

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATÓLICA DE VALPARAÍSO
FACULTAD DE INGENIERÍA
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA



PROYECTO PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL
EN METALURGIA EXTRACTIVA

**REMOCIÓN DE IMPUREZAS DESDE
SOLUCIONES CIANURADAS DE ORO,
MEDIANTE LA APLICACIÓN DE MEMBRANAS
DE NANOFILTRACIÓN, MINERA FLORIDA
LTDA.**

Salima Chahuán Jiménez

Profesores Guía:
Horacio Aros Meneses
Carlos Carlesi Jara

2012

AGRADECIMIENTOS

El presente proyecto representa un ciclo de aprendizaje a nivel personal y profesional, del cual estoy muy orgullosa de finalizar y es el comienzo de una nueva etapa de mi vida.

Agradezco a Dios por estar presente en cada momento.

Agradezco sinceramente a mi familia por el amor y apoyo incondicional que he recibido, a mis padres Sonia y Pelayo (Q.E.P.D), a mis hermanas Bárbara y Karime, a mi tío Nelson, a mi abuela Berta, a mis tías abuelas Raquel y Vitelia (Q.E.P.D), a mi cuñado José Miguel, a mi novio Raúl, a mis padrinos Rosa y Jorge y a mi lindo sobrino Gaspar por alegrar nuestras vidas. Sin ustedes hubiese sido imposible culminar esta importante etapa y gracias por creer en mí.

Agradezco también a mis profesores, por entregarme sus conocimientos y valores, especialmente a mis guías Horacio Aros y Carlos Carlesi, que me orientaron, comprendieron y apoyaron durante mi período académico.

Agradezco a Evelyn y a Bertita por su paciencia, comprensión y cariño que me brindaron durante los años de estudiante.

Agradezco a mi colega Jorge Andrews, por la sincera amistad y por hacer más gratos los días en la universidad.

Agradezco finalmente a Minera Florida Ltda. por la oportunidad de realizar este proyecto, especialmente a José Jansson, Lin Opazo y Miguel Fuenzalida por el conocimiento y experiencia compartida.

RESUMEN

El presente estudio analiza la factibilidad técnica y económica de disminuir el porcentaje de impurezas tales como cobre, plomo y cinc, en la solución cianurada de oro mediante la aplicación de membranas de nanofiltración de Minera Florida Ltda. con el objetivo de obtener un electrolito de bajo contenido de estos metales produciendo un metal doré de mayor calidad.

En este trabajo se aplica la tecnología de membranas de nanofiltración a soluciones industriales, trabajando con los materiales proveídos por Process Technologies, quienes tienen este proceso patentado.

Se realizaron pruebas experimentales tratando la solución industrial en las membranas de nanofiltración, obteniéndose resultados en los cuales el 97,9%, 96,6% y 79,4% de cobre, cinc y plomo respectivamente, se separan de la solución rica en una corriente denominada concentrado.

Además se realizó el cálculo para el tratamiento de la solución rica agregando una etapa adicional al proceso experimental, donde se obtuvo recuperaciones de un 98,5% y 92,2% de Au y Ag respectivamente en el permeado, logrando una separación de impurezas en un 97,5%, 94,1% y 78,3% de Cu, Zn y Pb respectivamente.

Se evaluó económicamente el proceso propuesto para remover las impurezas contenidas desde la solución rica en oro y plata, obteniéndose un VAN de US\$3.866.367 y una TIR de 52%.

Al evaluar económicamente el proyecto al proceso adicionando una etapa, se obtiene un VAN de 3.715.335 y una TIR de 49%.

TABLA DE CONTENIDOS

AGRADECIMIENTOS	2
RESUMEN	3
TABLA DE CONTENIDOS	4
CAPÍTULO 1	9
INTRODUCCIÓN	9
1.1 OBJETIVOS	11
1.1.1 Objetivo General.....	11
1.1.2 Objetivos Específicos	11
1.2 ANTECEDENTES GENERALES DE LA FAENA	12
1.2.1 Ubicación, Historia.....	12
1.2.2 General.....	13
1.2.3 Geología.....	13
1.2.4 Mina.....	15
1.2.5 Etapa de Chancado, Molienda y Flotación	16
1.2.6 Etapa de Lixiviación de Concentrado, Electrowinning y Fundición.....	23
1.2.7 Flotación de Cinc.....	25
1.2.8 Relaves	27
1.2.9 Personal	29
CAPÍTULO 2	30
DESCRIPCIÓN PROPUESTA DE TRATAMIENTO DE SOLUCIÓN RICA	30
2.1 PROBLEMÁTICA ACTUAL	31
2.2 PROPUESTA DE TRATAMIENTO	36
2.3 CAMBIOS PROCESO ACTUAL.....	37
2.4 CONCLUSIONES DEL CAPÍTULO.....	39

CAPÍTULO 3	40
TECNOLOGÍA DE MEMBRANAS DE NANOFILTRACIÓN	40
3.1 TECNOLOGÍA DE MEMBRANAS	41
3.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE NANOFILTRACIÓN	44
3.2.1 Clasificación de las Membranas de Nanofiltración	46
3.2.2 Configuraciones	48
3.2.3 Limpieza de Membranas	50
3.3 MEMBRANA UTILIZADA EN EL PROYECTO	51
3.4 CONCLUSIONES DEL CAPÍTULO	52
CAPÍTULO 4	53
PRUEBAS EXPERIMENTALES, RESULTADOS Y BALANCE DE MASA	54
4.1 PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL	54
4.1.1 Materiales, Equipos y Reactivos	57
4.1.2 Solución Rica	59
4.1.3 Análisis Agua de Procesos Minera Florida	59
4.2 RESULTADOS PRUEBA EXPERIMENTAL	60
4.3 BALANCE DE MASA	62
4.3.1 Balance por Etapas	63
4.3.2 Balance Global	65
4.3.3 Recuperaciones	67
4.4 CONCLUSIONES DEL CAPÍTULO	68
CAPÍTULO 5	69
EVALUACIÓN ECONÓMICA	69
5.1 CAPITAL DE INVERSIÓN (CAPEX)	70
5.2 COSTOS OPERACIONALES (OPEX)	71
5.3 INGRESOS	72

5.4 FLUJO DE CAJA.....	73
5.5 ANÁLISIS DE LA VIABILIDAD ECONÓMICA DEL PROYECTO.....	74
5.5.1 Valor Actual Neto.....	74
5.5.2 Tasa Interna de Retorno.....	75
5.6 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	78
5.6.1 Análisis de la Variación del Capital de Inversión.....	78
5.6.2 Análisis de la Durabilidad de las Membranas.....	79
5.6.3 Análisis del Costo de la Energía Eléctrica	81
5.7CONCLUSIONES DEL CAPÍTULO.....	82
CAPÍTULO 6	83
CONCLUSIONES	83
6. CONCLUSIONES	84
BIBLIOGRAFIA	86
ANEXOS	87
ANEXO A	87
INFORMACIÓN TÉCNICA.....	87
ANEXO B	92
GLOSARIO DE TERMINOS.....	92

Índice de Ilustraciones

Ilustración 1: Mapa Ubicación Minera Florida Ltda.	12
Ilustración 2: Geología del Yacimiento.....	14
Ilustración 3: Disposición de Vetas	14
Ilustración 4: Etapa de Chancado	18
Ilustración 5: Etapa de Molienda	20
Ilustración 6: Etapa Flotación	22
Ilustración 7: Planta Lixiviación	24
Ilustración 8: Producción Metal Doré	25
Ilustración 9: Flotación Cinc	27
Ilustración 10: Conformación Tranques de Relaves.....	27
Ilustración 11: Tranque Relaves Minera Florida Ltda.....	28
Ilustración 12: Gráfica Composición Química Solución Rica Año 2009	32
Ilustración 13: Gráfica Composición Química Solución Rica Año 2010	33
Ilustración 14: Composición Química de la Producción Metal Doré año 2009.....	34
Ilustración 15: Composición Química de la Producción Metal Doré Año 2010	35
Ilustración 16: Esquema Planta Lixiviación de Concentrado implementando Tecnología de Membranas de Nanofiltración.....	38
Ilustración 17: Esquema de Separación por Membrana	41
Ilustración 18: Espectro de Filtración por Membranas	43
Ilustración 19: Comparación Osmosis Natural e Inversa	45
Ilustración 20: Modelo Espiral	50
Ilustración 21: Módulo Espiral de una Hoja.....	50
Ilustración 22: Diagrama Esquemático Prueba Experimental	56
Ilustración 23: Prueba Experimental	57
Ilustración 24: Membrana utilizada en la Prueba Experimental.....	58
Ilustración 25: Equipo para Prueba	58
Ilustración 26: Anti- Incrustante utilizado en la Prueba Experimental.....	58

Índice de Tablas

Tabla 1: Equipos principales Mina	16
Tabla 2: Composición Solución Rica Año 2009	31
Tabla 3: Composición Química Solución Rica Año 2010	32
Tabla 4: Composición Química de la Producción Metal Doré Año 2009	33
Tabla 5: Composición Química de la Producción Metal Doré Año 2010	34
Tabla 6: Clasificación de los Procesos de Membranas	44
Tabla 7: Clasificación de las Membranas de Nanofiltración	46
Tabla 8: Parámetros Operacionales Prueba Experimental	56
Tabla 9: Caracterización Química Solución Rica	59
Tabla 10: Caracterización Aguas de Proceso	60
Tabla 11: Resultados Análisis Químico de las Muestras Prueba Experimental	61
Tabla 12: Balance por Etapas	63
Tabla 13: Balance por Etapas (para 3 etapas)	64
Tabla 14: Balance Global	65
Tabla 15: Balance Global (para 3 etapas)	66
Tabla 16: Recuperaciones	67
Tabla 17: Recuperaciones (para 3 etapas)	67
Tabla 18: Costos Equipos Principales	70
Tabla 19: Capital de Inversión	71
Tabla 20: Costos Operacionales	72
Tabla 21: Ahorros Totales	73
Tabla 22: Flujo de Caja del Proyecto	76
Tabla 23: Flujo de Caja del Proyecto (3 etapas de filtración)	77
Tabla 24: Variación Capital de Inversión	79
Tabla 25: Variación Durabilidad de Membranas	80
Tabla 26: Variación Costo Energía Eléctrica	81

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

INTRODUCCIÓN

Minera Florida Ltda. perteneciente desde el año 2008 al grupo Yamana Gold, tiene como productos principales Metal Doré y Concentrado de Cinc. Para lograr esta producción extrae oro y plata desde minerales, concentrándolos mediante flotación y lixiviación de concentrado con NaCN.

El proceso productivo comprende las etapas de chancado, molienda, flotación, lixiviación, electro-obtención y fundición.

Como resultado de las etapas de chancado, molienda, flotación y lixiviación se genera en promedio $17\text{m}^3/\text{h}$ de Solución Rica con contenidos de oro, plata, cobre, plomo, cinc y cadmio.

En el proceso de electro-obtención no sólo se deposita el oro y la plata para la producción de metal doré, sino que también se depositan cobre, plomo, cadmio y cinc, denominadas impurezas, afectando considerablemente la calidad del producto deseado, produciendo problemas operacionales y económicos, puesto que la pureza requerida para lograr un buen metal doré es de 98%. Últimamente el cobre asociado al metal doré se encuentra en los rangos de 15%, por lo tanto encontrar una alternativa de remoción de cobre en la solución rica es de suma importancia.

Según el estudio bibliográfico la solución cianurada rica en oro y plata, puede ser procesada mediante el uso de membranas de nanofiltración, con objeto de remover principalmente el cobre, plomo y cinc en solución obteniéndose un electrolito bajo en contenido de estos metales.

En este trabajo se aplica la tecnología de membranas de nanofiltración a soluciones industriales, con objeto de determinar la factibilidad técnica de la remoción de impurezas y luego, en caso de ser una tecnología apropiada para el tratamiento requerido, obtener los parámetros de operación necesarios para definir el

proceso para el tratamiento de los flujos de la solución industrial normalmente producidos por Minera Florida Ltda.

De acuerdo a lo mencionado anteriormente, se identificó las características y variables fundamentales del proceso, además se realizaron pruebas experimentales tratando la solución industrial en las membranas de nanofiltración y se evaluó económicamente el proceso propuesto para remover las impurezas contenidas desde la solución rica en oro y plata.

1.1 OBJETIVOS

1.1.1 Objetivo General

Obtener una evaluación técnica y económica de la aplicación de la tecnología de membranas de nanofiltración para remoción de impurezas (principalmente cobre, plomo y cinc) desde soluciones cianuradas de oro, Minera Florida Ltda.

1.1.2 Objetivos Específicos

- Identificar las variables y características fundamentales del proceso de nanofiltración, considerando la aplicación en la separación de impurezas desde la solución rica en oro y plata.
- Determinar la factibilidad técnica del proceso de nanofiltración para la remoción de impurezas.
- Determinar la factibilidad económica del proceso de nanofiltración propuesto para tratar la solución rica en oro y plata.

1.2 ANTECEDENTES GENERALES DE LA FAENA

1.2.1 Ubicación, Historia

Minera Florida Ltda., perteneciente a Yamana Gold, complejo minero de oro, plata y zinc está ubicado a unos seis kilómetros en dirección este de la comuna de Alhué, provincia de Melipilla, Región Metropolitana, a 180 Km. al suroeste de la ciudad de Santiago. La ilustración 1 muestra la ubicación geográfica de Minera Florida Ltda.



Ilustración 1: Mapa Ubicación Minera Florida Ltda.

El distrito minero Alhué es conocido desde la segunda mitad del siglo XVI por la explotación de lavaderos de oro. A fines del siglo XVIII se comenzó la explotación de vetas de oro nativo y su tratamiento posterior con molienda y amalgamación en trapiches de piedra.

En los años ochenta se instaló en la zona Minera Florida quien inició una explotación industrial de los minerales extraídos desde el yacimiento.

Minera Florida S.A. fue comprada el año 2006 por el grupo Meridian transformándola en Minera Florida Ltda., junto con esto Meridian asignó recursos adicionales, ampliando la actividad minera.

En el año 2007, Yamana Gold Inc., completó la adquisición de Meridian Gold.

1.2.2 General

La faena se abastece de yacimientos arrendados a Sociedad Contractual Minera Agua Fría y de yacimientos propios a un ritmo de 70000 ton/mes, además se abastece con 4000 ton/mes de mineral proveniente principalmente de Chancón.

1.2.3 Geología

El yacimiento está inmerso en el distrito minero Alhué, ubicado a 180 Km. de Santiago. Este yacimiento es de tipo epitermal de baja sulfuración de edad cretácico superior, que contienen valores económicos de oro y plata, además de metales de cobre, plomo y cinc.

Los cuerpos mineralizados corresponden principalmente a vetas subverticales de cuarzo masivo, que van desde unos pocos centímetros hasta 2 metros aproximadamente, y en menor proporción a cuerpos con mineralización diseminada.

Las ilustraciones 2 y 3 representan esquemáticamente la geología del yacimiento y la disposición de las vetas.



Ilustración 2: Geología del Yacimiento

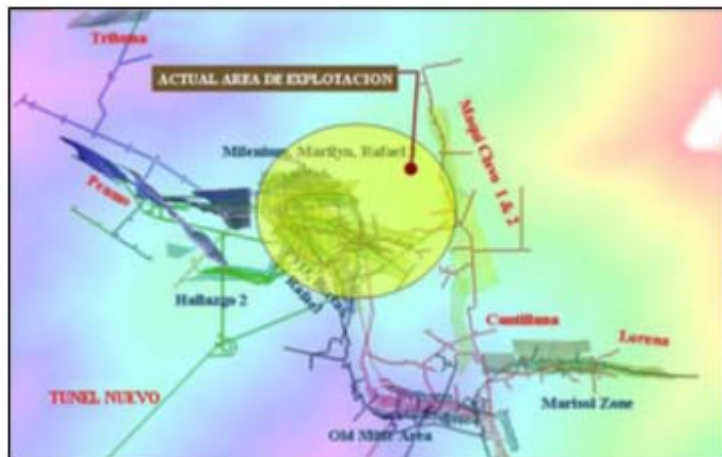


Ilustración 3: Disposición de Vetas

La roca de caja corresponde a intercalaciones de rocas volcánicas (andesitas y tobas) y volcanoclásticas.

Dentro de las vetas de cuarzo se encuentran sulfuros asociados a la mineralización, tales como galena (PbS), blenda (ZnS), pirita (FeS_2), calcopirita ($CuFeS_2$), sulfosales de plata y también se encuentra especularita (Fe_2O_3), magnetita (Fe_3O_4), mushketovita (variedades de magnetita), rodonita (Mn, Fe, Mg, Ca) SiO_3 , baritina ($BaSO_4$), entre otros.

Si bien los cuerpos mineralizados están emplazados en estructuras este-oeste, noroeste-sureste preexistentes, éstas están cortadas por otras estructuras o

fallas sinestrales, dextrales y normales posteriores a la mineralización, las cuales cortan y desplazan los cuerpos.

1.2.4 Mina

El método de explotación utilizado es sublevel stopping, que consiste en arrancar el mineral a partir de subniveles de explotación mediante disparos efectuados en planos verticales, con tiros paralelos y radiales, posteriormente quedando vacío el caserón después de la explotación.

Los trabajos de preparación son del orden de 300 m/mes, de galerías de 3,8 x 3,8 metros de sección.

La nueva realidad de Minera Florida Ltda. indica un cambio en la morfología de las vetas con respecto a lo conocido históricamente en Alhué: rumbo y potencia. Sumado a ello, se presenta una gran variabilidad en cuanto a potencia y leyes. Es por ello, que se hizo necesario aplicar un Método de Explotación que se adapte a esta nueva realidad, el cual se conoce como Cut and Fill (Corte y Relleno).

La tabla 1 presenta los equipos principales utilizados en mina.

	EQUIPO	CANTIDAD
perforadoras	BOOMER H-281	3
	BOOMER S1D-4	1
	BOOMER 282-5	1
	BOOMER S1D-06	1
	BOOMER H-104	1
perforadoras	SIMBA H-157	3
	SIMBA H-1254	1
	SIMBA H-254	1
	SIMBA H-1257	1
	SIMBA DL-210	1
cargador bajo perfil	SCOOP ST-3.5	2
	SCOOP ST-2D	1
	SCOOP ST710	9
	SCOOP ST1030	1
	SCOOP LH-201(LHD)	2
	SCOOP TORO 007	1
cargador frontal	CARGADOR VOLVO L120E	3
camión	CAMIÓN VOLVO A25E	2
	TRACTO CAMIÓN	3
	UTILITARIO ROCMEC	1
	ACUÑADOR BELL	2
	UTILITARIO GIAMEC	1
	UTILITARIO MANITOU	4
	MOTONIVELADORA	1

Tabla 1: Equipos principales Mina

1.2.5 Etapa de Chancado, Molienda y Flotación

El circuito de chancado comprende tres etapas de reducción de tamaño:

- Chancado primario
- Chancado secundario
- Chancado terciario

El mineral proveniente de la mina es transportado mediante camiones hacia la planta para procesarlo, donde es descargado en la tolva del chancador primario. Descargado el mineral en la tolva primaria, éste pasa por el alimentador vibratorio grizzly, cuyas dimensiones son de 1m de largo y 6 aberturas de entre 2,5” y 3,5” cada una, hasta el chancador primario Jaw Master de mandíbulas. Posee una capacidad de procesamiento de 250 ton/h con un oss de 3,5” y 250 HP de potencia.

