. El precipitado es llevado al horno de Retorta de Mercurio para posterior fundición. A continuación se observa la Fotografía N° 5:



Fotografía N° 5: Se observa el InLine Leach Reactor

2.6 Área de Cianuración en tanques y Adsorción con Carbón Activado

La descarga del Espesador de densidad de pulpa 1330 gr. / cm³ y pH de 10.4, es bombeado al primer tanque de cianuración (4 tanques en serie); en esta etapa se lixivia el oro y la plata con dosificación de solución de cianuro de sodio y oxígeno gaseoso; la pulpa lixiviada pasa al área de Adsorción, que tiene 6 tanques en serie con agitación mecánica y canastillas autolimpiantes para evitar el trasvase de carbón al siguiente

tanque (*circuito en contracorriente*); en esta etapa el carbón activado que se encuentra en cada tanque adsorbe el oro y la plata de la pulpa, la mayor adsorción de oro y plata se realiza en el 1er. tanque, es lo que finalmente se cosecha para la siguiente etapa. Fotografías N° 6 y N° 7:



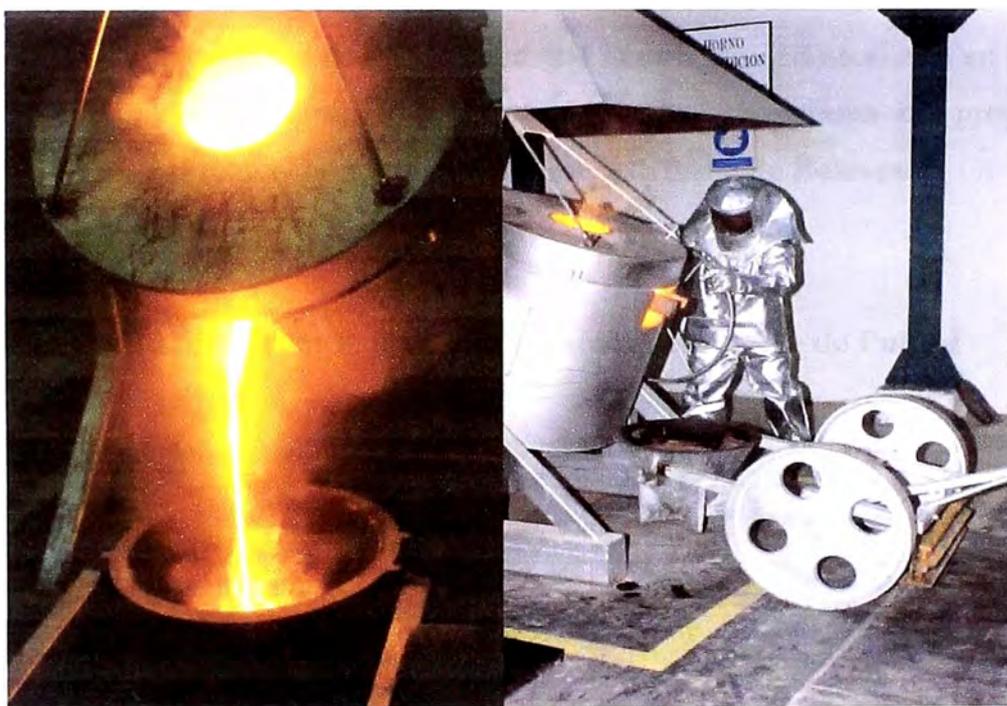
Fotografía N° 6: Se observa el Espesamiento y Cianuración de la Pulpa



Fotografía N° 7: Se observa las Bombas Peristálticas del área de Adsorción

2.7 Área de Desorción de carbón y Fundición

El carbón cosechado, del primer tanque de adsorción, es bombeado al Stripper (*torre para desorción*), la ley promedio del carbón cosechado es de 200.0 Oz–Au / tm. de carbón. La solución rica en oro y plata de la desorción, se recircula en circuito cerrado con 4 celdas electrolíticas para la obtención del precipitado electrolítico de oro y plata; este precipitado se seca en el Horno de Retorta para mercurio y después de fundirlo se obtiene la barra doré de Au – Ag. A continuación se observa las siguientes fotografías N° 8 y N° 9:



Fotografías N° 8 y N° 9: Se observa el Horno de Fundición y la Colada

2.8 Destrucción del Cianuro de Sodio del Relave

El Relave proveniente del sexto tanques Kemix de Adsorción se ataca con reactivos químicos: Ácido Sulfúrico y Peroxido de Hidrógeno (Ácido Caro). El Ácido Caro reacciona con el Cianuro de Sodio del Relave y lo disminuye de 250 ppm hasta 7.0 ppm. de concentración, el pH final del relave es de 7.5.

2.9 Presa de Relaves

El Relave con mínima concentración de cianuro se deposita en la Presa de Relaves. La Presa de Relaves tiene un recubrimiento con Geomembrana impermeable de 2.0 mm de espesor, de tal forma que no hay contacto entre el relave y el suelo; continuamente se realizan monitoreos del agua al pie del Dique de la Presa y se realizan análisis de cianuro de sodio, encontrándose 0.0 ppm de cianuro total, “Efluentes Cero”.

2.10 Relave de la Mina Antapite

El relave de la mina Antapite después de haberse atacado con Ácido Caro, tiene una densidad de 1330 gr./cc. pH neutro, no dañino si esta en contacto con el cuerpo humano. A Continuación se menciona las propiedades físicas del relave de pulpa que ingresa a la Presa de Relaves:

Cuadro N° 1: Propiedades Físicas del Relave de Pulpa

- Distribución Granulométrica:

Malla	Abertura micras (u)	Peso (%)			
		Gr.	Parcial	Ac. (+)	Ac. (-)
20	850	0.0	0.0	0.0	100.0
65	212	0.6	0.12	0.1	99.9
100	150	1.0	0.20	0.3	99.7
140	105	5.2	1.06	1.4	98.6
200	75	26.9	5.49	6.9	93.1
270	53	67.0	13.67	20.6	79.4
325	45	15.5	3.16	23.7	76.3
400	38	29.6	6.04	29.8	70.2
-400	-38	344.2	70.24	100.0	0.0
Total		490.0	100.00	-----	-----

- Densidad de Pulpa: 1,350 gr/lt.
- Ph de la Pulpa: 7.5
- Temperatura: 23.6 °C.
- Densidad Específica: 2.65 gr/cc
- Densidad Aparente: 1.13 gr/cc.
- Cianuro Total: 7.5 ppm.

3. DESCRIPCIÓN DE LOS TRABAJOS DE MEJORA DESARROLLADOS

3.1 Mejora de la Cinética de Lixiviación del Oro mediante el uso de Oxígeno gaseoso al 92% en reemplazo de Aire

El proceso de Lixiviación de oro, implica el uso de oxígeno; en el proceso inicial, el oxígeno era suministrado mediante una compresora de aire. A continuación se describe el funcionamiento del circuito de Lixiviación del oro con Tanques de Agitación de la Planta.

3.1.1 Circuito Inicial de Lixiviación del oro

En el circuito inicial de lixiviación, la oxigenación de la pulpa en los tanques de lixiviación se realiza con una Compresora Atlas Copco, modelo ZE 110, de 110 HP de potencia y 1100 cfm de caudal; a una altura de 3,350 punto geográfico donde se ubica la mina, el % de oxígeno en el aire es de 17.0 %, por lo tanto se dosifica más nitrógeno que oxígeno.

El 40 % del caudal de aire producido, es utilizado en la lixiviación, el 60 % restante se utiliza en el circuito de Adsorción. Se ha determinado que la cinética de la reacción del oro con el cianuro es eficiente cuando los ppm de O₂ disueltos en la solución de la pulpa se encuentran superiores a 5.0 ppm para el mineral de la mina, para lograr esta concentración de oxígeno, se tenía dos alternativas: Incrementar el número de tanques de lixiviación ó adquirir una Planta de generación de O₂.

La primera alternativa significaba una inversión de 240,000 dólares americanos (para adquisición de 2 tanques de lixiviación adicionales), mientras que la segunda alternativa implicaba una inversión de 110,000 dólares. Se optó por la segunda alternativa; aparte del menor monto de la inversión, también por la generación de oxígeno de alta pureza, permitía una mejora de la cinética y un menor consumo de energía eléctrica.

Un breve estudio de la cinética de lixiviación del oro con el cianuro de sodio y el oxígeno, nos permitirá explicar lo señalado anteriormente; además es importante señalar que el uso de oxígeno del aire ocasiona problemas de generación de carbonatos.

3.1.2 Cinética de lixiviación del oro

3.1.2.1 Efecto del Oxígeno en la Lixiviación del Oro

Los mecanismos de disolución de oro en soluciones de cianuro son de naturaleza electroquímica.



La reacción catódica de reducción de oxígeno puede proceder posiblemente en dos etapas, con el peróxido de hidrógeno como producto intermedio

Si las reacciones en la superficie metálica son rápidas, la difusión del CN^- y/o del O_2 es la etapa limitante, con las corrientes de difusión proporcional a la concentración de los reactivos en la solución.

De acuerdo a las ecuaciones [1] y [2], la velocidad de disolución del oro, r_{Au} , es la mitad de la velocidad del consumo de cianuro, r_{CN} , y cuatro veces la velocidad de consumo de oxígeno, r_{O_2} . Así,

$$r_{\text{Au}} = \frac{r_{\text{CN}^-}}{2} = D_{\text{CN}^-} \times \frac{[\text{CN}^-]}{2d} \quad [3]$$

$$r_{\text{Au}} = 4 \times r_{\text{O}_2} = 4 \times D_{\text{O}_2} \times \frac{[\text{O}_2]}{d} \quad [4]$$

donde:

D_{CN} y D_{O_2} , son difusividad del cianuro y del oxígeno, respectivamente.

$[CN^-]$ y $[O_2]$, son Concentraciones de cianuro y oxígeno en la solución.

y d , es el espesor de la capa de difusión en la superficie del oro.

Bajo condiciones de equilibrio, es decir cuando el proceso pasa desde el control difusional de cianuro a control difusional por oxígeno, ambos reactantes emigran a la superficie del metal a sus máximas velocidades. Así, podemos igualar las ecuaciones [3] y [4]:

$$D_{CN} \times \frac{[CN^-]}{DO_2} \times [O_2] = 8 \quad [5]$$

A temperatura ambiente, la relación D_{O_2}/D_{CN} es 1.5 [4]. Por tanto, la relación de concentración de los reactivos en la solución alcanza el valor límite:

$$\frac{[CN^-]}{[O_2]} = 12 \quad [6]$$

[O₂]

En 1966 Habashi propuso otra ecuación, también de naturaleza electroquímica, para describir la disolución del oro:



En esta, r_{Au} es otra vez la mitad de r_{CN} pero solamente dos veces r_{O_2} , así que, bajo condiciones de equilibrio y para el mismo valor de D_{O_2}/D_{CN} que el anterior, la relación límite es:

$$\frac{[CN^-]}{[O_2]} = 6 \quad [8]$$

[O₂]

El rango experimental de esta relación es 4.6 a 7.4 [8]. Como se representa en la Figura 1 (un diagrama de control de difusión para el sistema oxígeno-cianuro), si el ratio es mayor que el valor limitante, la reacción está controlada por la difusión del oxígeno y, para valores más pequeños, por la difusión del CN⁻.

El gráfico N° 1 también indica la concentración límite del cianuro para el caso del agua saturada con aire y las concentraciones de cianuro en tres plantas inyectando aire a temperatura ambiente en la solución. A continuación vemos el gráfico N° 1:

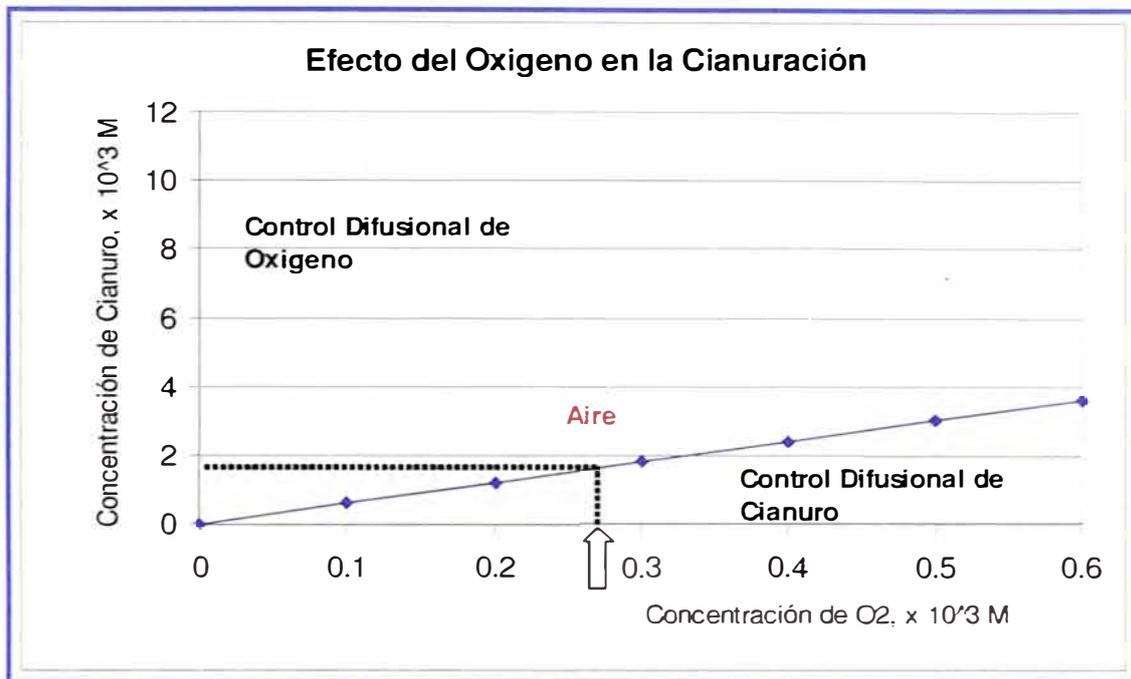


Gráfico 1: Efecto del Oxígeno en la Lixiviación del Oro

Se ha determinado que la difusión de la molécula de cianuro hacia la interfase es más dificultosa; primero, ya que al tener carga negativa tiende a asociarse en su movimiento con los protones presentes; y segundo, por ser de un tamaño mayor que la del oxígeno. Por ello, la velocidad del oxígeno es 1.5 veces más rápida que el cianuro, por ser una molécula pequeña.

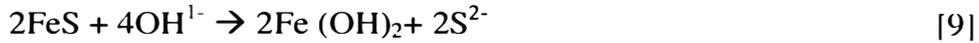
3.1.2.2 Minerales consumidores de Oxígeno y Cianuro

A. Inhibidores por Consumo de Oxígeno

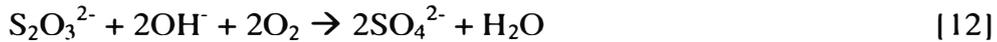
Existe un gran número de sustancias que remueven el oxígeno disuelto de las soluciones cianuradas, retardando y algunas veces deteniendo completamente la acción del cianuro. Un método para minimizar este consumo adicional es oxidando parcialmente los minerales sulfurados antes de la cianuración. La tasa de disolución del hierro de la pirrotita disminuye con el tiempo cuando una capa de forma insoluble se precipita en la superficie del sulfuro inhibiendo su descomposición posterior.

Como ejemplo, la oxidación de la pirrotita (FeS) en soluciones alcalinas de cianuro, consumiendo oxígeno, doblemente vía la oxidación del hierro y la

oxidación del ión sulfuro formando tiosulfatos, ambos sin utilidad en la cianuración:



Los tiosulfatos posteriormente se descomponen en sulfatos:



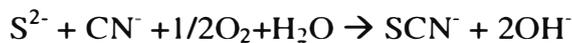
Esta preoxidación permite al posterior proceso de cianuración proceder con consumos de oxígeno y cianuro mucho más bajos.

