

3783

628.164
N 822
1999

3783

BIBLIOTECA CORFO

INFORME FINAL

CODIGO PROYECTO FONTEC : 98 - 1419

TITULO DEL PROYECTO :

INCORPORACION DE NUEVAS TECNOLOGIAS PARA LA
RECUPERACION A PROCESO DE AGUAS INDUSTRIALES.

ENTIDAD PATROCINADORA:

NORANDA CHILE S.A.
FUNDICION ALTONORTE

ENTIDAD EJECUTORA:

INGENIERIA DE MINERALES LTDA.

FECHA DE ENTREGA:

JULIO DE 1999

628.164
N 822
1999



Dr. Eng. Rainer Imhof
U. Clausthal, Germany

Dr. Eng. Vladko Panayotov
U. Minería y Geología, Bulgary

MSc.Eng. Samuel Sánchez
U. de Chile, U. Wits., R.S.A.

INDICE

INFORME FINAL PROYECTO FONTEC 98 – 1419

1.-	INTRODUCCIÓN	1
2.-	TECNOLOGÍA ELECTROQUÍMICA DE ABATIMIENTO DE ARSÉNICO	3
2.1.-	ASPECTOS TEÓRICOS.	3
2.2.-	INFORMACIÓN HISTÓRICA.	8
3.-	OBJETIVOS GENERALES Y ESPECÍFICOS DEL PROYECTO.	11
4.-	CARACTERIZACIÓN DE LOS EFLUENTES PLANTA DE ÁCIDO DE ALTONORTE Y SU ACTUAL TRATAMIENTO.	12
4.1.-	CARACTERIZACIÓN DE EFLUENTES ACIDOS (GRAFICOS EN ANEXOS).	12
4.2.-	CARACTERIZACIÓN DEL ACTUAL SISTEMA DE POZAS DE EVAPORACIÓN SOLAR PARA EL TRATAMIENTO E EFLUENTES ÁCIDOS DE ALTONORTE CON CAL. (VER ANEXO,FOTOGRAFIAS DEL PROCESO)	13
4.3.-	COSTOS DIRECTOS DE OPERACIÓN.	
5.-	PRUEBAS PRELIMINARES DE RECONOCIMIENTO PARA EFLUENTES.	
5.1.-	PRUEBAS REALIZADAS EN BULGARIA.(VER EN ANEXOS)	
6.-	CELDA PILOTO DE DISEÑO Y FABRICACIÓN EN ALEMANIA.	
6.1	ASPECTOS CONCEPTUALES.(VER ANEXOS)	
6.2	ASPECTOS DE FABRICACIÓN. (VER ANEXOS)	
6.3	INSTALACIÓN DE LA CELDA PILOTO EN ALTONORTE. (VER ANEXOS, FOTOGRAFIAS DE INSTALACIONES)	



7.-	TRABAJO EXPERIMENTAL.	16
7.1.-	TEST 1	16
7.1.1.-	TABLA DE DATOS Y CONDICIONES	
7.2.-	TEST2	17
7.2.1.-	TABLA DE DATOS Y CONDICIONES	
7.2.2.-	GRAFICOS DE RESULTADOS	
7.3.-	TEST3	20
7.3.1.-	TABLA DE DATOS Y CONDICIONES	
7.3.2.-	GRAFICOS DE RESULTADOS	
7.4.-	TEST4	23
7.4.1.-	TABLA DE DATOS Y CONDICIONES	
7.4.2.-	GRAFICOS DE RESULTADOS	
7.5.-	TEST5	26
7.5.1.-	TABLA DE DATOS Y CONDICIONES	
7.5.2.-	GRAFICOS DE RESULTADOS	
7.6.-	TEST6	29
7.6.1.-	TABLA DE DATOS Y CONDICIONES	
7.6.2.-	GRAFICOS DE RESULTADOS	
7.7.-	TEST7	31
7.7.1.-	TABLA DE DATOS Y CONDICIONES	
7.7.2.-	GRAFICOS DE RESULTADOS	
7.8.-	TEST8	34
7.8.1.-	TABLA DE DATOS Y CONDICIONES	
7.8.2.-	GRAFICOS DE RESULTADOS	
7.9.-	TEST9	37
7.9.1.-	TABLA DE DATOS Y CONDICIONES	
7.9.2.-	GRAFICOS DE RESULTADOS	
7.10.-	TEST	40
7.10.1.-	TABLA DE DATOS Y CONDICIONES	
7.10.2.-	GRAFICOS DE RESULTADOS	

7.11.-	TEST11	43
7.11.1.-	TABLA DE DATOS Y CONDICIONES	
7.11.2.-	GRAFICOS DE RESULTADOS	
7.12.-	TEST12	45
7.12.1.-	TABLA DE DATOS Y CONDICIONES	
7.12.2.-	GRAFICOS DE RESULTADOS	
8.-	ANALISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS.	48
9.-	DISEÑO CONCEPTUAL DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES A NIVEL INDUSTRIAL.	53
10.-	BALANCE DE PLANTA INDUSTRIAL.	54
11.-	ESTIMACIÓN DE COSTOS OPERACIONALES.	55
12.-	ESTIMACIÓN DE COSTOS DE INVERSIÓN.	56
13.-	ANALISIS ECONÓMICO PRELIMINAR DEL PROYECTO.	57
13.1.-	COMPARACIÓN DE COSTOS UNITARIOS DE PROCESO ACTUAL CON CAL Y PROCESO ELECTROQUÍMICO.	
13.2.-	ESTIMACIÓN DE VAN Y TIR PARA DIFERENTES SITUACIONES OPERACIONALES A NIVEL INDUSTRIAL.	
14.-	CONCLUSIONES.	58
15.-	RECOMENDACIONES Y PLANTEAMIENTOS GENERALES.	59

ANEXOS

BIBLIOGRAFÍA

INTRODUCCION

NORANDA CHILE S.A. a través de Fundición Altonorte con el apoyo de la Corporación de Fomento de la Producción (CORFO) mediante el programa FONTEC han desarrollado el Proyecto de Innovación Tecnológica codificado como FONTEC 98 – 1419 y cuyo título es: INCORPORACIÓN DE NUEVAS TECNOLOGÍAS PARA LA RECUPERACIÓN A PROCESO DE AGUAS INDUSTRIALES, proyecto que ha sido ejecutado por INGENIERÍA DE MINERALES LTDA..

El proyecto de innovación tecnológica a que se refiere el presente informe, corresponde a la aplicación de la tecnología electroquímica, introducida en el país por Ingeniería de Minerale Ltda. y desarrollada por el Dr. Vladko Panayotov de Bulgaria, MSc Eng. Samuel Sánchez Pino y el Dr. Rainer Imhof de Alemania para la limpieza de elementos pesados de aguas industriales, conocidas como efluentes ácidos de fundición y que normalmente se refieren a aguas proveniente del lavado de gases de las fundiciones, los cuales posteriormente se usan para la producción de ácido sulfúrico.

El presente Proyecto Fontec N° 98 – 1419 tiene como objetivo general la recuperación de las aguas ácidas (actualmente evaporadas a sequedad previa neutralización a $\text{pH} > 12$) y reincorporarlas a proceso, cumpliendo previamente el objetivo específico de limpiar las aguas de sus elementos pesados, especialmente el Arsénico y Cobre, además, en lo posible, realizar el proceso eliminando el agregado de cal que hoy día se usa.

El desarrollo del proyecto se ha iniciado con pruebas de aguas reales de diferentes pozas de evaporación solar ,en su etapa preliminar para continuar con el diseño y fabricación de una unidad piloto en Alemania, la unidad piloto consta de tres celdas en serie manejadas en forma individual respecto de la densidad de corriente, como variable principal independiente, cada celda tiene su propio transformador variable y rectificador de corriente, en general, esta unidad piloto ha permitido demostrar que el proceso desarrollado por el Dr. Vladko Panayotov es técnica y ecomómicamente factible, ha demostrado su eficacia para el abatimiento de Arsénico y Cobre disuelto en las aguas ácidas, según se puede observar en las diferentes pruebas de este informe.

Las pruebas desarrolladas para las aguas ácidas de Altonorte, han permitido obtener aguas productos de concentración variable, según sean las condiciones de proceso aplicadas, en general se obtiene con facilidad concentraciones bajo 50 ppm de As a partir de cabezas de entorno a 1000 y 2000 ppm en la alimentación, para alimentaciones entre 8.000 y 10.000 ppm de As es posible obtener concentraciones finales bajo a los 350 ppm para nuestras condiciones experimentales, pero ajustando intensidades de corriente y tiempos de residencia se puede obtener el agua producto con concentraciones inferiores a 1 ppm. Según anexos del informe, el cobre baja en forma similar que el arsénico.

La tecnología electroquímica motivo de este proyecto muestra en general un buen comportamiento para el abatimiento de cationes de As y Cu, como se puede mostrar a lo

largo de este informe, esta tecnología no requiere del uso de cal, el pH puede variarse hasta rangos de neutralidad de las aguas partiendo de concentraciones entre 20 a 35 g/l de ácido sulfúrico.

El consumo de energía oscilan de 1 a 3,5 KWH/m³ de agua ácida tratada, lo que significa a un costo de 0,025 USD/ Kwh, un costo de 0,088 USD/m³ y un consumo de electrodos acumulado hasta una cuarta celda de tratamiento de 2 a 3 Kg/m³ .

2.- TECNOLOGÍA ELECTROQUÍMICA DE ABATIMIENTO DE ARSÉNICO.

2.1 ASPECTOS TEÓRICOS.-

La tecnología electroquímica que se aplica, se basa principalmente en la realización de diferentes reacciones electroquímicas que dan como resultado la precipitación del arsénico en su forma de arsenato férrico cuya fórmula es FeAsO_4 , donde el Fe está en su estado de oxidación +3 y el As está en su estado de oxidación +5.

El proceso que se desea producir ocurre en un medio complejo de alta acidez, alta concentración de arsénico y cobre en solución, además de todos los otros elementos disueltos producto del lavado de gases, donde adicionalmente se desea usar la neutralización de las aguas como una resultante del proceso electroquímico, que elimine el uso de la cal que se emplea en el proceso actual.

La electrólisis de disolución produce iones con una alta reactividad en la zona anódica de la celda electrolítica, lo cual produce una rápida reacción química de precipitación del arsénico y precipitación del cobre, lo que se describe a través de las reacciones globales que se indican más adelante.

El Arsénico como elemento clave en estudio lo podemos caracterizar químicamente por su Número Atómico 33, Peso Atómico 74,91 y se ubica en el grupo V de la Tabla Periódica en el subgrupo que contiene el Nitrógeno, Fósforo, Antimonio y Bismuto. El Arsénico, Antimonio y Bismuto son metaloides, cuyo carácter metálico aumenta desde el Arsénico al Bismuto. Los elementos principales corresponden a sus estados de oxidación +3 y +5, aunque sus valencias son : +3 , +5 , -1 , -3 y -5, debido a esto existe también el hidruro de Arsénico donde actúa con valencia -3.

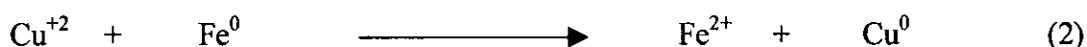
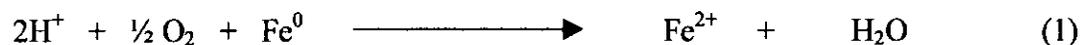
Los compuestos representativos del Arsénico según aumente su nivel de oxidación son:

- Para su estado de oxidación más bajo -3 forma Arsenamina (Arsina): AsH_3
- En su estado neutro, existe como Arsénico metálico: As

- En su estado de oxidación +3 se encuentra normalmente como:
 - As₄O₆
 - As₂O₃
 - H₃As O₃
 - AsCl₃
- En su mayor estado de oxidación +5 se encuentra normalmente como:
 - As₂O₅
 - H₂ As O₄
 - AsCl₅
 - FeAsO₄

El conjunto de reacciones electroquímica y mecanismos que se indican permiten una visualización global y comprensión general de este proceso.

- 1.- Existe una generación de iones ferrosos a partir de los electrodos, básicamente en ambientes fuertemente ácidos por tres razones, es evidente una corrosión ácida, por cementación de cobre y por disolución electrolítica, de acuerdo a las reacciones siguientes:



Adicionalmente debido a la presencia de iones férricos en solución, se produce la reacción del cobre cementado para generar también iones ferrosos.

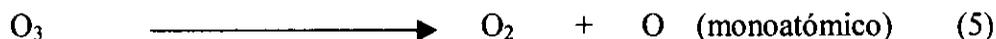


- 2.- El electrolito de proceso es de un ambiente altamente oxidante, fundamentalmente debido a la alta acidez del medio, a la presencia de iones férricos, a la alta generación de oxígeno en el sistema y principalmente a la generación de oxígeno monoatómico (oxígeno nascente) a partir de los ánodos por la descomposición del agua, oxígeno que posee una alta reactividad o capacidad de oxidación, presentando este oxígeno nascente una acción similar al ozono, el cual también libera en solución este oxígeno monoatómico.



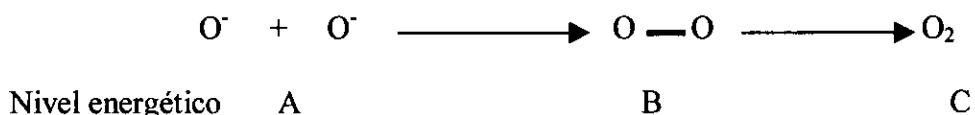
El calor de descomposición del ozono medido según la literatura técnica, da una idea de la energía de formación, siendo ésta superior al oxígeno diatómico, debido entonces a su mayor contenido energético el ozono es químicamente más activo que

el oxígeno, razón válida también para el oxígeno monoatómico producto de este proceso electroquímico.



El elemento energicamente oxidante es el oxígeno monoatómico generado, mucho más que el oxígeno diatómico aunque obviamente éste es también un oxidante.

En la región anódica se produce este oxígeno naciente monoatómico, el cual llega a constituir una molécula diatómica de oxígeno pasando por etapas intermedias de mecanismos de reacción:



$$\text{Nivel Energético A} \gg \text{ Nivel Energético B} > \text{ Nivel Energético C}$$

La reacción formadora de oxígeno monoatómico se produce debido a las reacciones de descomposición del agua como se indican a continuación.

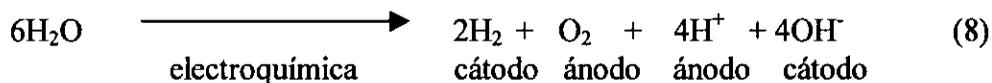
Reacción catódica:



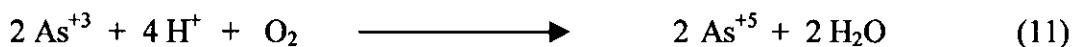
Reacción anódica:



Ecuaciones que se representan globalmente por la ecuación:



3.- Simultáneamente a las reacciones anteriores se producen las reacciones de oxidación siguientes:



4.- Reacción de precipitación del Arsénico



5.- Existen además reacciones de reducción, particularmente las siguientes:



La reacción 14 última, es una reacción de particular atención por ser el producto la arsenamina, o arsina, producto altamente venenoso, la arsenamina se efectúa mejor por el hidrógeno naciente en solución sulfúrica con el zinc y estando el arsénico en una combinación oxigenada de anhídrido o de ácido arsenioso o arsénico.

Todos los oxidantes, como los halógenos, hipocloritos, cloratos y nitratos impiden la formación de arsenamina, (Linus Pauling, Química General, Capítulo XII). Además es importante señalar que la elevada concentración de Fe^{2+} en solución compite fuertemente por el hidrógeno naciente especialmente en la corrosión del cátodo (ec. 1) y la oxidación inmediata del ferroso producido (ec. 9).

El Diagrama de Pourbaix para las zonas de estabilidad termodinámica, muestra las diferentes zonas de trabajo termodinámico que sirve de base para la formación de Arsina.

El gráfico de Chukhlanshev adjunto sirve de base para mostrar la alta estabilidad química del producto principal de Arsénico Ec.(12).

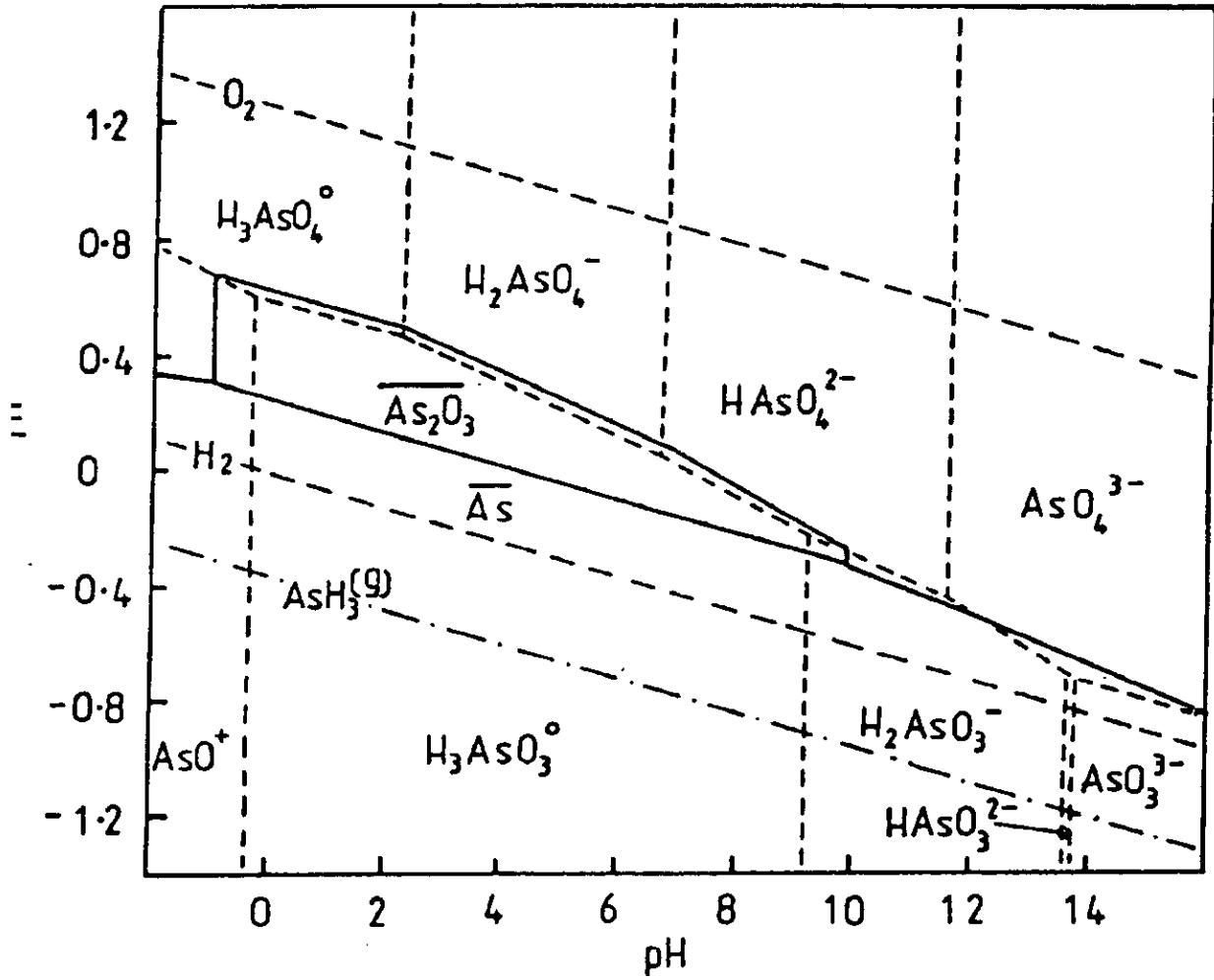


DIAGRAMA DE EQUILIBRIO POTENCIAL - pH DEL SISTEMA ARSENICO - AGUA

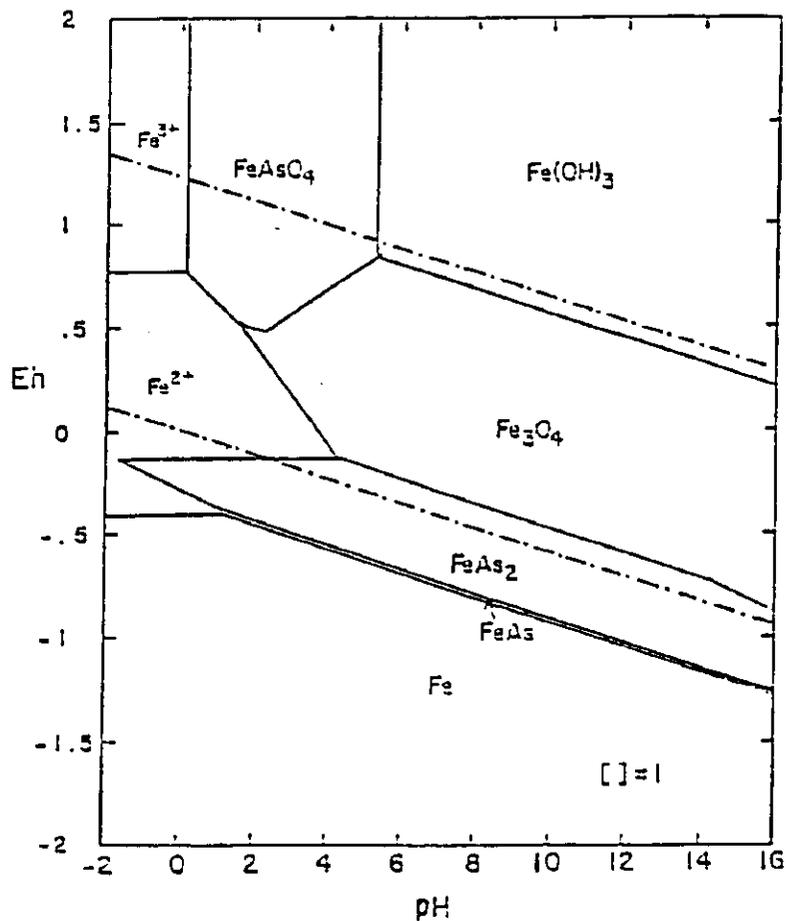
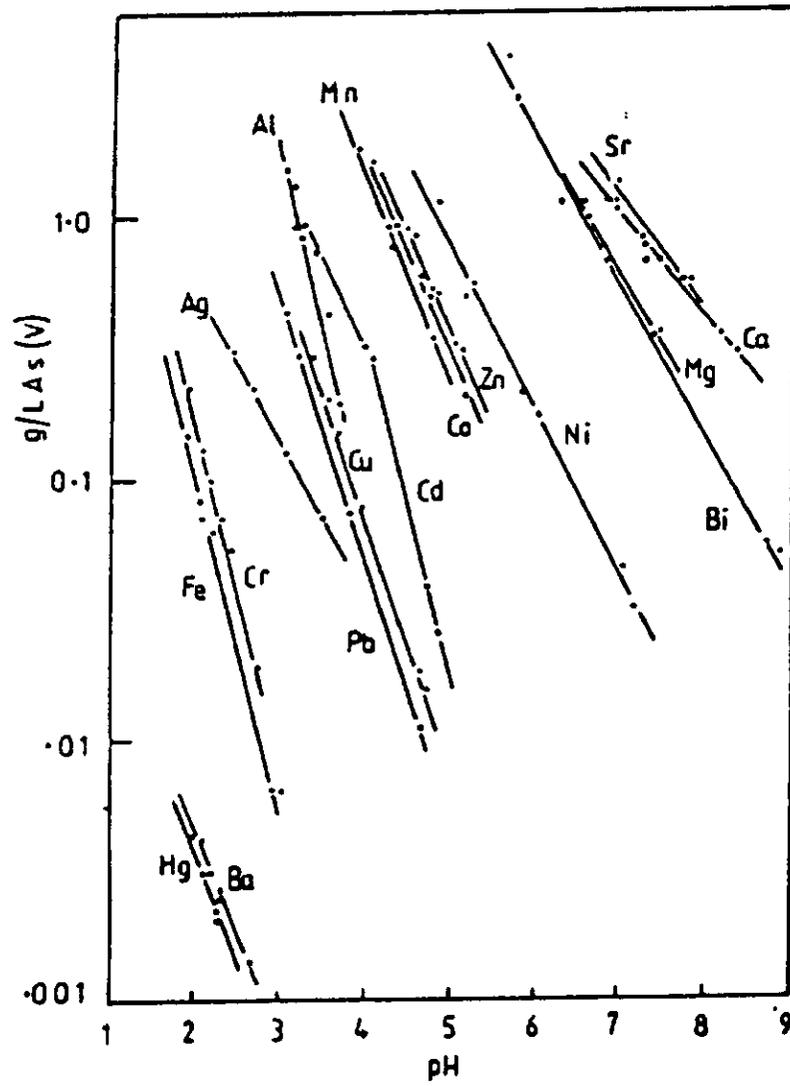


Diagrama Eh-pH del sistema Fe-As-H₂O, mostrando los componentes del Hierro



Solubilidad de varios Arsenatos Metálicos (Chukhlansev)

2.2 INFORMACIÓN HISTÓRICA.

El desarrollo de esta tecnología se basa en el trabajo desarrollado por el Professor Dr. Vladko Panayotov en la Universidad de Minería y Geología de Sofía y su grupo de trabajo, todo lo cual se encuentra resumido en los textos que se indican en la bibliografía, a modo de ejemplo se muestran aplicaciones diversas en las tablas que se indican:

EJEMPLO N° 1

ELEMENTO	AGUA ALIMENTACION pH=1	AGUA PRODUCTO pH=6
Pb	5,79	0,002
Zn	117,1	0,928
Cu	422,7	0,478
Ni	1,031	0,038
Fe	111,5	0,009
Co	0,613	Trazas
Cd	18,91	0,484
Se	1,908	0,0463
As	113,8	0,14
Agua industrial en Bulgaria		

(Concentraciones en ppm)

EJEMPLO N° 2

	AGUA ALIMENTACION PRODUCTO	PRECIPITADO As total %
Alimentación	5045	
Etapa 1	100	13,7
Etapa 2	3,2	4,8
Etapa 3	0,7	1,6

ABATIMIENTO DE As %	99,99	
Agua ind. Chile		
TEST ESTABILIDAD EPA		1,07 ppm

(concentraciones en ppm)

EJEMPLO N° 3

ETAPA	CONCENTRACION DE As
Alimentación	14600
etapa 1	420
etapa 2	43
etapa 3	8
etapa 4	6
etapa 5	1,3
Abatimiento de As	99,99%
Agua industrial en Chile	

(concentraciones en ppm)

EJEMPLO N° 4

	ALIMENTACIÓN	AGUA PRODUCTO
As	36 73	3,73
Pb	8,12	0,43
Zn	652	47
Cu	2589	8,16
Al	72,30	13,97
Co	0,21	0,10
Cd	130	3,28
Ni	1,59	1,10
Ca	907	775
Ph	0,2	6,0

(concentraciones en ppm)

EJEMPLO N° 5

	ALIMENTACIÓN	AGUA PRODUCTO
As	919	7,88
Pb	4,1	0,69
Zn	168	21,68
Cu	784	3,52
Al	17,7	5,2
Co		
Cd	29,83	1,82
Ni	0,58	1,48
Ca		
Ph	0,5	6,7

(Concentración en ppm)

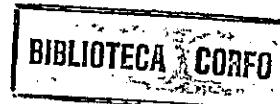
3.- OBJETIVOS GENERALES Y ESPECÍFICOS DEL PROYECTO

3.1.- OBJETIVO GENERAL

El Proyecto Fontec N° 98 – 1419 tiene como objetivo general verificar bajo condiciones reales de operación en terreno, mediante pruebas pilotos, la tecnología electroquímica desarrollada por el Dr. Vladko Panayotov para el abatimiento de Arsénico, a partir de las aguas ácidas de lavado de gases de la Fundición Altonorte de Noranda Chile S.A.