El stock pile del chancador primario alimenta al chancado secundario mediante 3 tolvas, las cuales alimentan a las correas transportadoras, para pasar al harnero secundario marca Linatex (4' x 12') doble deck. El sobre tamaño alimenta al chancador secundario (chancador de cono HP-300), el cual entrega un producto de 100% -25 mm y tiene una capacidad de procesamiento de 100 ton/h. El bajo tamaño del harnero secundario junto con el producto del chancador secundario son transportados mediante correas hacia 2 harneros terciarios de 8' x 16' doble deck posicionados en paralelo, cuya abertura de malla superior es de $\frac{3}{4}$ " y la inferior de abertura de 10 mm, asegurando un producto de 100% -10 mm. El sobre tamaño de estos harneros pasa su respectivo chancador terciario (HP-300). El bajo tamaño de los harneros terciarios son transportados a la torre de muestreo para luego ser llevados a los silos o descargarse en la cancha de acopio según disponibilidad.

El producto del chancador terciario se une con el producto del chancador secundario y el bajo tamaño del harnero secundario para ser clasificados por los harneros terciarios.

En la ilustración 4 se presenta un diagrama de flujo de la planta de chancado.

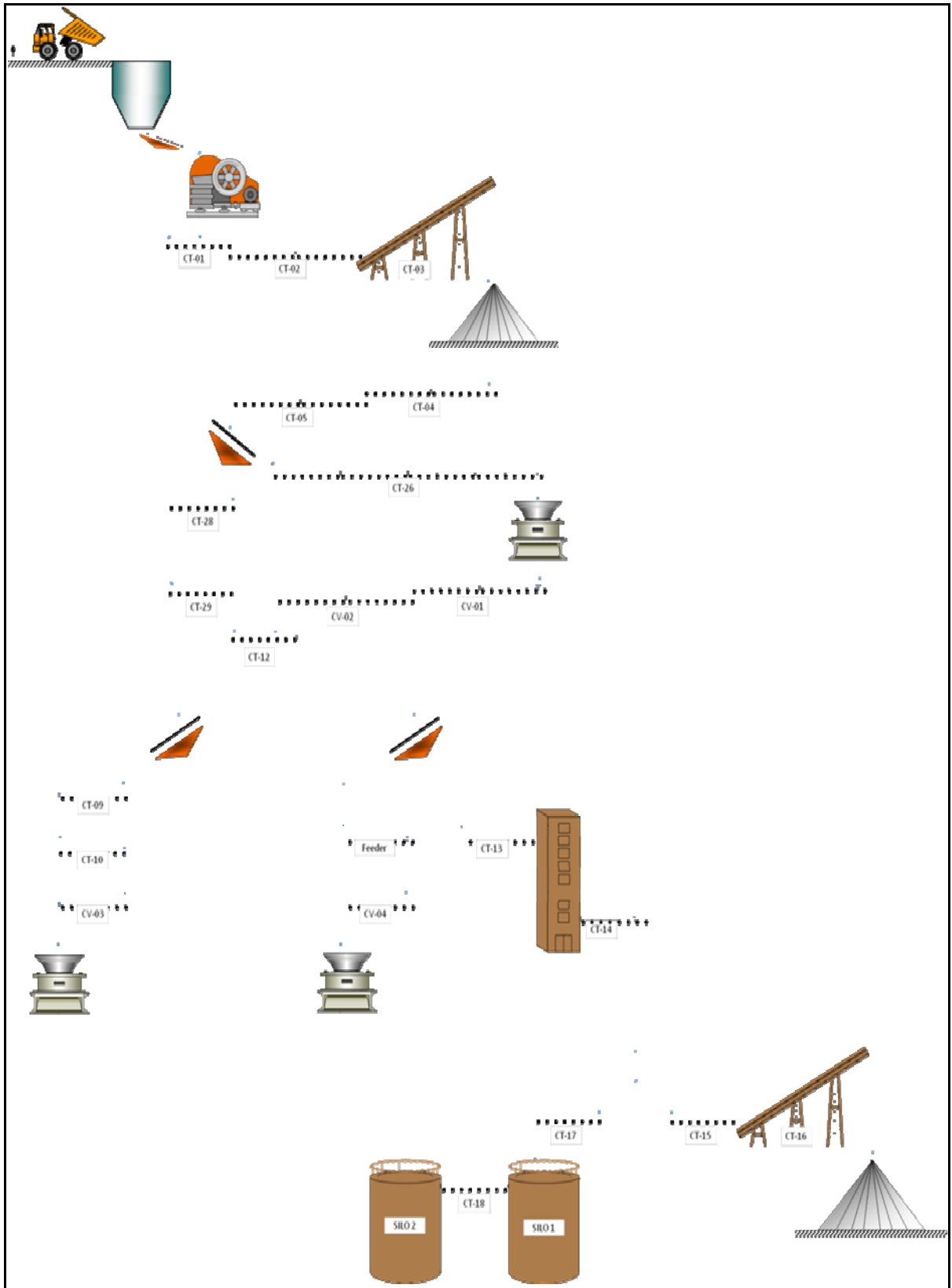


Ilustración 4: Etapa de Chancado

El producto del chancado dispuesto en 2 silos de acopio tienen una capacidad de 200 ton. Alimentan en forma separada a cada molino, ya que existen 2 de éstos marca Dominion de dimensiones de 12' x 14', posicionados de forma paralela, de capacidad de 70000 ton/mes cuyos cuerpos moledores son bolas de dimensiones de 3" y 2" de diámetro que conforman una carga entre 40-45% del molino.

Los molinos giran aproximadamente a 15 RPM con motores de 1320 HP. Tienen una potencia de trabajo entre 800 – 900 kW/h.

La molienda opera bajo un circuito cerrado directo, donde la descarga del molino alimenta mediante una bomba al hidrociclón. El underflow junto con la alimentación fresca alimenta al molino y el overflow mediante tuberías es transportado hacia la planta de flotación de oro.

El objetivo del sistema de molienda es alcanzar valores por encima de 65% bajo 200# Tyler (75 micrones) a un ritmo de tratamiento de 2300 ton/día.

En la ilustración 5 se presenta el diagrama de flujo para el circuito de molienda.

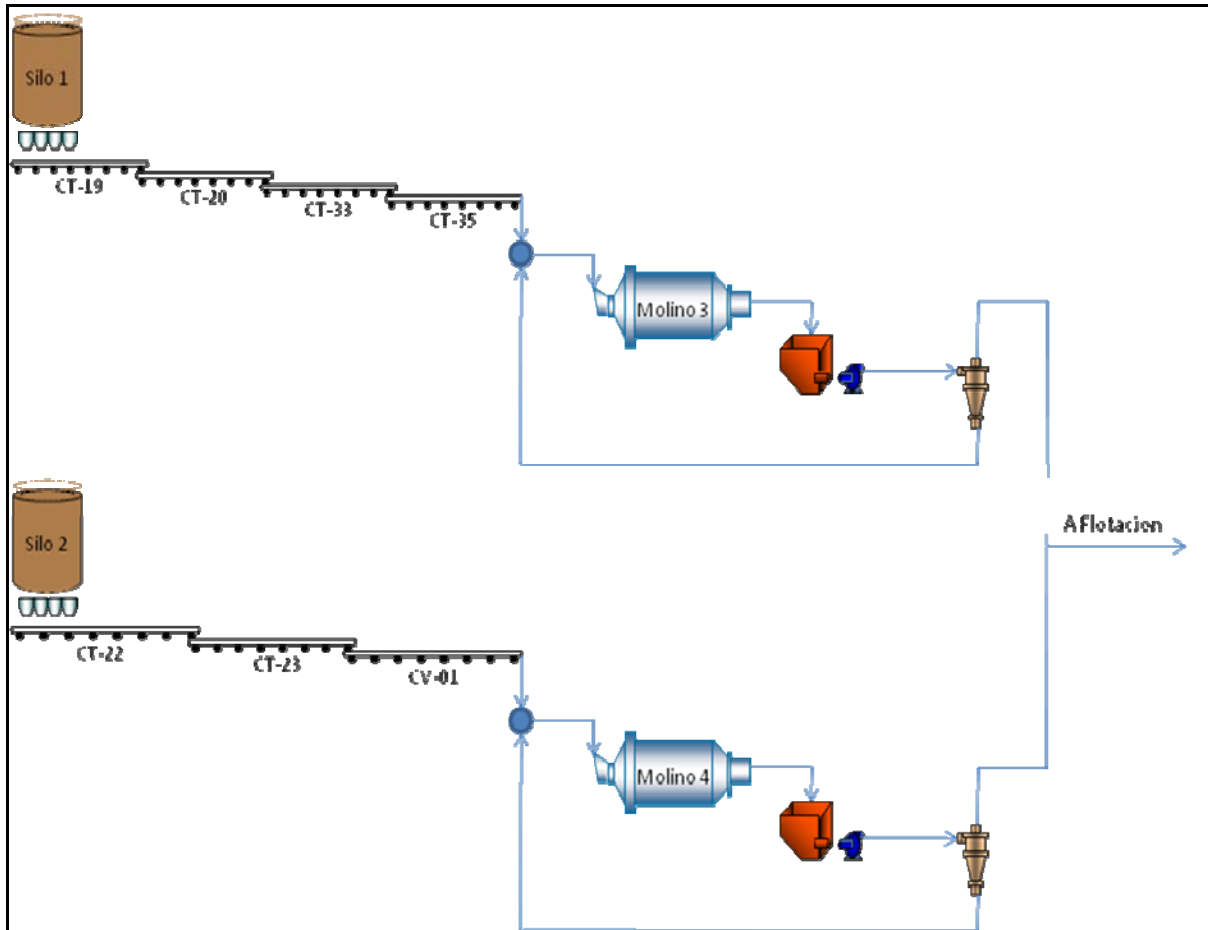


Ilustración 5: Etapa de Molienda

La alimentación al circuito de flotación de oro viene directamente del overflow de los hidrociclones.

La pulpa ingresa al estanque acondicionador con capacidad de 50 m³, en el cual se adicionan los siguientes reactivos:

- Colector primario : F-508
- Colector secundario : CIBXS
- Espumante : D-400
- Activador de Zn : Cu₂SO₄

El circuito consta de cuatro etapas de flotación:

- Pre-rougher
- Rougher
- Cleaner
- Scavenger

La etapa pre-rougher está compuesta de un banco de 2 celdas Outotec de 20 m³ cuya alimentación proviene del estanque agitador. El concentrado de esta etapa pasa directamente a la etapa de cianuración, mientras que el relave alimenta a la etapa rougher.

La etapa rougher consta de 3 bancos en arreglo 2-2-2 con celdas Outotec de 20m³, cuya alimentación corresponde al relave de la etapa pre-rougher. El concentrado de esta etapa se junta con el concentrado scavenger para alimentar a la etapa cleaner. El relave de esta etapa corresponde al relave final y se envía al tranque de relaves.

La etapa de limpieza consta de un banco de dos celdas de 5 m³, las cuales son alimentadas por los concentrados de las etapas de flotación rougher y scavenger. El concentrado de esta etapa pasa a ser el concentrado final Au-Ag-Zn y alimenta a la planta de cianuración. El relave generado alimenta a la etapa de flotación scavenger.

La etapa scavenger la compone un banco de 4 celdas de 5 m³ y es alimentada por el relave generado en la etapa de limpieza. El concentrado de esta etapa se junta con el concentrado rougher para alimentar a la etapa de limpieza, mientras que el relave se junta con el relave pre-rougher para alimentar a la etapa rougher.

La ilustración 6 muestra un esquema simplificado de la etapa de flotación. Los números indicados en la figura representan a cada celda de la planta de flotación.

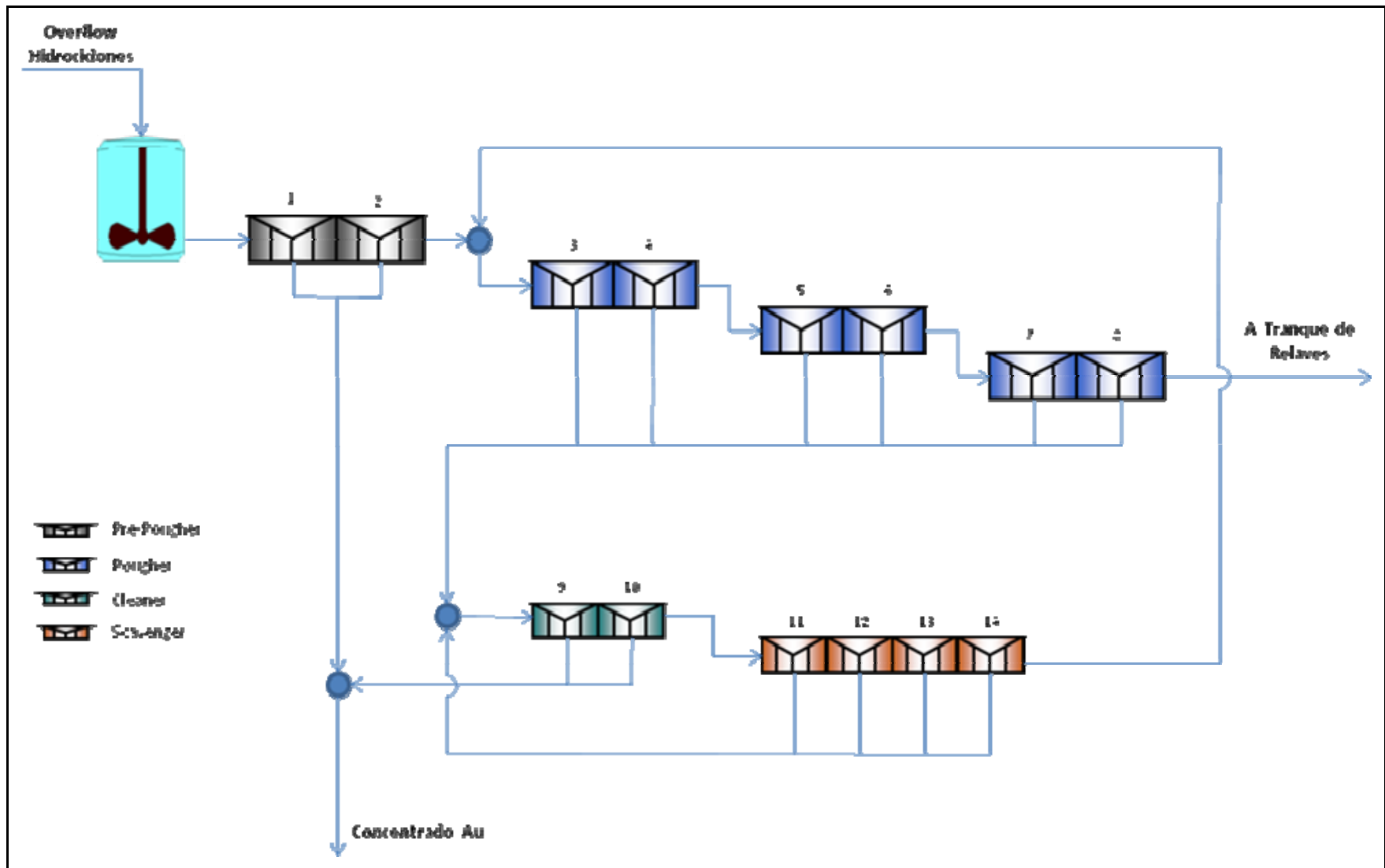


Ilustración 6: Etapa Flotación

1.2.6 Etapa de Lixiviación de Concentrado, Electrowinning y Fundición

La planta de cianuración es alimentada por el concentrado resultante de la flotación de oro a un flujo aproximado de 5 ton/h.

El concentrado de oro antes de ingresar a los espesadores pasa por el harnero lineal, con el objetivo de descartar cualquier material exógeno que pueda causar problemas al circuito. La descarga del espesador alimenta al estanque acondicionador de 20 m³ de capacidad, donde es agregado NaCN y regulado el pH.

Una vez acondicionada la pulpa, pasa a través de 10 estanques de lixiviación puestos en serie. La capacidad de los dos primeros estanques es de 100 m³ y los 8 restantes de 50 m³. Finalmente se obtiene una pulpa lixiviada que pasa a través de uno de los espesadores de ripio, donde es separada la solución rica que es enviada hacia los filtros clarificadores.

La pulpa espesada es enviada hacia uno de los filtros Larox, el cual entrega un sólido con una humedad de 10% aprox. éste representa la alimentación a la planta de flotación de cinc. En el proceso de filtración el sólido es sometido a sucesivas etapas de lavado, esta solución de lavado es retornada al espesador de ripios.

La solución rica pasa por los filtros clarificadores y luego por los intercambiadores de calor. Una vez que la solución tiene la temperatura adecuada entra a la nave de EW, esta etapa tiene como resultado 2 productos, uno es la solución pobre que va al proceso INCO de degradación de cianuro, y el otro es un barro catódico que se cosecha, espesa, filtra, seca y finalmente entra al horno de inducción. Desde este horno se obtiene un lingote con muchas impurezas, por lo que es necesario volver a fundir, para obtener una barra de metal Doré adecuado al estándar de calidad de Minera Florida.

La solución pobre que sale de la última celda de EW pasa por los intercambiadores de calor y entra al proceso INCO, donde es bajada la concentración de cianuro desde 2,5 g/l hasta menos de 4 ppm. De este proceso también es obtenido un precipitado que es filtrado y puesto en maxisacos para su despacho.

Las ilustraciones 7 y 8 representan esquemáticamente la etapa de lixiviación y producción de metal doré respectivamente.