Estas reacciones indican la demanda de oxígeno durante la oxidación de los minerales de oro.

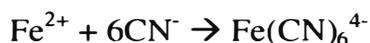
B. Inhibidores por consumo de Cianuro

Otras sustancias consumen cianuro y se comportan como cianicidas; es decir, además de consumir cianuro, forman compuestos que dificultan la disolución del oro —sin beneficios para el proceso— y de esta forma inhiben la disolución del oro. Tal es el caso de:

Minerales sulfurados de cobre, zinc, arsénico y antimonio; el ión metálico reacciona formando un cianuro del metal. Además, el ión sulfuro también consume cianuro, formando así tiocianatos que no tienen acción lixivante alguna. Ejemplo:



El fierro disuelto, en la forma de iones o complejos, que se comportan como inhibidores desde débiles hasta muy fuertes, ya que con el cianuro forman otros complejos y sales, comportándose como ferrocianicidas en soluciones alcalinas. Ejemplo:



Los iones cúpricos, que en soluciones cianuradas alcalinas se comportan de acuerdo con la reacción siguiente:



La disolución de los sulfuros resulta en un alto consumo de cianuro con la formación de cianocomplejos (por ejemplo, de iones Fe^{2+} , Zn^{2+} , Cu^{2+} , Ni^{2+} , Mn^{2+}) y SCN^- . En varias ocasiones, una oxidación, generalmente llamada preaireación, es aplicada a la pulpa antes de la cianuración, con el fin de reducir el consumo de oxígeno y de los consumidores de cianuro, por oxidación y precipitación.

C. Pasivación superficial de la interfase de la reacción

Existen elementos que pasivan el oro o que podrían formar compuestos insolubles sobre la superficie del oro. Por ejemplo:

El ión sulfuro (S^{2-}), cuyo efecto depresivo retarda la disolución de oro, posiblemente por una película aurosulfurada insoluble sobre la superficie de las partículas de oro. La disolución del oro se inhibe fuertemente, por ejemplo, con una solución de tan solo 5 ppm de Na_2S .

El peróxido de calcio (CaO_2) produce un efecto de pasivación superficial semejante. Este peróxido se produce como una reacción secundaria indeseada al usar cal hidratada o apagada, para controlar el pH y al reaccionar con el agua oxigenada. El peróxido de calcio se precipita sobre la superficie expuesta de las partículas de oro y plata.

D. Secuestro del complejo aurocianuro

Los minerales carbonáceos adsorben el metal precioso disuelto. Este fenómeno de secuestro o reatrapamiento se conoce en inglés como *preg-robbing*. Para resolverlo, en algunos casos ha servido el proceso CIL (carbón en lixiviación), consistente en agregar carbón activado durante la cianuración misma para anticiparse al fenómeno del *preg-robbing*.

Reportes técnicos anteriores indican que el oxígeno mejora la cinética de disolución del oro y la plata, reduciendo el tiempo de residencia e incrementando el rendimiento metalúrgico. McMullen y Thompson reportaron un 25% de reducción en la adición de cianuro cuando se usó oxígeno en el proceso.

Minerales susceptibles a la oxidación aparecen invariablemente en minas de oro y plata, en mayor concentración que el oro. En consecuencia, la

demanda del oxígeno durante la cianuración no está limitada solo al oro sino también a la concentración de minerales oxidables tales como los sulfuros.

3.1.2.3 Comportamiento del Cianuro en la Lixiviación del Oro

Las velocidades de lixiviación del oro y la plata están condicionadas a la concentración de cianuro y oxígeno. La deficiencia de oxígeno disuelto puede ser compensada por un aumento de cianuro, pero una alta concentración de cianuro en solución resultará en general en un aumento del consumo. La adición de oxígeno en la cianuración puede facilitar la disminución de la concentración de cianuro en solución. Una reducción de la concentración de cianuro en el proceso también permitiría una disminución del pH en una forma segura. La reducción del pH resultará en menos costos de cal y menores complicaciones de incrustaciones en el proceso. Pruebas en laboratorio y a escala industrial han demostrado una mejora en la recuperación de oro y plata ante una disminución del pH (≈ 11). Una disminución en la concentración de cianuro también traerá consigo una reducción de costos en la detoxificación de cianuro.

Consumo por reacción de componentes activos del mineral. El hierro ferroso y los iones sulfuros son dos componentes que participan en la destrucción química del cianuro en la pulpa (producción de cianuro de ferroso, cianato y tiocianato). La oxidación (pasivación) de estos componentes por oxígeno reduce el consumo de cianuro.

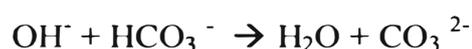
3.1.2.4 Consecuencias de la Dosificación de Aire por las Compresoras

La reacción más importante que se produce en este tipo de sistemas es:



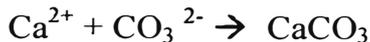
Esta ecuación nos indica que la aireación de soluciones acuosas produce ácido carbónico, el cual inmediatamente forma iones bicarbonato.

Bajo condiciones alcalinas de proceso, se produce una reacción adicional:



Esta ecuación es favorecida en condiciones de pH \approx 10.3; la mitad de los bicarbonatos son convertidos a carbonatos. A pH 12, todo el bicarbonato es convertido a carbonato.

La adición de cal para mantener el pH resulta en la formación de carbonatos y la siguiente reacción final:

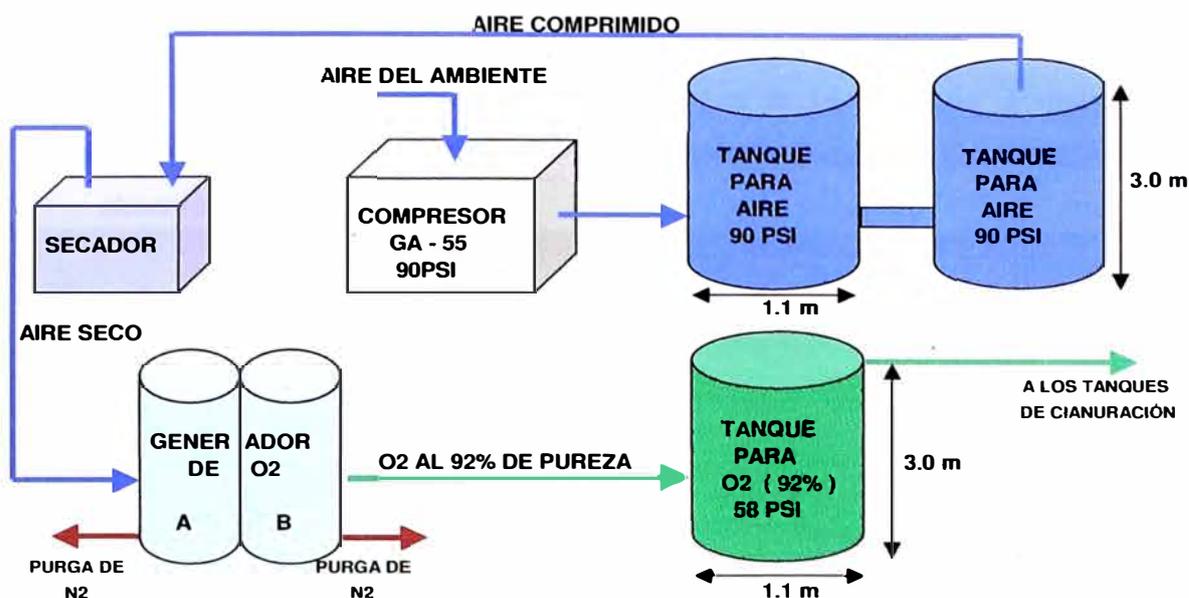


La solubilidad del carbonato de calcio es muy baja (menor de 20 ppm); por tal razón, las condiciones que favorezcan la presencia de iones calcio y carbonatos ocasionarán inestabilidad y precipitación de CaCO_3

3.1.3 Planta de Generación de Oxígeno Airsep 1000

La Planta de Generación de Oxígeno esta conformado por un compresor Atlas Copco modelo GA - 55, dos tanques para almacenamiento de aire comprimido de 255 Gal. cada uno, un secador de aire Atlas Copco modelo FD 160, un generador de oxígeno AirSep modelo AS1000 y un tanque para almacenamiento de oxígeno comprimido de 255 Gal.

El proceso consiste en el paso del aire comprimido a 95 psi de presión proveniente de la Compresora GA – 55 hacia el Secador FD – 160, el aire seco pasa por una columna llena de zeolitas selectivas para el gas de nitrógeno. El gas saliente es el oxígeno producido a 60 psi que se deposita en un tanque de almacenamiento. Con una operación continua, la zeolita se satura con nitrógeno; entonces, antes de que se sature, se detiene el ingreso de aire y salida de oxígeno automáticamente, descomprimiendo la zeolita y evacuando el nitrógeno al medio ambiente. Dos columnas en paralelo trabajan en forma alternada para lograr una producción continua. Esto se llama “*pressure swing adsorption*”, o adsorción alternada a presión. Genera O_2 al 92% de pureza, presión de 60 psi y un caudal de 16.1 m^3 por hora. Figura N° 3, Planta de Generación de Oxígeno:

Figura N° 3: Proceso de Generación de O₂

3.1.4 Resultados de Operación de la Planta de Generación de Oxígeno

El Oxígeno al 92% se transporta hacia los tanques de Lixiviación por tubería de 1 1/2" de diámetro nominal; el O₂ ingresa a cada tanque por la parte interna hacia el centro de la base. A continuación se menciona los parámetros de operación de la Planta de oxígeno y los consumos en los tanques:

P(psi) en el Generador O2	Presión en el Tq Pulmón O2 (psi)	Pureza (%O2)	Caudal de O2 por tanque Kg - O2 / tms	O2 en los 4 tanques Kg - O2 / tms	Operación Horas/ día
55.0	60.0	92.0	0.390	1.560	15.2

A partir del 17 de Diciembre del 2,003 empieza la dosificación de O₂ al 92% en el primer tanque de lixiviación, y a partir del 20 de Enero en los 4 tanques. A continuación mencionamos el siguiente cuadro:

EQUIPO	TANQUE 1		TANQUE 2		TANQUE 3		TANQUE 4	
	ppm CN libre	ppm O2						
COMPRESORA ATLAS COPCO ZE 110	210.0	2.3	200.0	3.7	185.0	4.2	170.0	5.1
GENERADOR DE OXIGENO AIRSEP 1000	210.0	5.7	200.0	7.9	185.0	10.7	170.0	14.5

El cianuro libre disuelto en la solución de la pulpa (ppm CN libre) se mantuvo constante antes y después de la puesta en marcha de la Planta de Oxígeno. El oxígeno libre disuelto en la solución de la pulpa, aumentó significativamente, antes en la descarga del 4to. Tanque de lixiviación se

tenía 5.1 ppm de O_2 disuelto, después fue y es de 14.5 ppm de O_2 disuelto en promedio. Con estos parámetros para mejorar la cinética de reacción, se observa el gráfico N° 2:



Gráfico N° 2: Descenso de la ley de oro en el sólido del Relave de la Descarga del 4to. Tanque. Se observa que al aumentar el oxígeno libre disuelto en los tanques de lixiviación, la ley de oro del sólido del relave en la descarga del 4to. tanque de lixiviación disminuye hasta 1.14 gr. – Au / tms de relave seco. Se observa el gráfico N° 3:



Gráfico N° 3: Descenso de la ley de oro en el sólido del Relave de la Descarga del 4to. Tanque

Podemos observar la continua disminución de la ley de Au del relave en la descarga del 4to. tanque de lixiviación, todo el año 2,004 y el 2,005. A continuación observamos el gráfico N° 4:

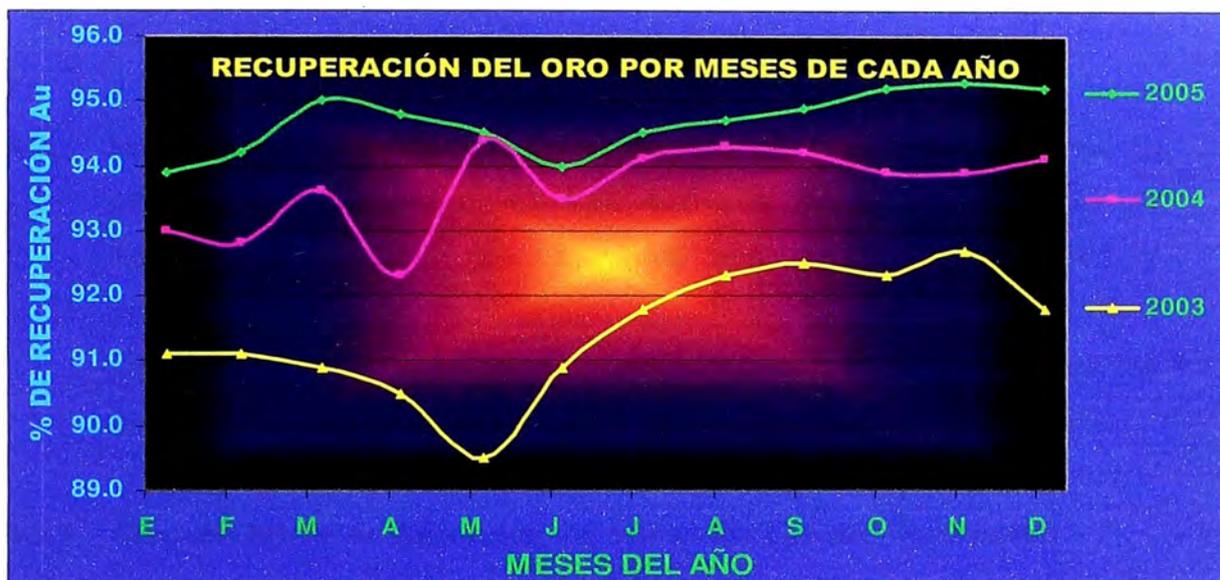


Gráfico N° 4: Incremento de la Recuperación Final de oro: 2,003 , 2004 y 2,005

Observamos un incremento de la Recuperación Final de oro en el año 2,004 y 2,005. La Recuperación final promedio en el año 2,003 fue de 91.8%, en el 2,004 93.5% y en el 2,005 de 94.7%. Para el 2,006 se proyecta a 95.2 % en promedio.

3.1.5 Conclusiones

- La disolución del oro es mucho más rápida a una mayor concentración de oxígeno disuelto, en tanto que todo el resto de variables (pH y concentración de cianuro libre) también tienen un efecto sobre la velocidad de disolución del oro.
- El relave final en Diciembre del año 2,003 tiene una ley de 1.28 gr. – Au / tms de mineral procesado; y en Enero del 2,006 es de 0.66 gr. – Au / tms.
- Solo por el reemplazo de la Compresora ZE – 110 por la Planta de Generación de O₂, la recuperación final de oro se incrementó en 0.8 %.
- El consumo de cianuro de sodio disminuyó de 0.73 Kg. / tms de mineral en el año 2,003 a 0.66 Kg. / tms. a la fecha.

- Anteriormente la Compresora de Aire ZE – 110 (110 hp) trabajaba las 24 horas al día, ahora con la Planta de Generación de O₂ solo trabaja 15.2 horas al día , generando ahorro de energía eléctrica, ya que la Compresora GA – 55 del Generador de O₂, tiene una potencia de 55 hp.

3.2 Incremento de la Recuperación de oro por la Disminución de la pérdidas por Atrición de Carbón Activado, por el reemplazo de los Tanques Pachucas por Tanques con Agitación Mecánica y Separadores Kemix

Definiremos en forma resumida como trabajaba el Circuito de Adsorción del oro con Carbón Activado en los Tanques Pachucas.