3.2.- OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- 1.- Abatimiento del Arsénico a partir de efluentes ácidos de Plantas de Ácido de Altonorte.
- 2.- Abatimiento de otras especies útiles en solución y que tienen un interés económico como el cobre.
- 3.- Eliminar el uso de la cal como un insumo en el tratamiento de los efluentes ácidos.
- 4.- Reciclar el agua ácida procesada a operaciones industriales en alguna etapa de operaciones.
- 5.- Dejar el Arsénico como un precipitado estable químicamente, al estado de FeAsO_4 .
- 6.- Entregar un prediseño conceptual para una planta industrial de abatimiento de Arsénico a partir de efluentes ácidos de la Fundición Altonorte.



4.- CARACTERIZACIÓN DE LOS EFLUENTES ACIDOS DE PLANTAS DE ACIDOS DE FUNDICIÓN ALTONORTE Y SU ACTUAL TRATAMIENTO

4.1.- CARACTERIZACIÓN DE EFLUENTES ÁCIDOS.

La generación de efluentes ácidos se origina principalmente debido a la necesidad de proveer a las plantas de ácido sulfúrico, de un flujo gases de materia prima, rico en SO_2 , limpio de impurezas y secos para la elaboración de ácido sulfúrico. Los gases emergentes de fundición son enviados a precipitadores del material sólido de arrastre en suspensión y posteriormente son conducidos a un lavado de gases, lavado que se realiza en una de las plantas con aguas externas, en una segunda planta con aguas de condensación producto del enfriamiento de gases, con este paso de lavado de gases se termina el abatimiento de sólidos en suspensión, generándose de esta forma el agua ácida como proceso, independiente que posteriormente se agreguen otras aguas de derrame con contenidos ácidos a estos efluentes.

La composición de los elementos de interés en estas agua ácida oscilan en una composición general de contenido ácido de 20 a 50 g/l de H_2SO_4 ; As entre 800 a 2000 ppm, dependiendo del grado de recirculación del agua, el As podría llegar hasta 3000 o 5000 o más ppm; contenidos de cobre oscila entre 800 a 3000 ppm, los sólidos en solución normalmente están entre 0,5 a 5 g/l.

Las composición de estas aguas son variables, fundamentalmente dependen del tipo de material que ingresa a fundición, de leyes, composición, granulometría y obviamente del manejo operacional pero lo más importante, es el manejo del recurso agua disponible y su costo, el que determina el número de veces que el agua de lavado se recircula, determinando esto la concentración de las impurezas en solución.

Experimentalmente se han desarrollado gráficos de los efluentes de cada una de las plantas de ácidos y se han desarrollado gráficos de mezcla según información empírica entregada por Altonorte, a objeto de tener una idea global del tipo de aguas ácidas que llegan a la planta de evaporación solar, aguas que al final del proceso son neutralizada con cal.

GRAFICOS DE CARACTERIZACIÓN DE LOS EFLUENTES
(Ver Anexo)

4.2.- CARACTERIZACIÓN DEL ACTUAL SISTEMA DE POZAS DE EVAPORACIÓN SOLAR PARA EL TRATAMIENTO DE LOS EFLUENTES ACIDOS DE ALTONORTE.

Las plantas de ácido N° 1 y N° 2 cuyos efluentes se han caracterizado anteriormente, se operan en forma independiente y cada una de ellas evacúa sus propias aguas ácidas, las cuales se mezclan en pozas pulmones que se ubican dentro del recinto de acción productiva, a un costado. Desde este pulmón se evacúa a las pozas de evaporación solar según el nivel de llenado de estas pozas intermedias. En esta pozas se logra una primera homogenización de los efluentes.

Las soluciones son bombeadas a la primera poza de evaporación solar, donde terminan por decantar los sólidos más finos en suspensión. A partir de esta poza se inicia una pérdida de agua de las soluciones por evaporación solar, con una tasa de evaporación de 7,5 (lt/m² día) como promedio anual. De esta forma en la medida que aumentan las concentraciones de los iones disueltos se precipitan algunas sales cuando se logra alcanzar los productos de solubilidad respectivos El volumen diario de neutralización con cal de 350 m³/día.

NUMERO DE POZA DE EVAPORACIÓN SOLAR	:	62
MEDIDAS PRINCIPALES (LxAxH) m	:	49x24x0,60
VOLUMEN m ³	:	750
SUPERFICIE DISPONIBLE m ²	:	72.912
VOLUMEN DE SOLUCIÓN A NEUTRALIZAR POR DÍA m ³ /día :		300
VOLUMEN DE LECHADA DE CAL m ³ /día	:	30

4.3.- COSTOS DIRECTOS DE OPERACIÓN

- CAL :
 - Consumo de cal comercial de 75% de pureza ton/mes : 600

Para realizar las operaciones siguientes:

- Neutralizar el ácido y llevar el pH a un valor de 12.
- Abatimiento de Arsénico.

Consumo de cal ton/m ³ de efluentes	:	0.067
Valor de tonelada de cal comercial USD/t	:	148
Consumo unitario USD/m ³ de efluentes	:	9,92
Costo de cal consumida USD/mes	:	98.288
- COSTO ANUAL EN CAL(USD)	:	1.071.456
- COSTO ANUAL DE MANO DE OBRA (USD)	:	66.000
- COSTO ANUAL MANTENCIÓN (USD)	:	148.800
- COSTO ANUAL DE ENERGÍA (USD)	:	9.806
- COSTOS ANUALES INSUMOS GENERALES (USD)		
(Costos 10% de costos de mantención)	:	14.880
- COSTOS ANUALES ADMINISTRACIÓN		
(Costos 30% de insumos generales)	:	4.464
- COSTOS ANUALES TOTALES:		
CAL	USD	1.071.456
MANO DE OBRA	USD	66.000
MANTENCIÓN	USD	148.800
ENERGÍA	USD	9.806
INSUMOS GENERALES	USD	14.880
ADMINISTRACIÓN	USD	4.464
		<hr/>
TOTAL	USD	1.315.406
- COSTO UNITARIO DE PROCESO (USD/m³)		
- VOLUMEN ANUAL PROCESADO	:	102.000 m³

- COSTO ANUAL DE PROCESO : 1.315.406 USD
- COSTO UNITARIO DIRECTO : 12.90 USD/m³

7.-TRABAJO EXPERIMENTAL.

7.1.- TEST 1

7.11.- TABLA DE DATOS Y CONDICIONES

TEST N°1

RESPUESTA DEL PROCESO ELECTROQUIMICO

VOLUMEN CONSTANTE	750	1
ACIDEZ (H ₂ SO ₄)	20,38	g/l
TIEMPO DE PROCESO	180	min.
DENSIDAD DE CORRIENTE	3 - 5	mA/cm ²
SIN CAL		

	Cu (ppm)	As (ppm)	pH
ALIMENTACION	1010	790	20.38 g/l
CELDA 1	<0.04	<2	4.48
CELDA 2	<0.04	<2	4.48

7.2.- TEST 2

7.2.1.- TABLA DE DATOS Y CONDICIONES

TEST N°2

RESPUESTA DEL PROCESO ELECTROQUIMICO

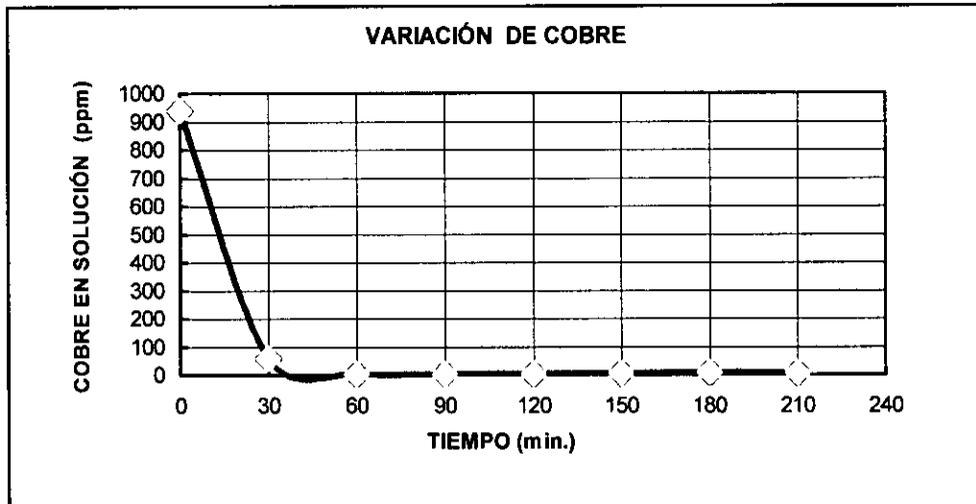
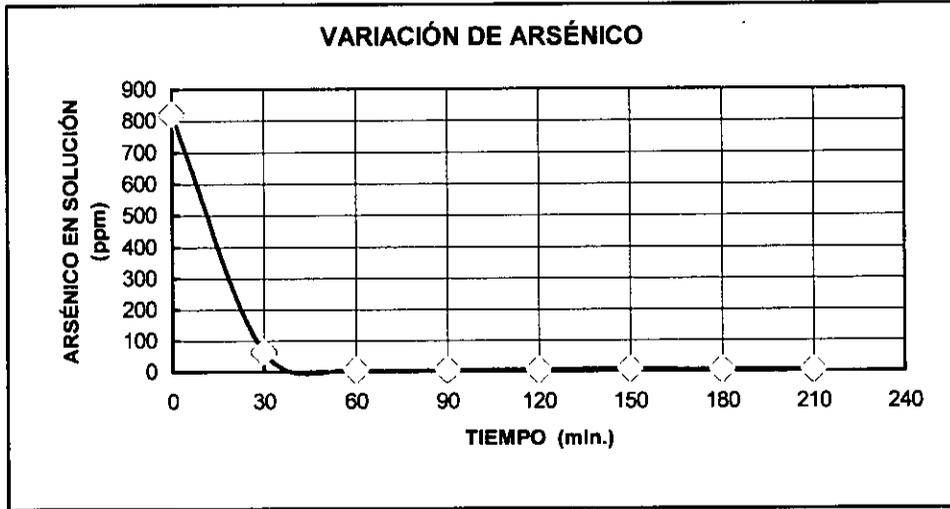
FLUJO CONSTANTE l/min.	1	
ACIDEZ (H ₂ SO ₄)	20,38	g/l
TIEMPO DE PROCESO	210	min.
DENSIDAD DE CORRIENTE	3 - 5	mA/cm ²
SIN CAL		

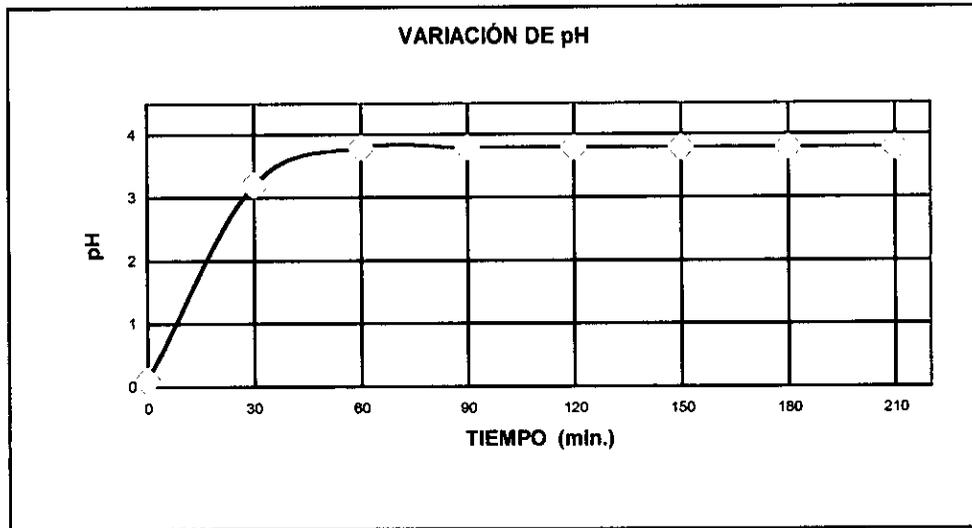
Tiempo (ppm)	Cu (ppm)	As (ppm)	pH
-----------------	-------------	-------------	----

ALIMENTACION		920	820	20.38 g/l
Agua producto 1	30	59	64	3.2
Agua producto 2	60	5.7	6.0	3.8
Agua producto 3	90	5.3	6.3	3.8
Agua producto 4	120	5.0	7.0	3.8
Agua producto 5	150	6.4	8.0	3.8
Agua producto 6	180	8.7	7.1	3.8
Agua producto 7	210	7.6	7.2	3.8



7.2.2- GRAFICO DE RESULTADOS





7.3.- TEST 3

7.3.1.- TABLA DE DATOS Y RESULTADOS.

TEST N° 3

RESPUESTA DEL PROCESO ELECTROQUIMICO

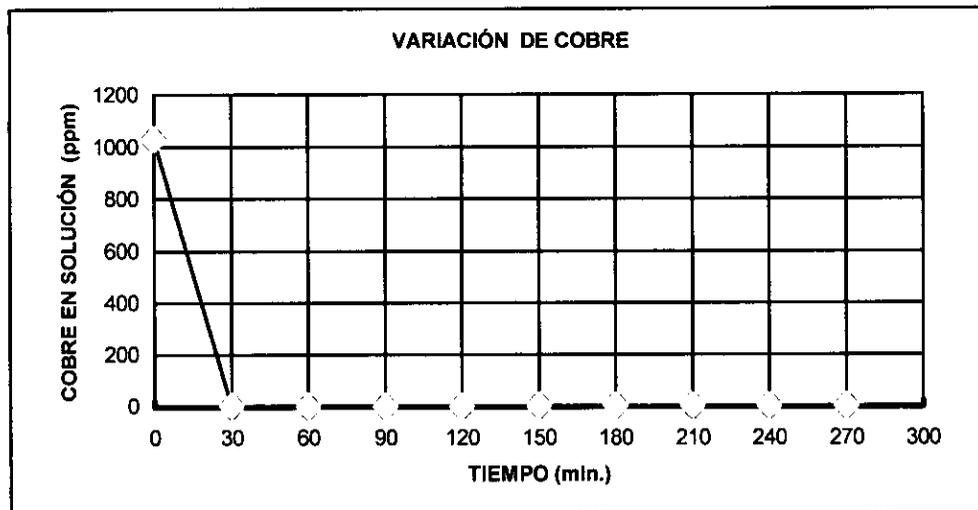
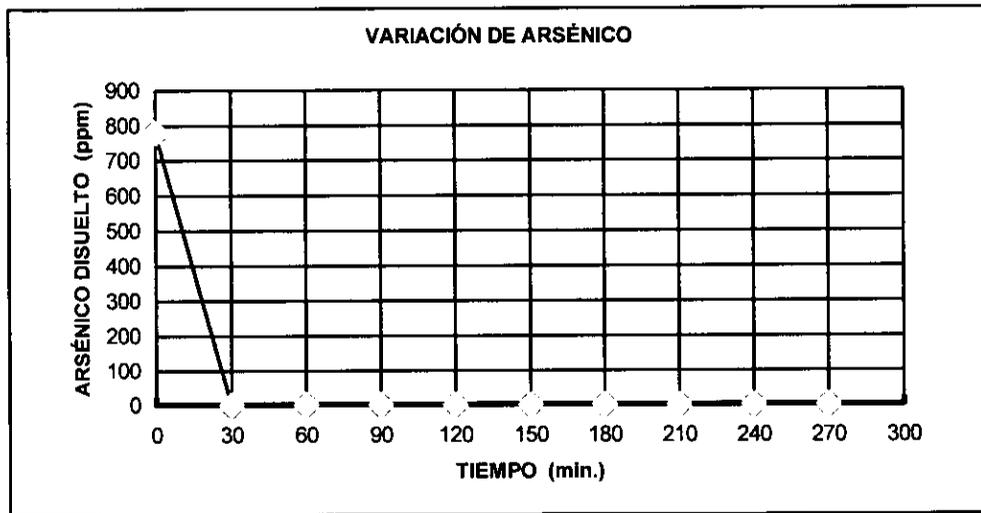
FLUJO CONSTANTE	2 l/min
ACIDEZ (H ₂ SO ₄)	20.78 g/l
TIEMPO DE PROCESO	270 min.
DENSIDAD DE CORRIENTE	3 - 5 mA/cm ²

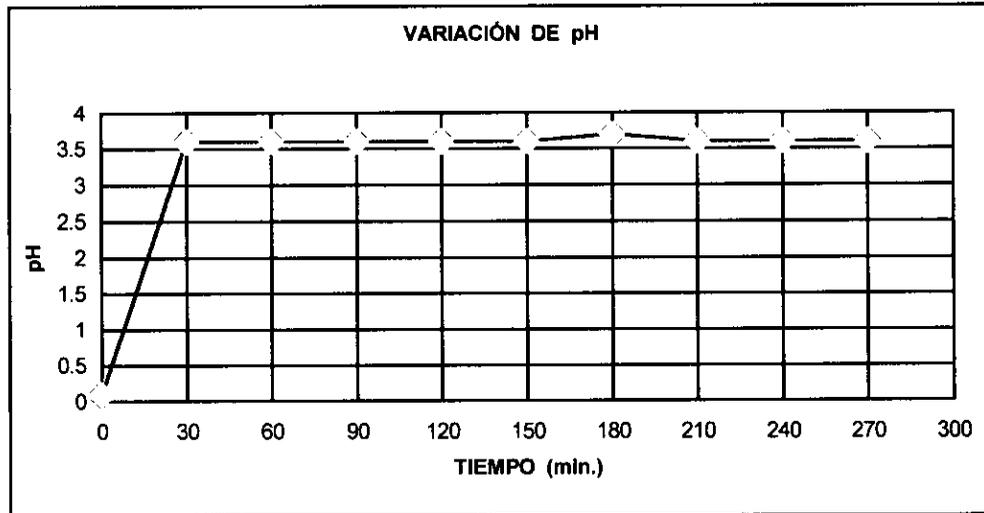
SIN CAL

Tiempo (ppm)	Cu (ppm)	As (ppm)	pH
-----------------	-------------	-------------	----

ALIMENTACION		1030	780	20.78 g/l
Agua producto 1	30	3.8	3.6	3.6
Agua producto 2	60	2.6	2.8	3.6
Agua producto 3	90	2.7	2.5	3.6
Agua producto 4	120	3.4	2.9	3.6
Agua producto 5	150	4.5	4.6	3.6
Agua producto 6	180	4.7	4.1	3.7
Agua producto 7	210	5.4	5.1	3.6
Agua producto 8	240	5.4	5.3	3.6
Agua producto 9	270	5.5	5.5	3.6

7.3.2.- GRÁFICOS DE RESULTADOS.





7.4.- TEST 4

7.4.1.- TABLA DE DATOS Y RESULTADOS

TEST N° 4

RESPUESTA DEL PROCESO ELECTROQUIMICO

FLUJO CONSTANTE 3 l/min

ACIDEZ (H₂SO₄) 20.68 g/l

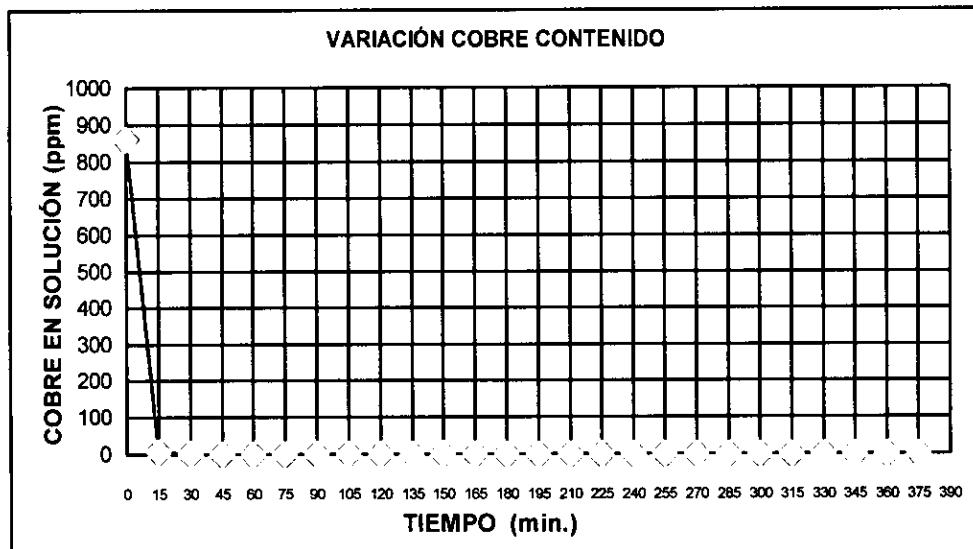
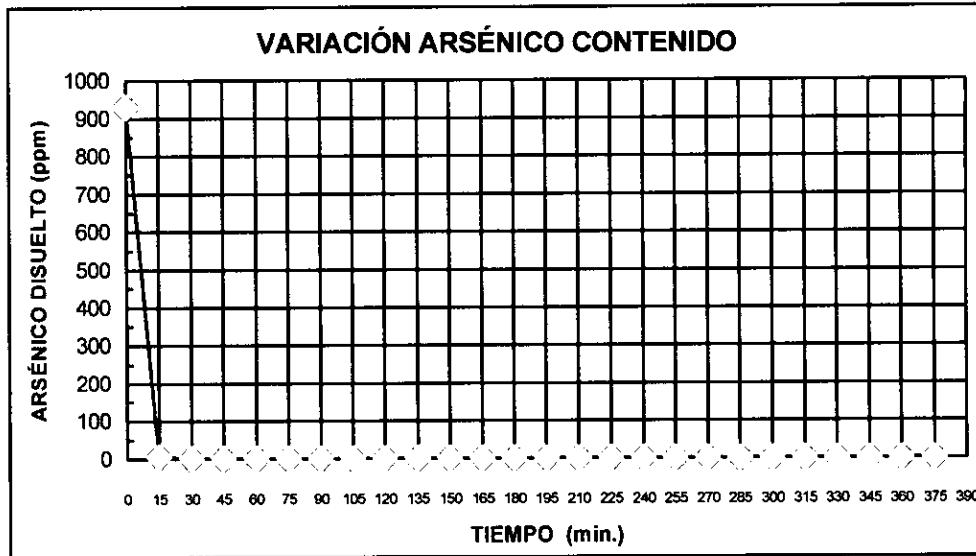
TIEMPO DE PROCESO 375 min.

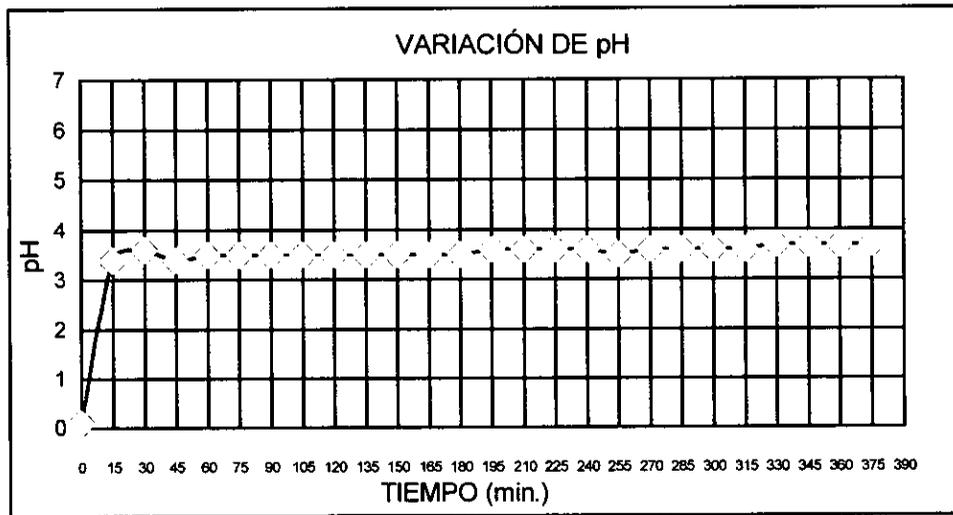
DENSIDAD DE CORRIENTE 3 - 5 mA/cm²

SIN CAL

	Tiempo (ppm)	Cu (ppm)	As (ppm)	pH
ALIMENTACION		860	930	20.68 g/l
Agua producto 1	15	7.5	6.5	3.4
Agua producto 2	30	1.1	<2.0	3.6
Agua producto 3	45	0.6	<2.0	3.4
Agua producto 4	60	0.6	<2.0	3.5
Agua producto 5	75	0.7	<2.0	3.5
Agua producto 6	90	0.7	<2.0	3.5
Agua producto 7	105	1.8	<2.0	3.5
Agua producto 8	120	0.6	<2.0	3.5
Agua producto 9	135	0.6	<2.0	3.5
Agua producto 10	150	2.4	<2.0	3.5
Agua producto 11	165	0.5	<2.0	3.5
Agua producto 12	180	0.5	<2.0	3.5
Agua producto 13	195	0.5	<2.0	3.6
Agua producto 14	210	0.6	<2.0	3.6
Agua producto 15	225	0.6	<2.0	3.6
Agua producto 16	240	0.5	<2.0	3.6
Agua producto 17	255	0.5	<2.0	3.5
Agua producto 18	270	0.5	<2.0	3.6
Agua producto 19	285	0.5	<2.0	3.6
Agua producto 20	300	0.6	<2.0	3.6
Agua producto 21	315	0.8	<2.0	3.6
Agua producto 22	330	0.2	<2.0	3.7
Agua producto 23	345	0.4	<2.0	3.7
Agua producto 24	360	0.5	<2.0	3.7
Agua producto 25	375	0.5	<2.0	3.7