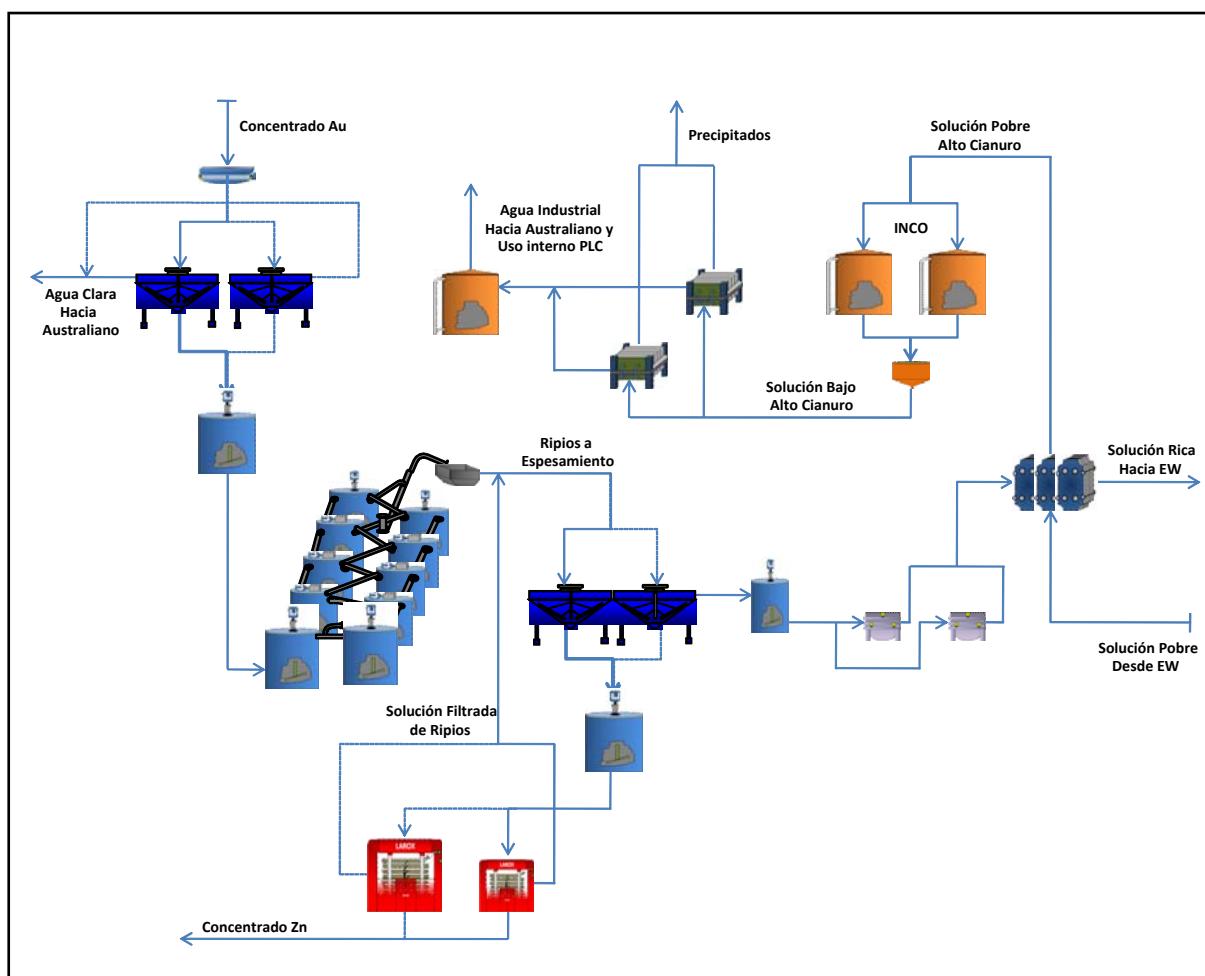


Ilustración 7: Planta Lixiviación

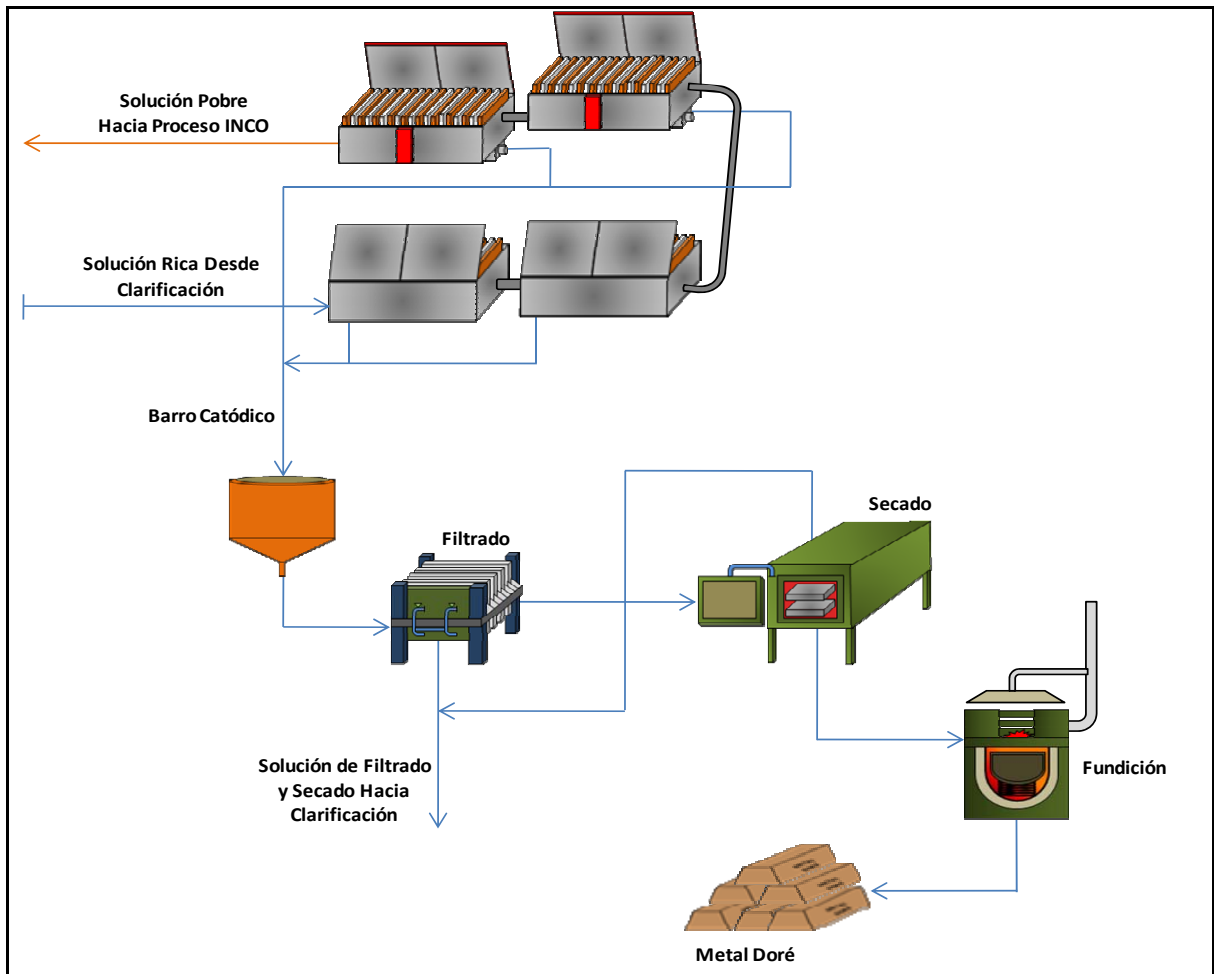


Ilustración 8: Producción Metal Doré

1.2.7 Flotación de Cinc

La planta de flotación de Zn es alimentada por los ripios producidos en la etapa de cianuración, los cuales son previamente lavados y filtrados. Estos llegan a un estanque agitador donde son agregados los siguientes reactivos:

- Depresante de Pb: Dicromato de Sodio
- Activador de Zn: Sulfato de Cobre
- Colector: CIBXS

Esta planta consta de tres etapas de flotación:

- Rougher
- Cleaner
- Scavenger

La etapa rougher es alimentada por el estanque agitador, y consta de un banco de 4 celdas. El concentrado generado en esta etapa va a un cajón donde se junta con el concentrado scavenger, y de donde son impulsados por una bomba hasta la alimentación de la columna de limpieza. Los relaves de esta etapa alimentan a la etapa scavenger junto con el relave de la columna.

La columna es alimentada por los concentrados de la etapa rougher y scavenger, descargando el concentrado de ésta en el espesador, el cual descarga la pulpa en el filtro de placas o prensa Delkor. Los relaves de la columna son enviados junto con el concentrado rougher a la alimentación de la etapa scavenger. Esta etapa está constituida por un banco de 8 celdas, el cual es alimentado por los relaves de la etapa rougher y cleaner. El concentrado de esta etapa se junta con el concentrado de la etapa rougher para alimentar a la columna, mientras que el relave se envía directamente al tranque.

En la ilustración 9 se muestra un diagrama de flujos para esta planta.

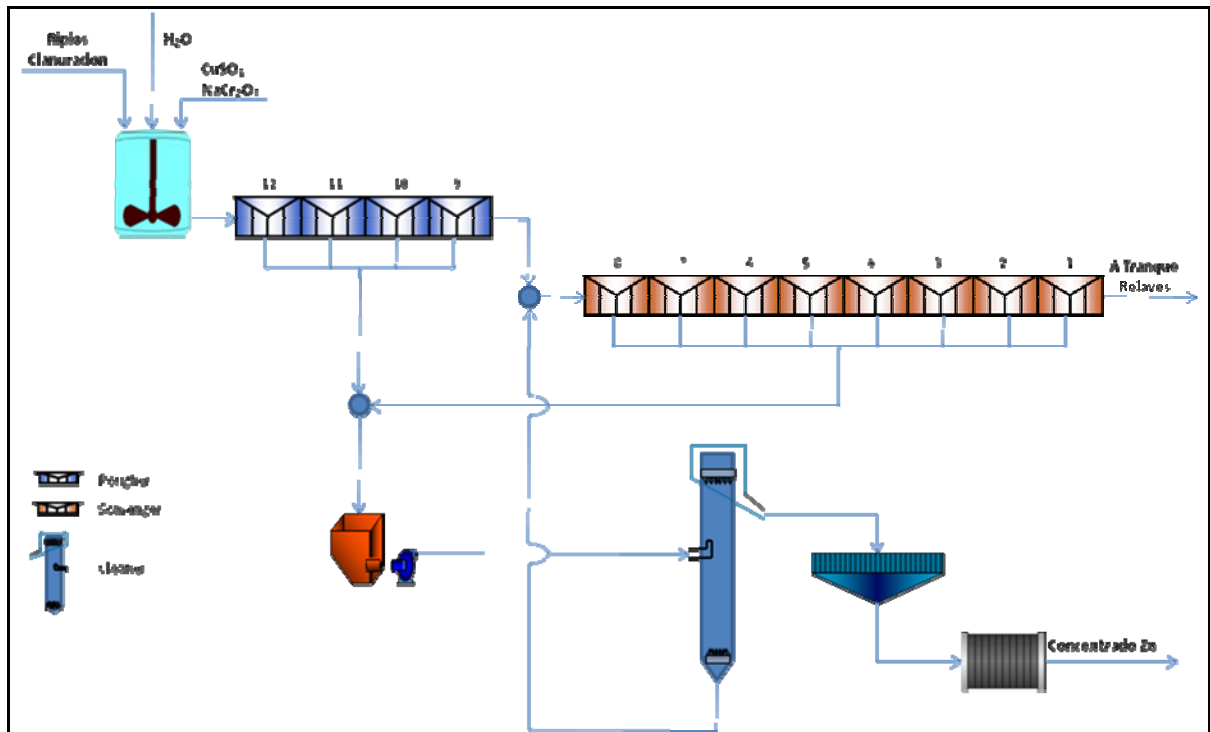


Ilustración 9: Flotación Cinc

1.2.8 Relaves

Los tranques de relaves de Minera Florida tienen cinco períodos de depósito que determinan la formación de los tranques A, B, C, D. Posteriormente, durante el mes de Junio del año 2003 se unificaron los tranques y se depositó sobre los anteriores, hasta el mes de Diciembre del año 2006. La conformación aproximada de los tranques A, B, C, D se muestra en la ilustración 10.

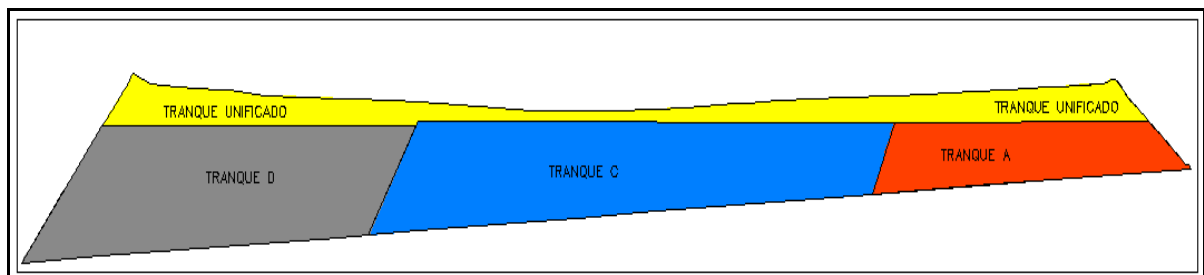


Ilustración 10: Conformación Tranques de Relaves

Los tranques de relaves A y B dejaron de operar hace más de 20 años, mientras que el tranque C cesó sus funciones en el año 1996. El tranque D desde Junio del 2003 hasta Diciembre de 2006 operó como tranque unificado, sobre los anteriores depósitos.

En términos generales, el tranque posee aproximadamente 6.000.000 de toneladas con una ley promedio calculada de 1,26 g/ton de oro contenido y 13,27 g/ton de plata contenida, en tanto que los relaves frescos, tienen respectivamente 0,8 y 10 g/ton de oro y plata.

Una representación del tranque de relaves es mostrado en la ilustración 11.



Ilustración 11: Tranque Relaves Minera Florida Ltda.

1.2.9 Personal

El equipo de trabajo de Minera Florida Ltda. está compuesto por 521 personas.

En el área de operaciones trabajan 109 y 217 trabajadores en planta y mina respectivamente.

DESCRIPCIÓN PROPUESTA DE TRATAMIENTO DE SOLUCIÓN RICA

2.1 PROBLEMÁTICA ACTUAL

La solución rica de la planta de Minera Florida Ltda., durante el último tiempo ha presentado variaciones considerables en la cantidad de impurezas (Cu, Pb y Zn principalmente) contenidas, las que han perjudicado notoriamente el proceso de electrowinning y fundición, debido a que el cobre se deposita en la etapa de electrodeposición junto con el oro y la plata, afectando la recuperación y la eficiencia de corriente. Para que esto no ocurra, en la operación del proceso se toman medidas, como por ejemplo variación del amperaje de las celdas. En la etapa de fundición se realizan re-fundidas para separar el cobre del oro y plata, dentro de lo posible, ya que tienen puntos de fusión similares. Por lo tanto la presencia de impurezas especialmente cobre, implica tener costos adicionales al proceso, ya que si estuvieran presentes en pequeñas cantidades en la solución rica se obtendrían mayores eficiencias de corriente y recuperaciones en la etapa de depositación y no sería necesario utilizar fundentes, reactivos y materiales extras en las re-fundidas en la etapa de fundición.

En las tablas 2, 3, 4, 5 y en las ilustraciones 12, 13, 14 y 15 se presentan la cantidad de oro, plata e impurezas contenidas en la solución rica y metal doré del año 2009 y 2010.

Solución Rica (Acumulado Mensual)											
Mes	Flujo m ³	Ley Especies					Finos Especies				
		Au ppm	Ag ppm	Cu ppm	Zn ppm	Pb ppm	Au Kg	Ag Kg	Cu Kg	Zn Kg	Pb Kg
Enero	6833	31	467	673	313	54	213	3194	4597	2142	366
Febrero	5078	35	251	856	382	114	176	1275	4345	1941	577
Marzo	6089	38	416	942	446	58	232	2530	5734	2718	352
Abril	7526	31	272	568	347	36	235	2044	4272	2610	270
Mayo	8132	33	180	523	547	39	268	1466	4257	4447	316
Junio	8187	33	191	447	398	15	267	1568	3660	3260	120
Julio	8630	22	125	455	296	7	193	1077	3926	2555	62
Agosto	8045	37	387	815	256	15	295	3114	6559	2056	122
Septiembre	8083	30	198	691	320	12	239	1603	5582	2584	97
Octubre	8620	25	208	786	289	12	213	1795	6771	2491	105
Noviembre	7536	26	270	900	341	26	198	2032	6780	2571	195
Diciembre	7258	38	176	1347	457	32	275	1278	9775	3317	230
Total Año	90017	378	3141	9001	4392	419	2804	22975	66258	32692	2814

Tabla 2: Composición Solución Rica Año 2009

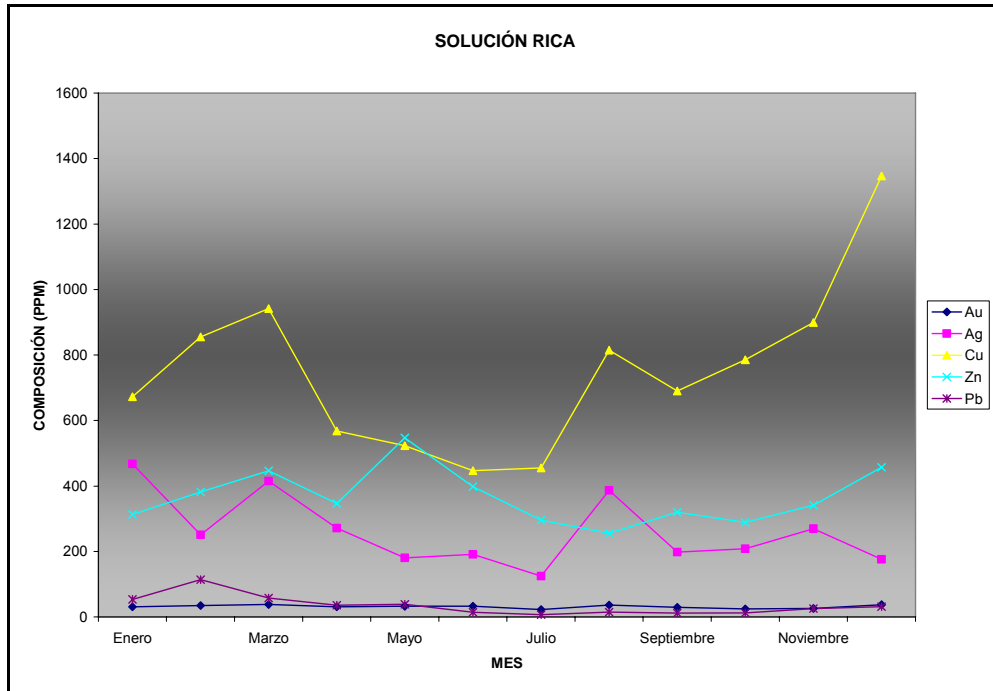


Ilustración 12: Gráfica Composición Química Solución Rica Año 2009

Solución Rica (Acumulado Mensual)											
Mes	Flujo m ³	Ley Especies					Finos Especies				
		Au ppm	Ag ppm	Cu ppm	Zn ppm	Pb ppm	Au Kg	Ag Kg	Cu Kg	Zn Kg	Pb Kg
Enero	9865	31	153	770	356	24	310	1509	7593	3507	240
Febrero	7585	27	113	698	419	10	204	856	5291	3179	73
Marzo	6179	26	106	487	397	8	158	654	3009	2451	49
Abril	9834	28	101	671	270	10	277	995	6600	2656	103
Mayo	9382	27	79	917	325	123	253	744	8600	3053	1158
Junio	9096	25	107	685	394	12	229	976	6229	3588	108
Julio	10937	27	167	552	348	14	300	1831	6039	3810	153
Agosto	10995	25	130	683	357	10	278	1434	7505	3929	113
Septiembre	10528	25	258	643	392	9	258	2716	6775	4132	92
Octubre	10029	27	396	809	398	8	269	3967	8109	3988	81
Noviembre	10517	28	219	819	458	4	290	2306	8616	4820	39
Total Año	104947	296	1830	7733	4115	232	2827	17988	74364	39113	2209