3.2.1 Circuito Inicial de Adsorción del oro en los Tanques Pachucas

El circuito de Adsorción al inicio de operaciones hasta comienzos del año 2,004, se realizaba en 6 tanques pachucas con Cedazos Estáticos (*evita el trasvase de carbón entre tanques*), instalados en serie, operando en Contracorriente (*el carbón se trasvasa del tanque N° 6 hacia delante: 5, 4, 3, 2, 1 y la pulpa ingresa por el tanque N° 1 y descarga por el tanque N° 6*); para generar la adsorción del oro y la plata, se remueve la pulpa con el carbón en los tanques utilizando aire seco forzado, proporcionado por la compresora de 110 HP (60 % del aire producido); para nivelar el carbón cosechado del tanque N° 1 (*rico en oro y plata*) se dosifica carbón por el tanque N° 6, el trasvase de carbón de tanque en tanque se realiza con bombas peristálticas. Con este sistema de operación las pérdidas de carbón por atrición eran elevadas; para minimizar las pérdidas por atrición del carbón en cada etapa, sistema ó equipo donde el carbón tenía contacto. Para los años 2,001, 2,002 y 2,003, las medidas tomadas y ejecutadas fueron las siguientes:

- 1 Mantener densidades aparentes de carbón en cada tanque Pachuca entre 40 y 80 mililitros de carbón por litro de pulpa.

- 2 Reemplazo del sistema de bombeo de carbón cosechado hacia las torres de desorción (Stripper) por otra bomba sumergible de impulsor helicoidal (bomba de pescado), mejora notable en la disminución de atrición de carbón por bombeo.
- 3 Análisis de carbonatos en el carbón periódicamente, para la toma de decisiones en realizar la Reactivación Ácida y Térmica.

En los tanques pachucas la pulpa ingresa por el tanque N° 1, y por efecto de la gravedad continua el transporte hasta llegar al tanque N° 6, lo que ocasiona pérdidas de carbón por atrición, es la remoción con aire de la pulpa y el carbón en el tanque, y la fricción del carbón con el cedazo estático (ventana rectangular), hasta llegar a friccionarlos y reducir la granulometría del carbón inferior a 0.8 mm (abertura del cedazo estático) para luego depositarse con el relave en la Presa de Relaves, perdiéndose contenidos de oro en el carbón fino friccionado. A continuación observamos los resultados las mejoras con el sistema de Adsorción en tanques Pachucas.

Cuadro N° 2: Pérdidas por Atrición de carbón con los tanques Pachucas

AÑO	PÉRDIDAS DE CARBÓN POR ATRICIÓN (gr-carbón / tms-mineral)			
	ADSORCIÓN	BOMBEO	DESORCIÓN	SUB TOTAL
2001(JUN)	118.15	99.34	7.55	225.04
2002	43.52	30.86	5.92	80.30
2003	42.82	11.89	6.48	61.19

En el cuadro N° 2, observamos la disminución de las pérdidas de carbón por atrición desde inicio de operaciones hasta fines del año 2003. En Adsorción se bajo las pérdidas de carbón a 42.82 gr. – carbón por tms de mineral, pero muy superior a los niveles internacionales que se encuentran debajo de 12 gr./ tms de mineral. En el sistema de Bombeo de carbón se bajo hasta 11.89 gr. / tms de mineral, en la Desorción por

las características de diseño del equipo, las pérdidas de carbón prácticamente se mantienen y se encuentran en el promedio de los niveles internacionales.

A continuación definiremos algunos conceptos importantes del carbón activado para el entendimiento de la Adsorción del oro y las pérdidas por atrición de carbón activado.

3.2.2 Conceptos Importantes del Carbón Activado, Adsorción y Atrición del Carbón en la Planta de Procesos

3.2.2.1 Carbón Activado

Es un material orgánico, estructura esencialmente gráfica, de gran área superficial específica, por la estructura interna porosa, el área promedio es de $1,000 \text{ m}^2$ por gramo, poco comunes en la naturaleza. Las cáscaras de coco es el material generalmente usado a ser manufacturado para producir el carbón activado, por las mejores propiedades físicas que ofrece, alta porosidad, resistencia, etc.

En toda operación de Adsorción del oro, el pH de la pulpa es superior a 10.0, por lo que el carbón activado se satura con carbonatos, es importante realizar el análisis de carbonatos en el carbón en forma periódica y de acuerdo a los resultados se realizará un Lavado Ácido de carbón con HNO_3 ó HCL . La Regeneración térmica del carbón se realiza cuando el carbón se encuentra saturado con compuestos orgánicos, existencia de otros materiales (generalmente maderas molidas) mezclados con el carbón y cuando el tamaño de partícula promedio del carbón es menor al estándar y requiere ser tamizado.

En la Planta se realiza pruebas de Dureza y Adsorción de diferentes calidades de carbón, generalmente optamos por la que ofrece mayor dureza, mayor resistencia a la Atrición, la diferencia en capacidad de adsorción entre calidades de carbón es otro parámetro importante.

El tamaño de partícula de carbón es importante, ya que a menor tamaño el índice de adsorción aumenta, y a mayor tamaño de partícula el índice

disminuye; por lo tanto, es recomendable trabajar en los circuitos de **Carbón in Leach o Carbón in Pulp** con tamaños de carbón en el rango de 1.2 a 3.4 mm. En la planta de Antapite se trabaja con carbón superior a 1.5 mm de tamaño de partícula. Ver gráfico N° 5:

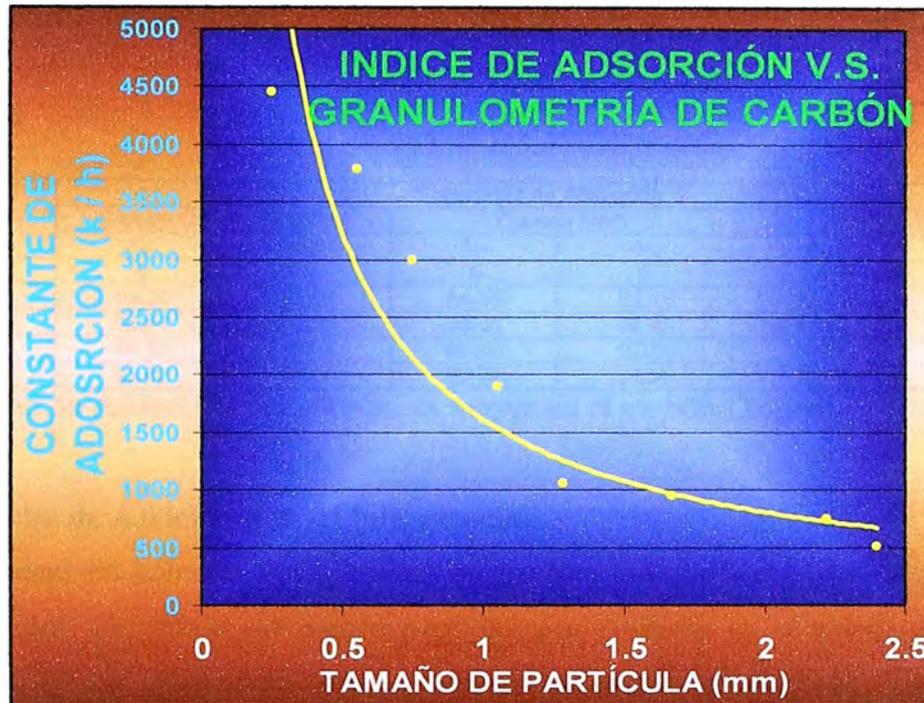


Gráfico N° 5: Aumento de la Capacidad de Adsorción con la disminución del tamaño del carbón

3.2.2.2 Elección del Carbón para las Operaciones de la Planta

Para la elección del carbón activado, se debe realizar pruebas de dureza y atrición y prueba de capacidad adsorción, existen numerosas marcas de carbón a nivel mundial, las marcas reconocidas internacionalmente son: Carbón Calgón, Carbón PAU y Carbón Norit. A continuación mencionamos las pruebas a nivel laboratorios realizados:

A. Prueba de Adsorción a nivel laboratorio:

Consiste en calcular la Capacidad de Adsorción del carbón respecto del oro y la plata de una pulpa con leyes determinadas, se realiza en un Agitador. El carbón de mayor Capacidad de Adsorción es el seleccionado.

Densidad de la pulpa	:	1,350 gr. / lt
% Sólidos	:	41.6 %
Densidad del Carbón	:	50.0 gr. / lt - pulpa
Tiempos de Adsorción	:	10, 30, 70 150
Velocidad del Agitador	:	40 rpm.

Resultados:

Tiempo Min.	Capacidad de Adsorción %					
	Carbón Calgón (Planta)		Carbón Norit		Carbón Pau	
	Au	Ag	Au	Ag	Au	Ag
0	0	0	0	0	0	0
10	83.30	81.01	84.62	82.16	87.43	84.35
30	98.54	99.35	98.61	99.46	97.92	99.34
70	99.52	97.78	99.62	97.69	99.37	97.84
150	99.82	97.30	99.63	97.26	99.76	97.41

La Capacidad de Adsorción del carbón, es mayor en el carbón Calgón.

B. Prueba de Atrición a nivel laboratorio:

Consiste en calcular las pérdidas de carbón por Atrición (rotura por la fricción), el carbón de menor pérdidas por Atrición es el seleccionado, pero si las diferencia son mínimas, entonces la elección final lo determinará la Capacidad de Adsorción.

Densidad de Pulpa	:	1,350 gr. / lt
% Sólidos	:	41.64 %
Densidad del carbón	:	50.0 gr. / lt – pulpa
Volumen de Pulpa	:	2.0 lt
Peso de Carbón	:	100.0 gr.
Tiempo de Agitación	:	30.0 minutos
Velocidad Agitador	:	40.0 rpm.

Resultados:

Tipo de Carbón	Peso Carbón Inicial (Gr)	Peso de Carbones (Gr)		Perdida por Atrición (%)	
		Malla +20	Malla +10	Malla -20	Malla -10
C. Norit	100	93.7	93.3	6.30	6.70
C. PAU	100	97.6	97.1	2.40	2.90
C. Calgón	100	97.2	97.0	2.80	3.00

Las pérdidas de carbón por Atrición del carbón Calgón es ligeramente mayor que el carbón PAU, entonces la elección del carbón final es el Carbón Calgón por tener mejor Capacidad de Adsorción.

3.2.2.3 Puntos de pérdidas por Atrición de carbón en la Planta

Las pérdidas de carbón depende de las condiciones del proceso de la planta. A continuación se indican los puntos donde se produce pérdidas de carbón en Antapite:

- 1 Pérdidas de carbón por atrición entre la pulpa, pared del tanque y el carbón, sistema de Adsorción (*CIP*). Carbón fino no recuperable (Figura N°4 - A).
- 2 Pérdidas de carbón por atrición entre carbón y carbón, sistema de Desorción. Carbón fino recuperable (Figura N°4 – B).
- 3 Pérdidas de carbón por Sistema de bombeo. Carbón fino recuperable (Figura N°4 - C).
- 4 Pérdidas de carbón por Reactivación Ácida y Térmica. Carbón fino recuperable (Figura N°4 - D).

El consumo de carbón promedio mundial en la plantas, varia entre 35 y 100 gramos de carbón por tonelada métrica seca de mineral, las plantas optimizadas a nivel mundial tienen un consumo promedio de 50 gr. / tms de mineral.

LEYES PROMEDIO DE LAS PÉRDIDAS DE CARBÓN Y SU IMPORTANCIA	
<p style="text-align: center;">CARBÓN PERDIDO EN ADSORCIÓN NO SE RECUPERA SE DEPOSITA EN LA PRESA DE RELAVES LEY PROMEDIO: 40 OZ-Au / TM CARBÓN A</p>	<p style="text-align: center;">CARBÓN FINO POR BOMBEO SE RECUPERA EN LA TOLVA DE CARBÓN FINO NO RETORNA AL CIRCUITO LEY PROMEDIO: 10 OZ-Au / TM CARBÓN C</p>
<p style="text-align: center;">CARBÓN FINO POR DESORCIÓN SE RECUPERA EN LA TOLVA DE CARBÓN FINO NO RETORNA AL CIRCUITO LEY PROMEDIO: 10 OZ-Au / TM CARBÓN B</p>	<p style="text-align: center;">CARBÓN FINO POR REACTIVACIÓN SE RECUPERA POR TAMIZADO NO RETORNA AL CIRCUITO LEY PROMEDIO: 4.5 OZ-Au / TM CARBÓN D</p>

Figura N° 4: Diferentes pérdidas de carbón en la Planta

3.2.3 Tanques de Adsorción con Agitación Mecánica y Cedazos Autolimpiantes “Kemix”

A mediados del año 2,003 se tomó la decisión de reemplazar el circuito de Adsorción por otro sistema que minimizara las pérdidas de carbón en la remoción con aire de la pulpa en el tanque, transporte de la pulpa al siguiente tanque, sistema de cedazo donde el contacto del carbón con la malla del cedazo sea mínimo.

La instalación de los 6 tanques con los Cedazos Autolimpiantes se realizó en 3 etapas, los 2 primeros tanques se instalaron en Enero del 2,004, el siguiente par en Junio y los últimos dos tanques en septiembre.

Los Cedazos autolimpiantes son tamices cilíndricos, de acero inoxidable, de abertura de malla 0.63 mm; el sistema autolimpiante consta de un motor eléctrico que hace girar a los limpiadores por la parte externa de la superficie cilíndrica del cedazo, de tal forma que no permite que el carbón se adhiera y friccioné con el cedazo. El sistema de Agitación del tanque es con doble hélice, las hélices están revestidas de poliuretano para minimizar la fricción con el carbón.

3.2.4 Resultados de la Optimización del circuito de Adsorción

Después de la instalación de los dos primeros tanques, los resultados de las pérdidas de carbón por atrición en el circuito de Adsorción se minimizaron considerablemente, de 42.82 gr.-carbón / tms de mineral que fue el promedio en el año 2,003, a 8.39 gr. –carbón / tms en el año 2,004 y 7.87 gr. en el 2,005.

CUADRO DE RESUMEN DE PÉRDIDAS DE CARBÓN						
AÑO	PÉRDIDAS POR REGENERACIÓN ÁCIDA Y TÉRMICA DE CARBÓN (gr/tms-mineral)	PÉRDIDAS POR ATRICIÓN DE CARBÓN (gr/tms-mineral)				TOTAL
		ADSORCIÓN	BOMBEO	DESORCIÓN	SUB TOTAL	
2001 (JUN)	0.00	118.15	99.34	7.55	225.04	225.04
2002	25.38	43.52	30.86	5.92	80.30	105.68
2003	45.79	42.82	11.89	6.48	61.19	106.98
2004	24.03	8.39	10.26	5.59	24.24	48.27
2005	25.47	7.87	9.87	5.30	23.04	48.51

Cuadro N° 3: Pérdidas de carbón desde el inicio de Operaciones

Observamos que la pérdidas totales de carbón por: Adsorción en los tanques, Sistema de bombeo, Circuito de Desorción y por Reactivación térmica en el 2,005 fue de 48.51 gr. / tms de mineral procesado.