7.4.2.- GRÁFICOS DE RESULTADOS





7.5.- TEST 5

7.5.1.- TABLA DE DATOS Y RESULTADOS

TEST N° 5

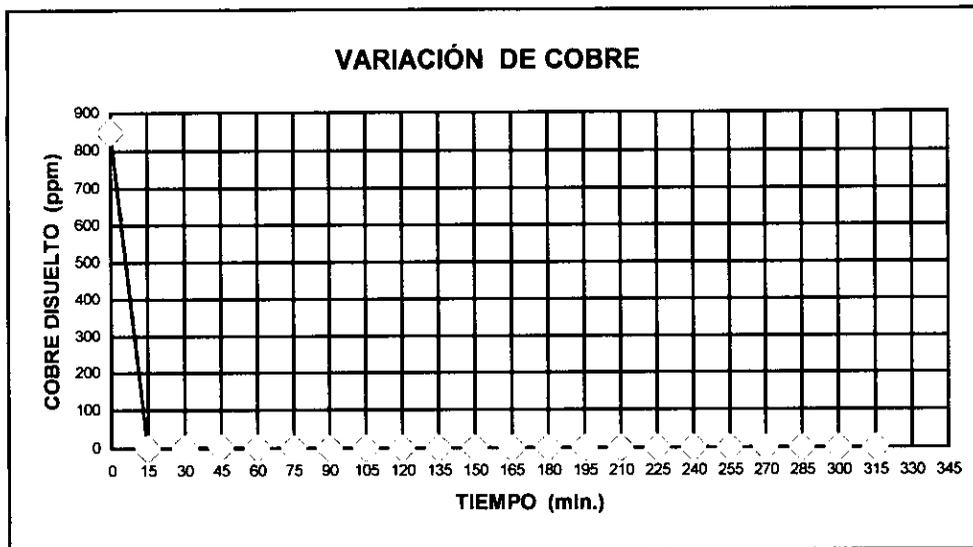
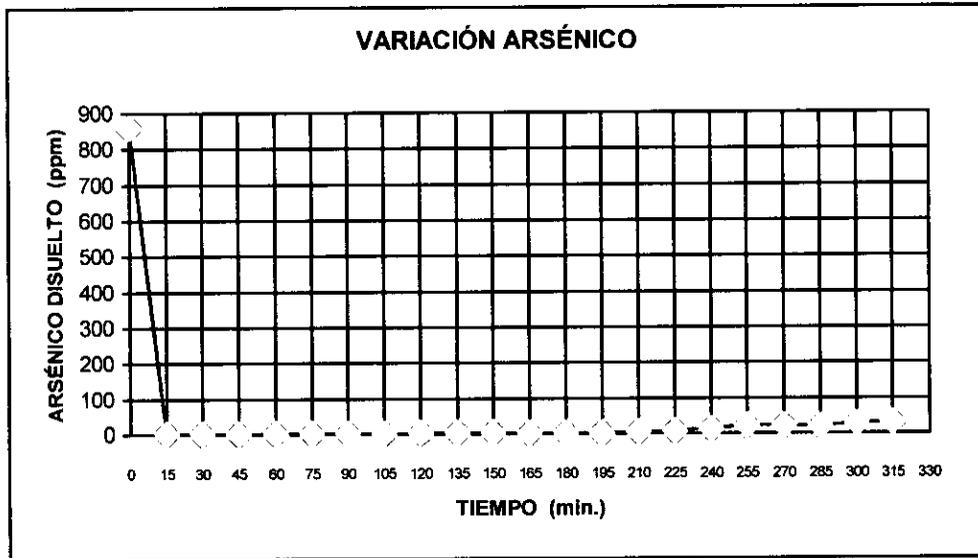
RESPUESTA DEL PROCESO ELECTROQUIMICO

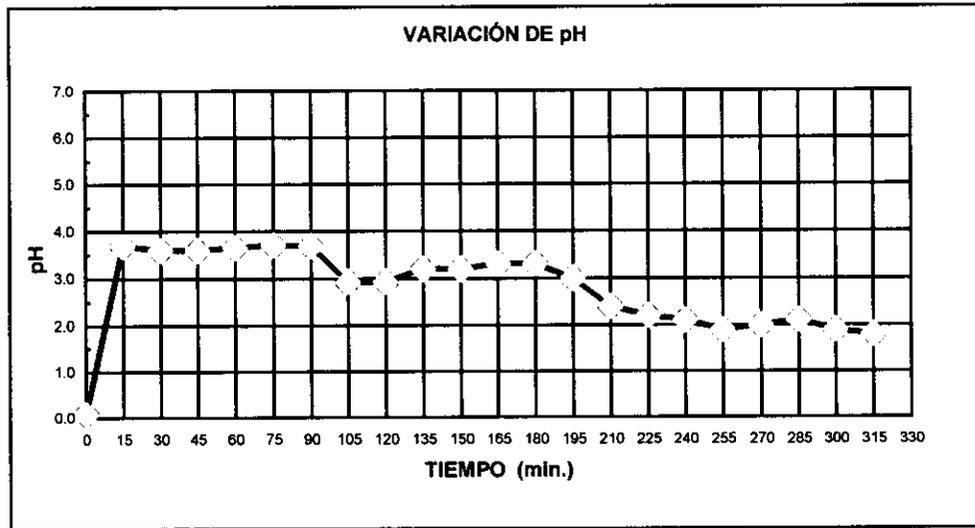
FLUJO CONSTANTE	5 l/min
ACIDEZ (H ₂ SO ₄)	20.78 g/l
TIEMPO DE PROCESO	315 min.
DENSIDAD DE CORRIENTE	3 - 5 mA/cm ²

SIN CAL

	Tiempo (ppm)	Cu (ppm)	As (ppm)	pH
ALIMENTACION		850	860	20.78 g/l
Agua producto 1	15	0.14	<2.0	3.7
Agua producto 2	30	2.20	<2.0	3.6
Agua producto 3	45	3.44	<2.0	3.6
Agua producto 4	60	1.07	<2.0	3.6
Agua producto 5	75	0.48	<2.0	3.7
Agua producto 6	90	0.21	<2.0	3.7
Agua producto 7	105	0.12	<2.0	2.9
Agua producto 8	120	<0.04	4.2	2.9
Agua producto 9	135	0.07	3.5	3.2
Agua producto 10	150	0.1	2.8	3.2
Agua producto 11	165	<0.04	<2.0	3.3
Agua producto 12	180	<0.04	<2.0	3.3
Agua producto 13	195	<0.04	<2.0	3.0
Agua producto 14	210	<0.04	5.0	2.4
Agua producto 15	225	<0.04	8.1	2.2
Agua producto 16	240	0.1	13.0	2.1
Agua producto 17	255	0.4	22.0	1.9
Agua producto 18	270	0.2	21.0	2.0
Agua producto 19	285	0.2	20.0	2.1
Agua producto 20	300	0.4	28.0	1.9
Agua producto 21	315	0.3	30.0	1.8

7.5.2.- GRAFICOS DE RESULTADOS.





7.6.- TEST 6

7.6.1.- TABLA DE DATOS Y RESULTADOS

TEST N° 6

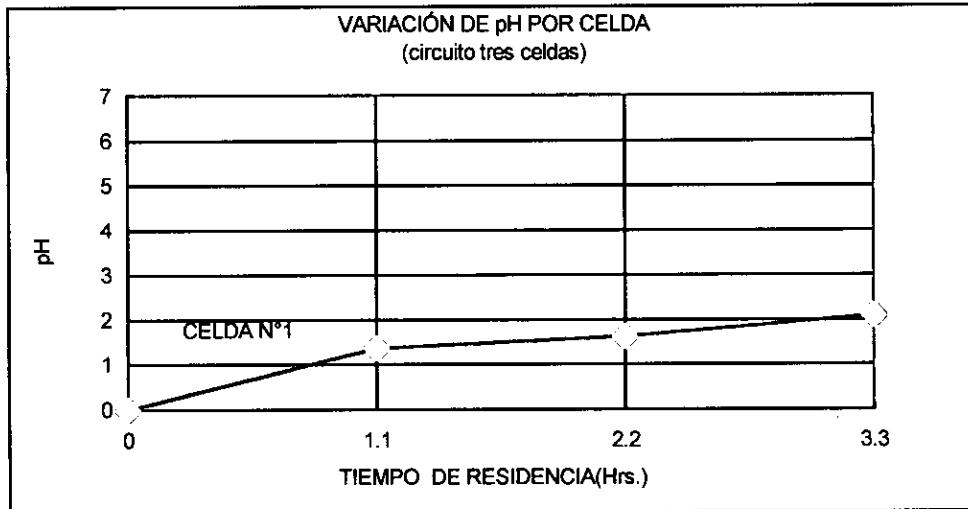
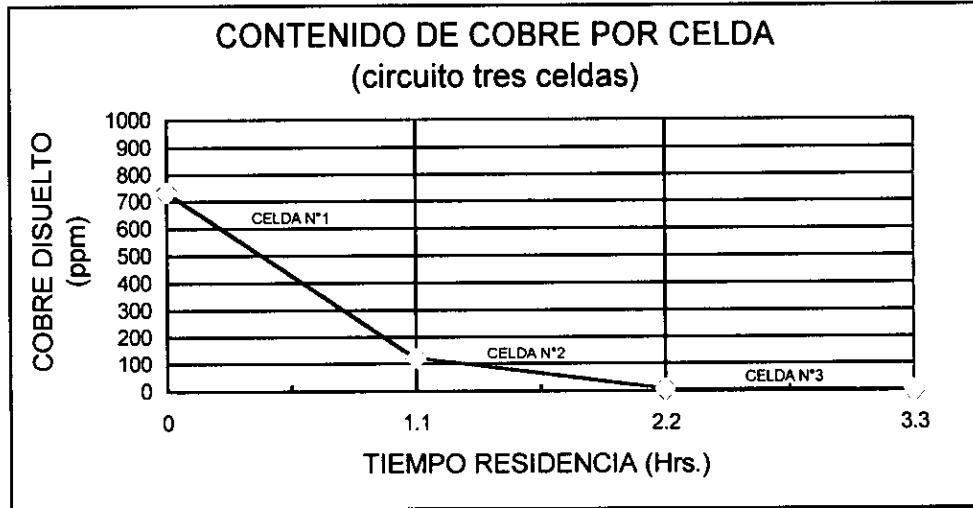
RESPUESTA DEL PROCESO ELECTROQUIMICO

FLUJO CONSTANTE	3 l/min
ACIDEZ (H ₂ SO ₄)	21.36 g/l
TIEMPO DE PROCESO	420 min.
DENSIDAD DE CORRIENTE	3 - 5 mA/cm ²
CONSUMO DE ENERGIA	1.65 Kwh/m ²
SIN CAL	

Tiempo (Hrs)	Cu (ppm)	As (ppm)	Fe (ppm)	H ₂ SO ₄ (g/l)	pH
-----------------	-------------	-------------	-------------	---	----

ALIMENTACION	0	735	785	2.3	21.4	0.01
AGUA PROD. CELDA 1	1.1	121	273.8	9.7	8.8	1.4
AGUA PROD. CELDA 2	2.2	6.9	75.0	12.9	2.9	1.6
AGUA PROD. CELDA 3	3.3	2.2	34.9	14.9	1.1	2.1
AGUA PROD. CIRCUITO		2.8	33.3	14.4	1.1	2.1

7.6.2.- GRAFICOS DE RESULTADOS.



7.7.- TEST 7

7.7.1.- TABLA DE DATOS Y RESULTADOS

TEST N° 7

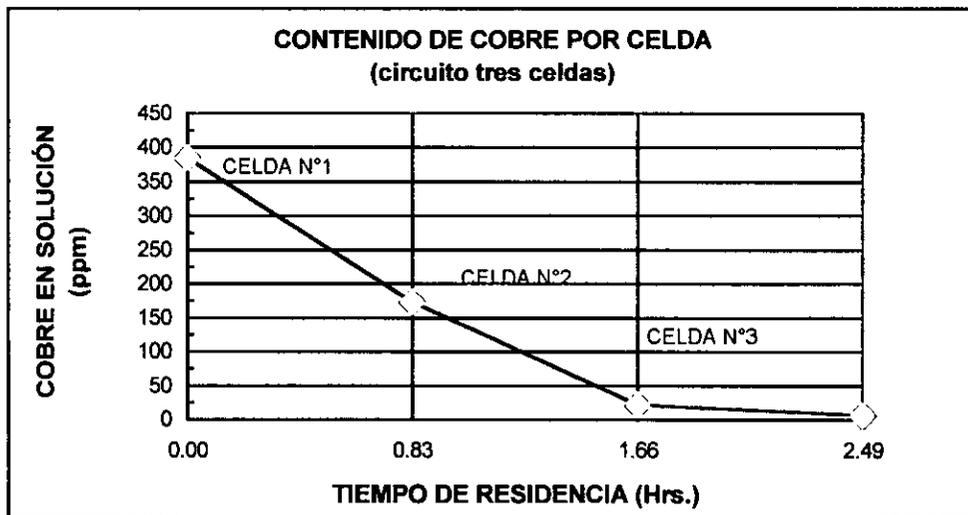
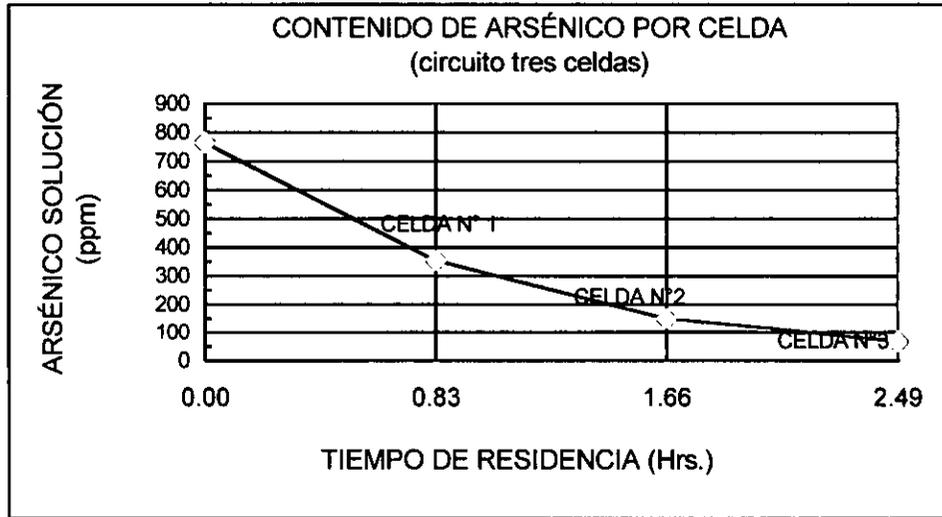
RESPUESTA DEL PROCESO ELECTROQUIMICO

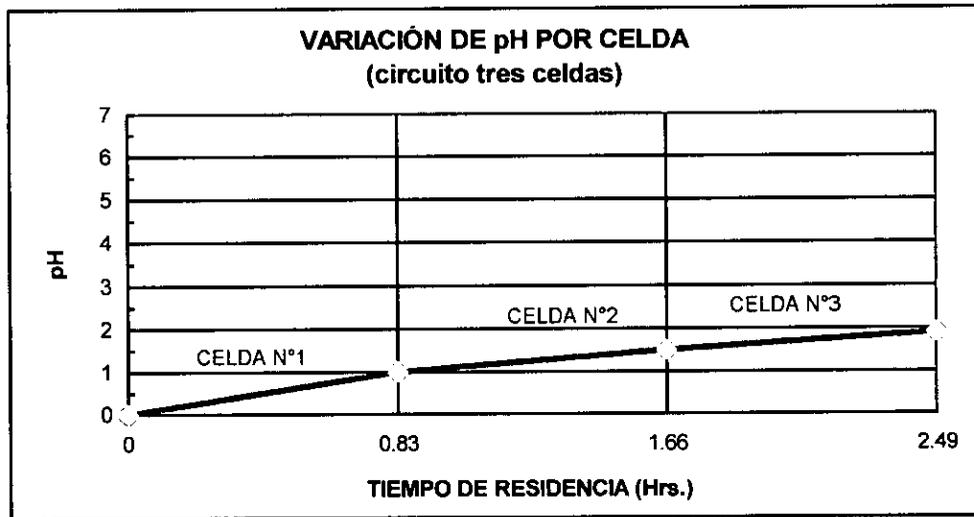
FLUJO CONSTANTE	4 l/min
ACIDEZ (H ₂ SO ₄)	20.19 g/l
TIEMPO DE PROCESO	300 min.
DENSIDAD DE CORRIENTE	3 - 5 mA/cm ²
CONSUMO DE ENERGIA	1.77 Kwh/m ²
SIN CAL	

Tiempo (Hrs)	Cu (ppm)	As (ppm)	Fe (g/l)	H ₂ S0 ₄ (g/l)	pH
-----------------	-------------	-------------	-------------	---	----

ALIMENTACION	0	385	765	2.25	20.19	----
PROMEDIO CELDA 1	0.83	174	355	6	12	1
PROMEDIO CELDA 2	1.66	22	149	9	5	1.5
PROMEDIO CELDA 3	2.49	7	69	12	3	1.9

7.7.2- GRAFICO DE RESULTADOS





7.8.- TEST 8

7.8.1.- TABLA DE DATOS Y RESULTADOS

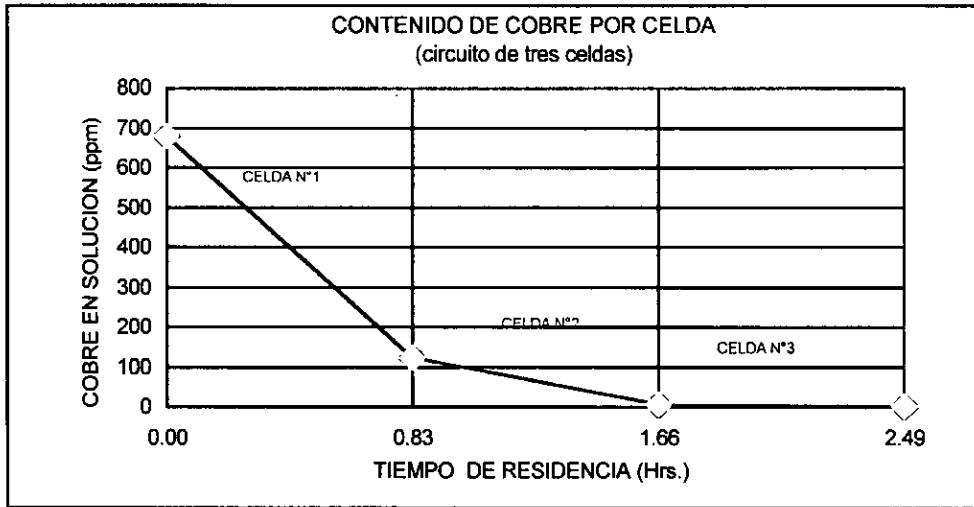
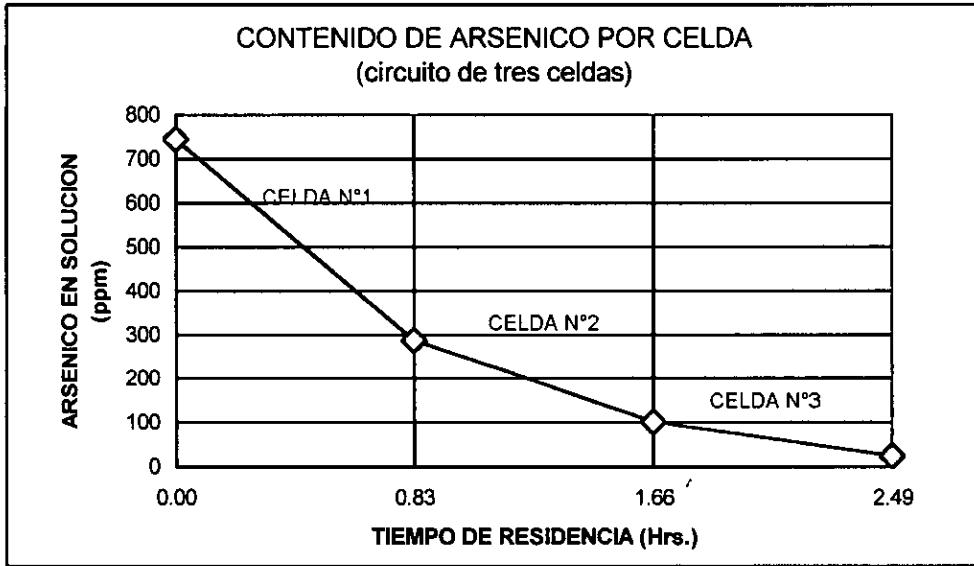
TEST N° 8

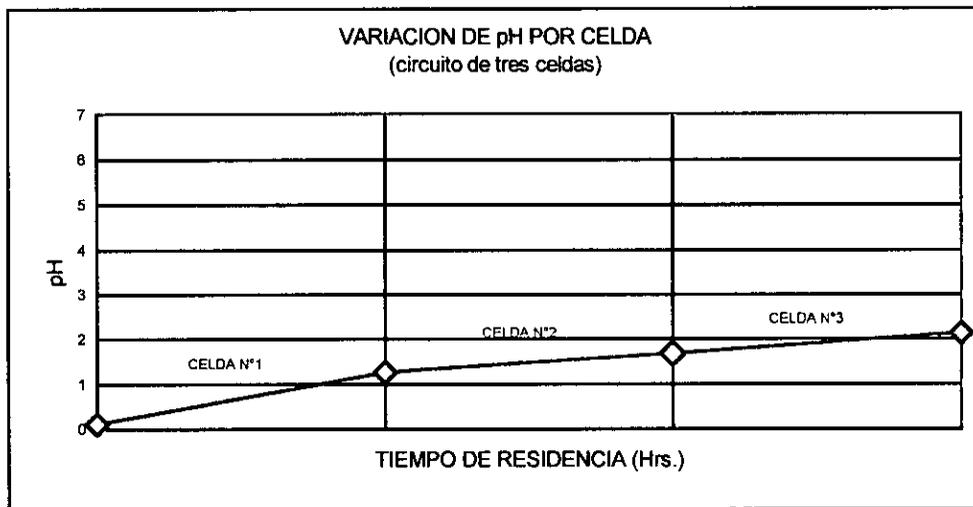
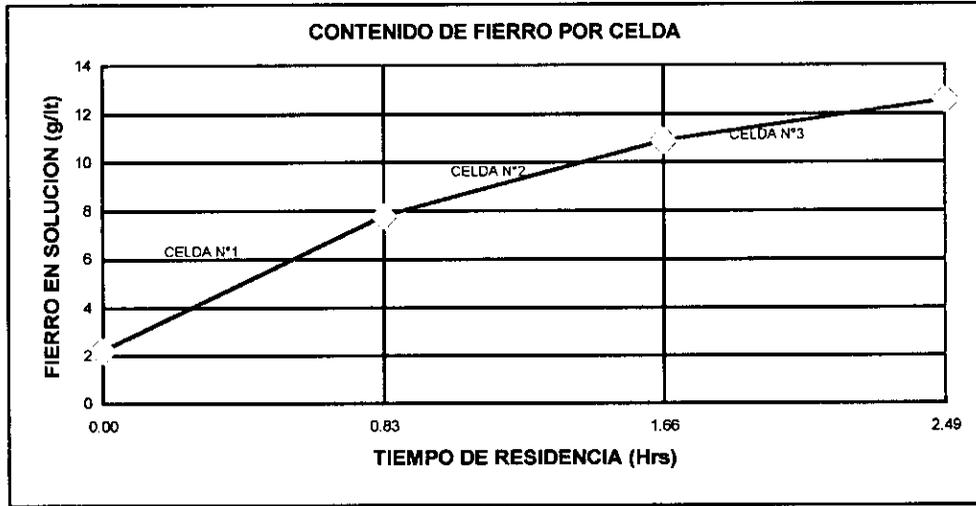
RESPUESTA DEL PROCESO ELECTROQUIMICO

FLUJO CONSTANTE	4 l/min
ACIDEZ (H ₂ SO ₄)	20.48 g/l
TIEMPO DE PROCESO	360 min.
DENSIDAD DE CORRIENTE	3 - 5 mA/cm ²
CONSUMO DE ENRGIA	2.86 Kwh/m ²
SIN CAL	

	Tiempo (Hrs)	Cu (ppm)	As (ppm)	Fe (g/l)	H ₂ SO ₄ (g/l)	pH
ALIMENTACION	0.0	679	745	2.22	20.48	----
PROMEDIO CELDA 1	0.83	123	288	8	----	1.26
PROMEDIO CELDA 2	1.66	7	101	11	----	1.67
PROMEDIO CELDA 3	2.49	2	25	13	----	2.31

7.8.2- GRAFICO DE RESULTADOS





7.9.- TEST 9

7.9.1.- TABLA DE DATOS Y RESULTADOS

TEST N° 9

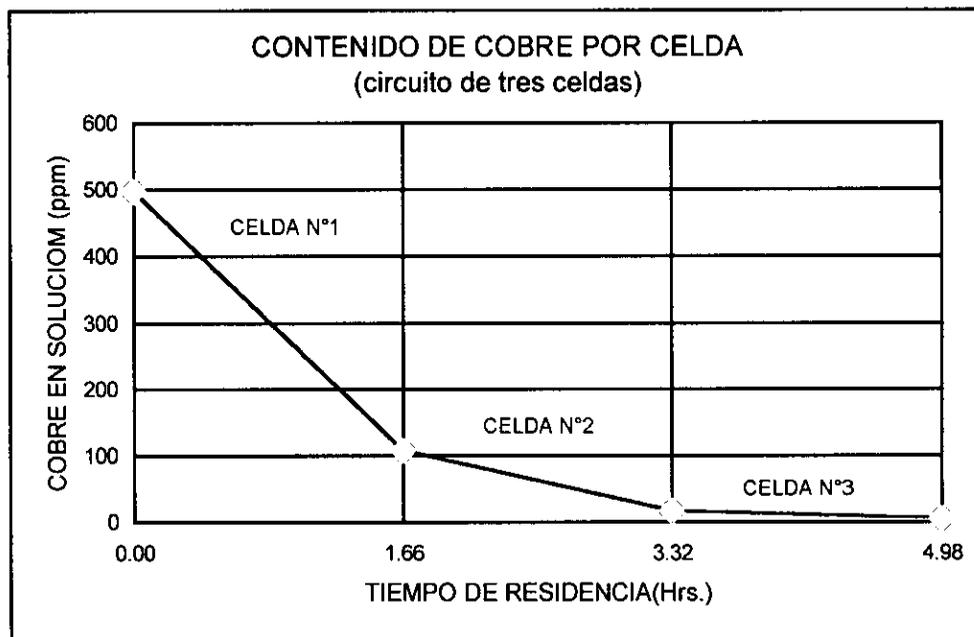
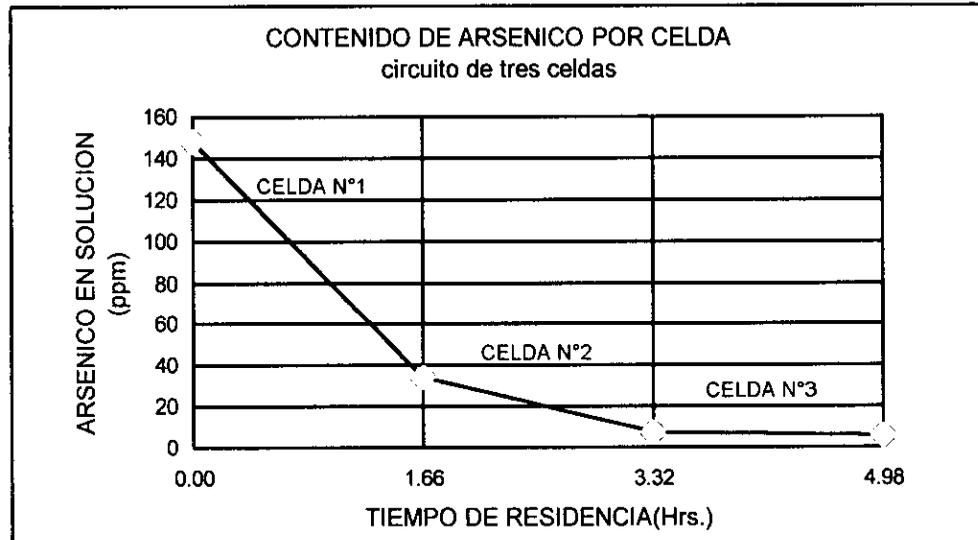
RESPUESTA DEL PROCESO ELECTROQUIMICO