Tabla 3: Composición Química Solución Rica Año 2010

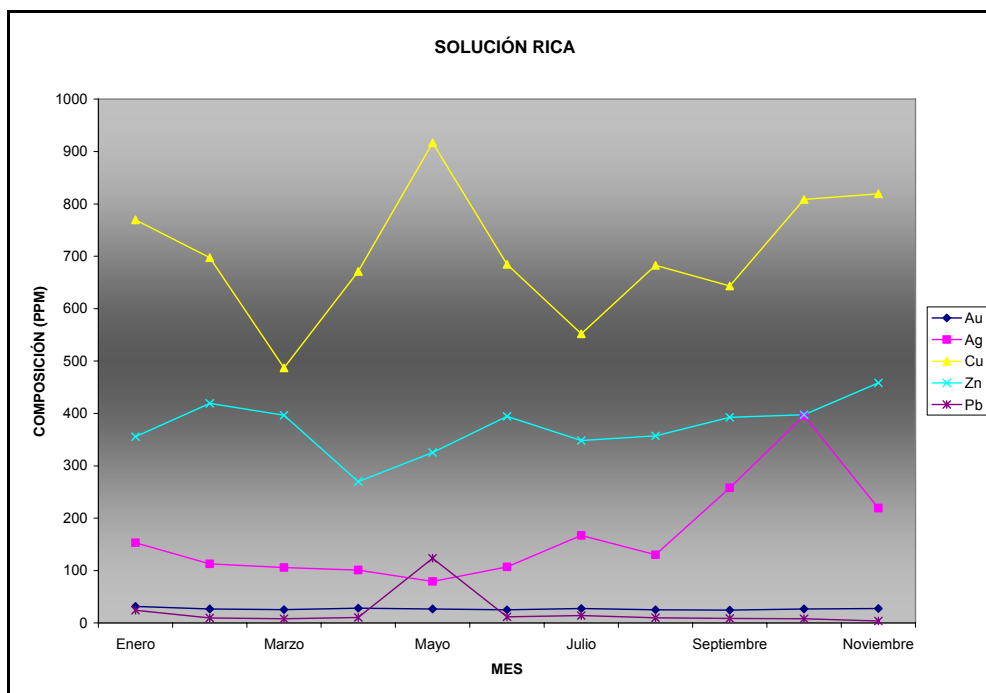


Ilustración 13: Gráfica Composición Química Solución Rica Año 2010

Producción Metal Doré											
		Ley Especies					Finos Especies				
Mes	kg	Au	Ag	Cu	Zn	Pb	Au	Ag	Cu	Zn	Pb
		%	%	%	%	%	Kg	Kg	Kg	Kg	Kg
Enero	800,21	17,43	74,50	6,00	0,01	1,82	139,49	596,10	47,99	0,11	14,59
Febrero	1385,45	9,59	79,28	6,60	0,05	2,67	133,00	1098,40	91,44	0,74	37,04
Marzo	2478,05	5,55	82,04	9,07	0,02	3,03	137,50	2033,00	224,67	0,55	75,19
Abril	2569,20	8,51	82,72	5,15	0,03	3,26	219,00	2125,40	132,40	0,79	83,75
Mayo	1866,21	10,74	79,32	8,42	0,10	3,33	200,47	1480,30	157,20	1,96	62,08
Junio	1962,48	13,09	77,74	6,16	0,02	2,64	257,00	1525,70	120,80	0,47	51,89
Julio	1235,76	15,43	79,10	1,82	0,02	3,27	190,74	977,50	22,51	0,30	40,44
Agosto	2358,04	9,25	80,95	5,57	0,21	3,76	218,00	1908,80	131,32	4,98	88,64
Septiembre	2932,90	8,35	81,03	5,39	0,24	4,62	244,98	2376,60	157,97	6,95	135,38
Octubre	2031,19	8,90	78,39	7,76	0,08	4,50	181,00	1592,30	157,68	1,72	91,38
Noviembre	2546,09	7,46	80,90	8,83	0,03	2,52	189,95	2059,70	224,86	0,79	64,22
Diciembre	1678,30	11,28	69,05	13,42	0,03	5,92	189,00	1158,80	225,30	0,50	99,38
Total Año	23843,88	9,65	79,40	7,11	0,08	3,54	2300,12	18932,60	1694,15	19,84	843,99

Tabla 4: Composición Química de la Producción Metal Doré Año 2009

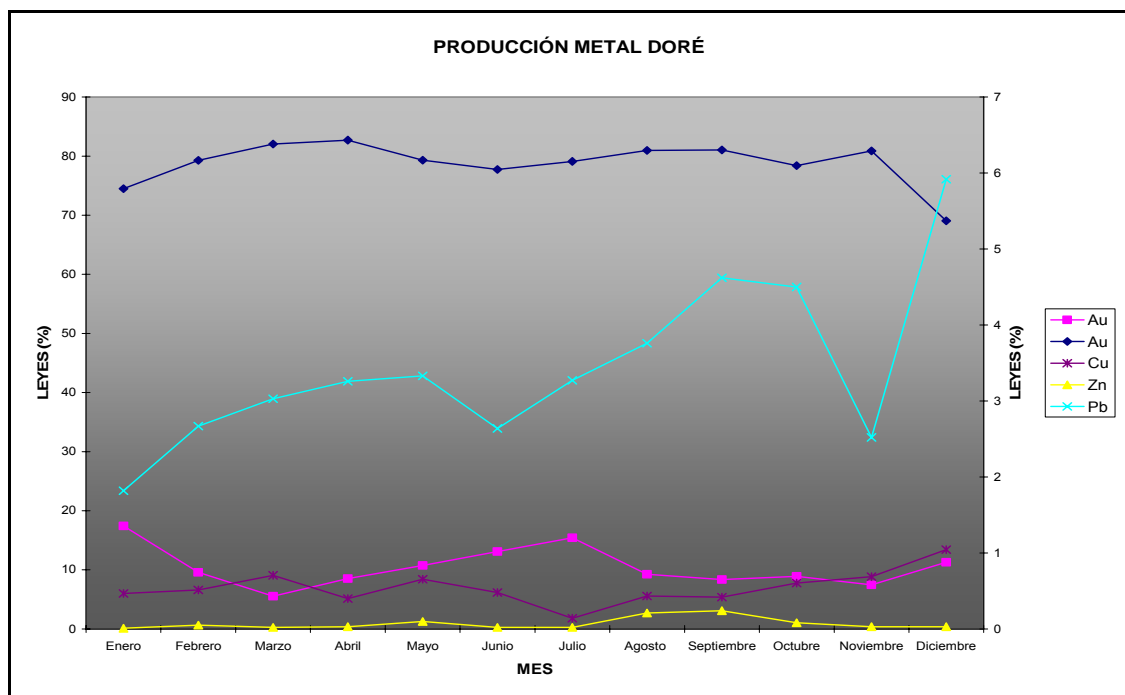


Ilustración 14: Composición Química de la Producción Metal Doré año 2009

Producción Metal Doré											
		Ley Especies					Finos Especies				
Mes	kg	Au %	Ag %	Cu %	Zn %	Pb %	Au Kg	Ag Kg	Cu Kg	Zn Kg	Pb Kg
Enero	2419,47	12,07	66,21	13,67	0,42	12,39	292,02	1601,90	330,69	10,06	299,83
Febrero	1410,69	13,82	66,51	11,43	0,66	7,25	195,02	938,31	161,21	9,37	102,22
Marzo	601,03	16,63	71,11	3,68	0,17	8,04	99,96	427,40	22,13	1,01	48,33
Abril	1815,57	16,81	66,13	8,38	1,43	6,85	305,23	1200,68	152,11	25,89	124,32
Mayo	1063,84	14,82	53,69	15,03	0,35	15,42	157,71	571,19	159,93	3,68	164,04
Junio	2062,79	12,51	57,09	13,91	0,02	16,13	258,05	1177,55	286,98	0,42	332,63
Julio	2675,00	11,43	65,12	12,30	0,49	10,00	305,66	1741,84	329,03	13,18	267,61
Agosto	1926,37	12,83	71,71	11,25	0,29	3,36	247,07	1381,45	216,76	5,65	64,82
Septiembre	2711,26	7,92	77,42	11,46	0,42	2,42	214,73	2098,92	310,67	11,28	65,54
Octubre	4629,92	5,42	82,60	9,45	0,40	1,27	250,90	3824,51	437,59	18,65	58,92
Noviembre	2640,68	9,18	76,82	11,48	0,51	1,65	242,32	2028,57	303,19	13,59	43,51
Total Año	23956,61	10,72	70,93	11,31	0,47	6,56	2568,66	16992,33	2710,29	112,78	1571,75

Tabla 5: Composición Química de la Producción Metal Doré Año 2010

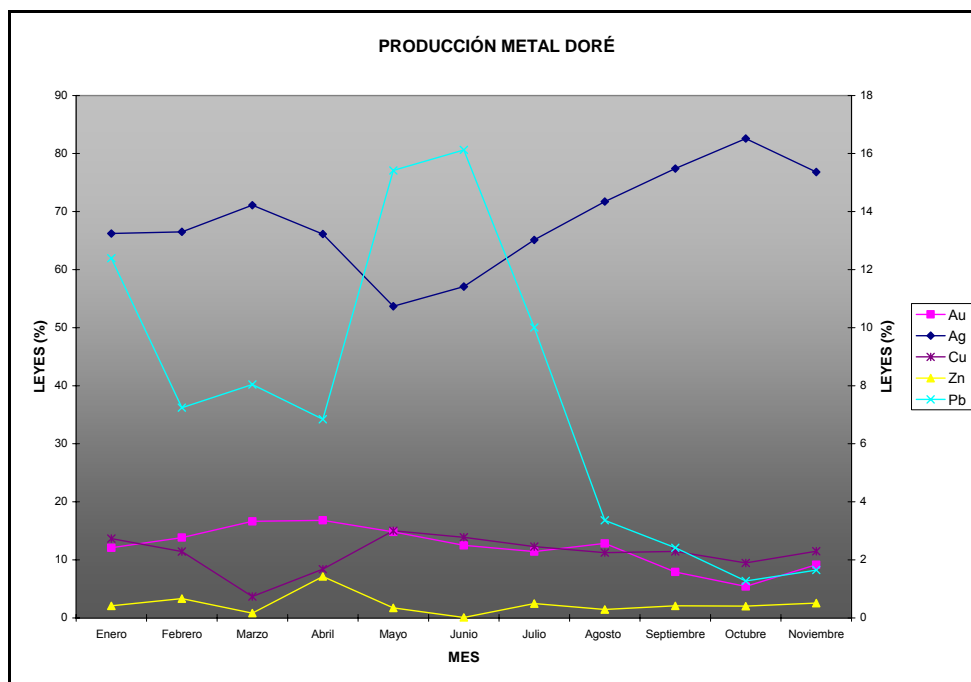


Ilustración 15: Composición Química de la Producción Metal Doré Año 2010

Según la información obtenida sobre la composición de la solución rica y del metal doré producido, durante los años 2009 y 2010, claramente existe una cantidad importante de impurezas presentes en solución y en el metal.

La solución rica ha alcanzado concentraciones de cobre (principal impureza) de 1300 ppm y prácticamente no baja de 500; por lo tanto tomar medidas para tratar esta solución y disminuir la cantidad de impurezas es muy relevante puesto que se obtendrían grandes beneficios económicos como operacionales.

Resultante de la etapa de electrowinning de la solución rica y fundición, se obtiene el metal doré con un considerable porcentaje de cobre y plomo. En los últimos meses este porcentaje alcanza el 11% para cobre y un 7,6% para el plomo, notándose un incremento significativo de estas especies en el metal doré, afectando la calidad de éste y provocando castigos en el precio de venta.

2.2 PROPUESTA DE TRATAMIENTO

Para solucionar la problemática anteriormente mencionada, se propone la tecnología de membranas de nanofiltración, para tratar la solución rica previo a la etapa de electrowinning, con el objetivo de separar las impurezas, del oro y la plata de la solución.

El proceso de la separación del cobre desde soluciones cianuradas de oro está descrito en la patente registrada con fecha 5 de Octubre de 1999 en EEUU Número 5, 961, 833 “Method for separating and isolating gold from copper in a gold processing system”.

La separación de los complejos cianurados de cobre y oro, ocurre debido a que al poner en contacto la solución que los contiene (solución proveniente de la etapa de lixiviación) con la membrana de nanofiltración, esta última permite el paso de los complejos oro – cianuro y retiene el paso de los complejos cobre- cianuro. De esta manera una o más membranas de nanofiltración pueden ser empleadas para lograr la separación efectiva de estos complejos.

La membrana de nanofiltración produce específicamente un permeado, que contiene los complejos oro – cianuro, y un concentrado, que posee los complejos cobre – cianuro.

Este método posee una gran versatilidad y lista los siguientes beneficios:

- Una manera de tratar minerales de oro con altas impurezas de cobre de manera económicamente rentable, sin un consumo excesivo de reactivos. (Compuestos de Cianuro).
- Un incremento en la eficiencia global del proceso debido a la disminución del consumo de reactivos.

- La disminución de otro tipo de insumos incluidos en el sistema, incluidos carbón activado o cinc dependiendo del sistema de recuperación bajo consideración.
- Una reducción en el consumo de electricidad si es que el proceso involucra una etapa de electrowinning.
- Una reducción en el tiempo utilizado en la etapa de fundición para producir el oro elemental.
- En el caso de obtener un beneficio económico, existe la posibilidad de recuperar el cobre que es separado del sistema.
- La gran versatilidad de procesos a los cuales puede ser aplicado incluyendo todos los procesos basados en la cianuración de minerales de oro.
- Incrementa la pureza del producto final, el doré, disminuyendo sus impurezas.

2.3 CAMBIOS PROCESO ACTUAL

La implementación de la tecnología de membranas de nanofiltración para tratar la solución rica, produciría algunos cambios en el proceso y en la planta de lixiviación, en los siguientes aspectos:

1. La solución rica antes de pasar a los calefactores se trataría con las membranas, obteniéndose 2 productos: concentrado y permeado.
2. El permeado pasaría a los intercambiadores de calor para ingresar a las celdas de electrowinning y pasar a las etapas de filtrado, secado y fundición para obtener el metal doré.
3. El concentrado pasaría al proceso INCO para degradar cianuro de la solución. Posiblemente es factible recuperar el cobre del concentrado mediante electrowinning, lo que está fuera de los alcances del presente trabajo.

El esquema del proceso propuesto se presenta en la ilustración 16.

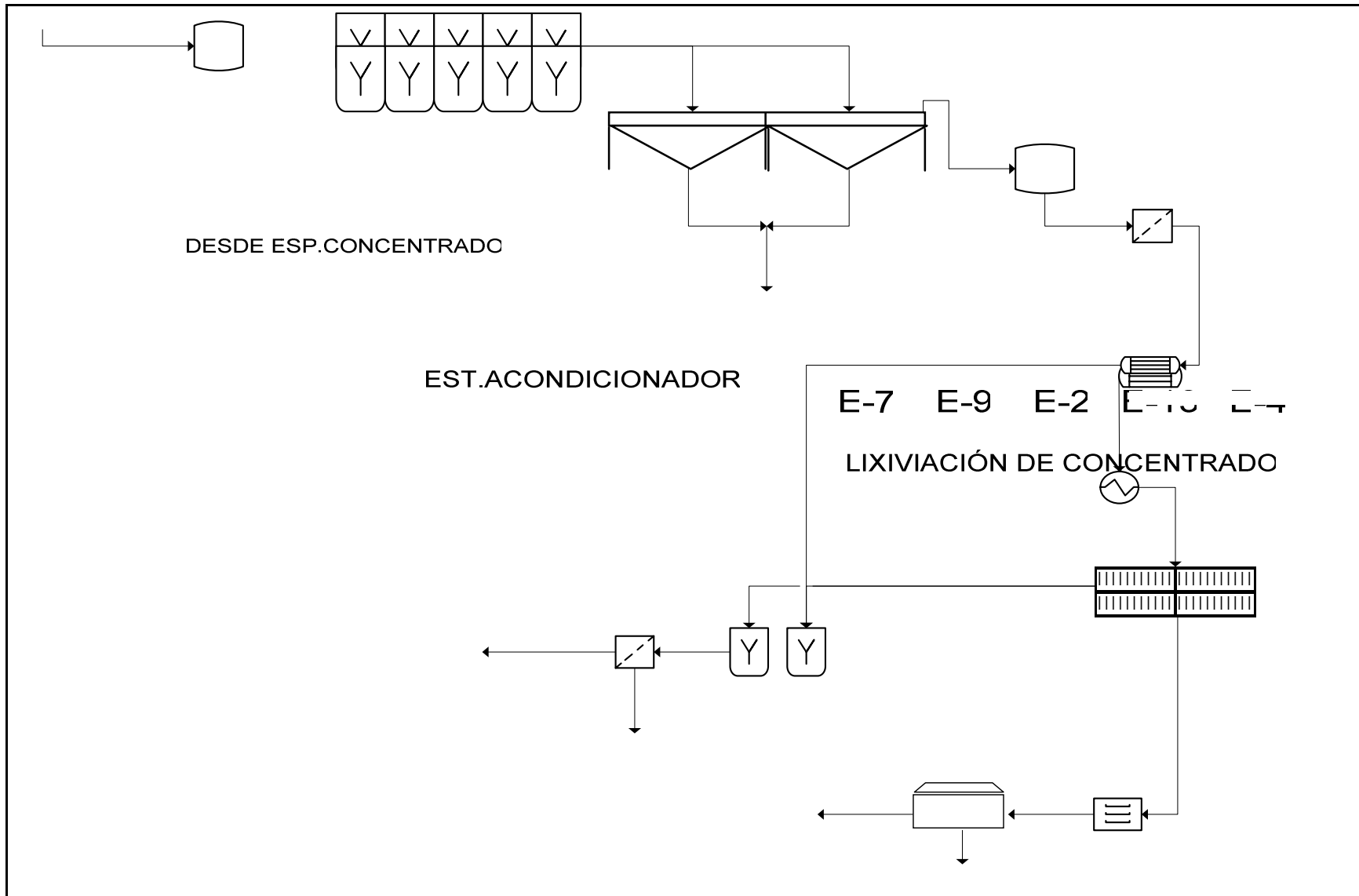


Ilustración 16: Esquema Planta Lixiviación de Concentrado implementando Tecnología de Membranas de Nanofiltración

2.4 CONCLUSIONES DEL CAPÍTULO

La tecnología de membranas de nanofiltración es una alternativa de tratamiento atractiva para el proceso, puesto que no es necesario realizar grandes cambios estructurales de la planta y además los beneficios económicos y operacionales que implica aislar las impurezas existentes (especialmente cobre, plomo y cinc) del oro y plata son muy altos.

Información más detallada de esta tecnología será tratada en el siguiente capítulo.