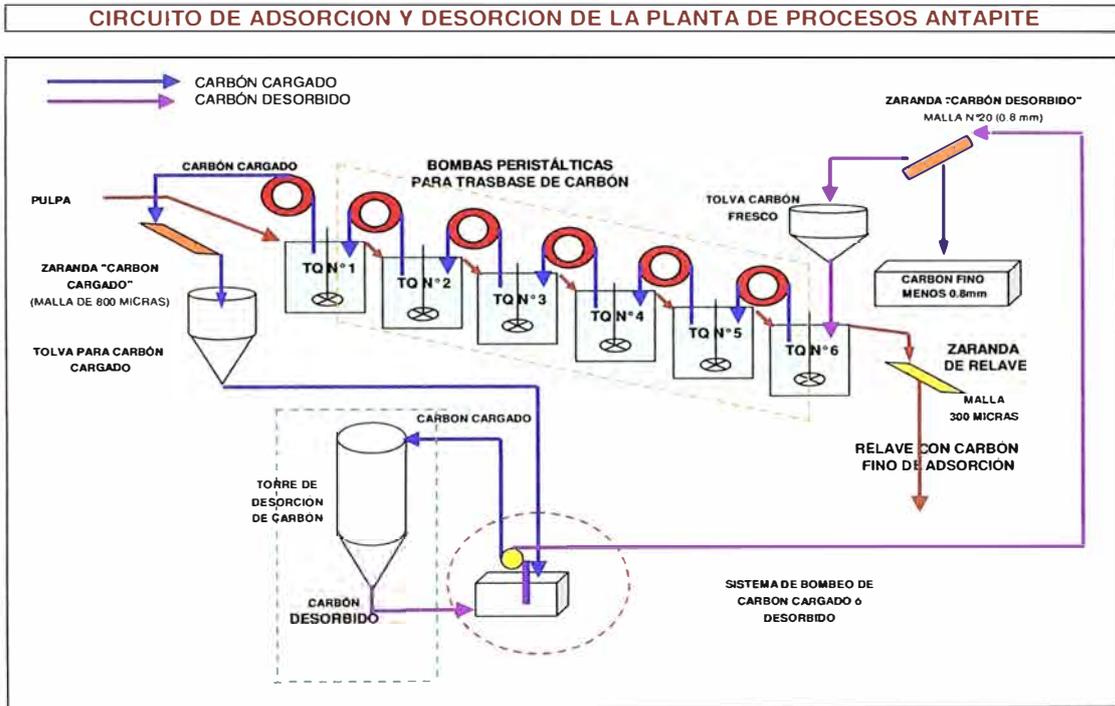


Figura N° 5: Flow Shet del circuito de Adsorción Actual

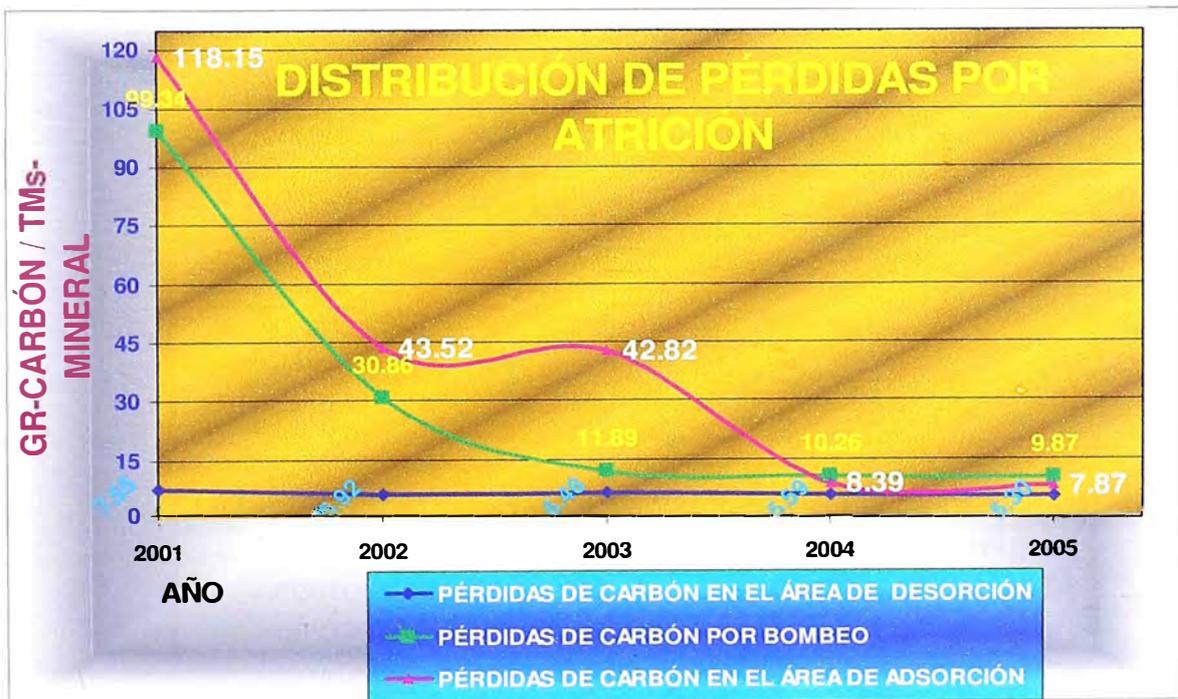


Gráfico N° 6: Estadística de la Distribución de Pérdidas de Carbón por años

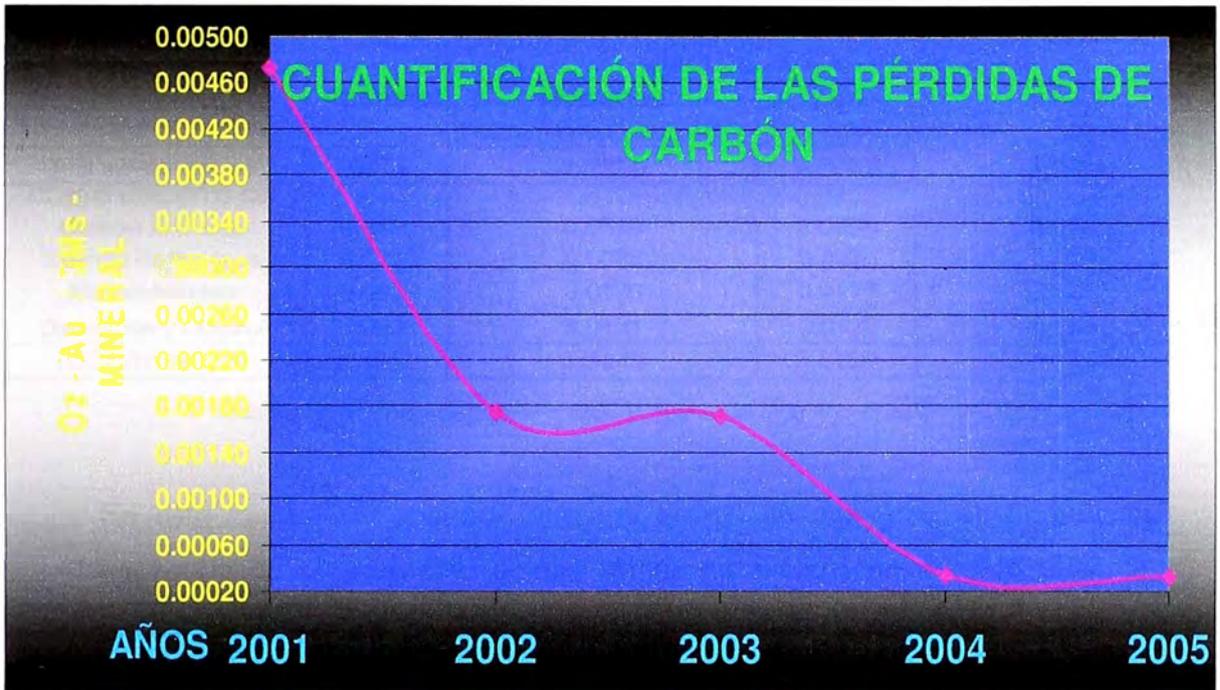


Gráfico N° 7: Cuantificación de las Pérdidas de carbón por años

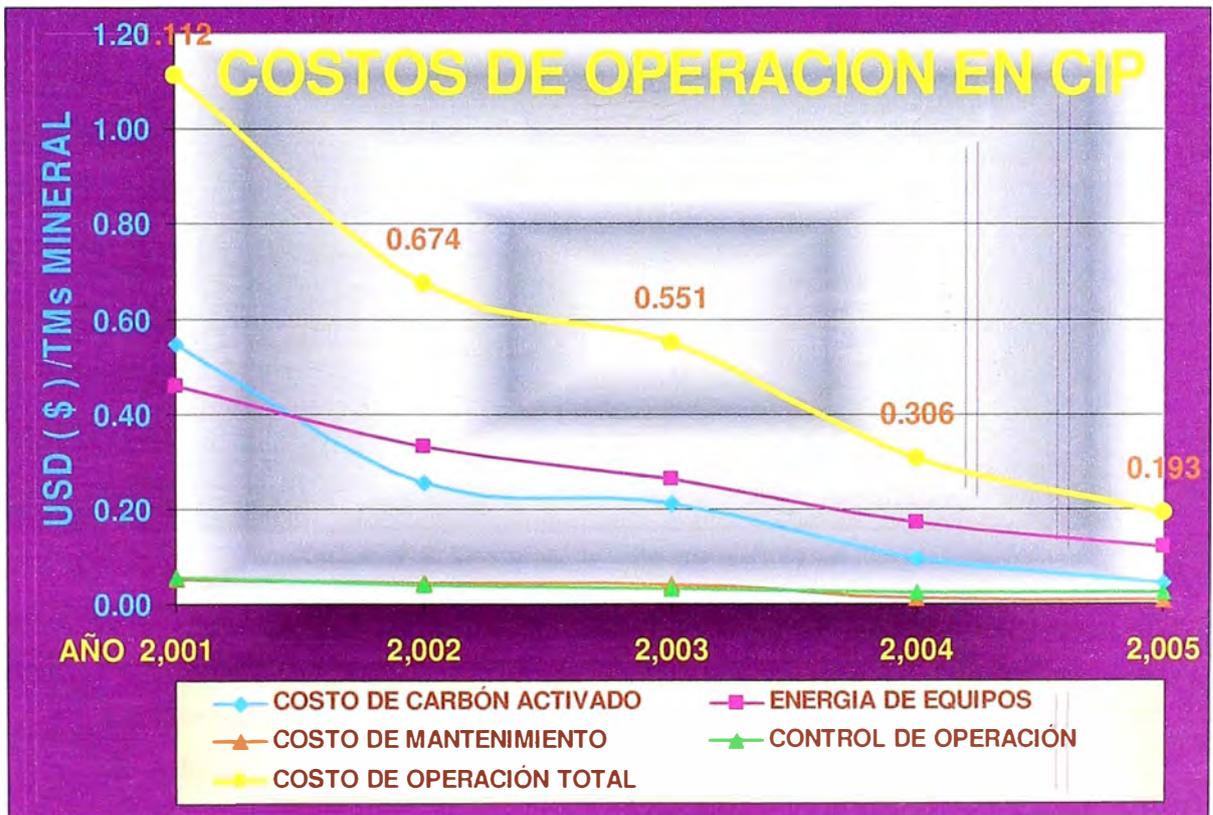


Gráfico N° 8: Costos de Operación en el circuito CIP por años

COSTO DE OPERACIÓN DEL CIRCUITO CIP DE ANTAPITE Y DE OTRAS MINAS				
PLANTA	Antapite	ANGLOGOLD'S WEST WITS		
		Mponeng (Western Deep Levels N°1)	Two (Elandsrand)	Three (Western Deep Levels N°2)
Tms mineral por día	450.0	4,500.0	5,000.0	7,666.0
COSTO CIRCUITO CIP				
Carbón Activado	0.0420	0.0510	0.0495	0.0510
Energía de Equipos	0.1210	0.0088	0.0088	0.0088
Mantenimiento	0.0069	0.0120	0.0117	0.0126
Operación y Control	0.0226	0.0131	0.0129	0.0081
(USD/tms) CIP	0.1925	0.0849	0.0829	0.0805

Cuadro N° 4: Comparación de costos de operación con otras minas

En este cuadro observamos que los costos de consumo de carbón se encuentra en el promedio de las Minas de Sudáfrica, el costo total de operación es de 0.1925 dólares por tms de mineral procesado, es mayor por la Capacidad de procesamiento de mineral.



Gráfico N° 9: Incremento de la Recuperación de oro

3.2.5 Conclusiones

- En el año 2,003 las pérdidas por atrición de carbón activado en el circuito de Adsorción fue 42.82 gr. / tms de mineral, en el 2,006 es de 7.87 gr.
- En el año 2,003 los costos operativos del circuito “Carbón in Pulp” era de 0.551 USD / tms de mineral, en el 2,006 es de 0.193 USD / tms.

- En el año 2,003 las pérdidas de onzas de oro generado por la atrición de carbón era de 0.00171 oz. – Au / tms de mineral, en el 2,006 es de 0.00031 onzas de oro.
- Por el reemplazo de los tanques pachucas la Recuperación final de oro se incrementó en 0.4 %.
- Es importante realizar pruebas de Atrición y Adsorción del carbón que se crea conveniente usar antes de dosificarlo al circuito, para nuestro caso el carbón Calgón nos da mejores resultados.
- Es importante comparar los costos de consumos de carbón con otras minas de nivel internacional, en nuestro caso es de 0.042 USD / tms de mineral, nos encontramos dentro de los estándares internacionales de minas automatizadas.
- Los costos de mantenimiento bajaron de 0.05 USD / tms en el año 2,003 a 0.007 USD / tms en el año 2,006.

3.3 Mejora de la Destrucción de Cianuro Total del Relave Final por el Reemplazo de los Reactivos H₂O₂ y CuSO₄ en la Destrucción del cianuro total del Relave por el Reactivo Ácido Caro (H₂SO₅)

Definiremos como trabajaba la Destrucción del cianuro total del Relave con el Sulfato de Cobre y Peróxido de Hidrógeno al inicio de operaciones.

3.3.1 Circuito Inicial de Destrucción de Cianuro Total del Relave

Al inicio de operaciones, el diseño original de la Planta de Destrucción de Cianuro consistía en 2 tanques con sistema de agitación de 12 m³ cada uno, el tiempo de residencia del relave es de 4 horas, en el primer tanque se dosifica el Sulfato de Cobre al 10% y el Peroxido de Hidrógeno al 50%.

Reacciones químicas en el proceso:



Consumos de Reactivos:

3.1 Kg. H₂O₂ (50%) / TMs de mineral

0.4 Kg. CuSO₄. 5H₂O / TMs de mineral

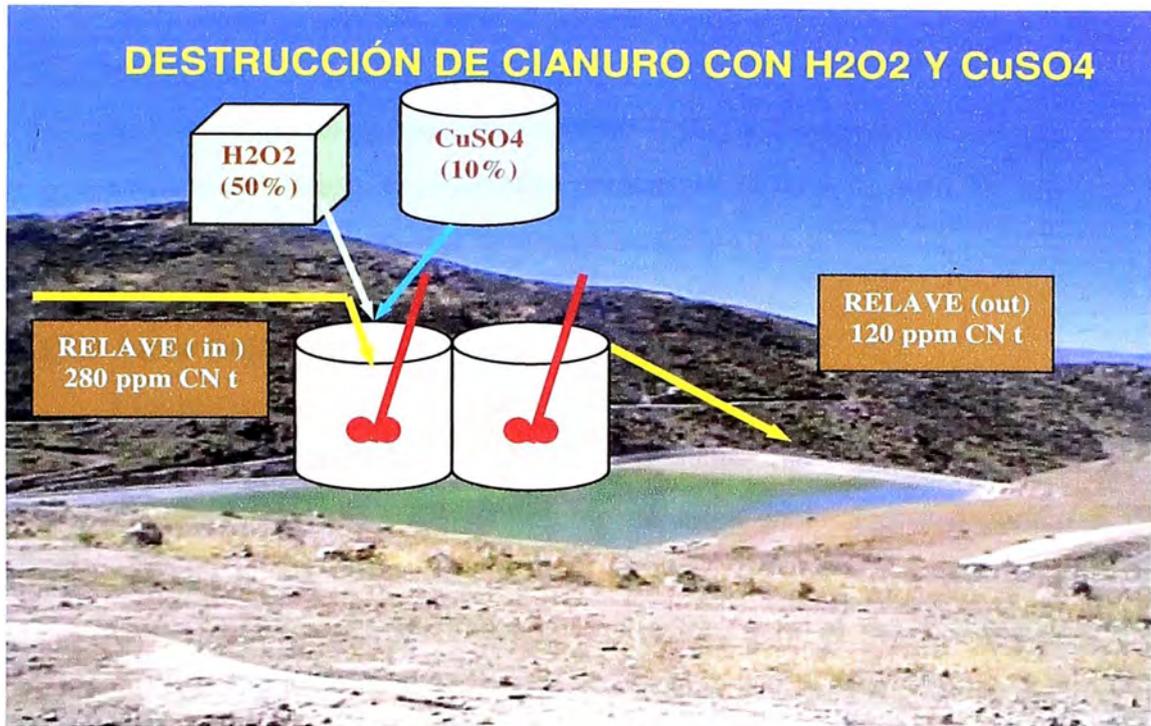
El costo operativo promedio es de 1.1 dólares por tonelada métricas seca de mineral procesado, relativamente alto, aparte de ello, el cianuro total no era reaccionado por completo, al final de la reacción quedaba 120 ppm de cianuro total remanente que se depositaba en la Presa de Relaves.