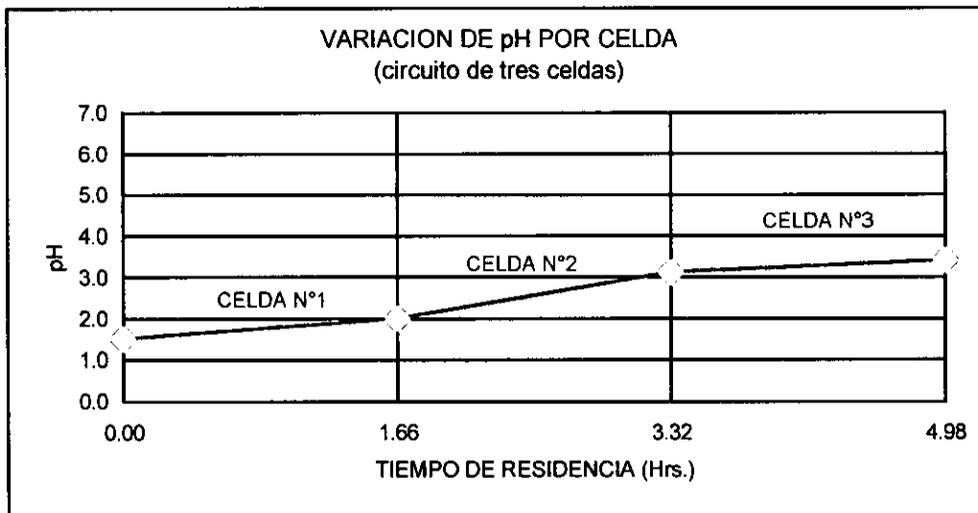
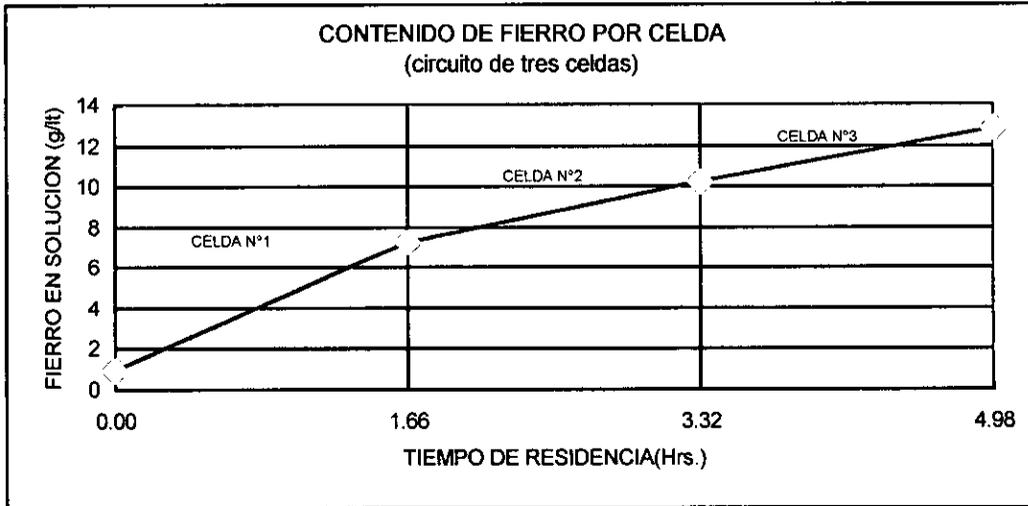
FLUJO CONSTANTE	2 l/min
pH	1.5
TIEMPO DE PROCESO	300 min.
DENSIDAD DE CORRIENTE	3 - 5 mA/cm ²
CONSUMO DE ENERGIA	4.6 Kwh/m ²
SIN CAL	

Tiempo (Hrs)	Cu (ppm)	As (ppm)	Fe (g/l)	H ₂ SO ₄ (g/l)	pH
-----------------	-------------	-------------	-------------	---	----

ALIMENTACION	0.0	497	148	0.93	----	1.5
PROMEDIO CELDA 1	1.66	107.8	33.9	7.24	----	2.0
PROMEDIO CELDA 2	3.32	16.4	7.1	10.23	----	3.1
PROMEDIO CELDA 3	4.98	4.6	5.6	12.86	----	3.4

7.9.2.- GRAFICOS DE RESULTADOS





7.10.- TEST 10

7.10.1.- TABLA DE DATOS Y RESULTADOS

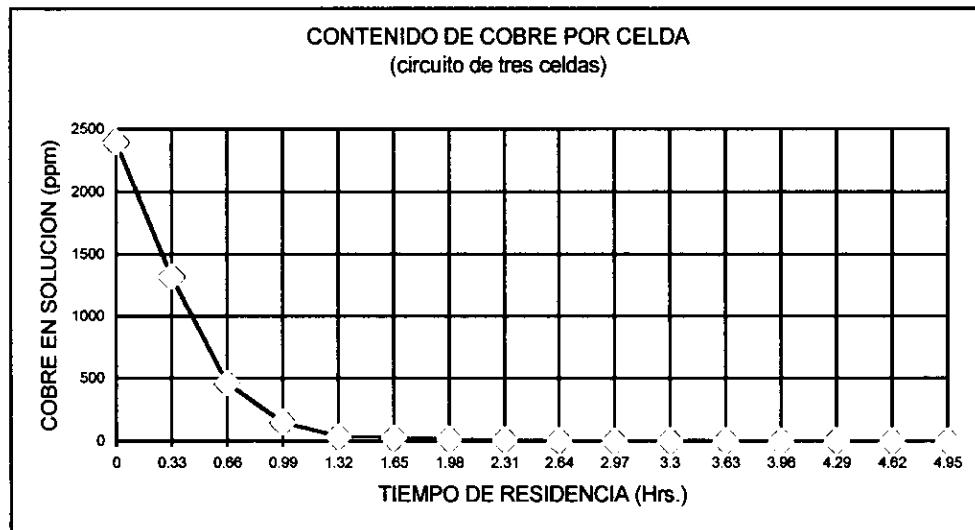
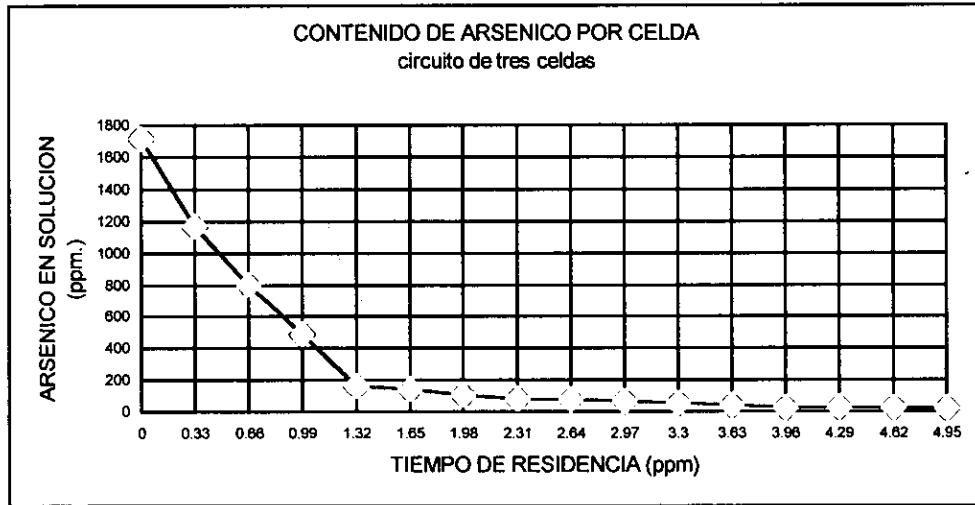
TEST N° 10

RESPUESTA DEL PROCESO ELECTROQUIMICO

FLUJO CONSTANTE	10 l/min
ACIDEZ	21.89 g/l
TIEMPO DE PROCESO	780 min.
DENSIDAD DE CORRIENTE	3 - 5 mA/cm ²
CONSUMO DE ENERGIA	1.01 Kwh/m ²
SIN CAL	

	Tiempo (Hrs)	Cu (ppm)	As (ppm)	H ₂ SO ₄ (g/l)	pH
ALIMENTACION	0.0	2400	1720	21.89	----
PROMEDIO CELDA 1	0.33	1323	1170	----	1.07
PROMEDIO CELDA 2	0.66	463	803	----	1.10
PROMEDIO CELDA 3	0.99	153	490	----	1.11
PROMEDIO CELDA 4	1.32	39	163	----	1.29
PROMEDIO CELDA 5	1.65	24	141	----	1.27
PROMEDIO CELDA 6	1.98	15	107	----	1.23
PROMEDIO CELDA 7	2.31	9	83	----	1.19
PROMEDIO CELDA 8	2.64	6.1	77	----	1.19
PROMEDIO CELDA 9	2.97	1.5	64	----	1.21
PROMEDIO CELDA 10	3.30	5.3	51	----	1.24
PROMEDIO CELDA 11	3.63	4.2	42	----	1.24
PROMEDIO CELDA 12	3.96	2.5	24	----	1.24
PROMEDIO CELDA 13	4.29	3.4	27	----	1.39
PROMEDIO CELDA 14	4.62	2.4	26	----	1.40
PROMEDIO CELDA 15	4.95	2	22	----	1.43

7.10.2.- GRAFICOS DE RESULTADOS





7.11.- TEST 11

7.11.1.- TABLA DE DATOS Y RESULTADOS

TEST N° 11

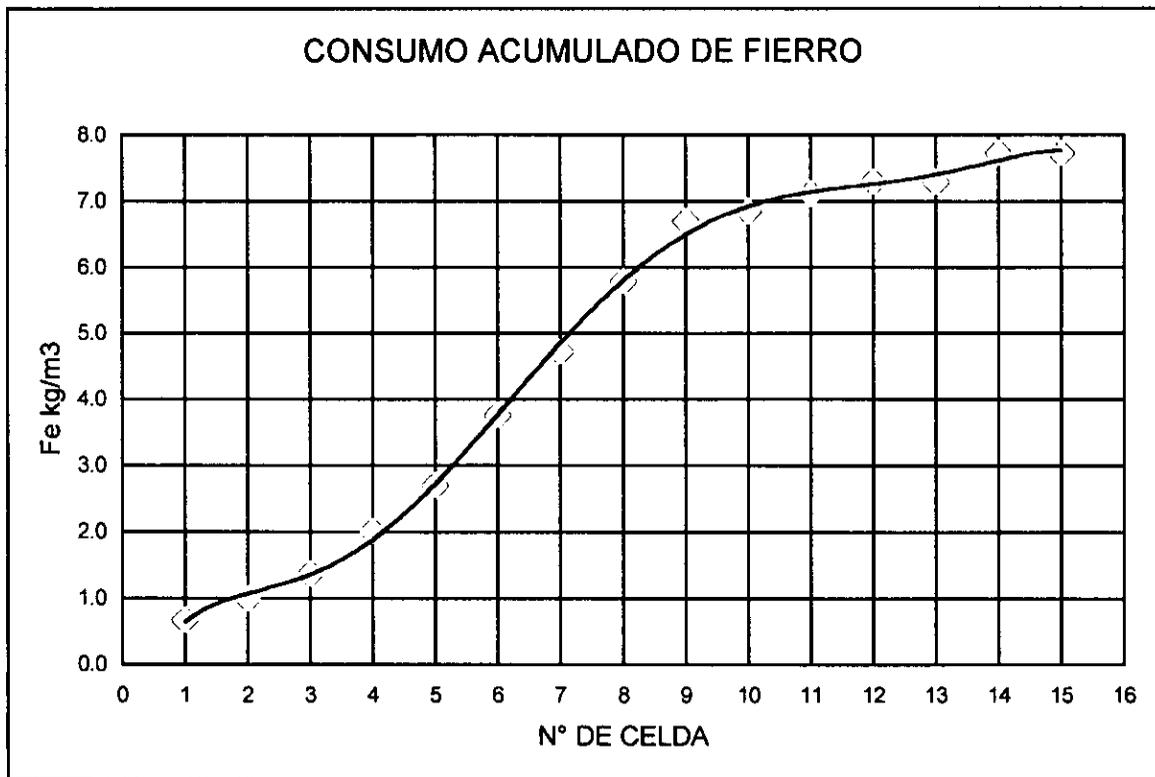
RESPUESTA DEL PROCESO ELECTROQUIMICO POR CELDA

FLUJO CONSTANTE	10 l/min
ACIDEZ	21.89 g/l
TIEMPO DE PROCESO	780 min.
DENSIDAD DE CORRIENTE	3 - 5 mA/cm ²
CONSUMO DE ENERGIA	1.01 Kwh/m ²
SIN CAL	

**CONSUMO ACUMULADO
DE Fe POR CELDA**

Celda N°	Consumo Fe Kg/m ³
1	0.68
2	1.00
3	1.37
4	2.01
5	2.71
6	3.76
7	4.73
8	5.79
9	6.71
10	6.85
11	7.12
12	7.29
13	7.29
14	7.73
15	7.73

7.11.2.- GRAFICOS DE RESULTADOS





7.12.- TEST 12

7.12.1.- TABLA DE DATOS Y RESULTADOS

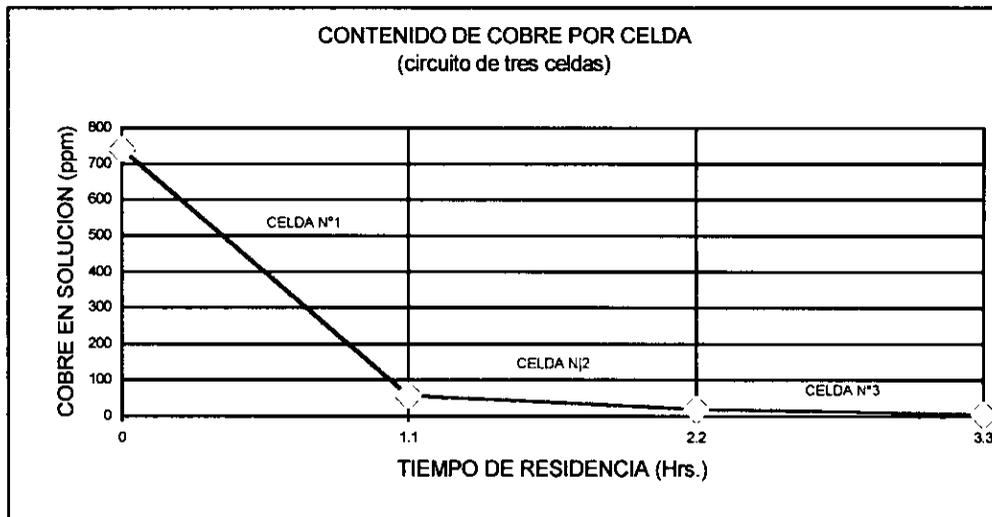
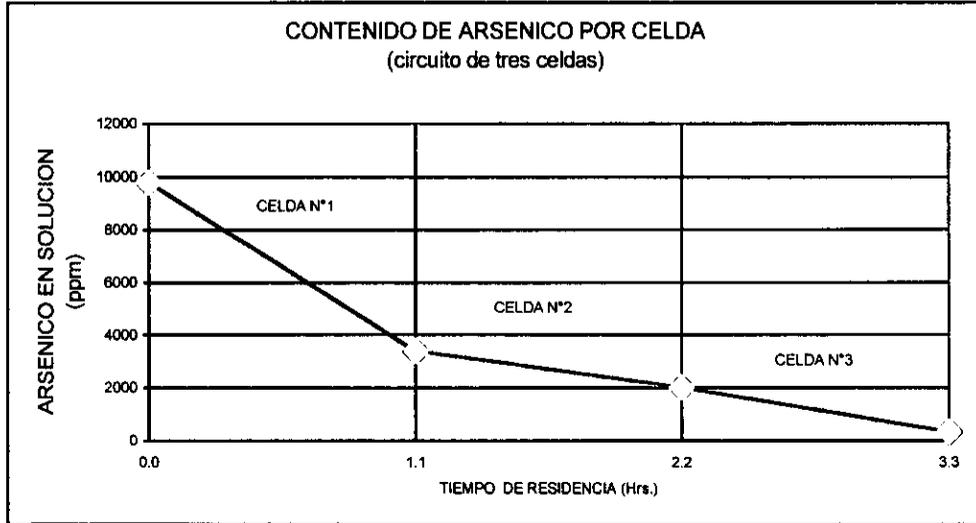
TEST N° 12

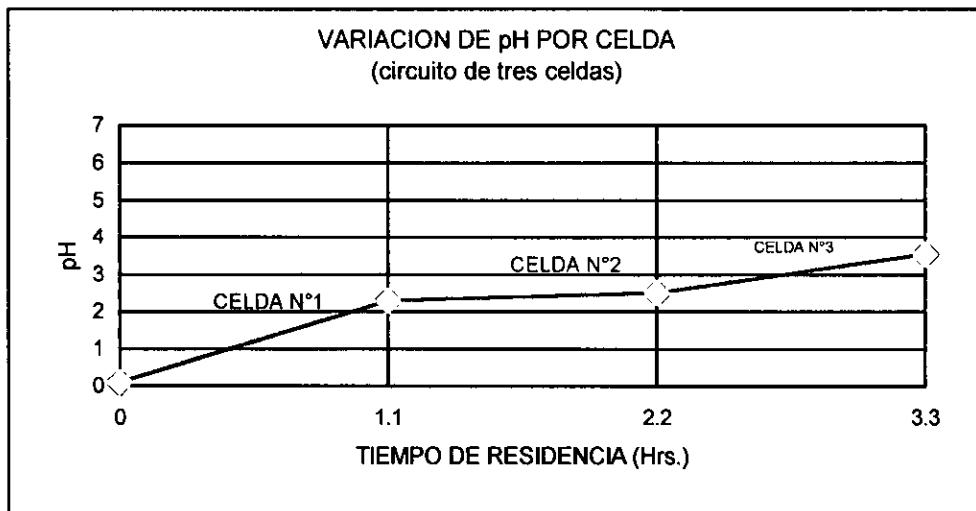
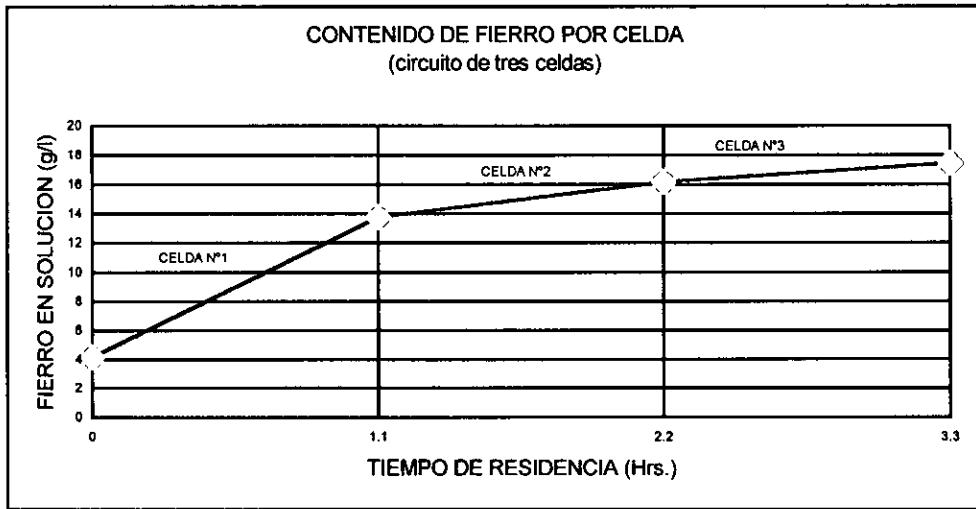
RESPUESTA DEL PROCESO ELECTROQUIMICO

FLUJO CONSTANTE	3 l/min
ACIDEZ	34.3 g/l
TIEMPO DE PROCESO	360 min.
DENSIDAD DE CORRIENTE	3 - 5 mA/cm ²
CONSUMO DE ENERGIA	3.59 Kwh/m ²
SIN CAL	

	Tiempo (Hrs)	Cu (ppm)	As (ppm)	Fe (g/l)	H ₂ SO ₄ (g/l)	pH
ALIMENTACION	0.0	740	9800	4.2	34.3	----
PROMEDIO CELDA 1	1.1	57	3395	14	----	2.3
PROMEDIO CELDA 2	2.2	20	2022	16	----	2.5
PROMEDIO CELDA 3	3.3	5	350	17	----	3.56

7.12.2- GRAFICO DE RESULTADOS





8.- ANÁLISIS Y DISCUSION DE RESULTADOS

El proyecto FONTEC 98 – 1914 es un proyecto orientado a la introducción de nuevas tecnologías para el caso particular de abatimiento de Arsénico para los efluentes ácidos de Altonorte, busca además, la recirculación de agua a proceso como beneficio de la limpieza de éstas y adicionalmente recuperar el cobre en solución. todo esto como alternativa al actual proceso de tratamiento de efluentes ácidos, donde el agua se pierde a la atmósfera por evaporación solar y los contaminantes principales se abaten llevando, las aguas a una basicidad extrema de pH mínimo 12 precipitando todo en una mezcla de yeso, Arsénico, cobre, etc. .

Es indudable que esta tecnología electroquímica, desde un punto de vista de proceso, es eficaz en su cometido de abatir Arsénico, Cobre y neutralizar los ácidos sin el uso de cal, dentro del amplio rango experimental de concentración, bajo condiciones reales industriales, lo que se puede observar en la tabla que se muestra.

TABLA N° 7

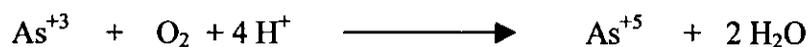
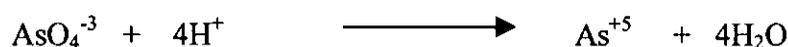
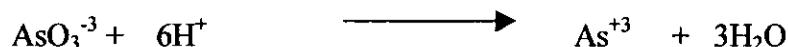
RANGO DE APLICACION EXPERIMENTAL TECNOLOGÍA ELECTROQUÍMICA

AGUAS ALIMENTACIÓN			AGUAS PRODUCTO		
As (ppm)	Cu (ppm)	H ₂ SO ₄ (g/l)	As (ppm)	Cu (ppm)	pH
9800	740	34,30	350	4,5	3,5
1720	2400	21,89	22	2,0	1,4
930	860	20,68	<2	0,5	3,7
785	735	21,40	33	2,8	2,1
765	385	20,19	69	7	1,9
745	679	20,48	25	2	2,1

La tecnología es factible de aplicar a cualquier rango de Arsénico en soluciones ácidas, llegando la experiencia hasta concentraciones de 15.000 ppm, para este proyecto la mayor concentración es de 9.800 ppm, el uso del proceso electroquímico para concentraciones elevadas, favorece el aprovechamiento intensivo del agua disponible en una zona desértica, sin embargo, para que el agua sea retornada a proceso en cualquier etapa, requiere de otros elementos adicionales que la hagan atractiva para los operadores de planta, esto es la acidez y la concentración de Fe en solución del agua producto, estas dos aspectos, la acidez y el fierro en solución no deben perturbar el proceso donde se va a usar el agua de recirculación.

Desde un punto de vista operativo, aunque el agua de alimentación a la planta electrolítica varíe ampliamente, como se puede observar en Anexo, Punto 4 del Índice, la tecnología está en condiciones de soportar estas variaciones y abatir exitosamente los elementos contaminantes, estas aguas son altamente oxidantes como medio ambiente químico y de acidez extrema, debido a lo cual las condiciones son altamente favorables para mantener una oxidación energética de As^{+3} a As^{+5} en solución., ver Capítulo 2, punto 2.1.

Dependiendo del medio químico y el pH el Arsénico puede estar como anión arsenato AsO_4^{-3} procedente del ácido ortoarsénico H_3AsO_4 y como anión arsenito AsO_3^{-3} procedente del ácido ortoarsenioso H_3AsO_3 , cuando los medios son altamente ácidos, como es nuestro caso, se producen las reacciones que descomponen estos aniones permitiendo con ello la existencia del Arsénico al estado iónico:



Es interesante observar entonces que el ambiente ácido favorece la formación de precipitados con Arsénico de valencia +5 y el Fierro con valencia +3 el cual también existe en solución, de esta forma se privilegia la formación FeAsO_4 , de alta estabilidad química.

Los gráficos de las diferentes pruebas 1 al 12 muestran que existe una fuerte disminución del Arsénico y del cobre en la primera celda y rápidamente en no más de tres celdas se llegan a valores bajos de As, Cu y ácido sulfúrico aunque las concentraciones sean altas.

Una disminución mayor se encuentra ajustando la variable densidad de corriente, en el caso experimental que se analiza las condiciones siempre se manejaron en el mayor rango de densidad de corriente, de manera que no existió una capacidad mayor de ampliar el rango de operación de esta variable, pero aún de esta forma, con el actual nivel de densidad de corriente el proceso es satisfactorio.

El proceso electroquímico tiene su razón de ser en el medio oxidante que se establece como se explicó anteriormente, aportando el fierro a partir de electrodos que se disuelven, del fierro disuelto una parte se consume a precipitado y la mayor parte se mantiene en solución en el agua producto, desde donde se retira como hidróxido antes de enviar el agua como agua recirculada a proceso.

La tabla N° 10 muestra una prueba secuencial cuya solución después de haber pasado una serie de tres celdas es vuelta a pasar y así sucesivamente, simulando varias celdas en serie, aunque esta secuencia no es tan perfecta como se desea por existir volúmenes de soluciones en las celdas y en los estanques intermedio, muestra una secuencia de disminución de las concentraciones de As en solución y del cobre, mostrando además los incrementos de consumo de Fe en la Tabla N° 11, la concentración de Fe en solución llega hasta valores de 12 a 17 g/l, lo que se ilustra además en las Tabla N° 12 y Tabla N°9. El problema es explicarse porqué el Fe sube tanto en solución, un consumo acumulado hasta 15 celdas en serie se ilustra en el gráfico de resultados 7.11.2; el tiempo de residencia es corto solamente 20 min. entre placas por celda (flujo de 10 l/min.). La razón de este alto Fe disuelto en solución se debe a lo que se ilustra con las ecuaciones expresadas en el Capítulo 2, Punto 2, ecuaciones 1 al 4, donde existe la mayor disolución de Fe es donde exista la mayor concentración de ácido, cobre y arsénico, siendo determinante el ácido y aunque se logre limpiar de Arsénico y cobre los efluentes, la solución puede seguir siendo ácida (Tabla N° 10).

Recuperaciones promedio de la primera celda, independiente de condiciones, es de 64,5 % para el As y de 72,4 % para el cobre, con máximos de 77 % de As y de 91 % para el Cu, se debe agregar que esta celda recibe concentraciones de H_2SO_4 de 20 a 30 g/l, esto quiere decir que la concentración de Fe disuelto es dependiente principalmente de la concentración de ácido en los efluentes por lo tanto siempre vamos a tener una alta concentración de Fe en solución, es decir, mantendremos un inventario de Fe en solución el cual necesariamente debe ser recirculado, después de precipitarlo se puede volver a usar para consumir ácido y disminuir el consumo de Fe de los electrodos, ya que el único Fe que debe reponerse desde los electrodos, debería ser el de los precipitados.