TECNOLOGÍA DE MEMBRANAS DE NANOFILTRACIÓN

3.1 TECNOLOGÍA DE MEMBRANAS

Los procesos de separación por membranas representan un conjunto de tecnologías basadas en el transporte selectivo de uno o más componentes de una mezcla líquida o gaseosa, a través de una membrana semipermeable. Tales procesos se aplican tanto en la concentración como en el fraccionamiento de iones, moléculas y macrosolutos. En la separación por membranas se aprovechan diversos mecanismos de transporte asociados a propiedades físico-químicas de los compuestos a separar tales como dimensión molecular, solubilidad, difusividad, carga eléctrica, tensión de vapor, afinidad química, etc. Tales propiedades permiten seleccionar el tipo de potencial externo (fuerza motriz) que promueve el proceso de separación. (Saavedra, y otros, 2003)

Una membrana se concibe como una fase semipermeable que restringe el paso de determinadas especies. Esto es, esencialmente, una barrera interpuesta entre la corriente alimentada y la corriente producto de esta interposición (ilustración 17).

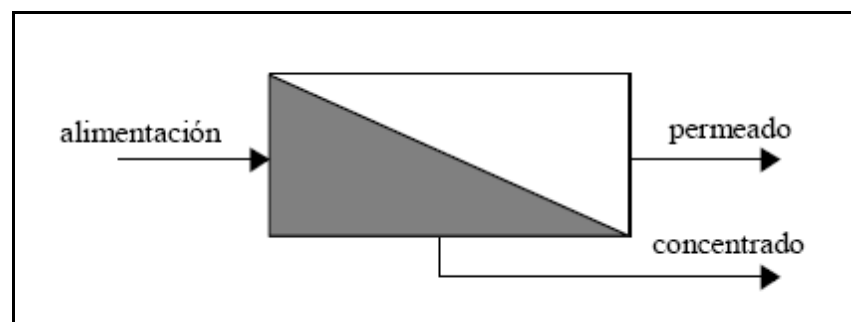


Ilustración 17: Esquema de Separación por Membrana

En general, los flujos participantes en el proceso de separación, ya sean de entrada o salida, pueden ser tanto líquidos como gases, o combinación de éstos, siendo la membrana capaz de transportar de forma preferencial, a través de ella, uno o más componentes de la corriente alimentada, generando el permeado de la operación. Esta selectividad mostrada es consecuencia de diferencias o similitudes

en las propiedades físicas y/o químicas entre la membrana y las especies a separar. Aquellos componentes que quedan sin posibilidades de atravesar esta barrera, generan la corriente llamada concentrado. De esta manera, tanto la corriente de permeado como la de concentrado estarán enriquecidas en uno o más especies; permitiendo, entonces, definir a la membrana como “una región de discontinuidad interpuesta entre dos fases”. Tomando en cuenta este razonamiento, una membrana puede ser gaseosa, líquida, sólida o combinación de éstas.

Los procesos de membranas se desarrollaron inicialmente como respuesta a la necesidad de producir alternativas tecnológicas más económicas y eficientes que las tecnologías tradicionales de separación. El ejemplo más representativo de este desarrollo lo representa la tecnología de osmosis inversa, a partir de la década del 60. En los años 70, tales procesos comenzaron a aplicarse en otros sectores, entre ellos la industria alimentaria y biotecnológica, gracias al desarrollo de nuevos materiales para membranas y equipos de membranas.

La osmosis inversa (OI) es la tecnología de membranas más consolidada, utiliza membranas de tipo denso las cuales separan mezclas líquidas gracias a la diferente solubilidad y velocidad de difusión que presentan los compuestos al ponerse en contacto con la membrana. Las aplicaciones de la osmosis inversa cubren un campo muy vasto, tales como desalinización de aguas salobres y saladas para uso doméstico o de riego, producción de agua ultrapura, preconcentración de solutos alimenticios (azúcares, proteínas, etc.), preconcentración de jugos de fruta, etc.

Los procesos de ultrafiltración (UF) y microfiltración (MF) presentan un mecanismo de selectividad ligado al tamaño molecular de las especies en solución. Las membranas empleadas son de tipo poroso, y se confeccionan a partir de polímeros predominantemente hidrofílicos, tales como polisulfona. Sus principales aplicaciones se encuentran en la clarificación de jugos de fruta, recuperación de proteína del suero lácteo y en el fraccionamiento y purificación de polisacáridos.

Desde un punto de vista económico, las tecnologías OI, UF y MF cubren más del 60% del mercado mundial de la tecnología de membranas.

En la ilustración 18 se muestra en forma comparativa algunos procesos de separación, tanto tradicionales como de membrana; considerando el tamaño de partícula (y peso molecular de ésta) que es capaz de retener y al agente fundamental que provoca el proceso. (Saavedra, y otros, 2003)

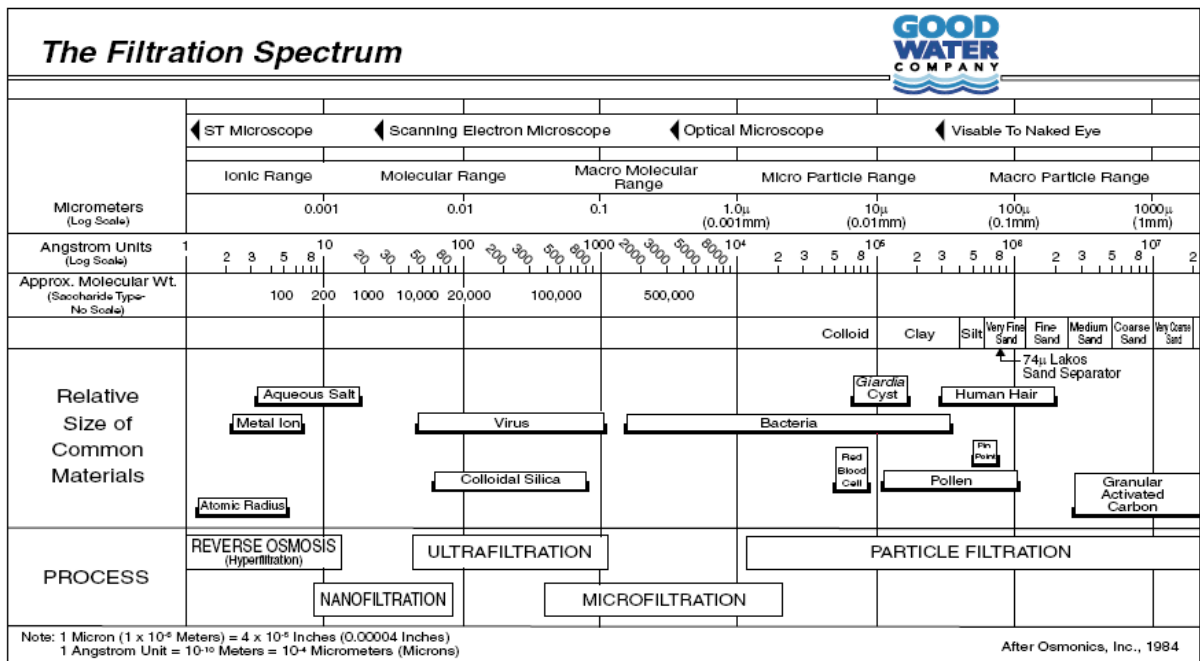


Ilustración 18: Espectro de Filtración por Membranas

La tabla 6 muestra la clasificación de los procesos de membranas de acuerdo al potencial de separación empleado.

PROCESO	FASE	FUERZA MOTRIZ
Osmosis Inversa	L/L	Dif. Presión (10-100 bar)
Nanofiltración	L/L	Dif. Presión (5-20 bar)
Ultrafiltración	L/L	Dif. Presión (1-10 bar)
Microfiltración	L/L	Dif. Presión (0,1-5 bar)
Electrofiltración	L/L	Dif. Potencial Eléctrico
Dialisis	L/L	Diferencia de Concentración
Separación de gases	G/G	Dif. Presión (10-100 bar)
Preevaporación	L/V	Dif. Presión Vacío
Destilación con membranas	L/V	Dif. Presión Vacío
Membranas líquidas	L/L	Diferencia de Concentración

Tabla 6: Clasificación de los Procesos de Membranas

3.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE NANOFILTRACIÓN

La nanofiltración (NF) es una técnica que combina características de ultrafiltración y osmosis inversa, pues su mecanismo de separación se basa tanto en diferencias de tamaños, propio de la ultrafiltración, como en el modelo de disolución – difusión, tal como ocurre en osmosis inversa.

La nanofiltración es una operación de media - baja presión, que deja pasar solo las partículas de tamaño menores de 1 nanómetro (10 Å), de aquí el término de nanofiltración. Las membranas de nanofiltración operan en rangos más altos de corte de peso molecular (300 – 500 g/mol) que las de osmosis inversa, mientras que las membranas de osmosis inversa son menos permeables que las de nanofiltración. Otra propiedad de las membranas de nanofiltración es la ligera carga superficial que poseen. La interacción de la carga juega un papel importante, y este principio sirve para separar iones de diferente valencia. (Cuartas, 2005)

La osmosis es el fenómeno natural del paso del agua a través de una membrana semipermeable desde una zona de menor concentración de solutos a otra más concentrada, debido a la diferencia de potencial químico entre ambas fases líquidas. Esto provocará una presión diferencial a través de la membrana conocida como presión osmótica, $\Delta\pi$. Si se aplica una presión superior a tal $\Delta\pi$, se produce una inversión del fenómeno natural. Bajo tales condiciones, el agua fluye de la solución concentrada a la solución diluida. Tal proceso se denomina osmosis inversa o nanofiltración (ilustración 19).

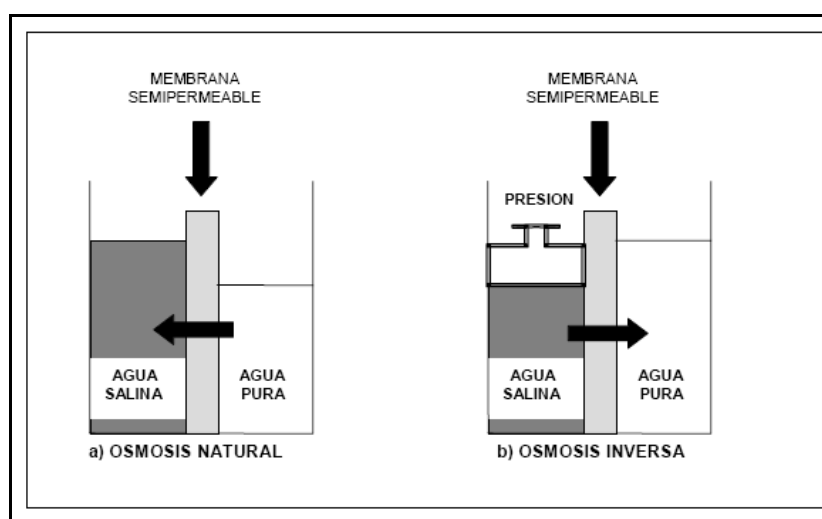


Ilustración 19: Comparación Osmosis Natural e Inversa

En osmosis inversa el agua (solvente) permea preferentemente a través de la membrana. Esto ocasiona un aumento creciente en la concentración de solutos y en la presión osmótica de la solución por el lado del concentrado, frenando el proceso. Los solutos pueden ser de naturaleza orgánica o inorgánica con dimensiones entre 1 y 50 Å .

Dependiendo del tipo de membrana y de las condiciones de operación, la osmosis inversa puede retener entre 90 y 99,9% de los compuestos en solución, valores que dependen de la dimensión molecular, diferencia de solubilidad y difusividad relativa de los compuestos en solución.

La solución obtenida después de haber atravesado la membrana se le denomina permeado o producto; y la solución retenida que no puede atravesar la membrana se le conoce como concentrado o rechazo. (Saavedra, y otros, 2003)

El proceso de nanofiltración aplicado a la solución rica de la empresa provoca la separación del oro y plata del cobre quedando en los flujos de permeado y concentrado respectivamente.

3.2.1 Clasificación de las Membranas de Nanofiltración

Las membranas utilizadas en el proceso de nanofiltración pueden clasificarse en función de distintos parámetros. La tabla 7 presenta tal clasificación.

Parámetros	Tipos	
ESTRUCTURA	Simétricas Asimétricas	
NATURALEZA	Integrales Compuestas de capa fina	
FORMA	Planas Tubulares Fibra hueca	
COMPOSICIÓN QUÍMICA	Orgánicas Inorgánicas	
CARGA SUPERFICIAL	Neutras Catiónicas Aniónicas	
MORFOLOGÍA DE LA SUPERFICIE	Lisas Rugosas	
PRESIÓN DE TRABAJO	Muy baja Baja Media Alta	
TÉCNICA DE FABRICACIÓN	De máquina	Inversión de fase Policondensación entre fases Polimerización plasma
	Dinámicas	

Tabla 7: Clasificación de las Membranas de Nanofiltración

Las membranas simétricas u homogéneas son aquellas que poseen una estructura porosa uniforme a lo largo de todo su espesor no existiendo zonas de mayor densidad en una o ambas caras de la membrana. Presentan una elevada permeabilidad al solvente y bajo rechazo de sales, por lo que no son aptas para la

osmosis inversa. Por lo tanto las membranas utilizadas para este proceso son asimétricas, que presentan en la parte exterior, que está en contacto con la solución de alimentación una capa extremadamente densa y delgada bajo la cual aparece un lecho poroso.

Las membranas integrales son aquellas que poseen la misma composición química en la capa superficial (capa activa) como en el lecho poroso; en cambio las membranas de capa fina poseen materiales diferentes.

Las membranas planas, como lo indica su nombre presentan una capa activa plana. Se fabrican en forma de lámina de papel. En cambio las membranas tubulares se construyen en forma de tubo hueco, de distintas longitudes. Existen también las membranas de fibra hueca conocidas como capilares, ya que su aspecto es el de una fibra de tejer hueca o el de un tubo capilar hueco del tamaño de un cabello humano.

Según la composición química se pueden clasificar las membranas como orgánicas e inorgánicas. Las orgánicas son aquellas que su capa activa está fabricada a partir de un polímero o copolímeros orgánicos, tales como acetato de celulosa (CA), triacetato de celulosa (CTA), poliamidas aromáticas (AP), poliéter-urea, poliacrilonitrilo, polibencimidazola, polipiperacidamida, polifurano sulfonado y polisulfona sulfonada. Las membranas inorgánicas son todas aquellas cuya capa activa está fabricada a partir de material inorgánico, presentando mayor estabilidad química y resistencia a altas temperaturas, entre ellas encontramos de cerámica, vidrios, fosfacenos y de carbono.

Las membranas neutras, catiónicas y aniónicas son aquellas que poseen en su estructura molecular grupos químicos que le dan carga a la capa activa de éstas. Por lo tanto las neutras no poseen carga, las catiónicas tienen carga positiva y las aniónicas negativas.

Según la morfología de su superficie existen las membranas lisas y rugosas. Las membranas rugosas se ensucian más fácilmente además son más difíciles de limpiar.

Clasificando las membranas según la presión de trabajo se encuentran 4 grupos, membranas de muy baja presión (entre 5 y 10 bares), baja presión (entre 10 y 20 bares), media presión (entre 20 y 40 bares) y de alta presión (entre 50 y 80 bares).

Finalmente clasificando las membranas según la técnica de fabricación se encuentran las de máquina y las dinámicas. Las dinámicas son hechas in situ, es decir en el lugar donde van a utilizarse, en cambio las de máquina son elaboradas por una máquina destinada a tal fin. El uso de membranas dinámicas no es muy común, ya que se van destruyendo con el tiempo, y además es la no reproducibilidad de los distintos parámetros. (Fariñas, 1999)

3.2.2 Configuraciones

Las configuraciones existentes para las unidades de producción son las siguientes:

- Módulos de Placa
- Módulos tubulares
- Módulos de fibra hueca
- Módulos espirales

La configuración de membranas de placa es muy similar a un filtro convencional de placas y marcos. La membrana y sus soportes forman una estructura que trabaja en serie, siendo la separación entre las membranas de 1 a 10 mm. Tal configuración tolera alimentaciones con sólidos en suspensión, es fácil de limpiar y desarmar. Su densidad de empaque (relación área/volumen) es baja y comparable a la configuración tubular. Las membranas defectuosas pueden

detectarse fácilmente, y reemplazarse sin que haya necesidad de desechar las que no presentan problemas.

Las membranas tubulares son capaces de manejar alimentaciones altamente viscosas. Son fáciles de limpiar sin necesidad de desarmar el módulo y toleran altas concentraciones de sólidos en suspensión. Estas ventajas se deben a su configuración abierta, que permite el libre paso de la alimentación. La mayor desventaja que presenta es la pequeña relación área de membrana por unidad de volumen de equipo.

La denominación de membranas de fibra hueca (hollow fiber) proviene del tamaño extremadamente pequeño, entre 1 y 3 mm, de los tubos de membrana. Las membranas están contenidas en un módulo o elemento cilíndrico, y cada elemento está compuesto de miles de fibras huecas. Debido a esto, la configuración es muy compacta y posee una alta densidad de empaque, 10 a 20 veces más que el diseño espiral.