La dosificación de Peroxido de Hidrógeno (50%) y solución de Sulfato de Cobre (10%) se realizaba en el tanque de agitación N° 1 mediante bombas magnética y peristáltica respectivamente ambas son de alta precisión en el caudal. El Peróxido de Hidrógeno se dosificaba en forma directa, venía en bidones de 1.0 TM de capacidad, mientras que el Sulfato de Cobre venía en bolsas de 25 Kg., primero se preparaba la solución para después dosificarlo.

El fondo del problema es como se puede bajar mas el cianuro remanente depositado en la Presa, esta idea se tenia desde el comienzo de operaciones, que posteriormente la idea se fue transcribiendo en el papel. A continuación observamos las Fotografías N° 10 y N° 11, como era la Destrucción de cianuro al inicio de las operaciones:



Fotografía N° 10: Archivo, Destrucción de Cianuro con H2O2 y CuSO4



Fotografía N° 11: Archivo, Destrucción de Cianuro con H₂O₂ y CuSO₄, depósito en la Relavera

3.3.2 Conceptos Importantes resumidos de los Reactivos Químicos utilizados en la Destrucción del cianuro total por el Ácido Caro

3.3.2.1 Cianuro de Sodio (NaCN)

El cianuro usualmente se encuentra asociado con otras sustancias como parte de un compuesto. Algunos ejemplos de compuestos de cianuro son el cianuro de hidrógeno, el cianuro de sodio y el cianuro de potasio. Ciertas bacterias, hongos y algas pueden producir cianuro. Se puede encontrar cianuro en el tejido de varias plantas y alimentos. Los compuestos de cianuro son parte natural de algunos alimentos provenientes de plantas tales como almendras, brotes de mijos, algunos tipos de frijoles, soya, espinaca, vástagos de bambú y raíces de mandioca, las cuales son una fuente importante de alimentación en países tropicales. En estos alimentos, los cianuros están asociados con azúcares u otros compuestos naturales. Las partes de estas plantas que se comen en los Estados Unidos,

incluyendo la tapioca, la cual se confecciona de las raíces de mandioca, contienen cantidades relativamente bajas de cianuro. El cianuro de hidrógeno es un gas incoloro con un ligero y amargo olor a almendra. El cianuro de sodio y el cianuro de potasio son sólidos blancos. En ambientes húmedos exhiben un olor amargo a almendra.

3.3.2.2 Ácido Sulfúrico (H₂SO₄) :

Líquido corrosivo, de gran viscosidad, incoloro y con una densidad relativa de 1,85. Tiene un punto de fusión de 10,36 °C, un punto de ebullición de 340 °C y es soluble en agua en cualquier proporción. Al mezclar ácido sulfúrico con agua se libera una considerable cantidad de calor. A menos que la mezcla se agite bien, el agua añadida puede calentarse más allá de su punto de ebullición y la formación repentina de calor puede hacer saltar el ácido fuera del recipiente.

El ácido concentrado destruye la piel y la carne, y puede causar ceguera si se introduce en los ojos. El mejor tratamiento en caso de accidente es eliminar el ácido con grandes cantidades de agua. A pesar del peligro potencial si se maneja sin cuidado, el ácido sulfúrico ha sido muy importante comercialmente durante muchos años. El ácido sulfúrico es un ácido fuerte, es decir, en disolución acuosa se disocia fácilmente en iones hidrógeno (H⁺) e iones sulfato (SO₄⁻²). Cada molécula produce dos iones H⁺, o sea que el ácido sulfúrico es dibásico. Sus disoluciones diluidas muestran todas las características de los ácidos: tienen sabor amargo, conducen la electricidad, neutralizan los álcalis y corroen los metales activos desprendiéndose gas hidrógeno.

A partir del ácido sulfúrico se pueden preparar sales que contienen el grupo sulfato SO₄⁻², y sales ácidas que contienen el grupo hidrogeno sulfato, HSO₄. El ácido sulfúrico concentrado, llamado antiguamente aceite de vitriolo, es un importante agente desecante. Actúa tan vigorosamente en este aspecto que extrae el agua, y por lo tanto carboniza,

la madera, el algodón, el azúcar y el papel. Debido a estas propiedades desecantes, se usa para fabricar éter, nitroglicerina y tintes.

Cuando se calienta, el ácido sulfúrico concentrado se comporta como un agente oxidante capaz, por ejemplo, de disolver metales tan poco reactivos como el cobre, el mercurio y el plomo, produciendo el sulfato del metal, dióxido de azufre y agua.

3.3.2.3 Peróxido de Hidrógeno (H_2O_2)

El compuesto químico peróxido de hidrógeno (H_2O_2) es un líquido viscoso, conocido por ser un poderoso oxidante. También se conoce como agua oxigenada, es un líquido incoloro a temperatura ambiente con sabor amargo. Pequeñas cantidades de peróxido de hidrógeno gaseoso ocurren naturalmente en el aire. El peróxido de hidrógeno es inestable y se descompone rápidamente a oxígeno y agua con liberación de calor. Aunque no es inflamable, es un agente oxidante potente que puede causar combustión espontánea cuando entra en contacto con materia orgánica.

3.3.2.4 Ácido Caro (H_2SO_5):

Es un compuesto químico inestable, líquido viscoso, que a la temperatura ambiente se disocia en agua y ácido sulfúrico débil, compuesto exotérmico, muy oxidante, la temperatura de formación llega hasta $110\text{ }^\circ\text{C}$ y forma una reacción turbulenta, con salpicaduras; tiene un tiempo de vida corto de 1 a 3 minutos, dependiendo del medio donde se forme. En contacto con la piel produce quemaduras que pueden llegar hasta segundo grado, dependiendo del tiempo de exposición, puede producir ceguera temporal si entra en contacto con los ojos, se debe lavar en forma inmediata con abundante agua el área afectada.

No es posible su almacenamiento por el tiempo de vida corto, generalmente, se realiza la formación y en forma inmediata se da uso. En nuestro caso se forma y a los 10 segundos se hace reaccionar con el cianuro de la pulpa de relave. El ácido caro destruye el cianuro libre y los

cianuros disociables en ácido débil (WAD), oxidándolos a cianatos. Más información del Ácido Caro ver Anexo N° 1.

3.3.3 Destrucción de Cianuro con Ácido Caro

El Ácido caro disminuye el 96% del cianuro que se encuentra en el relave debido a la utilización de cianuro para la recuperación de los metales preciosos, se muestrea en forma diaria el relave después de haber sido reaccionado con el Ácido caro, se realiza análisis químico del cianuro total, se tiene control estricto de estos resultados. De Abril a Noviembre el cianuro del agua total del agua clarificada se encuentra entre 2.5 a 5.0 ppm., por encontramos en épocas de sequía; en épocas de lluvia se almacena agua en la Presa de Relaves, en promedio se almacena 2.5 m de altura, con el agua fresca ingresada, el cianuro total del agua de la Presa baja e inclusive hasta llegar debajo de 1.0 ppm.



Fotografía N° 12: Tanque para Ácido Sulfúrico para la formación del Ácido Caro

La Planta de Destrucción de Cianuro consiste en 1 tanque de Acero Inoxidable de 40 tms de capacidad efectiva para el almacenamiento del

Ácido Sulfúrico Industrial (98.0 % y densidad de 1.8 gr. / cc.), se transporta en camiones cisternas desde la Oroya hasta las instalaciones de la mina.

El Peroxido de Hidrógeno se almacena en un Isotank de 25.00 tms, el transporte se realiza en camiones cisternas especiales, desde la ciudad de Lima hasta las instalaciones de la Mina.

3.3.3.1 Pruebas Metalúrgicas a Nivel Laboratorio

Para la realización de los Balances de Consumos a Nivel Industrial de los reactivos químicos y optimizar dosificación, se realizó pruebas en Laboratorios de Lima y en el Laboratorio de la unidad minera.

A. Resultados de Laboratorio de Lima de Destrucción De Cianuro con Ácido Caro

Prueba N°	PH		Cianuro total (ppm)	Ensayes mg./l		Consumo : Kg./tm		
	final	neutro		Cu	Fe	H ₂ O ₂	H ₂ SO ₄	CAL
Relave	10.97	-----	260.00	88.60	4.24	-----	-----	-----
01	6.61	8.80	06.00	77.84	0.39	0.8	2.0	0.79
02	6.11	7.04	05.00	78.24	0.29	0.8	2.7	0.56
03	5.91	7.21	05.00	60.54	----	0.8	3.4	0.69
04	4.88	7.32	04.50	59.36	----	0.8	4.0	1.49

Condiciones:

Volumen de pulpa	3 000 cc
Densidad de pulpa	1.360 gr. / cc
Gr. Sp.	2.65 gr. / cc
% Sólidos	42.50
Concentración H ₂ O ₂ (1.14 g/cc)	50 %
Concentración H ₂ SO ₄ (1.834 g/cc)	98 %
Tiempo de agitación	5 min.
Agitador	Hélice

En el cuadro podemos observar que el Cianuro Total del Relave antes de mezclarse con el Ácido Caro es de 260 ppm, después de la reacción, observamos los resultados de 4 pruebas a diferentes flujos de ácido sulfúrico manteniendo constante el peróxido de hidrógeno, prácticamente el cianuro total remanente en la pulpa de relave es de 5.00 ppm, con un pH promedio de 7.4 (neutro).

**B. Resultados de Laboratorio de Destrucción de Cianuro con
Ácido Caro en la Unidad Minera de Antapite**

Prueba N°	PH		Cianuro total (ppm)	Ensayes mg./ l		Consumo : Kg./ tm		
	Final	neutro		Cu	Fe	H ₂ O ₂	H ₂ SO ₄	CAL
Relave	10.60	-----	280.00	86.03	03.660	-----	-----	-----
01	6.53	7.36	07.50	05.45	00.790	0.7	2.0	0.60
02	6.08	7.30	06.00	34.75	00.100	0.7	2.7	0.56
03	5.92	8.50	06.00	08.53	00.012	0.7	3.4	1.69
04	5.63	7.40	07.00	03.84	00.032	0.7	4.0	1.68

Condiciones:

Volumen de pulpa	:	3 000 cc
Densidad de pulpa	:	1.380 gr. / cc
Gr. Sp.	:	2.65
% Sólidos	:	44.2
Concentración H ₂ O ₂ (1.14 g/cc)	:	50 %
Concentración H ₂ SO ₄ (1.834 g/cc)	:	98 %
Tiempo de agitación	:	5 min.
Agitador	:	Hélice

En el cuadro podemos observar que el Cianuro Total del Relave antes de mezclarse con el Ácido Caro es de 280 ppm, después de la reacción, observamos los resultados de 4 pruebas a diferentes flujos de ácido sulfúrico manteniendo constante el peróxido de hidrógeno, prácticamente

el cianuro total remanente en la pulpa de relave es de 7.00 ppm, con un pH promedio de 7.9 (neutro).

3.3.4 Resultados a Nivel Industrial:

Para las dosificaciones de los reactivos de H_2O_2 (50%) y H_2SO_4 (98%) se utilizan bombas magnéticas, marca Milton de Roy, de un caudal máximo de 30 lt / min.; la línea de transporte de los reactivos es de Acero Inoxidable, de $\frac{1}{4}$ " cada uno, de diámetro interior, el flujo másico del peróxido es de 0.95 Kg. / tms de mineral y el del Ácido es de 2.05 Kg. / tms., después de recorrer aproximadamente 20 metros, las dos líneas se juntan en un "Mezclador Estático" de material de teflón, la reacción es inmediata y después de 5 segundos de haberse formado el Ácido Caro, continua el transporte en una línea hasta juntarse con la línea de Polietileno HDPE que transporta al Relave final, iniciándose la Destrucción del Cianuro Total del Relave de la Planta.

El recorrido hasta llegar a descargar en la Presa de Relaves es 6 minutos aproximadamente, en la Presa de Relaves, el relave sedimenta hasta obtener una densidad de pulpa de 1.74 Tm./m^3 , el agua clarificada con un cianuro total promedio de 12 ppm, continua su reacción por los Rayos Ultra Violeta de los Rayos Solares, hasta obtener un cianuro total final de 5 ppm. en promedio.

DESTRUCCIÓN DEL CIANURO TOTAL DE LA SOLUCIÓN DEL RELAVE

2.05 kg / tms H_2SO_4 0.95 kg / tms H_2O_2



PLANTA DE PROCESOS

L: 650 m, Ø 5 1/4"

CN TOTAL DEL RELAVE DESPUES DE ACIDO CARO: 12 PPM

CN TOTAL DEL RELAVE ANTES DE ACIDO CARO: 180 PPM

DESTRUCCIÓN DE CN TOTAL POR LOS RAYOS ULTRAVIOLETA DEL SOL

CN TOTAL EN EL AGUA DESPUES DE LOS RAYOS ULTRAVIOLETA: 5.0 PPM

Fotografía N^o 13



ANÁLISIS DEL CIANURO TOTAL EN LOS 3 PUNTOS DE MUESTREO			
PROMEDIO MESES	CIANURO LIBRE (ppm) RELAVE PLANTA: N°1	CIANURO LIBRE (ppm) ACIDO CARO: N°2	CIANURO LIBRE (ppm) AGUA DE BOMBEO: N°3
Oct-02	185	10.0	5.0
Nov-02	180	11.0	6.0
Dic-02	182	14.0	1.5
Ene-03	188	15.0	1.0
Feb-03	187	14.0	1.0
Mar-03	185	14.0	1.0
Abr-03	180	11.0	4.0
May-03	178	10.0	5.0
Jun-03	180	9.0	6.0
Jul-03	180	11.0	5.0
Ago-03	180	12.0	5.0
Sep-03	182	10.0	6.0
Oct-03	185	12.0	6.0
Nov-03	180	10.0	5.0
Dic-03	181	11.0	1.0

Cuadro N° 5: Resultados Promedios Mensuales de la Destrucción de Cianuro

3.3.5 Conclusiones

- El reemplazo del Sulfato de Cobre y Peróxido de Hidrógeno por el Ácido Caro en la Destrucción del Cianuro total del Relave de la Planta, tuvo resultados muy favorables, se logró bajar de 120 ppm a menos de 12 ppm la concentración del cianuro total del relave que se deposita en la Presa y a 5.0 ppm el agua clarificada en la Presa de Relaves. A continuación se menciona la siguiente comparación:

CUADRO COMPARATIVO DE MÉTODOS DE DESTRUCCIÓN DE CIANURO DE SODIO	
Sulfato de Cobre y Peróxido de Hidrógeno	Ácido Caro H₂SO₅
El Relave de la Planta con 200 ppm de Cianuro total lo disminuye hasta 120 ppm	El Relave de la Planta con 250 ppm de Cianuro total lo disminuye hasta 12 ppm
El Agua clarificada no apta para la crianza de animales, tiene una concentración de cianuro total de 105 ppm.	El Agua clarificada es apta para la crianza de animales, tiene una concentración de cianuro total de 1.0 ppm.
Costo de operación de 1.10 dólares por tonelada métrica seca de mineral	Costo de operación de 0.60 dólares por tonelada métrica seca de mineral
Contaminación con Cobre del agua clarificada y pH de 9.5	pH del agua clarificada de 7.2

- Para minimizar la contaminación ambiental por cianuro de sodio, no es solo destruirlo a valores mínimos, además es importante la Automatización; es necesario que los flujos sean controlados por bombas de alta precisión, que tengan variadores automáticos de caudales, sensores de nivel de stock de reactivos en los tanques de almacenamiento, alarmas para detectar fallas en el bombeo, etc. cerrar el círculo de control de la seguridad y medio ambiente con la operación.
- La manipulación de los Reactivos de Destrucción se minimizó fuertemente, de una vez al día a dos veces por mes, disminuyendo el riesgo por manipulación.
- Es importante mencionar la Presa de Relaves, tiene una capa superior impermeabilizado de geomembrana de polietileno de 2.0 mm de espesor, alta densidad (HDPE) y bajo esta membrana tiene un geotextil AMOCO 5320, de tal forma que no hay contacto entre el relave con el suelo: **“Efluentes Cero”**, cumpliendo con las Leyes del Ministerio de Energía y Minas, aptos para realizar el EIA próximamente.