Tener en un proceso industrial con un sistema automatizado de control de análisis en línea, disminuiría los excesos de disolución de Fe, ya que se controlarían las impurezas a extraer, pasando rápidamente las aguas a la unidad de regulación de pH y precipitación de Fe pero usando electrodos insolubles

El aumento del pH a rangos de precipitación de hidróxidos produce un agotamiento del As residual en solución mediante un coprecipitación de hidróxidos con As, pero un buen

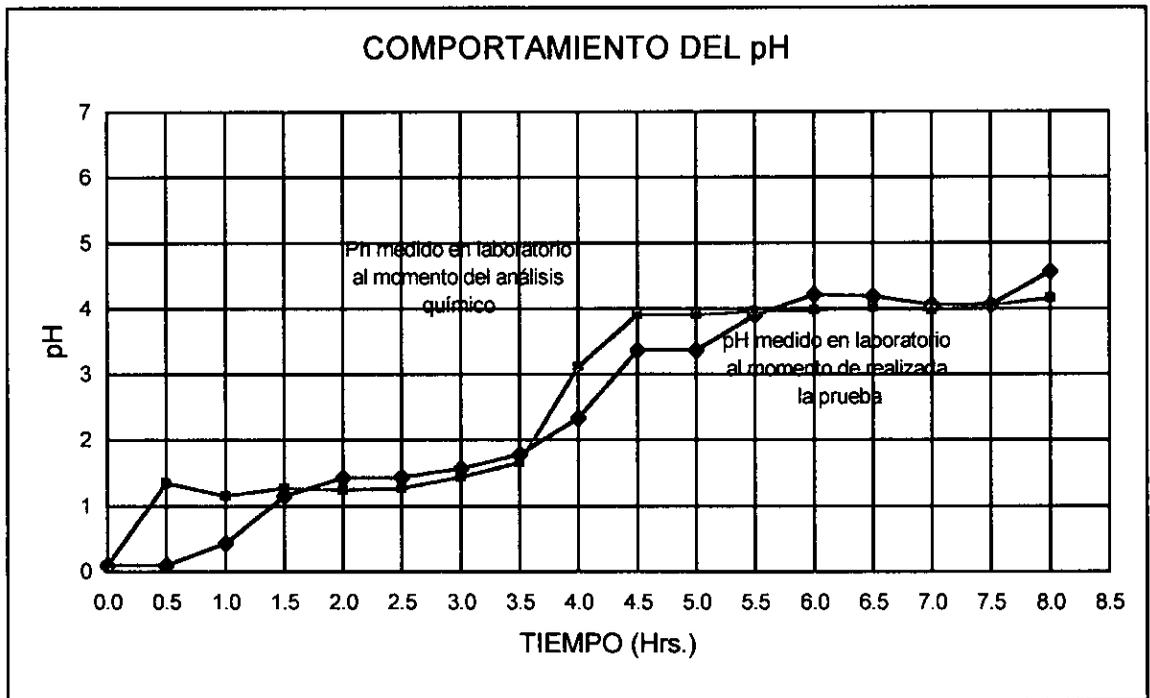
control operacional permitiría abatir el Arsénico completamente a pH inferiores a 2, la Tabla N° 10 muestra un abatimiento de un 98,7 % del As a un pH máximo de 1,43.

El agua de proceso a pH inferiores a 2 esta completamente liberada de As y Cu disueltos, los precipitados decantan con gran facilidad, la separación sólido-liquido es excelente el precipitado decanta a alta velocidad y un espesador entregaría inmediatamente aguas muy claras, lo cual se puede apreciar en el Anexo, Capitulo 6 del Indice, Punto 6.3.

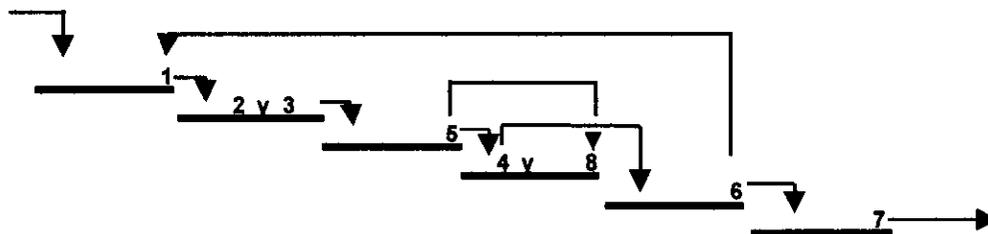
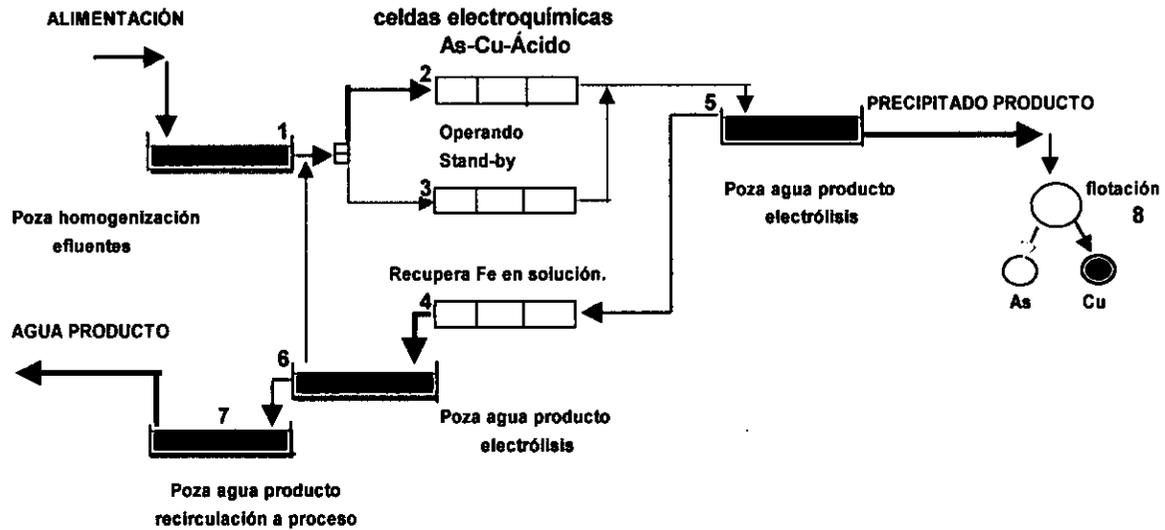
En general se puede observar que cuatro celdas trabajando en serie, con una alta capacidad energética para abatir el Arsénico, cobre y ácido en la primera celda y una capacidad de mantenimiento de las condiciones de salida del agua desde la primera celda serían suficientes para atacar cualquier agua proveniente de las planta de ácido, este sistema entregaría aguas con contenidos de As bajo 30 ppm, pH de aguas en torno a 2 y contenidos de Fe entre 7 y 10 g/l, estas aguas pasarían por una unidad que no usa electrodos de disolución cuyo objetivo va a ser ajustar pH solamente con abatimiento del Fe disuelto a niveles deseados para el uso posterior del agua.

Se ha observado experimentalmente que existe una distorsión de lecturas de pH en una prueba de larga duración, con recirculación de las aguas de manera de aumentar el pH, buscando el objetivo de abatimiento de este exceso de Fe, como se muestra en los gráficos adjuntos, se presentó un problema de diferencias de medidas de pH, operacionalmente se llevó el pH hasta valores de 5 medidos por muestras en el laboratorio, muestras que se tomaban y se llevaban al laboratorio químico para saber exactamente el pH de operaciones, real, cada valor se midió cuatro veces en cada muestra y para todas ellas con medidor de pH calibrado, etc., comparadas estas mediciones con las realizadas en las muestras normales que se enviaron para análisis químico, que tiene su tiempo de reposo mayor a 24 hrs., las mediciones no fueron iguales, Esta es una prueba que por su importancia se debe repetir y estudiar más en la planta piloto, ya que tiene que ver con la calidad del producto final a recircular, lo más probable es que el sistema inmediatamente en operaciones se encuentre desplazado del equilibrio por la acción del sistema electroquímico y por ser un fenómeno que no es cuasi estático, si fuera cuasi estático ocurriría el fenómeno en equilibrio constante, lo que evidentemente no se estaría dando a flujos más altos, esto se traduce operacionalmente en la necesidad de llevar el pH operacional de abatimiento de Fe en solución a valores de 7 - 8 para que luego llegue al pH de equilibrio, esta fase sería más adecuada de realizar con electrodos insolubles que es lo que se está proponiendo.

El diseño conceptual de lo que sería una planta industrial de tratamiento de estas aguas ácidas incorpora una unidad de abatimiento de Fe en solución.



9.-DISEÑO CONCEPTUAL DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS ACIDAS EN CASCADA:



UNIDADES DE PROCESO QUE CONSTITUYEN LA PLANTA DE AGUAS ACIDAS EN CASCADA

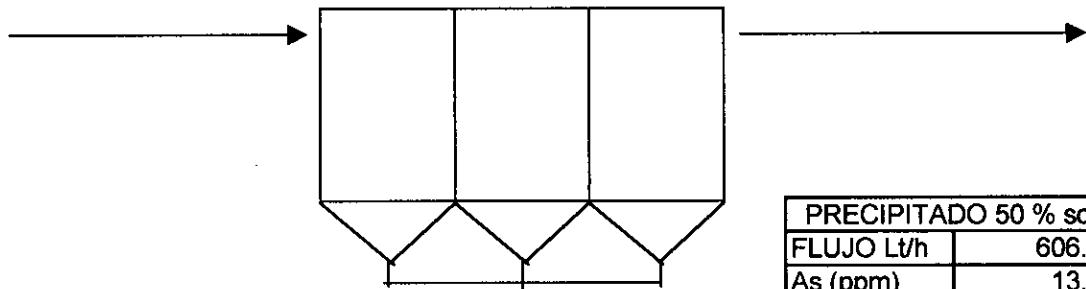
SE UTILIZA DESNIVEL PARA USAR LA GRAVEDAD EN TRANSPORTE HIDRÁULICO Y LAS POZAS EXISTENTES PARA UNIDADES ACUMULADORAS INTERMEDIAS Y DE PRODUCTOS.

- 1.- Poza de homogenización de efluentes de alimentación.
- 2 y 3.- Celdas electrolíticas
- 4.- Ceida electrolítica
- 5.- Poza de acumulación de aguas procesadas por As, Cu, y Ácido, sedimentan los precipitados.
- 6.- Poza de acumulación de aguas con Fe abatido.
- 7.- Poza de acumulación de aguas procesadas para retornar a proceso.
- 8.- Equipos de flotación para separar cobre y arsénico.

10.- BALANCE DE PLANTA INDUSTRIAL

ALIMENTACION	
FLUJO m3/h	100
As (ppm)	1300
Cu (ppm)	1110
Fe (ppm)	163

PRODUCTO	
FLUJO m3/h	100
As (ppm)	42
Cu (ppm)	7
Fe (ppm)	1252



PRECIPITADO 50 % sol.	
FLUJO Lt/h	606.66
As (ppm)	13.38
Cu (ppm)	11.34
Fe (ppm)	30.66

SEPARACION SOLIDO-LIQUIDO

PRECIPITADO 5 % hdad.	
FLUJO m3/h	514.5
As (ppm)	24.69
Cu (ppm)	21.46
Fe (ppm)	34.44

PRECIPITADO SECO	
FLUJO Kg/h	490
As (ppm)	25.71
Cu (ppm)	22.5
Fe (ppm)	29.9

PRECIPITADO PRODUCIDO POR MES: 352.8 ton.
84 m³

11.- ESTIMACIÓN DE COSTOS OPERACIONALES

COSTOS DIRECTOS DE OPERACIÓN

- ENERGÍA :

Costos Circuito Electroquímico USD/año : 36.750
 (35.000x12x0,025x3,5)

- ELECTRODOS: (Fe)

Costos Circuito electroquímico USD/año : 420.000

- MANO DE OBRA :

Costos USD/año ((1.500)*4 + 3.000*1+1000) x 12 120.000

- MANTENCION

Costos 20% consumo de energía + electrodos : 91.350

- INSUMOS GENERALES

Costos 15% de costos de mantención : 13.703

- ADMINISTRACIÓN

Costos 20% de mantención : 18.270

- COSTOS DIRECTOS ANUALES TOTALES : 700.014

- COSTOS DIRECTOS ANUALES TOTALES UNITARIOS (USD/m³): 1,67

- CONSIDERANDO UN 50% DE VARIACIÓN POR CUALQUIER RAZÓN, EL COSTO UNITARIO MÁXIMO SERÍA : 2,51

12.- ESTIMACIÓN DE COSTOS DE INVERSIÓN

De acuerdo al diseño conceptual los equipos principales de inversión son los que se indican más abajo para una capacidad de proceso de 35.000 m³/mes.

- Doce celdas electrolíticas	USD	:	1.556.136
- Filtro 2 m ²	USD	:	130.000
- Galpón 30x50	USD	:	45.000
- Celdas de Flotación	USD	:	100.000
- Transformador-Rectificadores	USD	:	140.000
- Puente Grúa	USD	:	80.000
- Piping	USD	:	60.000
- Control de Proceso	USD	:	300.000

SUBTOTAL USD: 2.411.136

20% IMPREVISTOS USD: 482.227

TOTAL USD : 2.893.363

13.- ANALISIS ECONÓMICO PRELIMINAR DEL PROYECTO
(Ver Informe Técnico de consumo teórico de Cal.)

- 13.1.- COMPARACIÓN DE COSTOS OPERACIONALES UNITARIOS DE PROCESO ACTUAL CON CAL Y PROCESO ELECTROQUÍMICO.
- 13.2.- ESTIMACIÓN DE VAN Y TIR PARA DIFERENTES SITUACIONES OPERACIONALES INDUSTRIALES

SENSIBILIDAD DE CONSUMO DE CAL SENSIBILIDAD DE COSTO UNITARIO CAL Y EFLUENTE

FLUJOS (m ³ /día)	CAL CONSUMIDA (ton/día)				COSTOS TOTALES USD/m ³					
	100%	80%	60%	40%	20%	100%	80%	60%	40%	20%
200	22.0	17.6	13.2	8.8	4.4	19.6	16.4	13.1	9.9	6.6
300	33.0	26.4	19.8	13.2	6.6	18.5	15.3	12.0	8.7	5.5
350	38.5	30.8	23.1	15.4	7.7	18.2	14.9	11.7	8.4	5.2
400	44.0	35.2	26.4	17.6	8.8	18.0	14.7	11.4	8.2	4.9
450	49.5	39.6	29.7	19.8	9.9	17.8	14.5	11.3	8.0	4.7
500	55.0	44.0	33.0	22.0	11.0	17.6	14.4	11.1	7.8	4.6
550	60.5	48.4	36.3	24.2	12.1	17.5	14.2	11.0	7.7	4.5
600	66.0	52.8	39.6	26.4	13.2	17.4	14.1	10.9	7.6	4.4

RAZÓN DE COSTOS UNITARIOS (pp cal / electro.)

100%	80%	60%	40%	20%
------	-----	-----	-----	-----

COSTO BASE

11.7	9.8	7.9	5.9	4.0
11.1	9.1	7.2	5.2	3.3
10.9	8.9	7.0	5.0	3.1
10.7	8.8	6.8	4.9	3.0
10.6	8.7	6.7	4.8	2.8
10.5	8.6	6.6	4.7	2.8
10.5	8.5	6.6	4.6	2.7
10.4	8.5	6.6	4.6	2.6

100%	80%	60%	40%	20%
------	-----	-----	-----	-----

COSTO BASE + 25%

9.4	7.8	6.3	4.7	3.2
8.9	7.3	5.7	4.2	2.6
8.7	7.1	5.6	4.0	2.5
8.6	7.0	5.6	3.9	2.4
8.5	6.9	5.4	3.8	2.3
8.4	6.9	5.3	3.8	2.2
8.4	6.8	5.3	3.7	2.1
8.3	6.8	5.2	3.6	2.1

100%	80%	60%	40%	20%
------	-----	-----	-----	-----

COSTO BASE + 50%

7.8	6.6	5.2	3.9	2.6
7.4	6.1	4.8	3.6	2.2
7.2	5.9	4.7	3.4	2.1
7.2	5.9	4.6	3.3	2.0
7.1	5.8	4.5	3.2	1.9
7.0	5.7	4.4	3.1	1.8
7.0	5.7	4.4	3.1	1.8
6.9	5.6	4.3	3.0	1.7

100% : BASE DE ESTIMACIÓN TEÓRICA CONSUMO DE CAL INFORME INTERNO (VER Anexo)

100%	=	0.11 (ton/m ³)	16.28 (USD/m ³)
80%	=	0.088 (ton/m ³)	13.024 (USD/m ³)
60%	=	0.066 (ton/m ³)	9.768 (USD/m ³)
40%	=	0.044 (ton/m ³)	6.512 (USD/m ³)
20%	=	0.022 (ton/m ³)	3.256 (USD/m ³)

COSTO TONELADA DE CAL (USD) :

148

COSTO BASE UNITARIO ELEC. USD/m³:

1.67 COSTO BASE
2.09 COSTO BASE + 25%
2.51 COSTO BASE + 50%

SENSIBILIDAD DEL VAN

COSTO BASE

EGRESOS (USD)

reposición de agua 5%	31500
costos pozas	14117
Almacenan Precipitados	3087
Electrodos (USD/Kg)	420000
energía	38750
mano de obra	120000
mantención (20% electrodos+energía)	91350
insumos generales (15% de mant.)	13703
administración (20% de mant.)	18270
TOTAL AÑO (USD)	748777

INGRESOS (USD)

recuperación de agua 95%		1026000	1026000	1026000	1026000	1026000
cal eliminada						
100%	66	24090	3565320			
80%	52.8	19272		2856256		
60%	39.6	14454			2139192	
40%	26.4	9636				1426128
20%	13.2	4818				713064
ahorro por pozas		296457	296457	296457	296457	296457
<small>(70% de costo de pozas(egresos) 120 pozas)</small>						
TOTAL INGRESOS AÑO (USD)		4887777	4178713	3481649	2748585	2035521
INGRESOS NETOS (USD)		4139000	3425936	2712872	1999808	1286744
VAN	(5 AÑOS C/CASO)	11,633,367	9,176,027	6,718,688	4,261,348	1,804,008
TIR		141%	116%	90%	63%	34%
PERIODO RECUPERACIÓN INV.		0.54	0.67	0.96	1.26	1.84

SENSIBILIDAD DEL VAN

COSTO BASE + 25%

EGRESOS (USD)

reposición de agua 5%	31500
costos pozas	14117
Almacén Precipitados	3087
Electrodos (USD/Kg)	420000
energía	36750
mano de obra	120000
mantención (20% electrodos+energía)	91350
insumos generales (15% de mant.)	13703
administración (20% de mant.)	18270
TOTAL AÑO (USD)	748777
TOTAL AÑO + 25% (USD)	935971

INGRESOS (USD)

recuperación de agua 95%		1026000	1026000	1026000	1026000	1026000
cal eliminada						
100%	66	24090	3565320			
80%	52.8	19272		2852256		
60%	39.6	14454			2139192	
40%	26.4	9636				1426128
20%	13.2	4818				713064
ahorro por pozas		296457	296457	296457	296457	296457
(70% de costo de pozas(egresos) 120 pozas)						
TOTAL INGRESOS AÑO (USD)		4887777	4174713	3461649	2748585	2035521
INGRESOS NETOS (USD)		4887777	4174713	3461649	2748585	2035521
VAN	(6 AÑOS C/CASO)	10,988,264	8,530,925	6,073,585	3,616,246	1,158,906
TIR		135%	109%	83%	56%	26%
PERIODO RECUPERACIÓN INV.		0.56	0.65	0.77	0.95	1.24

SENSIBILIDAD DEL VAN

COSTO BASE + 50%

EGRESOS (USD)

reposición de agua 5%	31500
costos pozas	14117
Almacén Precipitados	3087
Electrodos (USD/Kg)	420000
energía	36750
mano de obra	120000
mantención (20% electrodos+energía)	91350
insumos generales (15% de mant.)	13703
administración (20% de mant.)	18270
TOTAL AÑO (USD)	748777
TOTAL AÑO + 50% (USD)	1123168

INGRESOS (USD)

recuperación de agua 95%		1026000	1026000	1026000	1026000	1026000
cal eliminada						
100%	66	24090	3565320			
80%	52.8	19272		2852256		
60%	39.6	14454			2139192	
40%	26.4	9636				1426128
20%	13.2	4818				713064
ahorro por pozas			296457	296457	296457	296457
<small>(70% de costo de pozas(egresos) 120 pozas)</small>						
TOTAL INGRESOS AÑO (USD)		4887777	4174713	3461649	2748585	2035521
INGRESOS NETOS (USD)		4887777	4174713	3461649	2748585	2035521
VAN	(5 AÑOS C/CASO)	10,343,166	7,885,826	5,428,486	2,971,147	513,807
TIR		128%	102%	76%	48%	17%
PERIODO RECUPERACIÓN INV.		0.56	0.65	0.77	0.95	1.24

14.- CONCLUSIONES

- La tecnología electroquímica aplicada en este proyecto como innovación tecnológica permite una limpieza exitosa de las aguas ácidas efluentes de las Plantas de Ácido de Altonorte, para Arsénico, Cobre y acidez, dentro de los rangos normales de operaciones de ambas planta o concentraciones tan altas como 10.000 o más ppm de Arsénico, 2000 a 4000 ppm de Cu y 20 a 50 g/l de H₂SO₄
- La tecnología en prueba elimina el uso de cal como reactivo de uso normal en el tratamiento de aguas ácidas.
- Las impurezas como Arsénico y cobre son abatidas a arsenato férrico y cobre metálico con abatimientos sobre 98% para As y 99% para el Cu.
- Las aguas se recuperan a proceso sobre un 95%, perdiéndose por evaporación en estanques intermedios de la planta y en humedades de queques de filtración. 8-10% de humedad.
- Las aguas se limpian dentro de un ambiente ácido y quedan con contenidos altos de Fe en solución , fierro que es factibles de recircular a la cabeza del proceso electrolítico para disminuir el Fe disuelto de los electrodos.
- La tecnología ha establecido dos etapas de proceso, el primero de limpieza de las impurezas disueltas de interés en su eliminación hasta pH dos y de desde aquí una segunda etapa de ajuste de pH y abatimiento de Fe residual disuelto, etapa factible de aplicar con electrodos insolubles, dando consumos de Fe entre 1,4 a 2,0 Kg/m³ .
- Esta tecnología opera fundamentalmente en los cationes disueltos para estos efluentes.
- El análisis económico establece claramente costos directos de operación de entre 70 - 80%, menores al sistema convencional usando cal, según Capítulo 13, punto 13.1, de razón de costos unitarios .
- El VAN y la TIR, evaluados en forma preliminar para una inversión de 2,89 millones de dólares, con una tasa alternativa de inversión de un 10%, muestra valores de interés comercial para una inversión en una planta que procese estos efluentes, aún sin considerar el cobre como subproducto.

15.- RECOMENDACIONES Y PLANTEAMIENTOS GENERALES

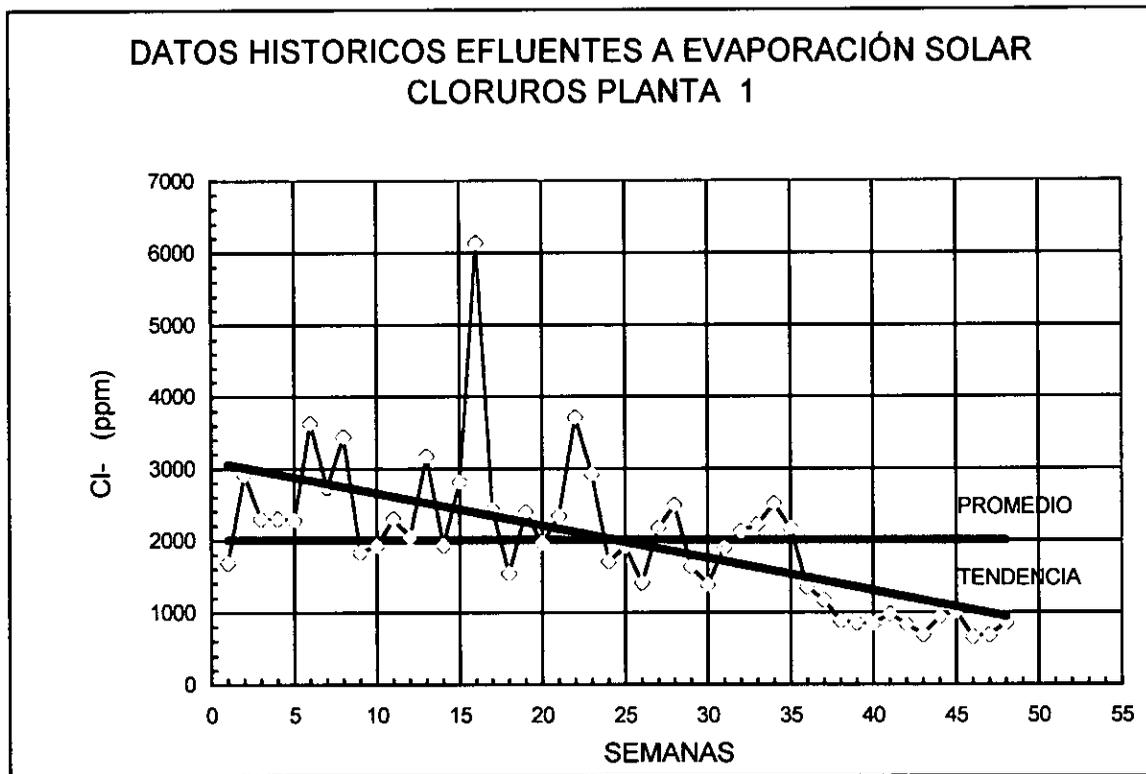
- Los diseños usados en los equipos pilotos se han efectuado según necesidades de las pruebas pilotos.
- Se requiere realizar pruebas adicionales para abatimiento de Fe disuelto y llevar en recirculación a proceso.
- Se requiere realizar test EPA de estabilidad de los precipitados en ambientes ácidos o básicos.
- Se deben realizar pruebas adicionales para concentraciones de 10.000 de As o más, para una mejor eficiencia de las aguas de lavado, pruebas que requieren un aumento de la potencia instalada y un nivel básico de análisis en línea de respuesta rápida u otro equivalente..
- Se debe desarrollar un proyecto separado para analizar los aniones en solución.