Las membranas espiraladas (spiral wound) están formadas por 2 hojas o láminas de membrana separadas por una malla que cumple la doble función de servir como soporte mecánico de las membranas y como espaciador permitiendo el libre paso del permeado. El conjunto de las dos membranas más el soporte, se enrolla en torno a un tubo central que sirve como colector del permeado. La configuración espiral permite trabajar a altas presiones (hasta 70 bar) sin producir daño en la membrana. Estos elementos tienen una gran área efectiva por unidad de volumen. La densidad de empaque es alta y puede modificarse según el tipo de espaciador usado, para aplicaciones en alimentaciones que requieran una configuración más abierta, por ejemplo de mayor viscosidad y/o contenido de sólidos. Los espaciadores usados en las membranas espirales varían entre 0,7 y 2 mm de espesor (o altura de canal). Las ilustraciones 20 y 21 muestran esquemáticamente la configuración espiralada. (Fariñas, 1999)

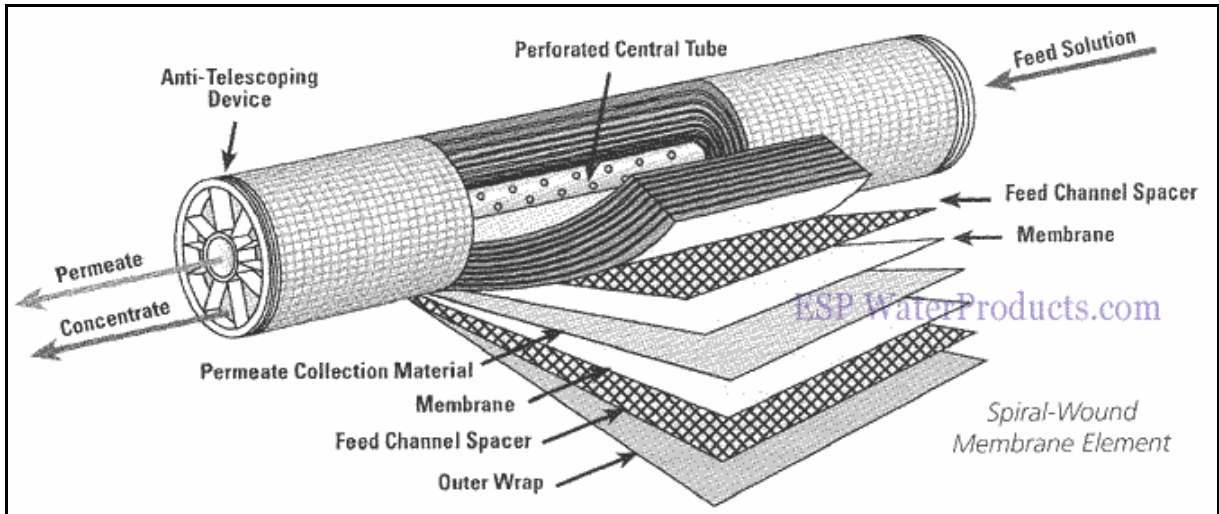


Ilustración 20: Modelo Espiral

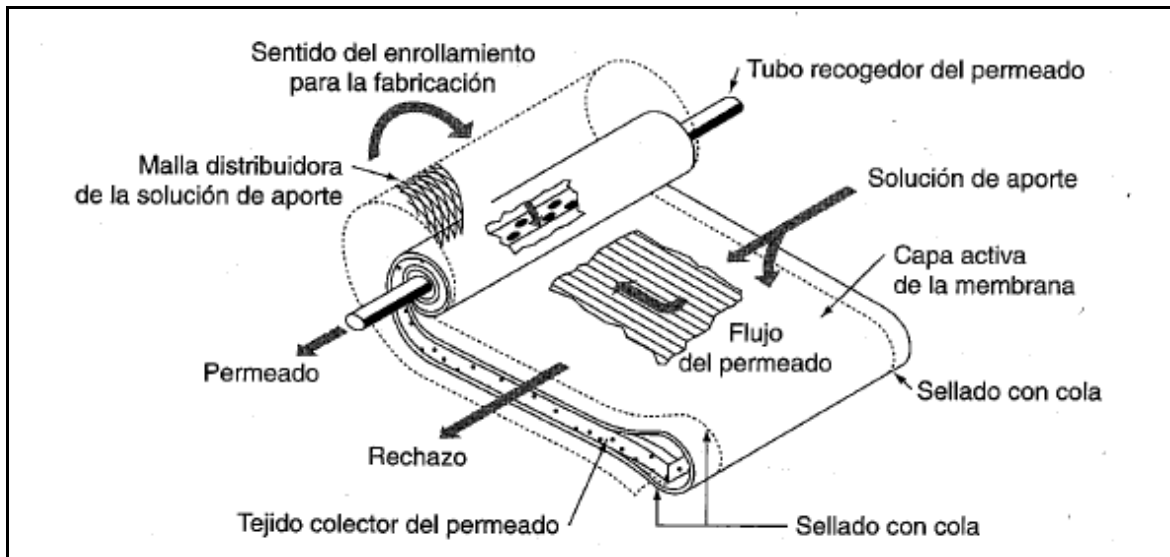


Ilustración 21: Módulo Espiral de una Hoja

3.2.3 Limpieza de Membranas

Existen 3 técnicas de limpieza utilizadas para las membranas de una planta de nanofiltración:

- Limpieza mecánica:

Requiere pasar un cepillo o una esponja para desprender mecánicamente la suciedad depositada sobre la membrana

- Limpieza con permeado a presión (flushing):

Consiste en hacer llegar a las membranas, siguiendo el mismo camino que la solución a tratar, permeado exento de sustancias en suspensión y disueltas, susceptibles de depositarse sobre su superficie.

- Limpieza química:

Consiste en recircular a través de los módulos una serie de productos químicos capaces de disolver las precipitaciones o de eliminar los depósitos existentes sobre las membranas. Estos productos químicos se les denominan anti-incrustantes o inhibidores de incrustaciones. (Fariñas, 1999)

3.3 MEMBRANA UTILIZADA EN EL PROYECTO

La membrana utilizada en el proyecto consiste, en una configuración espiralada de composición orgánica específicamente de polipiperacidamida. Para el tratamiento de la solución rica de Minera Florida Ltda., fue necesario realizar tratamientos especiales a las membranas, debido a la presión de operación aplicada entre 30 y 40 bar, como se demostrará en el siguiente capítulo de pruebas experimentales.

La empresa HW Process Technologies realizó un tratamiento específico a la membrana mencionada, con el objetivo de separar las impurezas del metal valioso mediante el mecanismo de separación por tamaños moleculares, característica principal del proceso de nanofiltración. Como el proceso mencionado está patentado por HW Process Technologies, informaciones sobre el tratamiento y características más detalladas de la membrana no fue posible obtenerlas. La hoja de datos de la membrana se encuentra en el anexo A.1.

Las dimensiones a nivel industrial de las membranas generalmente tienen 40 pulgadas de longitud y entre 4 a 8 pulgadas de diámetro.

Para la limpieza de las membranas se considera una limpieza química mediante la adición de un inhibidor de incrustaciones, llamado Cyanamer P-70 comercializado por Cytec. La adición de este producto fluctúa entre $1 \cdot 10^{-2}$ a $1 \cdot 10^{-4}$ gramos por litro de solución de permeado. Otro inhibidor de incrustaciones, de similares características es Lupromin L-200, producido por Basf The Chemical Company y comercializado por Representaciones E.L. y Cía. Ltda.; información técnica de este producto se encuentra en el Anexo A.2.

3.4 CONCLUSIONES DEL CAPÍTULO

Los procesos de separación por membranas representan un conjunto de tecnologías basadas en el transporte selectivo de uno o más componentes de una mezcla líquida o gaseosa, a través de una membrana semipermeable. Aquellos componentes que quedan sin posibilidades de atravesar esta barrera, generan la corriente llamada concentrado y los que atraviesan la membrana generan el permeado.

La nanofiltración (NF) es una técnica que combina características de ultrafiltración y osmosis inversa, pues su mecanismo de separación se basa tanto en diferencias de tamaños, propio de la ultrafiltración, como en el modelo de disolución – difusión, tal como ocurre en osmosis inversa.

La nanofiltración es una operación de media - baja presión, que deja pasar solo las partículas de tamaño menores de 1 nanómetro (10 Å), de aquí el término de nanofiltración. (Cuartas, 2005)

La membrana utilizada en el proyecto, consiste en una configuración espiralada de composición orgánica específicamente de polipiperacidamida.

Para la limpieza de las membranas se realiza por un método químico utilizando un inhibidor de incrustaciones que se aplica a la solución a procesar.

CAPÍTULO 4

PRUEBAS EXPERIMENTALES, RESULTADOS Y BALANCE DE MASA

4.1 PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

El set de pruebas experimentales consistió en tratar 20 litros de solución rica de la planta de lixiviación en cada experiencia, que fue transportada por una pequeña

bomba eléctrica hacia una membrana de 5 micrones. Se dosificó un anti-incrustante, que fue colocado en un estanque conectado a la succión de la bomba de alta presión.

La membrana se encuentra recubierta por un tubo de acero inoxidable y al tratar la solución rica en ésta, se producen 2 flujos, el permeado, que es descargado mediante una conexión a una manguera y el concentrado que sale por otra conexión, la cual cuenta con una válvula que permite variar la presión del fluido a medida que pasa a lo largo de la membrana. El concentrado fue descargado al estanque de alimentación para reprocesarlo en la membrana, regulando la presión de operación. Con el objetivo de controlar la temperatura del proceso, se sumergió un tubo en espiral en el estanque de alimentación, donde circula agua corriente enfriando de este modo la solución.

En resumen la prueba experimental consistió en 2 partes. La primera etapa, se procesó 20 litros de la solución rica en la membrana, hasta recuperar en el permeado un 90% del volumen de la solución, es decir 18 litros de ésta; y el concentrado obtuvo el volumen restante; alcanzando una presión de 33 bar ($3,3 \cdot 10^6$ Pa). La segunda parte del proceso (denominada diafiltración) involucró el paso del concentrado resultante de la primera etapa, junto con 2 litros de solución alcalina a pH 12 (agua destilada basificada con NaOH); por lo tanto la solución de entrada de la segunda parte fueron 4 litros, obteniéndose 2 litros de concentrado y 2 litros de permeado, alcanzando una presión de 37 bar ($3,7 \cdot 10^6$ Pa).

Cabe destacar que en ambas etapas de la prueba se tomaron muestras de las soluciones para obtener los parámetros químicos y así calcular la efectividad de la tecnología de membranas de nanofiltración.

A continuación se presenta un diagrama esquemático (ilustración 22), una tabla resumen de los parámetros operacionales (tabla 8) y una figura de la prueba realizada (ilustración 23).

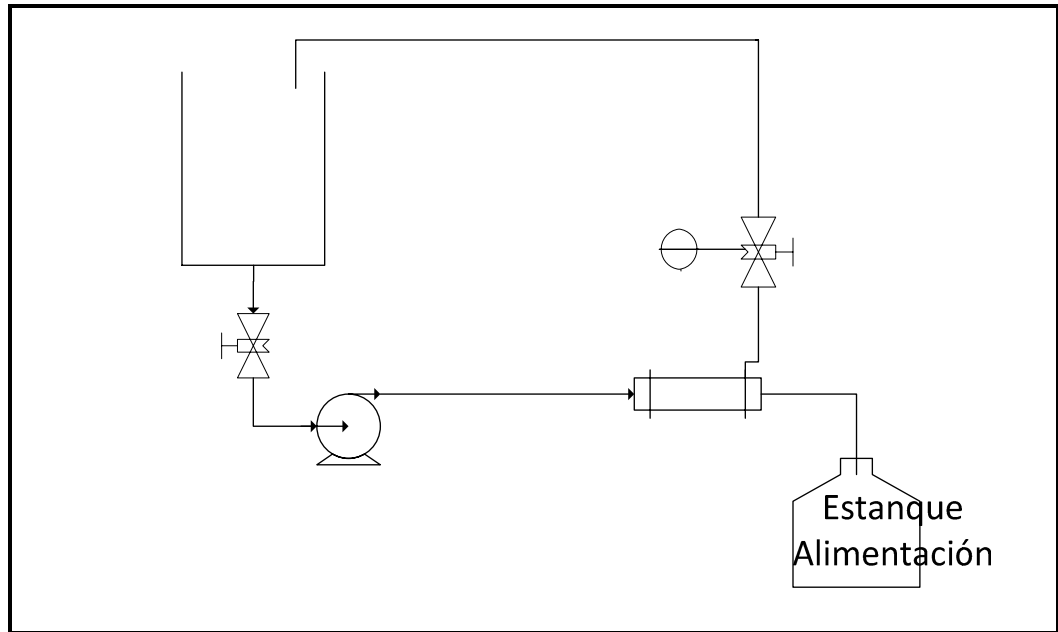


Ilustración 22: Diagrama Esquemático Prueba Experimental

Temperatura	ambiente
Presión Etapa 1	33 bar
Presión Etapa 2	37 bar
Volumen Alimentación	20 litros
Volumen Concentrado Etapa 1	2 litros
Volumen Permeado Etapa 1	18 litros
Volumen Agua a pH 12 para Diafiltración	2 litros
Volumen Concentrado Etapa 2	2 litros
Volumen Permeado Etapa 2	2 litros

Tabla 8: Parámetros Operacionales Prueba Experimental

Bomba de desplazamiento
positivo 1gpm – 1.000 p



Ilustración 23: Prueba Experimental

4.1.1 Materiales, Equipos y Reactivos

Los materiales y equipos que requeridos para la realización de las pruebas experimentales fueron los siguientes:

- Equipo de Membranas de Nanofiltración, proporcionado por la empresa HWPT mediante su filial Tecnología de Procesos (incluye membrana, estanque de alimentación graduado, bomba de alta presión, manómetro, coraza de acero inoxidable que contiene la membrana)
- Contenedores de soluciones resultantes (permeado y concentrado)
- Frascos para muestreo de soluciones
- pHmetro
- Solución rica PLC
- Solución Básica (NaOH)
- Anti-incrustante

A continuación, las siguientes ilustraciones 24, 25 y 26 muestran los materiales y equipos principales utilizados en las pruebas experimentales realizadas.



Ilustración 24: Membrana utilizada en la Prueba Experimental



Ilustración 25: Equipo para Prueba



Ilustración 26: Anti- Incrustante utilizado en la Prueba Experimental

4.1.2 Solución Rica

Para obtener una muestra representativa de la solución rica a tratar mediante membranas de nanofiltración, se tomó un compósito de 80 litros, se les realizó un análisis químico en el laboratorio de la Planta de Lixiviación de Concentrado, con el objetivo de realizar los cálculos necesarios para obtener la efectividad del proceso de hiperfiltrado.

La caracterización química de la solución rica es la siguiente (tabla 9):

Muestra	Au(ppm)	Ag(ppm)	Cu(ppm)	Zn(ppm)	Pb(ppm)	CNlibre(g/L)	pH
Solución Rica	26	111	882	415	18,9	2	11,74

Tabla 9: Caracterización Química Solución Rica

4.1.3 Análisis Agua de Procesos Minera Florida

Para cuantificar la cantidad de anti-incrustante en el proceso de nanofiltración es necesario determinar la cantidad de calcio, sulfatos, carbonatos y bicarbonatos presentes en la solución rica de la Planta de Lixiviación de Concentrados. No fue posible cuantificar estos compuestos, debido a que los métodos utilizados para tal objetivo emplean volumetrías con ácido, lo que hace inseguro realizar esta experiencia por la formación de HCN.

Para obtener una información aproximada sobre la cantidad de los compuestos mencionados anteriormente, se analizaron las aguas de procesos utilizadas en la planta. Estos análisis fueron realizados por la empresa CIMM Tecnologías & Servicios S.A.

En la tabla 10 se presenta los resultados de los análisis.

Muestra	Ca(mg/L)	SO ₄ (mg/L)	CO ₃ (mg/L)	HCO ₃ (mg/L)
Agua Tranque Relaves	118	3038	24	238
Agua Proceso Molienda	111	3177	12	253
Agua Tratada TK 55	3,3	22308	780	1104

Tabla 10: Caracterización Aguas de Proceso

4.2 RESULTADOS PRUEBA EXPERIMENTAL

Las soluciones resultantes, concentrado y permeado presentaron una notoria diferencia de coloración. El permeado obtuvo un aspecto incoloro, mientras que el concentrado tuvo una coloración café, similar a la solución rica alimentada a la membrana de nanofiltración.

Los resultados de los análisis químicos de las muestras tomadas de la prueba experimental se presentan en la tabla 11.

Cabe destacar que estos análisis fueron realizados en el Laboratorio Químico de la Planta de Lixiviación de Concentrados de Minera Florida Ltda.

Según los resultados obtenidos en la primera etapa del proceso de nanofiltración el cobre es altamente retenido aumentando alrededor de 10 veces su concentración, lo mismo ocurre para las otras impurezas de Pb y Zn. Para analizar la factibilidad técnica del proceso se realiza en el ítem 4.3 el balance de masa.

Elemento	Unidad	Etapa 1			Etapa 2			
		Entrada	Salida		Entrada		Salida	
		Solución Rica	Concentrado	Permeado	concentrado	Agua	Concentrado 2	Permeado
Au	ppm	26,0	16,1	27,1	16,1		6,4	9,7
Ag	ppm	111,0	201,8	100,9	201,8		113,0	88,8
Cu	ppm	882,0	8704,6	12,8	8704,6		8636,3	68,3
Zn	ppm	415,0	4089,4	6,7	4089,4		4009,4	80,1
Pb	ppm	18,9	157,8	3,5	157,8		150,1	7,7
CN libre	g/l	2000,0	16578,5	380,2	16578,5		16005,8	572,7
pH	pH	11,7	11,8	11,7	11,8	12,2	11,9	12,1

Tabla 11: Resultados Análisis Químico de las Muestras Prueba Experimental

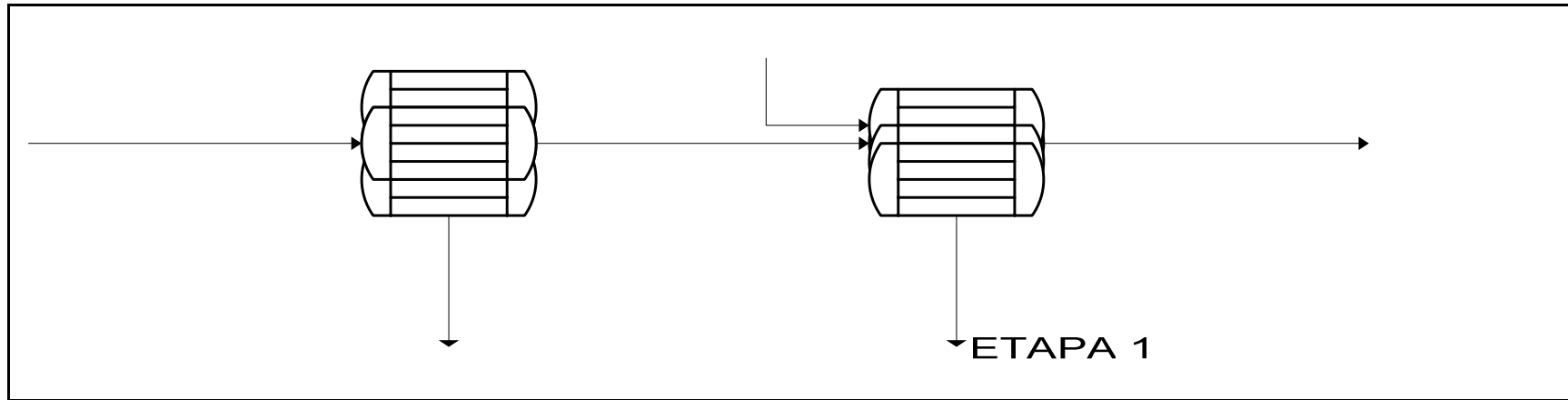
4.3 BALANCE DE MASA

El balance de masa se realizó por etapas del proceso y global, en función de los análisis químicos de las muestras de las soluciones obtenidas en el procedimiento experimental, considerando los compuestos químicos presentes en solución.

El balance por etapas se muestra en la tabla n°12, el balance global en la tabla n°14 y las recuperaciones en la tabla n°16.

Además se realizó un nuevo balance de masa por etapas y global, que considera una etapa adicional de filtración, que implica procesar mediante membranas el concentrado resultante de la etapa 2, con el objetivo de estudiar el efecto que se produce en la recuperación al agregar este paso adicional. El balance por etapas y global mencionado se muestra en las tablas n°13 y n°15 respectivamente y las recuperaciones en la tabla n°17.