VI RECOMENDACIONES

- Por ser el Perú un país netamente minero y dado que contamos con alta riqueza de oro, zinc, plomo, cobre y plata; se recomienda que los diferentes cursos incluyan ejercicios y problemas con los procesos para la obtención de estos metales.
- Los Variadores de Velocidad de los motores eléctricos son equipos muy utilizados en lo que se refiere a bombas y equipos en movimiento, este equipo juega un papel muy importante en el control y automatización de la planta; es por ello importante que los futuros egresados tengan conocimiento de la operación y funcionamiento de estos equipos.
- Los conceptos de fisico química son muy aplicados en la operación de flotación de minerales poli metálicos; tales como reactivos: floculantes, coagulantes, colectores, depresores, espumantes, etc; por lo que resulta n importantes para los egresados que se desempeñan en esta industria.
- Las visitas técnicas a Plantas de Procesamiento de Minerales, permiten observar lo anterior, por lo que se recomienda que los estudiantes realicen este tipo de visitas en los primeros años de estudio. Recomendándose visitas de estudio a plantas de mediana y de gran minería.
- Para el egresado de ingeniería química existe una importante área de desempeño profesional en la industria minera y de procesamiento de minerales, por lo que se recomienda convocar a los egresados que laboran en esta área, para que compartan sus experiencias en eventos académicos como pueden ser: seminarios, cursos, charlas, etc., sobre temas netamente aplicados a la industria nacional, ya sea en la industria general, minería o petrolera.

VII REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. KONDOS, Peter; GRIFFITH, Wesley y JARA, Javier, The Use of Oxygen in Gold Cyanidation, Canadian Metallurgical Quarterly, Vol. 35, nº 1, Elsevier Science Ltd., 1996, pp. 39-45.
2. JARA, Javier y BUSTOS, Alejandro, Effect of Oxygen on Gold Cyanidation: Laboratory Results, Hydrometallurgy, 30, Elsevier Science Publisher B. V., Amsterdam, 1992, pp. 195-210.
3. J. DLC “Evaluación del circuito de Cianuración en el año 2,003 y 2,004”
4. Manual de Operación del Generador de Oxígeno Airsep 1000.
5. J. DLC “Evaluación de las pérdidas de carbón en el circuito CIP, 2,003”.
6. J. DLC “Seguimiento de eficiencia de los Cedazos Autolimpiantes, 2,004”.
7. R. Adamson “ Gold Metallurgy in South Africa ”
8. J. Rogans, D. McArthur “Evaluación de los Circuitos CIP de Anglogold’s West Wits.
9. Reportes diario de Laboratorio Químico.
10. Consultaria Ambiental EHS Environmental Higiene and Safety SRL “MONITOREO DE EMISIONES ATMOSFÉRICAS” (2004)
11. Diseño e Ingeniería de la Planta de Procesos y Disposición del Relave: Ing. Gustavo Plenge
12. Diseño e Ingeniería de la Planta de Destrucción de Cianuro Total del Relave: Ing. Gustavo Plenge.
13. “Control Ambiental y Destrucción del Cianuro en la Industria Metalúrgica del Oro” Dra. Jazmín Hurtado de BH. Consultores.

14. Diario Oficial El Peruano del 29 de Enero del 2003 238113 pp.
15. Leyes Ambientales Vigentes por el Ministerio de Energía y Minas
16. Archivo de Laboratorio Químico de la Mina, Análisis de Cianuro

VIII APENDICE

**“TÈCNICAS DE DESTRUCCIÒN DE CIANURO POR EL MÈTODO DEL
ÀCIDO CARO”**

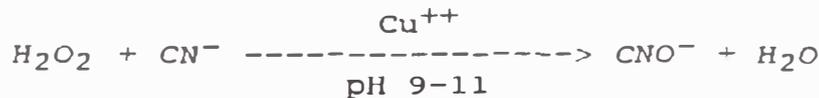
Hydrogen Peroxide and Caro's Acid Powerful Oxidants for Cyanide Destruction

Abstract

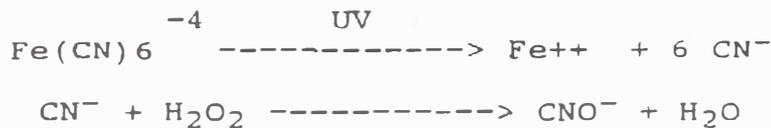
A brief review of the use of peroxygens to destroy free CN⁻, WAD (weakly acid dissociable) CN⁻ and tightly complexed cyanides will be followed by a case history on the use of Caro's acid (peroxymonosulfuric acid) to treat cyanide in a tailings slurry at a large North American Gold mine. Peroxygens such as hydrogen peroxide and peroxymonosulfuric acid (Caro's acid) will destroy cyanides. The choice of peroxygen depends on the type of cyanide and the nature of the substrate. Free cyanide and some WAD cyanides are destroyed with catalyzed hydrogen peroxide. For highly complexed cyanides, an advanced oxidation process such as UV H₂O₂ is required. For treating free and WAD CN⁻ in slurries containing high concentrations of heavy metals such as gold mine tailings, Caro's acid is most effective. Caro's acid (peroxymonosulfuric acid) was used to successfully treat a 6,500 GPM gold mining tailings slurry. Using an on-site FMC generator, Caro's acid reduced the CN concentration from 40 ppm to below the target level of 20 ppm. At increased Caro's acid levels, CN⁻ levels as low as 4 ppm were achieved. The raw material costs for the detoxification were reduced over 60% with Caro's acid compared to using H₂O₂ alone. In addition to the considerable savings in chemical raw material costs, the detoxification time with Caro's acid was much less compared to H₂O₂.

Peroxygens and Cyanide Destruction

Free CN⁻, weakly complexed cyanides and highly complexed cyanides can be destroyed with hydrogen peroxide or Caro's acid. The peroxygen and specific conditions to be used depends on the type of cyanide and substrate to be treated. For solutions containing free and weakly acid dissociable CN⁻, H₂O₂ catalyzed with a soluble copper salt is the preferred treatment. A vanadium, tungsten or silver salt may be substituted for the copper salt.



Where the use of copper as a catalyst may be objectionable, citric acid can be substituted [1]. For tightly bound complexes such as ferrocyanides, the Fe-CN bond must first be broken before the CN⁻ can be attacked. This can be accomplished by using UV to dissociate the Fe-CN bond and H₂O₂ to destroy the free CN⁻ (2).



The Bureau of Mines developed a process for removing cyanides and heavy metals. H₂O₂ and sodium thiosulfate are used to convert free CN⁻ and WAD CN⁻ to thiocyanate (SCN⁻). Ferrocyanide is removed by adding steryldimethylbenzyl ammonium chloride. Other heavy metals are removed by precipitation with ferric sulfate (3). Slurries such as tailings from gold mining operations usually contain heavy metals which can lead to excessive decomposition of H₂O₂ when used to treat free CN⁻ and WAD CN⁻. This reduces the amount of the H₂O₂ for cyanide destruction. In these cases, the use of Caro's acid is preferred since (1) Caro's acid is less sensitive to decomposition from heavy metals than H₂O₂- (2) Caro's acid reacts substantially faster than H₂O₂ with cyanides thereby minimizing the metal induced peroxygen decomposition reaction.

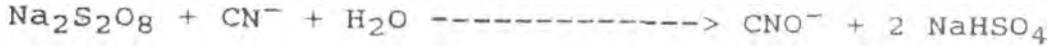


FMC Corporation
Hydrogen Peroxide Division
1735 Market Street
Philadelphia, PA 19103
Phone: 1-800-442-6236



Visit our web site at http://www.fmcchemicals.com/division_hydrogenperoxide.asp

Ammonium, potassium or sodium persulfate will also destroy cyanides but react much slower compared to Caro's acid.



The cyanate (CNO-) formed from the reaction of cyanides with peroxygens hydrolyzes as follows:



In addition to its use in gold mines, the focus of this paper, Caro's acid is applicable to destroying cyanides in a range of waste discharges, including electroplating operations, iron and steel operations, organic chemicals, and plastics.

Preparation and Properties of Caro's Acid

Caro's acid is formed as follows:



Caro's acid can be prepared from concentrated hydrogen peroxide and concentrated sulfuric acid. Caro's acid yield will drop if dilute H₂O₂ and acid are used in its preparation. The exothermic nature of the reaction is primarily due to the heat of dilution of the, sulfuric acid. The temperature rise of 500C-600C that results, intensifies the inherent instability of Caro's acid. For this reason, it is generated and consumed immediately at the point of use.

For laboratory use, small quantities of Caro's acid may be prepared by slowly adding H₂O₂ to concentrated sulfuric acid contained in a inert container e.g., glass, surrounded by an ice bath. Prepared in this way, the Caro's acid can be stored under refrigeration for several days.

Caro's acid also may be prepared by adding sulfuric acid to aqueous slurries of sodium, ammonium or potassium persulfate (4).



Caro's acid solutions are clear, colorless and have an oily consistency. Caro's acid possesses the properties of an oxidizer and strong acid. A typical solution prepared from 70% H₂O₂ and 93% sulfuric acid at a 2.5/1 mole ratio of H₂SO₄/H₂O₂ will contain 25% Caro's acid, 47 % sulfuric acid, 3% hydrogen peroxide and 25% water. Caro's acid once formed and diluted only slowly hydrolyzes back to sulfuric acid and H₂O₂. In addition to detoxifying cyanides, Caro's acid can destroy phenols, alcohols, aldehydes and ketones.

The information contained herein is, to our knowledge, true and accurate. However, we make no warranty or representation, expressed or implied, and nothing contained herein should be construed as permission or recommendation to infringe any patent. All intellectual property rights to this material is retained by FMC Corporation.

Gold Mining Case Study

Overview of Gold Mine Milling Operation

In a typical gold mining milling operation, ore is dry crushed followed by wet grinding. The aqueous slurry is sent to a series of leach tanks where sodium cyanide, a lixiviate is added along with lime and air. After the gold solution is drawn off in a counter-current decantation process, the tailings containing residual cyanide is sent to a tailings pond for disposal (see Figure 1).

If the tailings require treatment to reduce residual cyanide concentrations, the detoxification agent is usually added to the tailings prior to discharge to the tailings pond. Alternatively the detoxification agent can be added directly to the pond.

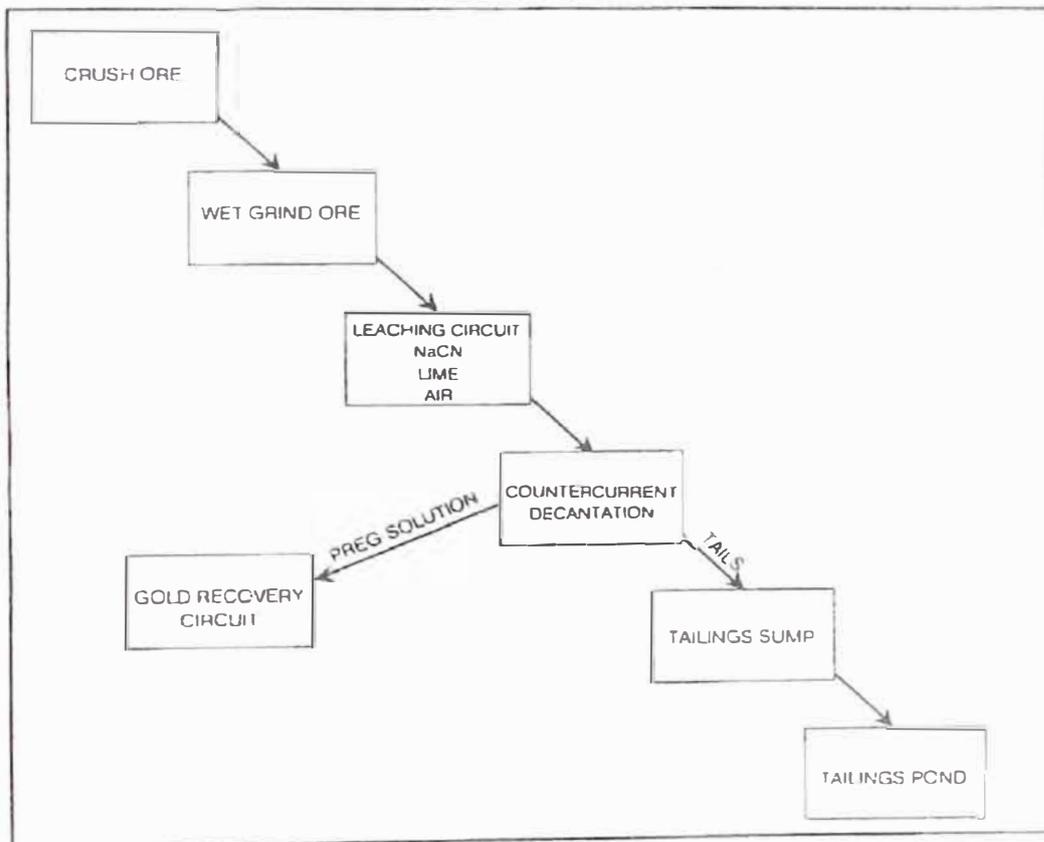


FIGURE 1 - GOLD MINE MILLING OPERATION

Cyanide Detoxification Background

A large North American gold mine processing 6,500 GPM tailings containing WAD CN⁻ residuals of 40-50 ppm had been using ferrous sulfate to complex the CN⁻ and reduce the hazard to wildlife in their tailings pond. These techniques did not prove entirely effective however and the mine staff switched from ferrous sulfate to H₂O₂ in the Spring of 1992. Hydrogen peroxide reduced the cyanide levels to 25 ppm, the target level.

As part of the mine's continuous improvement program, the staff's next goal was to reduce detoxification costs and improve the detoxification kinetics. With H₂O₂, a portion of the CN⁻ detoxification is completed within the 20 minute travel time to the pond from the tailings sump through HDPE lines to the tailings pond. The remainder of the detoxification is completed in the pond after several more minutes. Ideally, the entire detoxification should be completed before the treated tailings enter the pond. In this way, wildfowl landing on the pond in the vicinity of the tailings discharge lines would not be subject to high cyanide levels.

It was decided to evaluate Caro's acid (peroxymonosulfuric acid), a cyanide detoxification agent known to possess fast cyanide detoxification kinetics and high detoxification efficiency.

Cn Detoxification Process Description

For the trial, an FMC Caro's acid generator was supplied which consisted of two components: (1) a feed skid containing the chemical feed pumps, a programmable logic controller and a water deluge system, (2) a reactor which was located over the tailings sump remote to the feed skid (see Figure 2).