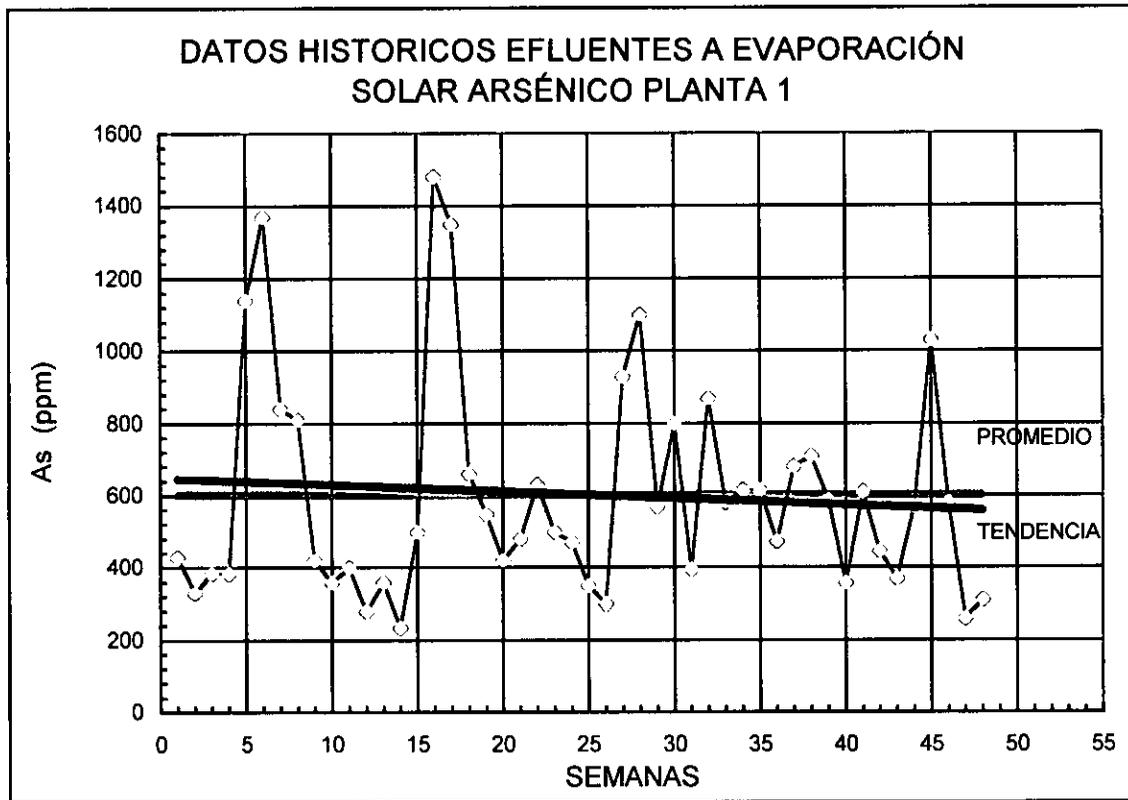


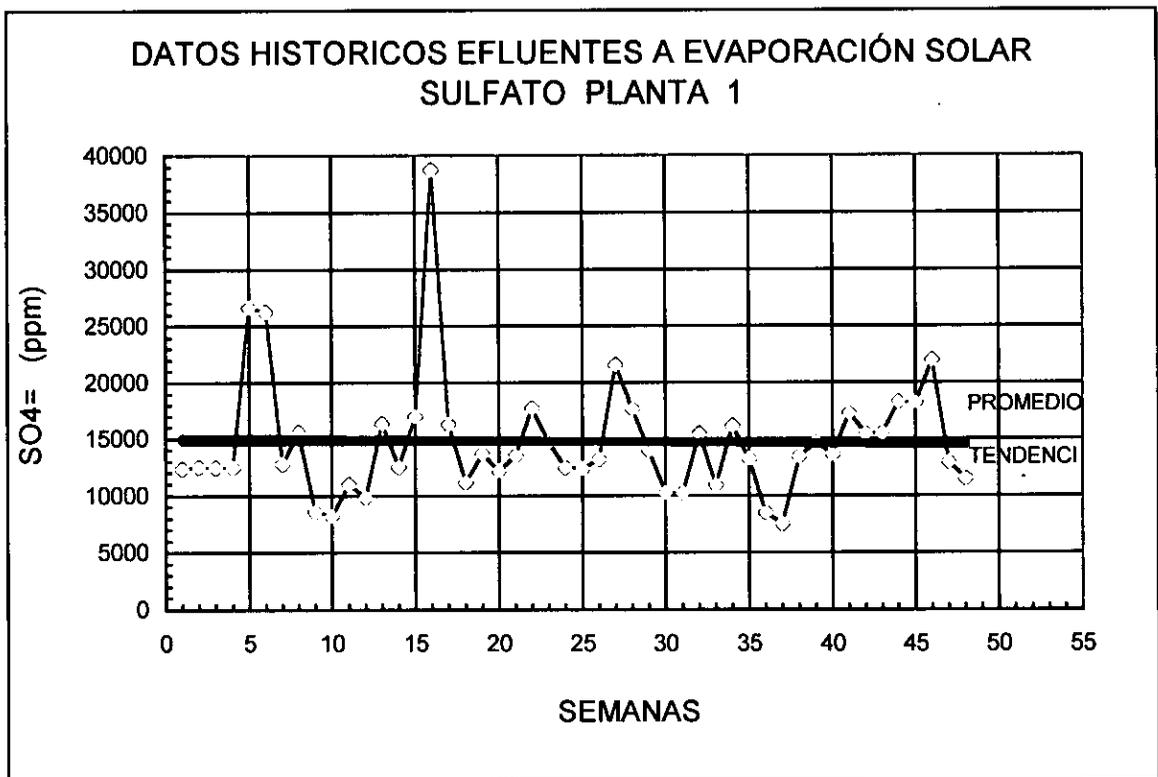
ANEXOS

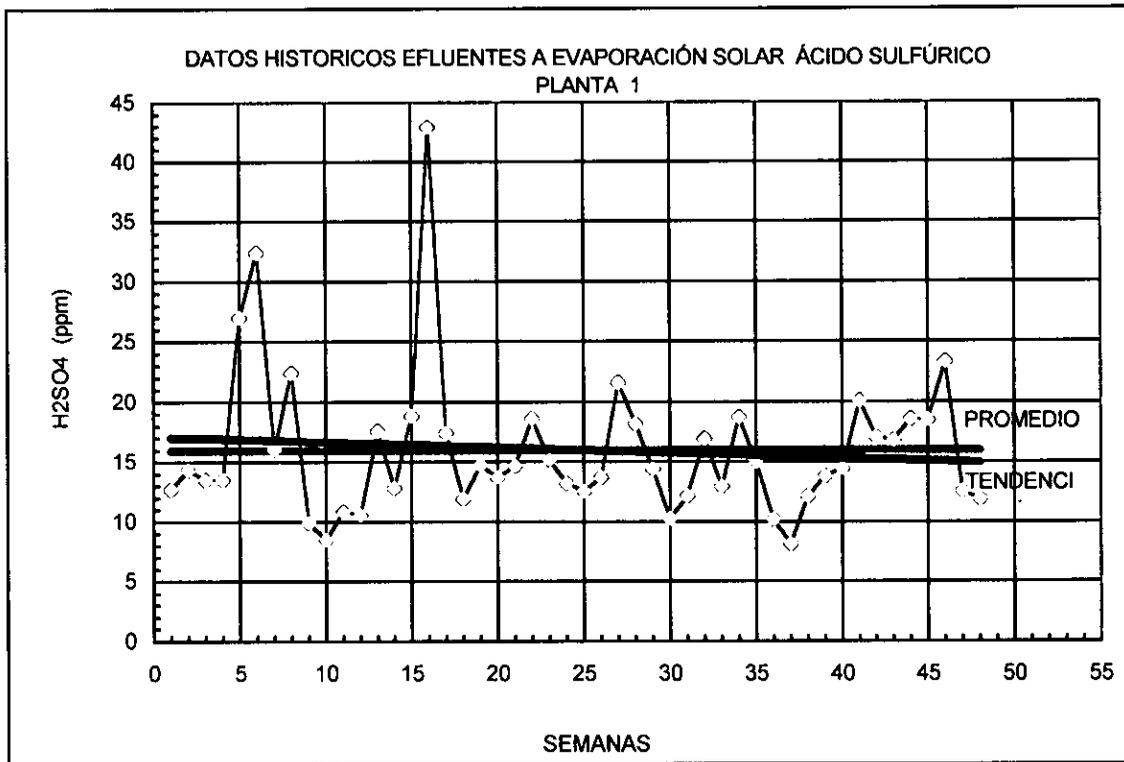
CARACTERIZACIÓN DE EFLUENTES ACIDOS.

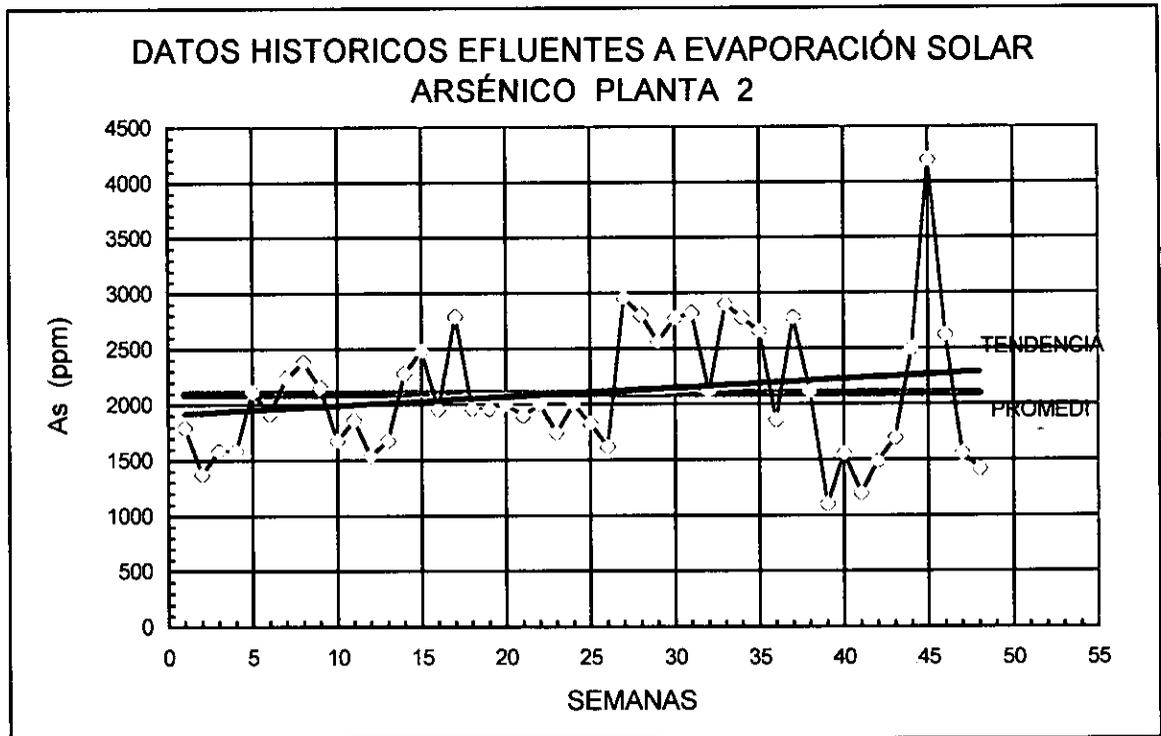
DATOS HISTORICOS DE AGUAS EFLUENTES, DESDE PLANTAS DE ÁCIDO 1 Y 2.

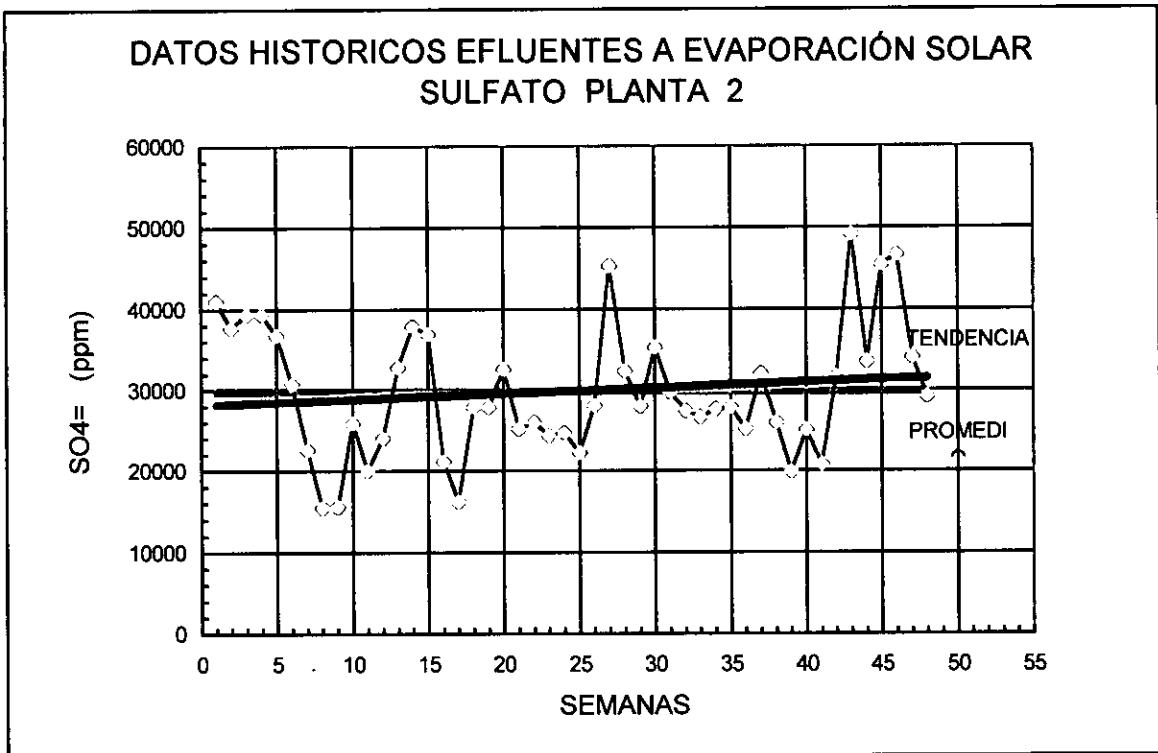


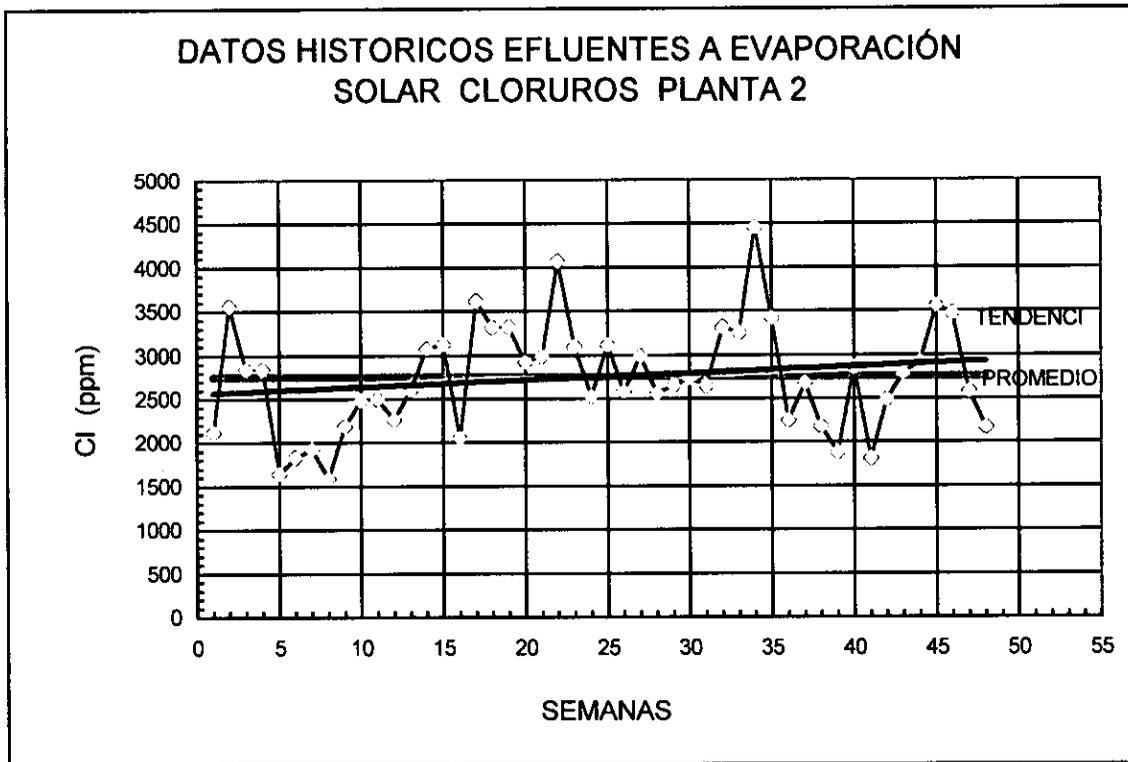


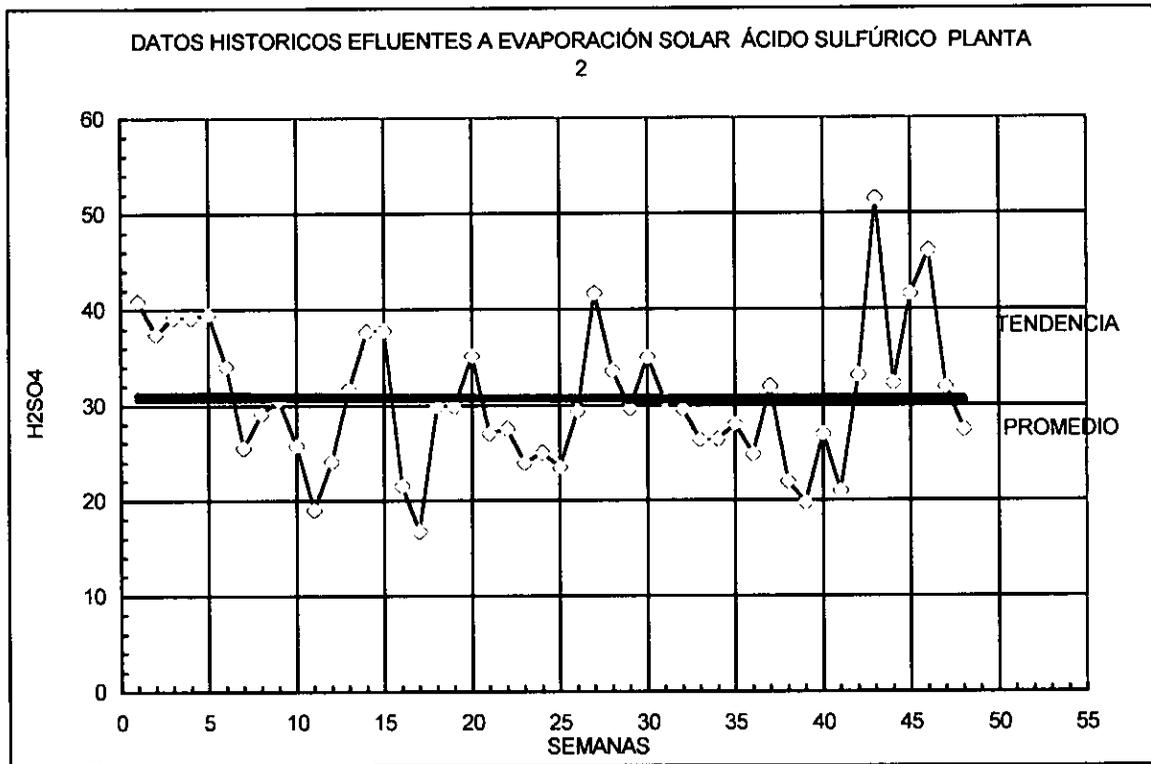


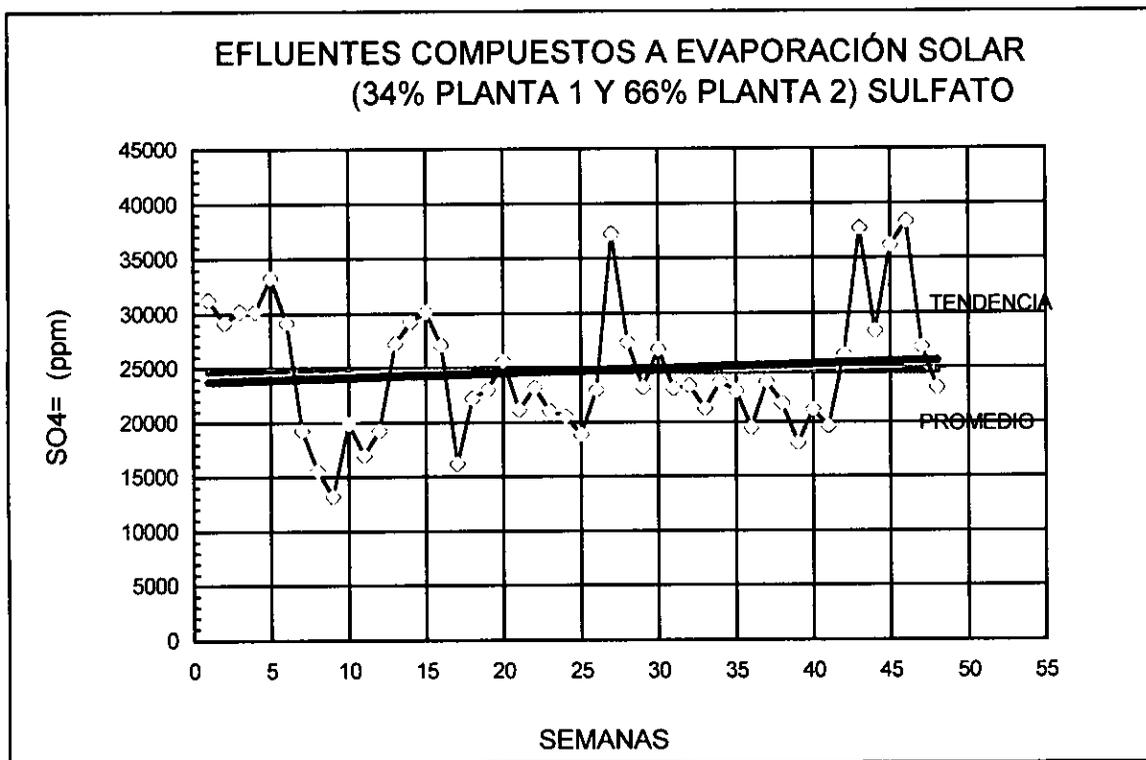


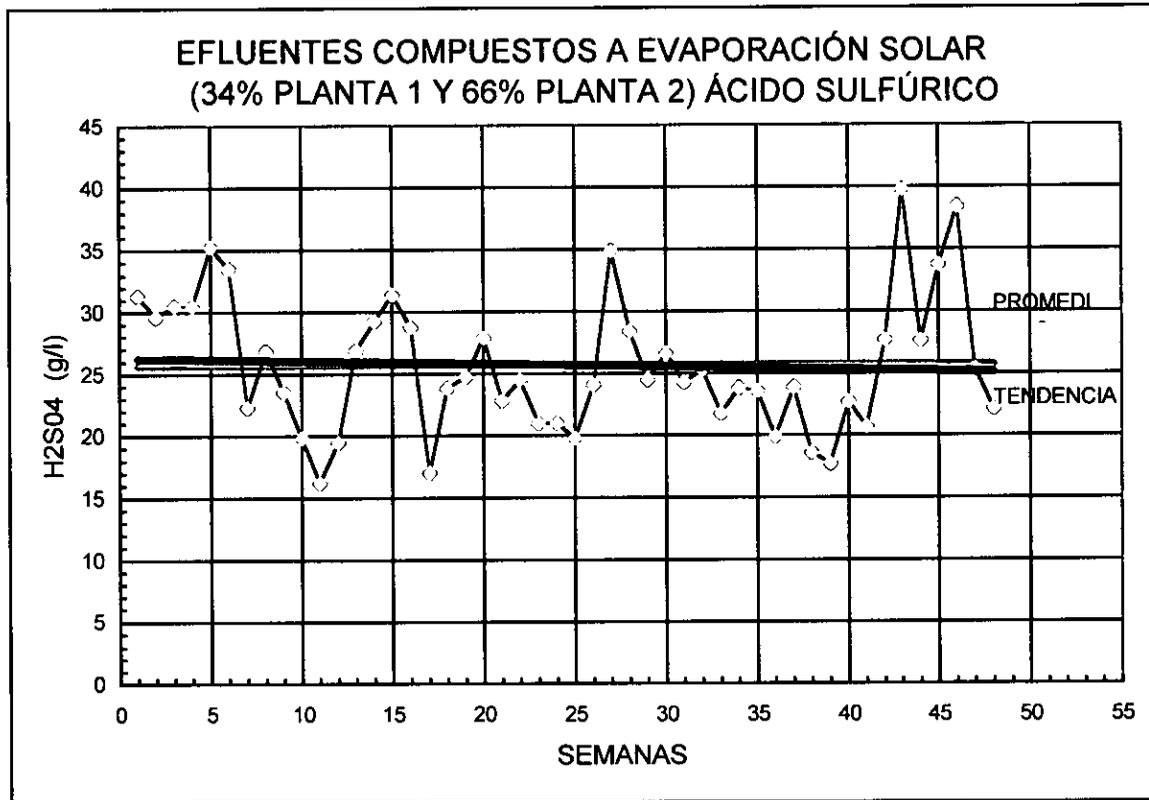


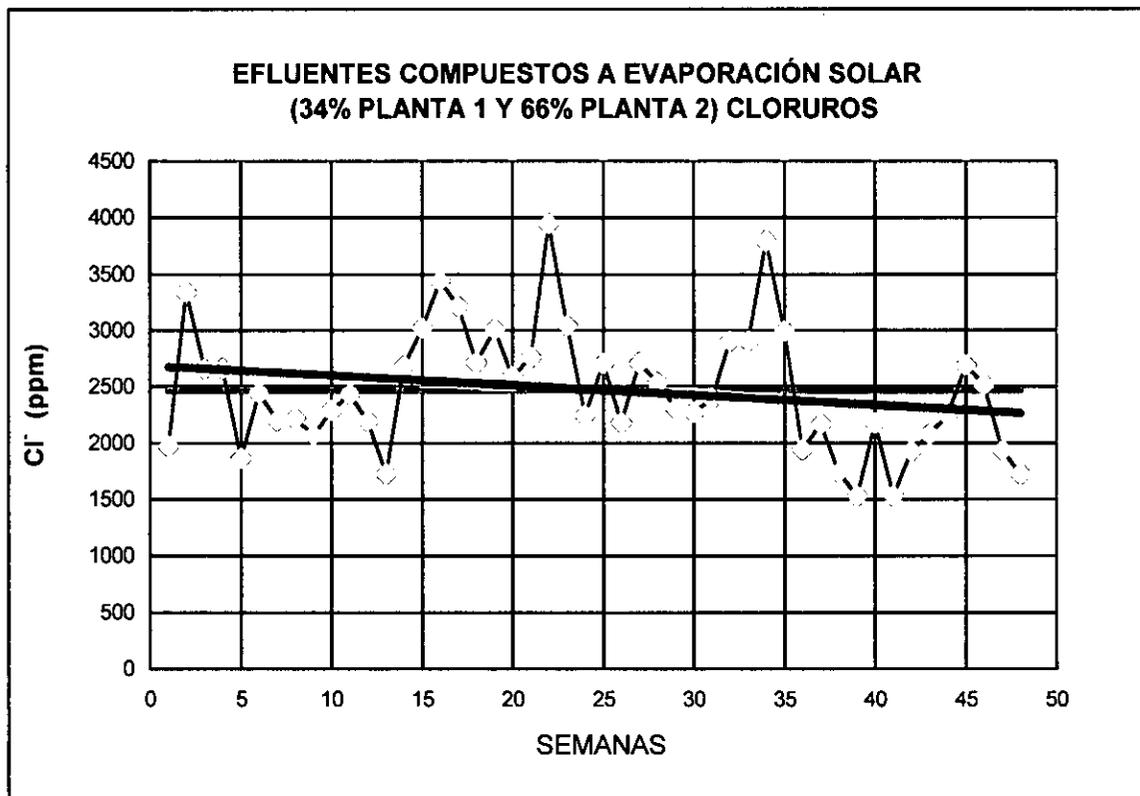












I N F O R M E

**PRUEBAS PRELIMINARES DE AGUA
REALIZADAS EN BULGARIA**

PROYECTO FONTEC N° 98 - 1419

ANTOFAGASTA, SEPTIEMBRE 28, 1998

INTRODUCCION

La tecnología electroquímica que se aplica al tratamiento de las aguas ácidas, producto del lavado de gases de fundición, se basa en la disolución de electrodos metálicos, fundamentalmente ánodos, para producir la precipitación de arsénico como arsenato férrico de alta estabilidad química según el test EPA.