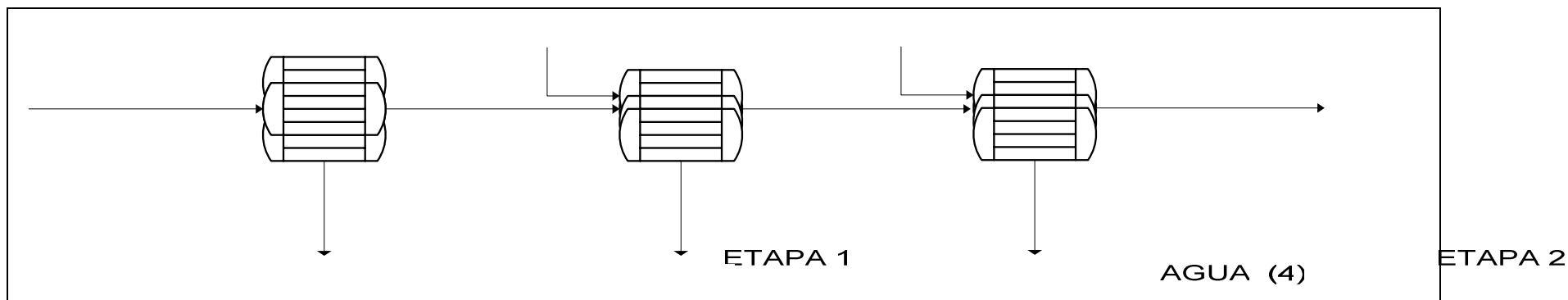
4.3.1 Balance por Etapas



Compuesto	Etapa 1			Etapa 2			
	Entrada	Salida		Entrada		Salida	
	Solución Rica	Concentrado	Permeado	Concentrado	Agua	Concentrado 2	Permeado
	1	3	2	3	4	6	5
(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)
NaAu(CN) ₂	0,718	0,044	0,674	0,044	0,000	0,018	0,027
NaAg(CN) ₂	3,764	0,684	3,079	0,684	0,000	0,383	0,301
Na ₂ Cu(CN) ₃	52,064	51,383	0,681	51,383	0,000	50,980	0,403
Na ₂ Zn(CN) ₄	27,342	26,943	0,399	26,943	0,000	26,416	0,528
Pb(CN) ₂	0,473	0,395	0,078	0,395	0,000	0,375	0,019
NaCN libre	75,356	62,464	12,891	62,464	0,000	60,306	2,158
NaOH	4,396	0,518	3,878	0,518	1,130	0,584	1,064
H ₂ O	20085,887	1972,084	18113,803	1972,084	1998,870	1927,165	2043,789

Tabla 12: Balance por Etapas

PERMEADO (2)



Compuesto	Etapa 1			Etapa 2				Etapa 3			
	Entrada	Salida		Entrada		Salida		Entrada		Salida	
	Solución Rica	Concentrado	Permeado	Concentrado	Agua	Concentrado 2	Permeado	Concentrado	Agua	Concentrado 3	Permeado
	1	3	2	3	4	6	5	3	7	9	8
	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)	(kg/h)
NaAu(CN) ₂	0,718	0,044	0,674	0,044	0,000	0,018	0,027	0,018	0,000	0,011	0,007
NaAg(CN) ₂	3,764	0,684	3,079	0,684	0,000	0,383	0,301	0,383	0,000	0,292	0,091
Na ₂ Cu(CN) ₃	52,064	51,383	0,681	51,383	0,000	50,980	0,403	50,980	0,000	50,741	0,240
Na ₂ Zn(CN) ₄	27,342	26,943	0,399	26,943	0,000	26,416	0,528	26,416	0,000	25,722	0,694
Pb(CN) ₂	0,473	0,395	0,078	0,395	0,000	0,375	0,019	0,375	0,000	0,370	0,005
NaCN libre	75,356	62,464	12,891	62,464	0,000	60,306	2,158	60,306	0,000	59,886	0,421
NaOH	4,396	0,518	3,878	0,518	1,130	0,584	1,064	0,584	1,130	0,905	0,809
H ₂ O	20085,887	1972,084	18113,803	1972,084	1998,870	1927,165	2043,789	1927,165	1998,870	2772,800	1153,235

Tabla 13: Balance por Etapas (para 3 etapas)

4.3.2 Balance Global

Compuesto	ENTRADA			SALIDA				
	Solución Rica	Agua	TOTAL	Permeado	Permeado	Total Perm	Concentrado	TOTAL
	1	4		2	5		6	
	(Kg/h)	(Kg/h)	(Kg/h)	(Kg/h)	(Kg/h)	(Kg/h)	(Kg/h)	(Kg/h)
NaAu(CN) ₂	0,718	0,000	0,718	0,674	0,027	0,700	0,018	0,718
NaAg(CN) ₂	3,764	0,000	3,764	3,079	0,301	3,381	0,383	3,764
Na ₂ Cu(CN) ₃	52,064	0,000	52,064	0,681	0,403	1,084	50,980	52,064
Na ₂ Zn(CN) ₄	27,342	0,000	27,342	0,399	0,528	0,927	26,416	27,342
Pb(CN) ₂	0,473	0,000	0,473	0,078	0,019	0,097	0,375	0,473
NaCN libre	75,356	0,000	75,356	12,891	2,158	15,049	60,306	75,356
NaOH	4,396	1,130	5,526	3,878	1,064	4,942	0,584	5,526
H ₂ O	20085,887	1998,870	22084,757	18113,803	2043,789	20157,592	1927,165	22084,757
			22250,000					22250,000

Tabla 14: Balance Global

Compuesto	ENTRADA				SALIDA					
	Soluc. Rica	Agua	Agua	TOTAL	Permeado	Permeado	Permeado	Total Perm	Concentrado	TOTAL
	1	4	7		2	5	8		9	
(Kg/h)	(Kg/h)	(Kg/h)	(Kg/h)	(Kg/h)	(Kg/h)	(Kg/h)	(Kg/h)	(Kg/h)	(Kg/h)	(Kg/h)
NaAu(CN) ₂	0,718	0,000	0,000	0,718	0,674	0,027	0,007	0,707	0,011	0,718
NaAg(CN) ₂	3,764	0,000	0,000	3,764	3,079	0,301	0,091	3,471	0,292	3,764
Na ₂ Cu(CN) ₃	52,064	0,000	0,000	52,064	0,681	0,403	0,240	1,324	50,741	52,064
Na ₂ Zn(CN) ₄	27,342	0,000	0,000	27,342	0,399	0,528	0,694	1,621	25,722	27,342
Pb(CN) ₂	0,473	0,000	0,000	0,473	0,078	0,019	0,005	0,103	0,370	0,473
NaCN libre	75,356	0,000	0,000	75,356	12,891	2,158	0,421	15,470	59,886	75,356
NaOH	4,396	1,130	1,130	6,656	3,878	1,064	0,809	5,751	0,905	6,656
H ₂ O	20.085,887	1.998,870	1.998,870	24.083,627	18.113,803	2.043,789	1.153,235	21.310,827	2.772,800	24.083,627
				24.250,000						24.250,000

Tabla 15: Balance Global (para 3 etapas)

4.3.3 Recuperaciones

Compuesto	Permeado Total	Concentrado Total
	%	%
NaAu(CN) ₂	97,6	2,4
NaAg(CN) ₂	89,8	10,2
Na ₂ Cu(CN) ₃	2,1	97,9
Na ₂ Zn(CN) ₄	3,4	96,6
Pb(CN) ₂	20,6	79,4
NaCN libre	20,0	80,0
NaOH	89,4	10,6
H ₂ O	91,3	8,7

Tabla 16: Recuperaciones

Compuesto	Permeado Total	Concentrado Total
	%	%
NaAu(CN) ₂	98,5	1,5
NaAg(CN) ₂	92,2	7,8
Na ₂ Cu(CN) ₃	2,5	97,5
Na ₂ Zn(CN) ₄	5,9	94,1
Pb(CN) ₂	21,7	78,3
NaCN libre	20,5	79,5
NaOH	86,4	13,6
H ₂ O	88,5	11,5

Tabla 17: Recuperaciones (para 3 etapas)

4.4 CONCLUSIONES DEL CAPÍTULO

Según los resultados obtenidos en los análisis químicos de las soluciones del procedimiento experimental y de los balances de masa, las impurezas tales como cobre, cinc y plomo se separan en un el 97,9%, 96,6% y 79,4% respectivamente, produciéndose un electrolito bajo en estos metales.

El electrolito (permeado) que seguirá el proceso de electrodeposición sólo tiene un 2,1%, 3,4% y 20,6% de cobre, cinc y plomo respectivamente del total que tendría la solución rica si no hubiera sido tratada por las membranas de nanofiltración.

Cabe destacar que la corriente del concentrado contiene un 2,4% y 10% de Au y Ag respectivamente de la solución rica tratada, por lo tanto recuperar estos metales es de suma importancia.

Para Minera Florida Ltda. es necesario alcanzar mayores recuperaciones de Au y Ag en el permeado, de 98,5% y 80% respectivamente para cumplir con los estándares de la empresa. Para lograr tal objetivo se deben realizar 3 etapas de filtración, ya que según el balance de masa calculado, las recuperaciones en el permeado alcanzan valores de 98,5% y 92,2% de Au y Ag respectivamente manteniendo bajas concentraciones de impurezas.

Además surge una oportunidad de recuperar el cobre que ha sido aislado de la solución rica, proceso que queda fuera de los alcances de este proyecto.

Por lo tanto es factible técnicamente separar y aislar las impurezas del complejo de oro.

EVALUACIÓN ECONÓMICA

5.1 CAPITAL DE INVERSIÓN (CAPEX)

Los costos de los equipos principales se cotizaron con los proveedores que utiliza Minera Florida para bombas y estanques, y las membranas equivalentes a las usadas en el proceso con Aguasin S.A.

Los costos por equipo se presentan en la tabla n° 18.

	Precio unitario	cantidad	Total
	US\$	unidad	US\$
Membranas	460	16	7360
carcaza membranas (acero inox)	450	16	7200
bombas (desplaz. Positivo)	53070	6	318420
estanque (almacenamiento de concentrado)	13743	1	13743
Total			346723

Tabla 18: Costos Equipos Principales

Para determinar el capital de inversión se utilizó el método de los porcentajes de los equipos principales para plantas de fluidos anexas.

La tabla n° 19 presenta el capital de inversión del proyecto.

Costos Directos		
	%	US\$
Equipos Principales	100	346.723
Instalación de equipos	47	162.960
Instrumentación y control	36	124.820
Piping	68	235.772
Sistemás eléctricos	11	38.140
Edificios	0	0
Preparación terreno	10	34.672
Servicios	70	242.706

Total costos directos	342	1.185.794
------------------------------	------------	------------------

Costos Indirectos		
Ingeniería y supervisión	33	114.419
Gastos construcción	20	69.345
Gastos legales	0	0
Servicios contratistas	22	76.279
Contingencias	44	152.558

Total costos indirectos	119	412.601
--------------------------------	------------	----------------

Inversión capital fijo	461	1.598.394
Capital de trabajo	81	282.070

Total capital de inversión	542	1.880.464
-----------------------------------	------------	------------------

Tabla 19: Capital de Inversión

5.2 COSTOS OPERACIONALES (OPEX)

Los costos operacionales del proyecto involucran los materiales, reactivos e insumos asociados específicamente al proceso de nanofiltración propuesto.

Se realizó la cotización de los reactivos necesarios con proveedores de la empresa.

A continuación en la tabla n°20 se presentan los costos mencionados.

Insumos	Costo por Unidad		Costo Anual		
	Unidad	US\$	Unidad	Cantidad anual	US\$/año
Anti-Incrustante Lupromin L-200	ton	3606	Kg	293,76	1059
NaOH	ton	360	Kg	9763,2	3515
Energía Eléctrica	kW	0,19	kW	980244	186246
Membranas	unidad	460	unidad	16	7360
Mantenición					7500
Total Anual					205680

Tabla 20: Costos Operacionales

5.3 INGRESOS

Los ingresos que se obtienen principalmente al instalar el proceso de nanofiltración corresponden a ahorros que se obtienen en la operación y los castigos al precio del metal doré por sus impurezas.

Los ahorros operacionales corresponden a la disminución de la cantidad de fundentes tales como bórax, nitrato de sodio, sílice, carbonato de sodio y fluorita además del consumo de crisoles, aceros (cátodos) debido a que no será necesario realizar refundidas para disminuir las impurezas del metal doré.

En la tabla n°21 se presenta los ahorros asociados por ítem.

Ahorros no operacionales	
	US\$ al año
Castigos (% Impurezas Metal Doré)	160.000

Ahorros Operacionales	
Reactivos (principalmente fundentes)	955.634
Otros Insumos	87.929
Total ahorros operacionales	1.043.563

Total Ahorros	1.203.563
----------------------	------------------

Tabla 21: Ahorros Totales

5.4 FLUJO DE CAJA

Para la realización de flujo de caja del proyecto se consideró lo siguiente:

- **Inversión:** considera todo los costos directos e indirectos para poner en funcionamiento las membranas de nanofiltración en la empresa. Para la obtener estos costos se utilizó el método de los porcentajes en función de los equipos principales como se mencionó en el ítem 5.1. Cabe destacar que Minera Florida Ltda. cuenta con los recursos para invertir capital propio en el proyecto.
- **Años duración del proyecto:** se consideró 9 años, correspondiente a los recursos probados de Minera Florida.
- **Ingresos operacionales:** corresponden a aquellos ahorros que involucra la instalación del proceso en la operación misma, el detalle fue estudiado en el ítem 5.3

- Egresos Operacionales: corresponden al costo de la operación adicional que significa implementar las membranas de nanofiltración al proceso actual de Minera Florida Ltda. El detalle se encuentra en el ítem 5.2
- Ingresos no operacionales: para el proyecto se consideró el ahorro obtenido por los castigos que se aplican al metal doré cuando éste tiene impurezas tales como Cu, Pb, Zn. el detalle de este ahorro fue mencionado en el ítem 5.3.
- Depreciación: se utilizó el método de depreciación lineal para los equipos principales para los años de duración del proyecto.

La tabla n°22 muestra el flujo de caja del proyecto.

Además se realizó el flujo de caja considerando 3 etapas de nanofiltración, donde hubo un incremento principalmente en el capital de inversión y costos operacionales, los resultados se muestran en la tabla n°23.

5.5 ANÁLISIS DE LA VIABILIDAD ECONÓMICA DEL PROYECTO

Para analizar la factibilidad económica del proyecto se utilizó los siguientes métodos de evaluación con una tasa exigida de retorno al proyecto de un 10%:

5.5.1 Valor Actual Neto

Mide la rentabilidad deseada después de recuperar toda la inversión, para ello, calcula el valor actual de todos los flujos futuros de caja, proyectado a partir del primer período de operación y le resta la inversión total expresada en el momento cero. (Sapag, 2007)

Para el proyecto el valor actual neto es de US\$3.866.367, que corresponde a la ganancia del proyecto luego de recuperar la inversión, por sobre la tasa que se exige de retorno.

5.5.2 Tasa Interna de Retorno

Mide la rentabilidad del proyecto como porcentaje. (Sapag, 2007)

La TIR para el proyecto es de 52%, que indica una rentabilidad mayor a la tasa mínima atractiva de retorno de un 10%.

La tabla n°22 muestra el flujo de caja del proyecto con los indicadores VAN y TIR.

	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9
Inversión	1.880.464									
Ingresos operacionales		1.043.563	1.043.563	1.043.563	1.043.563	1.043.563	1.043.563	1.043.563	1.043.563	1.043.563
Egresos Operacionales		205.680	205.680	205.680	205.680	205.680	205.680	205.680	205.680	205.680
Utilidad Operacional		837.883	837.883	837.883	837.883	837.883	837.883	837.883	837.883	837.883
Ingresos no Operacionales		160.000	160.000	160.000	160.000	160.000	160.000	160.000	160.000	160.000
Depreciación		38.525	38.525	38.525	38.525	38.525	38.525	38.525	38.525	38.525
Renta Grabables		959.358	959.358	959.358	959.358	959.358	959.358	959.358	959.358	959.358
Depreciación		38.525	38.525	38.525	38.525	38.525	38.525	38.525	38.525	38.525
Inversión Capital Propio	1.880.464									
Flujo de Caja Neto	-1.880.464	997.883	997.883	997.883	997.883	997.883	997.883	997.883	997.883	997.883

TMAR	10%
VAN	3.866.367
TIR	52%

Tabla 22: Flujo de Caja del Proyecto

	Año 0	Año 1	Año 2	Año 3	Año 4	Año 5	Año 6	Año 7	Año 8	Año 9
Inversión	1.974.743									
Ingresos operacionales		1.043.563	1.043.563	1.043.563	1.043.563	1.043.563	1.043.563	1.043.563	1.043.563	1.043.563
Egresos Operacionales		215.535	215.535	215.535	215.535	215.535	215.535	215.535	215.535	215.535
Utilidad Operacional		828.028	828.028	828.028	828.028	828.028	828.028	828.028	828.028	828.028
Ingresos no Operacionales		160.000	160.000	160.000	160.000	160.000	160.000	160.000	160.000	160.000
Depreciación		40.456	40.456	40.456	40.456	40.456	40.456	40.456	40.456	40.456
Renta Grabables		947.572	947.572	947.572	947.572	947.572	947.572	947.572	947.572	947.572
Depreciación		40.456	40.456	40.456	40.456	40.456	40.456	40.456	40.456	40.456
Inversión Capital Propio	1.974.743									
Flujo de Caja Neto	-1.974.743	988.028	988.028	988.028	988.028	988.028	988.028	988.028	988.028	988.028

TMAR	10%
VAN	3.715.335
TIR	49%

Tabla 23: Flujo de Caja del Proyecto (3 etapas de filtración)

5.6 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

El método utilizado para el análisis de sensibilidad es el denominado análisis unidimensional, para determinar la variación máxima que puede resistir una variable relevante para que el proyecto siga siendo atractivo para el inversionista. (Sapag, 2007)

En este proyecto se identificó 3 variables relevantes que afectan la rentabilidad del proyecto, las cuales son el capital de inversión, la durabilidad de las membranas y el costo de la energía eléctrica.

5.6.1 Análisis de la Variación del Capital de Inversión.

Para analizar el efecto del capital de inversión en la rentabilidad del proyecto, se realizó un aumento en etapas de este capital, calculando el VAN y TIR con el objetivo de obtener el valor máximo que pueda alcanzar, para que el proyecto ya no sea atractivo para la empresa.

El efecto de la variación del capital de inversión sobre la rentabilidad del proyecto es demostrado en la tabla n°24.

%Variación Capital de Inversión	Capital Total de Inversión	VAN (US\$)	TIR (%)
0%	1.880.464	3.866.367	52
10%	2.068.510	3.678.321	47
20%	2.256.557	3.490.274	42
30%	2.444.603	3.302.228	39
40%	2.632.650	3.114.182	35
50%	2.820.696	2.926.135	33
60%	3.008.743	2.738.089	30
70%	3.196.789	2.550.042	28
80%	3.384.835	2.361.996	26
90%	3.572.882	2.173.950	24
100%	3.760.928	1.985.903	22
200%	5.641.392	105.439	10
206%	5.746.831	0	10
250%	6.581.624	-834.793	7
300%	7.521.856	-1.775.025	4

Tabla 24: Variación Capital de Inversión

Al variar el capital de inversión en un 206%, el VAN es igual a 0 y el TIR igual al TMAR, por lo tanto con este valor ya no sería atractivo para la empresa invertir puesto que no habría ganancia ni pérdida alguna al implementar la tecnología de membranas de nanofiltración en el proceso. Si se aumentara por sobre el 206% el proyecto no es rentable al obtener un VAN negativo y un TIR bajo la TMAR.