Tank trucks of hydrogen peroxide and sulfuric acid served as temporary storage vessels during the trial. The process described is continuous. Sulfuric acid and hydrogen peroxide are pumped from the feed skid at a tightly controlled rate and ratio Of H₂SO₄/H₂O₂ to the CA reactor. The Caro's acid is then metered into the tailings stream where rapid oxidation of cyanide takes place. After the Caro's acid is mixed with the tailings slurry, it travels about one mile (20 minutes) prior to release to the tailings pond.

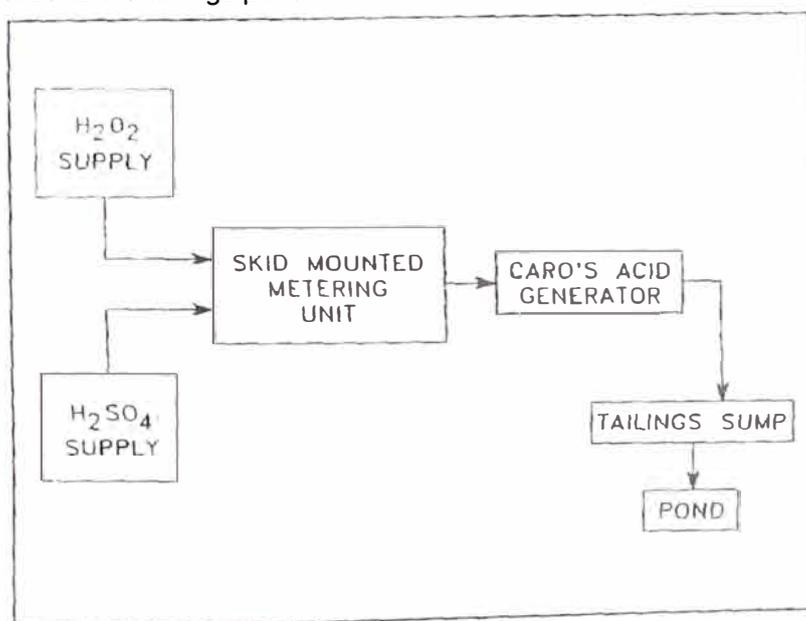


FIGURE 2 - SCHEMATIC FOR CARO'S ACID DETOXIFICATION OF CYANIDE IN GOLD MINE TAILINGS SLURRY

FMC Corporation

Hydrogen Peroxide Division
1735 Market Street
Philadelphia, PA 19103
Phone: 1-800-442-6236



Visit our web site at http://www.fmcchemicals.com/division_hydrogenperoxide.asp

Safety Considerations

Safe operation of the process was of paramount importance and was insured by the following steps.

1. Several safety features were built into the generator itself to maximize safe operation. These included separation of the mixer-reactor from the feed skid/control unit, and a programmable logic controller (PLC) to monitor and control the chemical feed rates. The PLC also controlled alarms and emergency shutdowns. Also, design features eliminated the possibility of Caro's acid back-flowing into the feed system.
2. A Hazardous operation study was conducted on the Caro's acid generator and the proposed test area.
3. Bags of soda ash were provided to clean up any spills of sulfuric acid that might occur.

Cyanide Nomenclature

The term "WAD CN⁻" as used in this paper, is the sum of true WAD (weakly acid dissociable) CN⁻ plus free CN⁻. True WAD CN⁻ are weakly acid dissociable complexes of CN⁻, e.g., the copper and nickel complexes. True WAD CN⁻ and free CN⁻ are specifically designated as such.

Experimental

Outline of Test Plan

Several runs were made on mill tailings slurry at initial WAD CN⁻ levels of 40-50 ppm and 100-120 ppm. Mole ratios of H₂SO₄ to H₂O₂ for Caro's acid generation were either 2.0/1 or 2.5/1. Mole ratios of CA/CN⁻ were between 0.7/1 and 2.9/1.

Analytical

Sampling

Samples of feed slurry were taken at the head of the line and samples of treated slurry were "taken as the slurry entered" the tailings pond.

Analytical Methods

WAD CN⁻ (free + WAD) was determined by the picric acid method and free cyanide by the silver nitrate titrimetric method using Rhodanine indicator. As a cross check, WAD CN⁻ and free CN⁻ were also determined by the LaChat Micro-Distillation method. The methods generally were in good agreement.

Results and Discussion

1. Release Of HCN

The atmospheric HCN detectors at the tailings treatment site registered non-detectable levels of HCN during most of the plant trial never exceeding 2 ppm HCN. The 2 ppm HCN maximum level was well within the 5 ppm limit at which point an alarm would be sounded. The low atmospheric HCN levels are attributed to the very rapid reaction of the Caro's acid with the cyanide.

The information contained herein is, to our knowledge, true and accurate. However, we make no warranty or representation, expressed or implied, and nothing contained herein should be construed as permission or recommendation to infringe any patent. All intellectual property rights to this material is retained by FMC Corporation.

2 Effect Of Feed CA/CN- Mole Ratio

How the dosage level of Caro's acid relative to the WAD CN- in the feed affects CN- detox is examined in this section. Figure 3 shows that a CA/CN- mole ratio of 1/1 is sufficient to control effluent at 12-16 ppm WAD CN-, which is well below the 25 ppm target level. Figure 3 also indicates a refractory lower level of WAD CN- which will not yield even to CA/CN- ratios of greater than 2.5. This lower level is about 4 ppm WAD CN- for the tailings tested. Results with other tailings slurries may result in lower or higher final WAD CN- levels and will depend in large part on the type of WAD CN- that are present.

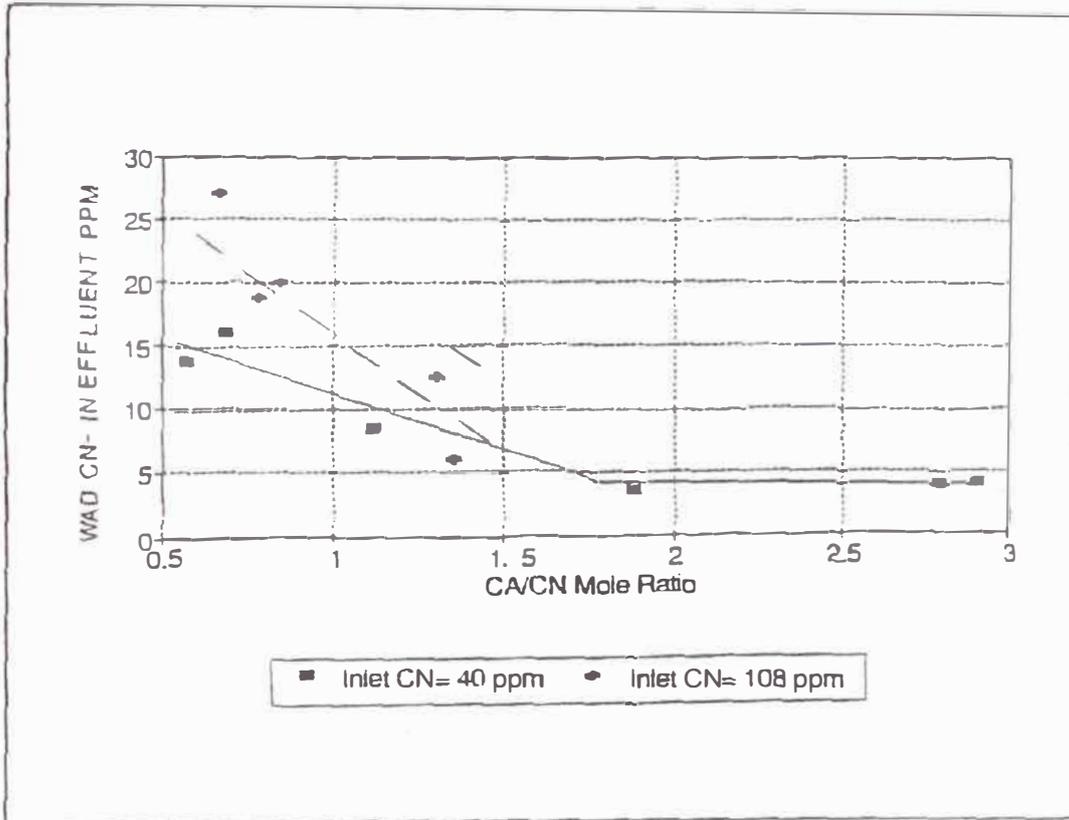


FIGURE 3 - CONCENTRATION OF WAD CN⁻ IN EFFLUENT VS CA/CN⁻ MOLE RATIO

3. Effect Of Operating Parameters On Effluent pH

Figure 4 shows the relation of effluent pH to CA/ CN mole ratios for 40 ppm and 108 ppm, inlet WAD CN-. At a CA/CN mole ratio of 1/1 and a H₂SO₄/H₂O₂ mole ratio of 2.5/1, effluent pH will be 8.8 and 6.6 for inlet WAD CN- levels of 40 and 108 ppm respectively. At 108 pp* inlet WAD CN-, an increase of about 0.6 pH units occurs by decreasing the H₂SO₄/H₂O₂ mole ratio from 2.5 to 2.0. The effect of lowering the H₂SO₄/H₂O₂ mole ratio was too small to be measured under plant conditions at 40 ppm inlet WAD CN-. Lowering the R₂SO₄/H₂O₂ mole ratio however, raises the adiabatic mix temperature. This may not be desirable since the higher temperature can lead to greater instability of the Caro's acid.

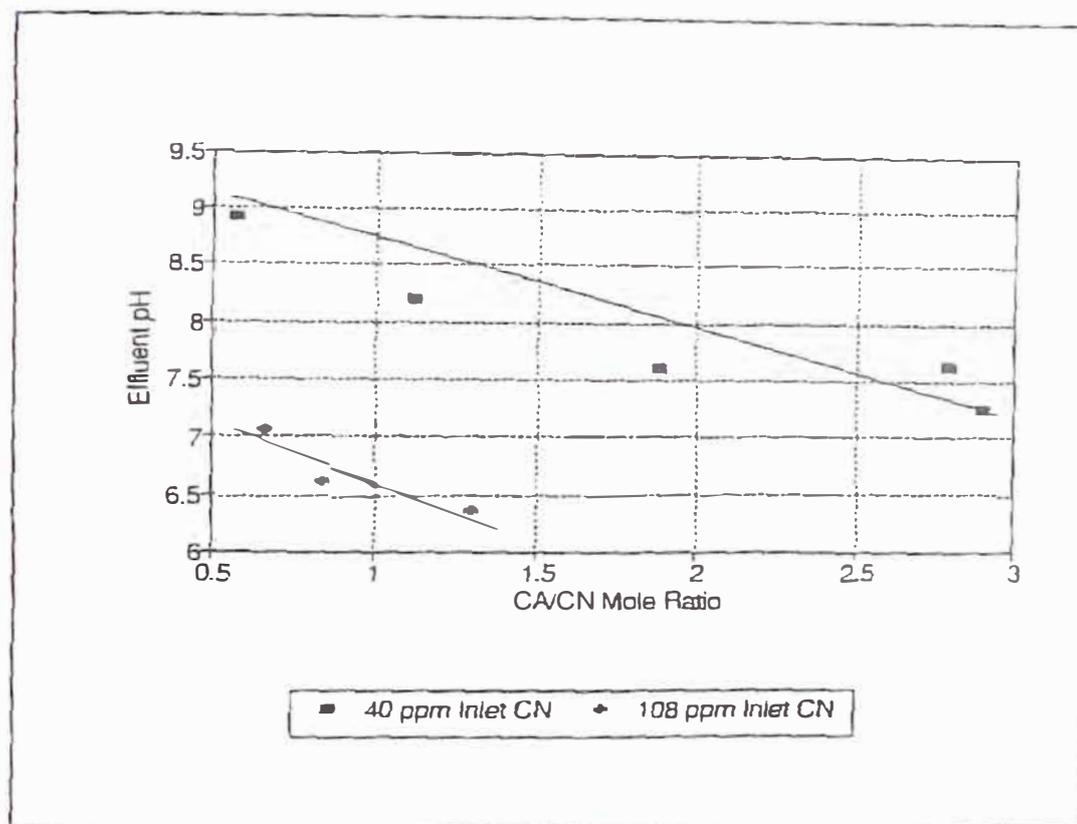


FIGURE 4 - EFFLUENT pH VS CA/CN⁻ MOLE RATIO

4. Free CN- And True WAD CN- Destruction

Data on the relative ease of destruction of free and true WAD CN- is shown in Figures 5-6. It is more difficult to destroy true WAD CN- than free CN-. For example, Figures 5 and 6 indicate that at an inlet CA/CN- mole ratio of 1.0, about 90-95% of the free CN-, but only 20-40% of the WAD CN would be destroyed. However, by increasing the mole ratio of CA/CN- to 1.8/1, the amount of true WAD CN- destroyed increases to 90%.

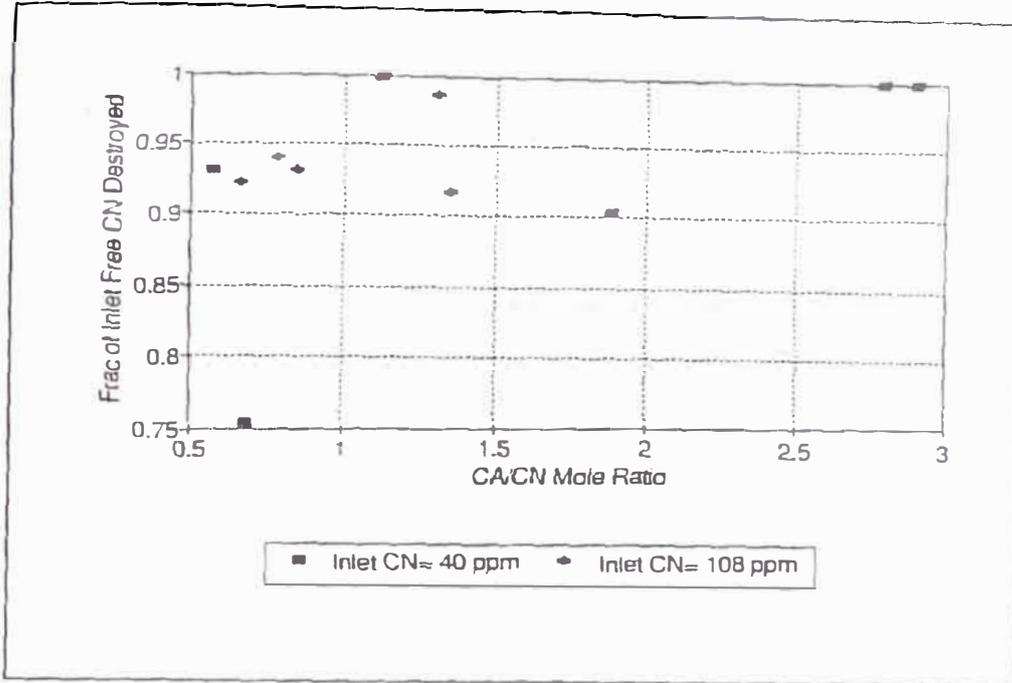


FIGURE 5 - FRACTION OF INLET FREE CN⁻ DESTROYED VS CA/CN⁻ MOLE RATIO

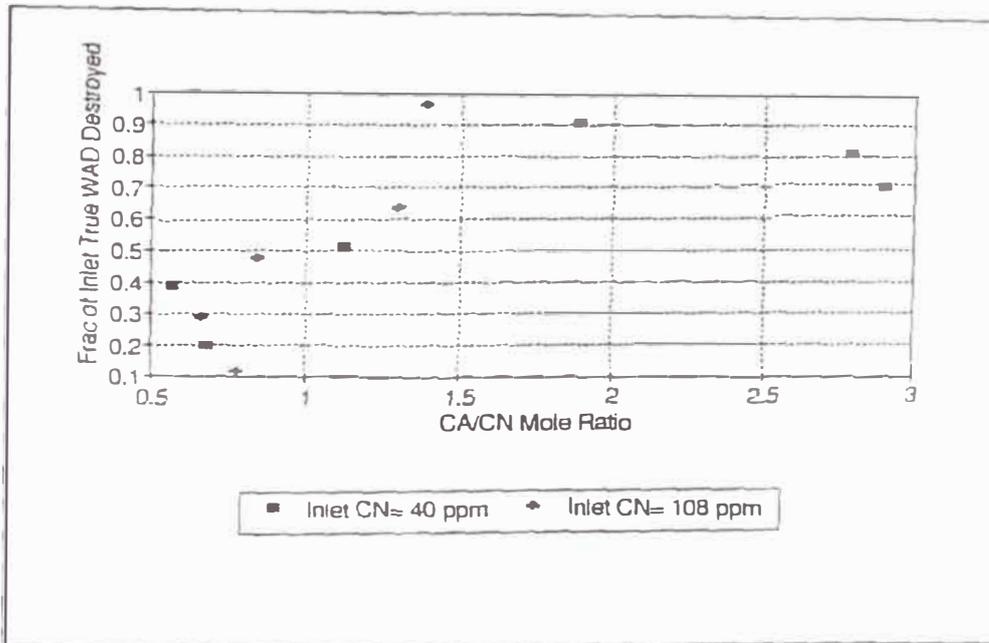


FIGURE 6 - FRACTION OF INLET TRUE WAD CN⁻ DESTROYED VS CA/CN⁻ MOLE RATIO

The information contained herein is, to our knowledge, true and accurate. However, we make no warranty or representation, expressed or implied, and nothing contained herein should be construed as permission or recommendation to infringe any patent. All intellectual property rights to this material is retained by FMC Corporation.