La electrólisis de disolución produce iones altamente energizados, que conduce en la celda electrolítica a una rápida reacción química acomplejante del arsénico en la zona anolítica, de manera que en el entorno del ánodo se produce una precipitación de alta cinética y como consecuencia cambia la composición iónica del agua y el pH, el crecimiento de los precipitados aumenta fundamentalmente mediante coagulación electroquímica.

La composición final del agua producto depende de sus parámetros iniciales de concentración, de la composición y tipo de electrodos usados, así como de la energía electroquímica aplicada. Los resultados preliminares han permitido llevar aguas de diferente composición del actual circuito de proceso, a valores tan bajos como 0,01 ppm de arsénico, mostrando de esta forma que es posible ubicarse en un amplio rango de composición de aguas producto según sean las necesidades del proceso industrial de Altonorte.

CARACTERIZACION DE LAS AGUAS MUESTRAS

Se tomaron muestras de tres tipos de aguas de proceso del actual circuito de agua de la fundición, ellas son:

MUESTRA A.- Corresponde a una muestra de agua de las pozas solares que ha pasado por varias pozas de evaporación de agua mediante energía solar y que en consecuencia presenta una mayor concentración de todos sus componentes iónicos disueltos y de la acidez.

MUESTRA B.- Corresponde a una muestra de agua que alimenta al circuito de las pozas de evaporación solar y fue tomada en la zona de alimentación de la primera poza..

MUESTRA C.- Corresponde a una muestra de agua que alimenta al circuito tratamiento de agua y corresponde al cajón inicial de evacuación de las aguas de lavado de gases.

TABLA N° 1**COMPOSICIÓN DE LAS AGUAS USADAS EN LOS TESTS**

ELEMENTOS	MUESTRA A	MUESTRA B	MUESTRA C
As	3673	919	992
Pb	8,12	4,1	4,26
Zn	652	168	
Cu	2589	784	1960
Al	72,30	0,58	
Co	0,21	17,7	
Cd	130	29,83	28
Ni	1,59		
Ca	907		
PH	0,2	0,5	0,15

Todos los análisis fueron realizados en un equipo de ICP Spectro (Austriaco), en los laboratorios de la Universidad de Minería y Geología de Sofía.

RESULTADOS EXPERIMENTALES**TABLA N° 2****MUESTRA DE AGUA A**

ELEMENTOS	MUESTRA A	RESULTADOS A1	RESULTADOS A2
As	3673	3,73	6,53
Pb	8,12	0,43	0,18
Zn	652	47	150
Cu	2589	8,16	1,29
Al	72,30	13,97	35,24
Co	0,21	0,10	0,17
Cd	130	3,28	6,48
Ni	1,59	1,10	1,46
Ca	907	775	876
PH	0,2	6,0	6,5



TABLA N° 3

MUESTRA DE AGUA B

ELEMENTOS	MUESTRA B	RESULTADOS B1	RESULTADOS B2
As	919	19,95	7,88
Pb	4,1	0,06	0,69
Zn	168	7,67	21,68
Cu	784	0,74	3,52
Al	17,70	<0,03	5,2
Co			
Cd	29,83	13,25	1,82
Ni	0,58	0,08	1,48
Ca			
PH	0,5	6,2	6,7

TABLA N° 4

MUESTRA DE AGUA C

ELEMENTOS	MUESTRA C	RESULTADOS C1	RESULTADOS C2
As	992	12	0,01
Pb	4,26	1,10	2,00
Zn			
Cu	1960	4,0	1,22
Al			
Co			
Cd	28	10,0	0,49
Ni			
Ca			
PH	0,15	5,7	6,5

DISCUSION DE RESULTADOS

Las muestras de agua, motivo del estudio inicial, fueron tomadas en la Fundición Altonorte. por personal de Altonorte e Ingeniería de Minerales Ltda.(IDM), las muestras fueron tomadas en diferentes puntos del circuito a objeto de tener una gama de diferentes calidades de agua y observar el comportamiento de la tecnología electroquímica.

Las experiencias se realizaron sobre la base de las experiencia anteriores de IDM en plantas de procesamiento de minerales y fundiciones de concentrados de cobre en Chile, se ha tenido en consideración las posibilidades de producir aguas limpias del contaminante principal, es decir, arsénico y además la posibilidad de producir subproductos que pudieran reducir los costos globales de operación de una planta industrial de tratamiento de estos efluentes.

Agua limpia de As, cemento de cobre electrolítico y yeso son tres productos factibles de obtener desde un punto de vista técnico, esto ha permitido vislumbrar dos alternativas de proceso:

ALTERNATIVA 1.- Permite tener como productos principales:

- agua libre de As a una concentración deseada por operaciones de la fundición.
- cemento de cobre electrolítico.
- yeso.

ALTERNATIVA 2.- Permite tener como productos principales:

- agua libre de As a una concentración deseada por operaciones de la fundición y.
- cemento de cobre electrolítico.

En principio la Alternativa 2, parece ser la más conveniente desde el punto de vista de proceso, por cuanto descarta absolutamente la posibilidad de introducir cal al sistema.

La Alternativa 2, elimina con ello un importante costo operacional conocido por la fundición, quien usa cal para la neutralización total de las soluciones actuales, en este caso, la Alternativa 1 está planteando es una neutralización parcial de las aguas ácidas, para llevar el agua ácida a ph entorno a 2 solamente, ya que, el resto de la neutralización se realiza como beneficio del proceso electroquímico, de todas manera, esta es una alternativa de comparación válida y que podría ser implementada industrialmente si se deseara en algún momento a futuro.

En principio la Alternativa 2 es además deseable por la simplicidad del proceso, aunque esto signifique dar un tiempo de tratamiento electroquímico mayor, estimado entre 15 y 25 minutos a objeto de vencer la alta acidez inicial del agua vía electroquímica. En cualquier alternativa de proceso el agua producto es neutra, según se puede apreciar en las tablas de resultados anteriores.

Más adelante se muestran los diagramas de flujos a darían origen a las dos alternativas propuesta.

Las pruebas preliminares muestran los consumos de energía y de fierro que se indican en la tabla siguiente.

TABLA N°5

CONSUMO DE ENERGÍA, FIERRO Y CAL

Alimen. As (ppm)	Producto	Consumo Fe (Kg/m ³)	Consumo cal (Kg/m ³)	Consumo Energía (Kwh/m ³)
825	0,04	1,83	0	5,0
992	0,01	0,85	10	0,9
919	7,88	1,23	16	1,4
3673	3,73	2,00	20	10,0

TABLA N°6**TEST SIN CAL**
SOLAMENTE ELECTROQUÍMICA

	ALIMENTACION	ETAPA 1	ETAPA 2	ETAPA 3
As	825	115	2,05	0,045
pH	1	3,5	6,0	6,5
Tiempo (min.)		20	15	15
Kwh/m ³		2,0	1,5	1,5

El cemento de cobre producido, corresponde a la precipitación de cobre sobre el cátodo en la zona cotelítica y es forzado a decantar mediante los electrodos vibrantes que de la celda electrolítica especialmente diseñada para este tipo de procesos, los contenidos de cobre están en el rango de 14 a 20 % de cobre y obviamente será cobre que se enviará a recuperado a fundición.

CONCLUSIONES PRELIMINARES

A partir de las pruebas preliminares realizadas en Bulgaria se ha podido concluir:

- 1.- La tecnología electroquímica es absolutamente aplicable para todo el rango de concentraciones de Arsénico disuelto en las soluciones de descarte o las pozas de

evaporación solar, sean estas, soluciones las recién evacuadas del sistema productivo o en cualquiera etapa del circuito de evaporación solar.

2.- La calidad del agua producto puede entregarse según sea deseada su concentración en las soluciones de retorno a proceso para el Arsénico y cobre.

3.- En principio, el circuito de proceso más adecuado parece ser el uso único del sistema electroquímico, por ser aparentemente más económico desde el punto de vista de los costos de operación directos y de la inversión inicial.

4.- Dos o tres productos pueden generarse del tratamiento de los efluentes además del precipitado de Arsénico, estos son: agua producto, Cemento de Cobre y Yeso, este último si en un futuro existiera un mercado para este producto de alta calidad, eventualmente, el concentrado de Arsénico podría considerarse como un cuarto producto ya que podría servir como materia prima para la industria química. Si se usa solamente el sistema electroquímico, sin cal, se tendrán como productos el agua y el cemento de cobre, además del precipitado de Arsénico.

Samuel Sánchez Pino

Dr. Vladko Panayotov

ANEXO

PUNTO 6 DEL INDICE

6.1 ASPECTOS CONCEPTUALES

INTRODUCCION

El propósito fundamental de este proyecto es la recuperación de aguas industriales, particularmente los efluentes de la planta de ácido y para tal efecto, se está considerando la tecnología electroquímica, esta tecnología se basa fundamentalmente en la electrodisolución de ánodos metálicos para producir precipitados insolubles de metales pesados, produciéndose además, una neutralización de la acidez de las aguas llevando el pH a valores de neutralización, 5 – 6,5 y una reducción de la dureza.

DEFINICION DEL PROBLEMA Y NATURALEZA

La fundición de concentrado de cobre fundamentalmente permite cambiar de fase el concentrado alimentado, desde una fase sólida a una líquida y otra gaseosa, mediante un conjunto de reacciones químicas de mecanismos diversos, aportando éstas la energía al sistema mediante reacciones exotérmicas. Este proceso permite separar un cobre en fase líquida de alta pureza, una fase líquida de escoria con contenidos de cobre bajos y una fase gaseosa rica en anhídrido sulfuroso, los gases contienen partículas sólidas de arrastre en suspensión en forma de pequeñas partículas.

La fase gaseosa es conducida a una planta de ácido sulfúrico como materia prima, previamente los gases son sometidos a un proceso de limpieza de los sólidos de arrastre y a una reducción de temperatura, es en esta etapa de limpieza donde se generan las aguas ácidas con contenidos de Arsénico, Cobre, Ácido sulfúrico y otros elementos de impurezas normales en este tipo de efluentes, los efluentes se producen por agua de condensación al bajar la temperatura de los gases de fundición en algunos casos y en otros casos se utiliza aguas externas a las generadas por condensación. En cualquier caso las reacciones de formación del ácido sulfúrico se producen en baja escala en esta etapa y es ésta la razón por la que estas aguas efluentes son ácidas, recibiendo además aportes de derrames por algún problema puntual de mantención en la planta de ácido.

La mayor parte de los sólidos de arrastres son decantados previamente a la etapa que se conoce como lavado de gases, quedando para esta etapa solamente los más finos.

El Punto 4 de este informe permite una visión histórica del comportamiento de estos efluentes por plantas separadas y una combinación de ambas.

Los efluentes eliminan la mayor parte de los sólidos finos en suspensión en estanques de decantación tipo piscina, con un tiempo de residencia de 24 –48 hrs., las dos

piscinas en serie donde se realiza esta decantación y mezcla de los efluentes se ubican en el sector productivo a un costado de las plantas de ácido.

El agua solución tiene las siguientes grandes características:

- ALTA ACIDES.
- CONTENIDO DE COBRE EN SOLUCION VARIABLE.
- ALTO CONTENIDO DE ARSENICO.
- PARTICULAS FINAS.

Básicamente el proceso actual neutraliza la acidez mediante la adición de cal, que es lo que convencionalmente se hace, el tratamiento actual lleva pH desde valores menores a 1 hasta al otro extremo básico, con un costo de 2,6 millones de dólares anuales, solamente por este concepto.

VINCULACION CONCEPTUAL ENTRE PROBLEMA Y TECNOLOGÍA

El proceso electroquímico para eliminar el arsénico, básicamente se puede dividir en pasos secuenciales:

- 1.- Aumento del pH hasta un valor mayor dentro del rango ácido, alrededor de dos.

Esto se puede realizar electroquímicamente o bien con cal, la alternativa de usar solamente un sistema electroquímico parece ser el más adecuado frente a un sistema mixto, es decir, subir primero levemente el pH con cal y luego usar electroquímica.

De esta forma, aunque conceptual y prácticamente se puede hacer el proceso enteramente vía electroquímica, que es lo que aparece como más promisorio desde un punto de vista operativo, se comparará con una alternativa cuyo primer paso de la secuencia introduce cal, para de esta forma comparar la economía de este paso versus hacerlo en forma electroquímica.

La tecnología electroquímica puede realizar esta neutralización de acuerdo a las reacciones siguientes:



- 2.- El proceso electroquímico se produce de manera que se inicia con abatimiento de cobre como paso previo al arsénico, por razones de potencial electroquímico, de esta manera, si se tiene una secuencia de celdas electroquímicas, las primeras celdas acusarán abatimiento de cobre con un diferencial de arsénico y esta situación irá cambiando con el tiempo de residencia, de manera que esto se invierte y posteriormente tenemos un alto abatimiento de arsénico con un diferencial de cobre.

Sin embargo, una condición de borde del proceso es la variabilidad de los contenidos de cobre, debido a la variabilidad de los concentrados a fundir en cuanto a leyes y granulometría.

El principal problema es reciclar aguas limpias de arsénico a proceso, de esta forma, la unidad piloto debe considerar etapas o diferentes celdas trabajando

en serie, con muestreos intermedios, que permitan observar y cuantificar, este fenómeno electroquímico que ocurre en el proceso.

La necesidad que posteriormente, a nivel industrial, sea necesario separar estos dos aspectos, de manera que todas las fluctuaciones de cobre que pudieran ocurrir, sean controladas previamente, y abatir el arsénico en la forma más adecuada, para asegurar un óptimo tratamiento y calidad del agua producto, es algo que debe definir esta fase de estudio a nivel piloto.

En función de lo anterior, la unidad piloto debe considerar la capacidad de utilizar como variable de estudio, el tiempo de residencia.

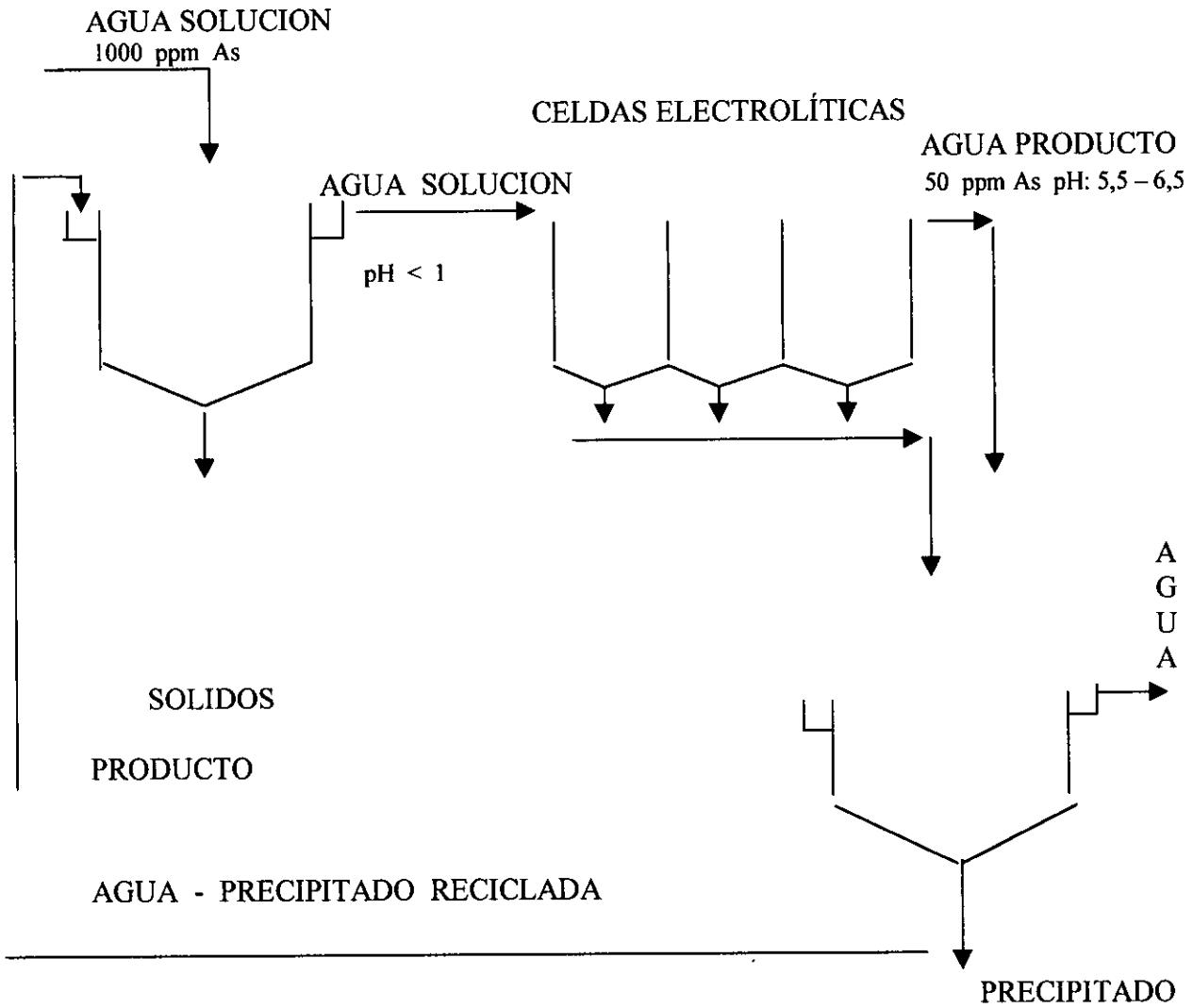
- 3.- El abatimiento del arsénico a la forma de FeAsO_4 , de alta estabilidad química, continúa hasta el agotamiento con la variación simultánea del pH neutralizando el agua producto.
- 4.- El desplazamiento de flujos es laminar y paralelo a los electrodos, esto tiene por objeto evitar zonas muertas dentro de las celdas, de manera que todo el flujo se alimenta en cada celda desde abajo subiendo a través de los electrodos.
- 5.- Una vibración tenue es introducida en los electrodos de manera de facilitar la disminución de fenómenos difusionales asociados.
- 6.- El manejo electroquímico será en forma independiente por cada celda, de manera de tener un mejor control operacional.

INFORME DE DISEÑO CELDA PILOTO PROYECTO FONTEC

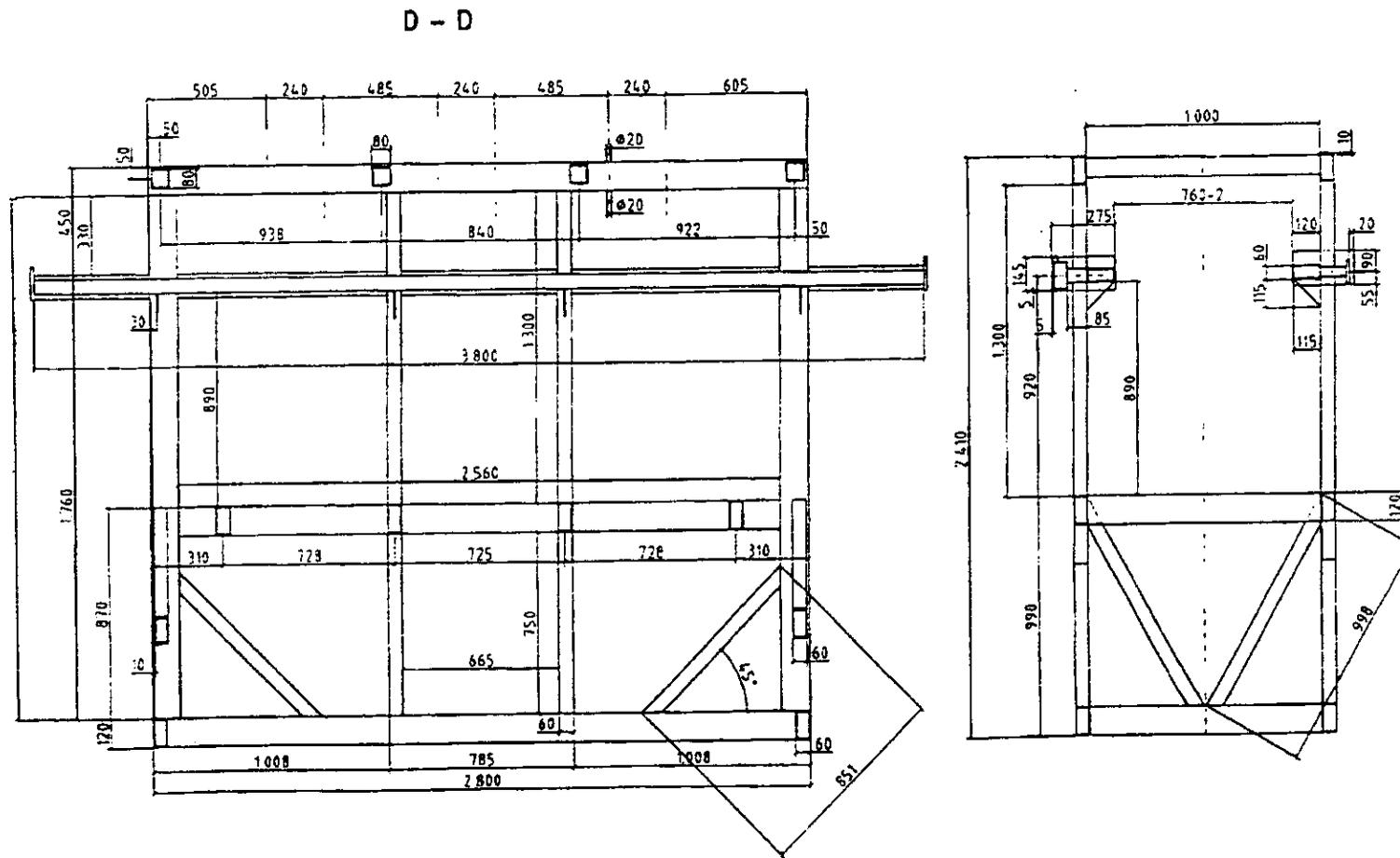
El diseño de la planta piloto básicamente consta de los siguiente elementos:

- 1.- Tres celdas electroquímicas dispuestas en series.
- 2.- Un flujómetro inicial o válvula de control de flujo que permite regular flujos y con ello el tiempo de residencia en cada una de las celdas.
- 3.- Cada celda consta de su propio rectificador de corriente, siendo el primero de ello de doble capacidad, 600 A, los otros dos son iguales de 300 A, ambos nominales, pudiendo llegar el primero hasta 800 A y los otros dos hasta 400 A cada uno, la densidad de corriente así como el voltaje son variables operacionales.
- 4.- Los cátodos de cada celda constan de un sistema vibrante, ha objeto de introducir una vibración que mejore los fenómenos difusionales.
- 5.- Se dispone de un sistema manual para cambiar de polaridad durante la operación.
- 6.- Cada celda dispone de una evacuación inferior para tomar muestra en cada instante.
- 7.- El diseño permite montar y desmontar los set de ánodos mediante una grúa de desplazamiento horizontal para dejarlos o tomarlos a cada lado de las celdas.
- 8.- Las celdas trabajarán con dos estanques, uno de cabeza y otro de cola con las bombas necesarias para desplazar los flujos de agua a donde se desee.