5.6.2 Análisis de la Durabilidad de las Membranas

Según el proveedor las membranas tendrían una duración de 1 año en funcionamiento, debido a las altas presiones que son sometidas en el proceso. Por esta razón es importante verificar si esta variable es crítica para que el proyecto no sea rentable.

Para analizar el efecto de la durabilidad de las membranas, se consideró una disminución de la duración, es decir, aumentar la frecuencia de cambio de membranas anuales implicando el aumento de los costos de operación.

En la tabla n°25 se presenta el efecto que genera la durabilidad de las membranas en la rentabilidad del proyecto.

N° Cambio de Membranas Anual	VAN (US\$)	TIR (%)
1	3.866.367	52
2	3.823.981	51
3	3.781.594	51
4	3.739.208	51
5	3.696.822	50
10	3.484.889	48
20	3.061.025	44
30	2.637.161	40
40	2.213.297	35
50	1.789.433	31
60	1.365.569	26
70	941.705	22
80	517.840	17
90	93.976	11
92	0	10
100	-329.888	5

Tabla 25: Variación Durabilidad de Membranas

Para que el proyecto ya no sea atractivo para la empresa, es necesario cambiar membranas 92 veces al año, aproximadamente 8 veces al mes, es decir cada 4 días. Esta durabilidad de 4 días difiere enormemente la real proyectada, por lo tanto el proyecto soporta grandes variaciones de esta variable.

5.6.3 Análisis del Costo de la Energía Eléctrica

La energía eléctrica es el mayor costo operacional, por lo tanto analizar el efecto de un aumento del precio de la energía es muy relevante para el proyecto.

Se realizó una variación en el precio de la energía aumentándolo, calculando el VAN y TIR para cada aumento, los resultados son mostrados en la tabla n° 26.

% Variación Costo Energía Eléctrica	Costo Energía Eléctrica (US\$/kW)	Egresos Operac. (US\$)	VAN (US\$)	TIR (%)
0%	0,19	205.680	3.866.367	52
10%	0,21	225.285	3.753.462	1
20%	0,23	244.890	3.640.557	50
30%	0,25	264.495	3.527.652	49
40%	0,27	284.100	3.414.747	47
50%	0,29	303.705	3.301.842	46
60%	0,30	313.507	3.245.390	46
70%	0,32	333.112	3.132.485	45
80%	0,34	352.717	3.019.580	43
90%	0,36	372.322	2.906.675	42
100%	0,38	391.927	2.793.770	41
200%	0,57	578.173	1.721.173	30
300%	0,76	764.419	648.576	18
358%	0,87	877.038	0	10
400%	0,95	198.320	-424.022	4

Tabla 26: Variación Costo Energía Eléctrica

Para que el proyecto ya no sea atractivo el costo de la energía debe variar en un 358% alcanzando 0,87 US\$/kW, aumentando este valor la implementación de membranas de nanofiltración ya no es rentable puesto que el VAN es negativo y el TIR menor a la tasa mínima atractiva de retorno.

5.7 CONCLUSIONES DEL CAPÍTULO

Según los resultados obtenidos en la evaluación económica del proyecto, de un VAN de US\$3.866.367 con una TIR de 52% para una TMAR de un 10%, se concluye que el proyecto económicamente es atractivo para la empresa, sin realizar grandes cambios en el proceso como se demostró en el capítulo 2.

Según los resultados obtenidos en la evaluación económica del proyecto realizando 3 etapas en el proceso, se obtiene un VAN de US\$3.715.335 con una TIR de 49% para una TMAR de un 10%, resultando económicamente rentable el proyecto adicionando una etapa en el proceso.

Según el análisis de sensibilidad para las variables relevantes involucradas en el proyecto de remoción de impurezas desde soluciones cianuradas mediante la aplicación de membranas de nanofiltración, las cuales son el capital de inversión, la durabilidad de las membranas y el costo de la energía eléctrica se infiere que económicamente el proyecto es estable, ya que necesita grandes variaciones de las variables mencionadas para que ya no sea económicamente rentable para Minera Florida Ltda. Para el caso del capital de inversión debe ocurrir una variabilidad de un 206%, para la durabilidad de las membranas sería necesario cambiarlas 92 veces al año, aproximadamente 8 veces al mes, es decir cada 4 días, la que difiere en 92 veces a la real presupuestada, puesto que se proyecta cambiarlas 1 vez al año. Para la energía eléctrica debe ocurrir una variabilidad de un 358% pasando de 0,19 US\$/kW (costo actual) a 0,87 US\$/kW.

CONCLUSIONES

6. CONCLUSIONES

La tecnología de membranas de nanofiltración es una alternativa de tratamiento atractiva para el proceso, puesto que no es necesario realizar grandes cambios estructurales de la planta y además los beneficios económicos y operacionales que implica aislar las impurezas existentes (especialmente cobre, plomo y cinc) del oro y plata son muy altos.

Según los resultados obtenidos en los análisis químicos de las soluciones del procedimiento experimental y de los balances de masa, las impurezas tales como cobre, cinc y plomo se separan en un el 97,9%, 96,6% y 79,4% respectivamente, produciéndose un electrolito bajo en estos metales.

El electrolito (permeado) que seguirá el proceso de electrodeposición sólo tiene un 2,1%, 3,4% y 20,6% de cobre, cinc y plomo respectivamente del total que tendría la solución rica si no hubiera sido tratada por las membranas de nanofiltración.

Cabe destacar que la corriente del concentrado contiene un 2,4% y 10% de Au y Ag respectivamente de la solución rica tratada, por lo tanto recuperar estos metales es de suma importancia.

Para Minera Florida Ltda. es necesario alcanzar mayores recuperaciones de Au y Ag en el permeado, de 98,5% y 80% respectivamente para cumplir con los estándares de la empresa. Este objetivo se logra en su totalidad adicionando una etapa al proceso de nanofiltración, obteniéndose 98,5% y 92,2% de Au y Ag en el permeado.

Además surge una oportunidad de recuperar el cobre que ha sido aislado de la solución rica, proceso que queda fuera de los alcances de este proyecto.

Según los resultados obtenidos en la evaluación económica del proyecto, de un VAN de US\$3.866.367 con una TIR de 52% para una TMAR de un 10%, se concluye que el proyecto económicamente es atractivo para la empresa.

Según los resultados obtenidos en la evaluación económica del proyecto realizando 3 etapas en el proceso, se obtiene un VAN de US\$3.715.335 con una TIR de 49% para una TMAR de un 10%, resultando económicamente rentable el proyecto adicionando una etapa en el proceso.

Según el análisis de sensibilidad para las variables relevantes involucradas en el proyecto de remoción de impurezas desde soluciones cianuradas mediante la aplicación de membranas de nanofiltración, las cuales son el capital de inversión, la durabilidad de las membranas y el costo de la energía eléctrica se infiere que económicamente el proyecto es estable, ya que necesita grandes variaciones de las variables mencionadas para que ya no sea económicamente rentable para Minera Florida Ltda. Para el caso del capital de inversión debe ocurrir una variabilidad de un 206%, para la durabilidad de las membranas sería necesario cambiarlas 92 veces al año, aproximadamente 8 veces al mes, es decir cada 4 días, la que difiere en 92 veces a la real presupuestada, puesto que se proyecta cambiarlas 1 vez al año. Para la energía eléctrica debe ocurrir una variabilidad de un 358% pasando de 0,19 US\$/kW (costo actual) a 0,87 US\$/kW.

BIBLIOGRAFIA

Baca Gabriel Evaluación de Proyectos [Libro]. - México : MCGraw Hill, 2010.

Cheremisinoff Nicholas Liquid Filtration [Libro]. - United States of America : Butterworth-Heinemann, 1998.

Cotton F. Albert and Wilkinson, Geoffrey Química Inorgánica Básica [Libro]. - México : Limusa, 1994.

Cuartas Beatriz E. Estudio del Proceso de Nanofiltración para la Desmineralización de Lactosuero Dulce [Publicación periódica]. - Valencia : [s.n.], 2005.

Fariñas Manuel Ósmosis Inversa, Fundamentos, tecnología y aplicaciones [Libro]. - Aravaca, España : Mcgraw Hill, 1999.

Green Deniss y Jeffrey Mueller Method for Seperating and Insolating Gold From Copper in a Gold Processing System [Publicación periódica]. - Lakewood : [s.n.], 1999. - 5.961.833.

Peters Max S y Timmerhaus Klaus D. Plant Design and Economics for Chemical Engineers [Libro]. - Singapore : McGraw Hill, 1991.

Saavedra Aldo y Romero Julio Aspectos generales Sobre Procesos y Tecnologías de Membranas [Publicación periódica]. - Santiago : [s.n.], 2003.

Sapag Nassir Proyectos de Inversión, Formulación y Evaluación [Libro]. - Estado de México : Prentice Hall, 2007.

Wagner Jorgen membrane Filtration Handbook [Libro]. - USA : [s.n.], 2001.

ANEXO A INFORMACIÓN TÉCNICA

A.1 MEMBRANA NANOFILTRACIÓN

Especificaciones Membrana

- Membrana: MDS APE (membrana modificada por TFC)
- Área activa: 360 pie² (36,4 m²)
- Presión de operación: 50-1000 psi
- Presión Máxima: 1000 psi
- Temperatura máxima de operación: 70°C
- pH operación: 0,5-13
- pH limpieza: 1-12,5 a 25°C
- Número de elementos por unidad: se recomienda 6 como máximo

A.2 INHIBIDOR DE INCRUSTACIONES (ANTI-INCRUSTANTE) LUPROMIN® L 200

Reactivo Polimérico Orgánico

Agente dispersante – Antiincrustante aplicado a procesos y operaciones metalúrgicas de cianuración de oro (Au), plata (Ag) (Heap Leaching, cianuración de concentrados, etc.) y otros; tanto que empleen sistemas Merrill & Crowe como Carbón Activado.

Asimismo, aplicable en toda operación minera que trabaje con aguas duras que ocasionen incrustamientos y obstrucciones en los sistemas de conducción de líquidos, filtraciones, etc.

Propiedades

- Naturaleza Química: Solución acuosa de un polímero acrílico, sal sódica
- Aspecto: Líquido incoloro a ligeramente amarillento viscoso y transparente
- No volátiles: 44 - 46 %
- Densidad (a 600 cps): 1,344 gr/cc
- Solubilidad en agua: Soluble
- pH de aplicación: Rango básico

Aplicación

Es un agente auxiliar para la industrial minero-metalúrgica, tanto aurífera, polimetálica y no metálica.

El Lupromin ® L-200 es un agente dispersante/ antiincrustante que permite controlar y evitar los efectos causados por el incrustamiento, siendo estos:

- Reducción del flujo de agua/soluciones en tuberías
- Perdida de eficiencia de las bombas
- Eventual o periódicas interrupciones de la producción
- Obstrucción o saturación del carbón activado
- Obstrucción o taponeo de los pads de lixiviación
- Obstrucciones de los aspersores en las pilas de lixiviación
- Otros

Dosificación

Recomendación de 2 ppm – 10 ppm en términos de base de polímero seco (sustancia activa) y con respecto a m³ a complejidad de material a tratar.

Almacenaje

- Tiempo de Vida: 12 meses

Seguridad

No se conoce efectos perjudiciales que resulten del empleo del Lupromin® L 200 en forma adecuada y para fines que se destina. El producto Lupromin® L 200 no provoca daño o perjuicio a la salud cuando se manipula de forma adecuada,

observándose las precauciones y protecciones necesarias para trabajar con productos químicos.

**ANEXO B
GLOSARIO DE TERMINOS**

B. GLOSARIO DE TERMINOS

En esta sección se incluye la descripción de los términos y expresiones técnicas más frecuentes en el texto de esta Memoria. Estos se han organizado en forma alfabética y son los siguientes:

Anti-incrustante o Inhibidor de Incrustaciones: Reactivo que se emplea en osmosis inversa para evitar la obstrucción de las membranas por la deposición de cristales de calcio, magnesio y sílice.

Balance Metalúrgico: Balance de entrada, salida y cambio de inventario de materiales y elementos químicos en la planta durante un período establecido. El balance normal establecerá durante un período mensual el tonelaje de materia prima (concentrado) tratado, las producciones de producto principal (metal doré) y subproductos y los cambios de inventario de los productos intermedios.

Barro Catódico: Producto metalúrgico intermedio que se produce en el proceso de electrodeposición de metales desde la solución que circula por las celdas electrolíticas. Este es un producto de alta densidad y rico en metales preciosos que se acumula sobre las mallas de los cátodos y en el fondo cónico de las celdas electrolíticas.

Cianato: Ión de cianuro oxidado, CNO, que se obtiene por oxidación de ión cianuro libre, por ejemplo en la reacción principal del Proceso INCO/SO₂/ Aire.

Cianuración: Proceso de lixiviación que utiliza cianuro de sodio como reactivo químico para lixiviar oro y plata desde el concentrado polimetálico.

Cianuro Acomplejado: Ión de cianuro, CN^- , que está químicamente ligado a un catión metálico en una solución alcalina. Los complejos débiles de cianuro se pueden disociar fácilmente generando iones metálicos en solución e ión cianuro libre.

Cianuro de Sodio: Reactivo químico, de fórmula NaCN , que se utiliza para lixiviar oro y plata desde el concentrado polimetálico.

Cianuro Libre: Ión de cianuro, CN^- , que no está químicamente ligado a un catión metálico en una solución alcalina. Corresponde a un excedente de cianuro respecto del cianuro requerido para formar complejos aniónicos estables de metales.

Celda Electrolítica: Equipo industrial que se utiliza en el proceso unitario de electrodeposición. La celda electrolítica en esta planta es de fondo cónico y tiene una capacidad volumétrica de $3,5 \text{ m}^3$ y utiliza ánodos de acero inoxidable y cátodos de malla de acero inoxidable.

Clarificación: Operación unitaria que permite filtrar partículas de pequeño diámetro que están contenidas en la solución rica del proceso, produciendo una clarificación de esta solución.

Dureza: Es la suma del contenido de iones calcio y magnesio de una solución. Suele expresarse en meq/l o ppm de CaCO_3 .

Electrodeposición: Proceso unitario de deposición electrolítica de metales disueltos en una solución acuosa de cianuro sobre cátodos contenidos en una celda electrolítica. Se procesa una solución rica en oro y plata y se obtiene luego de la pasada por el proceso una solución pobre, que mantiene la mayor parte de su

contenido inicial de metales como cobre y zinc.

- Electrolito:** Sustancia que en solución acuosa conduce la corriente eléctrica.
- Escoria Doré:** Subproducto metalúrgico obtenido después de la fusión del barro catódico y de la producción de metal doré, en un horno basculante. Su matriz es silíceo y contiene óxidos metálicos y pequeñas cantidades de metal doré.
- Espesamiento:** Operación unitaria de aumento de densidad de una pulpa por decantación de sólidos. El espesamiento de la pulpa de concentrado lixiviado se realiza en un espesador convencional de 40 pies de diámetro.
- Filtrado:** Operación unitaria de separación de sólido y líquido de una pulpa. La operación de filtrado de la pulpa de concentrado lixiviado que se espesa en el espesador de 40 pies de diámetro se realizan en un filtro de presión Larox, con etapa intermedia de lavado del queque.
- Fundentes:** Reactivos químicos utilizados en el proceso de fusión de barro catódico que permiten formar una escoria que puede contener los metales básicos que se electrodepositan junto a los metales preciosos. Se utilizan como fundentes: sílice para dar la matriz de la escoria, borax para ajustar la viscosidad de la escoria y nitrato de sodio para oxidar los metales básicos.
- Fusión:** Proceso unitario que permite separar a alta temperatura los metales preciosos contenidos en el barro catódico de los metales básicos, como cobre y zinc. Se separan dos fases: escoria y metal doré.

Gold Room: Edificio industrial de la Planta de Lixiviación que contiene todos los equipos para producir metal doré por electrodeposición de barro catódico seguida de la fusión de este barro.

Hidróxido de Sodio: Reactivo químico, de fórmula NaOH, que se utiliza para dar alcalinidad (subir pH) a las soluciones de lixiviación, electrodeposición y tratamiento de solución pobre.

Horno Basculante: Equipo industrial para fusión de una carga de barro catódico y fundentes. Su operación de basculación (giro sobre un eje horizontal) permite descargar, colar, dos fases distintas: escoria y metal doré.

Horno de Retorta: Equipo industrial para calentamiento controlado de barro catódico y destilación de metales volátiles a temperaturas de hasta 750 °C.

Inventario: Cantidad acopiada de un producto intermedio del proceso al final de un período de balance. Los productos intermedios pueden ser sólidos o soluciones.

Lixiviación: Proceso unitario de disolución en una solución de cianuro de metales contenidos en el concentrado alimentado a la planta. La lixiviación se realiza por agitación en una serie de seis estanques.

Membrana: Fina partícula de plástico u otra sustancia.

Membrana Semipermeable: Membrana que no permite el paso a su través de uno o varios componentes de una solución.

- Metabisulfito de Sodio:** Reactivo químico, de fórmula $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_5$, que se utiliza para proveer SO_2 en solución en el proceso de tratamiento de la solución pobre con el sistema INCO/ SO_2 / Aire.
- Metal Doré:** Producto metalúrgico principal de la planta. Corresponde a una aleación de plata y oro.
- Muestra:** Cantidad fraccionaria de un flujo de proceso obtenida en forma periódica o sin periodicidad para realizar análisis de su composición física y/o química.
- Permeabilidad:** Flujo de solvente por unidad de superficie de membrana, unidad de tiempo, unidad de espesor y unidad de gradiente de presión.
- Permeado:** Solución que puede atravesar una membrana de ósmosis inversa. Producto obtenido tras someter a una solución a un proceso de osmosis inversa.
- Precipitado:** Sustancia que en el curso de una reacción química se separa del disolvente y se deposita en el fondo.
- Proceso INCO:** Proceso patentado por la empresa canadiense INCO y que permite tratar solución pobre para precipitar metales pesados, como zinc y cobre, y destruir su contenido de cianuro.
- Rechazo o Concentrado:** Efluente cargado en sales procedente de una planta de osmosis inversa.
- Solubilidad:** Cantidad de una determinada sustancia que puede ser disuelta en un solvente.

Solución: Fase líquida formada por más de un componente.

Solución Pobre: Solución acuosa alcalina que ha sido procesada por electrodeposición y que contiene mínimas concentraciones de metales preciosos.

Solución Rica: Solución acuosa alcalina que se obtiene en el proceso de lixiviación y que contiene los metales extraídos desde el concentrado.

Solución Tratada: Solución acuosa alcalina que ha salido del proceso INCO.