5. Economics

The raw material costs for Caro's acid is comprised of the cost of peroxide, sulfuric acid and added Cao (lime) for neutralization. An estimated raw material cost breakdown for the Caro's acid is as follows.:

	<u>% of Total Cost</u>	
	<u>w/CaO</u>	<u>w/o CaO</u>
H ₂ O ₂	57	67
H ₂ SO ₄	29	33
CaO	14	0

For this plant trial, extra lime was not needed but in less buffered tailings slurries, extra lime might be required during the addition of the Caro,'s acid. In addition, since most mines recycle a portion of their tailings pond back to the mill, some neutralization will be required either during or after Caro's acid treatment. If the neutralization is conducted only on that portion of water reclaimed, then neutralization costs will be less than if the entire tailings slurry is neutralized.

The raw material cost to destroy one pound of CN- is plotted, including CaO, cost for complete neutralization of the acid in Figure 7. Figure 7 shows that the cost per pound of CN- destroyed is independent of inlet CN level. Figure 8 shows \$/lb of CN- cost, excluding CaO. Thus if CaO is not needed, then for a 20 ppm effluent CN- level, the cost without Cao is \$1.30 vs \$1.55/lb of destroyed CN- with CaO.

Raw material costs on a \$/ton dry ore basis are shown in Figure 9. This basis will be dependent on the inlet CN loading and percent solids in the slurry. Figure 9 shows the total cost, including CaO for neutralization as a function of exit WAD CK for 40 and 108 ppm CN- inlet loadings. Obviously, the \$/ton cost is higher for the higher inlet CN- concentration.

Finally, the \$/T cost to achieve either 10 or 20 ppm CN in the effluent is plotted in Figure 10 over a range of inlet CN- concentrations. It costs about \$0.10/ton in total raw material cost to bring inlet WAD CN- from 40 ppm down to 20 ppm. This compares to \$0.32/ton using H2O2 alone. Thus Caro's acid has the potential to substantially reduce raw material costs for CN- detoxification.

The capital cost for a Caro's acid generator is < \$200,000 The costs for the H2O2 and H2SO4 storage vessels are not included but would be significantly less than the investment in the Caro's acid unit.

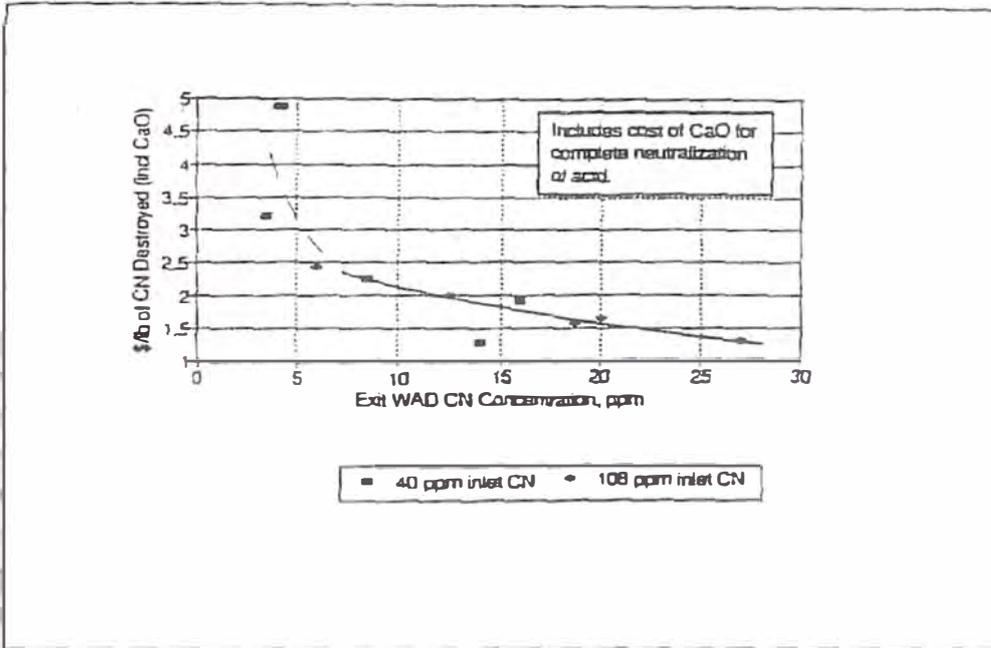


FIGURE 7 - COST OF CN⁻ DESTRUCTION VS CN⁻ EXIT CONC.

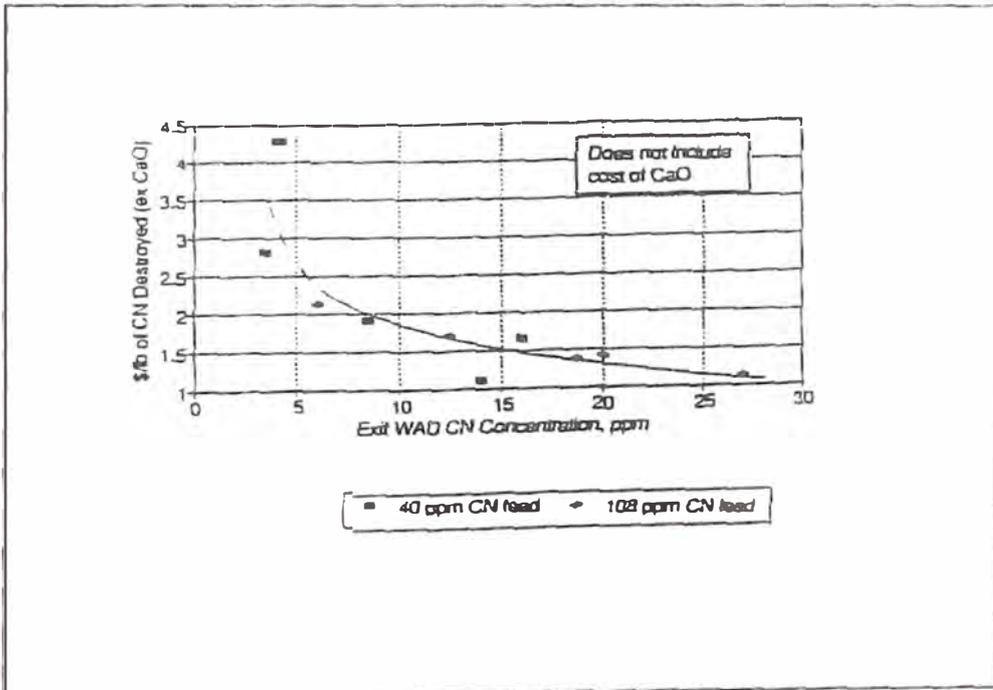


FIGURE 8 - COST OF CN⁻ DESTRUCTION VS CN⁻ EXIT CONC.

The information contained herein is, to our knowledge, true and accurate. However, we make know warrenty or representation, expressed or implied, and nothing contained herein should be construed as permission or recommendation to infringe any patent. All intellectual property rights to this material is retained by FMC Corporation.

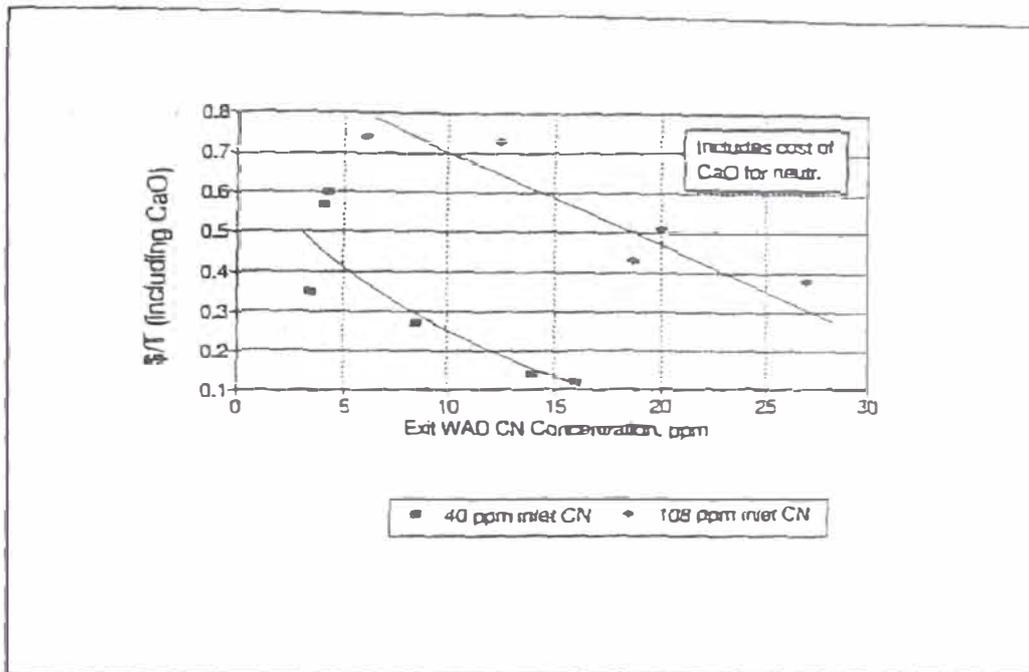


FIGURE 9 - COST OF CN⁻ DESTRUCTION VS CN⁻ EXIT CONC

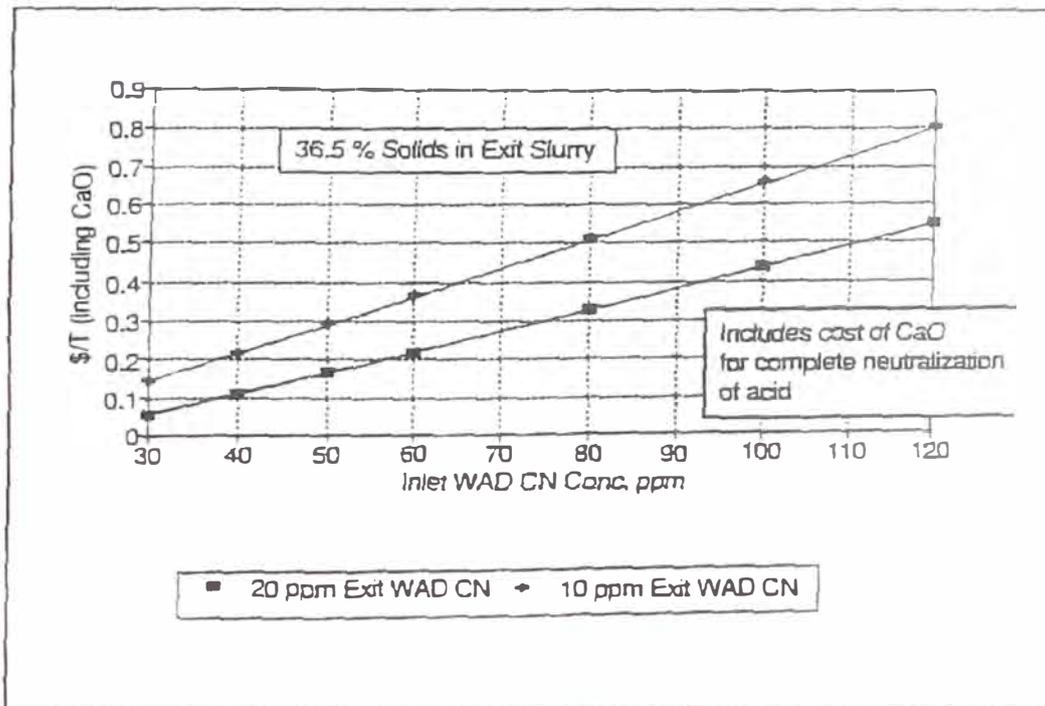


FIGURE 10 - \$/TON COST OF CN⁻ DETOXIFICATION WITH CARO'S ACID VS INLET WAD CN⁻ CONCENTRATION

The information contained herein is, to our knowledge, true and accurate. However, we make no warranty or representation, expressed or implied, and nothing contained herein should be construed as permission or recommendation to infringe any patent. All intellectual property rights to this material is retained by FMC Corporation.

FMC Corporation
Hydrogen Peroxide Division
1735 Market Street
Philadelphia, PA 19103
Phone: 1-800-442-6236



Visit our web site at http://www.fmcchemicals.com/division_hydrogenperoxide.asp

Conclusions

1. Carol's acid (peroxymonosulfuric acid) was successfully field tested as a cyanide detoxification agent.
2. Substantial raw material savings and shortened cyanide detoxification times compared to using H₂O₂ alone were realized.
3. Atmospheric HCN levels at the tailings treatment site were at 0-2 ppm over the course of the plant trial even though extra alkali was not added.
4. Using a 1/1 mole ratio of Carols acid/CN⁻, and a 2/1 or 2.5/1 mole ratio of H₂SO₄/H₂O₂, WAD CN⁻ levels were reduced from 40 -108 ppm to below the target concentration of 20 ppm. By increasing the CA/CN⁻ mole ratio to 1.5/1, WAD CN⁻ levels were reduced to 4 ppm.
5. At a CA/CN⁻ mole ratio of 1/1, the effluent pH dropped from an initial pH of 10.5 to a pH of 8.8 and 6.6 for feed WAD CN⁻ levels of 40 and 108 ppm, respectively.
6. The raw material costs for the detoxification were reduced from \$0.32/dry ton ore with H₂O₂ to \$0.10/dry ton ore with Carols acid starting with a WAD CN⁻ concentration of 40 ppm.

References

1. Castrantas, Harry M, and Michael R. Fagan U.S. Patent 5,137,642 "Detoxification of Aqueous Cyanide Solutions" Issued August 11, 1992
2. Betermier, Benedicte., Manuel Alvarez, and Robert D. Norris U.S. Patent 4,446,029 "Destruction of Iron Cyanide complexes" Issued May 1, 1984.
3. Schiller, Joseph E., 1983 "Removal of Cyanide and Metals From Mineral Processing Waste Waters" Bureau of Mines Report RI 8836 United States Department of the Interior, Washington DC.
4. Chiang John S. U.S. Patent 4,049,786 "Process of Preparing Peroxymonosulfate" Sept 20, 1977

The information contained herein is, to our knowledge, true and accurate. However, we make no warranty or representation, expressed or implied, and nothing contained herein should be construed as permission or recommendation to infringe any patent. All intellectual property rights to this material is retained by FMC Corporation.