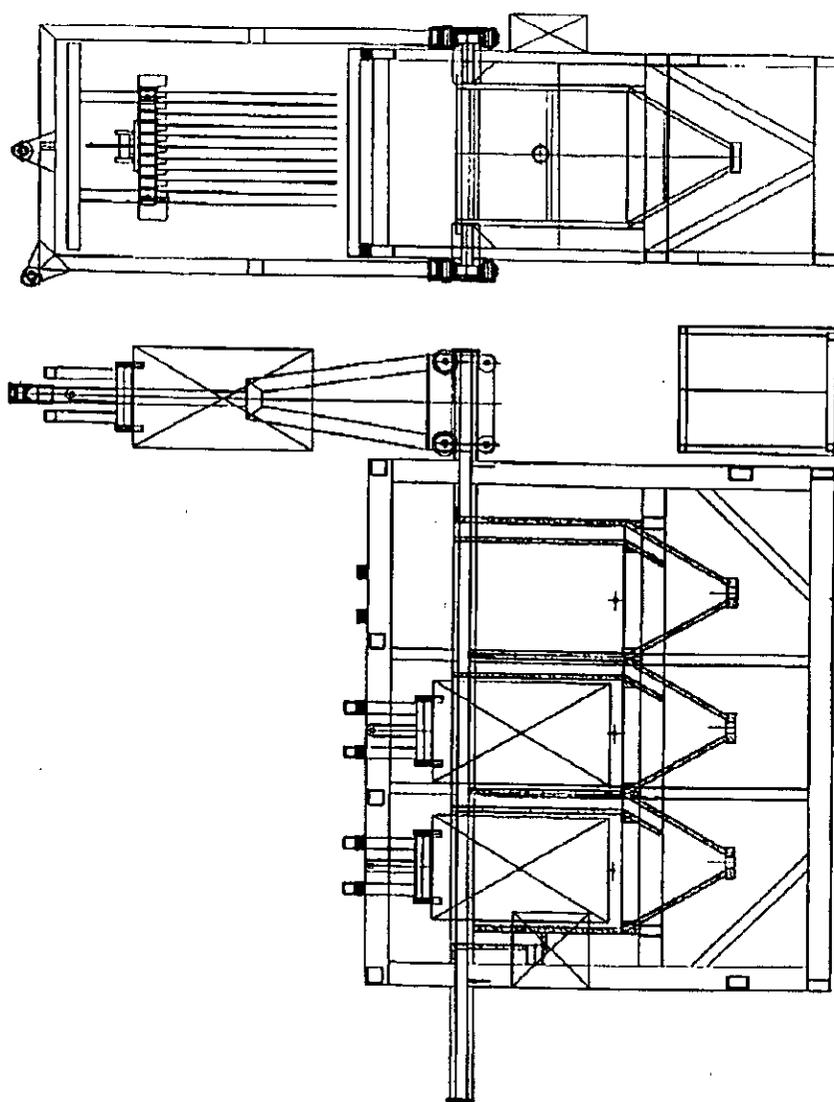
ESQUEMA DE LA PLANTA PILOTO A INSTALAR



6.2 ASPECTOS DE FABRICACIÓN



MEDIDAS Y VISTAS PRINCIPALES, PLANTA PILOTO DE TRATAMIENTO ELECTROQUIMICO DE EFLUENTES ACIDOS



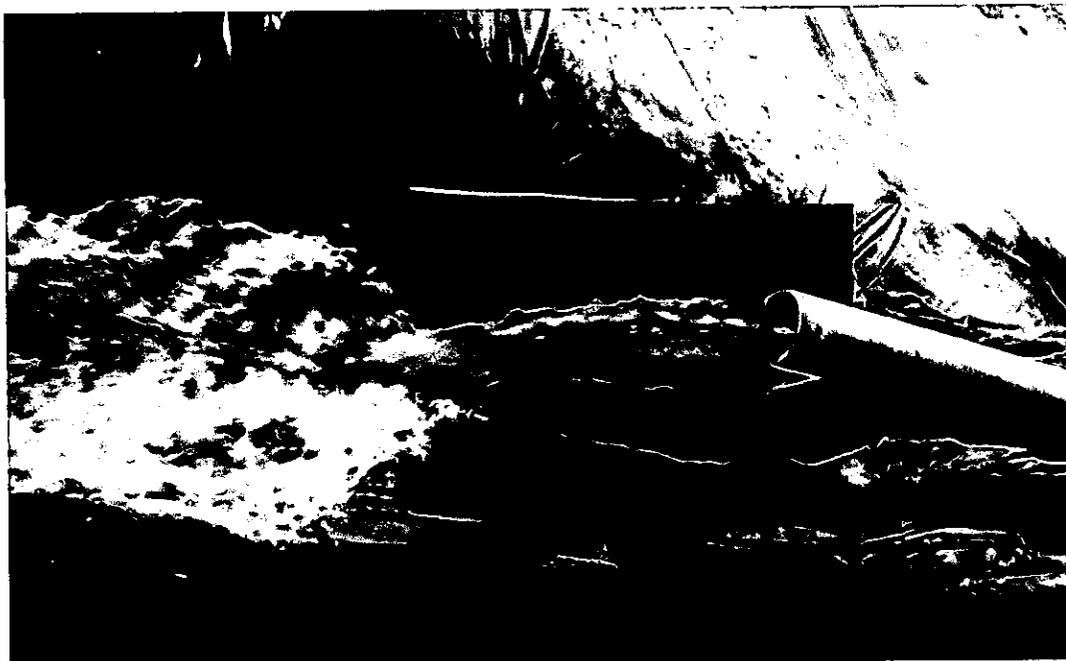
PLANTA DE TRATAMIENTO ELECTROQUIMICO DE EFLUENTES ACIDOS



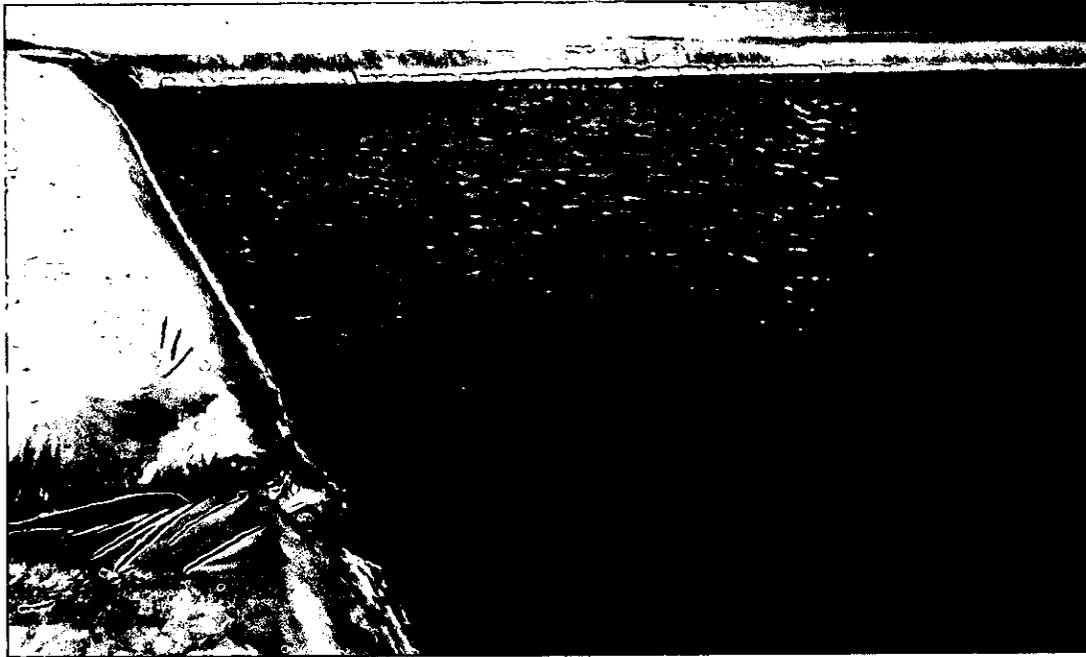
6.4 INSTALACIÓN DE CELDA PILOTO EN ALTONORTE



FOTOGRAFIA 1 : EFLUENTES ACIDOS DESDE LAVADO DE GASES



FOTOGRAFIA 2 : EFLUENTES ACIDOS A EVAPORACION SOLAR



FOTOGRAFIA 3 : POZA DE EVAPORACION



FOTOGRAFIA 4 : CANALETA DE FLUJOS DE EFLUENTES



FOTOGRAFIA 5 : SECTOR DE DESCARGA ENTRE POZAS



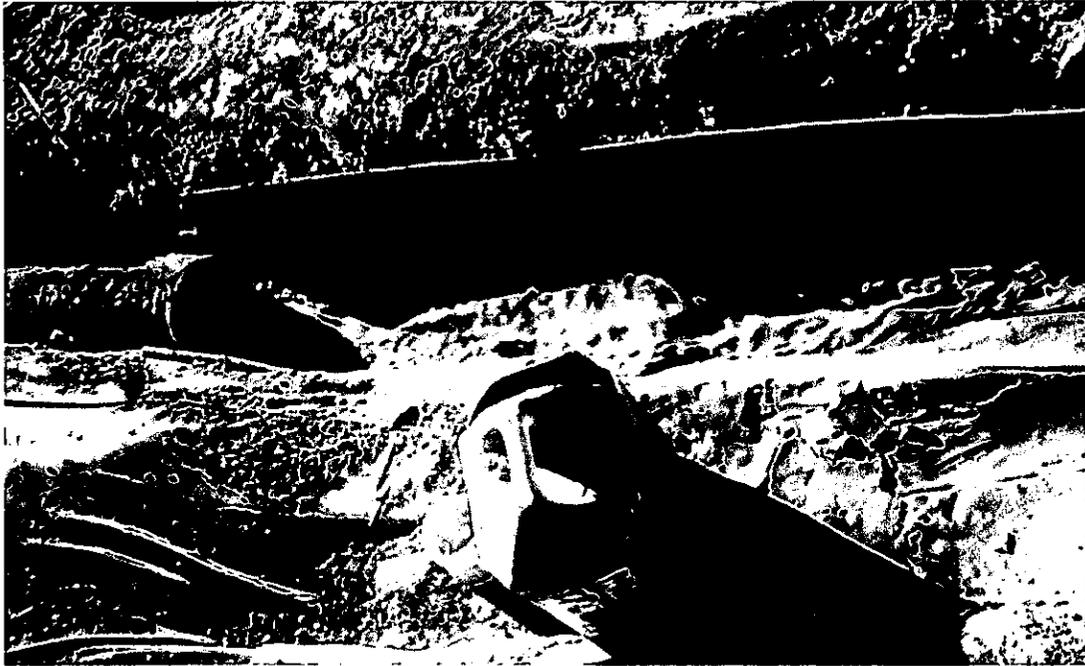
FOTOGRAFIA 6 : PRIMER PLANO POZA



FOTOGRAFIA 7 : PREPARACION DE POZAS



FOTOGRAFIA 8 : PLANTA DE TRATAMIENTO DE EFLUENTES ACIDOS
CON CAL.



FOTOGRAFIA 9 : LECHADA PRODUCTO PLANTA TRATAMIENTO CON CAL



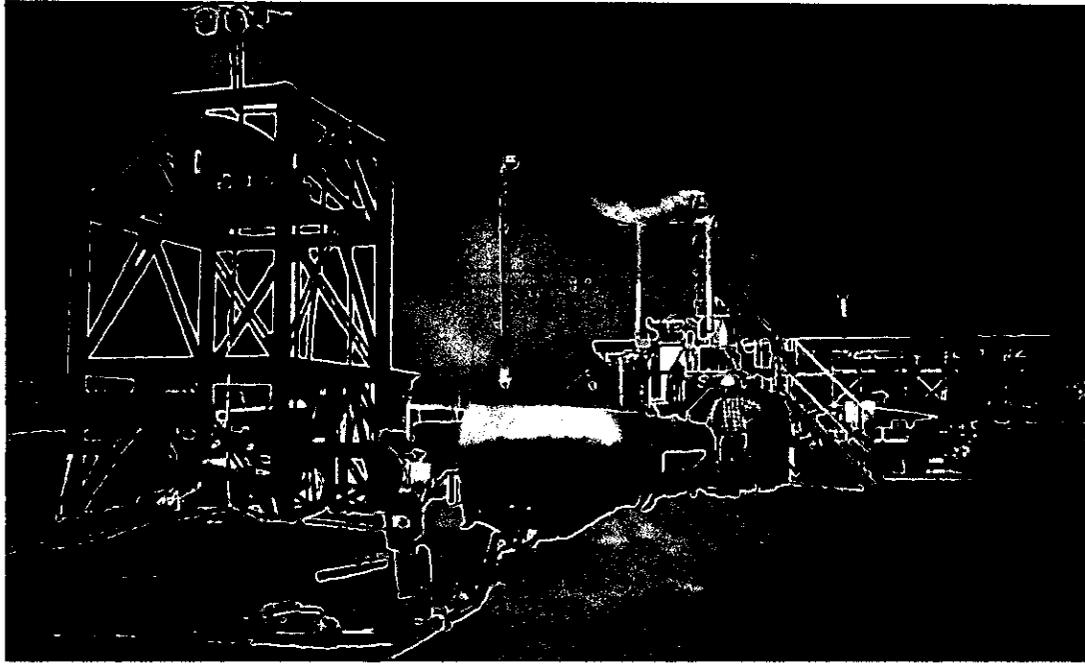
FOTOGRAFIA 10 : POZA DE DECANTACION Y CLARIFICACION



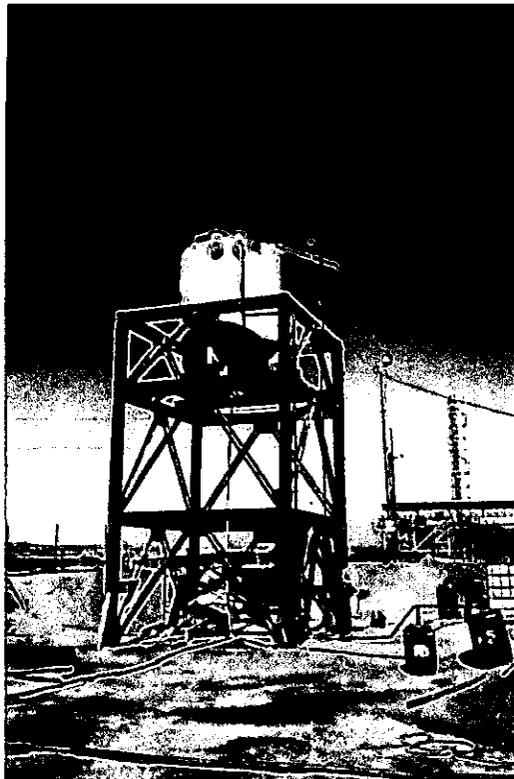
FOTOGRAFIA 11 : PROYECTO FONTEC ALTONORTE-CORFO



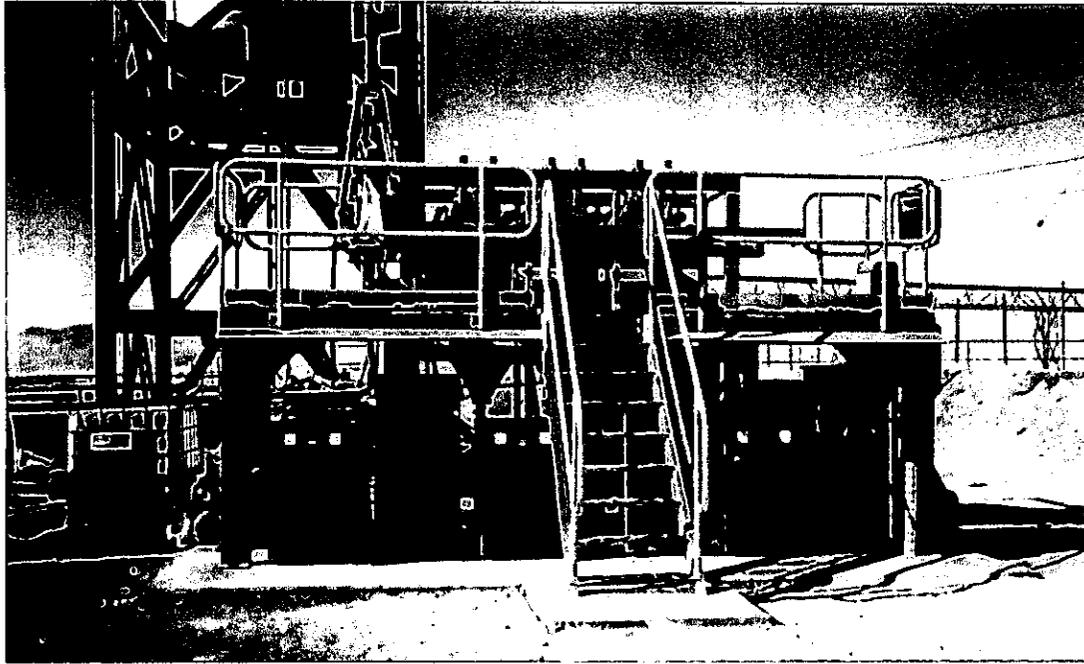
FOTOGRAFIA 12 : CANALIZACION EFLUENTES ACIDOS.



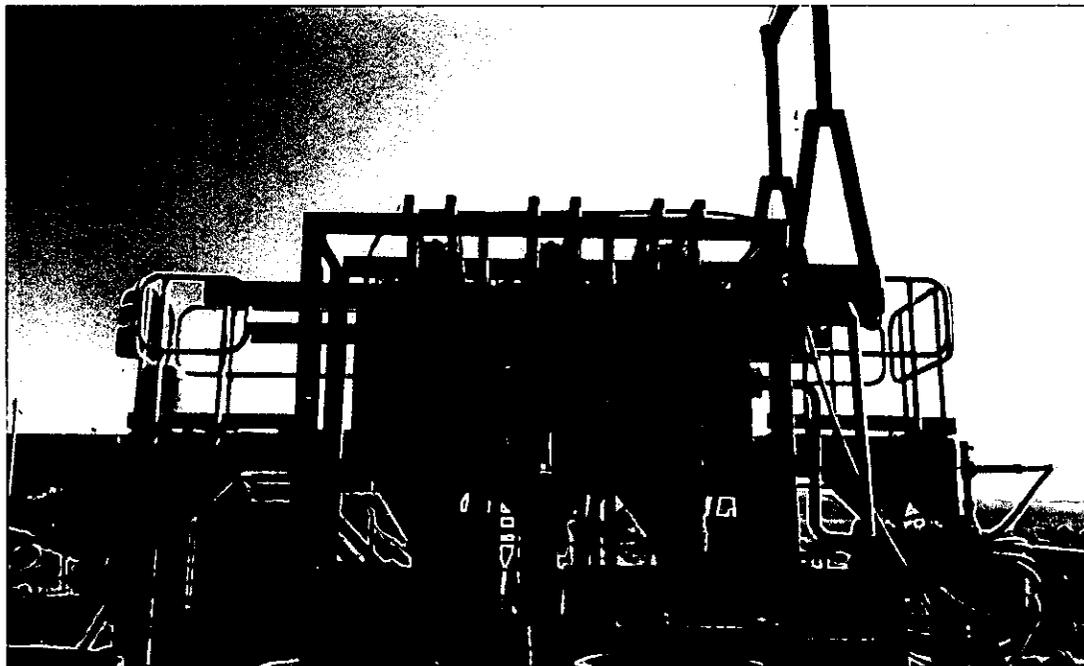
FOTOGRAFIA 13 : PLANTA ELECTROQUIMICA DE TRATAMIENTO DE
EFLUENTES ACIDOS.



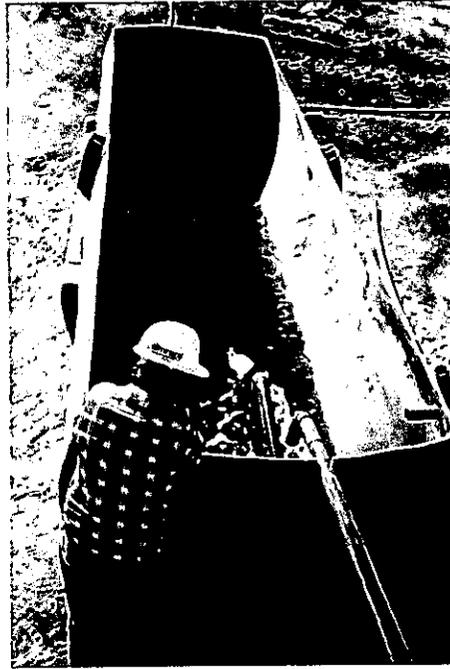
FOTOGRAFIA 14: ESTANQUE DE ALIMENTACION



FOTOGRAFIA 15 : VISTA ANTERIOR PLANTA ELECTROQUIMICA



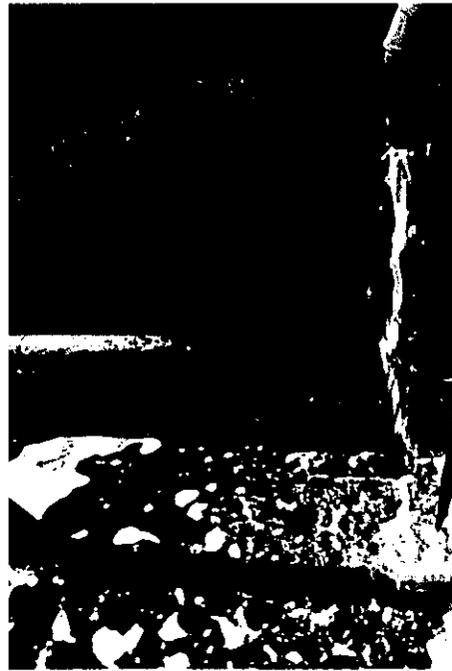
FOTOGRAFIA 16 : VISTA POSTERIOR PLANTA ELECTROQUIMICA



FOTOGRAFIA 17 : ESTANQUE DE AGUA PROCESADA



FOTOGRAFIA 18 : ACERCAMIENTO, AGUA PROCESADA



FOTOGRAFIA 19 : ACERCAMIENTO, AGUA PROCESADA



FOTOGRAFIA 20 : ACERCAMIENTO, AGUA PROCESADA



FOTOGRAFIA 21 : PRECIPITADO PRODUCIDO

ANEXO

**4.2 COSTOS DIRECTOS DE OPERACIÓN
CONSUMO DE CAL TEÓRICO**

FUNDICION REFIMET S.A.
GERENCIA TECNICA
ANTOFAGASTA

INFORME

TRATAMIENTO DE EFLUENTES

BASE DE DATOS : PLANO PA - 98 - 047 REV. B

JULIO 1998

1. CONSUMO DE CAL HIDRATADA – Ca(OH)₂ :

1.1 SOLUCION DE LECHADA DE CAL

La solución de lechada de cal debe tener ph 12 para lograr que ocurran las reacciones de abatimiento y precipitación de arsénico y ácido sulfúrico en solución. Para ello, se requiere tener una concentración de 2 kg. de Ca⁺⁺ disuelto por m³ de lechada. Esto implica un gasto de 3.7 kg. de cal hidratada 100% por m³ de agua utilizar para la preparación de esta lechada, adicional a la requerida por las reacciones de precipitación.

La lechada de cal debe prepararse a razón de 30% sólido para tener un buen manejo de la misma.

1.2 NEUTRALIZACION DEL ACIDO SULFURICO

La neutralización de los compuestos ácidos y la precipitación de los metales disueltos en el ácido sulfúrico diluido a descarte (efluente) ocurre ya sea simultáneamente o en etapas secuenciales de acuerdo con la composición del efluente.

Generalmente, la cal como Ca (OH)₂ es usada para neutralizar el ácido sulfúrico a la forma de yeso según la reacción química. :

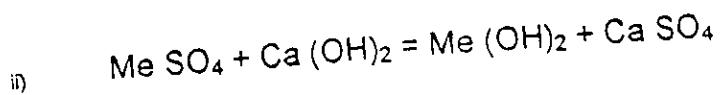


Si el proceso es mantenido a pH cercano a 4 el yeso no debiera contener cantidades significativas de metales, puesto que estos no son preferentemente precipitados bajo estas condiciones.

En nuestro caso, a parte de neutralizar el ácido nos interesa precipitar el arsénico en solución, por tanto para este efecto será necesario mantener un pH más bien cercano a 12 y para ello se requiere un agregado de cal hidratada 100% de 3.7 kg./m³ de solución (sólo por concepto de solución a tratar) o sea para 300 m³/día se tendrá 1.11 ton./día de consumo de cal hidratada 100%.

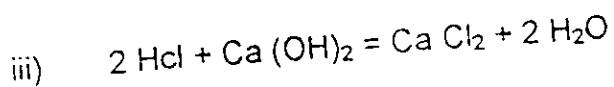
Ahora bien, según la reacción de neutralización del ácido sulfúrico y para el valor de acidez dado de 114 gr./lt., se tendrá un consumo de cal hidratada 100% de 25.83 ton./día., a razón de 86 kg./m³ de solución a tratar.

Como se indicó anteriormente, bajo estas condiciones se tendrá además entre otras, precipitación de metales tales como cobre y fierro en forma de hidróxidos según la reacción general.



donde Me = Cu, Fe

y de cloruros disueltos según



reacciones que ocurrirán según sea el mecanismo de precipitación de los elementos contenidos en el efluente, el cual está dado por composición, especie o compuesto químico formado por estos elementos.

1.3. ABATIMIENTO DEL ARSENICO EN SOLUCION

Las reacciones químicas de precipitación son :

- i) $\text{Ca (OH)}_2 + 2 \text{As HO}_2 = \text{Ca (As O}_2)_2 + 2 \text{H}_2\text{O}$; (As trivalente)
- ii) $3 \text{Ca (OH)}_2 + 2 \text{As H}_3 \text{O}_4 = \text{Ca}_3 (\text{As O}_4)_2 + 2 \text{H}_2\text{O}$; (As pentavalente)

Dependiendo del estado en que se encuentra el arsénico en solución (trivalente o pentavalente) y de las condiciones de aireación presentes en el lugar y reactores, ocurrirá la reacción i) o reacción ii). El producto de la reacción i) arsenito de calcio presenta una mayor solubilidad en agua (2 – 3 gr./lt.) que el producto de la reacción ii) arsenato de calcio, siendo este último más estable que el arsenito, aunque aún es soluble en un grado menor.

Para efecto de determinar consumos asumiremos que el arsénico en solución está presente en estado pentavalente (mayor consumo de cal hidratada por unidad de arsénico en solución).

Por tanto, según ii) y para el valor de arsénico disuelto dado de 5.200 ppm se tendrá un consumo de cal hidratada 100% de 2.31 t/d, a razón de 7,70 kg./m³ de solución a tratar.

1.4 CONSUMO TOTAL DE CAL HIDRATADA COMERCIAL :

Como se indicó anteriormente se tendrá como consumos los siguientes :

- Para neutralizar a pH 12 : 1.11 t/d
- Para precipitar ácido sulfúrico : 25.83 t/d
- Para precipitar arsénico : 2.31 t/d

TOTAL : 29.25 t/d 100% $Ca(OH)_2$

La cal hidratada comercial tiene una pureza de 75%. Esto implica entonces un consumo de 39 t/d de cal hidratada comercial.

Ahora bien, este agente debe ser agregado a la solución en forma de pulpa al 30% de sólido, es decir, se requerirá un agregado de esta de 130 m³/día, lo que representa un gasto adicional de cal hidratada comercial para llevar esta a pH 12 de 450 kg./día.

El agua contenida en esta pulpa es de 91 m³/día.

Por tanto, el consumo total de cal hidratada comercial será de app 40 t/d y su lechada de cal preparada a razón de app 400 kg./m³ de agua, es decir un consumo de pulpa de 140 m³/día.

2 VALORIZACION DEL INSUMO CAL HIDRATADA :

Una valorización preliminar de este insumo se entrega a continuación :

- Consumo cal hidratada : 40 t/d
- Costo unitario del insumo : 182 US\$/t
- Gasto – día : 7.280 US\$/día
- : 2.475.200 US\$/año

Lo que representa para una producción de ácido de app 18.000 TM/mes un costo unitario de 11.5 US\$/TM ácido, o bien para una tasa de tratamiento de carga nueva de 35.000 TM/mes un costo unitario de 5.9 US\$/TM carga nueva, sin considerar obviamente los costos propios de operación de este sistema.

3 TIEMPO DE RESIDENCIA :

3.4 LECHADA DE CAL :

- Pulpa a preparar = 140 m³/día
- Volumen acondicionador = 6 m³

Por tanto, el tiempo de residencia en el acondicionador de lechada es de app 62 min. para una dosificación de :

- Agua : 69 lt./min.
- Cal hidratada comercial : 27.8 kg./min.

3.5 NEUTRALIZACION Y PRECIPITACION :

- Pulpa agregada : 140 m³/día
- Solución a tratar : 300 m³/día
- Agua generada por reacciones : 14 m³/día
- Volumen agitador primario : 20 m³
- Volumen agitador secundario : 20 m³

Por tanto, el tiempo de residencia en agitador primario y secundario será de 63 min. en cada uno.

Los tiempos de residencia determinados aseguran un proceso de neutralización y precipitación eficiente.

4 PRODUCTOS DE REACCION

4.1 GENERACION DE SOLIDOS

Durante el proceso de neutralización y precipitación de la solución efluente, se tendrá generación de productos sólidos de distintas fuentes, a saber :

4.2 GENERACION ESTIMADA :

- Lechada de cal	: 10 t/d
- Neutralización como Ca SO ₄	: 47.5 t/d
- Precipitación de As como Ca ₃ (As O ₄)	: 42 t/d
- Sólidos en solución a tratar	: 12.5 t/d

TOTAL SOLIDOS ESPERADOS : 74 t/d

4.3 SOLUCION NEUTRALIZADA

La solución neutralizada que requeriría ser evaporada, tanto en los tranques a construir (1 x 1.000 m³ + 1 x 5.000 m³), como en el escorial, será de 400 m³/día, lo que equivale a un área disponible de 80.000 m².

BIBLIOGRAFIA

- Mineral Processing New Technologies
University of Mining & Geology, Sofia, Bulgaria.
UNIPAN
Dr. Vladko Panayotov
- Atlas Electrochemical Equilibria in Aqueous Solutions.
Marcel Pourbaix.
- Metalurgia de Arsénico Fundamentos y Aplicaciones
Ramana G. Reddy, James Hendrix, Paul Queneau.
- Informes Técnicos de Ingeniería de Minerales Ltda.
Samuel Sánchez